

ESTUDIO DE VIABILIDAD

CONVERSIÓN DE UNA CENTRAL DE CICLO COMBINADO A UNA DE POWER-TO-GAS

Autor: Borja Gastón Larequi
Tutor: Jesús María Blanco Ilzarbe

Bilbao, Junio 2018

Borja Gastón Larequi

Autor

Jesús María Blanco Ilzarbe

Tutor

Estudio de Viabilidad

Conversión de una Central de Ciclo
Combinado a una de Power-To-Gas

RESUMEN TRILINGÜE

La tecnología “Power-to-Gas” (PtG o P2G) consiste en la conversión de energía eléctrica (habitualmente excedentes de fuentes de energía renovable debido su intermitencia) en energía química en forma de hidrógeno o metano. Estos productos se pueden utilizar para reconvertirlo en energía eléctrica cuando haya más demanda que oferta eléctrica o como fuente de calor mediante combustión. Una de sus principales ventajas es que el producto resultante del proceso se puede inyectar en la red de tuberías de gas ya existente, sin necesidad de construcción de mayores infraestructuras. Además, el gas resultante del proceso (metano o hidrógeno) es un gas “verde” el cual no ayuda a aumentar el porcentaje de CO₂ atmosférico, dando un balance neutro de CO₂.

Las compañías de distribución eléctricas no se muestran indiferentes ante la situación medioambiental actual y ha decidido replantearse la situación de sus centrales de ciclo combinado. Entre las múltiples opciones futuras para estas centrales está la conversión de las mismas en plantas de PtG, en busca de la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, creando una estructura empresarial más sostenible y respetuosa con el medio ambiente.

Palabras clave: Power-to-Gas, Medio Ambiente, Gases de Efecto Invernadero, Renovables, Sostenible.

.....●
“Power-to-Gas” (PtG o P2G) teknologia, energia elektrikoa energia kimikoaren bihurtetan datza, azkenengo hau hidrogeno edo metano egoeran. Produktu hauek energia elektrikoan berriro bihurtzeko erabili daitezke eskaria eskaintza elektrikoa baino handiagoa denean edo errekuntzako bero-iturri gisa. Abantaila nagusietako bat, prozesuaren ondoriozko produktua lehendik dagoen gasaren kanalizazio sarera injeztatu daiteke, azpiegitura gehiago eraikitzeko beharrik gabe. Halaber, prozesuaren ondoriozko gasa (metanoa edo hidrogenoa) gas "berdea" da CO₂-aren atmosferako ehunekoa handitzen ez duena, honen emaitza CO₂-aren oreka neutroa da.

Banaketa elektrikoaren enpresak ez dira axolagabeak ingurumenaren inguruko egoerara eta ziklo konbinatuko zentralen egoera berraztertu du. Etorkizunerako aukera askoren artean zentral hauetarako, PtG zentraletara konbertsioa egitea da, negutegi efektuko gasen emisioen murrizketaren bilaketan, ingurumena errespetatzen duen enpresa-egitura iraunkorragoa sortuz.

Hitz gakoak: Power-to-Gas, Ingurumena, Negutegi Efektuko Gasak, Berriztagarriak, Iraunkorra

.....●

The “Power-to-Gas” technology (PtG or P2G) consists of converting electrical energy (usually from intermittent sources like renewable energy sources) into chemical energy, producing renewable methane or renewable hydrogen. These produces could be used to reconvert into electricity, when the supply and the demand are not balanced, as a heat source by combustion, as a fuel in the area of mobility and so on. One of its main advantages lies in the fact that the product of the process (H_2 or CH_4) could be injected into the current gas grid and, thus, it is not necessary to build new infrastructures for it. Moreover, the resultant gas of the process (Methane or Hydrogen) is a eco-friendly gas which does not rise the percentage of atmospheric CO_2 , resulting in a neutral balance of CO_2 .

The main power distribution companies do not seem indifferent to the current environmental situation and it has decided to rethink the situation of its natural gas combined cycle plants. Among the many future options for these plants is the conversion into PtG plants, seeking to reduce emissions of greenhouse gases, creating a more sustainable and eco-friendly business structure.

Key words: Power-to-Gas, Environmental, Greenhouse gases, Renewable, Sustainable, Feasibility.



ÍNDICE

RESUMEN TRILINGÜE	2
NOMENCLATURA Y ABREVIACIONES	8
NOMENCLATURA	8
ABREVIACIONES	9
LISTA DE FIGURAS.....	11
LISTA DE ILUSTRACIONES	13
LISTA DE TABLAS.....	14
LISTA DE ECUACIONES.....	16
1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS	17
1.1. INTRODUCCIÓN	17
1.2. OBJETIVOS.....	19
REFERENCIAS.....	19
2. ESTADO DEL ARTE DE LA TECNOLOGÍA POWER-TO-GAS	21
2.1. INTRODUCCIÓN.....	21
2.2. EFICIENCIA DEL PROCESO.....	23
2.3. CONCEPTOS SIMILARES AL POWER-TO-GAS.....	24
2.4. INTEGRACIÓN EN LA RED DE GAS NATURAL.....	25
2.5. TAMAÑO DE PLANTAS Y SINERGIAS POTENCIALES.....	28
2.6. ELECTRÓLISIS DEL AGUA	28
2.6.1. TERMODINÁMICA DE LA ELECTRÓLISIS DEL AGUA	29
2.6.2. EFICIENCIA DEL ELECTROLIZADOR	31
2.6.3. TIPOS DE TECNOLOGÍAS Y COMPARATIVA.....	32
2.7. METANIZACIÓN	36
2.7.1. FUNDAMENTO QUÍMICO	37
2.7.2. TECNOLOGÍAS ACTUALES.....	38
2.7.3. METANIZACIÓN COMO PARTE DEL SISTEMA POWER-TO-GAS.....	41
2.7.4. REACTIVOS DEL PROCESO DE METANIZACIÓN: HIDRÓGENO Y DIÓXIDO DE CARBONO.....	42
2.7.5. INTEGRACIÓN DEL CALOR EN EL PROCESO PtG	43
2.8. CAPTURA DE CO ₂	46
REFERENCIAS.....	50
3. DISTINTOS TIPOS DE CADENAS DE PROCESO.....	52

3.1.	CADENAS DE PROCESO.....	52
3.2.	PRODUCCIÓN DE METANO O HIDRÓGENO: VENTAJAS/DESVENTAJAS	55
	REFERENCIAS.....	56
4.	ANÁLISIS DEMANDA ELÉCTRICA EN ESPAÑA Y EUSKADI	57
4.1.	ANÁLISIS DE LA DEMANDA EN ESPAÑA	57
4.1.1.	CONSUMOS RESIDENCIAL	58
4.1.2.	CONSUMO NO RESIDENCIAL	58
4.1.3.	CRECIMIENTO DE LA DEMANDA	58
4.1.4.	ELASTICIDAD DEMANDA ELÉCTRICA-PIB.....	60
4.1.5.	CONSUMO ANUAL, POTENCIA CONTRATADA A FINAL DE AÑO, CONSUMIDORES A FINAL DE AÑO	62
4.1.6.	CONCLUSIONES	64
4.2.	ANÁLISIS DE LA DEMANDA EN EUSKADI	64
4.2.1.	CONSUMO ANUAL, POTENCIA CONTRATADA A FINAL DE AÑO, CONSUMIDORES A FINAL DE AÑO	67
4.2.2.	CONSUMO ANUAL Y NÚMERO DE CONSUMIDORES POR SECTORES PRINCIPALES	68
	REFERENCIAS.....	71
5.	ANÁLISIS DE LA EVOLUCIÓN DEL PRECIO DEL GAS Y EL SISTEMA GASISTA ESPAÑOL	72
5.1	ANÁLISIS DE LA EVOLUCIÓN DEL PRECIO DEL GAS EN ESPAÑA	72
5.1.1	CONSUMIDORES DOMÉSTICOS.....	72
5.1.2	CONSUMIDORES INDUSTRIALES	74
5.2	EL SISTEMA GASISTA ESPAÑOL	76
	REFERENCIAS.....	77
6.	ANÁLISIS DE LA HOJA DE RUTA 2050	78
6.1	PRINCIPALES DESAFÍOS DE EUROPA	78
6.2	OBJETIVOS INTERMEDIOS HASTA 2050	78
6.3	PERSPECTIVA SECTORIAL.....	80
6.3.1.	SECTOR ELÉCTRICO.....	80
6.3.2.	TRANSPORTE	82
6.3.3.	CONSTRUCCIÓN	82
6.3.4.	SECTORES INDUSTRIALES, INCLUIDAS LAS INSDUSTRIAS DE ALTO CONSUMO DE ENERGÍA	83
6.3.5.	AGRICULTURA	84

6.4	INVERSIÓN EN UN FUTURO HIPOCARBÓNICO	85
6.4.1.	AUMENTO SUSTANCIAL DE LAS INVERSIONES DE CAPITAL	85
6.4.2.	REDUCCIÓN DE LA FACTURA ENERGÉTICA DE EUROPA Y DE SU DEPENDENCIA RESPECTO A LAS IMPORTACIONES DE COMBUSTIBLES FÓSILES	86
6.4.3.	NUEVOS PUESTOS DE TRABAJO	87
6.4.4.	MEJORA DE LA CALIDAD DEL AIRE Y DE LA SALUD.....	87
6.5	DIMENSIÓN INTERNACIONAL Y EL ACUERDO DE PARÍS.....	88
6.6	CONCLUSIONES	89
	REFERENCIAS.....	89
7.	ANÁLISIS PRIMARIO DE LA CONVERSIÓN.....	90
7.1.	CENTRAL DE CICLO COMBINADO	90
7.1.1.	TURBINA DE GAS	91
7.1.2.	TURBINA DE VAPOR	91
7.1.3.	CALDERA DE RECUPERACIÓN DE CALOR.....	92
7.1.4.	ALTERNADOR O GENERADOR ELÉCTRICO	93
7.1.5.	CONDENSADOR	94
7.1.6.	DESGASIFICADOR	95
7.1.7.	BOMBAS DE AGUA DE ALIMENTACIÓN.....	95
7.1.8.	SISTEMAS AUXILIARES	96
7.2.	PLANTA POWER-TO-GAS.....	96
7.2.1.	ELECTROLIZADORES	97
7.2.2.	COMPRESORES.....	98
7.2.3.	DESOXIDIZER Y DRYER.....	98
7.2.4.	GASÓMETROS O TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE GAS	99
7.2.5.	REACTORES DE METANIZACIÓN.....	99
7.2.6.	CONDENSADORES	99
7.2.7.	DRYER DE METANIZACIÓN	100
7.2.8.	SISTEMAS AUXILIARES.....	100
7.3.	CONVERSIÓN DE CICLO COMBINADO A PtG	100
	REFERENCIAS.....	100
8.	ANÁLISIS TÉCNICO-ENERGÉTICO DE LA CONVERSIÓN	102
8.1.	BALANCE MÁSIKO-ENERGÉTICO DEL PROCESO DE “ELECTRÓLISIS”	105
8.1.1.	ELECTROLIZADOR ALCALINO ATMOSFÉRICO (AEC) MODELO NEL A-485 (EMPRESA <i>Nel Hydrogen</i>).....	105

8.1.2.	ELECTROLIZADOR DE MEMBRANA POLIMÉRICA (PEM) MODELO M400 (EMPRESA <i>Proton OnSite</i>)	107
8.2.	BALANCE MÁSSICO-ENERGÉTICO DEL PROCESO DE “METANIZACIÓN”	109
8.2.1.	BALANCE MÁSSICO	110
8.2.2.	BALANCE ENERGÉTICO	111
8.3.	BALANCE TOTAL PLANTA DE POWER-TO-SNG	111
8.3.1.	BALANCE MÁSSICO	112
8.3.2.	BALANCE ENERGÉTICO	112
	REFERENCIAS	112
9.	ANÁLISIS ECONÓMICO	114
9.1.	ELECTROLIZADORES	114
9.2.	REACTORES DE METANIZACIÓN	118
9.3.	CAPTURA DE CO ₂	119
	REFERENCIAS	121
10.	ANÁLISIS DE RIESGOS	123
	REFERENCIAS	125
11.	DIAGRAMA DE GANTT / CRONOGRAMA	126
12.	APLICACIÓN A UN CASO REAL: SOTO DE RIBERA 4 Y 5	128
12.1.	MODELO DE COSTES	129
12.2.	FACTOR DE CARGA Y PRECIO DE LA ELECTRICIDAD	130
12.3.	ANÁLISIS DE RENTABILIDAD	131
12.4.	CASOS PRÁCTICOS	132
12.4.1.	CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw _e de Input	132
12.4.2.	CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw _e de Input	136
12.4.3.	CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mw _e de Input	139
12.4.4.	CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mw _e de Input	145
12.5.	CONCLUSIONES	151
	REFERENCIAS	152
13.	CONCLUSIONES Y PROPUESTAS DE ESTUDIO	153
13.1.	CONCLUSIONES	153
13.2.	PROPUESTAS DE NUEVOS ESTUDIOS	154
	ANEXOS	155
	ANEXO 1	155

NOMENCLATURA Y ABREVIACIONES

NOMENCLATURA

$\Delta Consumot$	Crecimiento del consumo total
$\Delta G(T)$	Energía libre de Gibbs (kJ/mol)
ΔG_R^0	Energía libre de Gibbs estándar (kJ/mol)
$\Delta H(T)$	Diferencia de entalpía (kJ/mol)
ΔH_R^0	Entalpía estándar de Reacción (kJ/mol)
$\Delta PIBt$	Crecimiento del PIB total
$\Delta S(T)$	Diferencia de Entropía (kJ/mol*K)
$\epsilon_{DEM/PIB}$	$\Delta Consumot / \Delta PIBt$
F	Constante de Faraday (F=96,487 C/mol)
H	Factor de Carga (horas/año)
I	Inversión inicial (€ o cualquier otra unidad monetaria)
k	Tasa de Descuento o Coste de Capital (%) o (-)
n	Número de electrones transferidos
n_{meas}	Hidrógeno producido realmente (moles)
n_{th}	Hidrógeno producido teóricamente según la ley de Faraday (moles)
η	Eficiencia Energética (-)
η_{el}	Eficiencia Eléctrica (-)
η_F	n_{meas} / n_{th}
η_v	V_{th} / V_{app}
P	Presión (bar) o (Pa)
PCI	Poder Calorífico Inferior (kJ/kg) o (kWh/Nm ³)

PCS	Poder Calorífico Superior (kJ/kg) o (kWh/Nm ³)
Q_t	Flujo de Caja en el año t (€ o cualquier otra unidad monetaria)
R	Constante de los gases ideales (R=8,314 kJ/kg*K)
T	Temperatura (°C) o (K)
V	Potencial corregido del electrodo (V)
V⁰	Potencial del electrodo en condiciones estándar (V)
V_{act}	Sobrevoltaje de Activación (V)
V_{app}	Voltaje aplicado realmente (V)
V_{con}	Sobrevoltaje de Concentración
V_{ohm}	Sobrevoltaje por pérdidas internas (V)
V_{rev}	Voltaje reversible (V)
V_{th}	Potencial termodinámico (V)
X_i	Conversión del gas i (%) o (-)
Y_x	Fracción molar del gas X (%) o (-)

ABREVIACIONES

ACS	Agua Caliente Sanitaria
AEC	Electrólisis o Electrolizadores Alcalinos
AIE	Agencia Internacional de la Energía
AT	Alta Tensión
BTX	Benceno, Tolueno, Xileno
CAPEX	Inversiones en Bienes de Capitales (<i>Inglés: CAPital EXPenditures</i>)
CAPV	Comunidad Autónoma del País Vasco
CC	Ciclo Combinado
CDA	Captura Directa del Aire del CO ₂
CE	Comisión Europea

CHP	Calor y electricidad combinados (<i>Inglés: Combined heat and power</i>)
EUROSTAT	Oficina Europea de Estadística
GEI	Gases de Efecto Invernadero
GN	Gas Natural
HRSG	Caldera de Recuperación de Calor (<i>Inglés: Heat Recovery Steam Generator</i>)
I+D	Investigación y Desarrollo
LCOX	Coste Nivelado de la Energía X (<i>Inglés: Levelized Cost of Energy X</i>)
LULUCF	Uso de la tierra, cambios en el uso de la tierra y la silvicultura (<i>Inglés: Land Use, Land-Use Change and Forestry</i>)
MINETUR	Ministerio de Energía, Turismo y Agenda Digital de España
O&M	Operación y Mantenimiento
OPEX	Costes de Operación (<i>Inglés: Operating Expense</i>)
PEMEC o PEM	Electrólisis o Electrolizadores de Membrana Polimérica
PIB	Producto Interior Bruto
PtF	Power-to-Fuels
PtG o P2G	Power-to-Gas
PtL	Power-to-Liquids
PYME	Pequeñas y Medianas Empresas
RCDE	Régimen de Comercio de Derechos de Emisión
SNG	Gas Natural Sintético (<i>Inglés: Synthetic Natural Gas</i>)
SOEC	Electrólisis o Electrolizadores de Óxido Sólido
TIR	Tasa Interna de Retorno
TRS	Tasa de Retorno Simple o PayBack
TUR 1 y 2	Tarifa de Último Recurso 1 y 2
UE	Unión Europea

VAN	Valor Actual Neto
------------	-------------------

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 : Termodinámica de la celda electrolítica. Voltaje de celda y energía necesaria en función de la temperatura de operación (Fuente: Dorf. 2004).	30
Figura 2: Procesos de Metanización.....	38
Figura 3 : Análisis comparativo 2000-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015) ...	57
Figura 4: Crecimiento de la demanda de energía por factores 1970-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015).	59
Figura 5 : Evolución de la demanda de energía 1970-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015).....	59
Figura 6 : Elasticidad de la demanda para 1970-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015).	60
Figura 7 : Porcentaje de aportación a la elasticidad para 1970-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015).	61
Figura 8: Consumo Anual en España 1990-2014 (Fuente: MINETUR).	62
Figura 9 : Potencia Contratada Nacional 1990-2014 (Fuente: MINETUR).	63
Figura 10 : Consumidores Nacionales a final de año 1990-2014 (Fuente: MINETUR).....	63
Figura 11 : Sectorización 1980-1993 (Fuente: MINETUR).....	65
Figura 12 : Sectorización 1994-2007 (Fuente: MINETUR).....	66
Figura 13 : Sectorización 2.008-Actualidad (Fuente: MINETUR).....	66
Figura 14 : Consumo Anual en Euskadi 1990-2014 (Fuente: MINETUR).....	67
Figura 15 : Potencia Contratada a final de año en Euskadi 1990-2014 (Fuente: MINETUR)	67
Figura 16 : Consumidores en Euskadi a final de año 1990-2014 (Fuente: MINETUR)	68
Figura 17 : Consumo Anual por sectores principales en la CAPV 1990-2014 (Fuente: MINETUR)	69
Figura 18 : Consumidores Anuales por sectores principales en la CAPV 1990-2014 (Fuente: MINETUR).....	70
Figura 19 : Consumidores Anuales por sectores principales (menos Usos Domésticos) en la CAPV 1990-2014 (.....)	70
Figura 20: Evolución TUR1 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT)	73
Figura 21 : Evolución TUR2 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT)	73
Figura 22 : Evolución Tarifas 3 y 4 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT).....	74
Figura 23 : Evolución en el EURO28 del precio del GN para consumidores industriales 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT).....	75
Figura 24 : Evolución en España del precio del GN para consumidores industriales 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT).....	75
Figura 25 : Porcentaje de la Diversificación del aprovisionamiento de gas en España en 2015 y 2016 (Fuente: ENAGAS).....	77
Figura 26 : Voltaje de equilibrio de celda electrolítica en función de la temperatura para distintas presiones (Fuente: Götz et al. 2014)	102

Figura 27 : Energía requerida y voltaje de celda requerido en función de la temperatura (Fuente: Dorf 2004).....	103
Figura 28 : Rendimiento químico del metano en equilibrio termodinámico para condiciones estequiométricas del gas de alimentación en METANIZACIÓN CATALÍTICA (CO ₂ =20%,H ₂ =80%)(Fuente: Götz et al. 2014).....	104
Figura 29 : Relación en METANIZACIÓN CATALÍTICA entre la conversión de CO o CO ₂ y el porcentaje de CH ₄ de la corriente seca de SNG (Sin gases inertes; H ₂ /CO=3 y H ₂ /CO ₂ =4; Selectividad=100%)(Fuente: Götz et al. 2014).....	104
Figura 30 : Conversión de Equilibrio y contenido de H ₂ y CH ₄ para METANIZACIÓN CATALÍTICA con CO ₂ (Sin gases inertes, (H ₂ /CO ₂) _{in} =4)(Fuente: Götz et al. 2014).....	105
Figura 31 : Balance másico electrolizador Nel A-485.....	106
Figura 32 : Balance energético electrolizador Nel A-485.....	107
Figura 33 : Balance másico del electrolizador M400.....	108
Figura 34 : Balance energético del electrolizador M400.....	109
Figura 35 : Balance másico del proceso de metanización de la planta de Rozenburg.....	110
Figura 36 : Balance energético del proceso de metanización de la planta de Rozenburg.....	111
Figura 37 : Balance másico Planta de Power-to-SNG 2,225 Mwelec.....	112
Figura 38 : Balance energético Planta de Power-to-SNG 2,225 MWelec.....	112
Figura 39 : Relación CAPEX de electrolizadores y Potencia instalada en la planta, para el caso de presión atmosférica y a 15 bars (Fuente: NEL Hydrogen).....	116
Figura 40 : Coste por unidad de potencia de las distintas tecnologías de electrólisis según varios autores (Fuente: Götz et al. 2015).....	117
Figura 41 : Relación del Coste de Metanización por unidad de energía y la Capacidad de la planta (Fuente: Grond et al. 2013).....	118
Figura 42 : Balance másico total CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw _e de Input.....	133
Figura 43 : Balance energético total CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw _e de Input.....	134
Figura 44 : Relación VAN y Coste de Capital CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mwe de Input.....	135
Figura 45 : Análisis de Sensibilidad CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mwe de Input.....	135
Figura 46 : Balance másico total CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw _e de Input.....	137
Figura 47 : Balance energético total CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw _e de Input.....	137
Figura 48 : Relación VAN y Coste de Capital CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mwe de Input.....	138
Figura 49 : Análisis de Sensibilidad CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mwe de Input.....	139
Figura 50 : Balance másico total CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input.....	141
Figura 51 : Relación Van - Coste de capital para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input.....	142

Figura 52 : Relación Factor de Carga-LCOX para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input	143
Figura 53 : Relación Factor de Carga-VAN para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input	143
Figura 54 : Relación Factor de Carga-TIR para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input	144
Figura 55 : Relación Factor de Carga-PayBack para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input	144
Figura 56 : Análisis de Sensibilidad CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input	145
Figura 57 : Balance másico total CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	147
Figura 58 : Balance energético total CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	147
Figura 59 : Relación VAN-coste de capital para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	148
Figura 60 : Relación Factor de Carga-LCOX para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	149
Figura 61 : Relación Factor de Carga-VAN para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	149
Figura 62 : Relación Factor de Carga-TIR para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	150
Figura 63 : Relación Factor de Carga-PayBack para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	150
Figura 64 : Análisis de Sensibilidad CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	151

LISTA DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1: Esquema del funcionamiento de la tecnología PtG (Fuente: Lehner et al. 2014)	21
Ilustración 2 : Diagrama de Sankey de PtG (Fuente: Lehner et al. 2014)	22
Ilustración 3: Esquema de la unidad de Metanización de una planta PtG.....	41
Ilustración 4 : Visión general de los procesos y los sistemas de captación de CO ₂	48
Ilustración 5 : Esquema sistema de Captura Directa del Aire del CO ₂ (CDA) (Fuente: Ranjan 2010)	49
Ilustración 6 : Porcentaje de reducción anual de GEI por sectores hacia el objetivo de 2050 (Fuente: Comisión Europea).....	79
Ilustración 7: Esquema de la central de CC de BBE (Fuente: Bahía de Bizkaia Electricidad)	90
Ilustración 8: Esquema de una turbina de gas (Fuente: RENOVETEC)	91
Ilustración 9: Esquema de un turbina de Vapor (Fuente: RENOVETEC)	92
Ilustración 10 : Esquema de una caldera de recuperación (Fuente: RENOVETEC)	93
Ilustración 11 : Esquema de un Generador Síncrono (Fuente: RENOVETEC)	94
Ilustración 12 : Esquema de un Condensador de Carcasa y Tubos (Fuente: RENOVETEC).....	94

Ilustración 13 : Esquema de un Desgasificador (Fuente: RENOVETEC)	95
Ilustración 14 : Esquema de un bomba hidráulica Radial (Fuente: RENOVETEC)	96
Ilustración 15: Esquema planta PtG para obtener SNG (Fuente: Lehner et al. 2014)	97
Ilustración 16: Electrolizador PEM modelo M200 de la empresa Proton OnSite (Fuente: Proton OnSite).....	98
Ilustración 17: Electrolizador AEC modelo A-150 de la empresa NEL Hydrogen (Fuente: NEL Hydrogen).....	98
Ilustración 18: Reactor tubular catalítico modelo DWE® de la empresa MAN (Fuente: MAN) ..	99
Ilustración 19 : Hoja de características modelo Nel A-485 (Fuente: NEL Hydrogen).....	106
Ilustración 20: Hoja de características modelo M400 (Fuente: Proton OnSite)	108
Ilustración 21 : Diagrama del proceso de Metanización de la planta de Rozenburg.....	110
Ilustración 22 : Matriz de Impacto de una planta PtG	124
Ilustración 23 : Diagrama de Gantt del proyecto	127
Ilustración 24: Curvas de duración del precio spot para distintas zonas europeas en 2014 (Fuente: ENEA CONSULTING)	130
Ilustración 25: Mínimo Precio medio de spot para distintas zonas europeas en 2014 (Fuente: ENEA CONSULTING)	131

LISTA DE TABLAS

Tabla 1: Parámetros de diferentes tecnologías de almacenamiento de energía (Fuente: Lehner et al. 2014)	19
Tabla 2: Eficiencias para diferentes cadenas de proceso de PtG (Fuente: Stener et al. 2011)...	23
Tabla 3: Especificaciones de las propiedades del gas de inyección según diferentes regulaciones europeas (Fuente: Müller et al. 2013)	25
Tabla 4: Especificaciones de calidad del gas introducido en el sistema gasista en España	26
Tabla 5: Especificaciones de calidad del gas procedente de fuentes no convencionales introducido en el Sistema Gasista en España.	26
Tabla 6: Parámetros más importantes de las tecnologías de Electrólisis (Fuente: Lehner et al. 2014; Götz et al. 2015)	36
Tabla 7: Parámetros más importantes de las tecnologías de Metanización (Fuente: Lehner et al. 2014; Götz et al. 2015)	41
Tabla 8 : Calidad necesaria del gas para el proceso de Metanización (Fuente:Müller-Syring et al. 2013; Bajohr 2014).....	43
Tabla 9 : Consideraciones previas para los cálculos con el programa ASPEN (Fuente: Fraubaum y Haider, 2014)	45
Tabla 10 : Flujos de calor y refrigeración de una planta PtG de 100MW _{el} (Fuente: Fraubaum y Haider, 2014).....	46
Tabla 11 : Potencia eléctrica producida para distintos niveles de potencia en el proceso de electrólisis en ambos tipos de metanización (Fuente: Fraubaum y Haider, 2014).....	46
Tabla 12: Categorías EUROSTAT consumidores GN 2007-Actualidad (Fuente: EUROSTAT).....	72
Tabla 13: Perspectiva sectorial de reducción de GEI hasta 2050 (Fuente: Comisión Europea)..	80

Tabla 14 : Resultados del balance másico del proceso de metanización de la planta de Rozenburg	110
Tabla 15 : Resultados generales del balance energético del proceso de metanización de la planta de Rozenburg	111
Tabla 16 : Resultados por reactor del balance energético del proceso de metanización de la planta de Rozenburg	111
Tabla 17 : Precios por kWe para distintas potencias de electrolizadores alcalinos (Fuente: ENEA CONSULTING)	115
Tabla 18 : Coste anual de O&M de los electrolizadores alcalinos (Fuente: ENEA CONSULTING)	116
Tabla 19 : Previsión de los precios por kWe para distintas potencias de electrolizadores PEM para los próximos años (Fuente: ENEA CONSULTING).....	117
Tabla 20 : Coste anual de O&M de los electrolizadores PEM (Fuente: ENEA CONSULTING) ...	117
Tabla 21 : Previsión de los precios por kWch4 para distintas potencias de Reactores de Metanización para los próximos años (Fuente: ENEA CONSULTING).....	119
Tabla 22 : Coste total estimado (a no ser que marque lo contrario) según diferentes autores para CDA (Fuente: Sáenz-Pérez et al, 2016)	120
Tabla 23: Escala de los costos correspondientes a los componentes de un sistema de CAC en 2002, aplicados a un tipo de central eléctrica o fuente industrial determinado (Fuente: Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, 2005).....	120
Tabla 24 : Resumen de los costos de la captación de CO2 para las nuevas centrales eléctricas sobre la base de la tecnología existente. Estos costes no incluyen transporte ni almacenamiento del CO ₂ (Fuente: Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, 2005)	121
Tabla 25 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw _e de Input	134
Tabla 26 : Indicadores de Rentabilidad CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mwe de Input	134
Tabla 27 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw _e de Input	137
Tabla 28 : Indicadores de Rentabilidad CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mwe de Input	138
Tabla 29 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mw _e de Input	141
Tabla 30 : Indicadores de Rentabilidad CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input	142
Tabla 31 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mw _e de Input	147
Tabla 32 : Indicadores de Rentabilidad CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input	148

LISTA DE ECUACIONES

Ecuación 1: Ecuación de proceso de la tecnología “Power-to-Chemistry®”	24
Ecuación 2: Ecuación General Electrólisis del agua.....	29
Ecuación 3: Definición de la diferencia de entalpía función de la temperatura	29
Ecuación 4: Voltaje reversible	29
Ecuación 5: Potencial termodinámico.....	29
Ecuación 6: Ecuación de Nernst	30
Ecuación 7: Eficiencia Energética del Electrolizador	31
Ecuación 8: Eficiencia Eléctrica del Electrolizador	31
Ecuación 9: Voltaje de operación de la celda electrolítica.....	32
Ecuación 10: Reacción de Sabatier.....	37
Ecuación 11: Reacción de conversión por desplazamiento	37
Ecuación 12: Reacción global de Metanización	37
Ecuación 13: Reacción de Equilibrio de Boudouard.....	37
Ecuación 14: Metanogénesis Acetoclástica	39
Ecuación 15: Metanogénesis Hidrogenotrófica	39

1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

En este apartado se incluyen una introducción al tema a tratar en el presente estudio, así como los objetivos que se pretenden conseguir con este documento.

1.1. INTRODUCCIÓN

El cambio en la estructura del sistema energético se debe principalmente al inminente cambio climático. Otros incentivos pueden ser consideraciones estratégicas (reducir la dependencia de importaciones de combustibles fósiles, estabilizar el precio de la electricidad o mejorar la imagen internacional), o un cambio de paradigma en la forma en que se opera el sistema de producción eléctrica. De esta manera, la UE y otros países se han puesto manos a la obra en su lucha contra el cambio climático, los gases de efecto invernadero (GEI) y los combustibles fósiles, llevando a cabo la *Hoja de Ruta de 2050* y ratificándola con el Acuerdo de París sobre el cambio climático. El suministro energético del futuro permitirá la utilización de fuentes renovables en mayor medida que hoy en día. Así, las energías renovables están siendo, progresivamente, incluidas en todas las áreas de los sistemas energéticos: en transporte respecto a combustible, en el campo de la termoenergética y electricidad. Más allá de cualquier controversia, el aumento las energías renovables, en particular la energía eólica y solar, ya causan discrepancias entre la oferta y la demanda eléctricas.

El continuo incremento de la parte “volátil” de producción de energía eléctrica no es igual en todas las regiones. Fuentes renovables como la biomasa o la energía hidráulica muestran menores fluctuaciones, comparándolas con la energía eólica o fotovoltaica. Por lo tanto, aquellos países o regiones cuya producción eléctrica dependa en gran medida de energía eólica o fotovoltaica, deberán hacer frente a una gran volatilidad en la producción de energía eléctrica. Es el caso, por ejemplo, de España que depende en gran medida de la energía eólica, y de ahí la preocupación por un mayor desarrollo de esta tecnología y cada vez más de la energía solar (tanto fotovoltaica como termosolar). Debido a factores medioambientales, no es posible lograr un nivel constante de producción eléctrica sólo con energía eólica y solar. Por ello, los sistemas energéticos deben enfrentarse a una gran fluctuación en la producción eléctrica.

Hay varias posibilidades de abordar los retos de un cambio en el sistema energético. Por el momento, la ampliación de la red eléctrica, la mejora de la gestión de la demanda eléctrica y la implementación, desarrollo e innovación de instalaciones de almacenamiento de energía son posibles medidas para satisfacer los requerimientos de las energías renovables. Dependiendo, en el futuro, de la porción que ocupen las energías renovables en el sistema eléctrico, la mayoría, o incluso todas estas medidas, deben aplicarse. En cuanto a los sistemas de almacenamiento, también se necesitarán instalaciones de almacenamiento estacionales. Los sistemas de almacenamiento de energía tomarán un papel crucial en la integración de las fuentes renovables en sistemas con producción variable. Por ello, se hará necesario disponer de grandes capacidades de almacenamiento para un uso futuro. Además, se hará necesario un ampliación de la red eléctrica y una mejor gestión de la demanda eléctrica (*load management*).

En el mercado se dispone ya de varios tipos de sistemas de almacenamiento de electricidad totalmente heterogéneos y con distintos estados de desarrollo. Disponemos, por ejemplo, de

estaciones de bombeo de agua para almacenaje en cotas superiores para grandes cantidades de energía o baterías para pequeñas cantidades, además de otras tecnologías en desarrollo como baterías recargables o sistemas basados en volantes de inercia. Para la evaluación de un sistema de almacenamiento de energía se deben considerar las siguientes variables:

1. Capacidad de almacenamiento.
2. Máxima potencia de Carga/Descarga.
3. Duración posible de almacenaje.
4. Eficiencia
5. Beneficios del sistema
6. Pérdidas de almacenaje
7. Potencial total de almacenamiento de todas las plantas
8. Disponibilidad temporal, Capacidad Garantizada
9. Costes de Inversión
10. Costes de Operación y Mantenimiento.
11. Impacto Económico
12. Condiciones del lugar o el terreno donde se instalará
13. Existencia de infraestructura en el lugar (red eléctrica, tuberías, etc)
14. Aceptación popular de nuevos proyectos en el entorno, impacto medioambiental.
15. Posibilidad de conversión, requerimientos para la reconversión.

Una evaluación completa de todas estas variables ayudaría a comparar los distintos métodos de almacenamiento, pero todavía hoy no se disponen de datos suficientes para ello.

Una opción prometedora para el almacenamiento, por tanto, resulta la conversión de energía eléctrica en otros tipos de energía, como la química, que más tarde puedan reconvertirla de nuevo en eléctrica. Así, mediante la conversión de, por ejemplo, energía eléctrica en química obtenemos ciertos productos como Hidrógeno, Metano, Metanol, Ácidos Fórmicos, Combustibles o la Hidrogenación de hidrocarburos aromáticos.

La tecnología Power-to-Gas (PtG o P2G) consiste en la conversión de energía eléctrica (habitualmente excedentes de fuentes de energía renovable debido su intermitencia) en energía química en forma de hidrógeno o metano. Estos productos se pueden utilizar para reconvertirlo en energía eléctrica cuando haya más demanda que oferta eléctrica o como fuente de calor mediante combustión. Una de sus principales ventajas es que el producto resultante del proceso se puede inyectar en la red de tuberías de gas ya existente, sin necesidad de construcción de mayores infraestructuras. Actualmente esta tecnología se encuentra en vías de desarrollo, de modo que en el menor tiempo posible resulte económicamente viable a gran escala. Muchos equipos investigadores se hayan, actualmente, trabajando sobre diferentes aspectos de esta tecnología. Además, ya hoy, tenemos ejemplos de varias plantas que están utilizando esta tecnología. Pese a todo queda aún mucho camino por recorrer hasta que los desarrollos tecnológicos y sistemáticos permitan la viabilidad económica de esta tecnología.

En la siguiente tabla se hace una comparación de distintos tipos mediante la eficiencia de conversión (electricidad - electricidad), la capacidad y el tiempo posible de almacenaje.

Tecnología	Eficiencia (%)	Capacidad (MW)	Tiempo de Almacenaje
Bombeo de Agua a cota superior	70-85	1-5000	Horas-meses
Baterías Li-Ion	80-90	0.1-50	Minutos-días
Batería de Plomo y Ácido	70-80	0.05-40	Minutos-días
Power-to-Gas ^a	30-75	0.01-1000	Minutos- meses
Aire comprimido	70-75	50-300	Horas-meses
Batería redox de vanadio	65-85	0.2-10	Horas-meses
Batería de Sulfuro de Sodio	75-85	0.05-34	Segundos-horas
Batería de Niquel Cadmio	65-75	45	Minutos-días
Volante de Inercia	85-95	0.1-20	Segundos-minutos

^a Power-to-Gas: eficiencia de 50-75% si no se reconvierte en electricidad.

Tabla 1: Parámetros de diferentes tecnologías de almacenamiento de energía (Fuente: Lehner et al. 2014)

1.2. OBJETIVOS

El objetivo del presente documento es estudiar la viabilidad técnico-económica de conversión de la totalidad o de parte de las centrales de ciclo combinado, en centrales del tipo *Power-to-Gas*. Para ello se hace necesario:

- Contextualizar el documento analizando el histórico de la demanda eléctrica en España durante los últimos años.
- Analizar el precio del gas para diferentes tipos de consumidores en los últimos años.
- Estudiar las nuevas políticas europeas en materia medioambiental.
- Analizar la nueva tecnología PtG viendo las diferentes opciones que ésta ofrece.
- Hacer un análisis primario, técnico- energético y económico de la conversión.
- Estudio de varios casos prácticos para ver las diferentes opciones que ofrece esta tecnología.

REFERENCIAS

DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands*. Groningen.

Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS*.

European Powertogas (2017). <https://www.europeanpowertogas.com/about/power-to-gas>.

Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., et al. (2015). *Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review*. Elsevier.

Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models*. Linz, Austria: Springer.

Power to Gas. (s.f.). En Wikipedia. Recuperado el 21 de Julio de 2017 de https://en.wikipedia.org/wiki/Power_to_gas.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA TECNOLOGÍA POWER-TO-GAS

En este apartado se realizará un repaso del estado del arte de la tecnología PtG, explicando, además, la parte física-técnica del proceso y las diferentes opciones tecnológicas que presenta.

2.1. INTRODUCCIÓN

La generación eléctrica de fuentes de energías renovables debe hacer frente a las fluctuaciones que, por factores medioambientales, se dan en ellas. Estas fuentes de energía demandan sistemas de gran capacidad de distribución así como posibilidad de almacenaje variable.

La tecnología Power-to-Gas (PtG) satisface estas demandas mediante la conversión de energía eléctrica en energía química, mediante Hidrógeno (H_2) o Metano (CH_4), los cuales pueden ser almacenados o inyectados en la red de tuberías existente.

Habitualmente, las fuentes de energía renovable transfieren la electricidad producida a la red general de potencia. El transporte de electricidad está limitado, por un lado, por la demanda de la red y, por otro lado, la capacidad de la red.

En la siguiente figura se muestra un esquema del funcionamiento de la tecnología PtG.

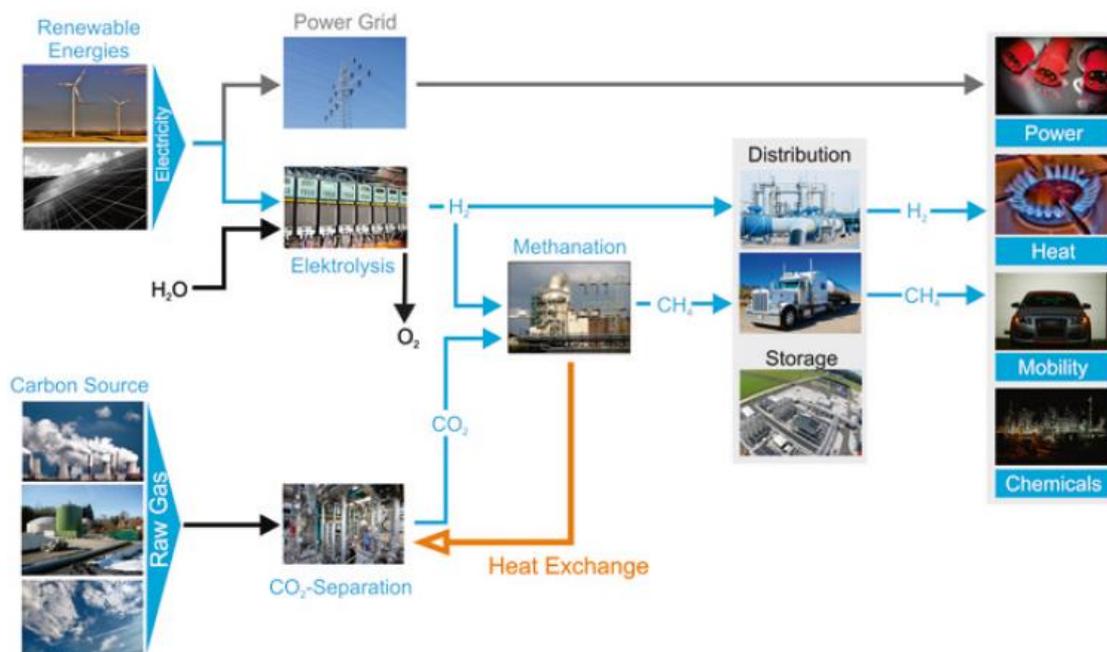


Ilustración 1: Esquema del funcionamiento de la tecnología PtG (Fuente: Lehner et al. 2014)

El excedente de energía de las fuentes de energía renovable se usa para, mediante electrólisis, producir oxígeno e hidrógeno a partir de agua.

El principal producto de este proceso es el **hidrógeno**. Éste puede ser transportado en una red propia especialmente diseñada para transportar hidrógeno, como aditivo en la red general de gas, mediante camión o tren. También podría ser almacenado en tanques apropiados para ello

o junto con gas natural en los medios de almacenamiento ya existentes. Este hidrógeno puede ser transformado de nuevo en energía eléctrica, como un posible combustible en el sector del transporte o en centrales de ciclo combinado, o como una valiosa materia prima para la industria, particularmente la química y la metalúrgica las cuáles consumen grandes cantidades de hidrógeno al año (en torno a 600 billones m³/año).

Sin embargo, el oxígeno resultante del proceso, que en principio no tendría valor, podría ser usado por la industria metalúrgica o química, los cuáles requieren de este gas, siempre y cuando las condiciones locales, como la distancia a potenciales compradores o la demanda de éstos, hagan viable su almacenaje y venta, en caso contrario se expulsará a la atmósfera.

Como se apuntaba, el hidrógeno es el primer posible producto del proceso PtG. Pero el volumen producible de hidrógeno está limitado por la falta de infraestructuras actuales para este producto, así como por el máximo contenido permitido de hidrógeno en la red actual de gas natural. Consecuentemente, el segundo posible, pero opcional, paso en el proceso PtG es la metanización. El hidrógeno, conseguido en el primer paso, y el dióxido de carbono (CO₂) sintetizan en **metano**, mediante tanto reacción catalítica química como biológica. Este metano producido en la metanización es llamado **Gas Natural Sintético (SNG)** por sus siglas en inglés). El subproducto de esta reacción es vapor de agua. El dióxido de carbono necesario puede provenir de los gases de proceso o escape de la industria de producción o de centrales que usen combustibles fósiles, centrales de biogás, o de la atmósfera o del agua del mar. Debido a que las fuentes de dióxido de carbón puro son poco habituales (Ausfelder y Bazzanella 2008; Kuckshinrichs y Hake 2015), la captura de CO₂ juega un papel importante en la tecnología PtG, tanto económicamente como técnicamente.

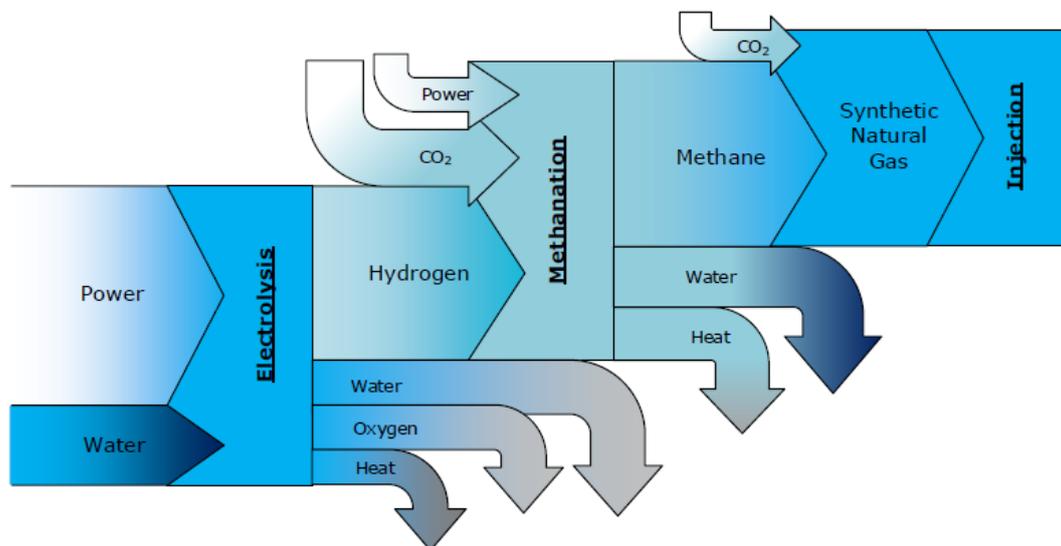


Ilustración 2 : Diagrama de Sankey de PtG (Fuente: Lehner et al. 2014)

La principal ventaja del metano como producto es su uso ilimitado en la infraestructura gasista. Las posibilidades de transporte y almacenamiento en la red de gas existentes son usadas para la transferencia de energía renovable en forma de SNG. La gran capacidad de

almacenaje de gas en Europa (hay unos 134 depósitos subterráneos para almacenamiento de gas lo largo de Europa con volumen de almacenamiento total de 94 billones m³ de gas natural) permite el depósito variable de energía renovable hasta 1000 TWh. Además, la infraestructura para la utilización de metano ya existe y es completamente técnicamente madura. A parte de la conversión en electricidad en centrales de ciclo combinado, el SNG puede ser utilizado como combustible en el sector transporte, como materia prima en la industria o como fuente de calor al quemarlo. Las propiedades físico-químicas del SNG y del gas natural son tan similares que no se tienen que llevar a cabo cambios de tipo técnico en los sistemas de uso final del SNG. Al menos no son necesarias inversiones en infraestructura para transporte, almacenamiento o uso.

2.2. EFICIENCIA DEL PROCESO

La gran cantidad de exergía con la que cuenta la energía eléctrica se ve inevitablemente reducida en el proceso de conversión. Es preferible evitar cualquier tipo innecesario de conversión siempre que sea posible. En la siguiente tabla se dan las eficiencias de diferentes procesos de PtG.

Electricity to gas

Electricity → Hydrogen	54–72	Including compression to 200 bar (underground storage working pres.)
Electricity → Methane (SNG)	49–64	
Electricity → Hydrogen	57–73	Including compression to 80 bar (feed in gas grid for transportation)
Electricity → Methane (SNG)	50–64	
Electricity → Hydrogen	64–77	Without compression
Electricity → Methane (SNG)	51–65	

Electricity to gas to electricity

Electricity → Hydrogen → Electricity	34–44	Conversion to electricity: 60 %, compression to 80 bar
Electricity → Methane → Electricity	30–38	

Electricity to gas to combined heat and power (CHP)

Electricity → Hydrogen → CHP	48–62	40 % electricity and 45 % heat, compression to 80 bar
Electricity → Methane → CHP	43–54	

Tabla 2: Eficiencias para diferentes cadenas de proceso de PtG (Fuente: Stener et al. 2011)

La eficiencia de la metanización es del 70-85% en caso de ser catalítica-química (Grond et al. 2013) y de más del 95% en caso de ser biológica (Grond et al. 2013). Como se verá más adelante **la temperatura y presión a la que se lleven a cabo los procesos de electrólisis y metanización influirán en la eficiencia final del proceso**. Además las eficiencias del sistema P-t-G se ven incrementadas cuando el calor generado en el proceso es aprovechado, en “District heating” o en plantas industriales colindantes que lo necesiten.

La generación de energía eléctrica a partir del metano en centrales de ciclo combinado cierra el ciclo del Power-to-Gas. Esto permite, por ejemplo, transportar energía generada en un punto, mediante fuentes de energía renovables, a otro punto lejano mediante las infraestructuras ya existentes. Sin embargo, esta opción es la que presenta menor eficiencia de las que se presentan en la tabla.

Para el caso de generar electricidad a partir de hidrógeno, se obtienen conversiones ligeramente mejores que en el caso anterior. Para este propósito se pueden usar turbinas de gas, pilas de combustible o pilas de combustible reversibles. Las pilas de combustible de hidrógeno están adquiriendo un gran peso en los últimos años en el sector de la automoción como claro oponente a los motores de combustión. Sin embargo, todavía falta desarrollo tecnológico y un mayor desarrollo de las infraestructuras necesarias para distribución y almacenamiento.

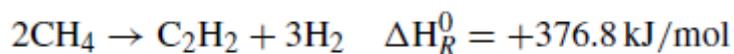
Por último, el nivel de presurización al que deben de estar gases tiene gran importancia en la eficiencia total alcanzable. Este nivel depende, principalmente, de las instalaciones para transporte o almacenamiento con las que se cuenten.

2.3. CONCEPTOS SIMILARES AL POWER-TO-GAS

El concepto Power-to-Gas no es la única opción almacenaje de energía mediante la conversión energía de origen renovable en energía química. Además del hidrógeno o metano como portadores de energía, existen el metanol, el ácido fórmico u otros combustibles. Estas otras opciones se engloban dentro del concepto de *“Power-to-Liquids (PtL)”* o *“Power-to-Fuels (PtF)”* (Bilfinger Industrial Technologies 2014). El hidrógeno generado mediante electrólisis es convertido catalíticamente con CO₂ en metanol, o mediante síntesis Fischer-Tropsch en hidrocarburos líquidos.

Los expertos discuten, a día de hoy, si las plantas de Power-to-Liquids son más apropiadas para plantas a mayor escala, mientras que las plantas Power-to-Gas podrían adaptarse correctamente también a aquellas de menor escala.

Existe otro concepto interesante a la par que prometedor llamado *“Power-to-Chemistry®”*. Esta tecnología está registrada por Evonik Industries (Markowz 2014). Mediante un horno de arco eléctrico el metano es convertido en acetileno e hidrógeno mediante la siguiente ecuación:



Ecuación 1: Ecuación de proceso de la tecnología *“Power-to-Chemistry®”*.

Un subproducto de esta reacción es el Etileno (C₂H₄). Un único horno de arco eléctrico consume 10 MW_{el} y puede ser operado dinámicamente con paradas y arranques de menos de 1 minuto. Su conversión es bastante alta también, 1 Mwh_{el} es convertido a 0.9 MWh_{th}. La flexibilidad de carga puede lograrse mediante hornos en paralelo. Otro punto fuerte de esta tecnología es la conversión de un compuesto de un solo carbono a un compuesto con dos carbonos, además del hidrógeno. Además, no es necesaria una fuente de dióxido de carbono como en el caso de PtG, ahorrándose este coste. En contrapartida, la energía renovable debe transportarse hasta el sitio donde se encuentre la planta química para que se dé el proceso, siendo en muchas ocasiones inviable.

2.4. INTEGRACIÓN EN LA RED DE GAS NATURAL

Los productos generados en el proceso PtG (hidrógeno y SNG) deben de ser transportados, preferiblemente, mediante la red de gas natural existente y almacenado en ésta, o almacenados en instalaciones de gran capacidad. Cabe destacar que existen pocas infraestructuras que operen solamente con hidrógeno, por ello el hidrógeno debe inyectarse en la red de gas natural. Debido a esto, los impactos de la inyección de hidrógeno o SNG deben ser evaluados de antemano, y los requerimientos de composición y volumen del gas inyectado, así como las restricciones existentes, deben ser consideradas.

El caso del Gas Natural Sintético (SNG) es menos crítico que el del hidrógeno ya que el gas natural consiste en metano en una gran proporción. Por tanto, es posible una inyección prácticamente ilimitada de metano en la red. Sin embargo, es importante mencionar que el proceso de metanización se trata de una reacción de equilibrio. Por consiguiente, parte del hidrógeno y del CO₂ no se habrán convertido en metano, y además se obtendrá gran cantidad de vapor de agua de la reacción. Se hace necesaria una limpieza del gas producto (SNG) para su inyección en la red.

Las diferentes calidades del gas natural están catalogadas como H-gas (>96% vol. CH₄) y L-gas (>88% vol. CH₄) (Müller-Syring et al. 2013). En la siguiente tabla se indican la especificación a las que hacen mención diferentes regulaciones en relación a las propiedades del gas.

Parameter	Unit	DVGW G 260 (Weißdruck May 2008)	ÖVGW G31	EASEE-gas	DIN 51624
Wobbe index	kWh/m ³		13.3–15.7		
L-gas		10.5–13.0		–	–
H-gas		12.8–15.7		13.6–15.8	–
Heating value	kWh/m ³	8.4–13.1	10.7–12.8	–	–
Relative density	–	0.55–0.75	0.55–0.66	0.555–0.75	0.555–0.7
Methane number	–	DIN 51624	–	–	70
Hydrogen content	vol.%	≤5	≤4	–	2

Tabla 3: Especificaciones de las propiedades del gas de inyección según diferentes regulaciones europeas (Fuente: Müller et al. 2013)

En España, las especificaciones que debe tener todo gas a inyectar en la red gasista aparecen en la Resolución de 22 de septiembre de 2011, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifica el protocolo de detalle PD-01 "medición" de las normas de gestión técnica del sistema gasista. Así, todo el gas introducido en los puntos de entrada del Sistema Gasista, deberá cumplir con las especificaciones de calidad de la siguiente tabla:

Propiedad (*)	Unidad	Mínimo	Máximo
Índice de Wobbe	kWh/m ³	13,403	16,058
PCS	kWh/m ³	10,26	13,26
D	m ³ /m ³	0,555	0,700
S Total	mg/m ³	-	50
H ₂ S + COS (como S)	mg/m ³	-	15
RSH (como S)	mg/m ³	-	17
O ₂	mol %	-	[0.01]
CO ₂	mol %	-	2,5
H ₂ O (Punto de rocío)	°C a 70 bar (a)	-	+ 2
HC (Punto de rocío)	°C a 1-70 bar (a)	-	+ 5
Polvo / Partículas	-	Técnicamente puro	

(*) Tabla expresada en las siguientes condiciones de referencia: [0°C, V(0°C, 1,01325 bar)]

Tabla 4: Especificaciones de calidad del gas introducido en el sistema gasista en España

La Resolución también hace mención a los gases procedentes de fuentes no convencionales, tales como el biogás, el gas obtenido a partir de biomasa u otro tipo de gas producido mediante procesos de digestión microbiana. Éstos deberán cumplir con las especificaciones de calidad de la siguiente tabla:

Propiedad (*)	Unidad	Mínimo	Máximo
Metano (CH ₄)	mol %	95	-
CO	mol %	-	2
H ₂	mol %	-	5
Compuestos Halogenados: Flúor Cloro	mg/m ³	-	10 1
Amoniaco	mg/m ³	-	3
Mercurio	µg/m ³	-	1
Siloxanos	mg/m ³	-	10
Benceno, Tolueno, Xileno (BTX)	mg/m ³	-	500
Microorganismos	-	Técnicamente puro	
Polvo / Partículas	-	Técnicamente puro	

(*) Tabla expresada en las siguientes condiciones de referencia:[0°C, V(0°C, 1,01325 bar)]

Tabla 5: Especificaciones de calidad del gas procedente de fuentes no convencionales introducido en el Sistema Gasista en España.

La inyección de hidrógeno en la red de gas natural plantea una serie de cuestiones que han sido investigadas en estudios recientes (Müller-Syring et al. 2013; Melaina et al. 2013; Florisson 2010; Müller-Syring and Henel 2014; Haeseldonckx and D'haeseleer 2007) .Así, se deberán considerar los siguientes problemas:

- Se ha de tener en cuenta las características del gas de la red, Índice de Wobbe o Poder calorífico por ejemplo, antes de inyectar el compuesto que se desee. Con mayores cantidades de hidrógeno el Índice de Wobbe y el PCS se ven reducidos. Por tanto, el porcentaje de hidrógeno tolerable dependerá directamente de las características del gas de red. Entre un 5% vol. y un 15% vol. de H₂ es admisible.
- El impacto en la infraestructura de gas: tuberías, válvulas, sensores, etc. Tuberías tanto de acero como de plástico son capaces de operar con mezclas de hasta 30% vol de H₂. El porcentaje de fugas y pérdidas aumentará pero aún son tolerables tanto económicamente como ecológicamente. En particular, el sistema de medición usado en la infraestructura debe ajustarse para mezclas con hidrógeno.
- La capacidad de transporte. El Poder calorífico volumétrico del H₂ es 3 veces inferior que el del metano. Por tanto, para el mismo caudal, 3 veces menos energía se consigue transportar con el hidrógeno en vez de con metano. Además, si se quiere transportar una cantidad X de energía, con hidrógeno tendremos que enviar más volumen que incurrirá en mayores pérdidas de presión a lo largo de la red y se harán necesarios compresores de mayor tamaño y más caros. También se han de evaluar los compresores ya instalados en la red para ver su capacidad de transportar diferentes mezclas de hidrógeno/metano.
- El impacto en la infraestructura del consumidor. Aplicaciones a nivel doméstico, como sistemas de combustión o calderas para casas o apartamentos, pueden operar con mezclas de hasta 20% vol. H₂.
Las Turbinas de gas son más sensibles al hidrógeno. La mayoría de fabricantes limitan el contenido que debe usarse en sus turbinas a un 1-2% vol. H₂. Sin embargo, los tests de laboratorio llevados a cabo demuestran que son capaces de funcionar con mezclas de hasta 14% vol. H₂. Consideraciones similares deben tenerse en cuenta con los motores de gas.
- El impacto en el sector automovilístico. El número de metano, la capacidad antidetonante de un gas, se ve reducida según aumentamos el porcentaje de hidrógeno en la mezcla. Por ejemplo, 10% vol. H₂ incurre en una reducción de 5-7 unidades. La norma DIN 51624 es muy estricta con el contenido de hidrógeno, limitando éste a un 2% vol. H₂. Esto se debe a la falta de conocimiento en cómo tolerarán los tanques de almacenamiento de acero, tanto en coches como gasolineras, mayores porcentajes de hidrógeno a largo plazo.
- El impacto en las instalaciones de almacenamiento de gas subterráneas. Hoy en día, para el almacenamiento subterráneo de gas natural se usan cavernas de sal y bolsas o embalses subterráneos de donde antes se extrajo gas. Sobre todo, en embalses subterráneos con superficies porosas la presencia del gas pueda acarrear reacciones microbiológicas que cambien las condiciones geoquímicas del lugar.

Actualmente, se recomienda limitar el porcentaje de hidrógeno en la red de gas natural a un 2% vol. en caso de que haya gasolineras conectadas a la red y a un 10% vol. en caso de que no haya conectadas a la red gasolineras, turbinas de gas o motores.

2.5. TAMAÑO DE PLANTAS Y SINERGIAS POTENCIALES

El tamaño de planta de un sistema PtG puede variar desde unos 100 KW conectados de input hasta más de 100 MW, o incluso hasta los Gigavatios para sistemas autárquicos. Como consecuencia de esto, la instalación debe adecuarse a cada caso concreto, a las condiciones del entorno en el que se encuentre. Estas condiciones influirán en el producto definitivo que se quiera producir, hidrógeno o metano, la fuente de dióxido de carbono (para plantas pequeñas se puede usar dióxido de carbono de plantas de biogás y metanización biológica en lugar de química; En el caso de plantas en la escala de MWs se necesitan fuentes industriales de dióxido de carbono y metanización química preferiblemente), el uso de los subproductos de las distintas reacciones (concretamente oxígeno y calor de reacción) y la forma en que el producto es distribuido y almacenado.

Cabe destacar además el uso de los subproductos para crear un sinergia junto con el principal producto del proceso, y de esta manera reducir el coste final resultando en un proceso más eficiente. El calor producido en la reacción altamente exotérmica de metanización podría utilizarse, por ejemplo, para la captura de CO₂. En el caso de la captura de CO₂ por absorción química con soluciones basadas en amina, la principal demanda de energía surge de la regeneración de las soluciones ricas que se realiza calentando los líquidos de scrubbing. La utilización del oxígeno producido en el proceso de electrólisis viene condicionada a que cerca de la planta de PtG se encuentre un posible comprador del mismo, como por ejemplo alguna empresa proveniente de la industria química o metalúrgica.

2.6. ELECTRÓLISIS DEL AGUA

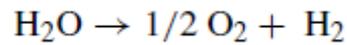
La *electrólisis del agua* es el proceso mediante el cual al aplicar a una cierta cantidad de agua un voltaje y una corriente continua conseguimos la disociación de la misma en hidrógeno y oxígeno. Consecuentemente, un *electrolizador* es un dispositivo electroquímico que convierte energía eléctrica (también energía térmica) en energía química, y el dispositivo utilizado en el proceso de electrólisis.

El producto de interés, como se ha venido indicando anteriormente, es el hidrógeno. A día de hoy, el 95% de todo el hidrógeno del mundo es obtenido de combustibles fósiles y sólo en torno a un 4% es obtenido mediante electrólisis (Holladay et al. 2009). El hidrógeno es un gran portador de energía con una gran densidad de energía por peso (33 kWh/kg) hasta 3 veces mayor que la de los hidrocarburos líquidos.

La electrólisis del agua juega un papel fundamental en los sistemas Power-to-Gas, siendo el nexo de unión entre la energía eléctrica y la energía química. Las características fundamentales que debe tener un electrolizador que vaya a ser usado en PtG son: modos de operación muy dinámicos, alto rendimiento a cargas parciales, buena pureza del gas producto, diseño compacto, alta relación W/m³, gran capacidad de producción y baja inversión y costes de operación. Aunque la electrólisis del agua resulta una tecnología ya conocida necesita de mejoras en busca de satisfacer los mencionados requerimientos. Actualmente, se están llevando a cabo diversos estudios en este campo.

2.6.1. TERMODINÁMICA DE LA ELECTRÓLISIS DEL AGUA

La ecuación general es la siguiente:



Ecuación 2: Ecuación General Electrólisis del agua

$\Delta H(T)$ es la cantidad total de energía que se ha de suministrar a la celda electrolítica para separar las moléculas del agua según la reacción anterior. El cambio en la energía libre de Gibbs $\Delta G(T)$ representa la cantidad de energía eléctrica y $T \Delta S(T)$ representa la cantidad de calor que han de ser provistas al electrolizador para que se dé la reacción (1).

$$\Delta H(T) = \Delta G(T) + T \Delta S(T)$$

Ecuación 3: Definición de la diferencia de entalpía función de la temperatura

El potencial mínimo que ha de suministrarse a la celda electrolítica para que comience la reacción viene representada por el **voltaje reversible** (V_{rev}), el cual está relacionado con la energía libre de Gibbs mediante la siguiente fórmula:

$$V_{rev} = \frac{\Delta G}{nF} = 1.23 \text{ V}$$

Ecuación 4: Voltaje reversible

(3)

Con $\Delta G=237.22\text{kJ/mol}$ (en condiciones estándar de 1 bar y 298 K), n el número de electrones transferidos según la reacción (1) y la constante de Faraday $F=96,487 \text{ C/mol}$.

El **potencial termodinámico** (V_{th}) está asociado a la diferencia de entalpía asociada a la reacción de separación de las moléculas del agua (1)

$$V_{th} = \frac{\Delta H}{nF} = \frac{\Delta G}{nF} + \frac{T \Delta S}{nF} = 1.48 \text{ V}$$

Ecuación 5: Potencial termodinámico

Con $\Delta H=285,84\text{kJ/mol}$ y una temperatura de 298 K.

Si el voltaje aplicado a la celda electrolítica es mayor de V_{rev} pero inferior a V_{th} entonces la separación del agua se produce absorbiendo calor del ambiente mientras la celda disipa el calor relacionado con el cambio irreversible de entropía. Si el voltaje aplicado a la celda es igual a V_{th} (y por tanto mayor que V_{rev}) el calor generado por Joule dentro de la celda iguala el calor consumido en la reacción endotérmica electrolítica y por tanto no se necesitará de calor del ambiente. Si el potencial es mayor que los dos anteriores, entonces el electrolizador produce calor en exceso y deberá ser refrigerado convenientemente para reducir la degradación del sistema.

La temperatura y la presión de operación son parámetros importantes en los electrolizadores y deben ser convenientemente escogidos.

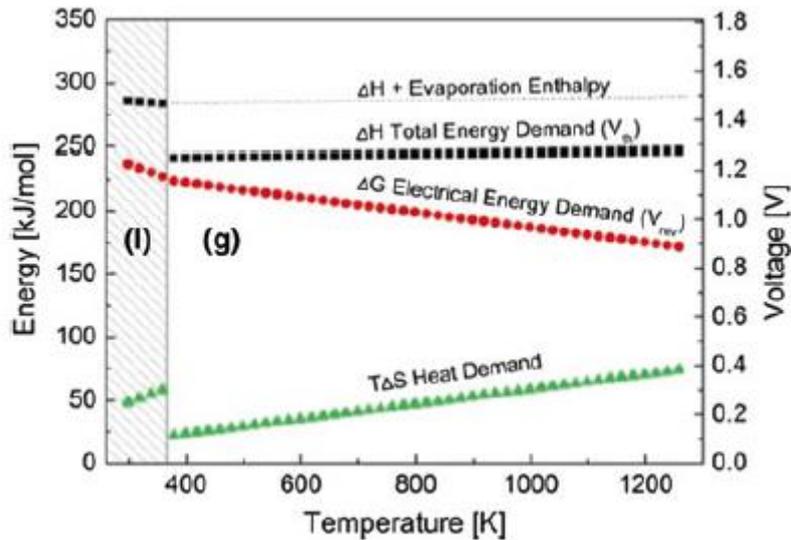


Figura 1 : Termodinámica de la celda electrolítica. Voltaje de celda y energía necesaria en función de la temperatura de operación (Fuente: Dorf, 2004).

En esta ilustración se puede observar la dependencia de la temperatura que tiene una demanda particular de energía y su correspondiente voltaje puramente desde el punto de vista termodinámico. Debido a que la vaporización del agua ocurre a 373 K en condiciones de presión normales, la curva de demanda total de energía ($\Delta H(T)$ respecto V_{rev}) es discontinua y permanece prácticamente inalterada. También se observa como si el caudal de entrada a la celda electrolítica es vapor de agua en vez de agua líquida se necesita menos energía, como se puede apreciar en la curva $\Delta G(T)$ respecto V_{th} en la que a medida que aumenta la temperatura la curva desciende.

La influencia de la presión en el voltaje aplicado al electrolizador es mínima y se puede demostrar reescribiendo la ecuación de Nernst como sigue:

$$\Delta V = V - V^0 = -\frac{RT}{nF} \ln \frac{1}{\sqrt{P}}$$

Ecuación 6: Ecuación de Nernst

R es la constante de los gases ideales (8.314 J/mol K) y P la presión total dentro del electrolizador asumiendo que es igual en ambos electrodos. Un incremento de la presión de 1 a 200 bar a 298 K y 1,073 K conlleva un incremento del voltaje teórico de sólo 34 mV en el primer caso y de 122mV en el segundo. Pese a que aumentar la presión de operación cause un escaso aumento del potencial teórico, tiene otros efectos positivos como en los costes de producción de compresión del hidrógeno, por ejemplo.

2.6.2. EFICIENCIA DEL ELECTROLIZADOR

Existen en la bibliografía diferentes eficiencias para describir el comportamiento de los electrolizadores, como eficiencias del voltaje, de energía, etc.

La eficiencia de conversión de energía de un electrolizador es a menudo definida como sigue en la siguiente ecuación. Esta incluye la demanda eléctrica total de todos los componentes del sistema.

$$\eta = \frac{\text{Energía de salida}}{\text{Energía de entrada}} \rightarrow \frac{PCS_{H_2}}{\text{Energía Eléctrica de entrada}}$$

Ecuación 7: Eficiencia Energética del Electrolizador

A menudo, la energía de salida se puede aproximar al Poder Calorífico del hidrógeno ya sea el inferior ($PCI_{H_2}=3 \text{ kWh/Nm}^3$) o el superior ($PCS_{H_2}=3.54 \text{ kWh/Nm}^3$), pero ya que a menudo se usa agua líquida como caudal de entrada se ha de tener en cuenta la energía de vaporización del agua para los cálculos, por eso se usa PCS. La energía de entrada en la electrólisis del agua está limitada a la energía eléctrica aportada. En estos términos, es importante conocer si esta energía eléctrica será suministrada a una única celda, a un conjunto de ellas o al sistema del electrolizador completo junto con sus elementos auxiliares necesarios para la operación de electrólisis. Como ejemplo, cabe indicar que una reducción de un 50% o más en la cantidad de energía eléctrica del punto óptimo de operación conlleva una reducción de 10-30% de la eficiencia energética del electrolizador. Esto resulta muy importante para electrolizadores usados para Power-to-Gas los cuáles en muchas ocasiones trabajarán a cargas parciales.

Se puede definir una eficiencia eléctrica (η_{el}) a nivel de celda electrolítica o en un conjunto de ellas, como producto de un rendimiento de voltaje por un rendimiento de Faraday. η_v es definido como la relación entre V_{th} y el voltaje aplicado realmente (V_{app}). η_F es definido como la relación del hidrógeno producido realmente (n_{meas}) y el que teóricamente debería haberse producido según la ley de Faraday (n_{th}). Debido a que el valor de η_F es cercano a 1 para un amplio rango de densidades de corrientes, la eficiencia eléctrica (η_{el}) se aproxima al valor de la eficiencia de voltaje (η_v).

$$\eta_{el} = \eta_V * \eta_F = \frac{V_{th}}{V_{app}} * \frac{n_{meas}}{n_{th}} \rightarrow \eta_V$$

Ecuación 8: Eficiencia Eléctrica del Electrolizador

Debido a que η_{el} de un electrolizador convencional es significativamente inferior a 1, los voltajes de operación de los electrolizadores convencionales exceden en gran medida de $V_{th}=1,48 \text{ V}$ debido a pérdidas irreversibles como resistencias internas y sobrevoltajes. Además, estos parámetros cambian según la corriente de operación. Consecuentemente, el voltaje de operación depende de la puesta a punto del electrolizador además del punto de operación.

El voltaje de operación de una celda electrolítica puede expresarse como suma de V_{rev} y una serie de sobrevoltajes.

$$V = V_{rev} + V_{act} + V_{ohm} + V_{conc}$$

Ecuación 9: Voltaje de operación de la celda electrolítica

El “sobrevoltaje de activación” (V_{act}) está atribuido a las cinéticas limitadas de electrodo en el ánodo y cátodo. Cuanto mayor sean las actividades electro-catalíticas menores serán los correspondientes sobrevoltajes de activación. V_{act} muestra una dependencia logarítmica respecto a la corriente eléctrica, y por tanto a altos valores de la corriente eléctrica es prácticamente constante.

El sobrevoltaje V_{ohm} es causado por las pérdidas en las resistencias internas y es prácticamente proporcional a la corriente eléctrica que pasa a través de la celda electrolítica. V_{ohm} muestra una dependencia lineal respecto a la densidad de corriente según la Ley de Ohm. Este sobrevoltaje se hace más importante, e incluso dominante, a altas corrientes eléctricas.

El “sobrevoltaje de concentración” (V_{con}) es causado por las limitaciones existentes en la transferencia másica de gases. Puede ser minimizado con un buen diseño de la celda o del electrolizador. Presenta el menor voltaje de los tres mencionados en esta explicación.

Para una configuración dada de un electrolizador y una cierta corriente eléctrica, el sobrevoltaje total decrece con la temperatura debido, principalmente, a la mejora de la cinética total de la reacción. Además, aumentar la temperatura también tiene su efecto positivo, desde el punto de vista termodinámico, en ΔG , y por lo tanto en el voltaje reversible (V_{rev}). Por todo ello, **el voltaje de operación puede verse significativamente reducido con el aumento de la temperatura. La presión tiene una influencia insignificante en la termodinámica o la cinética del proceso, y por tanto es menos importante desde el punto de vista de la eficiencia.**

2.6.3. TIPOS DE TECNOLOGÍAS Y COMPARATIVA

Actualmente en el mercado existen, principalmente, tres tipos de tecnologías de electrólisis del agua: Electrólisis alcalina (AEC), Electrólisis de membrana polimérica (PEMEC) y Electrólisis de Óxido Sólido (SOEC).

2.6.3.1. Electrólisis Alcalina (AEC)

Se trata de la tecnología más desarrollada de las tres y la tecnología usada, actualmente, en grandes aplicaciones industriales de electrólisis del agua.

Los electrolizadores que usan esta tecnología operan con densidades de corriente de 300-500 mA/cm² y voltajes de celda de 1.9-2.4 V. Las temperaturas de operación se hayan en un rango de 70-90 °C. A menudo, estos electrolizadores operan a presión atmosférica, existiendo, también, sistemas presurizados hasta 15 bar y rara vez por encima de este valor. La capacidad de producción de los electrolizadores comerciales disponibles de este tipo cubre un amplio rango de 1-760 Nm³ H₂/h. Los más grandes electrolizadores industriales pueden presentar producciones de más de 10,000 Nm³ H₂/h. La pureza del hidrógeno de salida es al menos del 99.5% vol. H₂.

La eficiencia del sistema varía ampliamente con el tamaño del sistema y también con la pureza que se desee conseguir y la presión de operación, por ejemplo. Los sistemas típicos presentan eficiencias entre un 60-80% correspondientes a demandas eléctricas de 4.3-5.5 kWh/Nm³ H₂. Los electrolizadores que operan a presión atmosférica son ligeramente más eficientes que aquellos que están presurizados. Sin embargo, esto adquiere menor importancia a medida que aumentamos el tamaño del sistema.

En términos de dinámica de operación, este tipo de electrolizadores pueden operar a cargas parciales de 20-100% de su punto óptimo de operación, obteniendo peores calidades de gas y menores eficiencias por debajo del 50% de su punto óptimo de operación. Cabe destacar que este tipo de electrolizadores tienden a tener largos tiempos de arranque y suelen tener dificultades para seguir a los cambios en la potencia eléctrica de entrada.

En cuanto a los materiales necesarios, los platos separadores, los distribuidores de corriente y materiales de contención están hechos de Níquel, aceros chapados en níquel o aceros inoxidable chapados en níquel. Un sellado apropiado se consigue con materiales metálicos o poliméricos. En cuanto a los electrodos, el material más usado es el níquel porque, a día de hoy, presenta el mejor compromiso entre estabilidad química, buen funcionamiento y bajo coste. Una desventaja de éste es la desactivación del níquel a lo largo del tiempo. Se han de realizar mayores investigaciones en el campo de los materiales para crear electrolizadores alcalinos más efectivos y tratar de aminorar en la medida de lo posible sus desventajas.

Como ventajas, destacar que se trata de una tecnología madura, usada en grandes aplicaciones industriales en la escala de MW, durabilidad, disponibilidad, no usan metales del grupo platino y bajo coste comparando con las otras tecnologías. Las mayores desventajas de este tipo de tecnología son la baja densidad de corriente, los limitados modos dinámicos de operación, los altos costes de mantenimiento debido a la gran corrosión que producen los electrolitos usados y la baja presión de trabajo. La baja densidad de corriente influye significativamente en el tamaño específico del sistema y en los costes de producción de hidrógeno.

2.6.3.2. *Electrólisis de membrana polimérica (PEMEC)*

Esta tecnología está menos desarrollada que la electrólisis alcalina y, a día de hoy, principalmente se comercializa a pequeña escala. Debido al creciente interés en los sistemas de electrólisis del agua y la oportunidad de superar ciertas limitaciones de la tecnología convencional AEC, esta tecnología está adquiriendo mayor relevancia.

Los electrolizadores que usan esta tecnología operan con corrientes de densidad de 1-2 A/cm², 4 veces mayores que las densidades de AEC. Los correspondientes voltajes de celda están en el rango de 1.6-2 V. En pruebas de laboratorio se han conseguido corrientes de densidad de hasta 5-10 A/cm² a voltajes de menos de 2.5 V. Las eficiencias típicas que presentan los sistemas que usan esta tecnología están entre 60-70 %. Las temperaturas de operación están, principalmente, entre 60-80 °C. La mayor parte de los sistemas que usan PEMEC están presurizados a niveles de 30-60 bars, sin unidades de compresión adicionales. Existen algunos pocos que pueden entregar H₂ de salida a 100-200 bars sin uso de compresores externos.

La capacidad de producción de los electrolizadores comerciales disponibles de este tipo cubre un rango de 1-40 Nm³ H₂/h. El nivel de pureza del hidrógeno de salida es mayor que 99.99 vol. % H₂, siendo el oxígeno la principal impureza.

Los sistemas PEMEC pueden operarse con gran dinamismo, cubriendo casi todo el rango de operación de 0-100 % y siendo capaces de seguir a la fluctuaciones de potencia en menos de 100s-ms.

Uno de los principales problemas a los que debe hacer frente esta tecnología es la gran acidez de la membrana electrolítica, la cuál es comparable a una solución 1M de ácido sulfúrico. De hecho, los altos voltajes aplicados con altas densidades de corriente limitan la elección de los materiales usados en las celdas a materiales caros y escasos en el mercado. Estas duras condiciones a las que se ha de hacer frente suponen, a menudo, un reto para el desarrollo de nuevos materiales. La membrana más empleada en esta tecnología es *NAFION*, una membrana conductora de protones hecha de ácido perfluorosulfónico. Los típicos catalizadores usados en electrolizadores de este tipo son aquellos que están hechos de metales del grupo platino. Los platos bipolares y colectores de corriente están, a menudo, fabricados en titanio.

Las principales ventajas son altas eficiencias, altas densidades de corriente a bajos potenciales de celda, por lo tanto logrando altas densidades de potencia, y proveer de hidrógeno a grandes presiones. Los puntos negativos de esta tecnología son la dificultad para crear dispositivos de mayor valor añadido debido a la complejidad del sistema, la disponibilidad de metales del grupo platino en el mercado y el alto precio de los materiales necesarios. A día de hoy, el coste de inversión de esta tecnología es al menos dos veces mayor que en el caso de AEC.

2.6.3.3. *Electrólisis de Óxido Sólido (SOEC)*

Esta tecnología es la menos desarrollada de las 3 mencionadas aquí. Esta tecnología ha adquirido mayor relevancia en los últimos tiempos debido al mayor interés en la electrólisis del agua y la necesidad de reducir la demanda de energía eléctrica en el proceso de electrólisis.

Los sistemas SOEC operan en un rango de temperaturas de 700-1000 °C. Estas temperaturas tan elevadas son beneficiosas para la termodinámica del proceso (obteniendo menores voltajes de celda para la electrólisis) y la cinética (no se usarán catalizadores del grupo platino y tendremos menores sobrevoltajes). Como contrapartida, estas altas temperaturas causan una mayor degradación de los componentes de la celda. Por esto mismo, los esfuerzos actuales se están llevando a cabo en la investigación de los SOES en un rango de operación de 500-700 °C. Las densidades de corriente podrían ser parecidas a las de PEMEC pero debido a la gran degradación que producirían éstas están limitadas a un rango cercano al de AEC, 300-600 mA/cm². El valor típico de voltaje de celda oscila entre 1.2-1.3 V, que resulta en un consumo muy bajo de electricidad de menos de 3.2 kWh_{el}/Nm³ H₂. El consumo particular de electricidad depende de la disposición de fuentes de calor. La energía para la separación de las moléculas agua puede ser totalmente provista por energía eléctrica o parte provista por una fuente externa de alta temperatura, que causa variaciones de en torno a 0.6 kWh/Nm³. Si no se dispone de vapor como caudal de entrada, hará falta una fuente de calor adicional de baja

temperatura, lo que incrementa el consumo de energía del electrolizador. Las eficiencias típicas de este tipo de tecnología están por encima del 90% (teniendo en cuenta la demanda de energía para calor y electricidad). Los sistemas actuales SOEC están principalmente operados a presión atmosférica. Siguiendo la tendencia actual a trabajar con sistemas presurizados, y así evitar compresores adicionales para comprimir el hidrógeno de salida, se han desarrollado sistemas SOEC presurizados hasta 25 bars. Con el apropiado control de temperatura se pueden conseguir modos de operación altamente dinámicos.

Los componentes centrales de los electrolizadores SOEC están habitualmente hechos de materiales cerámicos. Actualmente, la cerámica YSZ es la más usada como electrolito a altas temperaturas de operación. A temperaturas medias materiales basados en óxido de cerio, como el SDC o GDC, están adquiriendo mayor relevancia en los últimos tiempos. A temperaturas bajas los LSGM son los más usados por su gran conductividad. Las temperaturas en los SOEC son tan altas que no necesita de catalizadores del grupo platino. Sin embargo, se suelen usar metales preciosos para los extractos finos de contacto eléctrico. Los materiales del cátodo a menudo contienen Ni. Los materiales del ánodo son electrodos compuestos de YSZ con óxidos mezclados del tipo perovskita, como LSM, LSC, LSF o LSCF. Las conexiones entre celdas colindantes se realizan mediante materiales cerámicos y materiales metálicos (sólo para bajas o medias temperaturas). Los materiales de sellado pueden ser cristales, cristales cerámicos o compuestos de vidrio.

El principal punto débil de esta tecnología es la alta tasa de degradación debido a las altas temperaturas. Entre sus puntos fuertes se pueden destacar: gran potencial para alcanzar altas eficiencias; se pueden alcanzar costes totales de energía para la producción de H₂ menores que en los otros dos casos al usar fuentes de calor externas de alta temperatura (un kWh de calor es más barato que un kWh eléctrico), por debajo de 3 kWh_{el}/Nm³ H₂; pueden actuar de manera reversible, como pilas de combustible; pueden reducir conjuntamente H₂O/CO₂ a una mezcla H₂/CO llamada "syngas", en vez de producir H₂ únicamente, pudiéndose usar este syngas para producir productos sintéticos.

2.6.3.4. Comparativa entre las 3 tecnologías

Cada una de estas tecnologías presenta un nivel de desarrollo distinto. Actualmente, AEC y PEMEC se comercializan, siendo AEC la que presenta mayor madurez.

Las principales diferencias técnicas entre estas tres tecnologías son el rango de temperaturas de operación, las densidades de corriente respecto al voltaje de celda, el tipo de materiales usados en la catálisis, el pH, el tipo de electrolito usado y la configuración propia de cada tipo de electrolizador.

La tecnología de electrólisis con la mayor temperatura (SOEC, con un rango de temperaturas de 700-1000 °C) tiene el mayor potencial de conseguir las más altas eficiencias. Actualmente, es la menos desarrollada de las tres tecnologías y sufre problemas de degradación de los materiales de los que se compone el electrolizador. Aún deben llevarse a cabo grandes esfuerzos en el campo de la investigación para tratar de solventar estos problemas. La electrólisis alcalina (AEC), la que opera a menores temperaturas, es la más madura y la más

barata de las tecnologías disponibles. En grandes plantas industriales de producción de hidrógeno se usan exclusivamente este tipo de electrolizadores. Sin embargo, las bajas densidades de corriente y la baja dinámica de operación son las mayores limitaciones de esta tecnología. Para hacer esta tecnología compatible con PtG harán falta mayores esfuerzos en el campo de la investigación. Por último, la electrólisis de membrana polimérica (PEMEC) se ha venido desarrollando satisfactoriamente en los últimos tiempos. Debido a sus grandes ventajas sobre la tecnología alcalina como un diseño más compacto, sus altas densidades de corriente, sus altas presiones de operación y su gran flexibilidad en la dinámica de operación y a cargas parciales, esta tecnología cuenta con un gran potencial como serio competidor de los electrolizadores alcalinos. **Debido a las mencionadas ventajas la tecnología PEMEC se muestra como la más apropiada para su uso en aplicaciones de Power-to-gas a día de hoy.** Sus puntos débiles más reseñables son su alto coste, la dificultad para crear dispositivos de mayor valor añadido debido a la complejidad del sistema y la disponibilidad de metales del grupo platino en el mercado.

Independientemente del tipo de tecnología que se vaya a utilizar, las mayores inconvenientes son las limitadas capacidades de producción que presentan las tres tecnologías, comportamientos ante la degradación por debajo del óptimo deseado y grandes inversiones respecto a los costes de operación. Por esto mismo, se necesitan grandes esfuerzos de I+D para cada una de las tres.

En la siguiente tabla se recogen los parámetros más importantes de cada tecnología.

	AEC	PEMEC	SOEC
Iones del electrolito	OH ⁻	H ⁺	O ²⁻
Densidad de corriente (A/cm ²)	< 0.5	> 1	< 0.3
Voltaje de celda (V)	1.9-2.4	1.6-2	1.2-1.3
Temperatura (°C)	70-90	60-80	700-1000
Presión de operación	< 30*	< 200	< 25*
Eficiencia (de voltaje) (%)	60-80	65-80	-
Consumo de energía eléctrica (kWh/Nm ³)	> 4.6	> 4.8	< 3.2
Rango de carga del electrolizador (%)	20-100	0-100	-
Sobrecarga (% respecto al valor nominal de operación)	< 150	< 200	-
Capacidad (Nm ³ /h)	< 760	< 40	< 5
Área de celda (m ²)	< 4	< 0.3	< 0.01
Vida útil (años)	30 >	5 >	-
Pureza H ₂ salida (% vol H ₂)	99.5	99.99	-

* En casos puntuales se han conseguido mayores presiones que las indicadas

Tabla 6: Parámetros más importantes de las tecnologías de Electrólisis (Fuente: Lehner et al. 2014; Götz et al. 2015)

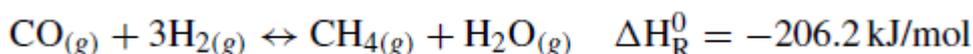
2.7. METANIZACIÓN

La metanización consiste en la síntesis de CH₄ a partir de H₂ y CO/CO₂, o alternativamente, en el caso de la metanización biológica, a partir de otras fuentes de carbón. Se trata, por tanto, de un segundo paso opcional en el proceso Power-to-Gas. La química de la metanización es conocida desde hace más de un siglo y los procesos de metanización química se han venido mejorando hasta hoy. Hoy en día se aplica a procesos de producción de SNG a partir de syngas

producido a partir de carbón o biomasa, o en la purificación de gas en industrias químicas o petroquímicas, entre otros. A pesar de ser una tecnología madura en estos campos de aplicación, surgen ciertas diferencias y retos a la hora de utilizarla en el proceso PtG.

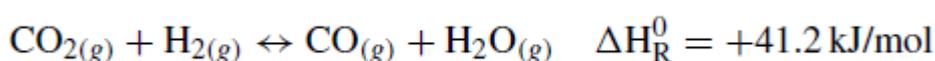
2.7.1. FUNDAMENTO QUÍMICO

A partir de la reacción de Sabatier



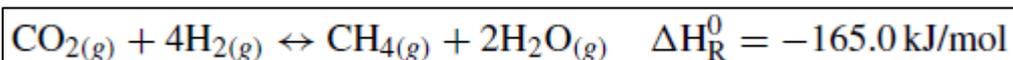
Ecuación 10: Reacción de Sabatier

y de la expresión de la conversión por desplazamiento



Ecuación 11: Reacción de conversión por desplazamiento

se obtiene una expresión para la reacción del CO₂ con hidrógeno



Ecuación 12: Reacción global de Metanización

Las entalpías de reacción están casualmente dadas para una temperatura de 25 °C. Por tanto, se ve como la reacción global es altamente exotérmica. Temperaturas menores resultan en un importante aumento de las constantes de equilibrio, y por tanto en mejores ratios de conversión. Sin embargo, menores temperaturas llevan a cinéticas de reacción desfavorables, por lo que habrá que usar catalizadores apropiados. Además mayores presiones también resultarán en mayores ratios de conversión. Debido a que en la reacción participan CO y CO₂, y dependiendo de las condiciones de operación, tendremos que tener en cuenta la ecuación de equilibrio de Boudouard como una reacción indeseable que formará coque en el reactor



Ecuación 13: Reacción de Equilibrio de Boudouard

En general, como subproductos se tendrá vapor de agua, CO y otros elementos que no hayan reaccionado, además de CH₄. La composición final del gas de salida dependerá del proceso de metanización, los parámetros de proceso utilizados y el tipo de reactor usado. Además, el tipo de catalizador utilizado influirá en la cinética de la reacción, el porcentaje de conversión y la selectividad del proceso.

Para la hidrogenación de CO₂ o CO se utilizan sustancias catalíticas activas incluidas en el grupo VIII de metales, al que pertenece el hierro, el grupo del Níquel y el del Cobalto. De estos los más utilizados hoy en día, debido a un coste razonable y su buen comportamiento en términos de porcentaje de conversión y selectividad, son los catalizadores basados en níquel.

Cabe destacar, por último, que los catalizadores son sensibles al envenenamiento por materiales pesados, compuestos sulfúricos u oxígeno, causando la desactivación del catalizador, por lo que se deberá tener en cuenta.

2.7.2. TECNOLOGÍAS ACTUALES

Actualmente, se cuenta con dos procesos fundamentales de metanización: **Metanización química o catalítica** y **Metanización biológica**. A continuación, se incluye un esquema de estas dos tecnologías y los distintos tipos dentro de la metanización química.

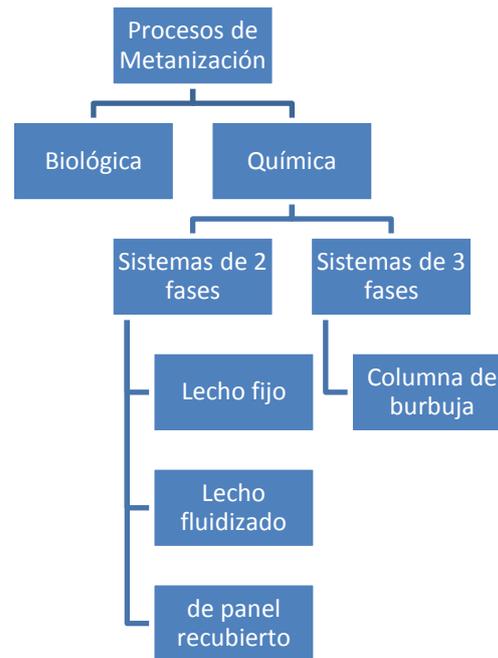


Figura 2: Procesos de Metanización

Dentro de la metanización química tenemos dos grupos: los que usan sistemas de 2 fases (productos finales en fase gaseosa y catalizador sólido) y los que usan sistemas de 3 fases (productos finales en fase gaseosa, portadores de calor en fase líquida y catalizador sólido). Uno de los mayores retos a los que tienen que hacer frente es la gestión del calor producido durante el proceso, ya que, como se ha indicado anteriormente, es altamente exotérmico. Por tanto, la regulación de la temperatura en el reactor es un factor crítico y, dependiendo el tipo de reactor, se logra de diferentes maneras. La metanización con reactor de panel recubierto no se estudiará en el presente documento para su aplicación en PtG.

2.7.2.1. Metanización con Lecho fijo

Utiliza catalizadores, en forma de pellet, del orden de milímetros los cuales son vertidos sin un orden establecido en el reactor formando un lecho catalítico, estático y homogéneo. Debido a la fuerte reacción exotérmica del proceso, las temperaturas, en torno a 250-300 °C, de los gases precalentados aumentan considerablemente. Dependiendo de la presión de operación, el porcentaje de conversión, así como la selectividad, se ven reducidos a temperaturas por encima de los 400-500 °C. Debido a esto, la metanización con lecho fijo se divide en varios reactores con etapas de refrigeración del gas, recirculación del gas y recuperación del calor de

reacción entre ellos. El control de la temperatura es importante para evitar picos de temperaturas en el lecho, dando lugar a puntos calientes y por tanto a la destrucción del catalizador. La limitación en la transferencia de masa entre los gases y el catalizador es uno de sus puntos débiles, mientras que la baja tensión mecánica del catalizador es una de las mayores ventajas de esta tecnología.

2.7.2.2. *Metanización con Lecho fluidizado*

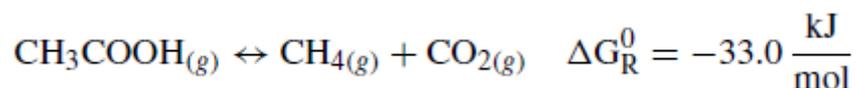
Con esta tecnología se consiguen condiciones isoterma dentro del reactor gracias a una fuerte turbulencia, consecuencia de la de fluidización de las partículas catalíticas sólidas que forman el lecho. La fuerza necesaria para la fluidización es aplicada por el gas. Por ello, el rango de operación de un reactor con lecho fluidizado está limitado a un cierto rango de caudal de gas, lo cual resulta en un modo de operación variable. Además, el movimiento de las partículas del lecho produce abrasión entre ellas y en el interior del reactor. Las principales ventajas son su buena capacidad de evacuación de calor, su gran área de superficie específica y una buena transferencia de masa. De esta manera, no se necesitarán reactores en cascada, como en el caso del lecho fijo, dando lugar a una configuración más simple.

2.7.2.3. *Metanización de columna de burbuja*

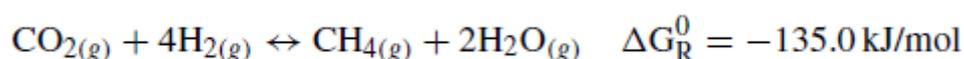
Este tipo de tecnología se engloba en el grupo de tecnologías de metanización catalítica de 3 fases. Introduciendo una fase líquida, ésta actuará como portador del calor generado en la reacción y, de esta manera, se conseguirán unas condiciones isoterma dentro del reactor. La abrasión producida es menor que en el caso del lecho fluidizado. Debido a la introducción de la fase líquida, se aumenta la resistencia a la transferencia de masa entre los gases y el catalizador sólido, lo que puede a su vez incurrir en un descenso de la cinética de la reacción. En un principio, se utilizaron aceites minerales para la fase líquida no dando un buen resultado. Hoy en día, las plantas que utilizan este tipo de reactores utilizan líquidos iónicos para evitar los problemas observados en los aceites minerales, como por ejemplo su alta degradación debido a la inestabilidad de la temperatura de operación.

2.7.2.4. *Metanización Biológica*

En este tipo de metanización se sustituyen los catalizadores químicos por lo llamados **biocatalizadores** o **enzimas**. La metanización se da en un entorno biológico. Las bacterias metanogénicas, que pertenecen al dominio Archaea, producen las enzimas necesarias para el proceso. La metanización biológica es ampliamente conocida en procesos de producción de biogás, en donde se pueden distinguir, principalmente, dos tipos de reacción: la metanogénesis acetoclástica y la metanogénesis hidrogenotrófica.



Ecuación 14: Metanogénesis Acetoclástica



Ecuación 15: Metanogénesis Hidrogenotrófica

Cada reacción utiliza diferentes microbios aunque todos pertenecientes al dominio Archaea. La metanogénesis acetoclástica es el principal tipo de reacción utilizado en la descomposición de la biomasa. Sin embargo, la metanogénesis hidrogenotrófica también se produce en plantas de biogás utilizando una mezcla de microbios de ambos tipos. El hidrógeno es utilizado como co-sustrato por añadidura al estiércol o fango. Las conversiones por encima del 80% del hidrógeno dependen de la presión del hidrógeno y de la intensidad de mezclado. El control del valor del pH y la posible conversión instantánea de hidrógeno en metano son factores cruciales a tener en cuenta para conseguir una operación estable del proceso.

Cabe destacar que la metanización biológica es una tecnología inmadura que está ganando mayor importancia en los últimos tiempos. Sus ventajas, comparándola con la metanización química o catalítica, son temperaturas de operación más moderadas (30-60 °C), operación a presión atmosférica y una mayor tolerancia a ciertas sustancias del gas de alimentación, que en el caso de usar catalizador pudieran envenenarlo. Una de sus desventajas es la operación en un sistema de 3 fases, que da lugar a una limitación en la transferencia de masa entre el gas y la sustancia líquida. Los microbios son criaturas que, además del citado gas de alimentación, necesitan otros nutrientes como sales las cuales deberán ser aportadas al reactor. La estabilidad a largo plazo de estos sistemas y de los microbios en sí, la selectividad de las reacciones y el comportamiento bajo condiciones intermitentes de operación siguen siendo motivo de estudio hoy en día.

2.7.2.5. Comparativa de las distintas tecnologías

Todas las tecnologías vistas hasta ahora cuentan con ventajas y desventajas. Sólo la metanización de lecho fijo está disponible a escala industrial.

Los reactores de metanización para el uso en PtG deben cumplir las siguientes condiciones: diseño modular y que permita ser fácilmente ampliado en caso de mayor carga de trabajo, sistemas flexibles en cuanto a la carga de trabajo y que permitan operaciones de arranque y parada rápidos. Ninguna tecnología de las vistas hasta ahora cumple con todos estos requisitos. La importancia de la viabilidad económica es uno de los principales objetivos en el desarrollo de tecnologías de metanización para aplicaciones en *Power-to-Gas*. Una reducción en el

Por tanto, es necesaria mayor investigación para su uso en *Power-to-gas*, para solventar estos problemas. Para resumir las diferentes propiedades de las tecnologías vistas hasta ahora se adjunta la siguiente tabla.

	Metanización Química			Metanización Biológica
	Lecho fijo	Lecho fluidizado	Columna de Burbuja	
Emisión de Calor	--	+	++	(++) Sin problemas
Control de calor	--	0	++	(++) Sin problemas
Transferencia de masa	0	++	--	--
Cinética	+	+	+	0
Flexibilidad de carga	0	--	0	--
Tensión en Catalizador	+	--	+	(++) Sin problemas
(++) muy, (+) bien, (0) regular, (-) mal, (--) muy mal				

Tabla 7: Parámetros más importantes de las tecnologías de Metanización (Fuente: Lehner et al. 2014; Götz et al. 2015)

2.7.3. METANIZACIÓN COMO PARTE DEL SISTEMA POWER-TO-GAS

Un esquema de la unidad de metanización de una planta de PtG sería la que se adjunta a continuación.

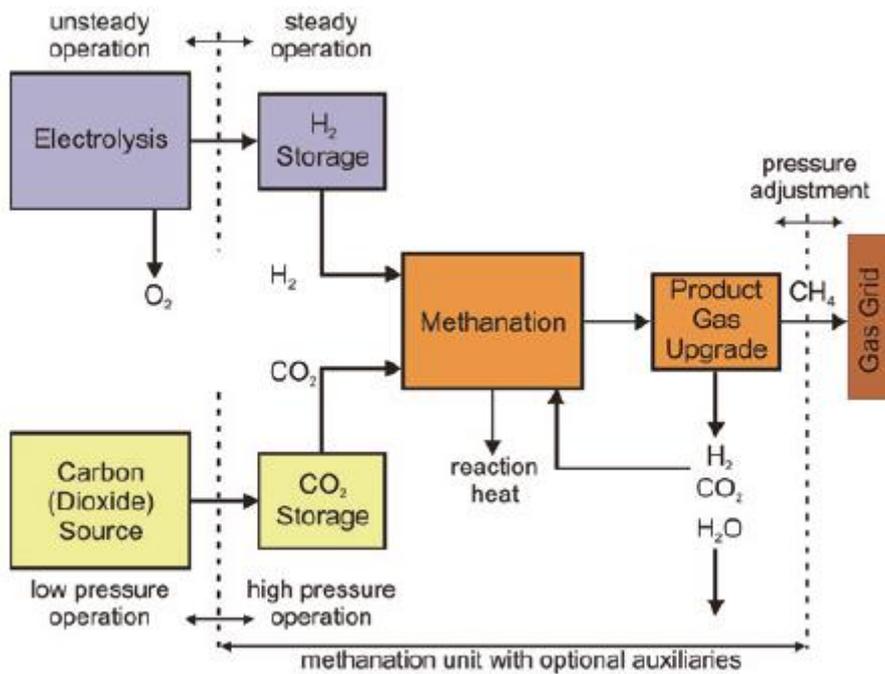


Ilustración 3: Esquema de la unidad de Metanización de una planta PtG

La unidad de electrólisis aporta el hidrógeno necesario y una determinada fuente aporta el CO_2 , ambos necesarios para que se lleve a cabo el proceso de metanización. El proceso de electrólisis no tiene un carácter estacionario debido a las fluctuaciones de la potencia eléctrica que aportan las fuentes renovables del sistema. La metanización química exige condiciones estables de operación con elevadas temperaturas y presiones de operación, así como evitar cambios en el punto de carga (pese a que la sensibilidad a una variación en el punto de carga depende de la tecnología que usemos, todas están limitadas en este aspecto) y/o arranques y

paradas frecuentes. Por tanto, se hace necesario un almacenamiento de hidrógeno y otro de CO₂, siendo este segundo más simple que el de hidrógeno. El tamaño del depósito de hidrógeno dependerá, obviamente, de las fluctuaciones de la electrólisis y de la flexibilidad a un cambio en el punto de carga del reactor de metanización. El tamaño de depósito de CO₂ lo elegiremos en función de la periodicidad de provisión del gas por parte de un proveedor o de nuestra capacidad de generación del mismo. Además por su temperatura crítica de 31 °C, el CO₂ puede ser licuado por compresión.

Cabe destacar que los gases de alimentación (hidrógeno y CO₂) deben comprimirse hasta la presión de operación del proceso de metanización. La electrólisis opera a elevadas presiones, variando su valor con la tecnología utilizada. Sin embargo, las fuentes de dióxido de carbono operan, a menudo, a presión atmosférica y se necesita una compresión hasta la presión de metanización.

2.7.4. REACTIVOS DEL PROCESO DE METANIZACIÓN: HIDRÓGENO Y DIÓXIDO DE CARBONO.

El hidrógeno es generado en la unidad de electrólisis. Este proceso de electrólisis asegura una pureza del hidrógeno de más del 99,99% en volumen, en caso de PEMEC, y de más de un 99,5 en el caso de AEC. La principal impureza que se espera es el oxígeno. Por lo tanto, en el caso del hidrógeno su pureza no presenta un problema, no así una producción intermitente del mismo.

En el caso del dióxido de carbono, las impurezas que a menudo suele traer de la fuente de CO₂ si se deben tener en cuenta, además del propio coste como materia prima o de captura.

Desde el punto de vista técnico, la metanización química requiere de una calidad mínima del gas de alimentación. En la siguiente tabla, la calidad requerida al gas de alimentación está resumida en términos de componentes primarios y secundarios. Asumiendo condiciones estequiométricas en la mezcla de hidrógeno y dióxido de carbono con un ratio molar de 4:1 (ver ecuación 12), se puede estimar una calidad mínima del CO₂ de alimentación.

Component	Unit	Value for methanation input	Value for CO ₂ stream
H ₂	Vol. %	35–80	–
CO ₂	Vol. %	0–30	0–100
CO	Vol. %	0–25	0–100
CH ₄	Vol. %	0–10	0–50
N ₂	Vol. %	<3	<15
O ₂	Vol. %	n.s.	n.s.
H ₂ O	Vol. %	0–10	0–50
Particles	mg/scbm	<0.5	<2.5
Tar	mg/scbm	<0.1	<0.5
Na, K	mg/scbm	<1	<5
NH ₃ , HCN	mg/scbm	<0.8	<4
H ₂ S	mg/scbm	<0.4	<2
NO _x	mg/scbm	n.s.	n.s.
SO _x	mg/scbm	n.s.	n.s.
Halogens	mg/scbm	<0.06	<0.3

n.s.: not specified, *scbm*: standard cubicmeter (20 °C, 0.1 MPa)

Tabla 8 : Calidad necesaria del gas para el proceso de Metanización (Fuente:Müller-Syring et al. 2013; Bajohr 2014)

Los requerimientos de calidad de los componentes principales son relativamente bajos. Los catalizadores convencionales para metanización convierten tanto CO como CO₂, de ahí que ambos gases puedan ser usados como fuente de carbono.

Los componentes secundarios de la tabla son predominantemente *venenos de catalizador* y, por tanto, deben ser limitados al máximo. La dificultad de cumplir con los límites marcados en la tabla dependerá del origen del CO₂, particularmente Tar (alquitrán), ammonia (amoníaco), partículas pequeñas y los sulfuros de hidrógeno son los elementos que suponen un mayor reto. Los valores de NO_x y SO_x se encuentran aún bajo investigación y por tanto no están disponibles. Obviamente el desarrollo de nuevos catalizadores, que sean más tolerantes a estos componentes secundarios, ayudará a poder ahorrar esfuerzos a la hora de la limpieza del gas de alimentación, pudiendo, en un futuro, evitar que el gas deba ser limpiado.

2.7.5. INTEGRACIÓN DEL CALOR EN EL PROCESO PtG

El propósito de la integración del calor emitido en el proceso de metanización es el de asociar este calor con la energía térmica necesaria para el proceso de captura de CO₂. De esta manera, se puede mejorar la economía del sistema gracias al ahorro de energía en el proceso de captura de CO₂ y el descenso de la demanda de refrigeración del reactor de metanización. Esta posibilidad de integración del calor del proceso de metanización al proceso de captura de CO₂ se ha llevado a cabo mediante simulación en el programa ASPEN por Fraubaum y Haider (2014). El sistema simulado consistía en un electrolizador y aguas abajo un reactor de metanización. El calor emitido durante la electrólisis sólo podría utilizarse para *District*

Heating, obteniendo un rango de temperaturas entre 60 y 80 °C. La captura de CO₂ y la metanización pueden combinarse por medio de una turbina de vapor, en un ciclo Rankine.

Se simularon dos modelos de ASPEN para la metanización: Metanización TREMP™ y Metanización Comflux.

- **Metanización TREMP™:** consta 3 reactores adiabáticos de lecho fijo. Los gases son calentados por el calor emitido en la reacción en cada reactor, y deben ser refrigerados en cada etapa de metanización. El calor emitido en la reacción puede ser utilizado para producir vapor sobrecalentado (65 °C, 400 bars).
- **Metanización Comflux:** consta únicamente de 1 reactor isoterma de lecho fluido. Se puede producir vapor saturado altamente presurizado (120 bar, 324.6 °C).

Las consideraciones tenidas en cuenta para los cálculos se listan en la siguiente tabla.

Electrólisis			
Potencia conectada	MW	100	
Eficiencia del Sistema	%	70	
Calor Emitido	MW	1/3 de la carga conectada	
Temperatura de H ₂	°C	70	
Captura de CO₂			
Ratio de Separación	%	90	
Demanda de calor	GJ/kg CO ₂ capturado	3.5	
Demanda de Electricidad	GJ/kg CO ₂ capturado	0.1	
Presión de vapor para regeneración	bar	2	
Presión de CO ₂	bar	2	
Pérdida de presión	bar	0	
Eficiencia Isoentrópica del compresor	-	0.72	
Metanización			
Proceso de Metanización		TREMP™	Comflux
Temperatura de entrada al reactor	°C	300	400
Presión del reactor	bar	27	27
H ₂ /CO ₂ ratio	mol H ₂ /mol CO ₂	4	4
Reflex rate	% peso	69	0
Circuito de Vapor			
Proceso de Metanización		TREMP™	Comflux
Presión de Vapor	bar	65	120
Temperatura de Vapor Saturado	°C	400	324.6
Rendimiento Isoentrópico de la turbina	-	0.87	0.87
Presión de salida de la turbina	bar	2	2
Pinch Point	°C	10	10

Tabla 9 : Consideraciones previas para los cálculos con el programa ASPEN (Fuente: Fraubaum y Haider, 2014)

La siguiente tabla muestra resume los flujos de calor y refrigeración de una planta PtG de 100MW_{el} para ambos tipos de Metanización. En ambos casos, se produce en torno a 1 kg/s de CH₄ (≈5000 Nm₃/h CH₄) asumiendo una conversión total de los reactivos.

Proceso de Metanización	Calor emitido Electrólisis [MW]	Calor requerido para la desorción de CO ₂ [MW]	Calor total emitido en la reacción [MW]	Calor de precalentamiento de los gases de alimentación [MW]	Calor perdido por refrigeración	
					Circuito de vapor [MW]	Acondicionamiento de SNG [MW]
TREMP™	33.4	9.44	14.5	1.36	1.58	1.53
Comflux	33.4	9.44	13.9	2.04	1.13	2.52

Tabla 10 : Flujos de calor y refrigeración de una planta PtG de 100MW_{el} (Fuente: Fraubaum y Haider, 2014).

Así mismo, en ambos casos el vapor producido tiene una energía significativamente mayor que la requerida para la desorción del CO₂ (120 bar, 324.6 °C). Consecuentemente, este vapor podría ser expandido en una turbina de vapor para crear energía eléctrica. El vapor expandido es alimentado al Stripper de CO₂ y ahí es condensado. En una estimación conservadora, la demanda de calor para el proceso de stripping de CO₂ es fijado en 3.5 GJ/kg CO₂ capturado, asumiendo un ratio de separación del 90% (ver tabla 9). Obviamente, el calor emitido durante la metanización excede por mucho a la demanda de calor para la desorción del CO₂, incluso el calor que contiene el vapor ya expandido en la turbina excede el calor necesario para la desorción. De esta manera, las pérdidas de calor ocurren por condensación en el circuito de vapor. La refrigeración también se hace necesaria para acondicionar el SNG producido (para condensar el agua que pueda tener y poder separarlo de la corriente de gas).

La potencia eléctrica producida para distintos niveles de potencia en el proceso de electrólisis se incluye en la siguiente tabla.

Potencia conectada al electrolizador	Potencia resultante para la Metanización <i>TREMP™</i> [MW]	Potencia resultante para la Metanización <i>Comflux</i> [MW]
100	3.53	3.43
75	2.66	2.52
50	1.77	1.72
28	1	1

Tabla 11 : Potencia eléctrica producida para distintos niveles de potencia en el proceso de electrólisis en ambos tipos de metanización (Fuente: Fraubaum y Haider, 2014).

En el caso de 100 MW_{ele} resulta una turbina de 3.5 MW. Es posible operar turbinas con eficiencias de 80-90% bajando hasta 1 MW de potencia de éstas, potencia que se corresponde con un electrolizador de 30 MW. Turbinas de menor potencia no tienen eficiencias tan altas. Es por esto que, **la integración del calor mediante turbinas de vapor en procesos PtG de menos de 30 MW_{elec} en la etapa de electrólisis debe considerarse crítico.**

2.8. CAPTURA DE CO₂

El suministro de dióxido de carbono es técnicamente factible hoy en día, pero está asociado con costes importantes que tendrán que ser tomados en cuenta en el coste final de metanización. Básicamente, absorción, adsorción, procesos con membrana y procesos carbonate looping son los tipos que actualmente existen para la captura de carbono (Ausfelder y Bazzanella 2008; Scherer et al. 2012; Schneider et al. 2013; Kuckshinrichs y Hake 2015). Los

procesos de absorción basados en amina son procesos maduros desde el punto de vista tecnológico.

Como se ha venido indicando hasta aquí, en el caso de que el objetivo de una planta PtG sea producir SNG (metano) se hará necesario disponer de una fuente que provea de CO₂ para el proceso de Metanización. En el caso de instalaciones pequeñas (pocos cientos de kW) se podría utilizar plantas de biogás o de gasificación que utilicen biomasa como fuentes proveedoras de CO₂. Incluso también la captura directa del aire del CO₂, pero a menudo esta opción resulta poco atractiva, ya que cuenta con la presencia del nitrógeno y oxígeno. Éstos con su presencia ayudan a obtener un gas de salida de menor calidad que habrá que limpiar. Además, altas cantidades de oxígeno pueden influir negativamente a la actividad catalítica con reacciones indeseadas. Sin embargo, los límites de estas concentraciones están todavía bajo investigación. Cuando se habla de plantas de PtG más grandes, de escala industrial (a partir de unos pocos MWs), se necesitarían fuentes de CO₂ de gran escala como centrales térmicas convencionales u otro tipo de instalaciones cuyo combustible principal sea un hidrocarburo, no siendo viable la captura directa de CO₂.

Cabe destacar como, en el sector industrial la captura de dióxido de carbono no ha resultado una opción atractiva hasta ahora. Esto se ve reflejado en la diferencia del coste entre un certificado de emisión de CO₂ dentro del mercado europeo y el coste de captura de una tonelada de CO₂. Actualmente, el coste de un certificado de emisión en el mercado europeo está en torno a los 5 €/ton CO₂, mientras que a día de hoy el coste de captura del CO₂ oscila entre 25 y 60 €/ton CO₂. De ahí que entre el sector industrial no se haya optado por esta opción, por ser menos viable que emitir el dióxido de carbono al ambiente.

La finalidad de la captación de CO₂ es producir un flujo concentrado de CO₂ a alta presión que pueda ser fácilmente transportado a un lugar de almacenamiento. Dependiendo del proceso o la aplicación de la central eléctrica de que se trate, hay tres métodos principales para captar el CO₂ generado por un combustible fósil primario (carbón, gas natural o petróleo), por la biomasa o por una mezcla de estos combustibles: *Posterior a la combustión, Previa a la combustión y Oxígeno-Gas.*

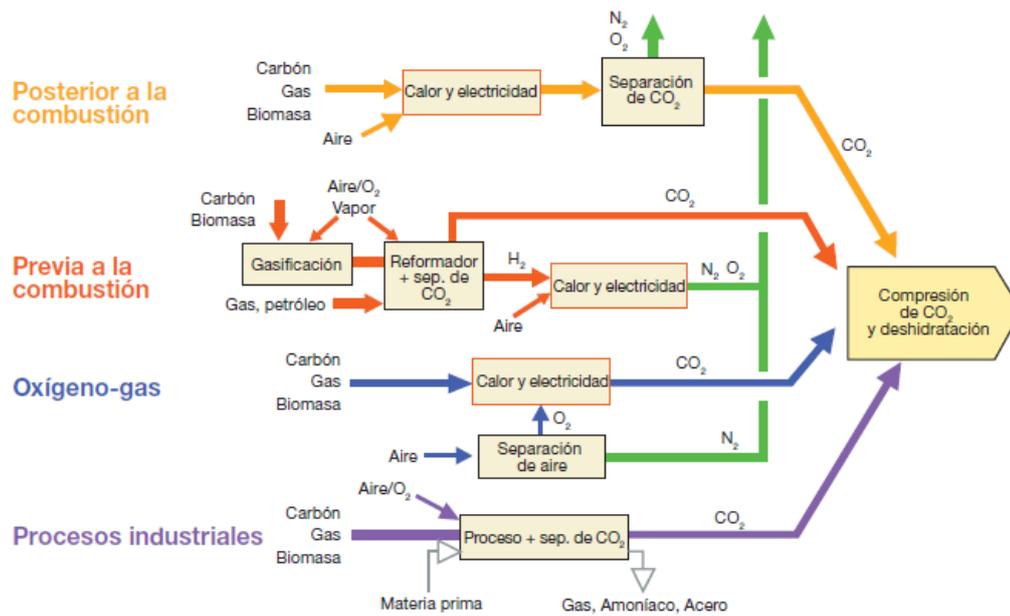


Ilustración 4 : Visión general de los procesos y los sistemas de captación de CO₂

- Los sistemas de captación **posterior a la combustión** separan el CO₂ de los gases de combustión producidos por la combustión del combustible primario en el aire. Normalmente, estos sistemas utilizan un solvente líquido para captar la pequeña fracción de CO₂ (habitualmente, del 3 al 15 por ciento en volumen) presente en un flujo de gas de combustión cuyo componente principal es nitrógeno (del aire). En una moderna central eléctrica de carbón pulverizado (CP) o de ciclo combinado de gas natural (CCGN), los sistemas de captación posterior a la combustión existentes utilizarían, por lo general, un solvente orgánico como la monoetanolamina.
- Los sistemas de captación **previa a la combustión** procesan el combustible primario en un reactor con vapor y aire u oxígeno para producir una mezcla que consiste, principalmente, en monóxido de carbono e hidrógeno (“gas de síntesis”). Mediante la reacción del monóxido de carbono con el vapor en un segundo reactor (un “reactor de conversión”) se produce hidrógeno adicional y CO₂. Entonces, la mezcla resultante de hidrógeno y CO₂ puede separarse en un flujo de gas de CO₂ y un flujo de hidrógeno. Si el CO₂ es almacenado, el hidrógeno será un producto energético sin carbono que podrá ser consumido para generar energía eléctrica y/o calor. Si bien las fases iniciales de conversión del combustible son más complejas y onerosas que en los sistemas de captación posterior a la combustión, las altas concentraciones de CO₂ producidas por el reactor de conversión (generalmente, del 15 al 60 por ciento en volumen en seco) y las altas presiones que suelen caracterizar a estas aplicaciones son más favorables para la separación de CO₂. El sistema de captación previa a la combustión se utilizaría en centrales eléctricas que usan tecnología de ciclo combinado de gasificación integrada (CCGI).
- Los sistemas de **combustión de oxígeno-gas** utilizan oxígeno en lugar de aire para la combustión del combustible primario con objeto de producir un gas de combustión compuesto principalmente por vapor de agua y CO₂. Esto da origen a un gas de

combustión con altas concentraciones de CO₂ (de más del 80 por ciento en volumen). Entonces, el vapor de agua es sustraído mediante el enfriamiento y la compresión del flujo de gas. La combustión de oxígeno-gas requiere separar inicialmente el oxígeno del aire, adquiriendo, así, el oxígeno un grado de pureza del 95 al 99 por ciento en la mayor parte de los modelos. Podría necesitarse un tratamiento ulterior del gas de combustión para extraer los contaminantes atmosféricos y los gases no condensados (como el nitrógeno) del gas de combustión antes de transportar el CO₂ a su lugar de almacenamiento.

Todos ellos requieren una fase de separación del CO₂, H₂O u O₂ de un flujo de gas a granel (como el gas de combustión, el gas de síntesis, el aire o el gas natural sin refinar). Estas fases de separación pueden llevarse a término por medio de solventes físicos o químicos, membranas, absorbentes sólidos o mediante separación criogénica. La elección de una tecnología de captación específica es determinada, en gran parte, por las condiciones del proceso en que deba aplicarse. Los actuales sistemas de captación posterior y previa a la combustión para las centrales eléctricas podrían captar entre el 85 y el 95 por ciento del CO₂ que se produce. Es posible lograr una mayor eficiencia de captación, si bien, en ese caso, los dispositivos de separación serían de un tamaño considerablemente mayor, utilizarían más energía y resultarían más onerosos. La captación y la compresión necesitan, aproximadamente, entre el 10 y el 40 por ciento más de energía que la planta equivalente sin captación, dependiendo del tipo de sistema. Debido a las emisiones de CO₂ conexas, la cantidad neta de CO₂ captado alcanza entre el 80 y el 90 por ciento. Los sistemas de combustión de oxígeno-gas, en principio, pueden captar casi todo el CO₂ producido. No obstante, la necesidad de sistemas adicionales de tratamiento de gas para eliminar contaminantes, como los óxidos de azufre y de nitrógeno, reduce el nivel de CO₂ captado a algo más del 90 por ciento.

Los sistemas de **Captura Directa del Aire de CO₂ (CDA)** procesan el aire ambiente cargado en pequeñas proporciones por CO₂, separando éste del aire “limpio” de CO₂ mediante disolventes.

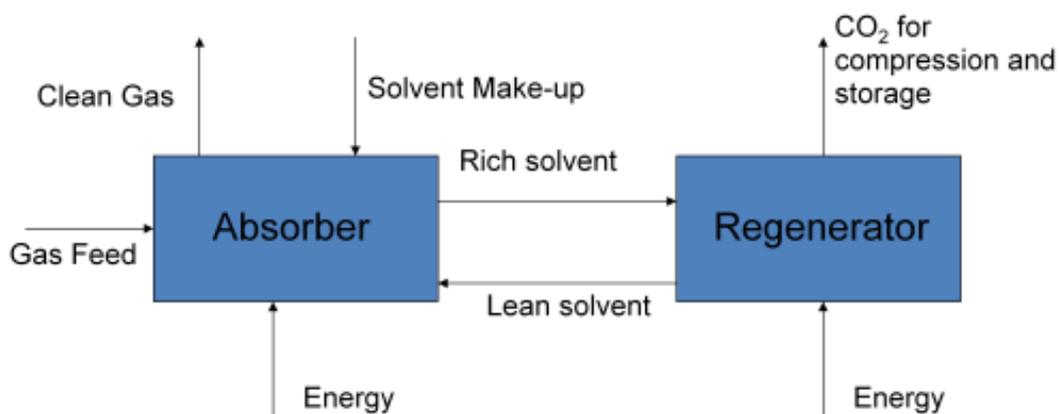


Ilustración 5 : Esquema sistema de Captura Directa del Aire del CO₂ (CDA) (Fuente: Ranjan 2010)

El absorbedor es donde tiene lugar el contacto entre el sorbente y el CO₂ en el aire. El gas de alimentación (“Gas feed”) en el esquema es el aire ambiente y el gas limpio (“Clean Gas”) es el

aire con una menor concentración de CO₂. El disolvente rico, cargado con CO₂ de la captura, se envía entonces al regenerador. El disolvente se regenera despojándolo de todo el CO₂, el cual se envía entonces para su compresión y almacenamiento y el disolvente pobre es devuelto al absorbedor para entrar en contacto con el aire fresco. Algún disolvente se pierde en este proceso de regeneración y está constituido por la corriente de preparación del disolvente ("Solvent Make-Up").

REFERENCIAS

- Ausfelder, F., & Bazzanella, A. (2008). *Verwertung und Speicherung von CO₂*. Frankfurt/Main.
- Bajohr, S., Götz, M., Graf, F., & Ortloff, F. (2011). *Speicherung von regenerativ erzeugter elektrischer Energie in der Erdgasinfrastruktur*.
- Bilfinger Industrial Technologies (2014). Power-to-Liquids. http://www.sunfire.de/en/wp-content/uploads/BILit_FactSheet_POWER-TO-LIQUIDS_EMS_en.pdf
- DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands*. Groningen.
- Dorf, R. (2004). *CRC-handbook of engineering tables*. Boca Ratón: CRC Press LLC.
- Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS*.
- Florisson, O. (2010). *Naturally preparing for the hydrogen economy by using the existing natural*.
- Fraubaum, M., & Haider, M. (2014). *Analyse des Wärmemanagements des Gesamtprozesses*. Viena.
- Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., y otros. (2015). Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review. *Elsevier*.
- Grond L, S. P. (2013). *Systems analyses power to gas: deliverable 1: technology*. Groningen: DNV KEMA energy & sustainability.
- Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. (2005). *La Captación y el Almacenamiento del Dióxido de Carbono*.
- Haeseldonckx, D., & D'Haeseleer, W. (2007). *The use of the natural-gas pipeline infrastructure for hydrogen transport in a changing market structure*.
- Holladay, J., Hu, J., King, D., & Wang, Y. (2009). *An overview of hydrogen production technologies*.
- Kuckshinrichs, W., & Hake, J.-F. (2015). *Carbon, Capture, Storage and Use. Technical, Economic, Environmental and Societal Perspectives*. Jülich, Germany: Springer.

- Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models*. Linz, Austria: Springer.
- Markowz, G. (2013). Power-to-Chemistry® Ein alternatives Konzept zur chemischen. *Presentation at Dechema Kolloquium „Wind-to-Gas“ Frankfurt, Evonik Industries, 7 March 2013*.
- Markowz, G. (2014). Power-to-Chemistry® Strom speichern im industriellen Maßstab. *Presentation at Innovationskongress Berlin, EVONIK Industries, 7 May 2014*.
- Melaina, M., Antonia, O., & Penev, M. (2013). Blending hydrogen into natural gas pipeline networks: a review of key issues. *National Renewable Energy Laboratory, Golden*.
- Müller-Syring, G., Hüttenrauch, J., & Zöllner, S. (2012). *Erarbeitung von Basisinformationen zur Positionierung des Energieträgers Erdgas im zukünftigen Energiemix in Österreich: AP2: Evaluierung der existierenden Infrastrukturen auf Grundlage der ermittelten Potentiale*. Leipzig.
- Müller-Syring, G., & Henel, M. (2014). Auswirkungen von Wasserstoff im Erdgas in Gasverteilnetzen. *Gwf Gas-Erdgas*, 310-312.
- Ranjan, M. (2010). Feasibility of Air Capture
- Resolución de 22 de septiembre de 2011, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifica el protocolo de detalle PD-01 "medición" de las normas de gestión técnica del sistema gasista. Boletín Oficial del Estado (BOE), núm. 238, de 3 de octubre de 2011, páginas 103888 a 103913. http://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2011-15496
- Sanz-Pérez, E. S., Murdock, C. R., Didas, S. A., & Jones, C. (2016). Direct Capture of CO2 from Ambient Air. *Chemicals Reviews*
- Sterner, M. (2009). *Bioenergy and renewable power methane in integrated 100 % renewable energy systems. Dissertation*. Universidad Kassel.
- Sterner, M., Jentsch, M., & Holzhammer, U. (2011). Energiewirtschaftliche und ökologische Bewertung eines Windgas-Angebotes. Kassel.

3. DISTINTOS TIPOS DE CADENAS DE PROCESO

En este apartado, se analizarán distintos tipos de cadenas de proceso en los que el Power-to-Gas tiene un papel principal. Además, se expondrán las ventajas y desventajas que presenta el producir metano o hidrógeno.

3.1. CADENAS DE PROCESO

La tecnología PtG tiene múltiples posibilidades de uso. Ciertamente es que uno de sus principales usos es almacenar energía en forma de gas (H_2 o SNG) cuando se tiene sobreproducción de electricidad, a menudo de fuentes renovables. Sin embargo, este no es el único uso que se le puede dar a la tecnología PtG. La gran variedad de opciones técnicas dentro de PtG muestran un amplio rango de características tecnológicas y situaciones específicas que van a prevalecer, de diferentes maneras, en el mercado energético futuro. En este apartado se mostrarán una serie de posibles aplicaciones de la tecnología PtG y, por consiguiente, de las diferentes cadenas de proceso en las que tomarán parte.

En general, se pueden enumerar 5 principales beneficios para el sistema energético, y a su vez se pueden identificar diferentes estrategias para distintas aplicaciones (Tichler y Gahleitner 2012):

1. Proveer de un almacenamiento a largo plazo y una gestión mejorada de una producción eléctrica muy volátil.
2. El cambio del transporte de energía desde la red eléctrica al sistema de gas y por tanto una menor expansión de la infraestructura del sistema eléctrico.
3. La aptitud de elevar el porcentaje de la energía de fuentes de origen renovable en el sector Transporte mediante el uso de SNG (y también hidrógeno).
4. La creación de soluciones energéticas autosuficientes en regiones remotas y topográficamente difíciles para todos los actores energéticos importantes: calor, electricidad y transporte.
5. El uso de CO_2 como materia prima (y la consecuente reducción de certificados de emisiones de CO_2) y el incremento de su uso.

A continuación, se presentan una multitud de posibles aplicaciones de plantas PtG. Estas aplicaciones no incluyen indicadores de viabilidad económica ni posibilidad legal o tecnológica alguna de implementación. Éstas están redactadas de modo que cada una tenga una intención específica para algún participante del mercado en cuanto a la construcción y operación de una planta PtG. Las aplicaciones aquí descritas por tanto están relacionadas con un beneficio específico para un participante particular del mercado, que pueda obtenerse del PtG. No hay, por tanto, un análisis del modo de operación óptimo del sistema PtG para un modelo de negocio concreto.

- I. Un operador de la red eléctrica implementa una planta Power-to-Gas para sustituir inversiones de reemplazo de la red eléctrica para la transmisión de energía, que necesita para aumentar la cantidad de energía transmitida entre los centros de oferta y demanda. De esta manera, el transporte de energía puede ser transferido al sistema

- de gas. La intención principal de construir una planta de PtG es la reducción de los costes de infraestructura de la red eléctrica.
- II. Un operador de la red eléctrica implementa una planta Power-to-Gas en combinación con una tecnología de reconversión, como una pila o celda de combustible, para hogares privados, empresas o sistemas técnicos ubicados en zonas remotas, para sustituir la inversión de reemplazo de una costosa conexión de red eléctrica y garantizar el suministro de energía durante un año. La intención principal de construir una planta de PtG es la reducción de los costes de infraestructura de la red eléctrica.
 - III. Un operador de la red eléctrica implementa una planta Power-to-Gas para resolver el problema de la gestión del sistema eléctrico cuando hay una gran producción volátil de energía eléctrica de fuentes de origen renovable junto con un almacenamiento temporal de esta energía, y optimizar el coste del sistema.
 - IV. Un operador de la red de gas implementa una planta de Power-to-Gas para lograr una mayor utilización de la red de gas desplazando el transporte de energía de la red eléctrica a la red de gas. La intención prioritaria aquí es ampliar la capacidad de funcionamiento de la red de gas.
 - V. Un potencial proveedor de hidrógeno implementa una planta de Power-to-Gas con el fin de lograr una mayor utilización de la red cambiando el modo de transporte de la energía, de la electricidad al hidrógeno (equivalente a un operador de la red de gas).
 - VI. Un operador del sistema eólico o fotovoltaico implementa una planta de Power-to-Gas para cesar la política de que las fuentes de energía renovable tenga prioridad a la hora de generar electricidad en el mercado eléctrico, y de esta manera opere, ya sea su parque fotovoltaico o su parque eléctrico, a cualquier hora mediante la conversión y almacenamiento de esta energía en forma de gas, para más adelante inyectarlo en la red gasista. De esta manera, tanto la eficiencia global como las horas de operación anuales a plena carga se verían incrementadas.
 - VII. Un operador del sistema eólico o fotovoltaico implementa una planta de Power-to-Gas para almacenar energía durante periodos en los que la electricidad está a su precio más bajo para más tarde venderla cuando cotice a mayor precio.
 - VIII. Un operador de una planta de biogás implementa una planta de Power-to-Gas para incrementar el uso y retención del CO₂ y así producir SNG, y para aumentar la eficiencia global del sistema.
 - IX. Un operador de un almacenamiento de gas implementa una planta de Power-to-Gas para lograr mediante la producción de SNG (preferiblemente) o H₂, una mayor utilización del depósito de gas durante ciertos periodos.
 - X. Un operador de un almacenamiento de gas implementa una planta de Power-to-Gas para poder ofrecer a sus clientes un gas de origen renovable.
 - XI. Un distribuidor de gas implementa una planta de Power-to-Gas para poder ofrecer a sus clientes un gas de origen renovable.
 - XII. Un distribuidor eléctrico implementa una planta de Power-to-Gas para poder ofrecer a sus clientes un gas de origen renovable.
 - XIII. Un productor o distribuidor de combustibles implementa una planta de Power-to-Gas para poder ofrecer a sus clientes un gas de origen renovable.

- XIV. Una planta industrial (industria química) implementa una planta de Power-to-Gas para ofrecer un nuevo producto renovable a sus clientes.
- XV. Un productor y/o distribuidor eléctrico implementa una planta de Power-to-Gas para usar la electricidad renovable producida en zonas remotas de gran potencial de producción eléctrica de origen renovable (por ejemplo el Sahara, Patagonia...) y poder transportarla a los núcleos de demanda (a través de tuberías de gas, por ejemplo) a menudo alejados de estas zonas.
- XVI. Un propietario de una estación de servicio implementa una planta de Power-to-Gas para ofrecer a sus clientes un nuevo hidrógeno de origen renovable, y para que el suministro de hidrógeno sea independiente de otros combustibles.
- XVII. Una planta industrial con un límite anual X de emisión de CO₂ implementa una planta de Power-to-Gas para producir SNG a partir de este CO₂, que es un producto indeseado, y de esta manera incrementar la eficiencia global y la capacidad productiva de las fuentes existentes.
- XVIII. Una planta industrial con un límite anual X de emisión de CO₂ implementa una planta de Power-to-Gas para reemplazar los combustibles fósiles por fuentes de energía de origen renovable, y así reducir el coste de certificados de emisión de CO₂.
- XIX. La industria automovilística implementa una planta de Power-to-Gas para reducir las emisiones equivalentes de CO₂ de su flota de automóviles y así cumplir con los requerimientos legales, así como ofrecer nuevos productos al mismo tiempo.
- XX. El operador de una flota de vehículos públicos (bus, metro, tren, tranvía...) implementa una planta de Power-to-Gas para reducir las emisiones equivalentes de CO₂ de su flota y asegurarse la movilidad con fuentes de origen renovable.
- XXI. Una casa privada o un negocio implementan una planta de Power-to-Gas (en combinación, por ejemplo, con una pila de combustible) para producir energía para sus propias necesidades y, por consiguiente, una instalación de almacenamiento para ser autosuficientes.
- XXII. Una casa privada o un negocio implementan una planta de Power-to-Gas para almacenamiento de energía y poder lograr el menor coste, consumiendo desde fuera cuando la electricidad o el gas están más baratos, en el caso de tarifas flexibles.
- XXIII. Un productor de combustibles gaseosos alternativos (por ejemplo de biogás) opera una planta de Power-to-Gas para modificar la calidad del gas saliente de esa planta de combustibles gaseosos alternativos, y así cumplir con la reglamentación para poder inyectarlo en la red de gas natural.
- XXIV. Regiones donde la expansión de la red eléctrica o la construcción de centrales de almacenamiento de energía convencionales (como centrales de bombeo) puedan suponer un gran impacto medioambiental o paisajístico, implementarán plantas de Power-to-Gas para cambiar el modo de transporte de la energía, de la red eléctrica a la red de gas.
- XXV. El sector público operará plantas de Power-to-Gas para incrementar el porcentaje de fuentes de origen renovable del total eléctrico y la eficiencia global del sistema energético (reduciendo el apagado de las plantas de generación eléctrica).

Como se demuestra las aplicaciones de PtG son variadas. Consecuentemente Power-to-Gas se puede describir generalmente como un sistema muy flexible en términos de la variedad de aplicaciones que con él se pueden conseguir. Los diferentes modelos de negocio, que pueden desarrollarse de las capacidades específicas del sistema, también implican casos específicos y variados para diferentes actores del mercado. Esta percepción de un uso multifuncional de Power-to-Gas en el futuro sistema energético tiene también como consecuencia un gran impacto en las diferentes tecnologías. Sin embargo, el propósito real del desarrollo de la tecnología PtG tiene su origen en el reto de aumentar la cantidad de energía generada por medio de fuentes volátiles de origen renovable y el necesario aumento de sistemas de almacenamiento de energía a largo plazo.

3.2. PRODUCCIÓN DE METANO O HIDRÓGENO: VENTAJAS/DESVENTAJAS

Para cada caso individual debe realizarse una evaluación global de todas las ventajas y desventajas que presentan el hidrógeno y el SNG. La totalidad de los factores decisivos debe ser evaluada caso a caso debe ser analizada en lo que se refiere a las ventajas y desventajas del hidrógeno o del SNG.

Ventajas de la producción de hidrógeno comparado con la producción de SNG en sistemas PtG (Reiter et al. 2014):

1. El hidrógeno muestra menores costes de producción que el SNG.
2. La producción de hidrógeno cuenta con menores problemas de coordinación con otras partes del sistema, más dinamismo y sin módulos de amortiguación de la producción adicionales. Por tanto, resuelta un sistema más simple que en el caso de SNG.
3. La producción de hidrógeno tiene menores pérdidas de conversión que el SNG, y por tanto una eficiencia mayor.
4. Los sistemas autosuficientes para el almacenamiento de energía pueden realizarse más fácilmente con hidrógeno que con SNG.
5. Los sistemas PtG de hidrógeno no necesitan de fuentes de CO₂, por lo que muestran una menor dependencia de la localización de la planta.
6. La combustión del hidrógeno no emite GEI.

Ventajas de la producción de SNG comparado con la producción de hidrógeno en sistemas PtG (Reiter et al. 2014):

1. El almacenamiento de SNG es menos exigente que el almacenamiento de hidrógeno. El almacenamiento de H₂ es tecnológicamente más complicado y caro que el de SNG.
2. Para el uso o el transporte de SNG pueden utilizarse las infraestructuras de GN ya existentes, mientras que, hoy en día, existen pocas redes para hidrógeno puro.
3. La producción y el uso de SNG tienen menores restricciones que la producción y uso de hidrógeno.
4. La facturación de SNG es mucho menos compleja que en el caso de H₂, debido a la similitud del valor del poder calorífico con el gas natural.

5. La inyección de cualquier gas en la red de GN existente conlleva una cierta problemática al tener que asegurar una mezcla exacta de gases en la red. De esta manera ciertos gases estarán limitados. El SNG no tiene problemas en este aspecto siempre y cuando se cumplan las normas, no así el hidrógeno.
6. La producción de SNG resuelve el problema de la dependencia de un participante potencial en el mercado gasista, el cual haya inyectado antes la cantidad máxima admisible de hidrógeno en el sistema.

REFERENCIAS

- DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands*. Groningen.
- Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS*.
- Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., y otros. (2015). *Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review*. Elsevier.
- Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models*. Linz, Austria: Springer.
- Reiter, G., Tichler, R., & Steinmüller, H. (2014). *Wirtschaftlichkeit und Systemanalyse von Power-to-Gas-Konzepten*.
- Tichler, R., & Gahleitner, G. (2012). *Speichertechnologie für das Energiesystem der Zukunft*. Linz: Energieinstitut an der Johannes Kepler Universität.

4. ANÁLISIS DEMANDA ELÉCTRICA EN ESPAÑA Y EUSKADI

En este apartado se analizará la demanda eléctrica producida tanto en España como Euskadi durante distintos períodos. Los datos utilizados para el siguiente análisis se han extraído de la página web del Ministerio de Energía, Turismo y Agenda Digital. Debido al retraso en la actualización de los datos, sólo se disponía de datos hasta el año 2014 completo y Marzo de 2015, por lo que se ha optado por prescindir de estos 3 meses del ejercicio de 2015.

4.1. ANÁLISIS DE LA DEMANDA EN ESPAÑA

En esta figura se muestra un análisis comparativo para el período 2000-2012 mediante el cual se representan en el eje de ordenadas la evolución de la intensidad eléctrica en el periodo y en el eje de abscisas se muestra el cambio del peso del sector en el PIB, mientras que el tamaño de las esfera representa el volumen de consumo eléctrico medio. Así, se ponen de manifiesto aquellos sectores que más han incidido en la evolución al consumo.

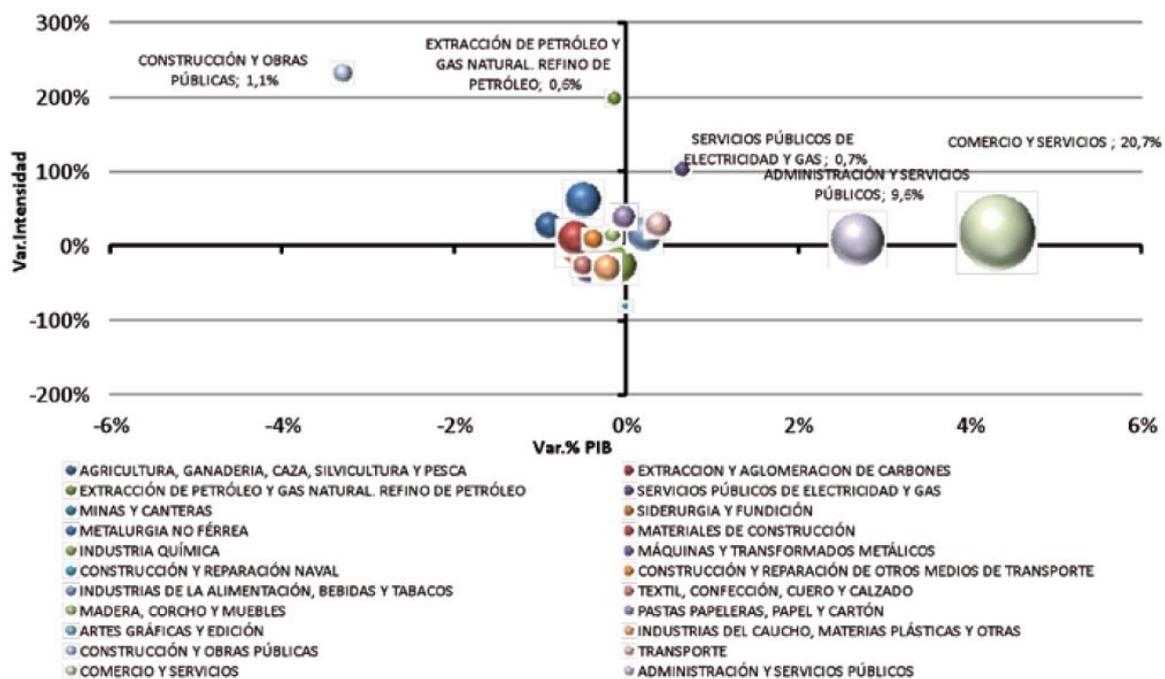


Figura 3 : Análisis comparativo 2000-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015)

De esta manera, los sectores ubicados en el primer cuadrante serían aquellos que están ganando peso en el PIB y, a la vez, están aumentando su intensidad eléctrica, por lo que serían los sectores que proporcionalmente están contribuyendo en mayor medida a aumentar la demanda futura y serían candidatos a adoptar medidas de eficiencia que les permitiesen pasar al segundo cuadrante en donde se encuadran los sectores que aumentando su participación en el PIB, disminuyen su intensidad. Esta última afirmación es correcta siempre y cuando la tasa de electrificación del sector permanezca constante ya que, en el caso en que en un sector siguiese un proceso de mayor electrificación, bien sea por utilizar nuevas aplicaciones eléctricas o por sustituir combustibles, podría situarse en el primer cuadrante con incrementos

de la intensidad eléctrica y del valor añadido y no indicaría, necesariamente, una menor eficiencia.

Por tanto, los sectores que más influirán en una mayor demanda futura son: **Comercio y Servicios, Administración y Servicios Públicos** y **Servicios Públicos de electricidad y gas**.

4.1.1. CONSUMOS RESIDENCIAL

El número de hogares en el periodo de 1.970-2015 ha ido aumentando continuamente llegando en 2015 a los 18.346.00 hogares en España. Se pueden identificar tres períodos:

1. Hasta el año 2000, con un crecimiento medio anual de **1,3%**.
2. Entre 2001 y 2008, con un crecimiento medio anual de **2,9%** debido a los grandes flujos migratorios.
3. A partir de 2008, con un crecimiento medio anual de **1%** debido mayoritariamente a la recesión económica.

La evolución del consumo medio por hogar recoge los profundos cambios que ha experimentado la sociedad española en estos años en cuanto a mejora de la calidad de vida medida a través de un mayor equipamiento eléctrico de los hogares, mostrando una tendencia de consumo creciente (aunque con una elevada variabilidad) hasta el año 2005; así, en el año 1970 el consumo medio por hogar en España era de 924 kWh y en el año 2005 se había quintuplicado alcanzando los 4670 kWh/hogar. A partir de este año el consumo medio se estabiliza en torno a los 4400 kWh/hogar, reflejando el impacto de la recesión económica sobre el consumo residencial.

4.1.2. CONSUMO NO RESIDENCIAL

El crecimiento económico, hasta el año 2008, ha ido manteniendo fluctuaciones cíclicas con variaciones positivas en torno al 3% aunque alcanzando puntos máximos de crecimiento del 5% y variaciones negativas en el año 1993. A partir del año 2009 el impacto de la crisis ha modificado significativamente este comportamiento cíclico, con reducciones del nivel de actividad. La intensidad no residencial, en conjunto, muestra una mayor variabilidad que la evolución de la actividad con una variación media del 1,5%, con una fluctuación comprendida entre el +/-5% a partir del año 1980.

4.1.3. CRECIMIENTO DE LA DEMANDA

El crecimiento de la demanda eléctrica en España se debe, fundamentalmente, a la aportación de 4 factores: Incremento de la Intensidad, Incremento del número de hogares, Incremento del PIB y Incremento del Consumo Medio.

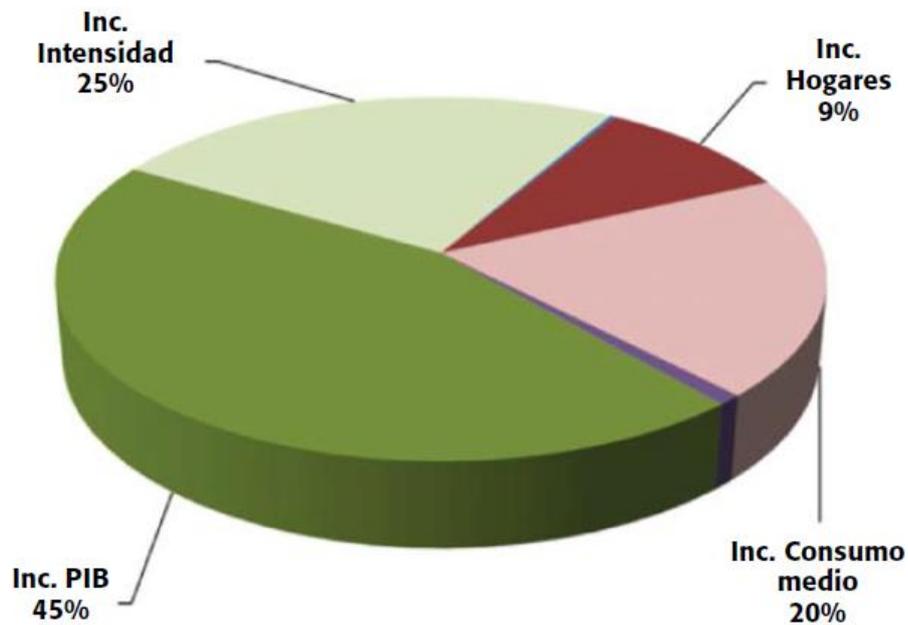


Figura 4: Crecimiento de la demanda de energía por factores 1970-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015).

Esta figura se debe a un período analizado entre 1970-2012, en el que se puede ver cómo la demanda de energía ha venido condicionada en un 45% por el propio crecimiento económico, mientras que el 55% restante se distribuye entre un efecto de intensidad industrial (25%), el consumo medio por hogar (20%), la evolución demográfica (9%) y otros factores (1%).

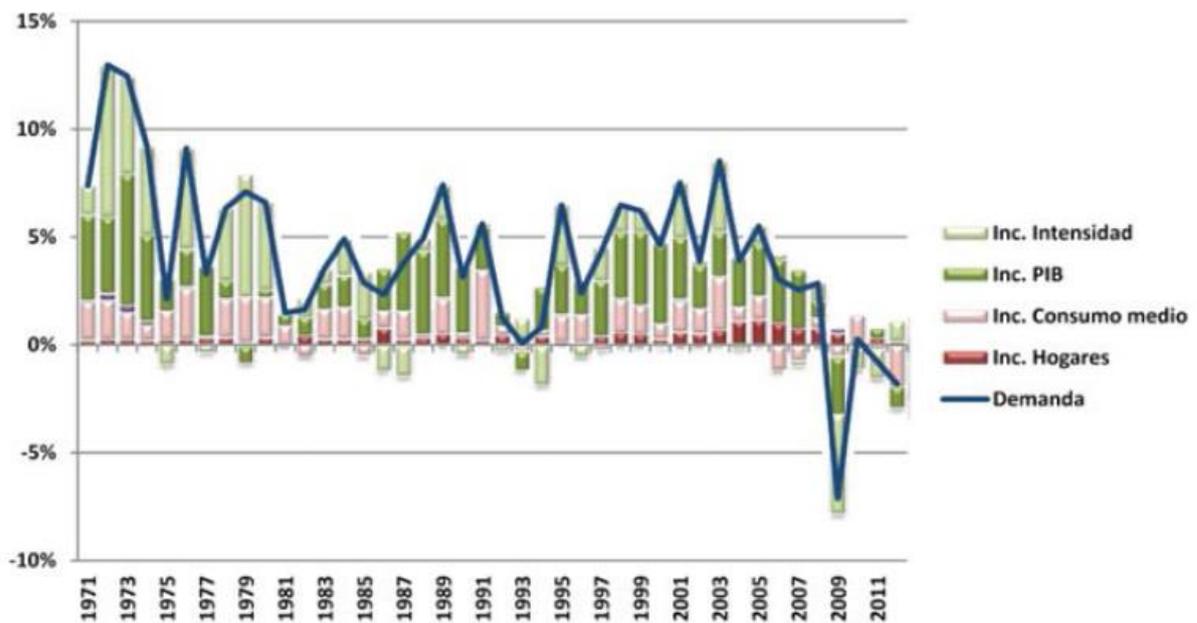


Figura 5 : Evolución de la demanda de energía 1970-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015).

La aportación del consumo medio por hogar ha permanecido, más o menos, constante a lo largo de toda la muestra y tan sólo se aprecia un cierto efecto negativo (ahorro relativo) a partir del año 2006 y durante la crisis.

En el mismo sentido la intensidad industrial ha registrado efectos positivos en casi todo el periodo, siendo especialmente intensos en los primeros años, y, al igual que el consumo medio, ha registrado ahorros energéticos durante la pasada crisis.

El efecto demográfico únicamente ha tenido aportaciones relevantes desde finales de los noventa hasta el inicio de la crisis, vinculado con los fuertes flujos migratorios experimentados por la sociedad española durante ese periodo.

4.1.4. ELASTICIDAD DEMANDA ELÉCTRICA-PIB

Se puede analizar la evolución en el largo plazo de la elasticidad del consumo de energía eléctrica respecto al PIB como $\epsilon_{DEM/PIB} = \Delta Consumot / \Delta PIBt$. Se puede desglosar la elasticidad total en seis efectos diferenciados, lo que nos permite explicar las causas de los cambios en la elasticidad que se producen a lo largo de un periodo:

- **Efecto Hogares:** Crecimiento del número de hogares en relación con el PIB.
- **Efecto Consumo Medio:** Crecimiento del consumo medio por hogar en relación con el PIB
- **Efecto Mixto:** Producto de los dos anteriores
- **Efecto Intensidad Absoluta:** Crecimiento de la intensidad de consumo No Residencial
- **Efecto Intensidad Relativa:** Crecimiento de la intensidad de consumo No residencial en relación al PIB
- **Efecto Estructura:** Porcentaje de consumo No residencial.

En términos medios, la elasticidad, consumo/PIB, se habría situado en el 1,4 entre 1970 y 2012, mostrando una reducción significativa durante los últimos períodos, y destacando la existencia de elasticidades negativas puntuales que coinciden con períodos de crisis económicas.

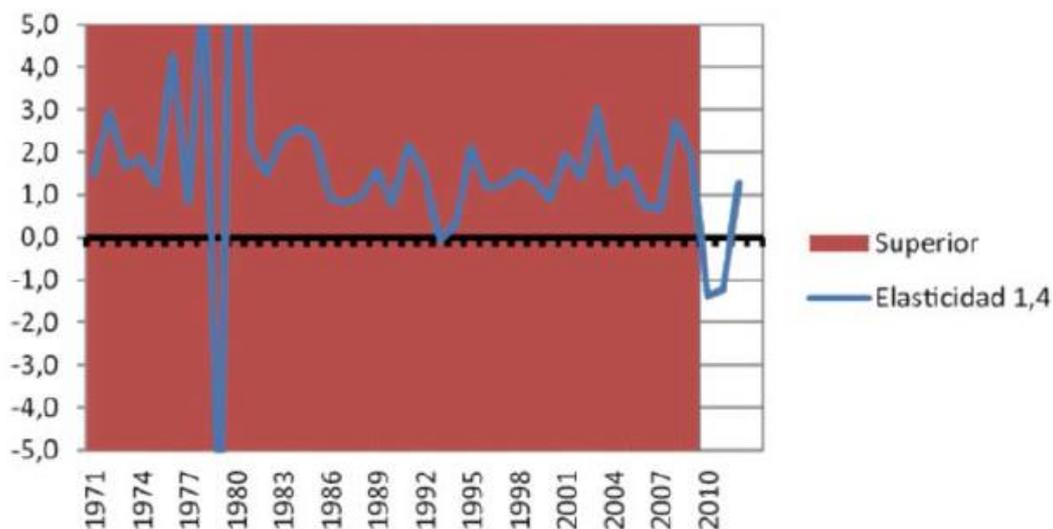


Figura 6 : Elasticidad de la demanda para 1970-2012 (Fuente: Villafruela, Remacha y Martínez. 2015).

Como puede apreciarse en la siguiente figura, la mayor parte de esta elasticidad media (41%) viene explicada por el efecto estructura (% consumo no residencial), seguida por el efecto de intensidad relativa que aportaría otro 35%, mientras que del 24% restante, la mayor parte vendría inducida por el consumo medio (16%).

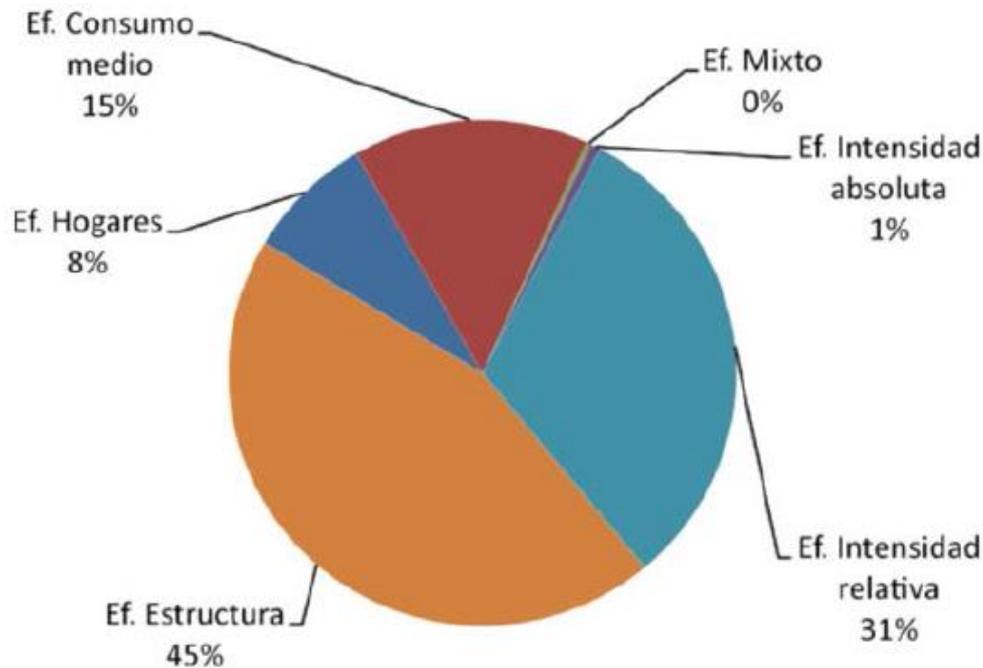


Figura 7 : Porcentaje de aportación a la elasticidad para 1970-2012 (Fuente: Villafuella, Remacha y Martínez, 2015).

Durante el periodo analizado la influencia de la estructura del consumo sobre la evolución de la elasticidad se ha ido reduciendo como consecuencia de que el consumo residencial (consumo realizado por una actividad no productiva) ha ido ganando significación sobre el consumo total.

Por otro lado, la intensidad relativa ha jugado un papel relevante en determinados episodios transitorios y está contribuyendo a reducir la elasticidad durante los últimos años. Durante los primeros años del periodo analizado, la intensidad total no residencial aumentó debido, fundamentalmente, al efecto de intensidad específica, mientras que en los últimos años habría tenido un cierto efecto negativo inducido, posiblemente, por la necesidad de ajustar costes de producción tras la crisis.

Por otro lado, el impacto de la estructura productiva se habría presentado especialmente significativo durante el periodo de reconversión industrial donde perdieron peso sobre la producción total las grandes industrias pesadas y con alta intensidad de consumo.

El crecimiento demográfico, o efecto hogares tuvo una aportación significativa al aumento de la elasticidad desde la segunda mitad de los noventa, aunque su impacto se ha moderado tras la crisis.

Finalmente, el consumo medio por hogar ha sido el principal responsable de la fuerte reducción de la elasticidad de la demanda frente al PIB durante los años de crisis.

4.1.5. CONSUMO ANUAL, POTENCIA CONTRATADA A FINAL DE AÑO, CONSUMIDORES A FINAL DE AÑO

Por último se ha querido añadir tres gráficas que muestran, para el periodo 1990-2014, el consumo anual nacional en GWh, la potencia contratada a final de año en MW y el número de consumidores a final de año en millones de personas.

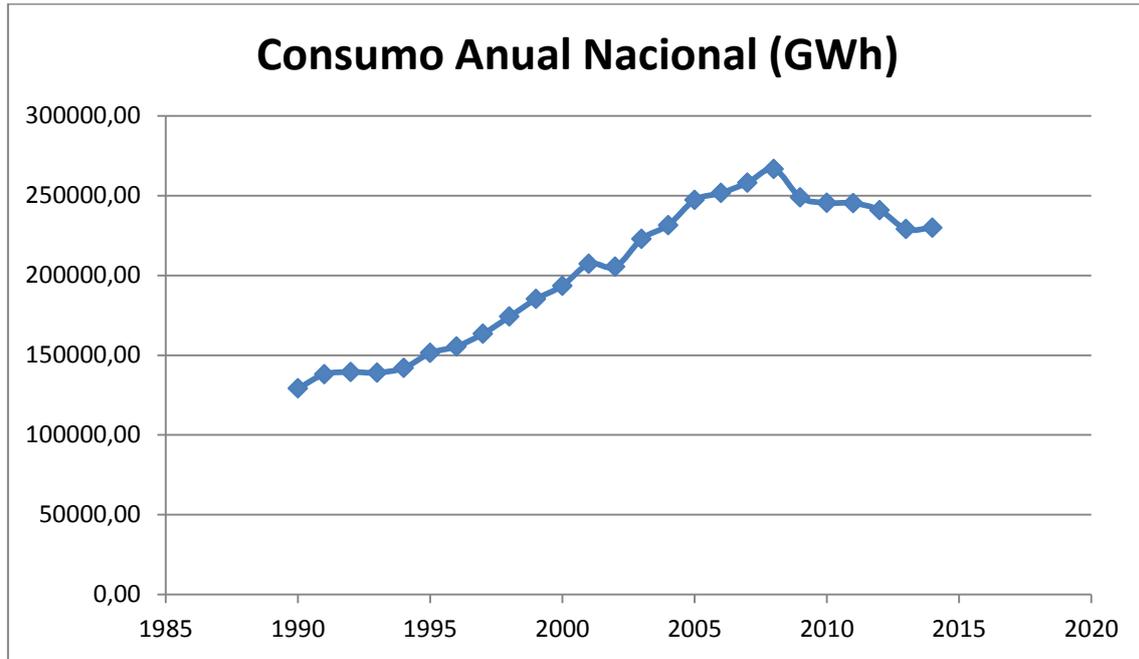


Figura 8: Consumo Anual en España 1990-2014 (Fuente: MINETUR).

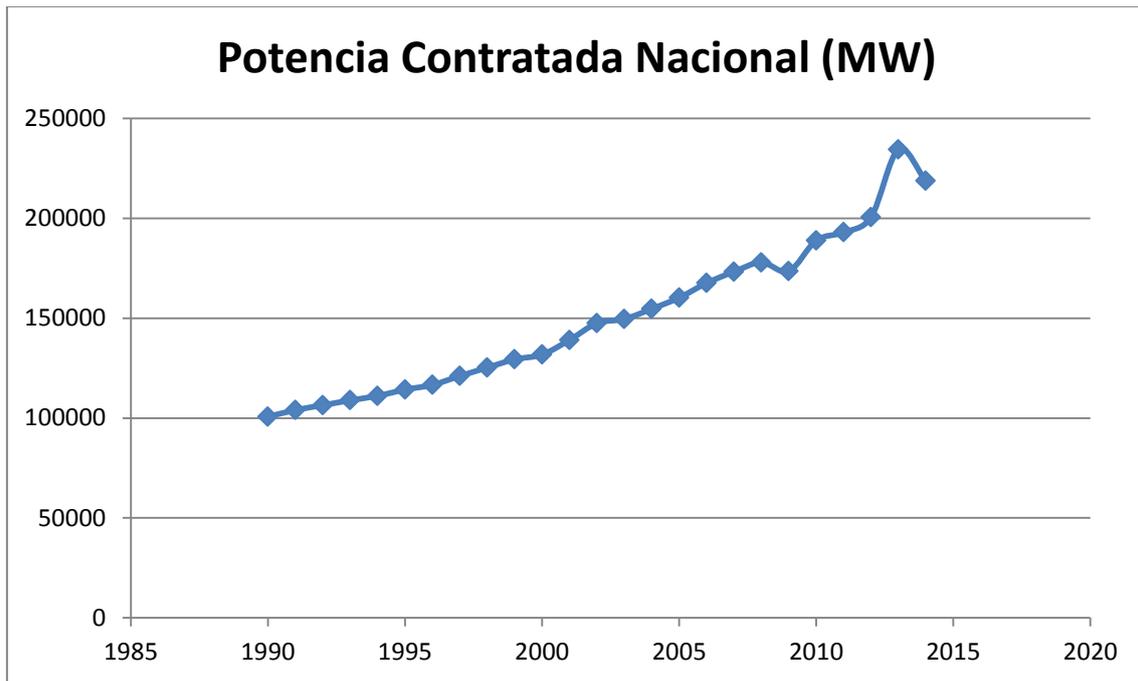


Figura 9 : Potencia Contratada Nacional 1990-2014 (Fuente: MINETUR).

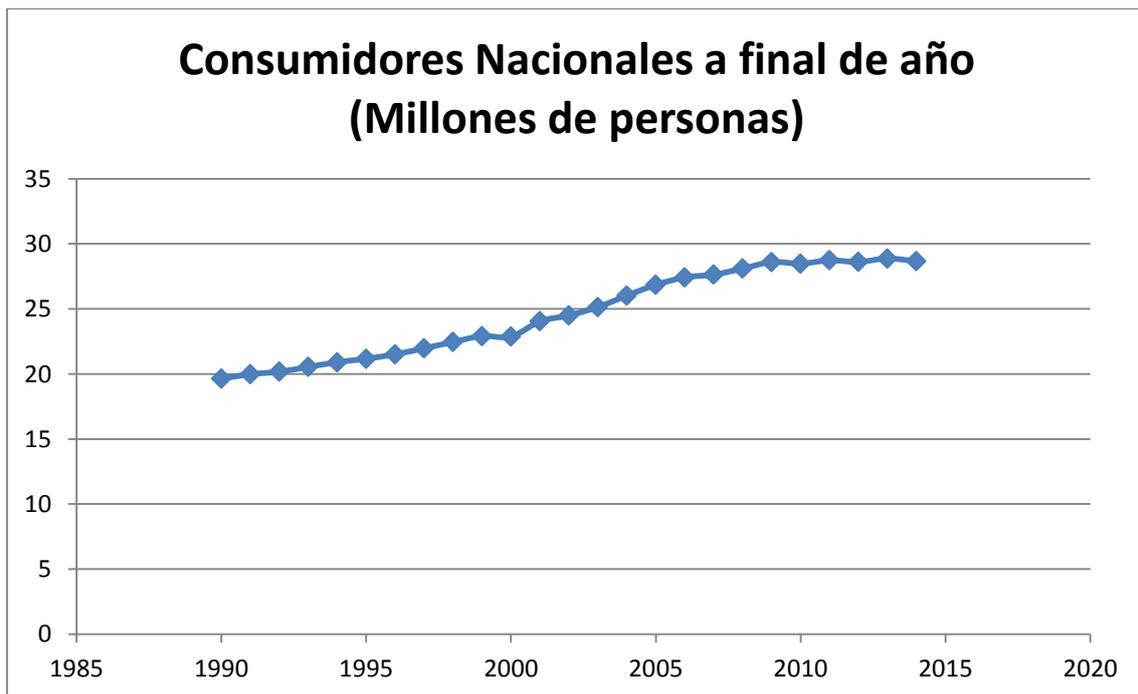


Figura 10 : Consumidores Nacionales a final de año 1990-2014 (Fuente: MINETUR)

En la curva de consumo anual encontramos un crecimiento continuado hasta 2008, exceptuando los primeros años de la década de los 90 y 2003. Esto obedece a factores mencionados anteriormente, como aumento de la población y potentes flujos migratorios, mayor electrificación de la industria, mejora de la calidad de vida de la sociedad española, etc. A partir de 2008, debido a la crisis financiera, se ha producido un descenso en el consumo total.

En la curva de potencia contratada vemos, al igual que en la curva de consumo total, un aumento continuado de ésta, siendo relevantes dos picos negativos en 2009 y 2014 correspondientes al periodo de crisis financiera.

La curva de consumidores totales a final de año ha mantenido un crecimiento continuado, con excepción del año 2000, a lo largo del periodo de estudio, mostrando una mayor estabilidad en los últimos 6 años (2009-2014) correspondientes a la crisis financiera.

Sería interesante disponer de datos de los ejercicios de 2015 y 2016, en los que en principio se ha producido el fin de la recesión económica y el inicio y consolidación de la recuperación, para realizar una revisión del presente análisis a fin de evaluar el impacto que ha tenido la recesión sobre la estructura y evolución en el consumo. Sin embargo, algunos expertos están advirtiendo ya sobre a una nueva recesión económica para el año 2017 cuya duración se desconoce. Esto arroja más incertidumbre a un futuro cada vez más incierto.

4.1.6. CONCLUSIONES

Del crecimiento total de la demanda en el período 1970-2012, el 45% se debe a la mejora en los niveles de actividad económica y un 20% al incremento del consumo medio de los hogares que, a su vez, también es consecuencia del aumento del nivel de riqueza del país.

El aumento del número de hogares, bien sea por la incorporación de los niños nacidos durante el *baby boom*, bien sea por el proceso de inmigración acaecido en España desde finales de los 90, aportaron un 9% al crecimiento de la demanda.

La elasticidad media de la demanda eléctrica respecto al PIB durante el periodo es de 1,4, aunque mostrando una reducción significativa en los últimos años. La estructura del consumo explica el 45% de la elasticidad total.

El consumo total, la potencia contratada y el número de consumidores han experimentado un incremento medio continuado hasta 2008. La crisis financiera de 2008 ha producido un descenso del consumo total, una variabilidad de la potencia contratada y la estabilización del número de consumidores totales.

4.2. ANÁLISIS DE LA DEMANDA EN EUSKADI

En este caso se hará un breve análisis de la evolución de la demanda eléctrica en Euskadi, así como la evolución de los 5 sectores más importantes para el consumo, los cuales representan entre el 65% y el 70% del consumo total de la CAPV y en torno al 95% de los consumidores. Estos son: **Siderurgia y Fundición, Usos Domésticos, Comercio y Servicios, Administración y Servicios Públicos y Máquinas y Transformados Metálicos.**

Cabe destacar, que la elaboración de series históricas de consumo eléctrico por sectores no ha estado exenta de inconvenientes, debido a que la agrupación sectorial no se ha mantenido constante a lo largo del período analizado (1990-2014):

- I. Entre 1980 y 1993 clasificación de 37 sectores.
- II. Entre 1994 y 2007 clasificación de 34 sectores.

III. A partir de 2008 se publica una clasificación de 34 sectores con ligeras variaciones respecto a la anterior.

S E C T O R E S C O N S U M I D O R E S

1. EXTRACCION DE CARBONES Y LIGNITOS, AGLOMERADOS DE CARBON
2. DESTILACION DE CARBONES Y FAB. DE GAS. DISTRIB. DE GAS .
3. EXTRACCION DE PETROLEO Y GAS NATURAL, REF. DE PETROLEO .
4. PROD. Y DIST. ENERGIA ELECT. EXCEPTO CONSUMOS EN CEN- ..
TRALES Y ENTREGAS A REVENDADORES
5. COMBUSTIBLES NUCLEARES Y OTRAS ENERGIAS
6. CAPTACION,DEPURACION Y DISTR. DE AGUA [EXCEP. REGADIOS] .
7. AGRICULTURA, GANADERIA, SILVICULTURA, CAZA Y PESCA
8. EXTRACCION DE MINERALES Y ROCAS EXCEPTO SUS. ENERGETICAS
9. SIDERURGIA Y FUNDICION
10. METALURGIA NO FERREA
11. CELENTOS, CALES Y YESOS
12. LADRILLOS, TEJAS Y ALFARERIA
13. ARTICULOS DE LOZA, PORCELANA, REFRACTARIOS, GRES, ETC. .
14. INDUSTRIAS DEL VIORIO
15. OTROS MATERIALES DE CONSTRUCCION
16. INDUSTRIA QUIMICA EXCEPTO PETROQUIMICA
17. INDUSTRIA PETROQUIMICA DE BASE
18. MAQUINAS Y TRASF. METALICOS EXCEPTO SECTORES 19 20 21 22
19. MAQUINAS Y APARATOS ELECTRICOS
20. CONSTRUCCION Y REPARACION NAVAL
21. CONSTRUCCION DE AUTOMOVILES Y BICICLETAS
22. CONSTRUCCION DE OTROS MEDIOS DE TRANSPORTE
23. INDUSTRIAS DE LA ALIMENTACION, BEBIDAS Y TABACO
24. INDUSTRIAS TEXTILES Y DEL VESTIDO
25. INDUSTRIAS DEL CUERO Y CALZADO
26. INDUSTRIAS DE LA MADERA, CORCHO Y MUEBLES DE MADERA
27. PASTAS PAPELERAS, PAPEL Y CARTON, MANIPULADOS
28. ARTES GRAFICAS Y EDICION
29. TRANSFORMADOS DEL CAUCHO
30. TRANSFORMACION DE MATERIAS PLASTICAS, OTRAS INDUSTRIAS .
NO ESPECIFICADAS
31. CONSTRUCCION Y OBRAS PUBLICAS
32. COMERCIO Y SERVICIOS
33. TRANSPORTE POR FERROCARRIL EXCEPTO METRO Y TRANVIA
34. OTRAS EMPRESAS DE TRANSPORTE
35. ADMINISTRACION Y OTROS SERVICIOS PUBLICOS
36. ALUMBRADO PUBLICO
37. USOS DOMESTICOS

Figura 11 : Sectorización 1980-1993 (Fuente: MINETUR)

S E C T O R E S C O N S U M I D O R E S

1. AGRICULTURA, GANADERIA, SILVICULTURA, CAZA Y PESCA
2. EXTRACCION Y AGLOMERACION DE CARBONES
3. EXTRACCION DE PETROLEO Y GAS
4. COMBUSTIBLES NUCLEARES Y OTRAS ENERGIAS
5. COQUERIAS
6. REFINERIAS DE PETROLEO
7. PRODUCCION Y DISTRIBUCION DE ENERGIA ELECTRICA
8. FABRICAS DE GAS-DISTRIBUCION DE GAS
9. MINAS Y CANTERAS (NO ENERGETICAS)
10. SIDERURGIA Y FUNDICION
11. METALURGIA NO FERREA
12. INDUSTRIA DEL VIDRIO
13. CEMENTO, CALES Y YESOS
14. OTROS MATERIALES DE CONSTRUCCION (LOZA, PORCELANA, REFRACTARIOS, ETC.)
15. QUIMICA Y PETROQUIMICA
16. MAQUINAS Y TRANSFORMADOS METALICOS
17. CONSTRUCCION Y REPARACION NAVAL
18. CONSTRUCCION DE AUTOMOVILES Y BICICLETAS
19. CONSTRUCCION DE OTROS MEDIOS DE TRANSPORTE
20. ALIMENTACION, BEBIDAS Y TABACO
21. IND. TEXTIL, CONFECCION, CUERO Y CALZADO
22. IND. DE MADERA Y CORCHO (EXC. FABRICACION DE MUEBLES)
23. PASTAS PAPELERAS, PAPEL, CARTON, MANIPULADOS
24. ARTES GRAFICAS Y EDICION
25. IND. CAUCHO, MAT. PLASTICAS Y OTRAS NO ESPECIFICADAS
26. CONSTRUCCION Y OBRAS PUBLICAS
27. TRANSPORTE POR FF. CC.
28. OTRAS EMPRESAS DE TRANSPORTE
29. HOSTELERIA
30. COMERCIO Y SERVICIOS
31. ADMINISTRACION Y OTROS SERVICIOS PUBLICOS
32. ALUMBRADO PUBLICO
33. USOS DOMESTICOS
34. NO ESPECIFICADOS

Figura 12 : Sectorización 1994-2007 (Fuente: MINETUR)

S E C T O R E S C O N S U M I D O R E S

1. AGRICULTURA, GANADERIA, SILVICULTURA, CAZA Y PESCA
2. EXTRACCION Y AGLOMERACION DE CARBONES
3. EXTRACCION DE PETROLEO Y GAS
4. COMBUSTIBLES NUCLEARES Y OTRAS ENERGIAS
5. COQUERIAS
6. REFINERIAS DE PETROLEO
7. PRODUCCION Y DISTRIBUCION DE ENERGIA ELECTRICA
8. FABRICAS DE GAS-DISTRIBUCION DE GAS
9. MINAS Y CANTERAS (NO ENERGETICAS)
10. SIDERURGIA Y FUNDICION
11. METALURGIA NO FERREA
12. INDUSTRIA DEL VIDRIO
13. CEMENTO, CALES Y YESOS
14. OTROS MATERIALES DE CONSTRUCCION (LOZA, PORCELANA, REFRACTARIOS, ETC.)
15. QUIMICA Y PETROQUIMICA
16. MAQUINAS Y TRANSFORMADOS METALICOS
17. CONSTRUCCION Y REPARACION NAVAL
18. CONSTRUCCION DE VEHÍCULOS A MOTOR. MOTOCICLETAS Y BICICLETAS
19. CONSTRUCCION DE OTROS MEDIOS DE TRANSPORTE
20. ALIMENTACION, BEBIDAS Y TABACO
21. IND. TEXTIL, CONFECCION, CUERO Y CALZADO
22. IND. DE MADERA Y CORCHO (EXC. FABRICACION DE MUEBLES)
23. PASTAS PAPELERAS, PAPEL, CARTON, MANIPULADOS
24. ARTES GRAFICAS Y EDICION
25. IND. CAUCHO, MAT. PLASTICAS Y OTRAS NO ESPECIFICADAS
26. CONSTRUCCION Y OBRAS PUBLICAS
27. TRANSPORTE INTERURBANO POR FF. CC.
28. TRANSPORTE INTERURBANO POR CARRETERA (VIAJEROS, MERCANCIAS)
29. OTRAS EMPRESAS DE TRANSPORTE
30. HOSTELERIA
31. COMERCIO Y SERVICIOS
32. ADMINISTRACION Y OTROS SERVICIOS PUBLICOS
33. USOS DOMESTICOS
34. NO ESPECIFICADOS

Figura 13 : Sectorización 2.008-Actualidad (Fuente: MINETUR)

4.2.1. CONSUMO ANUAL, POTENCIA CONTRATADA A FINAL DE AÑO, CONSUMIDORES A FINAL DE AÑO

Al igual que para el caso estatal se han incluido las gráficas correspondientes al consumo en GWh, potencia contratada a final de año en MW y el número de consumidores totales a final de año.

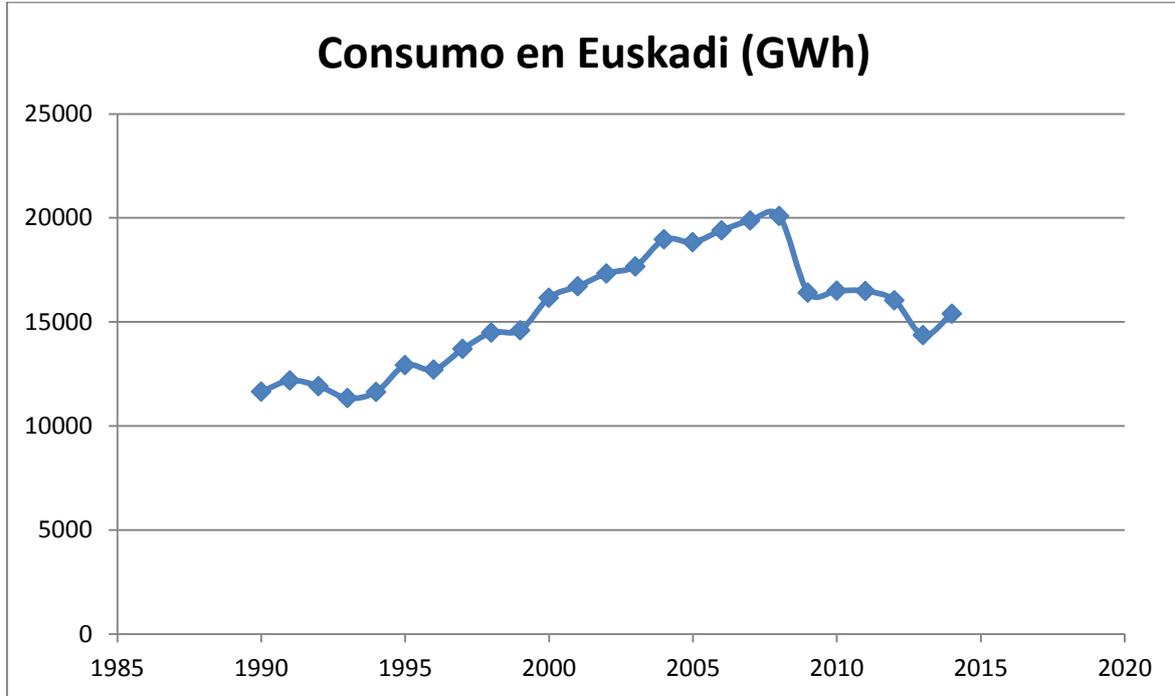


Figura 14 : Consumo Anual en Euskadi 1990-2014 (Fuente: MINETUR)

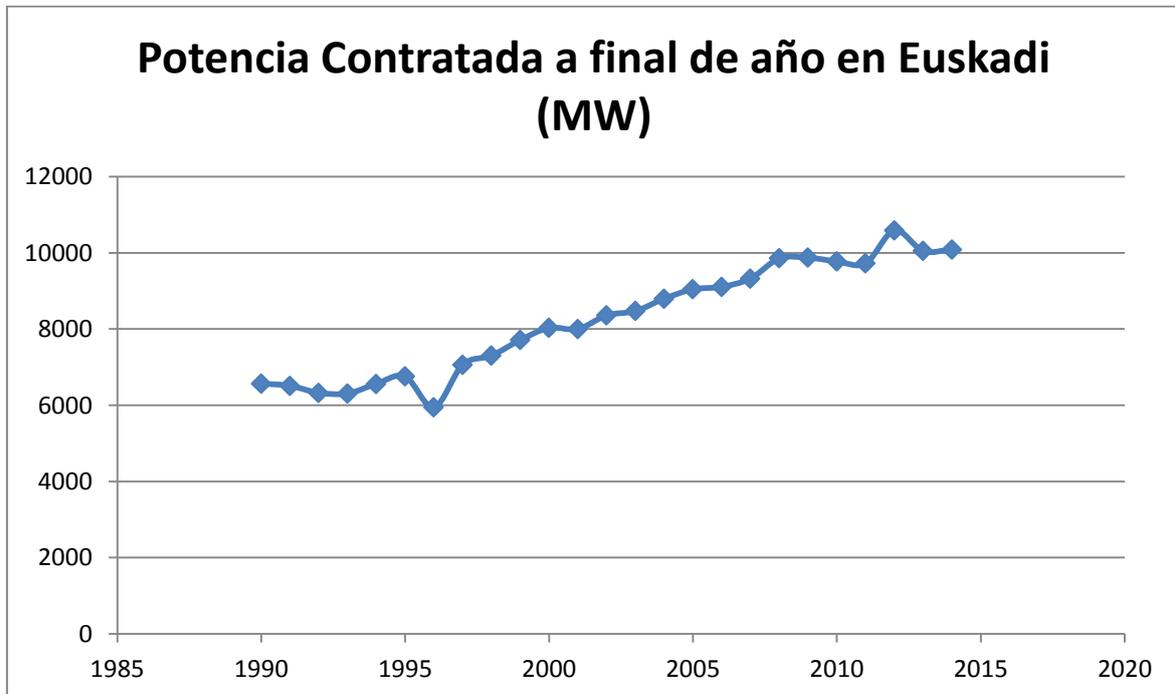


Figura 15 : Potencia Contratada a final de año en Euskadi 1990-2014 (Fuente: MINETUR)

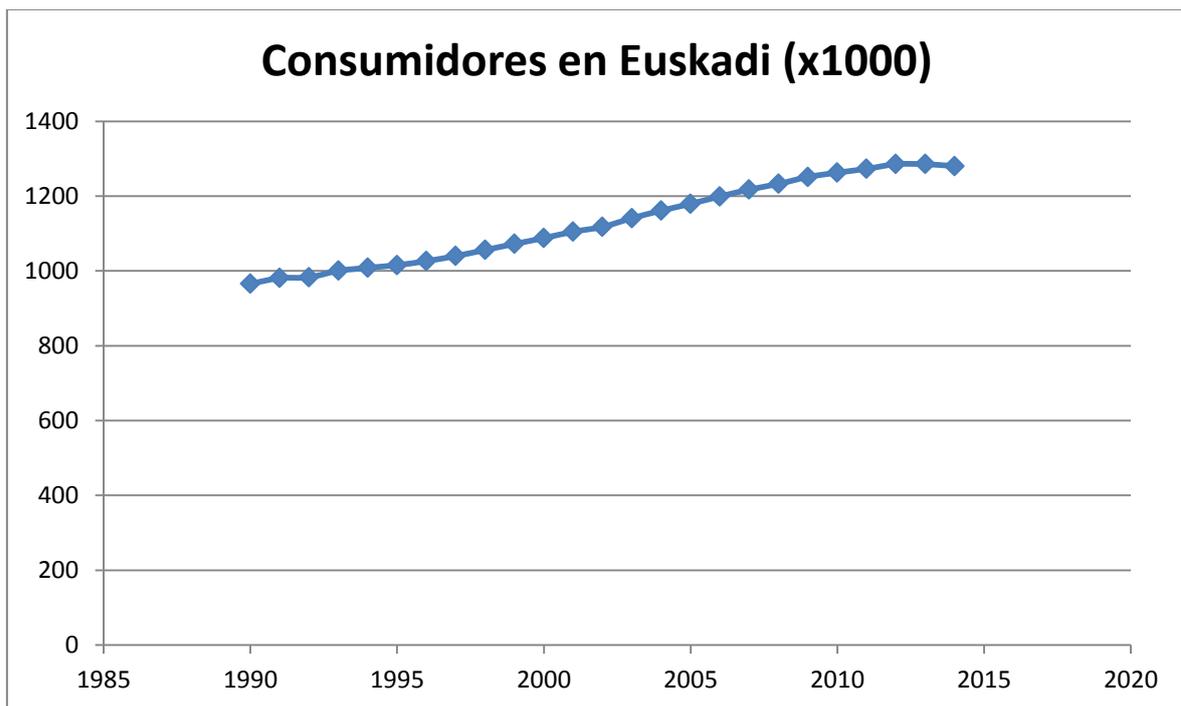


Figura 16 : Consumidores en Euskadi a final de año 1990-2014 (Fuente: MINETUR)

En la curva de consumo anual encontramos un crecimiento medio continuado hasta 2008, como en el caso estatal. Sin embargo hasta este año sí ha habido una mayor inestabilidad en el consumo comparándola con la estatal. Los factores a los que obedece este comportamiento son los mismos que los anteriormente mencionados (aumento de la población, potentes flujos migratorios, mayor electrificación de la industria...). A partir de 2008, al igual que en el caso estatal y debido a la crisis financiera, se ha producido un descenso en el consumo total.

En la curva de potencia contratada vemos un aumento continuado de ésta, siendo relevantes dos picos: uno negativo en 1996 y otro positivo en 2012.

La curva de consumidores totales a final de año ha mantenido un crecimiento continuado a lo largo del periodo de estudio, mostrando un pequeño descenso en los últimos dos años de estudio (2013 y 2014) debido factores demográficos y a la crisis financiera.

4.2.2. CONSUMO ANUAL Y NÚMERO DE CONSUMIDORES POR SECTORES PRINCIPALES

En la siguiente figura podemos ver el consumo anual en la CAPV en los 5 sectores principales.

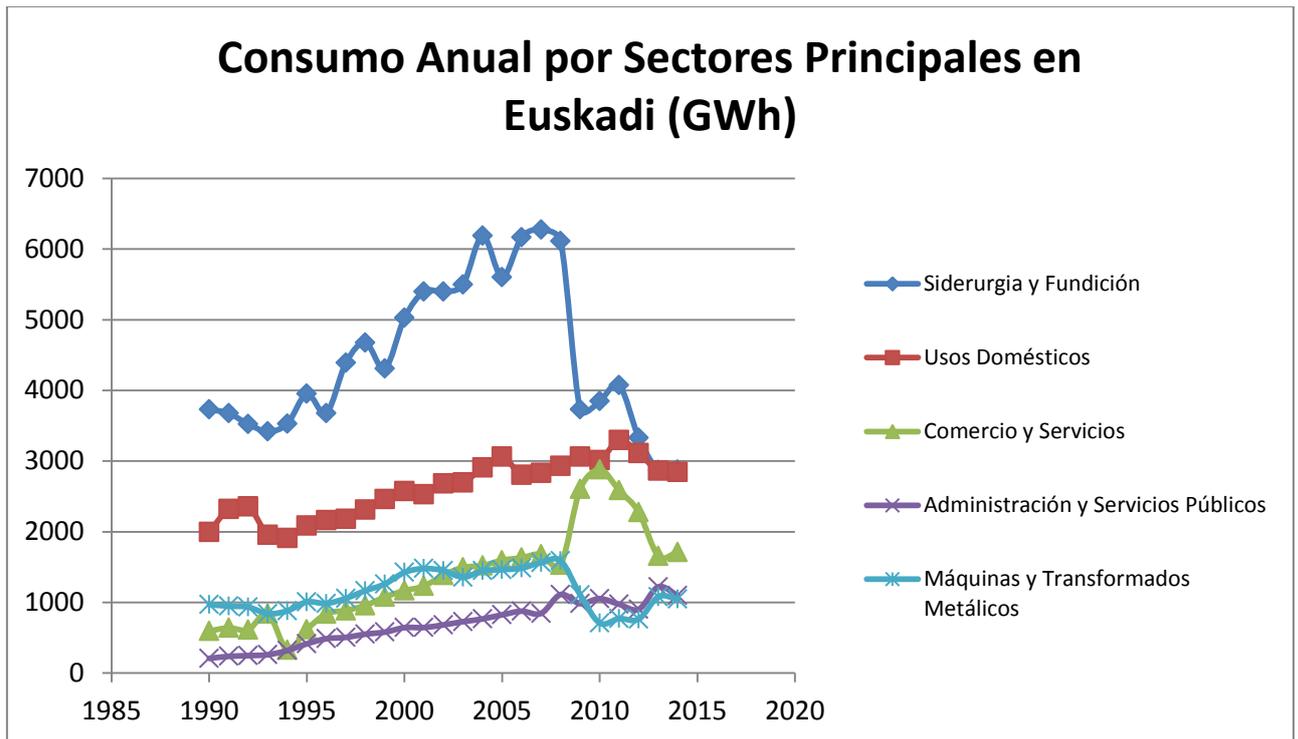


Figura 17 : Consumo Anual por sectores principales en la CAPV 1990-2014 (Fuente: MINETUR)

Como se puede observar la **Siderurgia y Fundición** supone el sector que más energía eléctrica necesita en la CAPV. Este sector, en este periodo de estudio, presenta fluctuaciones en su consumo anual pero tendiendo a un crecimiento continuado hasta 2008. A partir de este año, y debido a la crisis financiera y en los últimos años la competencia de países como China, país que está llevando a cabo una política de *Dumping*, se está produciendo un decrecimiento pronunciado del consumo total en este sector.

Los **Usos Domésticos** suponen el segundo sector en consumo total en la CAPV. Al igual que la siderurgia y fundición presenta un crecimiento continuado, pero con menores fluctuaciones, y un pequeño pico en 2011, a partir del cual se está dando un leve decrecimiento en el consumo.

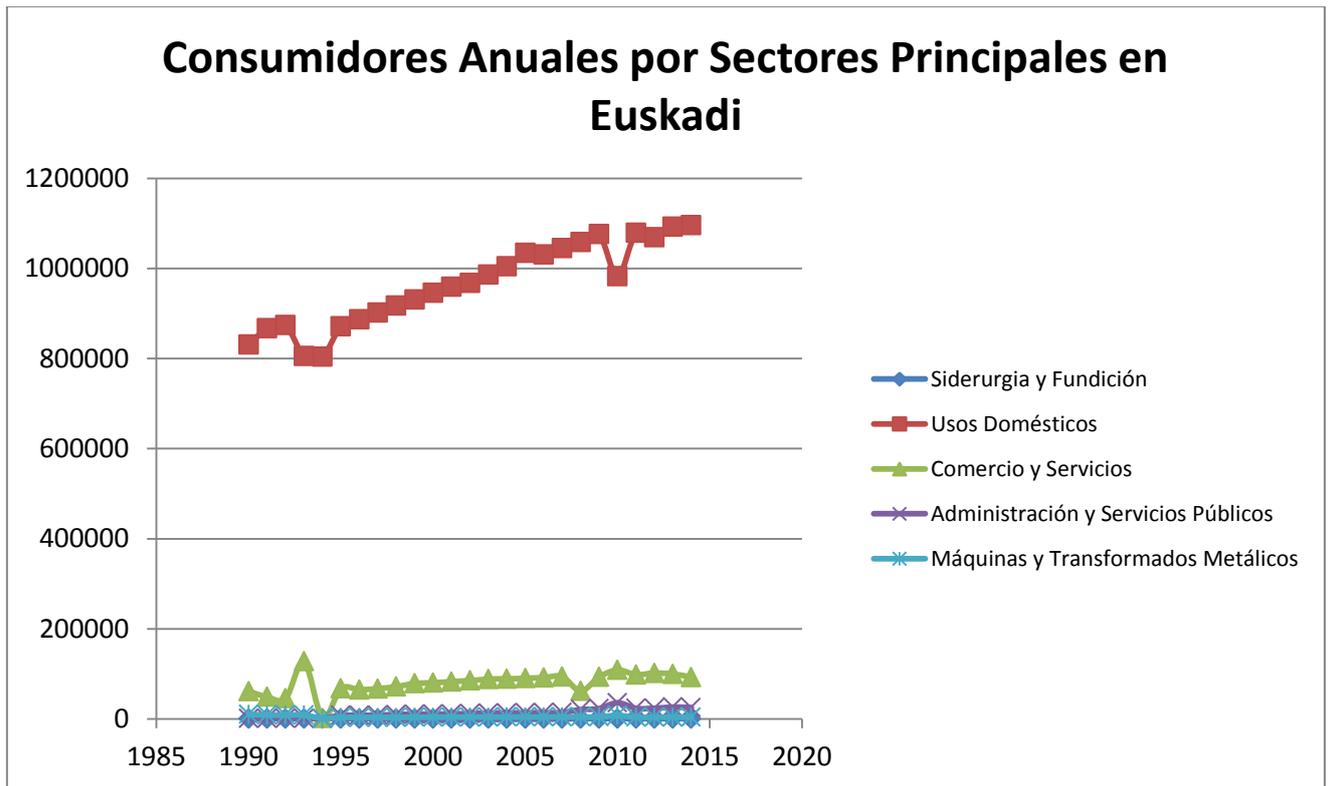


Figura 18 : Consumidores Anuales por sectores principales en la CAPV 1990-2014 (Fuente: MINETUR)

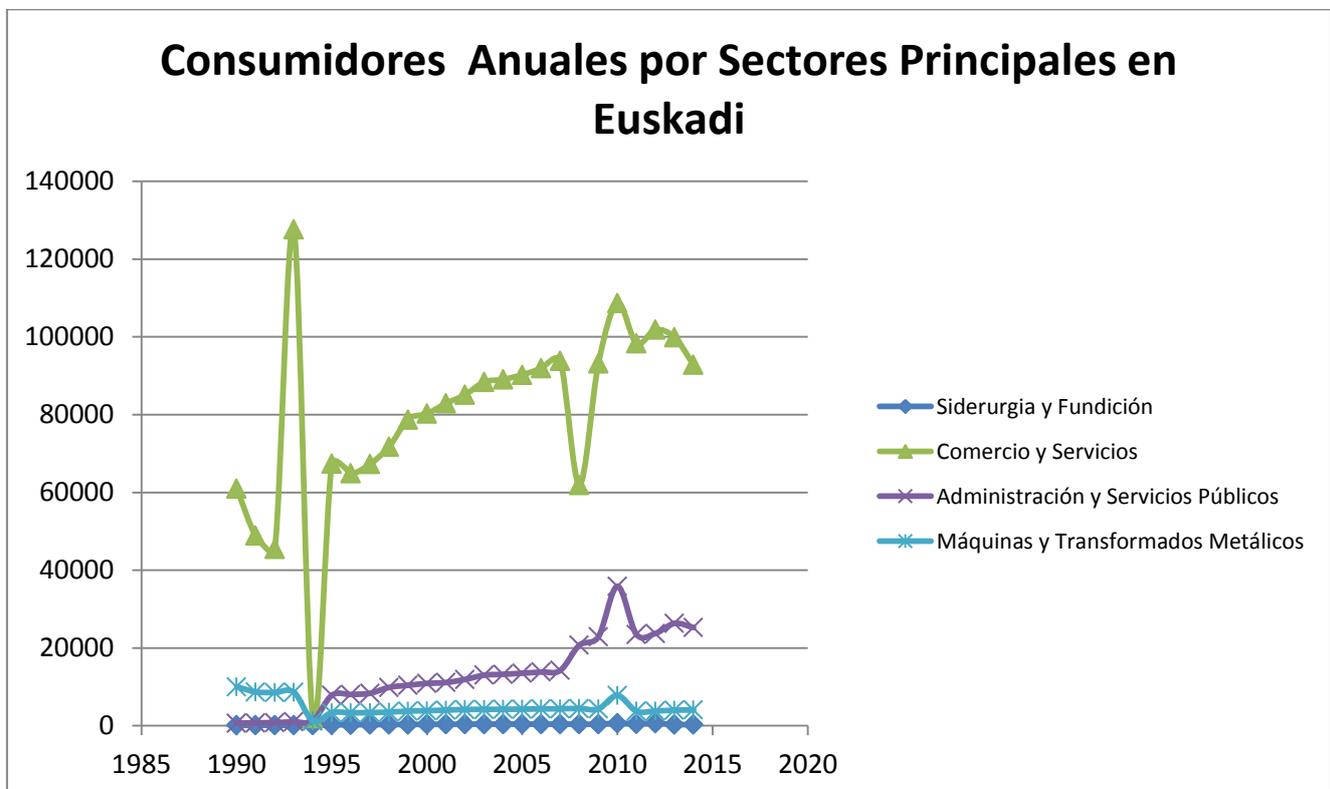


Figura 19 : Consumidores Anuales por sectores principales (menos Usos Domésticos) en la CAPV 1990-2014 (

Fuente: MINETUR)

Pese a ser el segundo sector con más consumo anual, los **Usos Domésticos** suponen, por amplia diferencia, el sector con el mayor número de consumidores, no sólo de los sectores de mayor consumo sino de todos los sectores de la clasificación. La tendencia en este sector se ha mantenido alcista en el período estudiado excepto por 2 picos entre los años 1993-1994 y 2011.

En la Figura 19, se muestra también la gráfica de consumidores anuales quitando el sector usos domésticos para poder observar más claramente los resultados. Cabe destacar los dos picos pronunciados en el sector de Servicios. Estos se deben al cambio en la sectorización entre los años consecutivos correspondientes a cada pico. De esta manera, sólo se hacen representativos los datos de los periodos con la misma sectorización, no siendo representativos los picos mencionados.

Siguiendo con el sector **Comercio**, se observa como durante los 10 primeros años del presente siglo mantuvo una tendencia alcista. Esta tendencia ha cambiado en los últimos años debido a la crisis económica.

La **Administración y los Servicios Públicos** han mantenido una tendencia alcista durante todo el periodo estudiado, dándose un único pico durante los años de crisis económica.

Los dos sectores restantes, **Máquinas y Transformados Metálicos** y **Siderurgia y Fundición**, han mantenido un número relativamente constante durante el periodo estudiado.

REFERENCIAS

- Ministerio de Energía, Turismo y Agenda Electrónica (MINETUR).
<http://www.minetad.gob.es/energia/balances/Publicaciones/ElectricasAnuales/Paginas/ElectricasAnuales.aspx>
- Remacha, M., Martínez, F., & Villafruela, L. (2015). Análisis de la evolución de la demanda eléctrica española en el contexto de la Unión Europea. *Cuadernos de la energía*.
- Remacha, M., Martínez, F., & Villafruela, L. (2015). Demanda de energía eléctrica en España: análisis de su evolución histórica y causas de su variación. *Cuadernos de la Energía*.

5. ANÁLISIS DE LA EVOLUCIÓN DEL PRECIO DEL GAS Y EL SISTEMA GASISTA ESPAÑOL

En este apartado, se tratará de contextualizar el presente documento mediante la introducción de la evolución que ha sufrido el precio del Gas natural en diferentes sectores en los últimos 10 años. Además, se ha considerado de interés para el lector añadir una breve explicación acerca de cómo se rige el sistema gasista en España.

5.1 ANÁLISIS DE LA EVOLUCIÓN DEL PRECIO DEL GAS EN ESPAÑA

Los datos aportados aquí provienen del Eurostat. Éste sigue diferentes clasificaciones hasta 2007 y de 2007 en adelante. Debido a esto último, y en vista a no aportar datos erróneos en las diferentes categorías al tratar de emparejar antiguas con nuevas clasificaciones, se ha optado por aportar sólo los datos de los últimos 10 años. Además, el objeto de este documento no es hacer un estudio histórico del precio del gas natural, sino simplemente tratar de situar al lector en la situación actual y la de los últimos años de crisis financiera. Las categorías del eurostat de 2007 en adelante son las siguientes:

Tipo de consumidor	Categoría	Consumo anual
Consumidores domésticos	Band D1 (TUR1 en España)	Menos de 5000 kWh
	Band D2 (TUR2 en España)	5000 kWh-50000 kWh
	Band D3 (Tarifas 3 y 4 en España)	Más de 50000 kWh
Consumidores Industriales	Band I1	Menos de 277,77MWh
	Band I2	277,77MWh-2777,7MWh
	Band I3	2777,7MWh-27777MWh
	Band I4	27777MWh-277770MWh
	Band I5	277770MWh-1111080MWh

Tabla 12: Categorías EUROSTAT consumidores GN 2007-Actualidad (Fuente: EUROSTAT)

5.1.1 CONSUMIDORES DOMÉSTICOS

Para los **consumidores domésticos**, las band D1 y D2 corresponden prácticamente con las categorías que la legislación española marca como Tarifa de Último Recurso 1 y 2 (TUR1 y TUR2). Después habría dos categorías más llamadas Tarifas 3 y 4 para consumidores domésticos con un consumo superior a 50.000 kWh/año e inferior o igual a 100.000 kWh/año y con un consumo superior a 100.000 kWh/año, respectivamente. A estos dos, el eurostat los incluye en la categoría D3.

En las siguientes gráficas se muestra el histórico (2007-2016, 2 semestres por año) de las 3 tarifas a nivel domésticos presentes en el Eurostat para el caso de España y la media de los 28 países de la Unión Europea.

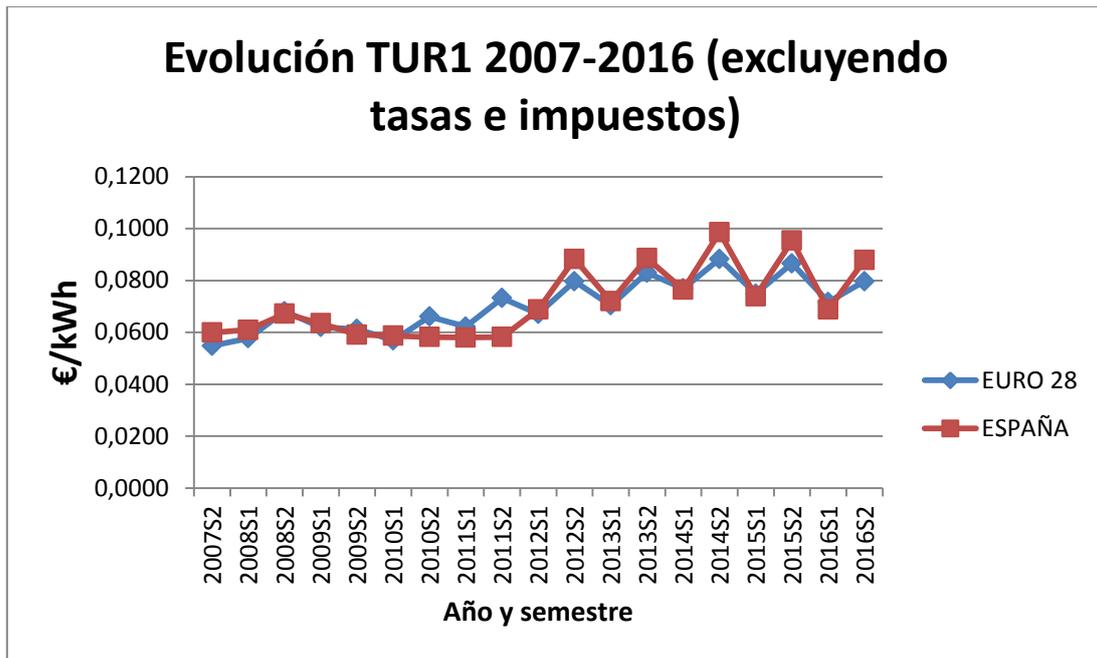


Figura 20: Evolución TUR1 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT)

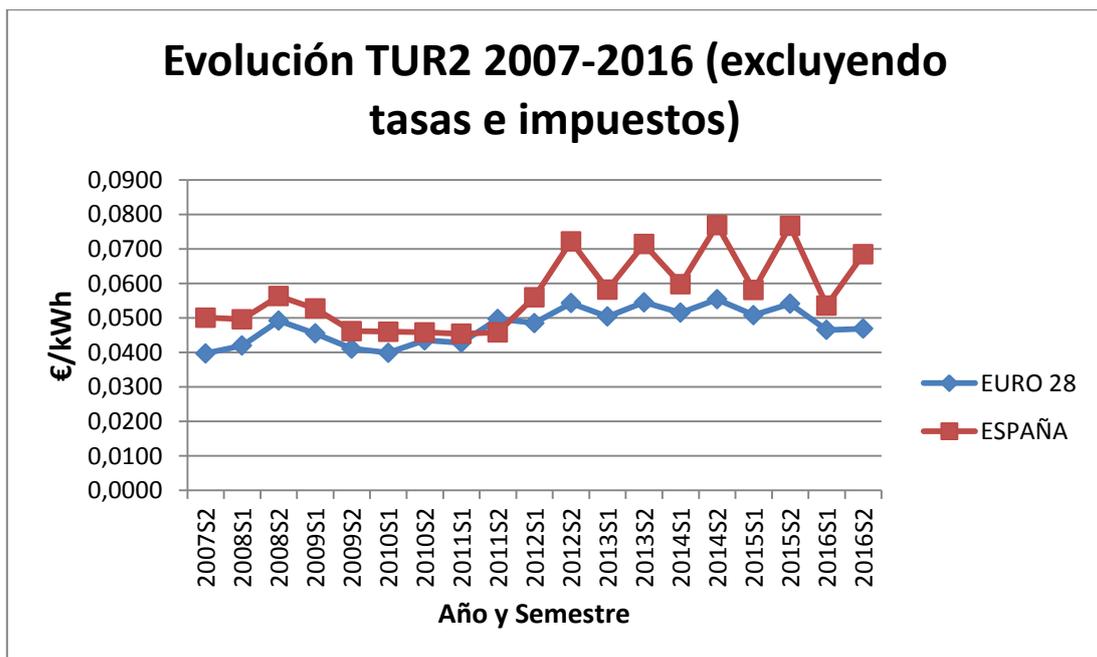


Figura 21 : Evolución TUR2 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT)

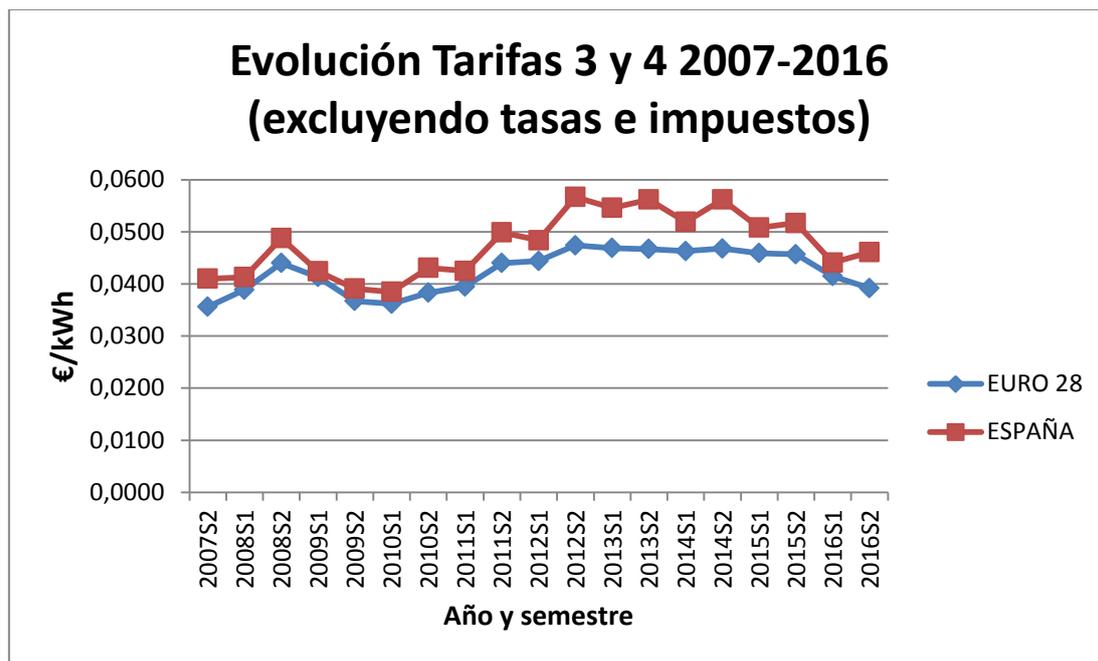


Figura 22 : Evolución Tarifas 3 y 4 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT)

De las gráficas de consumidores a nivel doméstico, se observa cómo, en los últimos años, hay un cambio destacable entre el primer semestre del año (invierno y primavera) y el segundo semestre (verano y otoño) en las tres categorías, siendo más destacable en TUR1 y TUR2. Así mismo para este mismo caso, en los últimos años se presenta una tendencia alcista en el precio de estas tarifas. En los tres casos, el precio del gas natural para el caso de España supera casi siempre, en el período estudiado, al de la media de los 28 países de la UE.

5.1.2 CONSUMIDORES INDUSTRIALES

En el caso de **consumidores industriales**, tendremos más categorías al diferir ampliamente unas de otras de su consumo anual. Éstas van desde los consumidores industriales que consumen menos de 277,77 MWh anuales hasta los que llegan a 1.111.080 MWh al año.

A continuación, se muestran, para el caso de España y la media de los 28 países de la Unión Europea, los históricos (2007-2016, 2 semestres por año) de las diferentes bandas tarifarias a nivel industrial.

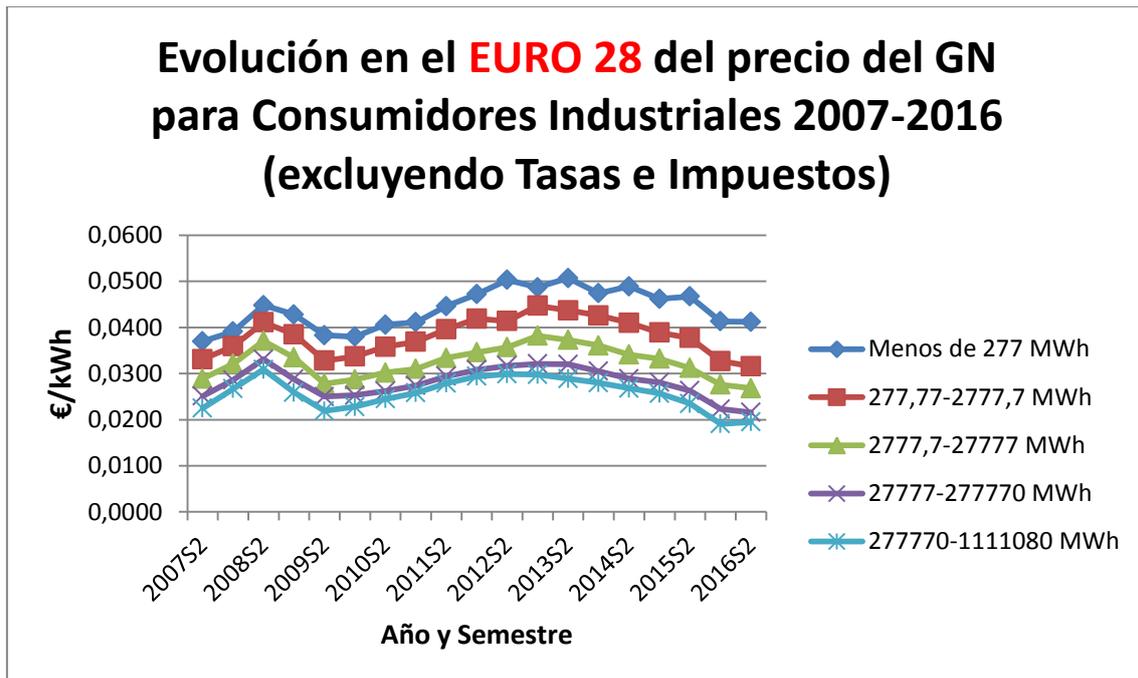


Figura 23 : Evolución en el EURO28 del precio del GN para consumidores industriales 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT)

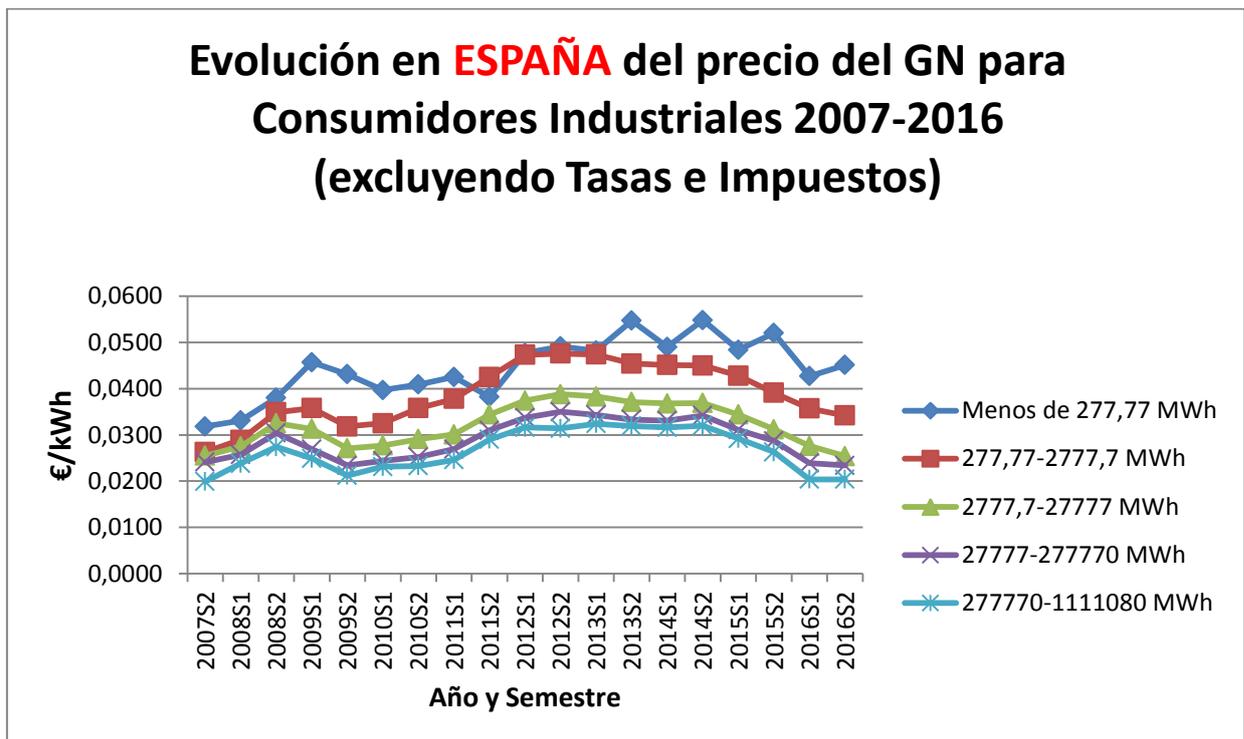


Figura 24 : Evolución en España del precio del GN para consumidores industriales 2007-2016 (Fuente: EUROSTAT)

En el caso de consumidores industriales, se observa, en primer lugar, como un gran consumidor obtiene un menor precio por kWh que un consumidor industrial que tenga un consumo anual más bajo. En segundo lugar, no se observan cambios destacables en el precio del kWh entre ambos semestres del año, excepto en el caso de consumo inferior a 277,77

MWh. Al contrario de los consumidores domésticos, tanto para el caso EURO 28 como para España, para los consumidores industriales se presenta una tendencia bajista. En casi todas las bandas de consumo industrial, se observa cómo se obtiene un pico en el precio en 2008, debido a la crisis financiera, dando paso a un año o dos de reducción en el precio para volver a subir hasta el año 2012 o 2013, a partir de los cuáles vuelve a bajar.

5.2 EL SISTEMA GASISTA ESPAÑOL

Las instalaciones que forman el sistema gasista y la red básica de gas natural se encuentran establecidas en el artículo 59 de la Ley 34/1998, de 7 de octubre, del sector de hidrocarburos. De esta manera, el sistema gasista español comprende las siguientes instalaciones:

- **Plantas de regasificación** que transforman el gas líquido a su estado gaseoso originario mediante la aportación de calor. El gas procede de las plantas de licuefacción de los países de origen, donde licuan el gas para facilitar su almacenamiento y transporte. Actualmente, el sistema gasista dispone de 6 plantas de regasificación más una en construcción.
- **Conexiones internacionales.**
- **Red de transporte de alta presión.** En esta se encuentran los gaseoductos de transporte primario (aquellos cuya presión máxima de diseño sea igual o superior a 60 bares) y los gaseoductos de transporte secundario (presión máxima de diseño comprendida entre 60 y 16 bares) para el transporte del gas a grandes distancias.
- **Red de distribución.** Comprende los gasoductos con presión máxima de diseño igual o inferior a 16 bares y aquellos otros que, con independencia de su presión máxima de diseño, tengan por objeto conducir el gas a un único consumidor partiendo de un gasoducto de la red básica o de transporte secundario.
- **Plantas satélite** que alimentan a una red de distribución.
- **Almacenamientos**, generalmente subterráneos, destinados a cubrir, con sus reservas, las puntas de demanda.

En el año 2016, la demanda gasista nacional fue de 321,5 TWh (un 2,1% de crecimiento de la demanda gasista nacional respecto al año anterior), se importó gas desde 10 países, siendo Argelia el país desde el cual se importó la mayor cantidad de gas, ayudando así a una mayor diversificación y se exportó un 5 % más de gas al extranjero que en el ejercicio anterior. La red de transporte y distribución en España alcanzó en 2016 los 83.830 kilómetros, de los cuales 11.369 kilómetros eran de transporte primario.

La legislación del sistema gasista corre a cargo del gobierno de España mediante leyes, decretos de ley u otras normas jurídicas aprobadas en sede parlamentaria.

En la siguiente gráfica se muestra el grado de diversificación del aprovisionamiento de gas en España.

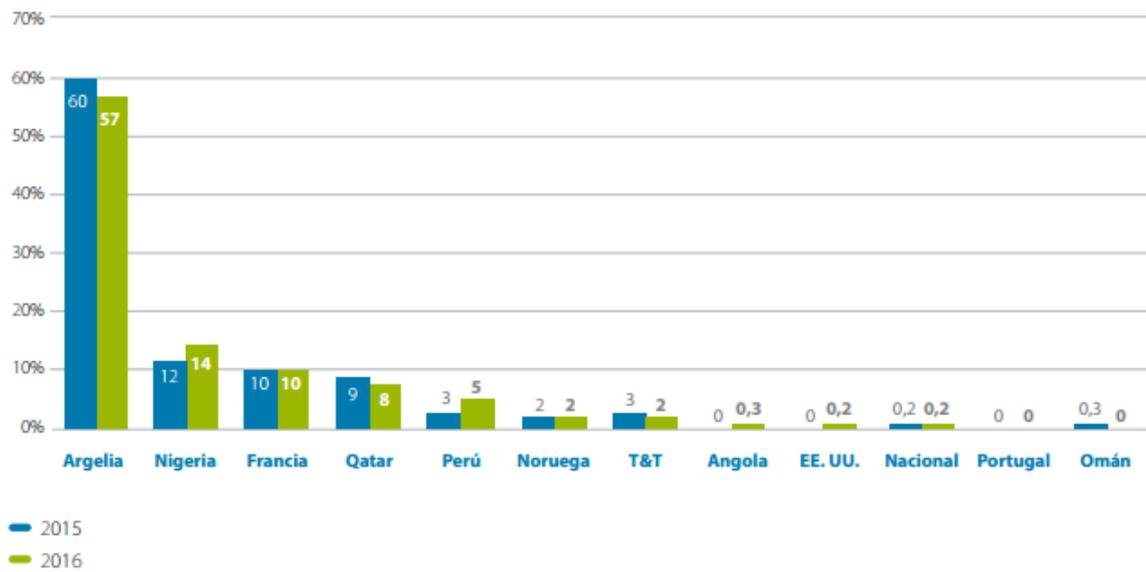


Figura 25 : Porcentaje de la Diversificación del aprovisionamiento de gas en España en 2015 y 2016 (Fuente: ENAGAS)

REFERENCIAS

ENAGAS.(2017). *El sistema gasista español. Informe 2016.*

Estadísticas del precio de la energía, EUROSTAT. http://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php/Energy_price_statistics.

Ministerio de Energía, Turismo y Agenda Electrónica (MINETUR). <http://www.minetad.gob.es/energia/Gas/Paginas/Index.aspx>.

6. ANÁLISIS DE LA HOJA DE RUTA 2050

6.1 PRINCIPALES DESAFÍOS DE EUROPA

La Unión Europea proporciona a sus Estados miembros un marco general a largo plazo para abordar el problema de la sostenibilidad y los efectos transfronterizos de fenómenos que no pueden solucionarse solo a nivel nacional. Se sabe desde hace tiempo que el cambio climático constituye uno de los factores determinantes a largo plazo que requieren una acción coherente de la UE, tanto dentro como fuera de ella.

La Comisión propuso la iniciativa emblemática de la estrategia Europa 2020 «Una Europa que utilice eficazmente los recursos» y en ese marco presenta una serie de planes políticos a largo plazo en ámbitos tales como el transporte, la energía y el cambio climático. Éstos establecen los elementos clave que deberían estructurar la acción climática para que la UE pueda convertirse en una economía hipocarbónica competitiva de aquí a 2050. El enfoque se basa en la idea de que se requieren soluciones innovadoras para movilizar inversiones en energía, transporte, industria y tecnologías de la información y la comunicación y de que es preciso hacer mayor hincapié en las políticas de eficiencia energética.

La estrategia Europa 2020 para un crecimiento inteligente, sostenible e integrador incluye cinco objetivos principales que ponen de manifiesto cuál debería ser la situación de la UE en 2020. Uno de ellos se refiere al clima y la energía: los Estados miembros se han comprometido a reducir un 20 % las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), aumentar un 20 % la parte de las energías renovables en la combinación energética de la UE y lograr el objetivo del 20 % de eficiencia energética de aquí a 2020. En estos momentos, la UE está en vías de alcanzar dos de esos objetivos, pero no logrará su objetivo de eficiencia energética si no se realizan mayores esfuerzos. Por tanto, ***la prioridad sigue siendo alcanzar todos los objetivos establecidos para 2020.***

Para contener el cambio climático por debajo de los 2 °C, el Consejo Europeo reafirmó en febrero de 2011 el objetivo de la UE de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero entre un 80 % y un 90 % de aquí a 2050 respecto a los niveles de 1990, en el contexto de las reducciones que, según el Grupo intergubernamental de expertos sobre el cambio climático, son necesarias por parte del conjunto de los países desarrollados. Este objetivo concuerda con la posición pactada por los líderes mundiales en los Acuerdos de Copenhague y Cancún. Esos acuerdos incluyen el compromiso de presentar estrategias para un desarrollo hipocarbónico a largo plazo. Algunos Estados miembros ya han dado pasos en esa dirección o están en vías de hacerlo, incluido el establecimiento de objetivos de reducción de emisiones para 2050. Lamentablemente, teniendo en cuenta los esfuerzos necesarios por parte de los países en desarrollo, ***se conseguirá una reducción global de emisiones del 50 % de aquí a 2050.***

6.2 OBJETIVOS INTERMEDIOS HASTA 2050

La transición hacia una economía hipocarbónica competitiva supone que la UE debe prepararse para reducir sus emisiones *internas* (reducciones internas reales de las emisiones de la UE y no por compensación mediante el mercado de carbono) un 80 % de aquí a 2050 respecto a 1990. La Comisión Europea ha realizado un análisis exhaustivo mediante el

establecimiento de modelos con varias hipótesis posibles en las que se indica el modo de conseguirlo.

El análisis de las distintas hipótesis muestra que la vía económicamente ventajosa sería una reducción de emisiones internas del orden del 40 % y del 60 % respecto a los niveles de 1990 de aquí a 2030 y 2040, respectivamente. En este contexto, indica asimismo reducciones del 25 % en 2020. Esa vía tendría como resultado una reducción anual, respecto a 1990, del orden del 1 % en la primera década hasta 2020, el 1,5 % en la segunda década de 2020 a 2030 y el 2 % en las dos últimas hasta 2050. El esfuerzo aumentará con el tiempo a medida que se disponga de un conjunto más amplio de tecnologías rentables.

La siguiente ilustración muestra la vía hacia una reducción del 80% de aquí a 2050, en etapas de 5 años.

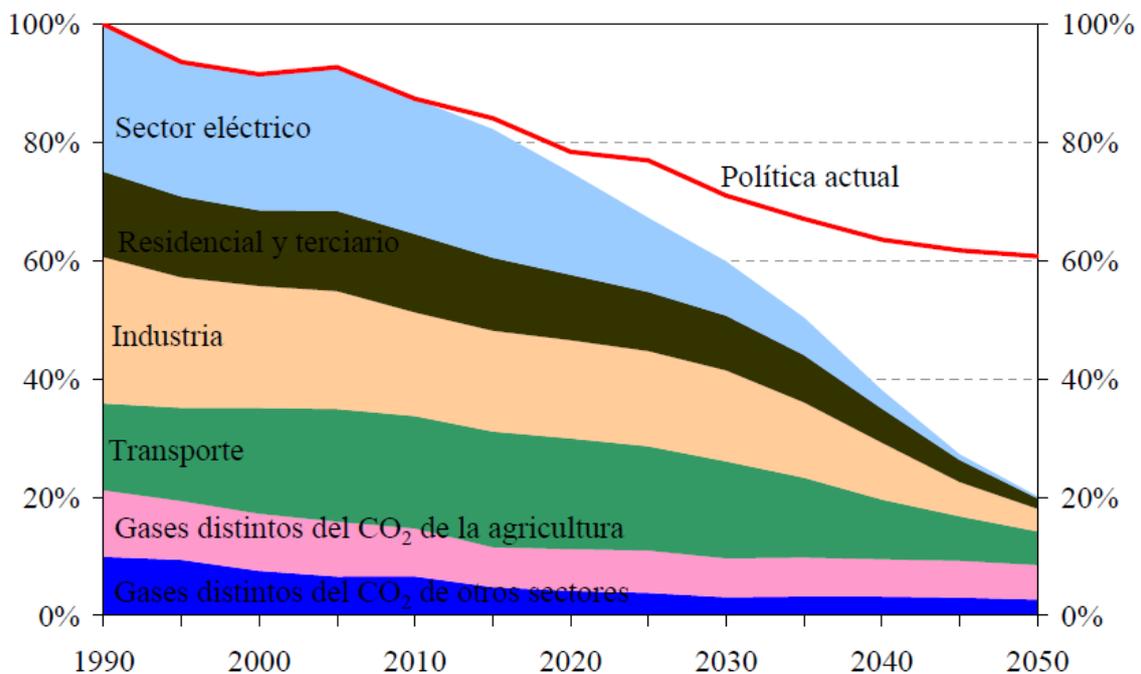


Ilustración 6 : Porcentaje de reducción anual de GEI por sectores hacia el objetivo de 2050 (Fuente: Comisión Europea)

La proyección de “referencia” en la parte superior de la figura indica cómo evolucionarían las emisiones internas de los gases de efecto invernadero (GEI) con las políticas actuales.

Según las estimaciones, las emisiones, incluidas las de la aviación internacional, se situaron en 2009 un 16 % por debajo de los niveles de 1990. Si se aplicaran plenamente las políticas actuales, la UE estaría en vías de conseguir una reducción interna del 20 % en 2020 respecto a los niveles de 1990, y del 30 % en 2030. Con las políticas actuales, sin embargo, de aquí a 2020 sólo se alcanzaría la mitad del objetivo del 20 % de eficiencia energética.

Si se aplicaran las políticas actuales, incluido el compromiso de lograr un 20 % de energías renovables y un 20 % de eficiencia energética de aquí a 2020, la UE podría superar el objetivo

actual de reducción de emisiones del 20 % y conseguir una reducción del 25 % para 2020. Para ello se requeriría la aplicación íntegra del Plan de Eficiencia Energética, que define las medidas suplementarias que serían necesarias para alcanzar el objetivo de eficiencia energética. La cantidad de compensaciones actualmente permitida no se vería afectada.

El análisis indica, asimismo, que una vía menos ambiciosa podría bloquear inversiones intensivas en carbono, lo que daría lugar a unos precios del carbono más altos posteriormente y a unos costes globales mucho más elevados durante todo el período. Además de ello, revisten una importancia crucial la I+D y la demostración y el rápido despliegue de tecnologías, como las diversas formas de fuentes de energía hipocarbónicas, la captura y el almacenamiento de carbono, las redes inteligentes y las tecnologías de vehículos eléctricos e híbridos, a fin de garantizar su penetración de una manera rentable y a gran escala más adelante. Resulta indispensable la plena aplicación del Plan Estratégico Europeo de Tecnología Energética, que requiere una *inversión adicional de 50 000 millones de euros en I+D* y demostración en los diez próximos años. Los ingresos derivados de las subastas y la política de cohesión constituyen opciones de financiación que los Estados miembros deberían aprovechar. Además, la mejora de la eficiencia de los recursos, en particular mediante el reciclado y una mejor gestión de los residuos, los cambios de comportamiento y el refuerzo de la resiliencia de los ecosistemas, puede desempeñar un papel fundamental. Asimismo será necesario seguir intensificando la investigación en el ámbito de las tecnologías de reducción de emisiones y adaptación al cambio climático.

6.3 PERSPECTIVA SECTORIAL

La Comisión Europea (CE) ha explorado, asimismo, distintas vías respecto a los sectores clave. Se han considerado distintos escenarios con diferentes supuestos en cuanto a ritmos de innovación tecnológica y precios de combustibles fósiles y se han obtenido resultados en gran parte convergentes respecto a la magnitud de las reducciones necesarias en cada sector en 2030 y 2050, como se refleja en la siguiente tabla. Cabe añadir que en el desarrollo de las diferentes posibilidades de actuación a nivel sectorial deberán abordarse de una manera más exhaustiva los costes, los compromisos y las incertidumbres.

Reducciones de GEI respecto a 1990	200	2030	2050
Total	- 7	- 40 a - 44	- 79 a - 82
Sectores			
Electricidad (CO ₂)	- 7	- 54 a -	- 93 a - 99
Industria (CO ₂)	-	- 34 a - 40	- 83 a - 87
Transporte (incluida la aviación, excluido el transporte marítimo) (CO ₂)	+ 20%	+ 20 a - 9	- 54 a - 67
Residencial y servicios (CO ₂)	-	- 37 a - 53	- 88 a - 91
Agricultura (distintas de las de CO ₂)	-	- 36 a - 37	- 42 a - 49
Otras emisiones distintas de las de CO ₂	-	- 72 a - 73	- 70 a - 78

Tabla 13: Perspectiva sectorial de reducción de GEI hasta 2050 (Fuente: Comisión Europea)

6.3.1. SECTOR ELÉCTRICO

La electricidad desempeñará un papel fundamental en la economía hipocarbónica. El análisis indica que es posible eliminar prácticamente todas las emisiones de CO₂ de aquí a 2050 y

sustituir parcialmente los combustibles fósiles en el transporte y la calefacción. Aunque la electricidad se utilizará cada vez más en esos dos sectores, el consumo eléctrico global debería seguir aumentando de acuerdo con las tasas de crecimiento históricas, gracias a las mejoras constantes en materia de eficiencia.

Según las estimaciones, la parte de las tecnologías hipocarbónicas en la combinación energética pasaría de alrededor del 45 % actual al 60 % aproximadamente en 2020, en particular gracias a la consecución del objetivo de energías renovables, al 75 %-80 % en 2030, y a casi el 100 % en 2050. De ese modo, y sin prejuzgar las preferencias de los Estados miembros en materia de combinación energética de acuerdo con sus circunstancias nacionales específicas, el sistema eléctrico de la UE resultaría más seguro y diversificado.

Será necesario un despliegue generalizado de toda una serie de tecnologías existentes, incluidas las tecnologías más avanzadas, como las fotovoltaicas, que irán abaratándose y, por tanto, serán más competitivas en el futuro.

Así, se deben conseguir los medios necesarios para la descarbonización prevista, garantizando al mismo tiempo la seguridad energética y la competitividad, sobre la base de la actual política energética de la UE y la estrategia Europa 2020.

El Régimen de Comercio de Derechos de Emisión de la UE (RCDE UE) será determinante para la introducción en el mercado de toda una serie de tecnologías hipocarbónicas, de manera que el propio sector eléctrico pueda adaptar sus estrategias operativas y de inversión a la evolución de los precios energéticos y de la tecnología. A fin de que el RCDE pueda desempeñar ese papel en la vía definida hasta 2050, es preciso disponer de previsiones a largo plazo y de una señal del precio del carbono suficiente. En este sentido, deben preverse las medidas necesarias, incluida la revisión de la reducción lineal prevista del límite máximo del RCDE. Para que el sector de la electricidad contribuya plenamente a la reducción de emisiones, puede justificarse asimismo el recurso a otros instrumentos, como la fiscalidad de la energía y el apoyo tecnológico.

Dado que el papel central que desempeña la electricidad en la economía hipocarbónica exige un uso significativo de las renovables, muchas de las cuales tienen una producción variable, se necesitan inversiones cuantiosas en redes para garantizar la continuidad del suministro en todo momento. La inversión en redes inteligentes es un factor clave para un sistema eléctrico hipocarbónico para facilitar, en particular, la eficiencia de la demanda, una cuota mayor de renovables y la generación distribuida y permitir la electrificación del transporte. Por lo que respecta a las inversiones en redes, los beneficios no siempre revierten en el operador de la red, sino en el conjunto de la sociedad (los consumidores, los productores y la sociedad en general: mayor fiabilidad de la red, seguridad energética y reducción de emisiones). En este contexto, los trabajos que se realicen en el futuro deberían considerar de qué manera el marco político puede promover esas inversiones a escala local, nacional y de la UE e incentivar la gestión de la demanda.

6.3.2. TRANSPORTE

La innovación tecnológica puede facilitar la transición a un sistema europeo de transporte más eficiente y sostenible, basándose en tres factores principales: la eficiencia de los vehículos mediante nuevos motores, materiales y diseño; el recurso a una energía más limpia mediante nuevos combustibles y sistemas de propulsión; una mejor utilización de las redes y un funcionamiento más seguro mediante los sistemas de información y comunicación.

Es probable que, hasta 2025, el factor principal para invertir la tendencia al aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero en este sector sea una mayor eficiencia en términos de consumo de combustible. Las emisiones procedentes del transporte por carretera, ferrocarril y vías navegables podrían volver a situarse, de hecho, por debajo de los niveles de 1990 en 2030, si se combinaran medidas tales como la introducción de regímenes de tarificación para hacer frente a la congestión y la contaminación atmosférica, cánones por utilización de infraestructuras, planificación urbanística inteligente y mejora del transporte público, garantizando al mismo tiempo una movilidad asequible. Una mayor eficiencia y una mejor gestión de la demanda, promovidas mediante normas sobre las emisiones de CO₂ y sistemas fiscales inteligentes, permitirían también impulsar el desarrollo de tecnologías de motores híbridos y facilitar la transición progresiva hacia la penetración a gran escala de vehículos más limpios en todos los modos de transporte, incluidos los vehículos eléctricos e híbridos recargables (equipados con baterías o pilas de combustible) en una fase posterior.

Las sinergias con otros objetivos de sostenibilidad, como la reducción de la dependencia del petróleo, la competitividad de la industria europea del automóvil y los beneficios sanitarios, en particular una mejor calidad del aire de las ciudades, constituyen argumentos indiscutibles para que la UE redoble sus esfuerzos a fin de acelerar el desarrollo y el despliegue rápido de la electrificación y, en general, de combustibles y métodos de propulsión alternativos en todo el sistema de transporte. En este sentido, tampoco sorprende que la industria automotriz de Estados Unidos, Japón, Corea y China aumente también sus inversiones en tecnologías de pilas y acumuladores, vehículos eléctricos y pilas de combustible.

Los biocombustibles sostenibles podrían utilizarse como combustibles alternativos, sobre todo en aviones y camiones, previéndose un fuerte crecimiento en esos sectores a partir de 2030. Si no se generalizara la electrificación, los biocombustibles y otros combustibles alternativos deberían desempeñar un papel más importante para lograr el mismo nivel de reducción de emisiones en el sector del transporte. Por lo que respecta a los biocombustibles, esto podría dar lugar, directa o indirectamente, a una disminución de los beneficios netos en relación con los gases de efecto invernadero y a un aumento de la presión sobre la biodiversidad, la gestión del agua y el medio ambiente en general, lo que acentúa la necesidad de avanzar en el desarrollo de biocombustibles de segunda y de tercera generación y de continuar con el trabajo en curso en materia de cambio indirecto en el uso de la tierra y de sostenibilidad.

6.3.3. CONSTRUCCIÓN

Los edificios ofrecen oportunidades baratas y a corto plazo de reducir las emisiones, ante todo mediante la mejora de su rendimiento energético. El análisis de la Comisión indica que las emisiones en este ámbito podrían reducirse un 90 % aproximadamente de aquí a 2050. Ello

pone de manifiesto la importancia de alcanzar el objetivo de la Directiva 2010/31/UE relativa a la eficiencia energética de los edificios, según la cual los nuevos edificios construidos a partir de 2021 tendrán un consumo de energía casi nulo. Este proceso ya está en marcha, dado que muchos Estados miembros aplican normas más estrictas en este ámbito. Además, todos los Estados miembros se han comprometido a incluir normas de eficiencia energética en los contratos públicos para los edificios y servicios públicos pertinentes.

Los esfuerzos en este ámbito deberán reforzarse de manera significativa. Hoy en día, los nuevos edificios deben diseñarse como edificios inteligentes con un consumo energético bajo o casi nulo. El coste suplementario que esto genere puede recuperarse mediante el ahorro de combustible. La renovación del parque de edificios existentes plantea, sin embargo, un desafío mucho mayor, en particular la manera de financiar las inversiones necesarias. Algunos Estados miembros ya están recurriendo a los Fondos Estructurales. Según el análisis, en la próxima década será necesario aumentar hasta **200 000 millones de euros** las inversiones en equipos y componentes que permitan el ahorro energético en edificios. Varios Estados miembros ya han puesto en marcha sistemas de financiación inteligente, como tipos de interés preferenciales, para impulsar las inversiones del sector privado en edificios más eficientes. Pese a esto, se deben seguir buscando otros modelos de financiación privada.

Por último, como ocurre en el sector del transporte, el paso del consumo de energía a la electricidad hipocarbónica (incluidas las bombas de calor y los calentadores de acumulación) y a las energías renovables (energía solar, biogás, biomasa, etc), también en los sistemas de calefacción urbana, contribuiría a proteger a los consumidores frente al aumento de los precios de los combustibles fósiles y reportaría beneficios sanitarios significativos.

6.3.4. SECTORES INDUSTRIALES, INCLUIDAS LAS INDUSTRIAS DE ALTO CONSUMO DE ENERGÍA

El análisis de la Comisión muestra que las emisiones de gases de efecto invernadero del sector industrial podrían reducirse entre un 83 % y un 87 % en 2050. La utilización de equipos y procesos industriales más avanzados en materia de recursos y de eficiencia energética, el aumento del reciclado y las tecnologías de reducción de las emisiones distintas de las de CO₂ (por ejemplo, óxido nitroso y metano) podrían contribuir de manera significativa a que los sectores con alto consumo energético redujeran las emisiones a la mitad o más. Cada sector necesita soluciones específicas, de ahí que se considere necesario la elaboración de hojas de ruta en colaboración con los sectores afectados.

Además de la utilización de equipos y procesos industriales más avanzados, también sería necesario generalizar la captura y el almacenamiento de carbono después de 2035, especialmente para reducir las emisiones de los procesos industriales (por ejemplo, en los sectores del cemento y del acero), lo que requeriría una inversión anual de más de 10 000 millones de euros. En un mundo que lucha contra el cambio climático, esto no debería plantear problemas de competitividad. Pero si los principales competidores de la Unión Europea no se comprometen del mismo modo, la UE tendrá que considerar la manera de reducir aún más el riesgo de fuga de carbono derivado de esos costes suplementarios.

A medida que la UE desarrolle su política climática, será necesario seguir controlando y analizando los impactos de esas medidas sobre la competitividad de las industrias de alto consumo de energía en relación con los esfuerzos realizados por terceros países y prever las medidas adecuadas en caso necesario. La Comisión sigue vigilante para mantener una base industrial sólida en la UE y continuará actualizando la lista de sectores que corren el riesgo de fuga de carbono. Evidentemente, la mejor protección contra el riesgo de fuga de carbono sería una acción eficaz a nivel mundial.

6.3.5. AGRICULTURA

El análisis de la Comisión indica que, de aquí a 2050, el sector de la agricultura puede reducir sus emisiones distintas de las de CO₂ entre un 42 % y un 49 % respecto a 1990. El sector ya ha logrado una reducción significativa y será posible reducir aún más las emisiones en las dos próximas décadas. Las políticas agrícolas deberían centrarse en opciones tales como el incremento de la eficiencia, la utilización eficiente de abonos, la metanización de abono orgánico, una mejor gestión del estiércol, mejores forrajes, la diversificación y comercialización locales de la producción y un mayor rendimiento ganadero, así como la maximización de los beneficios de la agricultura extensiva.

La mejora de las prácticas agrícolas y forestales puede aumentar la capacidad del sector de preservar el carbono y secuestrarlo en los suelos y los bosques. Esto puede lograrse, por ejemplo, mediante la adopción de medidas específicas para mantener los prados, restaurar las zonas húmedas y las turberas, reducir la labranza o suprimirla, reducir la erosión y permitir el desarrollo de los bosques. La agricultura y la silvicultura proporcionan asimismo los recursos para la bioenergía y la producción de materia prima para la industria, contribución que deberá aumentar aún más.

Después de 2030, podría disminuir el ritmo de reducción de emisiones en el sector de la agricultura, en parte debido al aumento de la producción agrícola como consecuencia del crecimiento de la población mundial. No obstante, cabe señalar que, de aquí a 2050, la agricultura podría suponer, según las estimaciones, un tercio de las emisiones de la UE, es decir, el triple de lo que representa actualmente. Por tanto, **debería aumentar la importancia de este sector en términos de política climática: si no consigue reducir las emisiones de acuerdo con las previsiones, otros sectores tendrán que reducirlas aún más, lo que tendría costes elevados.** Podría existir, asimismo, algún riesgo de fuga de carbono en el sector agrícola, de manera que convendría que los cambios en los modelos de producción y comerciales no comprometan, en el futuro, la reducción de las emisiones.

El análisis considera, asimismo, las implicaciones para el sector agrícola y forestal en una perspectiva mundial. En 2050, el planeta tendrá que alimentar a unos 9 000 millones de personas. Al mismo tiempo, habrá que preservar los bosques tropicales como componente esencial de la lucha contra el cambio climático y de la conservación de la biodiversidad mundial. Por otra parte, se prevé que los esfuerzos de mitigación aumenten la demanda de bioenergía al mismo tiempo que la creciente demanda existente de piensos, madera y materias primas para la producción de papel y las bioindustrias. Los dos desafíos que representan la seguridad alimentaria mundial y la acción en materia de cambio climático

deben abordarse conjuntamente. Para hacer frente a las crecientes exigencias en materia de uso del suelo a escala mundial y de la UE, será necesario seguir aumentando la productividad de los sistemas agrícolas y forestales (intensivos y extensivos) a un ritmo rápido y sostenible, especialmente en los países en desarrollo. Deberán gestionarse atentamente los impactos negativos en otros recursos (agua, suelo y biodiversidad). La rapidez del cambio climático, sin embargo, podría poner en peligro esas mejoras de productividad si las acciones mundiales para hacer frente a este problema son insuficientes.

Esta eventualidad subraya asimismo la necesidad de considerar todos los usos del suelo de una manera holística y tener en cuenta el uso de la tierra, los cambios en el uso de la tierra y la silvicultura (LULUCF) en la política climática de la UE. Además, para reducir la presión sobre el uso de la tierra, deberá intensificarse la reutilización y el reciclado del papel y los productos derivados de la madera.

El análisis efectuado tiene en cuenta la tendencia mundial al aumento de la parte de productos animales en la alimentación. Sería conveniente invertir la tendencia actual al desperdicio de productos alimenticios y reorientar el consumo hacia una alimentación menos intensiva en carbono.

6.4 INVERSIÓN EN UN FUTURO HIPOCARBÓNICO

6.4.1. AUMENTO SUSTANCIAL DE LAS INVERSIONES DE CAPITAL

Para llevar a cabo las políticas enunciadas anteriormente en vista de conseguir los resultados para 2020, primero, y 2050, después, hará falta una inversión sustancial. Se calcula que, en los próximos 40 años, las inversiones públicas y privadas asciendan a 270.000 millones de euros al año en la UE. Estas inversiones irán a parar a elementos clave de los sistemas energéticos y de transporte eficientes e hipocarbónicos como redes inteligentes, viviendas pasivas, captura y almacenamiento de carbono, electrificación del transporte, etc. Esta cifra, que representa una inversión adicional de alrededor del 1,5 % del PIB de la UE al año, viene a sumarse a las inversiones globales actuales (por ejemplo en el año 2009 constituyeron un 19% del PIB de la UE). Las inversiones de hoy determinarán la competitividad de las economías de mañana. En este contexto, es interesante mencionar que la proporción del PIB dedicada a la inversión en 2009 fue mucho mayor en países como China (48 %), India (35 %) y Corea (26 %), lo que revela la necesidad de las economías emergentes de desarrollar infraestructuras, pero también su potencial para avanzar hacia una economía hipocarbónica competitiva.

El despliegue del potencial de inversión del sector privado y de los particulares supone un gran desafío. Aunque la mayor parte de esta inversión adicional daría sus frutos con el tiempo gracias a la reducción de la factura energética y a una mayor productividad, los mercados tienden a descontar los beneficios futuros y a desatender los riesgos a largo plazo. Así pues, es esencial plantearse cómo crear, a través de medidas políticas, las condiciones de base para favorecer tales inversiones, incluso con nuevos modelos de financiación.

Es esencial implantar mecanismos adicionales de financiación pública y privada para paliar los riesgos de la financiación inicial y los problemas de liquidez. La financiación pública mediante instrumentos de financiación innovadores —fondos rotatorios, tipos de interés preferenciales,

regímenes de garantía, instrumentos de distribución de riesgos y mecanismos combinados— puede movilizar y dirigir la financiación privada necesaria, en particular de las PYME y los consumidores. De este modo, la limitada financiación pública puede potenciar una multitud de inversiones del sector privado. En caso de ser constitutiva de ayuda estatal, la financiación pública debería ajustarse a las normas relativas a la compatibilidad de las ayudas estatales. El Banco Europeo de Inversiones, el Banco Europeo de Reconstrucción y Desarrollo y otras fuentes de financiación específica del próximo marco financiero plurianual deberán desempeñar su labor en la financiación adicional de tecnologías hipocarbónicas y eficientes desde el punto de vista de la energía.

El aumento de las inversiones internas ofrece una valiosa oportunidad para incrementar la productividad, el valor añadido y la producción en una gran variedad de industrias manufactureras de la UE (por ejemplo, en los sectores de la automoción, la generación eléctrica, los equipos industriales y de redes, los materiales de construcción eficientes energéticamente y la construcción), esenciales para el crecimiento y la creación de empleo en el futuro.

Aparte de su beneficio principal (la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero), la transición hacia una economía hipocarbónica aportará un buen número de ventajas esenciales en otros ámbitos.

6.4.2. REDUCCIÓN DE LA FACTURA ENERGÉTICA DE EUROPA Y DE SU DEPENDENCIA RESPECTO A LAS IMPORTACIONES DE COMBUSTIBLES FÓSILES

Se estima que la eficiencia energética y la transición hacia fuentes de energía hipocarbónicas y producidas en el ámbito interno reducirán los costes medios del combustible de la UE por un valor de entre 175 000 y 320 000 millones de euros anuales en el conjunto del periodo de cuarenta años considerado. El ahorro de costes efectivo dependerá de la adopción de medidas a escala mundial en materia de cambio climático. En la hipótesis de una acción mundial en este ámbito, disminuirá la cantidad de combustibles fósiles que será preciso importar en la Unión Europea y bajará el coste de las importaciones que aún sean necesarias.

Si el resto del mundo no adoptara medidas coordinadas, la actuación de la UE, con todo, aportaría la gran ventaja de proteger la economía frente al alza de los precios de los combustibles fósiles. El análisis efectuado, junto con las perspectivas energéticas mundiales para 2010 preparadas por la AIE (*World Energy Outlook 2010*), apunta sin lugar a dudas a una subida considerable de los precios de los combustibles fósiles en la hipótesis de una actuación mundial limitada. No se trata meramente de un problema a largo plazo. Incluso tras la recesión de la economía occidental, los precios del petróleo duplican los de 2005. La AIE ha estimado que la factura de las importaciones de la UE registró una subida de 70 000 millones de dólares estadounidenses de 2009 a 2010 y que, probablemente, se producirán más subidas en un futuro previsible. Tal como pudimos comprobar en los años setenta y ochenta, las crisis petrolíferas pueden generar inflación, lo que a su vez aumenta el déficit comercial, reduce la competitividad y eleva el desempleo.

En 2050, el consumo total de energía primaria en la Unión Europea podría situarse cerca de un 30 % por debajo de los niveles de 2005. Se utilizarían más recursos energéticos internos, en concreto más energías renovables. Las importaciones de petróleo y gas se reducirían a la mitad respecto a las cifras de hoy, lo que reduciría considerablemente las repercusiones negativas de los vaivenes que pueda sufrir el precio de esos dos combustibles. De lo contrario, si no se interviniera, el precio de las importaciones de petróleo y gas se duplicaría con respecto a los niveles actuales, lo que representaría una diferencia de cerca de 400 000 millones de euros anuales de aquí a 2050 o, dicho de otro modo, del 3 % del PIB actual. Por lo tanto, el alcance de la reducción de la factura relativa a las importaciones de combustibles fósiles dependerá de la evolución futura del precio de dichos combustibles y de la diversificación de las fuentes de abastecimiento.

6.4.3. NUEVOS PUESTOS DE TRABAJO

La inversión temprana en la economía hipocarbónica estimularía un cambio estructural gradual de la economía y puede crear puestos de trabajo nuevos, en términos netos, tanto a corto como a medio plazo. Las fuentes de energía renovables tienen un sólido historial de creación de empleo. En sólo cinco años, la industria de las energías renovables ha pasado de 230 000 a 550 000 empleos. Las inversiones en tecnologías hipocarbónicas también ofrecen grandes oportunidades para el empleo a corto plazo en el sector de la construcción. Con unos 15 millones de empleos en la Unión Europea, este sector se ha visto gravemente afectado por la crisis económica. Se podría impulsar de manera notable su recuperación si se redoblaran los esfuerzos para acelerar la renovación y la construcción de viviendas eficientes desde el punto de vista energético. El Plan de Eficiencia Energética confirma el enorme potencial que representa para la creación de empleo la promoción de inversiones en equipos más eficientes.

A largo plazo, la creación y el mantenimiento de puestos de trabajo dependerán de la capacidad de la Unión para liderar el desarrollo de nuevas tecnologías hipocarbónicas mediante medidas de educación y formación, programas para fomentar la aceptación de las nuevas tecnologías, I+D e iniciativa empresarial, así como mediante la creación de condiciones económicas de base que favorezcan la inversión. En este contexto, la CE ha insistido en los beneficios que puede suponer para el empleo la utilización de los ingresos de la subasta de derechos de emisión del RCDE y de la fiscalidad del CO₂ para reducir los costes laborales, cuyo potencial de creación de empleo se cifra en 1,5 millones de puestos de trabajo de aquí a 2020.

A medida que la industria aprovecha las oportunidades económicas que ofrece la economía hipocarbónica, se hace más apremiante la necesidad de contar con una mano de obra especializada, sobre todo en el sector de la construcción y en las profesiones técnicas, la ingeniería y la investigación. Para ello será necesario garantizar que la mano de obra existente reciba formación profesional específica que facilite el acceso a las oportunidades de «empleo ecológico», abordar los problemas emergentes de penuria de competencias e impulsar la integración de esas competencias en los sistemas educativos.

6.4.4. MEJORA DE LA CALIDAD DEL AIRE Y DE LA SALUD

Las iniciativas para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero serían un complemento importante de las medidas vigentes y previstas sobre la calidad atmosférica, lo

que redundaría en una disminución considerable de la contaminación atmosférica. La electrificación del transporte y la expansión del transporte público podrían mejorar espectacularmente la calidad del aire de las ciudades europeas. El efecto combinado de la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero y de las medidas sobre calidad atmosférica permitirá reducir más de un 65 % los niveles de la contaminación del aire en 2030 con respecto a los niveles de 2005. Para 2030, los costes anuales del control de los contaminantes atmosféricos tradicionales podrían reducirse en más de 10 000 millones de euros y, en 2050, podrían ahorrarse cerca de 50 000 millones de euros al año. Además, esta evolución reduciría la mortalidad, lo que generaría unos beneficios que, según las estimaciones, podrían alcanzar hasta 17 000 millones de euros en 2030 y hasta 38 000 millones en 2050. Por su parte, la sanidad pública mejoraría al abaratare el coste de la atención sanitaria e infligirse menos daño a los ecosistemas, las cosechas, los materiales y los edificios.

6.5 DIMENSIÓN INTERNACIONAL Y EL ACUERDO DE PARÍS

La Unión Europea, con algo más del 10 % de las emisiones mundiales, no estará en condiciones de combatir el cambio climático por sus propios medios. La única manera de resolver el problema del cambio climático es avanzar en el ámbito internacional, y la Unión debe seguir implicando a sus socios. Gracias a la formulación y aplicación de políticas internas ambiciosas en materia de cambio climático durante más de diez años, la Unión ha logrado que muchos otros países se sumen a esta labor.

Así, el 4 de Noviembre de 2016 entró en vigor el **Acuerdo de París**, que cubre el período después de 2020. Ratificado por al menos 55 países, los cuales representan como mínimo el 55% de las emisiones globales, ratifica la posición de la UE en la lucha contra el cambio climático. Este acuerdo presenta un plan de actuación para mantener el incremento de la temperatura media mundial muy por debajo de 2 °C con respecto a los niveles preindustriales y redoblar los esfuerzos para limitarlo a 1,5 °C. Además, los países presentaron planes generales nacionales de actuación contra el cambio climático para reducir sus emisiones, acordaron comunicar cada cinco años sus contribuciones para fijar objetivos más ambiciosos, aceptaron informarse unos a otros y a la sociedad sobre el grado de cumplimiento de sus objetivos para garantizar la transparencia y la supervisión y se comprometieron a seguir financiando la lucha contra el cambio climático para ayudar a los países en vías de desarrollo tanto a reducir sus emisiones como a aumentar la resiliencia ante los efectos del cambio climático.

Esta acción concreta, a veces más ambiciosa de lo que los países estarían dispuestos a asumir en el ámbito internacional, se ve condicionada en una medida considerable por otras agendas internas: acelerar la innovación, reforzar la seguridad energética y la competitividad en sectores clave en fase de crecimiento y reducir la contaminación atmosférica. Algunos socios esenciales de Europa, como China, Brasil y Corea, han asumido estos retos, en un principio mediante programas de estímulo y ahora, cada vez más, mediante planes de acción concretos para promover la «economía hipocarbónica». La inacción supondría perder terreno en importantes sectores de la industria manufacturera de Europa.

6.6 CONCLUSIONES

En primer lugar, la hoja de ruta Europa 2050 de cara a la consecución del objetivo de reducir entre el 80 % y el 95 % del total de las emisiones de gases de efecto invernadero ante el horizonte de 2050, una transición gradual rentable exigiría reducir a nivel interno el 40 % de las emisiones en 2030 y el 80 % en 2050 respecto a 1990. Con el fin de consolidar los logros alcanzados hasta la fecha, la Unión Europea debe empezar ahora a preparar las estrategias adecuadas para avanzar en esa dirección, y todos los Estados miembros deben diseñar su hoja de ruta nacional hacia una economía hipocarbónica.

En segundo lugar, en segundo lugar, el análisis revela que las políticas actuales permitirán a la Unión alcanzar el objetivo de reducir el 20 % de las emisiones de gases de efecto invernadero a nivel interno para 2020. Si el Plan de Eficiencia Energética se aplicara en su totalidad y con eficacia, la Unión podría rebasar el objetivo actual del 20 % de reducción de las emisiones y alcanzar una reducción del 25 %.

En tercer lugar, además de atenuar la amenaza de un cambio climático perjudicial en el marco de una acción mundial ambiciosa, la reducción drástica de las emisiones de la UE puede aportar beneficios en términos de ahorro en las importaciones de combustibles fósiles y de mejoras de la calidad atmosférica y de la sanidad pública.

En cuarto lugar, la hoja de ruta establece una serie de metas, en intervalos de reducción de las emisiones hasta 2030 y 2050, para algunos sectores clave de la economía. A fin de conseguir estos objetivos de la manera más rentable posible y de maximizar los beneficios para las industrias manufactureras de la Unión, reviste una importancia crucial la aplicación del Plan Estratégico Europeo de Tecnología Energética. Considerando sus importantes implicaciones para el mercado laboral, la Agenda de nuevas cualificaciones y empleos deberá respaldar el proceso de transición.

REFERENCIAS

Comisión Europea.(2011). *Hoja de ruta hacia una economía hipocarbónica competitiva en 2050*.

Comisión Europea. (2015). Negociaciones sobre el clima. Acuerdo de París. https://ec.europa.eu/clima/policies/international/negotiations/paris_es.

Instrumento de ratificación del Acuerdo de París, hecho en París el 12 de diciembre de 2015. Boletín Oficial del Estado (BOE), núm. 28, de 2 de febrero de 2017, páginas 7703 a 7727.

7. ANÁLISIS PRIMARIO DE LA CONVERSIÓN

En el siguiente apartado se realizará un análisis primario de la conversión de una central térmica de ciclo combinado en una de planta de PtG. Se analizarán los equipos, sistemas, conexiones, etc, de ambos tipos de plantas.

7.1. CENTRAL DE CICLO COMBINADO

Una central térmica de ciclo combinado es una planta de generación de electricidad mediante el uso de una turbina de gas, y mediante el posterior aprovechamiento del calor residual a través de un ciclo de vapor.

La turbina de gas funciona mediante calentamiento por combustión del aire comprimido por un compresor, acoplado a la propia turbina (Ciclo Brayton). Al expandirse los gases en la turbina se produce un trabajo que es convertido en energía eléctrica por el alternador. El combustible principal es, en general, gas natural. Los gases que salen de la turbina de gas se encuentran a temperaturas superiores a los 600°C. Su calor es aprovechado en una caldera de recuperación para producir vapor que, a su vez, al ser expandido en una turbina de vapor, produce trabajo que igualmente es convertido en energía eléctrica (Ciclo Rankine).

Esta combinación de ambos ciclos mediante la turbina de gas y la turbina de vapor, permite un mejor aprovechamiento del calor de combustión, obteniéndose un rendimiento global, en general, superior al 55%, mientras que en las centrales térmicas convencionales se consiguen rendimientos entorno a un 35%.

Un esquema general de una central de ciclo combinado es el siguiente:

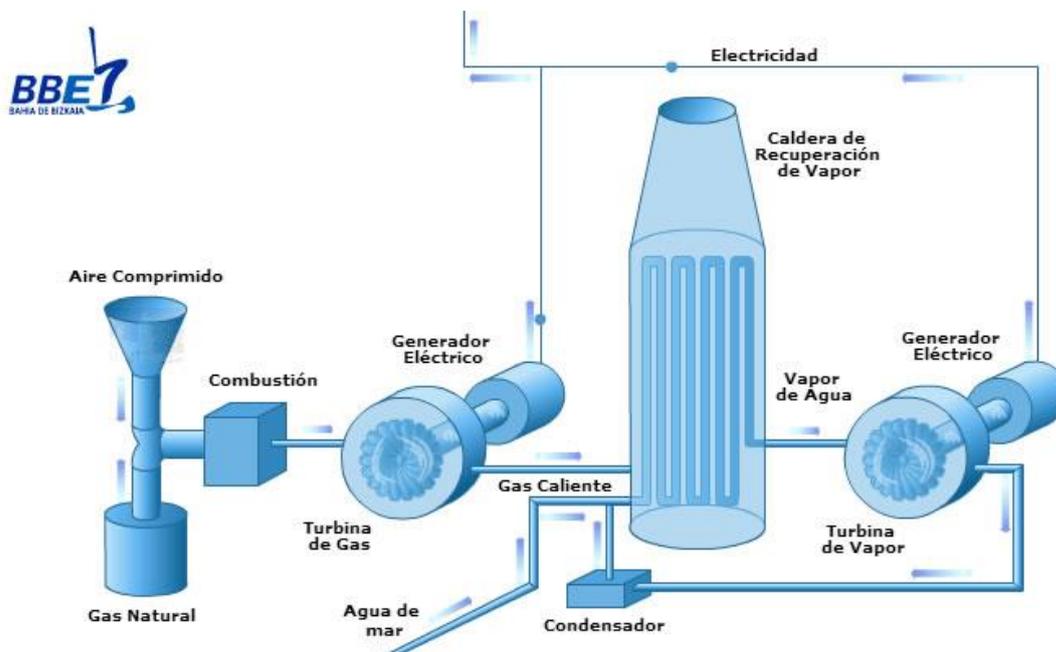


Ilustración 7: Esquema de la central de CC de BBE (Fuente: Bahía de Bizkaia Electricidad)

Los principales elementos presentes en una central de ciclo combinado son los siguientes:

7.1.1. TURBINA DE GAS

Las turbinas de gas son turbomáquinas que, de un modo general, pertenecen al grupo de máquinas térmicas generadoras y cuya franja de operación va desde pequeñas potencias (5 KW para las microturbinas) hasta 500 MW para los últimos desarrollos. A menudo, está acoplada rígidamente al generador eléctrico para la producción de energía eléctrica.

Las principales partes de una turbina de gas son: Compresor (para elevar la presión del fluido de trabajo), la cámara de combustión y el elemento expensor o turbina propiamente dicho.

El ciclo térmico que representa esta máquina es el ciclo Brayton. La máquina sigue un ciclo abierto, puesto que se renueva continuamente el fluido que pasa a través de ella. El aire es aspirado de la atmósfera y comprimido para después pasar a la cámara de combustión, donde se mezcla con el combustible y se produce la ignición. Los gases calientes, producto de la combustión, fluyen a través de la turbina. Allí se expansionan y mueven el eje, que acciona el compresor de la turbina y el alternador.

Sus principales ventajas son su pequeño peso y volumen en relación a su potencia, y la flexibilidad de su operación.

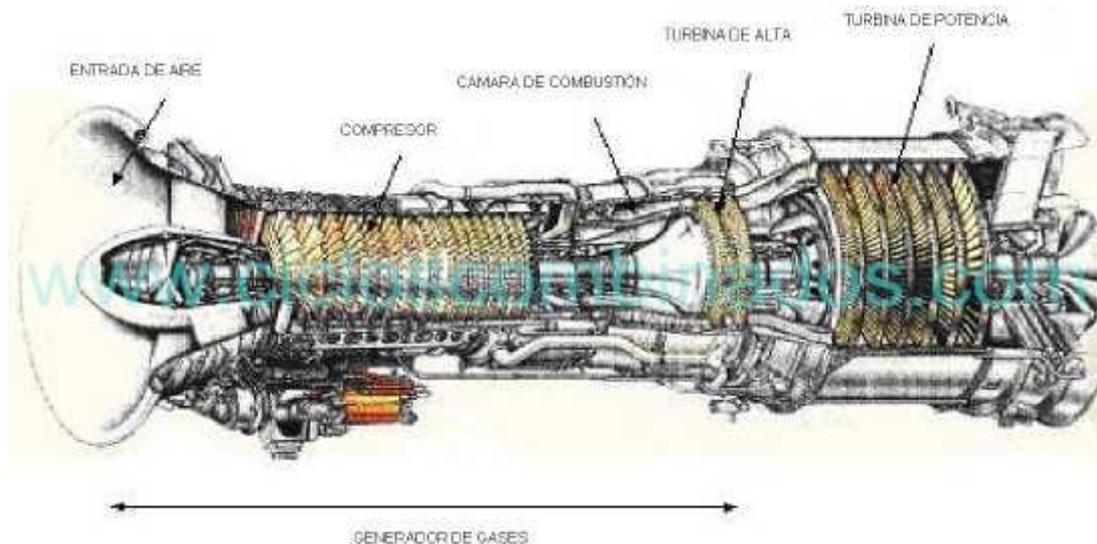


Ilustración 8: Esquema de una turbina de gas (Fuente: RENOVETEC)

7.1.2. TURBINA DE VAPOR

Es una turbomáquina encargada de transformar energía potencial en forma de presión de vapor en energía cinética de rotación, a través de un intercambio de cantidad de movimiento entre el fluido de trabajo (vapor) y el rodete (órgano principal de la turbina, que cuenta con álabes con un diseño particular para un buen intercambio energético). Se trata de un equipo robusto y sencillo, y como máquina industrial, es una máquina madura, bien conocida y muy experimentada. A menudo, está acoplada rígidamente al generador eléctrico para la producción de energía eléctrica.

Los principales elementos que componen una turbina de vapor son: Sistema de admisión, el rotor, la carcasa, cojinetes de apoyo, de bancada o radiales, cojinete de empuje o axial,

sistema de lubricación, sistema de extracción de vahos, sistema de refrigeración de aceite, sistema de aceite de control, el filtrado del aceite de lubricación, el aceite de elevación de eje, sistema de sellado de vapor, virador y compensador.

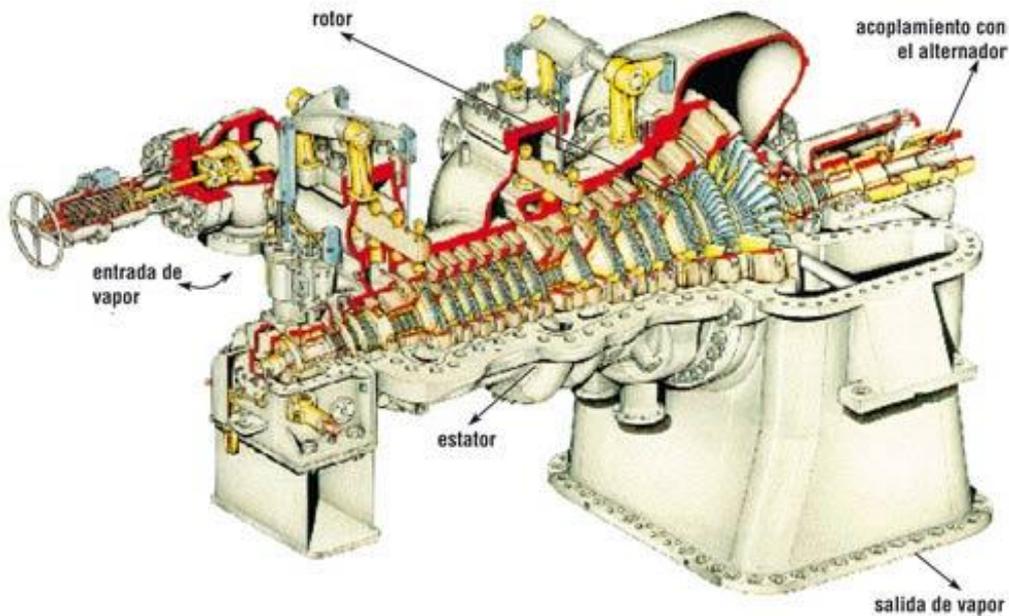


Ilustración 9: Esquema de un turbina de Vapor (Fuente: RENOVETEC)

7.1.3. CALDERA DE RECUPERACIÓN DE CALOR

La caldera de recuperación de calor o HRSG (heat recovery steam generator) en un ciclo combinado es el elemento encargado de aprovechar la energía de los gases de escape de la turbina de gas transformándola en vapor. Con posterioridad, ese vapor se transforma en electricidad mediante una turbina de vapor presente en un ciclo Rankine.

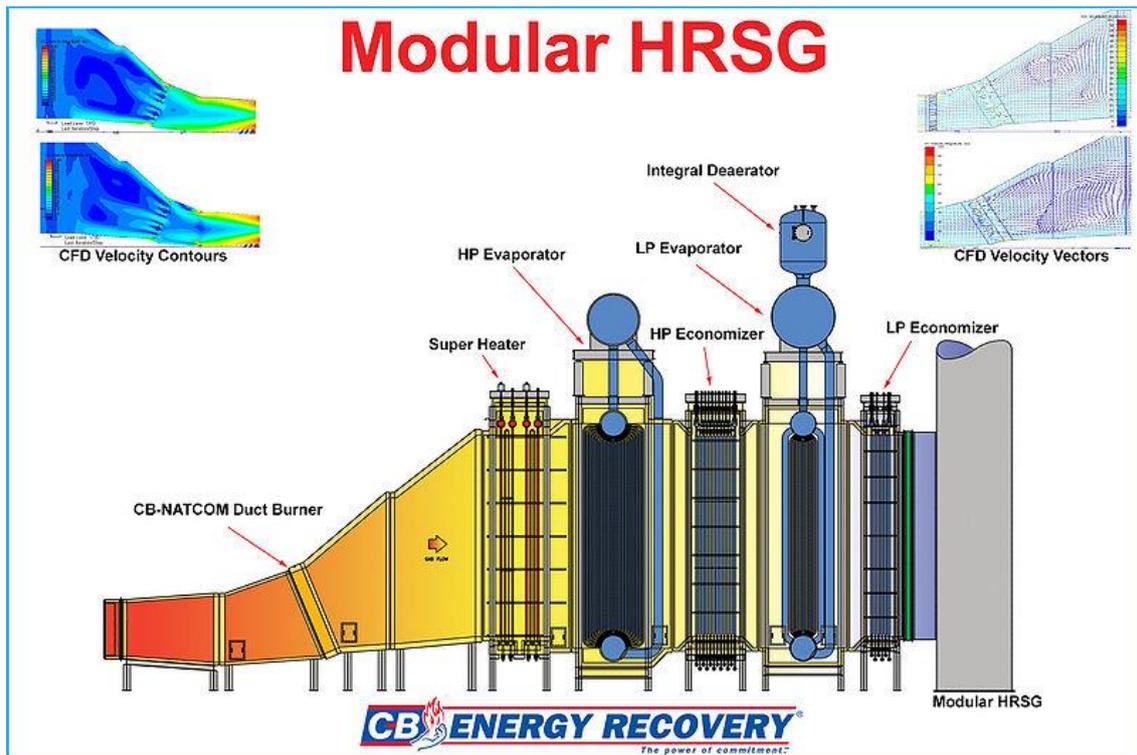


Ilustración 10 : Esquema de una caldera de recuperación (Fuente: RENOVETEC)

7.1.4. ALTERNADOR O GENERADOR ELÉCTRICO

Dispositivo encargado de transformar la energía mecánica de rotación, que le llega de las turbinas, en energía eléctrica. Pueden ser: asíncronos o síncronos. A menudo, se usan generadores síncronos, es decir, gira a una velocidad constante que depende de la frecuencia de la red y del número de polos de la máquina. Los generadores síncronos están formados por una parte móvil llamada **rotor** y una parte fija llamada **estator**. El rotor debe estar dentro del estator y el espacio comprendido entre ambos se denomina **entrehierro**. Entre la turbina y el alternador irá conectado un **reductor de velocidades** que acopla ambos ejes mediante un conjunto de engranajes, para adaptar las altas velocidades provenientes del eje de la turbina con la velocidad de sincronismo del rotor del alternador (habitualmente 1500 rpm).

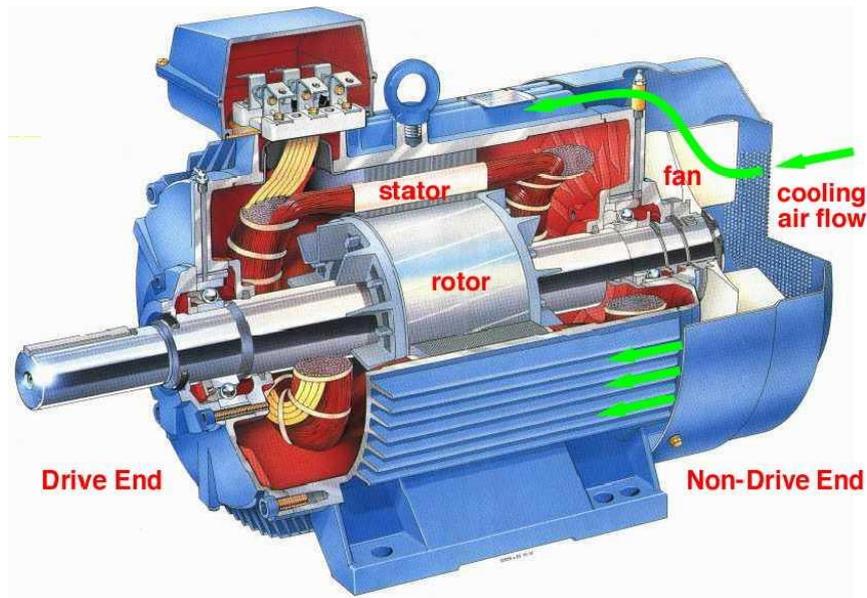


Ilustración 11 : Esquema de un Generador Síncrono (Fuente: RENOVETEC)

7.1.5. CONDENSADOR

El condensador es un intercambiador térmico, en el cual el vapor de agua que sale de la turbina se condensa hasta, al menos, líquido saturado (siendo una buena praxis llevarlo hasta líquido subenfriado por las posibles imperfecciones de los equipos del ciclo), mediante el intercambio de calor con otro fluido, habitualmente con agua de refrigeración. Hay varios tipos de condensadores enfriados por agua: condensadores de tubos concéntricos, condensadores de carcasa y serpentín y condensadores de carcasa y tubos. Para el caso de condensador de carcasa y tubos, el agua de refrigeración entra a baja temperatura y atraviesa el condensador mediante una serie de tubos hasta que sale del condensador con un aumento de su temperatura. El vapor de agua, que va por la parte superior de la cubierta, se pone en contacto con los tubos condensándose poco a poco, hasta convertirse en líquido, y cae hasta la parte más baja del condensador, donde existe una tubería que lo extrae.

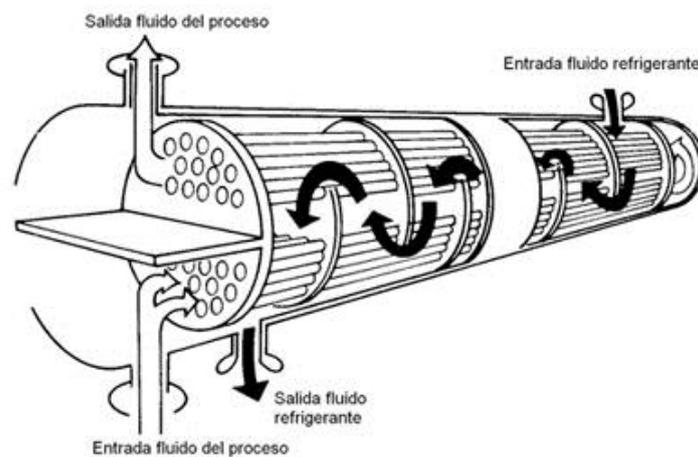


Ilustración 12 : Esquema de un Condensador de Carcasa y Tubos (Fuente: RENOVETEC)

El agua de refrigeración utilizada, se consigue de grandes volúmenes de agua como ríos caudalosos, mares o torres de refrigeración. En el caso de utilizar el agua de zonas naturales, existe una temperatura máxima a la que se puede verter el agua caliente que se ha utilizado en la refrigeración, y viene dada por las condiciones medioambientales estipuladas por la legislación. En España, el incremento entre el agua recogida y el agua vertida a la fuente natural es de aproximadamente 5-7 °C.

7.1.6. DESGASIFICADOR

Durante el ciclo Rankine, el vapor se desplaza a gran velocidad provocando que en algunas juntas o bridas, por efecto Venturi, parte de los gases existentes exteriores a los tubos donde se transporta el vapor, entren dentro del circuito y se mezclen con el agua o el fluido de trabajo.

Estos gases (Aire en su mayoría) pueden provocar golpes de ariete, cavitación o erosión; por lo que es conveniente su eliminación del ciclo. Para eliminar estos gases, el **desgasificador** aumenta la temperatura provocando que los gases disueltos se separen del agua, aprovechando la solubilidad inversa de los gases, según la cual los gases son menos solubles en agua a alta temperatura, y salgan por la torre tan característica de estos equipos. El caudal de gases de salida está regulado por una válvula de control situada en la parte superior de dicha torre. Actúa como un intercambiador de calor abierto.



Ilustración 13 : Esquema de un Desgasificador (Fuente: RENOVETEC)

7.1.7. BOMBAS DE AGUA DE ALIMENTACIÓN

Las bombas son las encargadas de aumentar la presión del agua líquida y sirven para impulsar a ésta a través de todo el ciclo, superando la pérdida de carga que produce atravesar los diversos equipos del ciclo. Debe existir, una bomba de repuesto por cada bomba del circuito. Existen bombas de desplazamiento positivo o volumétricas (bombas de émbolo alternativo y volumétricas rotativas) y bombas rotodinámicas (radiales, axiales o helicentrífugas).

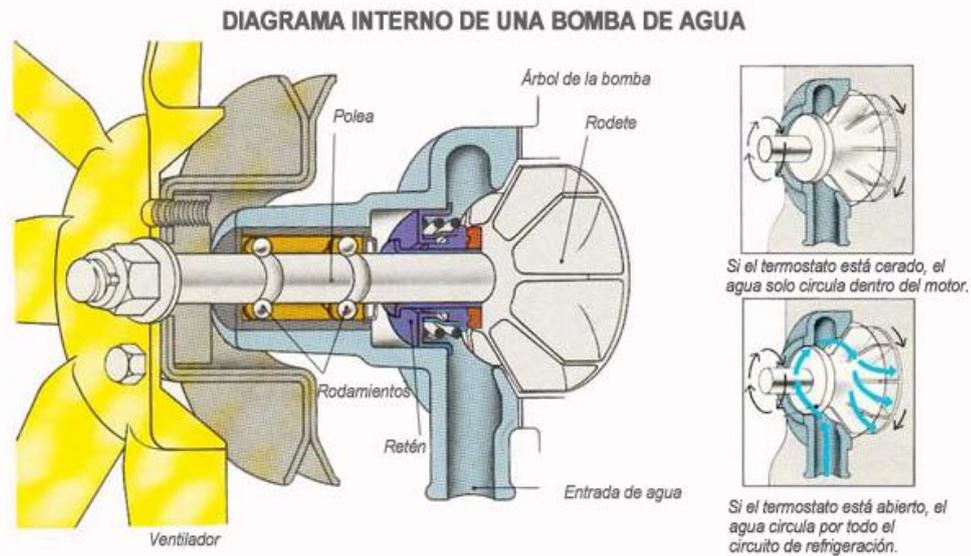


Ilustración 14 : Esquema de un bomba hidráulica Radial (Fuente: RENOVETEC)

7.1.8. SISTEMAS AUXILIARES

Dentro de los cuales se incluyen: los sistemas de refrigeración auxiliar, la planta de desmineralización, planta de tratamiento de efluentes, sistemas mecánicos y tuberías, sistemas eléctricos (transformadores, motores, tren de potencia, sistema de alimentación de emergencia, cuadros de potencia, etc), sistemas de instrumentación y control (sistema de control distribuido, sistema de parada de emergencia, sistema de control eléctrico, etc) y otros.

7.2. PLANTA POWER-TO-GAS

Como se ha indicado anteriormente una planta de PtG es una planta donde se genera hidrógeno o metano, a partir de un proceso de electrólisis o mediante electrólisis+metanización, respectivamente. Un esquema válido para una planta de *Power-to-Gas* que genere SNG sería el siguiente:

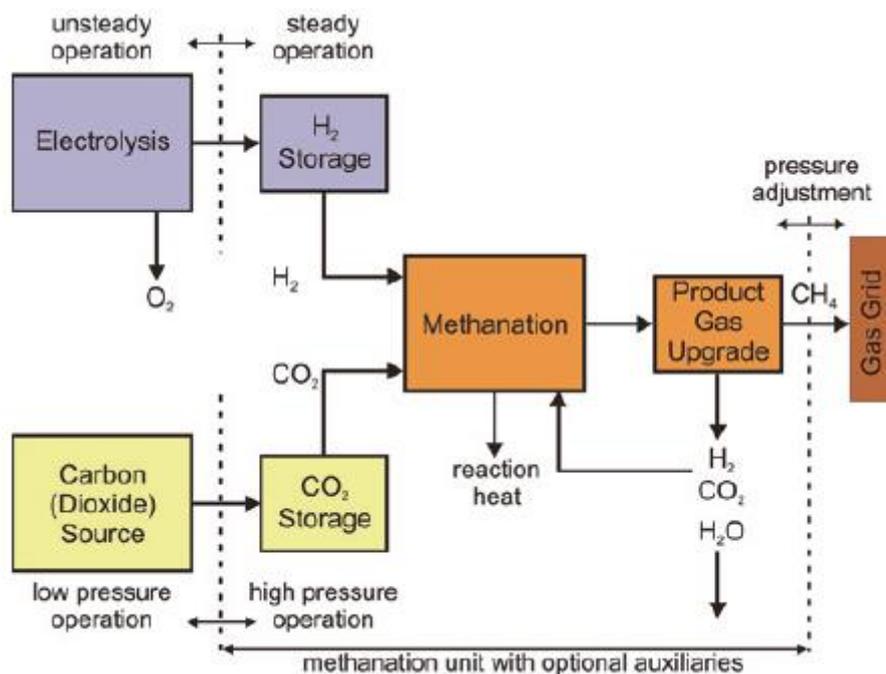


Ilustración 15: Esquema planta PtG para obtener SNG (Fuente: Lehner et al. 2014)

En el caso que el propósito sea simplemente generar hidrógeno, deberían eliminarse de este esquema todos los actores que tengan relación con el proceso de metanización, quedándose sólo con el sistema de electrólisis y, en su caso, con el depósito de H₂ para evitar inyectar a la red de tuberías demasiado hidrógeno ante picos de producción.

Los principales elementos presentes en una planta de PtG son los siguientes:

7.2.1. ELECTROLIZADORES

Dispositivos electroquímicos donde tiene lugar la electrólisis, mediante la cual al aplicar a una cierta cantidad de agua un voltaje y una corriente continua conseguimos disociarlo en hidrógeno y oxígeno. Actualmente tenemos 3 tecnologías de electrólisis:

Electrólisis alcalina (AEC), electrólisis PEM y electrólisis SOEC. De éstas, sólo las 2 primeras se comercializan.

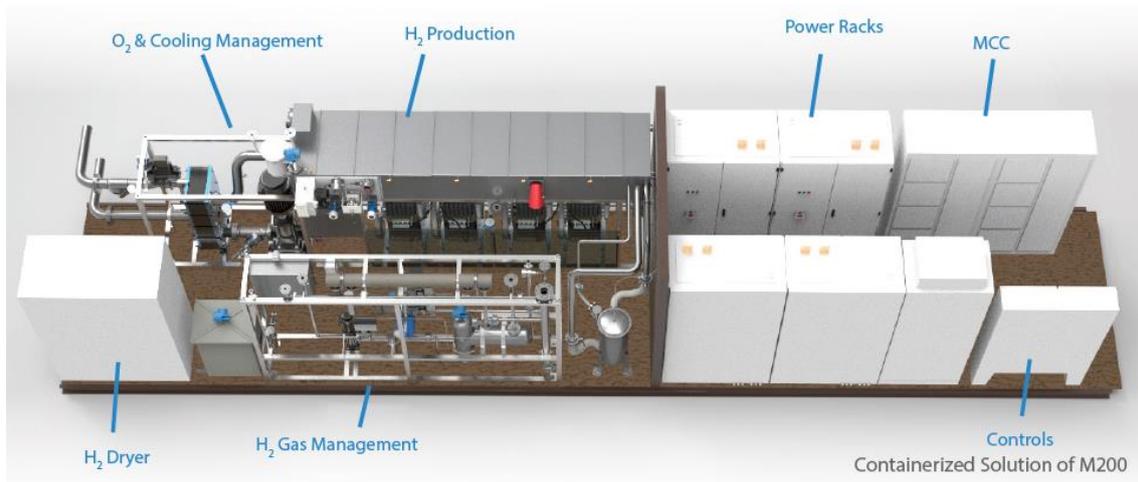


Ilustración 16: Electrolizador PEM modelo M200 de la empresa Proton OnSite (Fuente: Proton OnSite)

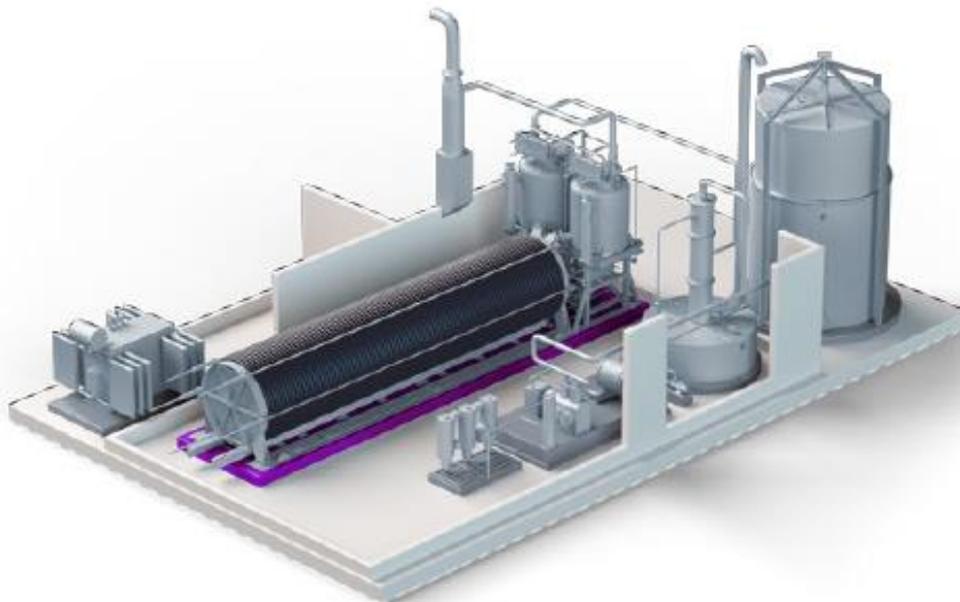


Ilustración 17: Electrolizador AEC modelo A-150 de la empresa NEL Hydrogen (Fuente: NEL Hydrogen)

7.2.2. COMPRESORES

En el caso de electrolizadores alcalinos, algunos funcionan a presión atmosférica, por lo que será necesario presurizar el hidrógeno saliente del proceso de electrólisis a fin de almacenarlo en tanques. A menudo, la empresa proveedora del electrolizador puede aportar también la unidad de compresión.

7.2.3. DESOXIDIZER Y DRYER

Pese a la alta pureza de salida del hidrógeno, en determinados procesos posteriores se necesita una pureza aún mayor, por lo que se harán necesarios estos dos dispositivos. Por un lado, el **desoxidizer** eliminará lo que pueda quedar de oxígeno en la corriente de H_2 y el **dryer**

eliminará el agua que no se haya dissociado en el proceso de electrólisis y que haya pasado a la corriente de hidrógeno.

7.2.4. GASÓMETROS O TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE GAS

Se trata de un tanque de almacén de gas a temperatura ambiente y a una presión próxima a la atmosférica. Si la planta de PtG produce H_2 , sólo se necesitará el tanque de almacenamiento correspondiente al hidrógeno. Éste se colocará entre el electrolizador y el compresor. Si, por el contrario, produce SNG serán necesarios 3 tanques: para almacenar hidrógeno, CO_2 y SNG. El tanque de SNG estará presurizado a una presión como máximo la de operación del reactor de metanización, mientras que los otros dos estarán a una presión similar a la atmosférica y el gas de su interior será comprimido antes del proceso de metanización.

7.2.5. REACTORES DE METANIZACIÓN

Los reactores de metanización es el equipo donde tiene lugar el proceso de metanización, por el cual se obtiene SNG a partir de hidrógeno y dióxido de carbono. Como anteriormente se ha explicado, hay dos tipos de metanización: metanización catalítica y biológica. Tendremos distintos tipos de reactores para estos dos tipos de metanización, incluso dentro de la metanización catalítica hay distintos tipos de tecnologías con distintos tipos de reactores.



Ilustración 18: Reactor tubular catalítico modelo DWE[®] de la empresa MAN (Fuente: MAN)

7.2.6. CONDENSADORES

En los reactores de metanización se genera CH_4 y H_2O . El agua generada durante este proceso tendrá que ser retirado de la corriente de metano, y, por ejemplo, ser recirculado al proceso de electrólisis. Para ello se utilizarán condensadores que condensen el agua para después ser extraído en estado líquido de la corriente de metano. Además, estos condensadores permiten reducir la temperatura de la corriente del gas ya que el proceso de metanización es muy exotérmico.

7.2.7. DRYER DE METANIZACIÓN

Al igual que a la salida del proceso de electrólisis, será necesario quitar cierta cantidad de agua que pueda llevar la corriente de SNG para lograr altas purezas. A la salida del reactor final de metanización se colocará un **dryer** antes de inyectar a la red de gas.

7.2.8. SISTEMAS AUXILIARES

Como por ejemplo: Sistemas de desionización, sistemas mecánicos, piping, valvulería, sistemas eléctricos (transformadores, cuadros de potencia, etc), sistemas de instrumentación y control (sistema de control distribuido, sistema de parada de emergencia, sistema de control eléctrico, etc) y otros.

7.3. CONVERSIÓN DE CICLO COMBINADO A PtG

Como se puede ver en los equipos necesarios para una y otra tecnología, éstos difieren en su mayoría. Esto es lógico, ya que el propósito de una y otra planta son diferentes. En caso de que se quisiera convertir total o parcialmente la central de Ciclo Combinado (CC) en una de PtG, sólo ciertos elementos de la planta de CC podrían ser utilizados, quizás, para su uso en la nueva planta de PtG. A saber:

- El condensador del ciclo Rankine podría ser utilizado en el proceso metanización para retirar el agua producida de la corriente de CH₄ y además enfriar la corriente de gas.
- Parte del piping, la valvulería o de los sistemas mecánicos (como tanques de agua)
- Zona de tratamientos de aguas (los electrolizadores exigen ciertas condiciones de conductividad del agua de entrada, por lo que se deberá desionizar).
- Sistemas de instrumentación y control.
- Sistemas eléctricos (Transformadores, cuadros de potencia, etc).

Obviamente habría que ver en cada caso que parte sería aprovechable, ya que los elementos del ciclo combinado se han diseñado para un determinado modo de operación, con un objetivo, con un determinado tipo de fluido, etc, que, a menudo no se tiene porqué corresponder con el que se le pretenda dar para PtG.

En cuanto a la superficie necesaria para la planta, ésta variará en función de, entre otras cosas, la potencia que queramos instalar y del tipo de Power-to-Gas que queramos instalar (para producir metano o hidrógeno). En este segundo caso, la instalación será mucho más sencilla que en el primer caso necesitando menores dimensiones para nuestra planta. En el caso práctico genérico que se presenta más adelante se hace un análisis sobre las necesidades de espacio para 2 casos: planta de Power-to-SNG de 400 MW y planta de Power-to-SNG de 100 MW.

REFERENCIAS

Bahía de Bizkaia Electricidad (BBE). El Ciclo Combinado.
http://www.bbe.es/cas/ciclo_combinado.aspx

Bérmudez, G. *Turbinas de Vapor. Generación de potencia.*
<http://es.slideshare.net/gocando/turbinas-de-vapor-3159160>

DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands.* Groningen.

Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS.*

Gastón, B. (2016). *Aprovechamiento energético de lodos generados en una EDAR.* Bilbao.

Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., y otros. (2015). *Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review.* Elsevier.

Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models.* Linz, Austria: Springer.

MAN. Catálogo de Reactores. <http://dwe.man.eu/chemical-reactors/tubular-reactor-systems-with-special-molten-salt-technology>

Mazón, J., Zorrozuza, M.A. (2012). *Makina elektrikoak. Oinarrizko kontzeptuak eta aplikazio-ariketak.* Servicio editorial de UPV/EHU

NEL HYDROGEN. Catálogo de Electrolizadores. <http://nelhydrogen.com/product/electrolysers/>

Proton OnSite. Catálogo de Electrolizadores. <http://www.protononsite.com/energy-storage>

RENOVETEC INGENIERÍA : CICLOS COMBINADOS.
<http://www.cicloscombinados.com/cicloscombinados.html>

RENOVETEC INGENIERÍA. <http://www.cicloaguavapor.com/el-desgasificador>.

RENOVETEC INGENIERÍA. <http://www.cicloaguavapor.com/condensador>.

RENOVETEC INGENIERÍA. <http://www.cicloaguavapor.com/bombas-de-alta-presion>

8. ANÁLISIS TÉCNICO-ENERGÉTICO DE LA CONVERSIÓN

En este apartado se analizarán las curvas de operación del sistema, los distintos modos de operación y el balance energético del proceso.

Antes de realizar cualquier análisis, es necesario destacar que pese a que el fundamento teórico tanto de la electrólisis como la metanización es el mismo en todos los casos, las curvas de funcionamiento, modo de operación y balance energético, serán distintas, de alguna manera, según el equipo escogido.

En cualquier caso, para el caso de electrólisis, existen ciertas indicaciones generales, como ya se ha visto. Sabemos que, por ejemplo, el aumento de presión a una temperatura determinada en el proceso electrolítico apenas aumenta unos milivoltios el voltaje de celda necesario para llevar a cabo la disociación del agua. Esto se demuestra mediante la ecuación de Nernst como ya se indicó. No pasa lo mismo con la temperatura, dado que a medida que aumenta la temperatura de operación en el proceso electrolítico será necesario un menor voltaje reversible (V_{rev}) para que se lleve a cabo el proceso.

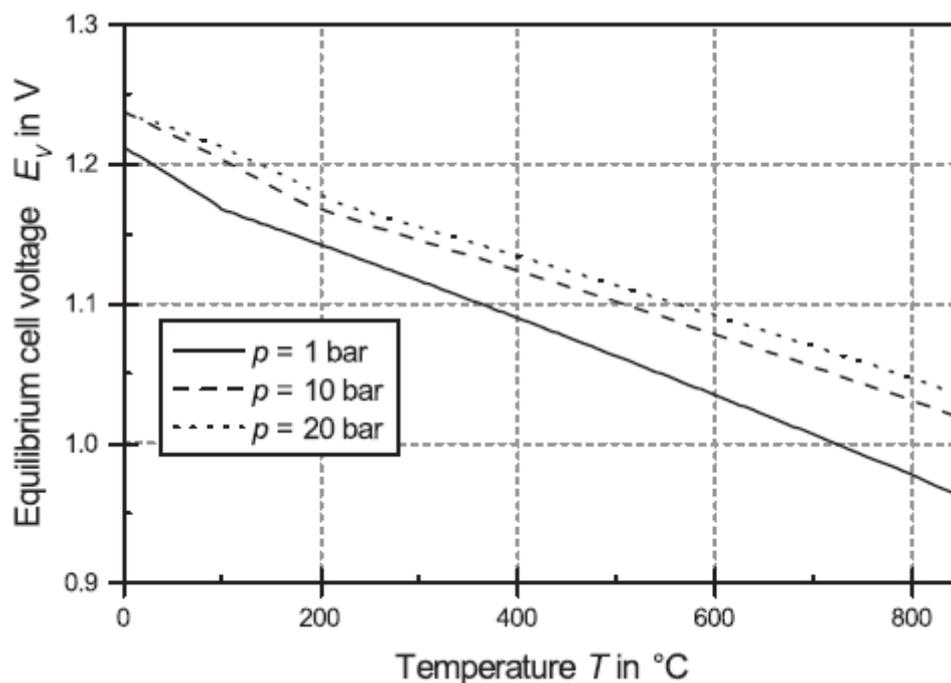


Figura 26 : Voltaje de equilibrio de celda electrolítica en función de la temperatura para distintas presiones
 (Fuente: Götz et al. 2014)

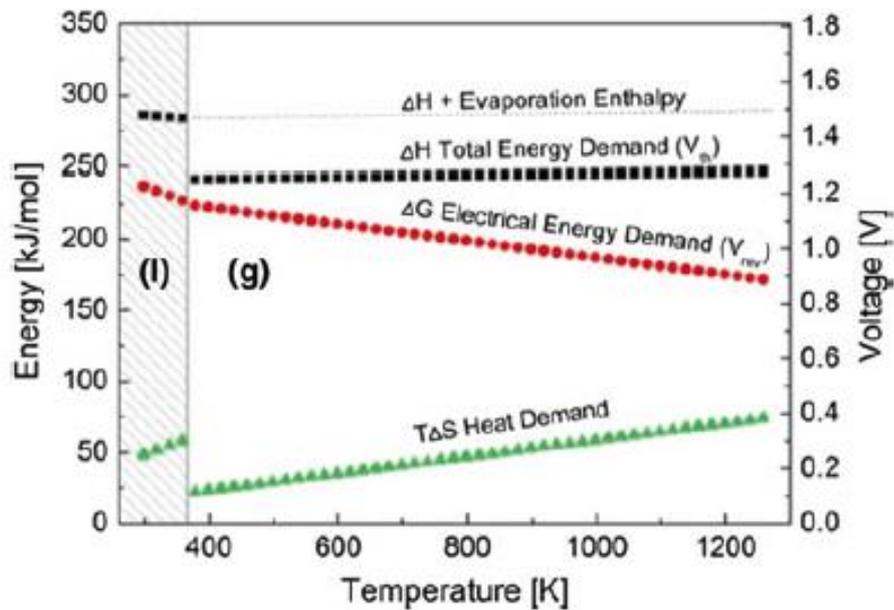


Figura 27 : Energía requerida y voltaje de celda requerido en función de la temperatura (Fuente: Dorf 2004)

Para el caso de la metanización, tenemos 2 tipos: Metanización biológica y catalítica. A escala industrial, se usa a menudo la metanización catalítica, y dentro de esta las tecnologías que usan reactores de lecho fluidizado y, sobre todo, reactores de lecho fijo, la cuál es una tecnología ya asentada y madura. La metanización biológica opera en condiciones de temperatura y presión más moderadas que en el caso catalítico (30-60 °C y presión atmosférica) obteniendo una buena respuesta. Sin embargo, cuenta con ciertas desventajas por lo que se debe desarrollar aún más para su uso a escala industrial. La metanización catalítica opera a mayores temperaturas y presiones (a menudo entre 200-550 °C y 1-200 bars). Si aumentamos la presión de operación conseguimos que la máxima temperatura de operación, a partir de la cual el rendimiento del proceso ve reducido a medida que seguimos aumentando la temperatura, aumente de manera que podemos trabajar a mayor temperatura sin que afecte al rendimiento y con una menor necesidad de refrigeración del reactor.

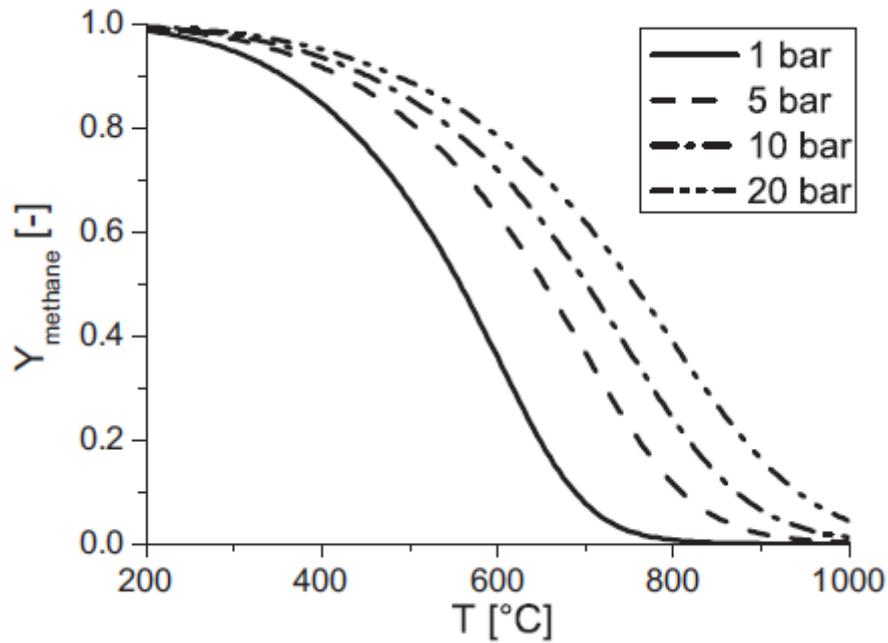


Figura 28 : Rendimiento químico del metano en equilibrio termodinámico para condiciones estequiométricas del gas de alimentación en METANIZACIÓN CATALÍTICA ($\text{CO}_2=20\%$, $\text{H}_2=80\%$)(Fuente: Götz et al. 2014).

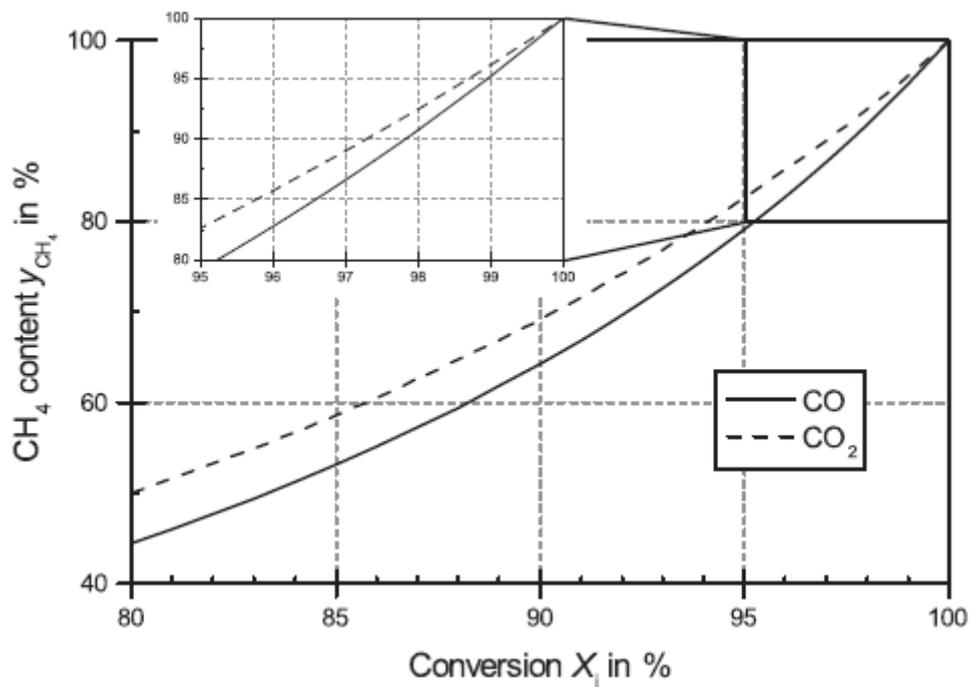


Figura 29 : Relación en METANIZACIÓN CATALÍTICA entre la conversión de CO o CO_2 y el porcentaje de CH_4 de la corriente seca de SNG (Sin gases inertes; $\text{H}_2/\text{CO}=3$ y $\text{H}_2/\text{CO}_2=4$; Selectividad=100%)(Fuente: Götz et al. 2014)

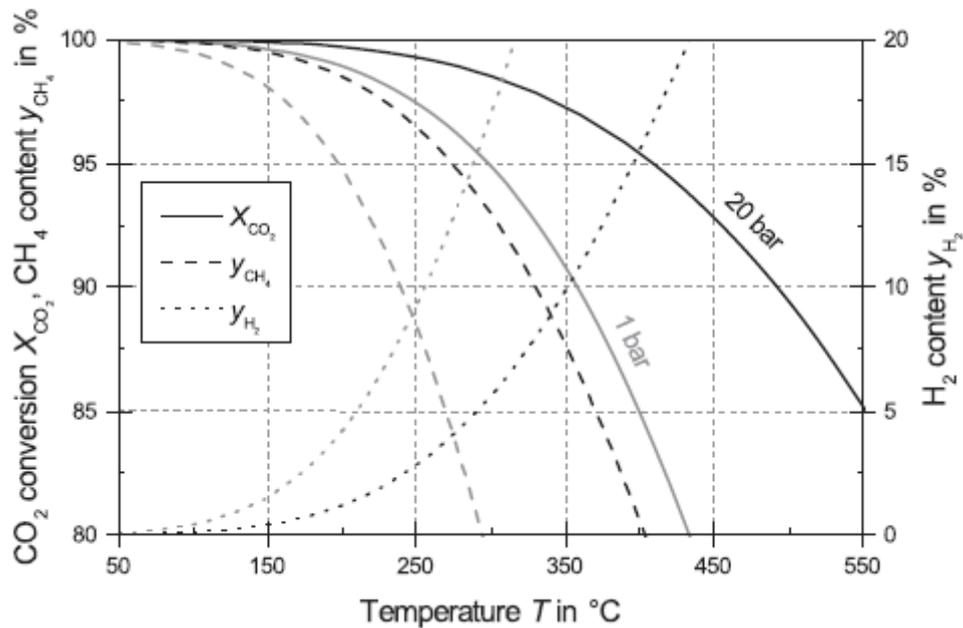


Figura 30 : Conversión de Equilibrio y contenido de H₂ y CH₄ para METANIZACIÓN CATALÍTICA con CO₂ (Sin gases inertes, (H₂/CO₂)_{in}=4)(Fuente: Götz et al. 2014)

El **Balance Másico** y el **Balance Energético** de cada etapa del proceso dependerán de la tecnología que se utilice además del modelo concreto. Existen distintas empresas proveedoras de electrolizadores y reactores de metanización, que ofrecen las mismas tecnologías pero cuyos modelos diferirán en sus características. A continuación, se exponen varios casos a modo de ejemplos de cálculo. Las especificaciones y especificaciones que se han usado, en cada caso, están sacadas de los catálogos que las empresas proveedoras aportan en sus páginas web. Los modos de operación que serán calculados se corresponderán al caso de máximo rendimiento y/o al de máxima producción. En el anexo se incluyen los catálogos de los modelos usados en los ejemplos expuestos a continuación.

8.1. BALANCE MÁSCICO-ENERGÉTICO DEL PROCESO DE "ELECTRÓLISIS"

A modo de ejemplo, se realizarán los balances másico-energéticos de los 2 tipos de tecnologías de electrólisis presentes en el mercado: Electrólisis Alcalina (AEC) y Electrólisis de Membrana Polimérica (PEM).

8.1.1. ELECTROLIZADOR ALCALINO ATMOSFÉRICO (AEC) MODELO NEL A-485 (EMPRESA Nel Hydrogen)

Este electrolizador es un electrolizador alcalino que opera a presión atmosférica durante el proceso de electrólisis. Sin embargo, el proveedor vende la unidad electrolítica junto con un compresor siendo compresor y celda electrolítica un mismo producto de venta. De este modo, se pueden conseguir presiones de hasta 200 bars en el hidrógeno de salida. La temperatura de operación será de 80 °C como se puede ver en el catálogo de este modelo.

8.1.1.1. Balance Másico

Mirando en la hoja de características de este modelo se tienen los siguientes datos:

SPECIFICATIONS	Nel A-150	Nel A-300	Nel A-485
Capacity range per unit (Nm ³ H ₂ /hr)	50-150	150-300	300-485
DC power consumption	3.8 - 4.4 kWh/Nm ³		
Operating temperature	80°C		
Feed water consumption	0.9 litre / Nm ³ H ₂		

Ilustración 19 : Hoja de características modelo Nel A-485 (Fuente: NEL Hydrogen)

No se disponen de datos sobre el rendimiento, así que analizará únicamente el **caso de máxima producción de hidrógeno**.

El **balance másico** quedará de la siguiente manera:

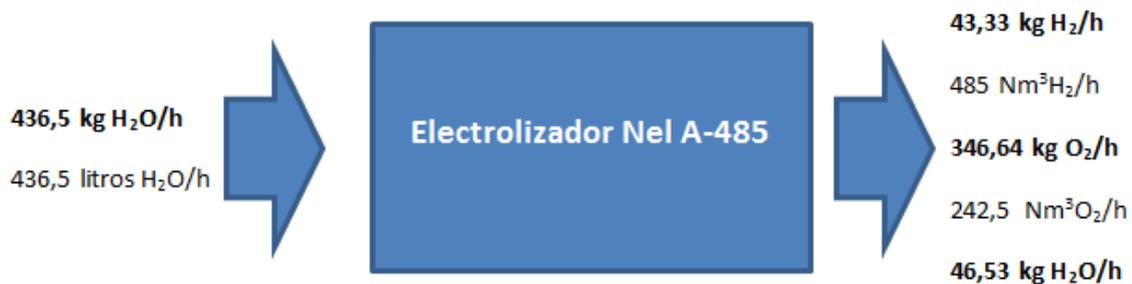


Figura 31 : Balance másico electrolizador Nel A-485

En el catálogo el proveedor indica que por cada Nm³ de hidrógeno hay que aportar 0,9 litros de H₂O, y multiplicando por una densidad típica de 1 kg/litro para el agua obtenemos su caudal másico. Si vemos la pureza de salida del hidrógeno y oxígeno vemos como ambas son de entorno a 99 %, por lo tanto se ha supuesto, como aproximación para hacer más sencillos los cálculos, que ambas corrientes son totalmente puras. El número de metros cúbicos normales de oxígeno será la mitad que de hidrógeno como puede verse en la reacción de electrólisis. Multiplicando cada uno por su peso molar correspondiente obtenemos el caudal másico de cada uno de ellos a la salida.

8.1.1.2. Balance Energético

El **balance energético** quedará de la siguiente manera



Figura 32 : Balance energético electrolizador Nel A-485

El rendimiento se calculará dividiendo la energía que lleva el caudal de H₂ a la salida, que se calculará multiplicando el caudal másico de H₂ por el valor del PCS_{H₂} (142 MJ/kg), entre la energía eléctrica de entrada (ver ecuación 7).

$$\eta = \frac{PCS_{H_2}}{\text{Energía Eléctrica de entrada}} = \frac{6,16 \text{ GJ/h}}{7,68 \text{ GJ/h}} * 100(\%) = 80,20\%$$

Volviendo al catálogo aportado por el proveedor del electrolizador, éste indica que por cada Normal Metro Cúbico de H₂ generado se debe aportar 4,4 kWh de potencia eléctrica para el caso de mayor producción (485 Nm³H₂/h), multiplicando estos dos valores se obtiene el valor de energía eléctrica aportado. El calor desprendido se calculará como la diferencia entre la energía aportada y la energía de salida del hidrógeno, suponiendo estado estacionario en el que no se acumula energía en el interior del electrolizador.

8.1.2. ELECTROLIZADOR DE MEMBRANA POLIMÉRICA (PEM) MODELO M400 (EMPRESA *Proton OnSite*)

Éste se trata de un electrolizador del tipo membrana polimérica (PEM). SU presión nominal es de 30 bars, por lo que se tendrá el hidrógeno presurizado directamente a la salida del proceso de electrólisis. La temperatura de operación varía desde 5 a 40 °C. Típicamente, se ha escogido 40 °C, de manera que el voltaje de celda sea el mínimo posible.

8.1.2.1. Balance Másico

Como ocurría en el caso anterior el proveedor no aporta datos sobre rendimiento, de manera que volveremos a calcular para el **caso de mayor producción**.

Mirando en la hoja de características de este modelo se tienen los siguientes datos

MODEL	M100	M200	M400
	Fully-automated MW-class on-site hydrogen generator utilizing a modular skid-based design. Tri-mode operation (selectable):		
	<ul style="list-style-type: none"> • Command-following mode allows operation based on available input power. • Load Following mode automatically adjusts output 0-100% to match demand. • Tank Filling mode operates with power-conservation mode during standby. 		
HYDROGEN PRODUCTION			
Net Production Rate			
Nm ³ /hr @ 0°C, 1 bar	104 Nm ³ /hr	209 Nm ³ /hr	417 Nm ³ /hr
SCF/hr @ 70°F, 1 atm	3970 SCF/hr	7970 SCF/hr	15882 SCF/hr
SLPM @ 70°F, 1 atm	1874 SLPM	3762 SLPM	7495 SLPM
kg per 24 hours	225 kg/24hr	452 kg/24hr	902 kg/24hr
Delivery Pressure - Nominal	30 barg / 435 psig; Full Differential Pressure H ₂ Over O ₂		
Hydrogen Purity	> 99.9% Water Vapor < 500 ppm, N ₂ < 2 ppm, O ₂ < 1 ppm, All others undetectable		
With Optional High Purity Dryer	ISO 14687-1:1999 Type 1 Grade C / ISO 14687-2:2012 Type 1 grade D > 99.9995% Water Vapor < 2 ppm, N ₂ < 2 ppm, O ₂ < 1 ppm, All others undetectable		
ELECTRICAL POWER CONSUMPTION			
MW's @ Cell Stack(s)	0.51	1.0	2.1
MW's @ System	0.55	1.1	2.2
Power Consumed per Volume of Mass H ₂ Gas Produced ¹	5.3 kWh/Nm ³ 59 kWh/kg		
DI WATER REQUIREMENT			
Consumption Rate at Maximum Production	93 L/hr 25 gal/hr	187 L/hr 49 gal/hr	373 L/hr 99 gal/hr
Maximum Inlet Flowrate	187 L/hr 49 gal/hr	373 L/hr 99 gal/hr	747 L/hr 197 gal/hr
Temperature	5°C to 40°C / 41°F to 104°F		
Input Water Quality	ISO 3696 Grade 2 Deionized Water required, < 1 micro Siemen/cm (> 1 MegOhm-cm) ISO 3696 Grade 1 Deionized Water recommended, < 0.1 micro Siemen/cm (> 10 MegOhm-cm)		

Ilustración 20: Hoja de características modelo M400 (Fuente: Proton OnSite)

El **balance másico** quedará de la siguiente manera:

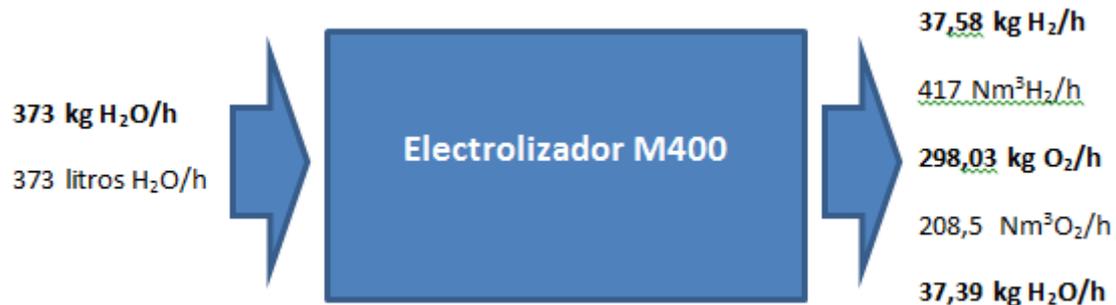


Figura 33 : Balance másico del electrolizador M400

8.1.2.2. Balance Energético

El **balance energético** quedará de la siguiente manera

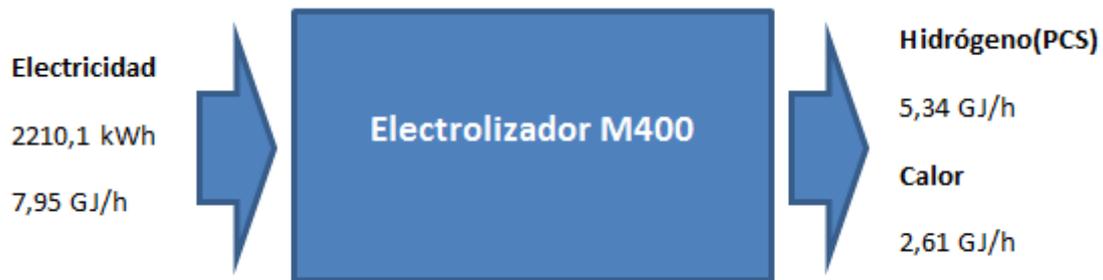


Figura 34 : Balance energético del electrolizador M400

El rendimiento se calculará de la misma manera que en el caso anterior:

$$\eta = \frac{PCS_{H_2}}{\text{Energía Eléctrica de entrada}} = \frac{5,34 \text{ GJ/h}}{7,95 \text{ GJ/h}} * 100(\%) = 67,30\%$$

Volviendo al catálogo aportado por el proveedor del electrolizador, éste indica que por cada Normal Metro Cúbico de H₂ generado se debe aportar 5,3 kWh de potencia eléctrica para el caso de mayor producción (417 Nm³H₂/h), multiplicando estos dos valores se obtiene el valor de energía eléctrica aportado. El calor desprendido se calculará como la diferencia entre la energía aportada y la energía de salida del hidrógeno, suponiendo estado estacionario en el que no se acumula energía en el interior del electrolizador.

8.2. BALANCE MÁSIICO-ENERGÉTICO DEL PROCESO DE “METANIZACIÓN”

En el caso de la metanización, la información es más reducida. Existen varios proyectos de investigación, con plantas piloto, que están estudiando las diferentes tecnologías de metanización catalítica y biológica, en vista a poder ser utilizado a nivel industrial en futuras plantas de power-to-gas. Una de esas plantas piloto se encuentra en Rozenburg (Holanda) y pertenece a la sociedad TKI Gas. Se ha escogido, como ejemplo, esta planta para realizar el balance másico-energético de la misma. En esta planta piloto se dispone de 4 reactores de lecho fijo con refrigeración intermedia.

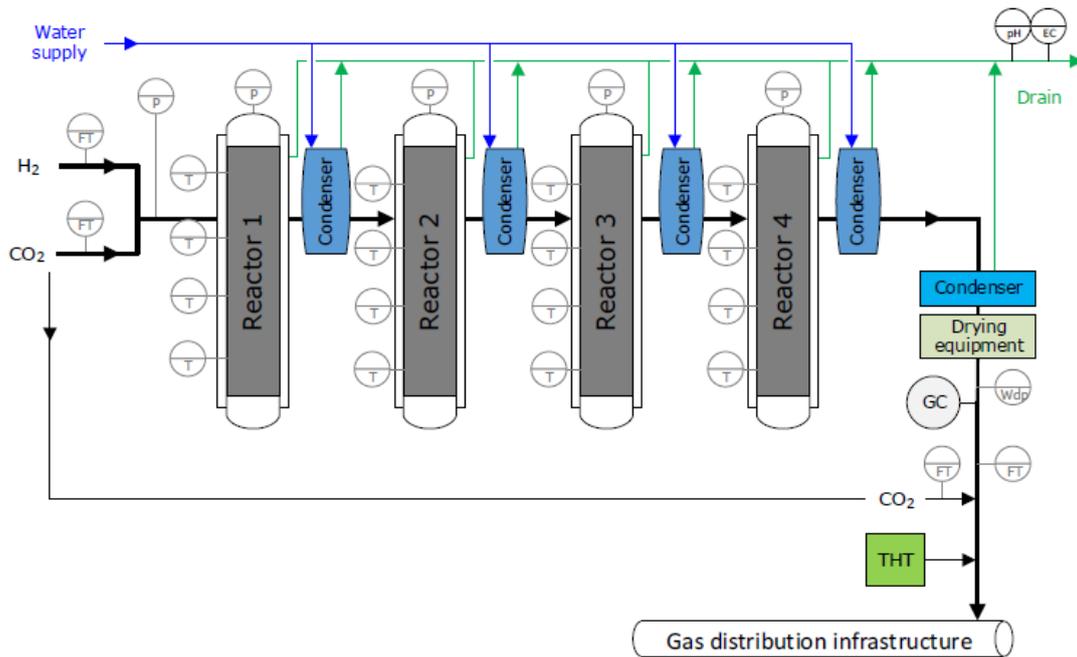


Ilustración 21 : Diagrama del proceso de Metanización de la planta de Rozenburg

8.2.1. BALANCE MÁSIICO

El balance másico quedará de la siguiente manera:



Figura 35: Balance másico del proceso de metanización de la planta de Rozenburg

Reactores	1	2	3	4
H₂ de entrada (gr/h)	99	6,5	0,3	0,4
CO₂ de entrada (gr/h)	544,1	35,7	1,4	2,3
CH₄ de entrada (gr/h)	0	185,1	198,4	197,4
Agua de entrada (gr/h)	0	3,9	4	5,1
H₂ de salida (gr/h)	6,5	0,4	0,1	0,1
CO₂ de salida (gr/h)	35,7	2,3	0,3	0
CH₄ de salida (gr/h)	185,2	197,4	198,3	198,2
Agua de salida (gr/h)	415,6	31,2	5,4	6,9

Tabla 14 : Resultados del balance másico del proceso de metanización de la planta de Rozenburg

8.2.2. BALANCE ENERGÉTICO

El balance energético quedará de la siguiente manera:



Figura 36 : Balance energético del proceso de metanización de la planta de Rozenburg

Parámetros	Valor
Consumo eléctrico específico (kWh/Nm ³ CH ₄)	1,1
Eficiencia Energética Total (%)	73
Eficiencia Gas-energética* (%)	79
Consumo eléctrico durante el arranque (kWh)	1,6
Consumo durante operación normal (kWh)	0,3

* La *eficiencia Gas-energética* se define como el porcentaje de energía que entra al sistema como gas y sale como metano.

Tabla 15 : Resultados generales del balance energético del proceso de metanización de la planta de Rozenburg

Parámetro	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
Hidrógeno de entrada(MJ/h)	14	0,9	0	0,1
Metano de entrada(MJ/h)	0	10,3	11	11
Hidrógeno de salida(MJ/h)	0,9	0,1	0	0
Metano de salida(MJ/h)	10,3	11	11	11
Eficiencia Gas-Energética (%)*	79,3	98,3	99,7	99,9

* La *eficiencia Gas-energética* se define como el porcentaje de energía que entra al sistema como gas y sale como metano

Tabla 16 : Resultados por reactor del balance energético del proceso de metanización de la planta de Rozenburg

8.3. BALANCE TOTAL PLANTA DE POWER-TO-SNG

Para este caso se supondrá 2,25 MW_{elec} de entrada en el electrolizador y el reactor será el apropiado para el flujo de hidrógeno a la salida del electrolizador. El electrolizador a utilizar será el presentado anteriormente de la empresa NEL (Electrolizador Nel A 485) y los reactores a utilizar serán de lecho fijo isoterms con refrigeración intermedia de mayores dimensiones

que los anteriores. Se ha extrapolado linealmente los datos anteriores del reactor para que coincidan con el hidrógeno producido a la salida del proceso de electrólisis.

8.3.1. BALANCE MÁSIICO

El **balance másico** quedará de la siguiente manera:



Figura 37 : Balance másico Planta de Power-to-SNG 2,225 Mwelec

8.3.2. BALANCE ENERGÉTICO

El **balance energético** quedará de la siguiente manera:

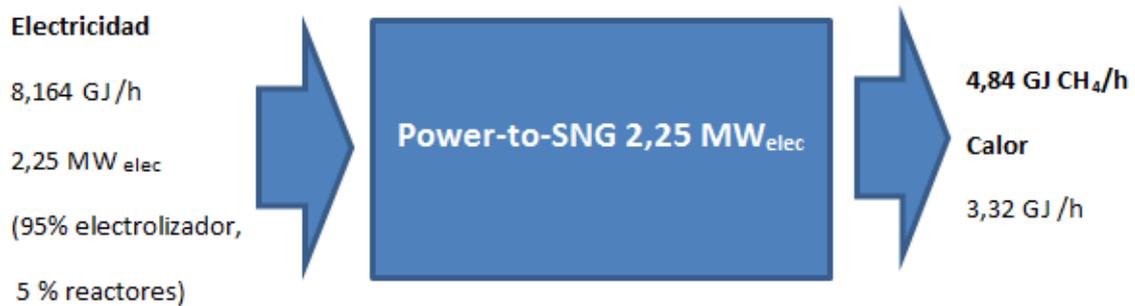


Figura 38 : Balance energético Planta de Power-to-SNG 2,225 MWelec

$$\eta = \frac{PCS_{CH_4}}{\text{Energía Eléctrica de entrada}} = \frac{4,84 \text{ GJ } CH_4/h}{8,164 \text{ GJ elect/h}} * 100(\%) = 59,30\%$$

Un valor muy aproximado al que aparece en la bibliografía especializada.

REFERENCIAS

DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands*. Groningen.

Dorf, R. (2004). *CRC-handbook of engineering tables*. Boca Ratón: CRC Press LLC.

Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS*.

Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., y otros. (2015). Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review. *Elsevier*.

Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models*. Linz, Austria: Springer.

MAN. Catálogo de Reactores. <http://dwe.man.eu/chemical-reactors/tubular-reactor-systems-with-special-molten-salt-technology>

NEL HYDROGEN. Catálogo de Electrolizadores. <http://nelhydrogen.com/product/electrolysers/>

Proton OnSite. Catálogo de Electrolizadores. <http://www.protononsite.com/energy-storage>

9. ANÁLISIS ECONÓMICO

Por lo general, debido al poco desarrollo que ha tenido esta tecnología, hay pocas referencias de autoridad para hacer una buena evaluación de los costes. Además, el cálculo de la inversión necesaria está íntimamente ligado al layout específico de la planta y la variedad de modos de operación. Como se ha venido indicando anteriormente, los usos finales para una instalación PtG son muchos y variados. Las potencias eléctricas de input de las distintas instalaciones actuales van desde unos pocos kW hasta las decenas de MW. Además, existen diversos factores a tener en cuenta a la hora de hacer un estudio de los costes que supondría una planta PtG:

- ¿Qué tamaño tendrá la planta?
- ¿Cuántas horas de funcionamiento anuales tendrá la planta?
- ¿Será usado el O₂ producido durante la electrólisis otorgándole la condición de producto, o en caso contrario será una mera pérdida?
- ¿Será o no integrado el calor producido durante la metanización en el proceso productivo para la obtención de CO₂, producción de ACS, calefacción de la planta de producción...?
- ¿La fuente de CO₂ será el propio aire atmosférico o dispondremos de una fuente que genere dicho gas, como por ejemplo una central térmica clásica? En este último caso, ¿el precio de la tonelada de CO₂ quedará fijada por contrato entre las dos partes durante el periodo de amortización de la planta, o se realizarán actualizaciones del precio cada cierto tiempo?
- ¿La planta estará pensada para producir hidrógeno o metano?

El precio total de la instalación sufrirá grandes variaciones de un caso a otro.

En el siguiente apartado se analizará a grandes rasgos los precios medios para cada caso y cómo influyen en el precio final de la instalación. Únicamente se analizarán el coste que suponen los electrolizadores, los reactores de metanización y el coste de captura de CO₂, por ser estos los puntos más importantes de inversión en una planta de Power-to-Gas junto con el coste de electricidad.

9.1. ELECTROLIZADORES

Los electrolizadores suponen la mayor parte de la inversión en componentes en cualquier proyecto de Power-to-Gas. Actualmente, se fabrican modularmente teniendo electrolizadores desde pocos kilowatios hasta pocos MWs por módulo. El diseño modular ayuda a no tener que parar la actividad productiva en caso de avería o accidente y poder realizar recambios más fácilmente y más baratos. Obviamente, como contrapartida, resulta más caro disponer de, por ejemplo 4 módulos de 2,5 MW que un único módulo de 10MW.

Como se indicaba en secciones anteriores, existen 3 tipos de tecnologías pero sólo 2 de ellas están disponibles a nivel comercial: Electrolizadores alcalinos y electrolizadores PEM.

Entre los **alcalinos** contamos con **alcalinos atmosféricos** y los **alcalinos que operan a presión** (habitualmente entre unos pocos bares y 30 bares, aunque hay algunos con presiones de hasta

presiones de 200 bars). Ambos tipos operan en un rango de temperaturas de 60-80 °C. Siempre que sea posible, se tratarán de escoger electrolizadores que operen a presión para evitar gastos adicionales en compresores para el hidrógeno de salida, menor cantidad de componentes y menor riesgo de avería. Aún así, debería hacerse un estudio sobre que resulta más económico un electrolizador alcalino atmosférico con compresor o un electrolizador presurizado, pero en general esta última opción es la más económica. A menudo, este tipo de electrolizadores consiguen una pureza del 99,5% de H₂, siendo necesaria la presencia de un dryer y un deoxidiser (que logren quitar el H₂O y el O₂ respectivamente) para lograr purezas del 99,999%. Es importante lograr la mayor pureza posible a la salida del proceso de electrólisis para conseguir un buen rendimiento en el proceso de metanización o para inyectar a la red.

Según un estudio realizado por la empresa *ENEA CONSULTING*, para el caso de electrolizadores alcalinos de 10 bar de presión, los precios por kW_e en función de la potencia del electrolizador, a día de hoy, son los siguientes*:

Potencia Electrolizador	Precio kW _e
500 kW	2000 €/kW
1 MW	1500 €/kW
10 MW	1000 €/kW

(*)Estos precios incluyen el transporte, la instalación y la puesta en marcha de los electrolizadores, excluyendo la obra civil y la conexión con otra parte de la planta. Además, se ha incluido también el coste del deoxidiser y el dryer.

Tabla 17 : Precios por kW_e para distintas potencias de electrolizadores alcalinos (Fuente: ENEA CONSULTING)

Como se indica en este gráfico, la empresa **NEL Hydrogen** aporta la siguiente relación entre el precio del kW_e y la potencia instalada, para los casos de electrolizadores alcalinos atmosféricos y electrolizadores alcalinos operando a 15 bars. Como en el caso anterior, este precio incluye el coste del deoxidiser y el dryer, el transporte, la instalación y la puesta en marcha de los electrolizadores, excluyendo la obra civil y la conexión con otra parte de la planta.

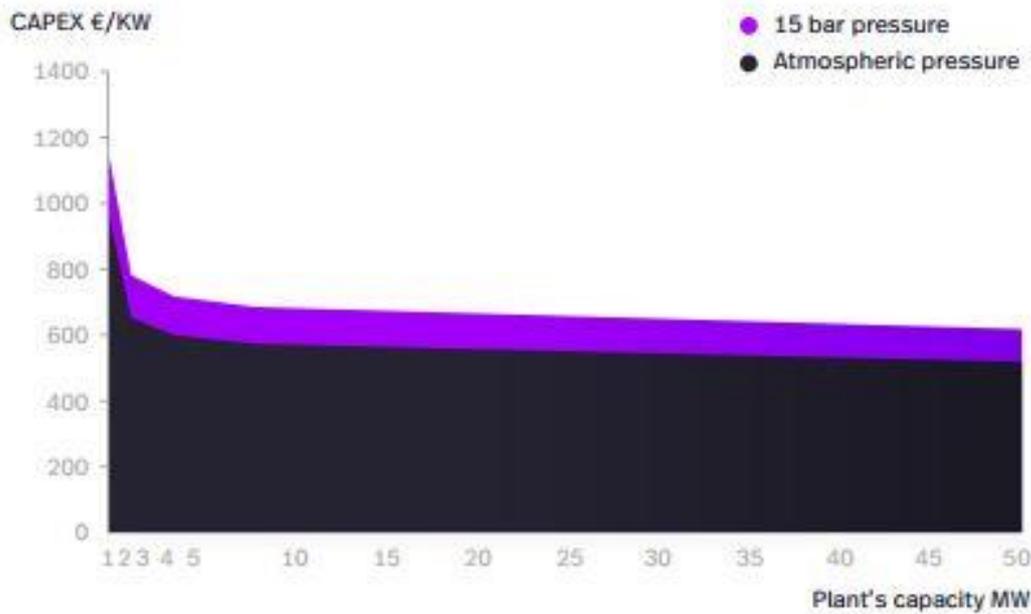


Figura 39 : Relación CAPEX de electrolizadores y Potencia instalada en la planta, para el caso de presión atmosférica y a 15 bars (Fuente: NEL Hydrogen).

Para ambos casos vemos la influencia de las economías de escala a medida que operamos con más potencia (más electrolizadores), obteniendo un precio por kW menor. Se observa como el caso atmosférico siempre resulta más económico que el presurizado para una misma potencia.

Según *ENEA CONSULTING*, el coste anual de operación y mantenimiento (sin incluir un recambio de celda del electrolizador) que presentan los electrolizadores alcalinos es de:

Potencia Electrolizador	Coste anual
10 MW	1-2% del coste del electrolizador
1 MW	4-5% del coste del electrolizador

Tabla 18 : Coste anual de O&M de los electrolizadores alcalinos (Fuente: ENEA CONSULTING)

Las celdas del electrolizador tienen un vida útil de en torno a las 60.000 horas de operación y la vida útil del resto de la instalación de unos 20-30 años. Cada 60.000 horas de operación se deberá **cambiar la cell stack (celda)** del electrolizador y ésta supondrá un coste de en torno al **30% del coste del electrolizador**.

Para el caso de **electrolizadores PEM**, éstos operan siempre a presión (los prototipos comerciales operan generalmente hasta 30 bars, pero pueden llegar hasta los 200 bars). Operan a temperaturas parecidas a los alcalinos (60-80 °C) pero consiguen purezas ligeramente superiores (99,95% de H₂). Pese a presentar una alta pureza, a menudo también necesitan de la presencia de un dryer y un deoxidiser para lograr purezas de más de 99,999%.

Actualmente, el coste de inversión para PEM es, al menos, 2 veces el que supondría para AEC. El coste actual de las 3 tecnologías (pese a que SOEC no se esté comercializando), según Manuel Götz et al (2015), es el siguiente:

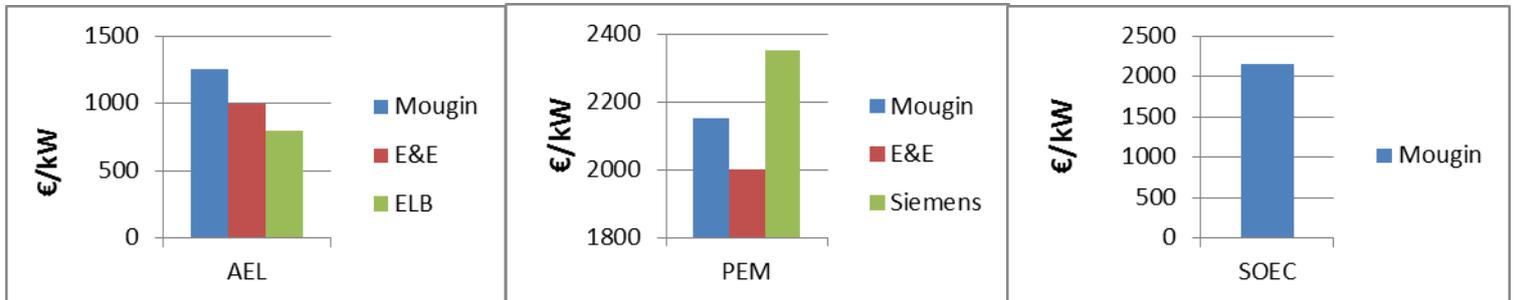


Figura 40 : Coste por unidad de potencia de las distintas tecnologías de electrólisis según varios autores (Fuente: Götz et al. 2015)

En estas gráficas se recogen opiniones de diferentes autores y fabricantes. Existen diferentes opiniones entre autores acerca de la evolución del precio de este tipo de tecnología. Según Siemens, la electrólisis PEM estará disponible por menos de 1000€/kW para el año 2018 (dato de 2015), al contrario, la empresa E&E apunta que para 2020 la electrólisis PEM estaría disponible por 1250€/kWe (dato de 2015). En torno a la tecnología SOEC hay menos documentación disponible, por tanto no será objeto de este trabajo analizar los costes de esta tecnología. Únicamente apuntar que, según *E&E Consulting*, se espera un coste para SOEC de 1000€/kW (con un 100% de eficiencia eléctrica) para el año 2030.

Según *ENEA CONSULTING*, en los próximos años tendremos los siguientes precios por kW_e para el caso de PEM:

	Potencia Electrolizador	Precio kWe
En los próximos años	10 Mwe	1000€/kWe
Para 2030	1 Mwe	1000€/kWe
	10 Mwe	700€/kWe
Para 2050	1 Mwe	500-550€/kWe
	10 Mwe	350-400€/kWe

Tabla 19 : Previsión de los precios por kWe para distintas potencias de electrolizadores PEM para los próximos años (Fuente: ENEA CONSULTING)

Esta misma consultora apunta también que el coste anual de operación y mantenimiento (sin incluir un recambio de celda del electrolizador) que presentan los electrolizadores PEM es de:

Potencia Electrolizador	Coste anual
10 MW	1-2% del coste del electrolizador
1 MW	4-5% del coste del electrolizador

Tabla 20 : Coste anual de O&M de los electrolizadores PEM (Fuente: ENEA CONSULTING)

Las celdas del electrolizador PEM tienen un vida útil de en torno a las 40.000 horas de operación y la vida útil del resto de la instalación de unos 20-30 años. Cada 40.000 horas de operación se deberá **cambiar la cell stack (celda)** del electrolizador y ésta supondrá un coste de en torno al **50% del coste del electrolizador**.

Cabe destacar, por último, que es difícil encontrar actualmente electrolizadores PEM a gran escala en la industria, y no así los alcalinos que están presentes en la industria desde hace décadas y se considera una tecnología ya madura.

9.2. REACTORES DE METANIZACIÓN

Los reactores de metanización suponen la segunda mayor parte de la inversión de una planta de PtG, siendo la mayor parte de la inversión la correspondiente a la electrólisis, como se ha apuntado antes.

Es preciso apuntar que para la metanización será necesario usar también cierta cantidad de energía eléctrica (uso de auxiliares como bombas, instrumentación, etc), pero ésta no es comparable con la cantidad de energía eléctrica en electrólisis.

En primer lugar, habría que hacer una gran clasificación entre los costes de la **metanización catalítica** y la **metanización biológica**, pese a que dentro de la catalítica disponemos de distintas tecnologías las cuáles presentarán diferentes costes.

Según Grond et al. (2013), el coste de inversión para plantas de menos de 10 MW_{th} se representa en el siguiente gráfico para los casos de metanización biológica y catalítica.

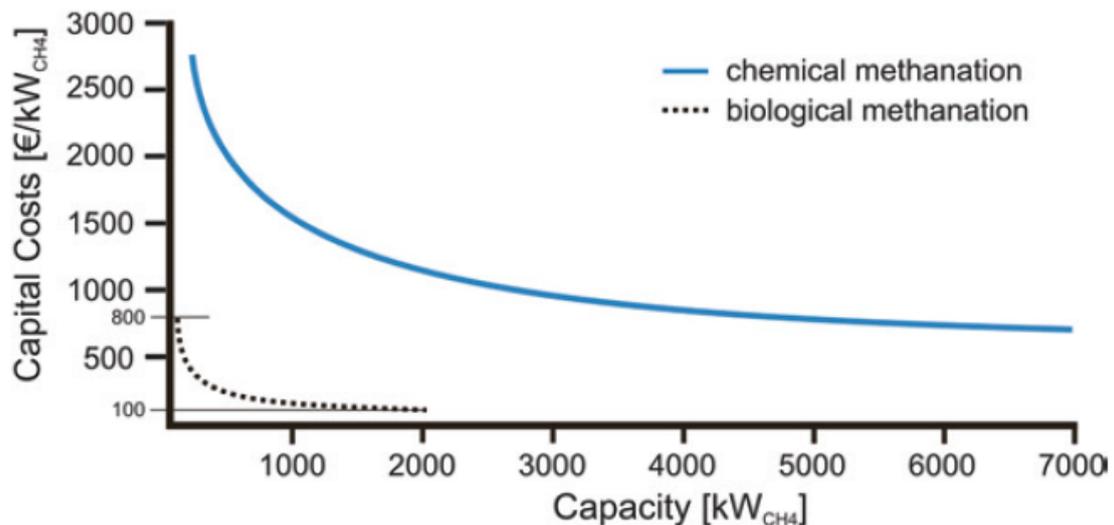


Figura 41 : Relación del Coste de Metanización por unidad de energía y la Capacidad de la planta (Fuente: Grond et al. 2013)

Los autores predicen que en el futuro una reducción en el coste de la metanización catalítica de las plantas de menos de 10 MW_{th}, debido a la estandarización de las mismas, resultando un coste de 300-500 €/kW_{CH4(PCS)}.

ENEA CONSULTING presenta la siguiente estimación para un reactor isotermo catalítico de Níquel de 5 MW_{CH4(PCS)*}:

	Precio kW _{CH4(PCS)}
En los próximos años	1500€/kW _{CH4(PCS)}
Para 2030	1000€/kW _{CH4(PCS)}
Para 2050	700€/kW _{CH4(PCS)}

(*)A estos valores hay que sumarles un 50% del precio de fábrica en concepto de transporte, instalación y puesta en marcha de los electrolizadores, excluyendo la obra civil y la conexión con otra parte de la planta.

Tabla 21 : Previsión de los precios por kWch4 para distintas potencias de Reactores de Metanización para los próximos años (Fuente: ENEA CONSULTING)

Esta misma consultora apunta a un **coste anual de operación y mantenimiento (incluyendo el repuesto del catalizador)** de entre **5-10% del coste de fábrica del reactor** (para un reactor diseñado para operar con un electrolizador de 10 MW_e).

Las vasijas de los reactores tienen, por lo general, una vida útil de entre 20-25 años, mientras que la vida útil de los catalizadores está entre las 20.000-25.000 horas de uso.

9.3. CAPTURA DE CO₂

Para el caso Power-to-Methane, otro de los factores clave del proceso, y que debe tenerse en cuenta a la hora de hacer un análisis verídico de costes, es la fuente de CO₂. Como se ha comentado en secciones anteriores, el CO₂ puede ser extraído del aire atmosférico o mediante una fuente que lo genere, por ejemplo en un planta térmica como gas de escape. En ambos casos se tendrá los siguientes costes: coste de inversión, coste de captura de CO₂, coste de emisión de CO₂ y regeneración del sorbente, coste de pérdidas de sorbente y mantenimiento de equipo. Además pueden presentarse los siguientes costes: coste de compresión del CO₂ y coste de transporte y presurización del CO₂.

En primer lugar, se analizará el coste que supone el caso menos interesante como es el caso de captura directa del aire del CO₂ (CDA). Hay un gran debate en torno a el coste aproximado que presenta esta tecnología, con una horquilla de precios de 30 a 1000 \$/ton CO₂ (Sanz-Pérez, Murdock, Didas, & Jones, 2016). En la siguiente tabla se ofrecen las opiniones de algunos expertos en esta materia.

year-ref	steps in proposed process	cost (\$/t of CO ₂)
2003—Zeman ²⁴³	aqueous NaOH solution, causticization with lime, calcination	25–75
2006—Keith et al. ²⁸	aqueous NaOH solution, causticization with lime, calcination	136
2006—Nikulshina et al. ²⁹	aerosol-type carbonator using aqueous Ca(OH) ₂ , solar calciner, conventional slaker	162–200 (solar calciner only)
2008—Stolaroff et al. ³²	aqueous NaOH spray tower prototype, proposed parameters for optimization	96 for base case, 53–127 based on optimization (total cost of capture only, excludes regeneration)
2009—Lackner ³⁷	anionic exchange resin, regenerate with humidity swing	200, estimated to drop to ~30 in the long term
2011—APS ⁵⁹	aqueous NaOH solution, causticization with lime, calcination	610
2011—House et al. ²¹⁶	unspecified process, calculation based on minimum work of separation	1000
2011—Simon et al. ²⁴⁴	unspecified process, generic air capture process characterized by energy and water use and capture footprint	293–863
2012—Kulkarni and Sholl ²³⁹	amine-functionalized monolith contactor with temperature swing adsorption, regenerate with low-pressure steam	95 (excludes capital cost)
2012—Holmes and Keith ²⁴⁵	aqueous NaOH solution, causticization with lime, calcination	60 (total cost of capture only, excludes regeneration)
2013—Mazzotti et al. ²⁴⁶	aqueous NaOH solution, causticization with lime, calcination-optimized APS benchmark system plus system with two alternate packings	518–568
2014—Zeman ²⁴⁷	aqueous NaOH solution, causticization with lime, calcination-optimized APS benchmark system	309

Tabla 22 : Coste total estimado (a no ser que marque lo contrario) según diferentes autores para CDA (Fuente: Sáenz-Pérez et al, 2016)

En el caso de captura de CO₂ en procesos industriales esta horquilla es mucho menor. Así, se tiene que el coste de captura de CO₂ se encuentra en una horquilla de 30-100 \$/ton CO₂ (Sanz-Pérez, Murdock, Didas, & Jones, 2016).

Según Kuckshinrichs & Hake (2015), los costes de prevención o captura del CO₂ son de:

- **34–38 €/ton CO₂ para plantas de Lignito.**
- **41–48 €/ton CO₂ para plantas de Antracita.**
- **67 €/ton CO₂ para plantas de Gas Natural.**

En la siguiente tabla, se muestra la opinión del Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático.

Componentes del sistema de CAC	Escala de costos	Observaciones
Captación del CO ₂ emitido en una central eléctrica a carbón o a gas	15-75 US\$/tCO ₂ captado (neto)	Costos netos del CO ₂ captado en comparación con la misma planta sin captación
Captación del CO ₂ emitido en la producción de hidrógeno y amoníaco o el refinamiento de gas	5-55 US\$/tCO ₂ captado (neto)	Aplicable a las fuentes con alto grado de pureza que requieren un simple secado y compresión
Captación del CO ₂ emitido por otras fuentes industriales	25-115 US\$/tCO ₂ captado (neto)	La escala refleja el uso de diversas tecnologías y combustibles
Transport	1-8 US\$/tCO ₂ transportado (neto)	Por cada 250 km de transporte por gasoductos o buque para un flujo másico de 5 (extremo superior) a 40 (extremo inferior) MtCO ₂ /año

Tabla 23: Escala de los costos correspondientes a los componentes de un sistema de CAC en 2002, aplicados a un tipo de central eléctrica o fuente industrial determinado (Fuente: Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, 2005).

Medición del rendimiento y los costos	Nueva planta de CCGN			Nueva planta de CP			Nueva planta de CCGI		
	Escala		Valor rep.	Escala		Valor rep.	Escala		Valor rep.
	min.	max.		min.	max.		min.	max.	
Factor de emisión sin captación (kgCO ₂ /kWh)	0,344	- 0,379	0,367	0,736	- 0,811	0,762	0,682	- 0,846	0,773
Factor de emisión con captación (kgCO ₂ /kWh)	0,040	- 0,066	0,052	0,092	- 0,145	0,112	0,065	- 0,152	0,108
Reducción porcentual de CO ₂ por kWh (%)	83	- 88	86	81	- 88	85	81	- 91	86
Eficiencia de la planta con captación, base BPC (%)	47	- 50	48	30	- 35	33	31	- 40	35
Necesidad energética de la captación (% del aumento del insumo/kWh)	11	- 22	16	24	- 40	31	14	- 25	19
Necesidades totales de capital sin captación (US\$/kW)	515	- 724	568	1161	- 1486	1286	1169	- 1565	1326
Necesidades totales de capital con captación (US\$/kW)	909	- 1261	998	1894	- 2578	2096	1414	- 2270	1825
Aumento porcentual del costo de capital con captación (%)	64	- 100	76	44	- 74	63	19	- 66	37
COE sin captación (US\$/kWh)	0,031	- 0,050	0,037	0,043	- 0,052	0,046	0,041	- 0,061	0,047
COE sólo con captación (US\$/kWh)	0,043	- 0,072	0,054	0,062	- 0,086	0,073	0,054	- 0,079	0,062
Aumento del COE con captación (US\$/kWh)	0,012	- 0,024	0,017	0,018	- 0,034	0,027	0,009	- 0,022	0,016
Aumento porcentual del COE con captación (%)	37	- 69	46	42	- 66	57	20	- 55	33
Costo del CO ₂ captado neto (US\$/tCO ₂)	37	- 74	53	29	- 51	41	13	- 37	23
Nivel de confianza en el costo de la captación (véase el cuadro 3.6)	moderado			moderado			moderado		

Abreviaturas: Valor rep.= valor representativo, basado en el promedio de los valores de los diferentes estudios; COE = costo de producción de electricidad; BPC = bajo poder calorífico; CCGN: Ciclo Combinado de Gas Natural; CP: Carbón Pulverizado; CCGI: Ciclo Combinado de Gasificación Integrada.

Notas: Los costos se expresan en dólares de los EE.UU. constantes de 2002. El tamaño de las centrales eléctricas oscila, aproximadamente, entre 400 y 800 MW para las plantas sin captación, y 300 y 700 MW para las plantas con captación. Los factores de capacidad oscilan entre el 65 y el 85 por ciento para las plantas de carbón, y el 50 y el 95 por ciento para las plantas de gas (promedio para cada una = 80 por ciento). Los factores de cargas fijas varían del 11 al 16 por ciento. Todos los costos incluyen la compresión de CO₂, pero no comprenden los gastos adicionales de transporte y almacenamiento de CO₂.

Tabla 24 : Resumen de los costos de la captación de CO₂ para las nuevas centrales eléctricas sobre la base de la tecnología existente. Estos costes no incluyen transporte ni almacenamiento del CO₂ (Fuente: Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, 2005)

REFERENCIAS

- DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands*. Groningen.
- Dorf, R. (2004). *CRC-handbook of engineering tables*. Boca Ratón: CRC Press LLC.
- Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS*.
- Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., y otros. (2015). Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review. *Elsevier*.

Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. (2005). *La Captación y el Almacenamiento del Dióxido de Carbono*.

Kuckshinrichs, W., & Hake, J.-F. (2015). *Carbon, Capture, Storage and Use. Technical, Economic, Environmental and Societal Perspectives*. Jülich, Germany: Springer.

Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models*. Linz, Austria: Springer.

Ranjan, M. (2010). Feasibility of Air Capture.

Sanz-Pérez, E. S., Murdock, C. R., Didas, S. A., & Jones, C. (2016). Direct Capture of CO₂ from Ambient Air. *Chemicals Reviews*.

10. ANÁLISIS DE RIESGOS

En este apartado, se detallan los riesgos más importantes que se podrían dar durante la vida del proyecto, a fin de evitarlos y, cuando esto no sea posible, aminorar sus efectos.

Los posibles riesgos que se podrían dar durante la vida del proyecto son los siguientes:

A. Descenso del precio del Gas Natural.

El descenso en el precio del GN sería un problema para la viabilidad económica de este tipo de instalaciones, ya que se trata del principal competidor que esta tecnología tiene hoy en día.

B. Aumento del Precio de la Electricidad

La electricidad supone la principal “materia prima” para las plantas de PtG, junto con el CO₂. El aumento de ésta supondría un problema económico para una futura planta.

C. Aumento del precio de fábrica de los Reactores de Metanización y/o Electrolizadores

Un aumento en el precio específico de los elementos más importantes de este tipo de instalaciones (Electrolizadores y Reactores de Metanización) comprometería aún más la viabilidad económica de este tipo de instalaciones.

D. Cambios Legislativos en Políticas Medioambientales

Cambios legislativos en materia medioambiental hacia políticas menos protectoras del medioambiente, supondrían un mayor impulso de recursos energéticos de origen no renovable. Por ejemplo, los grandes tratados comerciales como el TTIP y/o CETA podrían suponer un retroceso en las políticas medioambientales, a la vez que podrían impulsar el comercio transatlántico de hidrocarburos.

E. Accidentes y/o Fallos de equipos

Como cualquier instalación industrial, las plantas de PtG no están exentas de posibles accidentes y/o fallos de equipo.

Es necesaria una correcta gestión de los riesgos para mantener el control del proyecto, tomar las decisiones idóneas y completar el proyecto con éxito. Por ello, se presenta la matriz de impacto de proyecto que ordena los riesgos en función del posible impacto que tengan en el proyecto y la probabilidad de que ocurran.

		IMPACTO		
		Baja 0,2	Media 0,5	Alta 0,8
Probabilidad	Baja 0,2	Bajo (0,02)	E Bajo (0,1)	A,C Medio (0,18)
	Media 0,5	Bajo (0,05)	D Medio (0,25)	B Alto (0,45)
	Alta 0,8	Bajo (0,08)	Alto (0,40)	Alto (0,72)

Ilustración 22 : Matriz de Impacto de una planta PtG

Se ve como este proyecto tiene unos riesgos de importancia moderada, moderada-alta, los cuales se tratarán de evitar o, al menos, intentar aminorar sus efectos. Así se debe prestar especial atención a aquel más problemático como es *El Aumento del Precio de la Electricidad*. Éste tiene una probabilidad media de que ocurran, pero un gran impacto sobre el proyecto. Así mismo, existen 3 tipos de riesgos de tipo Medio (Amarillo en la matriz de Impacto): 2 de ellos presentan un impacto muy alto y una probabilidad baja, como son *El Descenso del precio del GN* y *El aumento del precio de fábrica de los Reactores y/o Electrolizadores*, y el restante, *Cambios Legislativos en Políticas Medioambientales*, una probabilidad e impacto medios. El último de los riesgos, *Accidentes y/o fallos de equipos*, presenta una probabilidad baja e impacto medio.

El **Aumento del Precio de la Electricidad** influye de manera crítica en la viabilidad económica del proyecto, ya que se trata del principal foco de gasto anual, como se verá más adelante en los análisis de sensibilidad de los casos prácticos presentados. Se trata de un factor clave a la par que complicado, ya que para tratar de aminorar este riesgo se debería comprar la electricidad o producirla cuando el precio de ésta sea más bajo. Esto podría ser una solución, pero cabe destacar como se debe amortizar la planta anualmente con menos horas al año, elevando el precio del gas producido. Otra opción es pactar mediante contrato el precio de la energía con un gran distribuidor y actualizar este precio cada cierto número de años, incluyendo algún tipo de cláusula en caso de cancelación unilateral del contrato.

El **Descenso del precio del Gas Natural** supone un factor importante también en el proyecto, aunque de menor importancia que el anterior. Como se demuestra en el Capítulo 5 *Análisis de la evolución del precio del Gas y el sistema gasista español*, la tendencia de los últimos 10 años ha sido mantenerse entre unos valores máximo y mínimo muy próximos de €/kWh, no esperándose que esta tendencia vaya a cambiar drásticamente en los próximos años. Es imposible controlar o pronosticar a ciencia cierta el precio del GN en el futuro. Por esto mismo, es un riesgo que se ha de correr en caso de implantar este tipo de central. Desde un punto de

vista más conservador, se podría optar por instalar una planta de menores dimensiones con opción a ampliar a medida que pase el tiempo, teniendo ya cierto *Know-how* y más datos sobre la tendencia del precio del GN. Otra opción menos práctica, ya que encarecería el precio de la planta, sería contratar un seguro que asegurase el precio del GN entre en una horquilla de valores.

En la misma línea, el **Aumento del precio de fábrica de los Reactores de Metanización y/o Electrolizadores** también supondría un gran impacto en la viabilidad económica de esta instalación. Sin embargo, el avance tecnológico en este campo y la tendencia de los últimos años indican que en los próximos años el precio de este tipo de componentes se reducirá drásticamente, como se indica el capítulo 9 *Análisis Económico*.

Los **Cambios Legislativos en Materia Medioambiental** se ha considerado un tipo de riesgo de impacto y probabilidad media. Actualmente, y en el caso de España, el apoyo a las instalaciones renovables es nulo desde la entrada en el poder del Partido Popular. Cabe pensar que, pese a que existen Tratados económicos internacionales de próxima ratificación que amenazan con romper con la inercia de protección medioambiental instaurada en Europa en los últimos años, las políticas medioambientales en Europa, y en el resto del mundo, van a ser cada vez más severas creando más conciencia ecológica. Por tanto, no resulta un riesgo preocupante.

Como en cualquier instalación, los **Accidentes y Fallos en equipos de la planta** suponen un riesgo, ya que cuanto más tiempo permanezca la planta fuera de funcionamiento por un fallo o accidente ocasional, se encarece la planta. Con el debido mantenimiento predictivo y preventivo y una buena organización y planificación se reduce este riesgo.

REFERENCIAS

- DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands*. Groningen.
- Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS*.
- Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., y otros. (2015). *Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review*. Elsevier.
- Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models*. Linz, Austria: Springer.
- Reiter, G., Tichler, R., & Steinmüller, H. (2014). *Wirtschaftlichkeit und Systemanalyse von Power-to-Gas-Konzepten*.
- Sanz-Pérez, E. S., Murdock, C. R., Didas, S. A., & Jones, C. (2016). *Direct Capture of CO2 from Ambient Air*. *Chemicals Reviews*.

11. DIAGRAMA DE GANTT / CRONOGRAMA

En este apartado se muestra el Diagrama de Gantt del presente Trabajo Fin de Máster.

El proyecto se realizó con el apoyo de la empresa EDP-Naturgas, al tratarse de un proyecto englobado dentro de la colaboración universidad-empresa AULA NATURGAS. Este proyecto comenzó en Noviembre de 2016 y finalizó en Septiembre de 2017, con la presentación a los representantes de Hidroeléctrica Cantábrica y Naturgas de los proyectos de los 4 proyectos de ese curso entre los que estaba este mismo. Así mismo, este proyecto fue presentado el 27 de Octubre en el Eurogas 8th GERG Young Researchers' Competition enmarcado dentro de la convención anual de la asociación Eurogas, obteniendo 1 de los 2 premios al mejor proyecto en el ámbito de los gases de carácter renovable.

El Diagrama de Gantt llevado a cabo para este proyecto se expone a continuación.

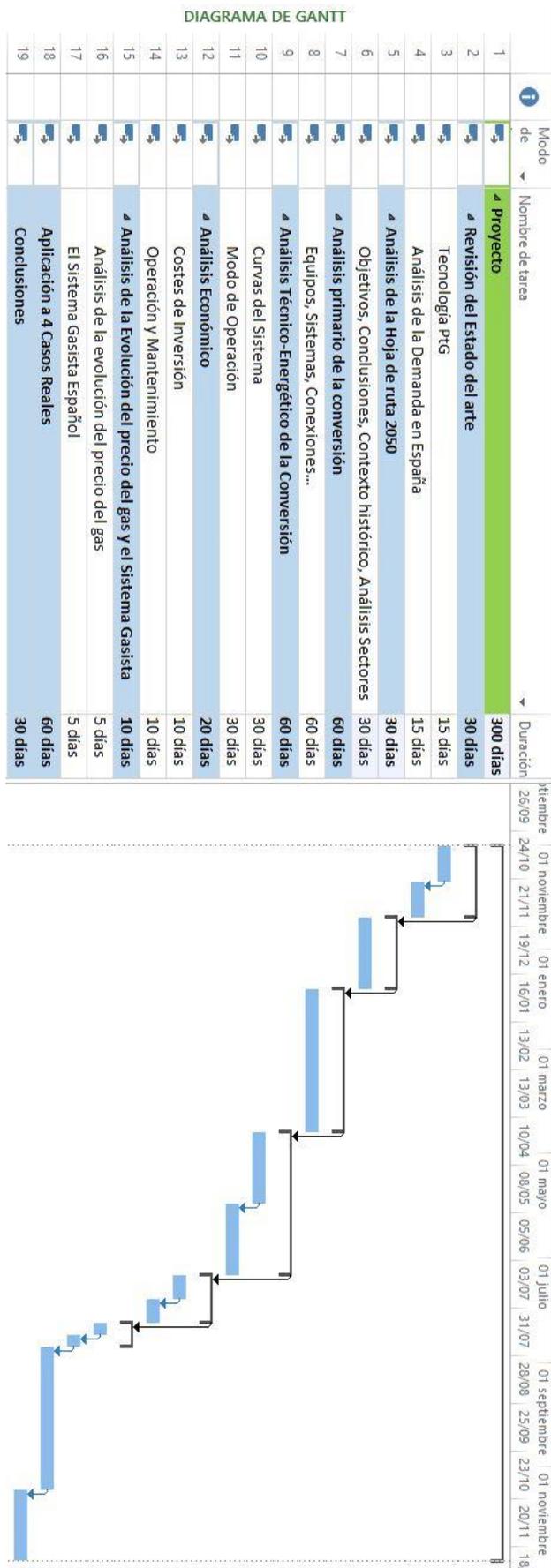


Ilustración 23 : Diagrama de Gantt del proyecto

12. APLICACIÓN A UN CASO REAL: SOTO DE RIBERA 4 Y 5

En el siguiente apartado se analizará lo visto hasta ahora en un caso práctico. Se tomará el ejemplo de un gran distribuidor como Edp Naturgas, que cuenta en España con 3 térmicas: Aboño, Castejón y Soto de Ribera. De éstas, Castejón y Soto de Ribera 4 y 5 son centrales de ciclo combinado de algo más de 800 MW. Para un análisis de conversión en una planta de PtG se podría escoger cualquiera de estas dos. Típicamente, se escogerá *Soto de Ribera* debido a que cuenta con una fuente de generación de CO₂, como son las centrales de carbón Soto 2 y 3, pudiendo abordar tanto el caso de captura de dióxido de carbono directa del aire o desde una fuente puntual. Como se ha indicado anteriormente, el caso de captura de dióxido de carbono directamente desde el aire presenta una serie de inconvenientes, como por ejemplo el problema de la presencia del nitrógeno u oxígeno que pueden alterar el proceso de separación con reacciones indeseadas, que no hace viable esta opción. De esta manera, pese a existir la posibilidad de instalar en la futura planta PtG un sistema de captura directa de CO₂, no se estudiará esta posibilidad en los siguientes casos prácticos, obteniendo exclusivamente el CO₂ necesario de las centrales térmicas colindantes.

El siguiente paso sería decidir qué tipo de planta PtG se va a instalar. Para este análisis, se va estudiar el caso tanto de generación de hidrógeno como de SNG. Sin embargo, si el propósito es reducir las emisiones de CO₂ manteniendo abiertas ciertas centrales térmicas y convirtiendo a PtG otras, la opción del hidrógeno no cobra mucho sentido ya que de esta manera no se ayuda a la reducción de los GEI. La opción más lógica sería la de generar SNG a partir de los gases de combustión de las centrales térmicas colindantes (como en el caso de Soto de Ribera) o si no se dispone de una fuente de CO₂ cercano extraerlo directamente del aire atmosférico. De esta manera, se podrá generar un producto de carácter “verde” y renovable, que ayudará a la reducción de gases de efecto invernadero en la atmósfera. Además, inyectar metano en la red de tuberías de gas no tiene limitaciones mientras que la inyección de hidrógeno en la red está limitada a cierta medida. Según el trabajo llevado a cabo por la comisión europea en materia de estandarización de las aplicaciones power-to-hydrogen, la mayoría de las infraestructuras europeas podría soportar concentraciones de hidrógeno de hasta un 10%. Aunque todavía queda mucho camino por recorrer en esta materia.

La potencia a instalar puede ser muy variada. En los análisis técnico-energético y económico vistos anteriormente se han realizado estimaciones para instalaciones de como máximo 10 MW_e. Esta potencia queda muy lejos de los que se espera de una instalación a escala industrial, pero sumando varias instalaciones de estas potencias se pueden llegar a potencias más industriales. Cabe destacar que las suposiciones realizadas, por ejemplo en los costes de Inputs o en los costes específicos de los equipos, son conservadoras y no se han tenido en cuenta las posibles economías de escala que se darían para estas potencias industriales. Simplemente se ha extrapolado linealmente los costes que se habían obtenido para las centrales estudiadas de 10 MW_e, ya que en la bibliografía consultada no hay datos para las potencias requeridas. A día de hoy, esta tecnología no resulta, económicamente hablando, la opción más rentable. Por tanto, se ha optado por analizar cuatro casos que, aunque aventurados, podrían llegar a ser factibles:

- Caso 1: Central de Power-to-Hydrogen de **100Mw_e de Input**.
- Caso 2: Central de Power-to-Hydrogen de **400Mw_e de Input**.
- Caso 3: Central de Power-to-Methane de **100Mw_e de Input**.
- Caso 4: Central de Power-to-Methane de **400Mw_e de Input**.

Por último, hay que señalar que en ninguno de estos 4 casos se ha incluido la posibilidad de integración del calor del proceso de metanización. Esto reduciría el coste final de la planta, pero aún se necesita mayor investigación sobre ella, por lo que se ha optado por no incluirla.

12.1. MODELO DE COSTES

Para un determinado caso de estudio power-to-X, el coste nivelado de X (LCOX) representa el umbral de rentabilidad del precio de venta del producto. Para una planta determinada de n unidades de tiempo de vida útil, el LCOX, expresado en €/unidad de X (€/u), se define como:

$$LCOX = \frac{\sum_{i=0}^n \frac{\text{Coste Año } i}{(1 + \text{Coste Capital})^i}}{\sum_{i=0}^n \frac{\text{Unidades producidas año } i}{(1 + \text{Coste Capital})^i}}$$

El coste de capital es el coste en el que incurre una determinada empresa para financiar sus proyectos de inversión a partir de los recursos propios. Se ha estimado para este análisis que el coste de capital es de un 8%. Este valor ha sido extraído de la evaluación de costes que hizo la empresa *ENEA CONSULTING* para un estudio e PtG.

Los costes totales serán separados en inversiones en bienes de capital (**CAPEX**) y costes de Operación (**OPEX**). Además, se supondrá que tanto la producción anual como los costes de O&M se mantendrán constantes.

El **CAPEX** se ha calculado como el CAPEX total del proyecto como se describe a continuación:

$$\text{Total CAPEX} = \text{CAPEX de instalación} + \text{CAPEX de proyecto}$$

Con

$$\text{CAPEX de instalación} = \text{Coste de Fábrica} + \text{Costes adicionales}$$

y

$$\text{CAPEX de proyecto} = 0,3 * \text{CAPEX de instalación}$$

El **CAPEX de instalación** incluye el coste de fábrica de los equipos y costes adicionales como transporte, obra civil, instalación, balance de planta y puesta en marcha. En el caso de metanización, estos costes adicionales eran de en torno a un 50% del precio de fábrica del reactor/es.

El **CAPEX de proyecto** incluye diseño, ingeniería, costes generales y de permisos. Dependiendo del tipo de tecnología utilizada, tamaño de planta y el entorno del proyecto el CAPEX de proyecto puede variar desde un 10% hasta un 100% del CAPEX de instalación. *ENEA*

CONSULTING en su evaluación de costes de un estudio de PtG lo situó en un 30%. Típicamente, utilizaremos también este valor.

Los **OPEX** incluirán los costes de operación y mantenimiento(O&M) y los costes de los inputs (por ejemplo agua, electricidad y CO₂). Los costes anuales de O&M se han supuesto una fracción del CAPEX. El coste de los inputs ha sido calculado basándose en el precio (o el coste nivelado) de los inputs. El consumo de los inputs se calculará del balance másico y energético.

12.2. FACTOR DE CARGA Y PRECIO DE LA ELECTRICIDAD

El precio de la electricidad fluctúa en gran medida a lo largo del día, incluso llegando a estar el pull a 0 en determinados instantes. Debido a esto, las plantas de PtG deberían trabajar preferiblemente durante las horas en las que el pull se encuentra más bajo para minimizar el LCOX. Sin embargo, operar únicamente durante estas horas no es suficiente para lograr una adecuada amortización de la planta. Por esto mismo, hay que llegar a un compromiso entre una buena amortización y operar la planta durante las horas más baratas.

En la práctica, esto se consigue determinando el **Factor de Carga (horas/año) que minimiza el LCOX**. De hecho, para un determinado factor de carga *H*, la mejor estrategia para minimizar el LCOX es operar la planta durante las *H* horas más baratas anuales. En principio se supondrá que los componentes de la planta son idealmente flexibles, es decir, que no tienen problemas de arranque ni de parada. Esto se sabe que no es cierto y para el caso, por ejemplo, de electrolizadores AEC, estos son muy poco dinámicos con grandes tiempos de arranque.

Estas horas se pueden identificar en lo que se conocen como “*Curvas de duración del precio spot*”, donde horariamente los precios son ordenados desde el más barato hasta el más caro. Algunas de estas curvas para algunos países europeos se muestran a continuación. El precio negativo es consecuencia de la inyección prioritaria de fuentes renovables en la red eléctrica.

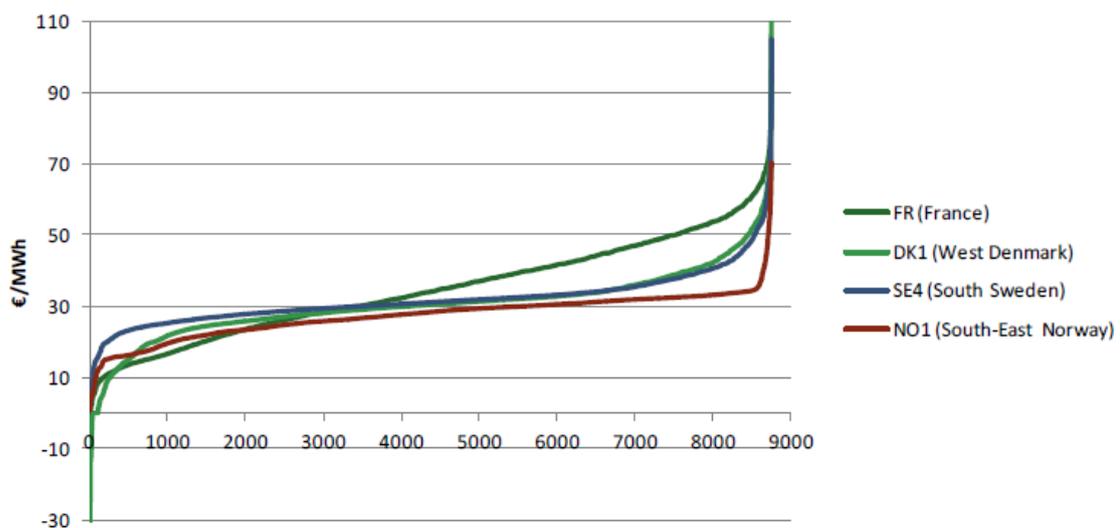


Ilustración 24: Curvas de duración del precio spot para distintas zonas europeas en 2014 (Fuente: ENEA CONSULTING)

El precio medio de la electricidad durante las H horas más baratas del año representa el precio medio más bajo que una planta de PtG puede pagar. La siguiente ilustración muestra como varía este precio medio con el factor de carga para las anteriores localizaciones.

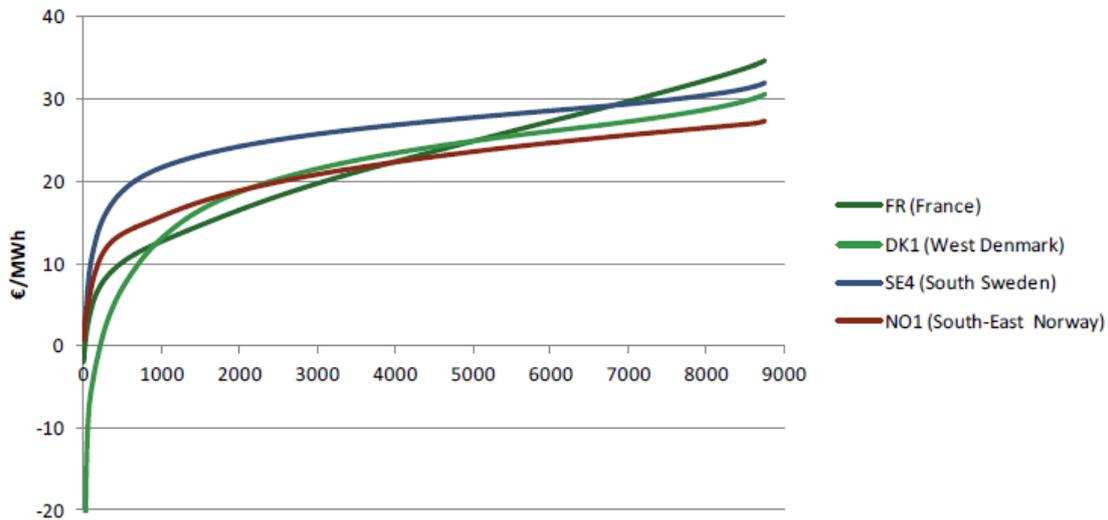


Ilustración 25: Mínimo Precio medio de spot para distintas zonas europeas en 2014 (Fuente: ENEA CONSULTING)

En los casos prácticos expuestos a continuación, se ha decidido establecer en 8000 horas el factor de carga, ya que el propósito principal de la futura planta es generar la mayor cantidad de gas verde en condiciones estables de funcionamiento. Sin embargo, lo expuesto anteriormente es totalmente válido para la tecnología PtG.

12.3. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD

Para realizar el *Análisis de Rentabilidad* se calcularán 3 indicadores de rentabilidad: el **Valor Actual Neto (VAN)**, la **Tasa Interna de Retorno (TIR)** y la **Tasa de Retorno Simple (TRS o PayBack)**.

- El **VAN** es el valor actualizado de la corriente de los flujos de caja que el proyecto promete generar a lo largo de su vida. Se calcula de la siguiente manera:

$$VAN = -I + \sum_{t=1}^{25} \frac{Q_t}{(1+k)^t}$$

I: Inversión Inicial

Q_t: Flujo de caja en el año t

k: Coste de Capital

- El **TIR** es la tasa de descuento con la que el proyecto tendría un VAN igual a 0. Se calculará igualando el término dependiente de los flujos anuales de caja a la inversión inicial realizada.

$$I = \sum_{t=1}^{25} \frac{Q_t}{(1+k)^t}$$

I: Inversión Inicial

Q_t: Flujo de caja en el año t

k: Tasa de descuento que iguala a 0 el VAN (Valor del TIR)

- El **Payback o TRS** es el tiempo (años) que tarda la planta en recuperar la inversión inicial realizada. Se trata de una relación entre la inversión inicial y el flujo de caja anual (el cual se ha supuesto constante).

$$\text{Pay Back} = \frac{\text{INVERSIÓN}}{\text{FLUJO DE CAJA}}$$

12.4. CASOS PRÁCTICOS

Se explican a continuación los siguientes 4 casos de estudio. En cada uno habrá una breve explicación de la planta, su balance energético y másico, sus costes totales de inversión y operación, sus indicadores de rentabilidad, un análisis de sensibilidad de los factores más importantes y, en el caso de instalaciones de producción de metano, un análisis de los factores de rentabilidad con el cambio del factor de carga.

12.4.1. CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw_e de Input.

Para este caso se tendrá una potencia de entrada de 100 MW a la entrada del proceso de electrólisis. El principal producto de esta planta será Hidrógeno, el cual será inyectado a la red de tuberías. El otro producto será oxígeno el cual lo trataremos como una pérdida sin sacar beneficio del mismo.

El hidrógeno generado será inyectado en la red de gas natural para **distribución**. En España, las redes de distribución comprenderán los gasoductos con presión máxima de diseño igual o inferior a 16 bares y aquellos otros que, con independencia de su presión máxima de diseño, tengan por objeto conducir el gas a un único consumidor partiendo de un gasoducto de la red básica o de transporte secundario. Típicamente, se elegirá como **presión del gas de salida del proceso 16 bars**. Esto quiere decir que o bien se debe realizar la electrólisis a esta presión, o bien se deberá comprimir el gas de salida del proceso de electrólisis antes de inyectarlo en la red para su distribución. La mejor opción resulta ser la primera ya que, de esta manera, se ahorrará en equipos auxiliares. Se necesitarán por tanto electrolizadores AEC o PEM cuya

presión de trabajo sea la de inyección o ligeramente superior para vencer las pérdidas de conducción que pueda haber. En este caso, a fin de realizar un ejemplo sencillo se ha supuesto que no existen caídas de presión, lo cual supone una aproximación suficientemente realista. Además, se ha supuesto que todo lo que se genera se inyecta directamente en la red (y por tanto se vende) sin necesidad de depósitos intermedios de hidrógeno antes de la inyección, de esta manera se ahorra en estos componentes, y que la red de distribución de gas natural es capaz de admitir todo el hidrógeno que se produzca sin resultar un peligro para la infraestructura.

Para este caso se ha elegido el electrolizador AEC modelo Nel A-485 por presentar muy buenas características en condiciones de operación estables. Pese a que, como se indicó en el análisis técnico-energético, se trata de un electrolizador atmosférico, el proveedor aporta este electrolizador con un compresor incorporado en cualquier caso, pudiéndose operar entre 1 y 200 bars. El ejemplo que se indicó en el análisis técnico-energético era el correspondiente a un electrolizador de 2,2 MW. Para nuestro caso necesitaremos 45 electrolizadores de este tipo ($45 \times 2,2 \text{ MW} \approx 100 \text{ Mwe}$). La **temperatura de operación** está indicada en el catálogo del electrolizador incluido en los anexos. Esta será de **80 °C**.

Las **necesidades de espacio** sólo para los electrolizadores serán de 10.125 m². Para los demás equipos hará falta un 30% de la superficie requerida por los electrolizadores. Por lo tanto, la necesidad de superficie total será de 13.162,5 m² (1,8 veces San Mamés Barria). En el balance de costes no se ha incluido el gasto en un terreno nuevo al suponer que la futura planta se construirá en un terreno ya amortizado por la empresa EDP España.

El **balance másico** y el **balance energético** se han calculado multiplicando por 45 los resultados que se obtuvieron para el caso de un único electrolizador de 2,2 MW.

Así, el **balance másico total** para los **45 electrolizadores** será el siguiente:

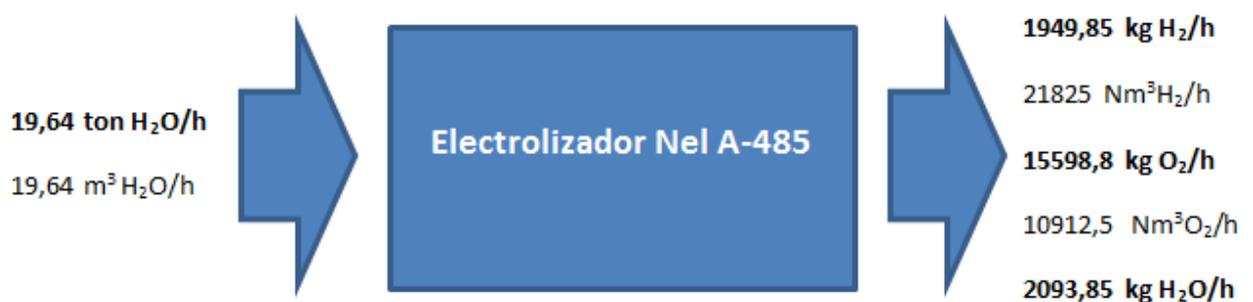


Figura 42 : Balance másico total CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw_e de Input

El **balance energético total** para los **45 electrolizadores** quedará de la siguiente manera:

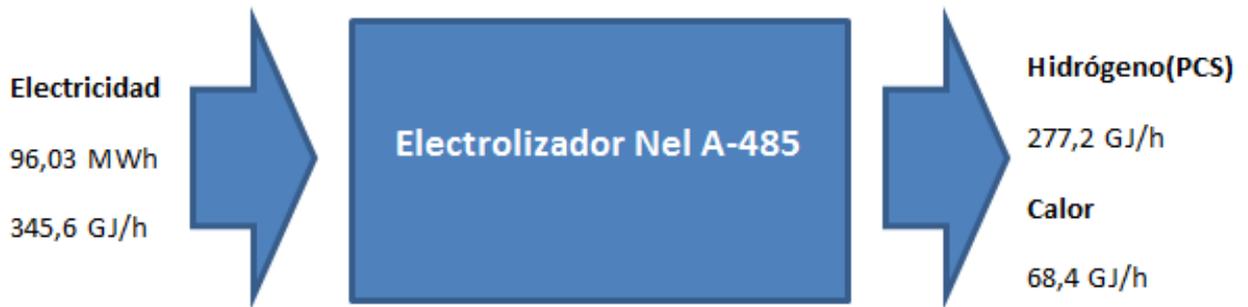


Figura 43 : Balance energético total CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw_e de Input

En la siguiente tabla se muestran los **INPUTS Y OUTPUTS** del proceso:

INPUTS	CANTIDAD
Agua	19,64 m ³ H ₂ O/h
Electricidad	96,03 MWh
OUTPUTS	CANTIDAD
Hidrógeno (H ₂)	1949,85 kg H ₂ /h
Oxígeno (O ₂)	15598,8 kg O ₂ /h
Agua	2,093 m ³ H ₂ O/h
Calor	19 MWh

Tabla 25 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mw_e de Input

El **CAPEX TOTAL** para esta planta será de **141.154.000€**. Los electrolizadores suponen el 70% del CAPEX Total.

El **OPEX anual** para esta planta será de **81.559.047 €**. El gasto en electricidad supone el 80% del OPEX anual total.

El **Coste Nivelado** obtenido para este caso será de:

$$LCO \text{ Hydrogen } 100MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{87406772}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(1949,75 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 5,59 \frac{\text{€}}{\text{kgH}_2}$$

Para un precio de venta del kilogramo de hidrógeno de 6 €, los **indicadores de Rentabilidad** para este caso han resultado los siguientes:

PAYBACK	11,73 años
VAN	28.449.037 €
TIR	6,93%

Tabla 26 : Indicadores de Rentabilidad CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mwe de Input

En la siguiente gráfica se muestra la relación entre el VAN y la Tasa de Descuento para este caso de 100MWe.

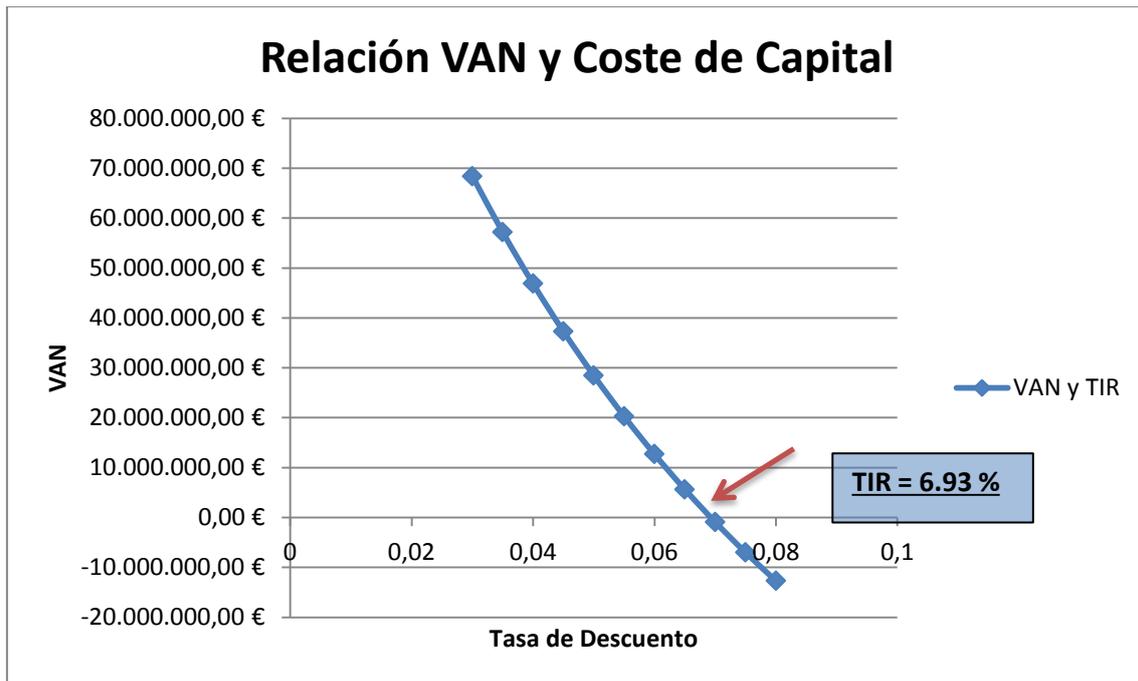


Figura 44 : Relación VAN y Coste de Capital CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mwe de Input

Por último se ha efectuado un análisis de sensibilidad de los dos factores más importantes en el CAPEX y el OPEX, como son el CAPEX específico de los electrolizadores y el coste de electricidad, respecto al LCOX. Para ello se han tomado los valores que inicialmente han sido considerados para los cálculos en ambos casos y se ha hecho una variación desde -10% hasta +10% de esos valores. Los resultados son los siguientes:

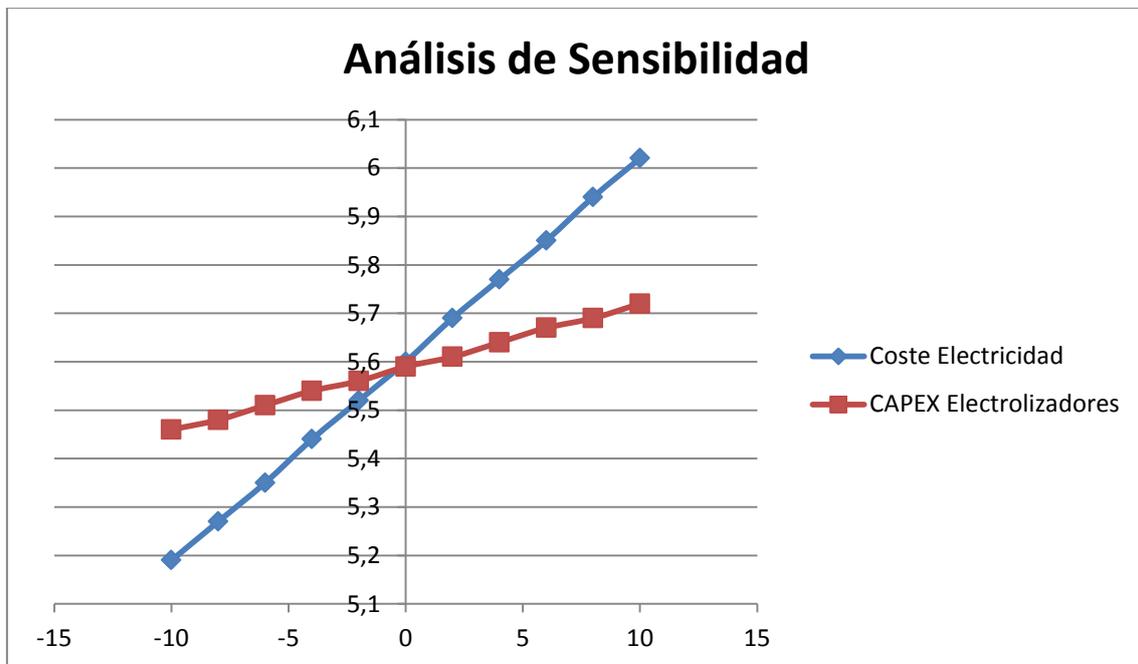


Figura 45 : Análisis de Sensibilidad CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100Mwe de Input

12.4.2. CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw_e de Input.

Para este caso se tendrá una potencia de entrada de 400 MW a la entrada del proceso de electrólisis. El principal producto de esta planta será Hidrógeno, el cual será inyectado a la red de tuberías. El otro producto será oxígeno el cual lo trataremos como una pérdida sin sacar beneficio del mismo.

Al igual que en el caso de 100MW, el hidrógeno generado será inyectado en la red de gas natural para **distribución** y se elegirá como **presión del gas de salida del proceso 16 bar**. De esta manera, se realizará la electrólisis a esta presión, ahorrando en equipos auxiliares, con electrolizadores AEC o PEM cuya presión de trabajo sea la de inyección o ligeramente superior para vencer las pérdidas de conducción que pueda haber. En este caso, a fin de realizar un ejemplo sencillo se ha supuesto que no existen caídas de presión, lo cual supone una aproximación suficientemente realista. Además, se ha supuesto que todo lo que se genera se inyecta directamente en la red (y por tanto se vende) sin necesidad de depósitos intermedios de hidrógeno antes de la inyección, de esta manera se ahorra en estos componentes, y que la red de distribución de gas natural es capaz de admitir todo el hidrógeno que se produzca sin resultar un peligro para la infraestructura.

Para este caso se ha elegido el electrolizador AEC modelo Nel A-485 por presentar muy buenas características en condiciones de operación estables. Pese a que, como se indicó en el análisis técnico-energético, se trata de un electrolizador atmosférico, el proveedor aporta este electrolizador con un compresor incorporado en cualquier caso, pudiéndose operar entre 1 y 200 bars. El ejemplo que se indicó en el análisis técnico-energético era el correspondiente a un electrolizador de 2,2 MW. Para nuestro caso necesitaremos 180 electrolizadores de este tipo (180x2,2MW≈400Mwe). La **temperatura de operación** está indicada en el catálogo del electrolizador incluido en los anexos. Esta será de **80 °C**.

Las **necesidades de espacio** sólo para los electrolizadores serán de 40.500 m². Para los demás equipos hará falta un 30% de la superficie requerida por los electrolizadores. Por lo tanto, la necesidad de superficie total será de 52.650 m² (7,2 veces San Mamés Barria). En el balance de costes no se ha incluido el gasto en un terreno nuevo al suponer que la futura planta se construirá en un terreno ya amortizado por la empresa EDP España.

El **balance másico** y el **balance energético** se han calculado multiplicando por 180 los resultados que se obtuvieron para el caso de un único electrolizador.

Así, **el balance másico total** para los 180 electrolizadores será el siguiente:



Figura 46 : Balance másico total CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw_e de Input

El **balance energético total** para los 180 electrolizadores quedará de la siguiente manera:



Figura 47 : Balance energético total CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw_e de Input

En la siguiente tabla se muestran los **INPUTS Y OUTPUTS** del proceso:

INPUTS	CANTIDAD
Agua	78,56 m ³ H ₂ O/h
Electricidad	384 MWh
OUTPUTS	CANTIDAD
Hidrógeno (H ₂)	7.799,4 kg H ₂ /h
Oxígeno (O ₂)	62.395 kg O ₂ /h
Agua	8,375 m ³ H ₂ O/h
Calor	76 MWh

Tabla 27 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw_e de Input

El **CAPEX TOTAL** para esta planta será de **564.421.000 €**. Los electrolizadores suponen el 70% del CAPEX Total.

El **OPEX anual** para esta planta será de **326.213.756 €**. El gasto en electricidad supone el 80% del OPEX anual total.

El **Coste Nivelado** obtenido para este caso será de:

$$LCO \text{ Hydrogen } 400MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{348.790.596}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(7799,4 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 5,59 \frac{\text{€}}{\text{kgH}_2}$$

Para un precio de venta del kilogramo de hidrógeno de 6 €, los **indicadores de Rentabilidad** para este caso han resultado los siguientes:

PAYBACK	11,73 años
VAN	114.307.345,47 €
TIR	6,75%

Tabla 28 : Indicadores de Rentabilidad CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mwe de Input

El valor de PayBack se mantiene constante del caso de 100 MW de hidrógeno a este segundo caso. Sin embargo, tenemos mayor valor de VAN al tener mayor inversión inicial y mayores flujos de caja. El TIR desciende ligeramente desde 6,93% del caso 1 hasta 6,75% para este caso

En la siguiente gráfica se muestra la relación entre el VAN y la Tasa de Descuento para este caso de 400MWe.

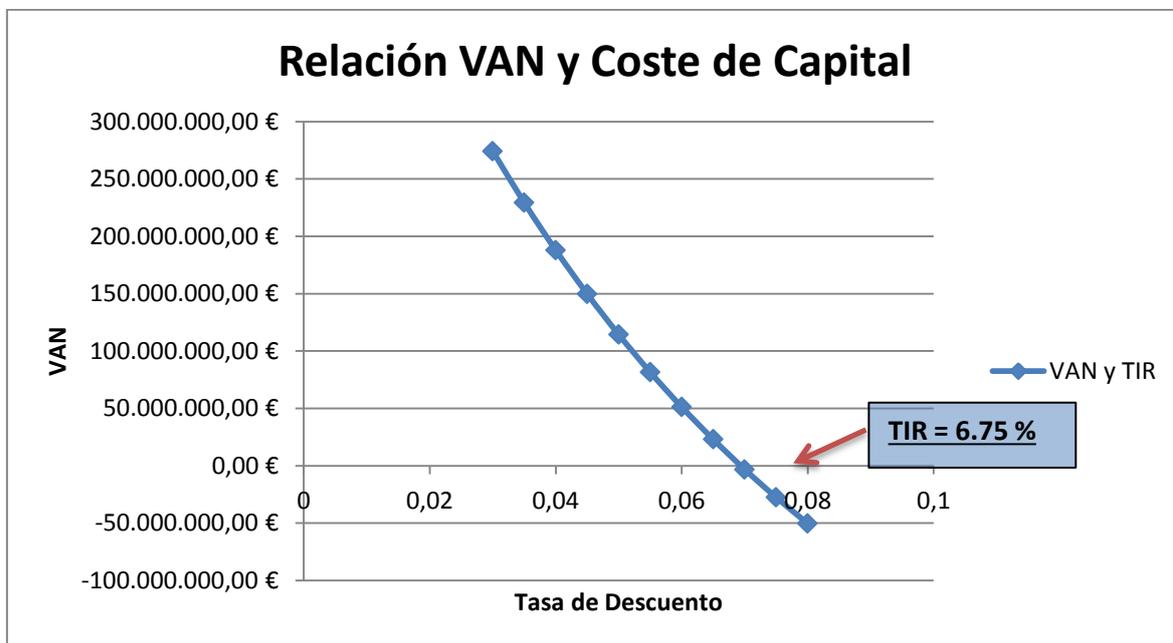


Figura 48 : Relación VAN y Coste de Capital CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mwe de Input

Por último se ha efectuado un análisis de sensibilidad de los dos factores más importantes en el CAPEX y el OPEX, como son el CAPEX específico de los electrolizadores y el coste de electricidad, respecto al LCOX. Para ello se han tomado los valores que inicialmente han sido considerados para los cálculos en ambos casos y se ha hecho una variación desde -10% hasta +10% de esos valores. Los resultados son los siguientes:

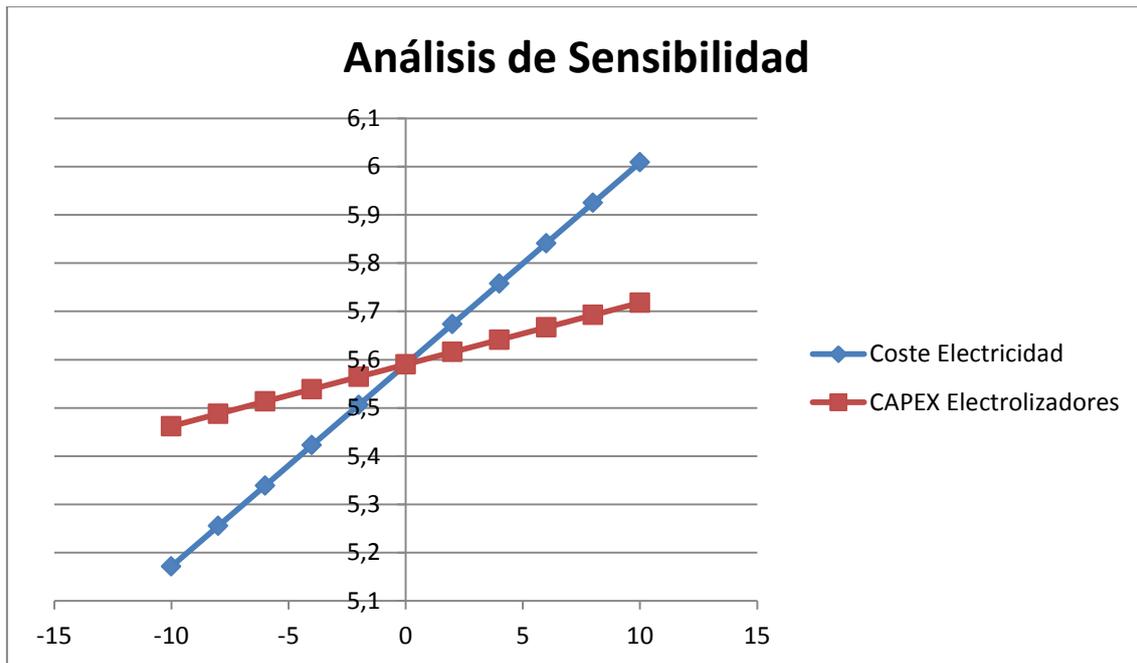


Figura 49 : Análisis de Sensibilidad CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mwe de Input

12.4.3. CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input.

Para este caso se tendrá una potencia de entrada de 100 MW a la entrada del proceso de electrólisis. Pese a que para el proceso de metanización también se necesita cierto aporte energético, éste será mucho menor que el necesario para la electrólisis, de ahí que se indique como 100 MW de Input, aunque a posteriori sean más como después se verá. El principal producto de esta planta será Metano (SNG), el cual será inyectado a la red de tuberías. Los otros dos productos serán oxígeno y calor, los cuales trataremos como pérdidas sin sacar beneficio de los mismos. Hasta ahora en este documento se había enfatizado en la idea de integrar el calor del proceso de metanización para reducir esfuerzos energéticos en distintas etapas del proceso PtG, como por ejemplo aportando de esta manera la energía necesaria en el proceso de captura de CO₂. Sin embargo, se ha considerado que para un estudio de viabilidad más conservador de esta tecnología no debería incluirse esta posibilidad y centrarse únicamente en las partes principales del proceso.

El metano generado será inyectado en la red de gas natural para **distribución**, como ocurría en los casos de hidrógeno. En España, las redes de distribución comprenderán los gasoductos con presión máxima de diseño igual o inferior a 16 bares y aquellos otros que, con independencia de su presión máxima de diseño, tengan por objeto conducir el gas a un único consumidor partiendo de un gasoducto de la red básica o de transporte secundario. Típicamente, se elegirá como **presión del gas de salida del proceso 16 bars**. Esto quiere decir que o bien se debe realizar el proceso (electrólisis+metanización) a esta presión, o bien se deberá comprimir el gas de salida del proceso antes de inyectarlo en la red para su distribución. De los dos casos anteriores se sabe que esta presión para el proceso de electrólisis no supone mayor problema. En los reactores de metanización elevar la presión de operación lleva a tener que considerar

reactores más costosos, por lo que a menudo se tiende a rebajar la presión de operación y comprimir el gas saliente. Pese a esto, 16 bars no supone una presión excesivamente elevada por lo cual la metanización se realizará a la presión que se desee a la salida, en este caso como se ha dicho 16 bars. Además, los compresores no suponen la mayor parte de la inversión de la planta, por lo que en una primera consideración se podría rescindir de ellos.

Se necesitarán electrolizadores AEC o PEM cuya presión de trabajo sea la de inyección o ligeramente superior para vencer las pérdidas de conducción que pueda haber. En este caso, a fin de realizar un ejemplo sencillo se ha supuesto que no existen caídas de presión, lo cual supone una aproximación suficientemente realista. Igualmente serán necesarios reactores de metanización isoterms de lecho fijo y depósitos intermedios para el almacenamiento del hidrógeno y del CO₂. Como en los dos casos de hidrógeno, se ha supuesto que todo lo que se genera se inyecta directamente en la red (y por tanto se vende) y que la red de distribución de gas natural es capaz de admitir todo el metano que se produce sin resultar un peligro para la infraestructura.

Para este caso se ha elegido el electrolizador AEC modelo Nel A-485 por presentar muy buenas características en condiciones de operación estables. Pese a que, como se indicó en el análisis técnico-energético, se trata de un electrolizador atmosférico, el proveedor aporta este electrolizador con un compresor incorporado en cualquier caso, pudiéndose operar entre 1 y 200 bars. El ejemplo que se indicó en el análisis técnico-energético era el correspondiente a un electrolizador de 2,2 MW. Para nuestro caso necesitaremos 45 electrolizadores de este tipo (45x2,2MW≈100Mwe). La **temperatura de operación** está indicada en el catálogo del electrolizador incluido en los anexos. Esta será de **80 °C**.

Los reactores escogidos serán del tipo isoterms y de lecho fijo como el que se explicó en el análisis técnico-energético. La información detallada sobre reactores de metanización es muy reducida, siendo la explicada en el análisis técnico-energético la fuente más detallada encontrada para realizar el presente documento. De esta manera, se ha extrapolado linealmente los datos de ese reactor a las necesidades de potencia que requeriría esta planta al no tener información más detallada acerca de otros reactores de metanización. Esto no resulta lo más realista posible pero supone una primera aproximación. Serán necesarios 45 reactores como los del tipo de 2,25 MW Power-to-SNG explicados anteriormente. La **temperatura de operación** se ha fijado en **350 °C** y la **presión** en **16 bars** como se había indicado.

Las **necesidades de espacio** sólo para los electrolizadores serán de 10.125 m². Para los demás equipos, reactores de metanización incluidos, hará falta un 60% de la superficie requerida por los electrolizadores. Por lo tanto, la necesidad de superficie total será de 16.200 m² (2,3 veces San Mamés Barria). En el balance de costes no se ha incluido el gasto en un terreno nuevo al suponer que la futura planta se construirá en un terreno ya amortizado por la empresa EDP España.

El **balance másico** y el **balance energético** se han calculado multiplicando por 45 los resultados que se obtuvieron para el caso de una planta de Power-to-SNG de 2,25 MW.

Así, el **balance másico total** será el siguiente:

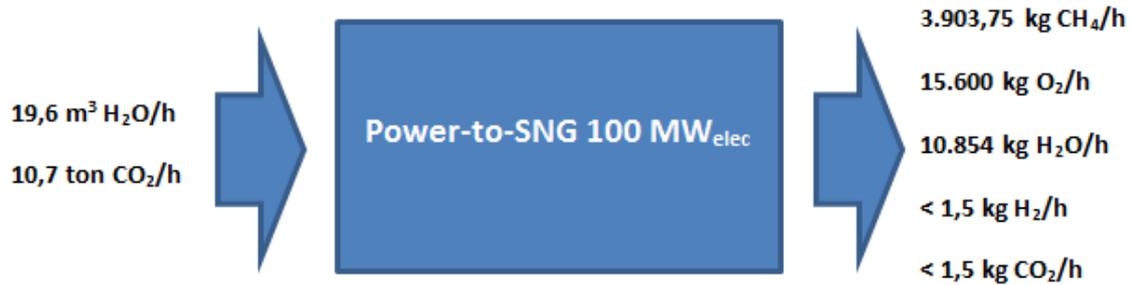
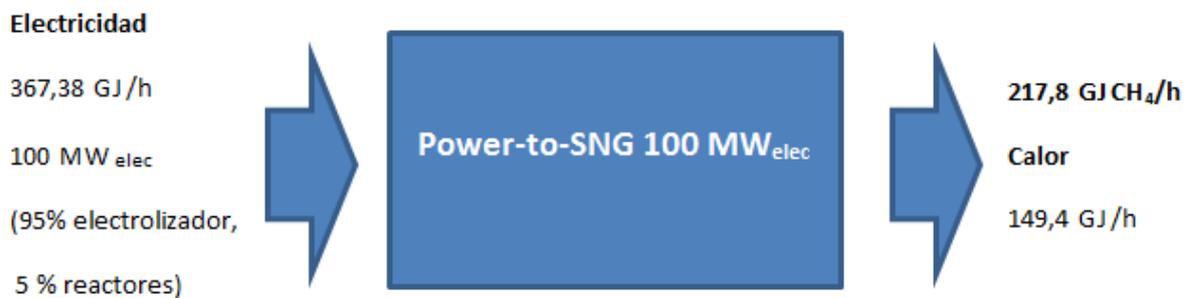


Figura 50 : Balance másico total CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

El **balance energético total** quedará de la siguiente manera:



En la siguiente tabla se muestran los **INPUTS Y OUTPUTS** del proceso:

INPUTS	CANTIDAD
Agua	19,64 m ³ H ₂ O/h
CO ₂	10,7 ton CO ₂ /h
Electricidad	367,38 GJ/h
OUTPUTS	CANTIDAD
Metano (CH ₄)	3.903,75 kg H ₂ /h
Oxígeno (O ₂)	15.600 kg O ₂ /h
Agua	10,854 m ³ H ₂ O/h
Calor	149,4 GJ/h

Tabla 29 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mw_e de Input

El **CAPEX TOTAL** para esta planta será de **227.513.000 €**. Los electrolizadores y los reactores de metanización son los elementos que tienen más peso en el CAPEX total, seguidos por el CAPEX de instalación. Los electrolizadores suponen el 43,51% del CAPEX Total y los Reactores de Metanización el 26,60% del CAPEX total.

El **OPEX anual** para esta planta será de **116.918.125 €**. El gasto en electricidad supone casi 60% del OPEX anual total, siendo el elemento que mayor peso tiene en el OPEX.

El **Coste Nivelado** obtenido para este caso será de:

$$LCO\ Methane\ 100MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{126.018.645}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(3903,75 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 4,035 \frac{\text{€}}{\text{kgCH}_4}$$

Para un precio de venta del kilogramo de CH₄ de 6 € (0,389 €/kWh), los **indicadores de Rentabilidad** para este caso han resultado los siguientes:

PAYBACK	3,23 años
VAN	765.572.751,11 €
TIR	31%

Tabla 30 : Indicadores de Rentabilidad CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

En la siguiente gráfica se muestra la relación entre el VAN y la Tasa de Descuento para este caso de 100MWe.

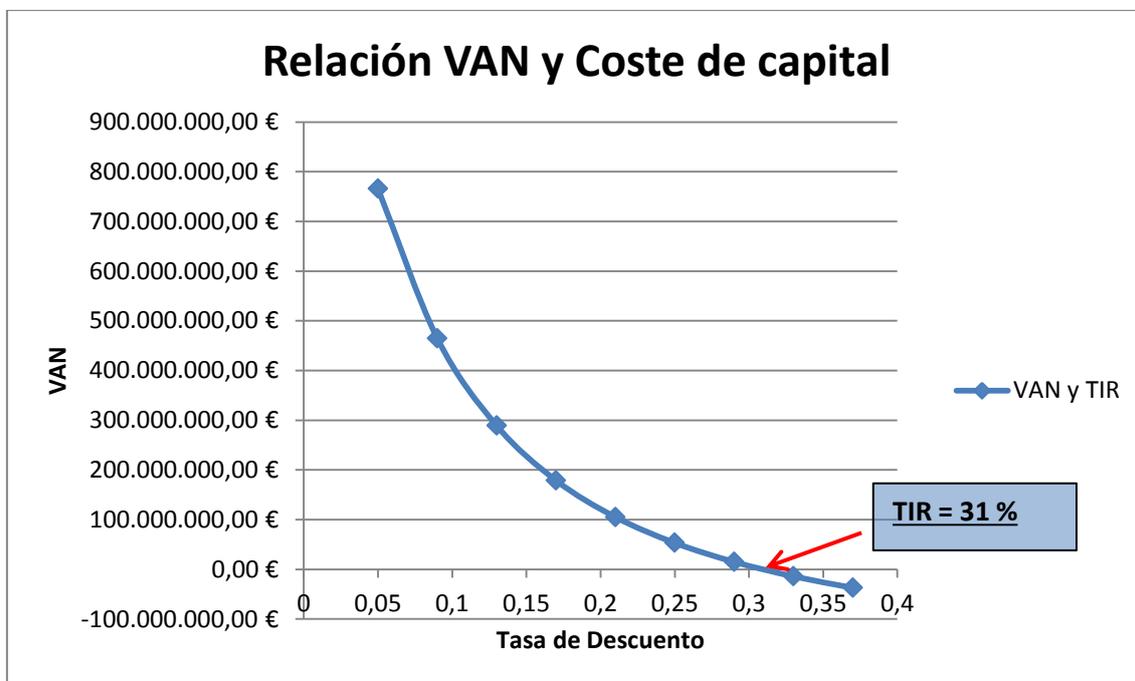


Figura 51 : Relación Van - Coste de capital para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

En los dos casos anteriores no se ha analizado como influye el factor de carga a determinados indicadores, ya que el factor de carga crítico estaba muy cerca de las 8000 horas anuales escogidas en ambos casos. En el caso del Metano si se ha realizado este análisis y se han analizado como influyen diferentes horas anuales de operación en el LCOX, el VAN, el TIR y el Payback. Los resultados se muestran en las siguientes gráficas.

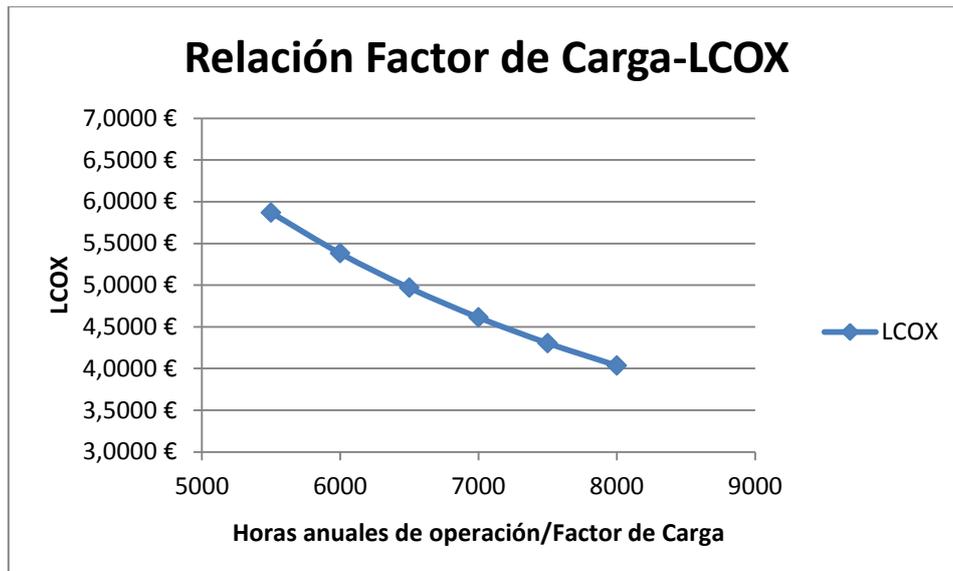


Figura 52 : Relación Factor de Carga-LCOX para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

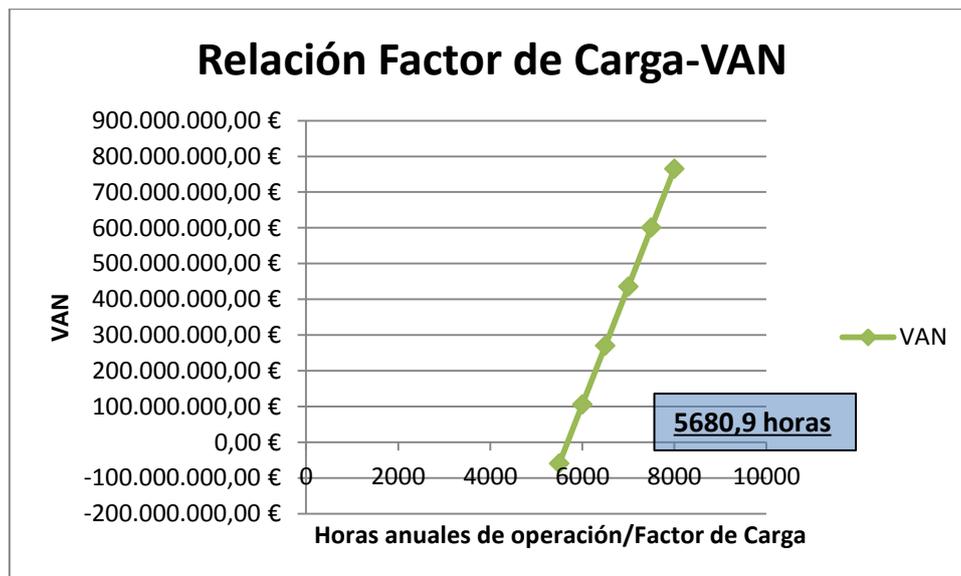


Figura 53 : Relación Factor de Carga-VAN para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

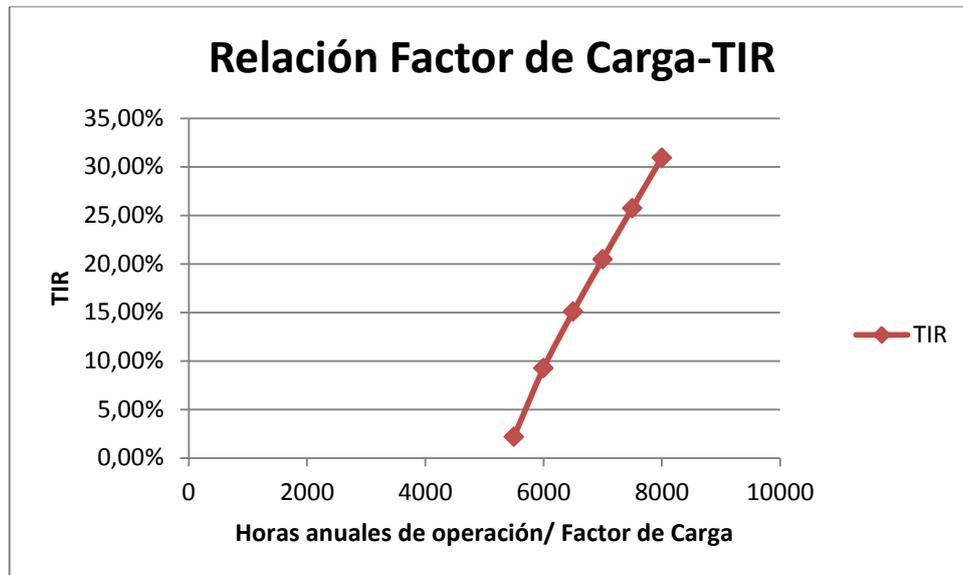


Figura 54 : Relación Factor de Carga-TIR para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

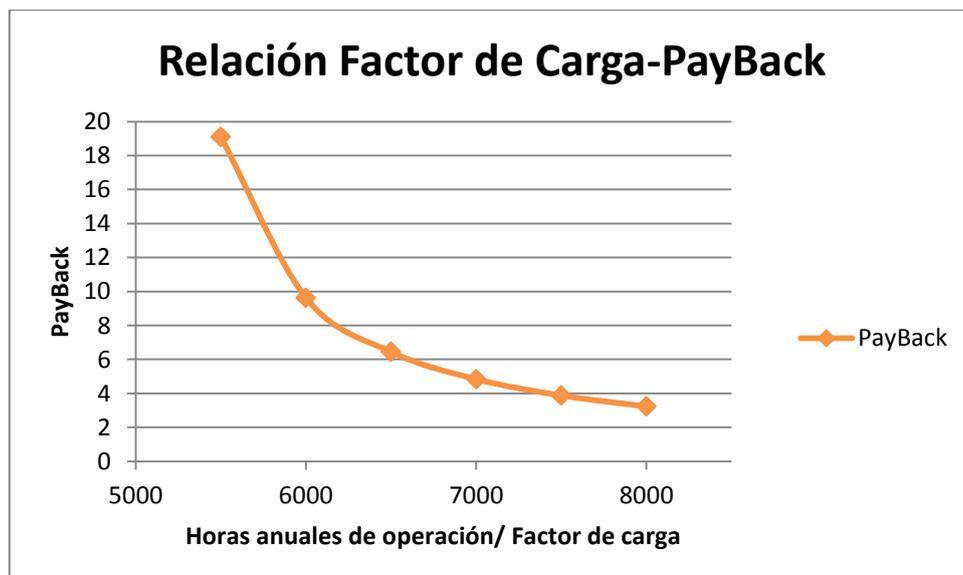


Figura 55 : Relación Factor de Carga-PayBack para el CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

Por último, se ha efectuado un análisis de sensibilidad de los factores más importantes en el CAPEX y el OPEX, como son el CAPEX específico de los electrolizadores y de los reactores de metanización y el coste de electricidad, respecto al LCOX. Para ello se han tomado los valores que inicialmente han sido considerados para los cálculos en los 3 casos y se ha hecho una variación desde -10% hasta + 10% de esos valores. Los resultados son los siguientes:

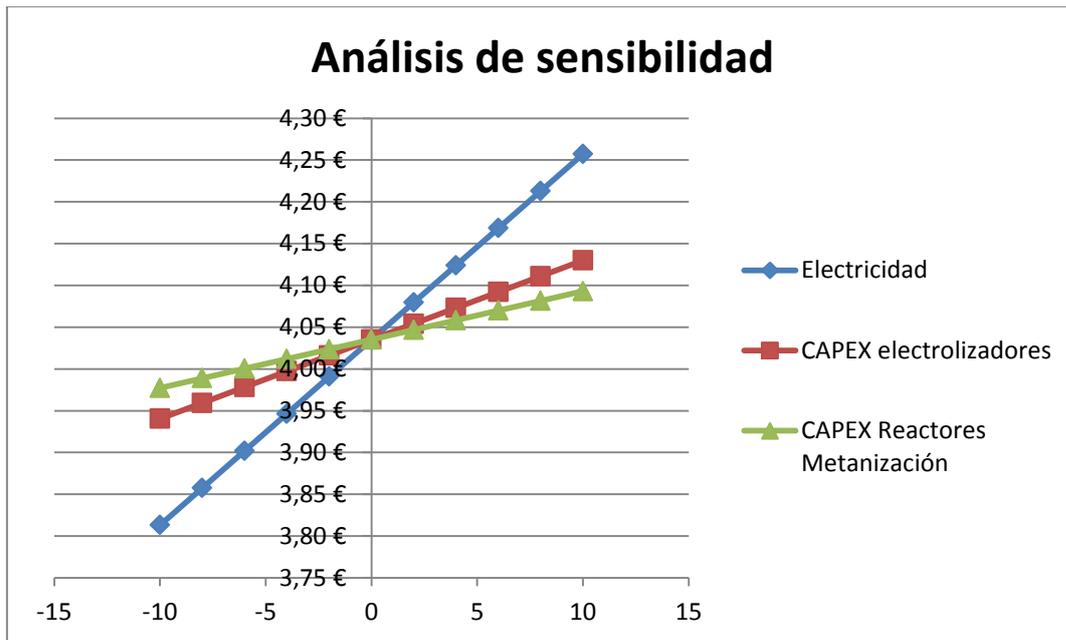


Figura 56 : Análisis de Sensibilidad CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100Mwe de Input

12.4.4. CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input.

Para este caso se tendrá una potencia de entrada de 400 MW a la entrada del proceso de electrólisis. Pese a que para el proceso de metanización también se necesita cierto aporte energético, éste será mucho menor que el necesario para la electrólisis, de ahí que se indique como 400 MW de Input, aunque a posteriori sean más como después se verá. Como en el CASO 3, el principal producto de esta planta será Metano (SNG), el cual será inyectado a la red de tuberías. Los otros dos productos serán oxígeno y calor, los cuales trataremos como pérdidas sin sacar beneficio de los mismos.

El metano generado será inyectado en la red de gas natural para **distribución**, como ocurría en los casos de hidrógeno. Al igual que en los casos anteriores, se elegirá como **presión del gas de salida del proceso 16 bar**. Esto quiere decir que o bien se debe realizar el proceso (electrólisis+metanización) a esta presión, o bien se deberá comprimir el gas de salida del proceso antes de inyectarlo en la red para su distribución. De los dos casos anteriores se sabe que esta presión para el proceso de electrólisis no supone mayor problema. En los reactores de metanización elevar la presión de operación lleva a tener que considerar reactores más costosos, por lo que a menudo se tiende a rebajar la presión de operación y comprimir el gas saliente. Pese a esto, 16 bars no supone una presión excesivamente elevada por lo cual la metanización se realizará a la presión que se desee a la salida, en este caso como se ha dicho 16 bars. Además, los compresores no suponen la mayor parte de la inversión de la planta, por lo que en una primera consideración se podría rescindir de ellos.

Se necesitarán electrolizadores AEC o PEM cuya presión de trabajo sea la de inyección o ligeramente superior para vencer las pérdidas de conducción que pueda haber. En este caso, a fin de realizar un ejemplo sencillo se ha supuesto que no existen caídas de presión, lo cual

supone una aproximación suficientemente realista. Igualmente serán necesarios reactores de metanización isoterms de lecho fijo y depósitos intermedios para el almacenamiento del hidrógeno y del CO₂. Como en los dos casos de hidrógeno, se ha supuesto que todo lo que se genera se inyecta directamente en la red (y por tanto se vende) y que la red de distribución de gas natural es capaz de admitir todo el metano que se produce sin resultar un peligro para la infraestructura.

Para este caso se ha elegido el electrolizador AEC modelo Nel A-485 por presentar muy buenas características en condiciones de operación estables. Pese a que, como se indicó en el análisis técnico-energético, se trata de un electrolizador atmosférico, el proveedor aporta este electrolizador con un compresor incorporado en cualquier caso, pudiéndose operar entre 1 y 200 bars. El ejemplo que se indicó en el análisis técnico-energético era el correspondiente a un electrolizador de 2,2 MW. Para nuestro caso necesitaremos 180 electrolizadores de este tipo (180x2,2MW≈400Mwe). La **temperatura de operación** está indicada en el catálogo del electrolizador incluido en los anexos. Esta será de **80 °C**.

Los reactores escogidos serán del tipo isoterms y de lecho fijo como el que se explicó en el análisis técnico-energético. La información detallada sobre reactores de metanización es muy reducida, siendo la explicada en el análisis técnico-energético la fuente más detallada encontrada para realizar el presente documento. De esta manera, se ha extrapolado linealmente los datos de ese reactor a las necesidades de potencia que requeriría esta planta al no tener información más detallada acerca de otros reactores de metanización. Esto no resulta lo más realista posible pero supone una primera aproximación. Serán necesarios 180 reactores como los del tipo de 2,25 MW Power-to-SNG explicados anteriormente. La **temperatura de operación** se ha fijado en **350 °C** y la **presión** en **16 bars** como se había indicado.

Las **necesidades de espacio** sólo para los electrolizadores serán de 40.500 m². Para los demás equipos, reactores de metanización incluidos, hará falta un 60% de la superficie requerida por los electrolizadores. Por lo tanto, la necesidad de superficie total será de 64.800 m² (9,2 veces San Mamés Barria). En el balance de costes no se ha incluido el gasto en un terreno nuevo al suponer que la futura planta se construirá en un terreno ya amortizado por la empresa EDP España.

El **balance másico** y el **balance energético** se han calculado multiplicando por 180 los resultados que se obtuvieron para el caso de una planta de Power-to-SNG de 2,25 MW.

Así, el **balance másico total** será el siguiente:



Figura 57 : Balance másico total CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mw_e de Input

El **balance energético total** quedará de la siguiente manera:

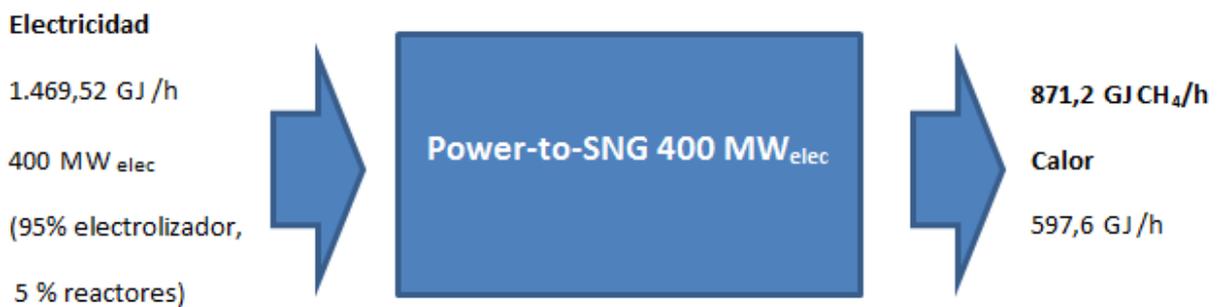


Figura 58 : Balance energético total CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mw_e de Input

En la siguiente tabla se muestran los **INPUTS Y OUTPUTS** del proceso:

INPUTS	CANTIDAD
Agua	78,4 m ³ H ₂ O/h
CO ₂	42,8 ton CO ₂ /h
Electricidad	1.469,52 GJ/h
OUTPUTS	CANTIDAD
Metano (CH ₄)	15.615 kg H ₂ /h
Oxígeno (O ₂)	62.400 kg O ₂ /h
Agua	43,41 m ³ H ₂ O/h
Calor	597,6 GJ/h

Tabla 31 : INPUTS y OUTPUTS del CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mw_e de Input

El **CAPEX TOTAL** para esta planta será de **909.857.000 €**. Los electrolizadores y los reactores de metanización son los elementos que tienen más peso en el CAPEX total, seguidos por el CAPEX de instalación. Los electrolizadores suponen el 43,52 % del CAPEX Total y los Reactores de Metanización el 26,60% del CAPEX total.

El **OPEX anual** para esta planta será de **464.915.122 €**. El gasto en electricidad supone casi el 60% del OPEX anual total, siendo el elemento que mayor peso tiene en el OPEX.

El **Coste Nivelado** obtenido para este caso será de:

$$LCO\ Methane\ 400MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{501.309.402}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(15615 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 4,01 \frac{\text{€}}{\text{kgCH}_4}$$

Para un precio de venta del kilogramo de CH₄ de 6 € (0,389 €/kWh), los **indicadores de Rentabilidad** para este caso han resultado los siguientes:

PAYBACK	3,19 años
VAN	3.103.348.361 €
TIR	31 %

Tabla 32 : Indicadores de Rentabilidad CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input

En la siguiente gráfica se muestra la relación entre el VAN y la Tasa de Descuento para este caso de 400MWe.

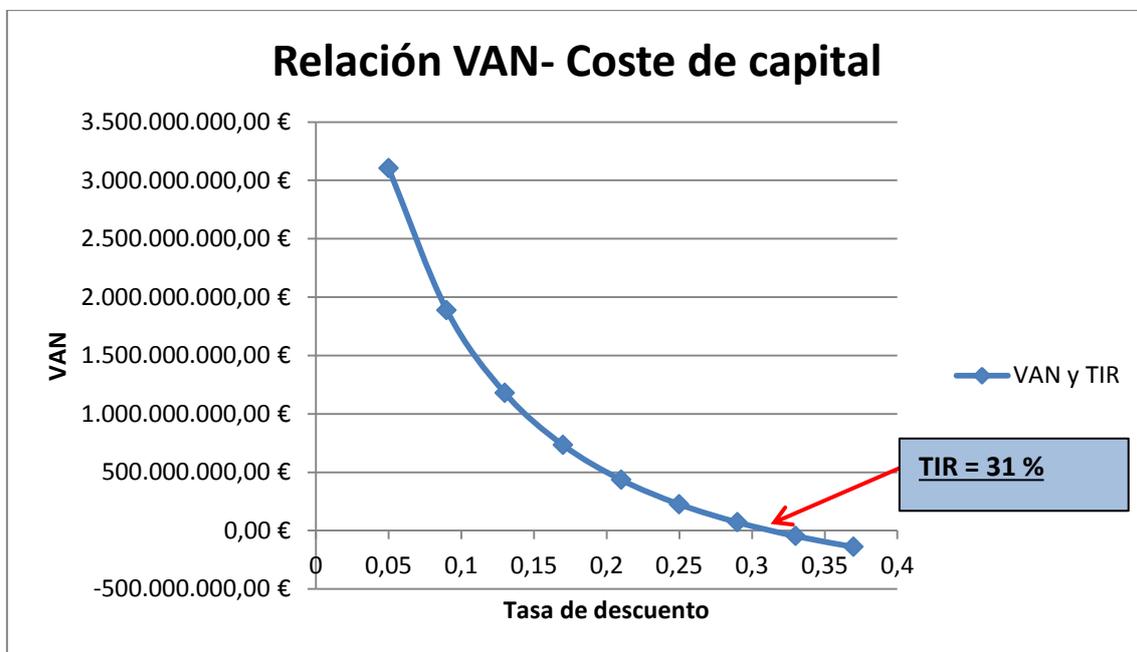


Figura 59 : Relación VAN-coste de capital para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input

En los dos casos de hidrógeno no se ha analizado como influye el factor de carga a determinados indicadores, ya que el factor de carga crítico estaba muy cerca de las 8000 horas anuales escogidas en ambos casos. En el caso del Metano si se ha realizado este análisis y se han analizado como influyen diferentes horas anuales de operación en el LCOX, el VAN, el TIR y el Payback. Los resultados se muestran en las siguientes gráficas.

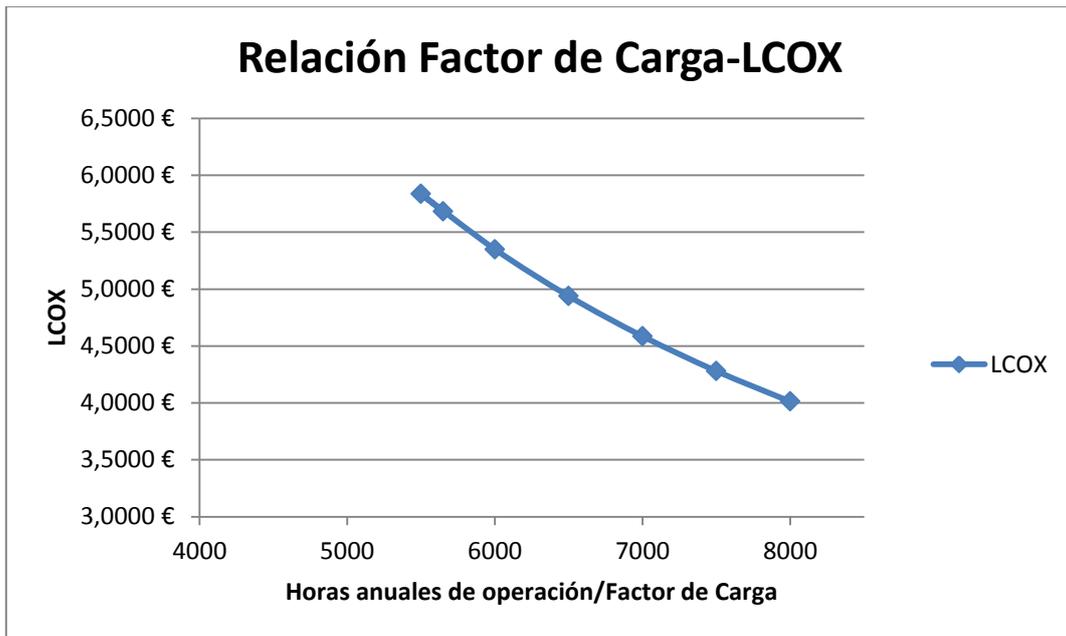


Figura 60 : Relación Factor de Carga-LCOX para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input

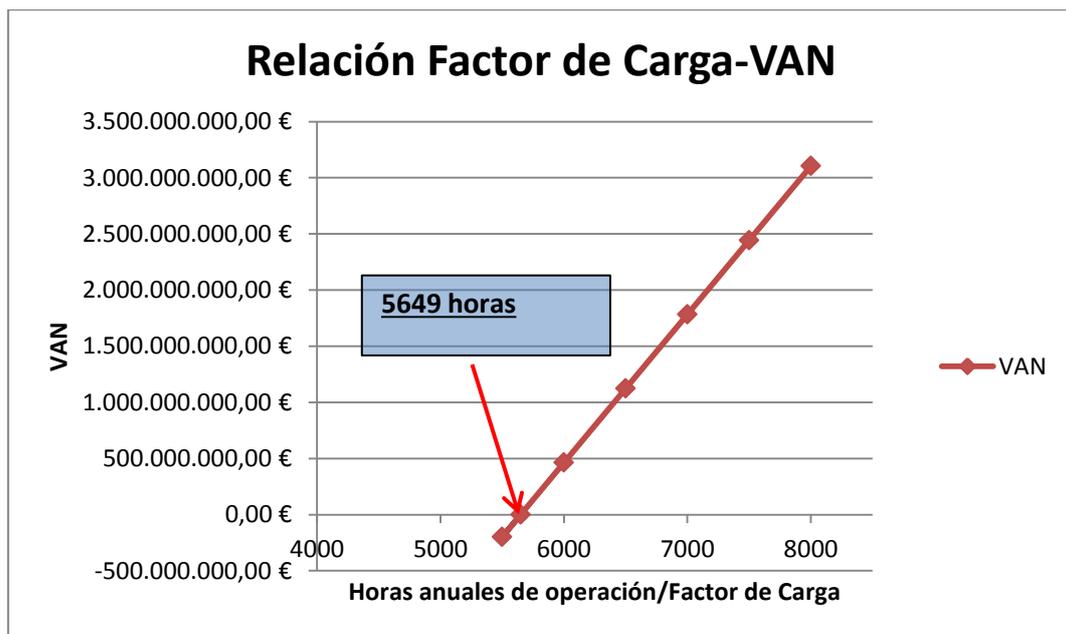


Figura 61: Relación Factor de Carga-VAN para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input

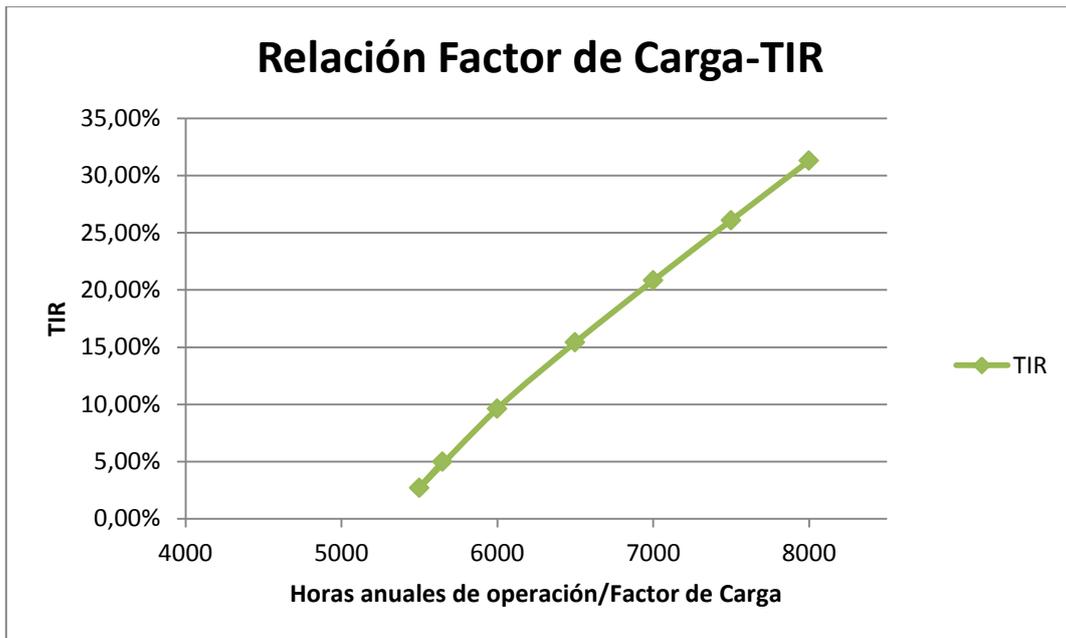


Figura 62: Relación Factor de Carga-TIR para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input

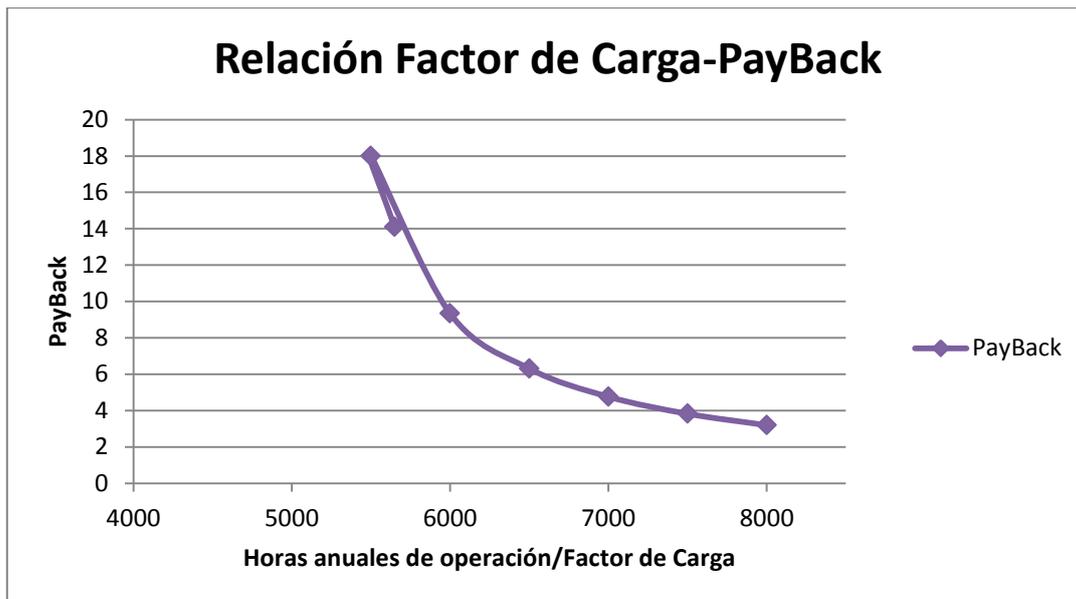


Figura 63: Relación Factor de Carga-PayBack para el CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input

Por último, se ha efectuado un análisis de sensibilidad de los factores más importantes en el CAPEX y el OPEX, como son el CAPEX específico de los electrolizadores y de los reactores de metanización y el coste de electricidad, respecto al LCOX. Para ello se han tomado los valores que inicialmente han sido considerados para los cálculos en los 3 casos y se ha hecho una variación desde -10% hasta + 10% de esos valores. Los resultados son los siguientes:

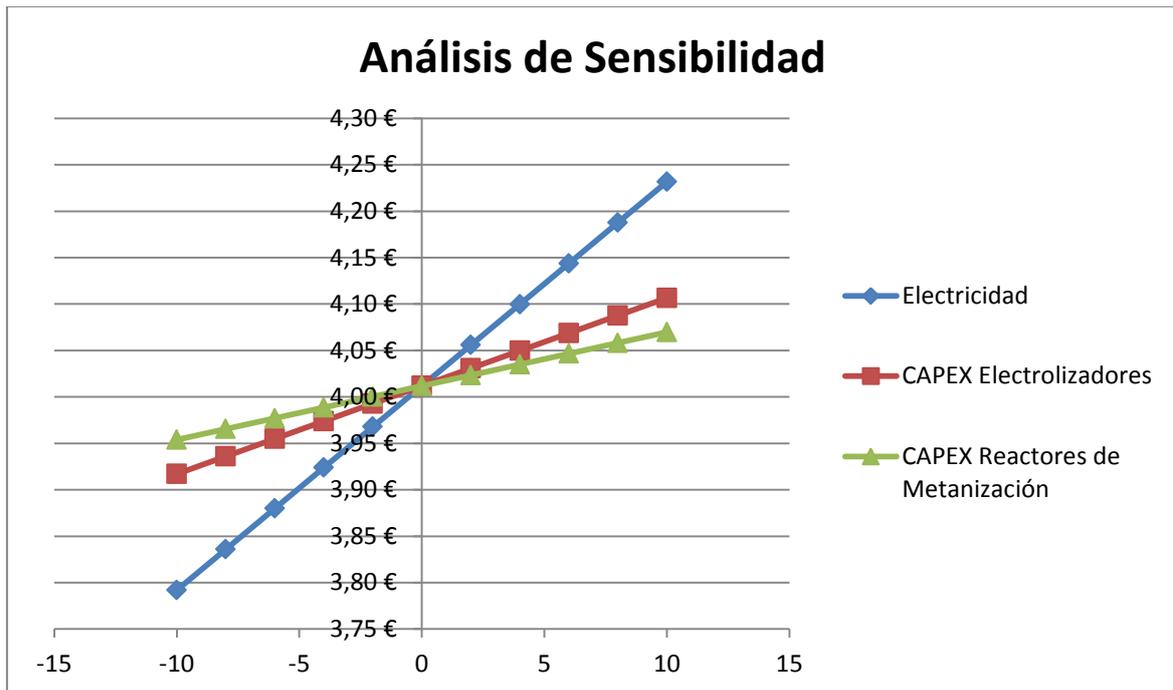


Figura 64 : Análisis de Sensibilidad CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400Mwe de Input

12.5. CONCLUSIONES

Una vez vistos los resultados para estos 4 casos se obtienen las siguientes conclusiones:

- En primer lugar queda reflejado como en los 4 casos se obtiene una planta rentable siempre y cuando se presuponga que todo lo producido es vendido al precio establecido (6 €/kgH_2 y 6 €/kgCH_4 ; o también $0,15 \text{ €/kWh H}_2$ y $0,38 \text{ €/kWh CH}_4$) para todo el periodo de amortización (25 años). Esto difícilmente resulta algo realista, ya que actualmente el precio sin tasas ni impuestos del Gas Natural, por ejemplo para un consumidor doméstico con tarifa TUR 2, es de $0,07 \text{ €/kWh}$, obteniendo, por tanto, para un consumidor industrial un precio sustancialmente menor. Esto quiere decir que **ninguno de los casos expuestos resulta un proyecto viable**, pese a que los indicadores de rentabilidad indiquen lo contrario, ya que se ha partido de suposiciones que no resultan realistas.
- Los **factores más críticos** en este tipo de plantas son el CAPEX de los electrolizadores, el CAPEX de los reactores de metanización y el coste de la electricidad.
- El **coste nivelado más bajo** se ha obtenido en los dos casos de **METANO**, siendo éste de $4,01 \text{ €/kgCH}_4$ ($0,26 \text{ €/kWh CH}_4$) en el caso de 400 MW, bastante superior al precio de mercado del gas natural. El **coste nivelado más alto** se ha obtenido en los dos casos de **HIDRÓGENO**, siendo éste de $5,591 \text{ €/kgH}_2$ ($0,142 \text{ €/kWh H}_2$) en el caso de 100 MW, superior al precio de mercado del gas natural.
- Para una misma potencia eléctrica de entrada, una planta de PtG que produzca H_2 presenta menos coste de inversión, menos coste de operación, menos equipos necesarios para la producción y mayor *exergía* del gas producto que en el caso de

producir SNG. Como contrapartida, presenta un mayor coste nivelado que en el caso de SNG.

- Los datos necesarios acerca del coste específico de los electrolizadores y los reactores de metanización se han obtenido extrapolando LINEALMENTE los datos que disponíamos de plantas de mucha menor potencia. De ahí, que se obtengan el mismo LCOX, TIR y PayBack tanto para 100 MW como para 400 MW en ambos casos (H_2 y CH_4). Por lo tanto, no han sido aplicadas las economías de escala, que se presuponen que deberán existir al construir una planta de mayor potencia, resultando en un mayor coste de inversión y de operación del que se espera realmente.
- La integración del calor procedente del proceso de metanización, que no se ha tenido en cuenta, rebajaría el coste total de la instalación como se ha indicado anteriormente. Lo mismo ocurre con el oxígeno que se ha tomado como una pérdida cuando éste podría tener un valor y ser vendido en la industria petroquímica, por ejemplo. Sin embargo, difícilmente conseguirían hacer rentable la planta.
- La viabilidad económica de este tipo de instalaciones pasa por reducir a más de la mitad el CAPEX específico en electrolizadores y reactores de metanización (sobre todo en electrolizadores como se puede observar en los análisis de sensibilidad), operar durante el mayor número de horas que resulten en el menor precio de la electricidad posible, integrar el calor de metanización en el proceso global y en último lugar vender el oxígeno generado en el proceso.

REFERENCIAS

- DNV.GL. (2015). *Power-to-Gas project in Rozenburg, The Netherlands*. Groningen.
- Dorf, R. (2004). *CRC-handbook of engineering tables*. Boca Ratón: CRC Press LLC.
- Enea Consulting. (2016). *THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS*.
- Götz, M., Lefebvre, J., Mörs, F., Koch, A. M., Graf, F., Bajohr, S., y otros. (2015). *Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review*. Elsevier.
- Kuckshinrichs, W., & Hake, J.-F. (2015). *Carbon, Capture, Storage and Use. Technical, Economic, Environmental and Societal Perspectives*. Jülich, Germany: Springer.
- Lehner, M., Tichler, R., Steinmüller, H., & Koppe, M. (2014). *Power-to-Gas: Technology and Business Models*. Linz, Austria: Springer.
- MAN. Catálogo de Reactores. <http://dwe.man.eu/chemical-reactors/tubular-reactor-systems-with-special-molten-salt-technology>
- NEL HYDROGEN. Catálogo de Electrolizadores. <http://nelhydrogen.com/product/electrolysers/>
- Proton OnSite. Catálogo de Electrolizadores. <http://www.protononsite.com/energy-storage>

13. CONCLUSIONES Y PROPUESTAS DE ESTUDIO

En este último apartado se recogen las ideas principales del presente estudio y una serie de propuestas de estudio.

13.1. CONCLUSIONES

Una vez analizados todos los puntos anteriores y contextualizado el caso de estudio se procede a expresar las ideas o conclusiones principales de este estudio de viabilidad.

1. La principal y más importante conclusión del presente estudio es que la viabilidad económica de este tipo de instalaciones pasa por reducir a más de la mitad el CAPEX específico actual en electrolizadores y reactores de metanización (sobre todo en electrolizadores como se puede observar en los análisis de sensibilidad), operar durante el mayor número de horas que resulten en el menor precio de la electricidad posible e integrar el calor de metanización en el proceso global. Por lo tanto, éstos son los principales factores limitantes en la viabilidad económica de cualquier planta de PtG. La venta del oxígeno producido durante la reacción no resulta tan limitante, pero supondría una cierta rebaja del coste total de operación. Como consecuencia, deben esperarse unos años a que la investigación sobre los elementos más importantes de este tipo de plantas, como son los electrolizadores y reactores de metanización, se desarrolle más y se consigan CAPEX específicos más bajos. Para esto tanto el sector privado como el sector público deben asociarse e invertir para que la tecnología PtG sea una realidad en un futuro próximo.
2. Si el propósito es reducir las emisiones de GEI de una central de ciclo combinado, no haciendo una conversión total de la central sino parcial a una planta de PtG, la opción de hidrógeno no resulta la apropiada. La única manera sería producir SNG que utilice el CO₂ emitido y capturado en la central de ciclo combinado, ya que en la producción de H₂ no es necesaria la presencia de CO₂.
3. El SNG cuenta con menos limitaciones en el uso, almacenamiento, transporte e inyección en la infraestructura actual de gas que el hidrógeno. Como contrapartida, el SNG presenta una menor eficiencia energética en la conversión, necesita de una fuente de CO₂ y presenta más problemas de coordinación con otras partes del sistema.
4. Para una misma potencia eléctrica de entrada, una planta de PtG que produzca H₂ presenta menos coste de inversión, menos coste de operación, menos equipos necesarios para la producción y mayor exergía del gas producto que en el caso de producir SNG. Como contrapartida, presenta un mayor coste nivelado que en el caso de SNG.
5. El tipo de electrolizadores más adecuado para una planta Power-to-Gas resultan los del tipo "PEM o PEMEC", siempre y cuando se trabaje con fuentes intermitentes de energía. Esto es así debido a sus buenas condiciones de operación dinámicas con tiempos cortos de arranque y parada, y cambio de modo de operación. Sin embargo, si se desea operar el máximo número de horas en condiciones estables de operación resultan más adecuados los electrolizadores tipo "AEC", ya que se trata de una tecnología madura y consolidada en la industria y con buena respuesta en condiciones estables de operación, además de presentar un menor coste actualmente.

6. El tipo de Reactores de Metanización más adecuado, a día de hoy, para una planta PtG resultan los del tipo “Lecho fijo” aunque también los del tipo “Lecho fluidizado”. El desarrollo tecnológico de los reactores de metanización respecto del desarrollo de los electrolizadores es menor, por lo que deberán realizarse mayores esfuerzos de I+D en esta parte.
7. La integración del calor procedente del proceso de metanización supone un factor limitante en la viabilidad de cualquier planta PtG como se ha indicado en la primera de las conclusiones. Se podría utilizar para la generación de ACS, en “*District Heating*” o, en lo que parece más interesante, aportando la energía necesaria para el proceso de captura de CO₂.
8. El futuro energético, no sólo a nivel europeo sino también a nivel global, pasa por una mayor integración de las tecnologías renovables en el mix energético, aumentando año a año el porcentaje de este tipo de fuentes energéticas en el total eléctrico. De esta manera, no sólo se seguirán las directrices en política energética marcadas por Europa sino que se ayudará a conseguir una mayor sostenibilidad, una mejora de la relación de la sociedad industrializada con el medio ambiente y una menor dependencia de los combustibles fósiles. En un mundo con un mayor número de consumidores, y por tanto un mayor consumo eléctrico total con el paso del tiempo (excepto en determinados periodos de crisis como se ha indicado anteriormente), y en el que el agotamiento de los combustibles fósiles es una realidad cada vez más cercana, se hace ineludiblemente obligatorio abogar por las fuentes renovables por encima de otros tipos de fuentes de energía, sin que este cambio en el sector energético sea drástico y suponga un problema para la sociedad civil.

13.2. PROPUESTAS DE NUEVOS ESTUDIOS

Después de resumir el presente trabajo en sus conclusiones principales se presentan ahora una serie de propuestas de nuevos estudios.

1. La conversión de las centrales de Ciclo Combinado a plantas de PtG resulta una buena idea para tratar de reducir las emisiones de CO₂. Siguiendo por esta misma vía, otra opción sería una planta cuyo combustible principal sea carbón (producto de bajo valor añadido), el cual después de ser quemado en un proceso de ciclo Rankine, generase potencia eléctrica que junto con el CO₂ emitido en la caldera y capturado mediante alguno de los procesos industriales vistos en el apartado de captura de CO₂, generasen metano o SNG de origen renovable (producto de mayor valor añadido). Esto requeriría unir y coordinar dos tipos de plantas como son una central de generación eléctrica mediante ciclo Rankine y una central Power-to-Methane. Evaluar una planta de este tipo.
2. En un futuro próximo (3-4 años), evaluar de nuevo la viabilidad de instalación de una planta PtG, quizás de menores dimensiones que las expuestas en el presente documento (≈50 MW), tanto para el caso de hidrógeno como de metano.
3. Instalación de una pequeña planta (5-10 MW) de Power-to-Hydrogen que provea de hidrógeno a los coches de mantenimiento de la central térmica colindante. Esto necesitaría coches que operen con pilas de combustible. De esta forma, podría

estudiarse el comportamiento de este tipo de tecnología, para una vez sea viable construir plantas industriales PtG tener este conocimiento ya adquirido. Además sería una buena estrategia de marketing, dando la idea de empresa “verde” y responsabilizada con el medio ambiente.

ANEXOS

- 1. CÁLCULOS REALIZADOS**
- 2. CATÁLOGOS DE ELECTROLIZADORES UTILIZADOS EN LOS CÁLCULOS**

ANEXO 1

CÁLCULOS REALIZADOS PARA LOS CASOS PRÁCTICOS

1. INTRODUCCIÓN

La mayor parte de las consideraciones para los cálculos han sido sacadas del informe de la empresa ENEA CONSULTING titulado "THE POTENTIAL OF POWER-TO-GAS". Otras fuentes utilizadas han sido:

- EUROSTAT
- CONSORCIO DE AGUA BILBAO BIZKAIA
- CATÁLOGO DE NEL HYDROGEN
- CATÁLOGO DE PROTON ONSITE
- ORMAZABAL
- "Power-To-Gas project in Rozenburg, The Netherlands" (DNV.GL, 2015)
- "Power-to-Gas: Technology and Business Models" (Lehner, Tichler, Steinmüller, & Koppe, 2014)
- "Renewable Power-To-Gas: A technological and economic review" (Götz, y otros, 2015)

Todos estos cálculos han sido llevados a cabo en el programa Microsoft Office Excel. Junto con este documento PDF, se adjunta la hoja de cálculo creada para los citados cálculos para una mayor información. De esta manera, el siguiente Anexo solamente supone una explicación de los pasos llevados a cabo en la elaboración de dicha hoja de cálculo.

2. SUPOSICIONES DE CÁLCULO

Suposiciones Generales		
Coste de Proyecto	%CAPEX Total de todas las partes del proceso	30
Coste de Electricidad	€/MWe	85
Factor de Carga	Horas/año	8.000
Coste de Capital	%	5
Coste de CO ₂ a 16 bar	€/ton CO ₂	50
Coste Agua	l/m ³	0,25
PCS H ₂	MJ/kg	142,18
PCS SNG	MJ/kg	52,22
Amortización planta Power-to- Hydrogen	años	25
Amortización planta Power-to- SNG	años	25
Precio venta H ₂	€/kg H ₂	6
<i>Se va a considerar que en cada caso y sea el producto que sea (H₂o SNG), se va a vender todo lo producido anualmente al precio fijado</i>		
Conexión Red Eléctrica		
Vida útil de la de Red de conexión	Años	40
Transformador de 100MW de salida	MWe	100
Pérdidas Transformador	%	2,5

Longitud línea de AT	Km	1
CAPEX específico línea de AT	€/km	150.000
CAPEX equipo de protección	€	250.000
CAPEX transformador 100 MW	€	2.000.000
OPEX de la conexión red	%CAPEX/año	0
Electrolizadores AEC a 16 bar		
Vida útil electrolizadores	Años	25
Capacidad electrolizador INPUT	MW	2,2
Eficiencia electrolizador	kWh_PCS_H ₂ /kWeh	80
Capacidad electrolizador OUTPUT	MW_PCS_H ₂	1,71
CAPEX específico de equipo	€/MWe_INPUT	1.000.000
OPEX electrolizador	% CAPEX/año	1,5
Superficie Necesaria por electrolizador de 2,2 MW	m ²	225
H ₂ O INPUT	Kg H ₂ O /h	436,5
H ₂ OUTPUT	Kg H ₂ /h	43,33
H ₂ OUTPUT	Nm ³ H ₂ /h	485
O ₂ OUTPUT	Kg O ₂ /h	346,64
O ₂ OUTPUT	Nm ³ O ₂ /h	242,5
H ₂ O OUTPUT	Kg H ₂ O /h	46,53
Calor OUTPUT	GJ/h	1,52
Metanización		
Vida útil reactores	Años	25
Capacidad reactor OUTPUT (electrolizador INPUT de 2,2 MW)	MW_PCS_SNG	1,337
Eficiencia energética Reactor	%	73
Eficiencia Gas- Energética Reactor	MWh_PCS_SNGout/MWh_PCS_H ₂ in	79
CAPEX específico de equipo	€/ MW_PCS_SNGout	1.000.000
Costes Adicionales	% Coste del Reactor	50
O&M Reactor	% Coste del Reactor/año	7,5
H ₂ INPUT-(si electrolizador de 2,2 MW)	Kg H ₂ /h	43,33
CO ₂ INPUT-(si electrolizador de 2,2 MW)	Kg CO ₂ /h	238,24
Electricidad INPUT	kWin	133
SNG OUTPUT	Kg CH ₄ /h	86,7
Agua OUTPUT	Kg H ₂ O/h	194,7
Calor OUTPUT	GJ/h	1,8
Superficie Necesaria	No hay datos disponibles	

Reactor		
Estación de Inyección H₂&SNG		
Vida Útil de la estación	Años	15
CAPEX estación de inyección para distribucion-10MW	€	700.000
CAPEX estación de inyección para transporte-10MW	€	900.000
O&M tubería	%CAPEX/año	8
Piping H₂&SNG		
Vida útil Piping	años	35
Capacidad de piping H ₂	MW_PCS_H ₂	7
Capacidad de piping SNG	MW_PCS_CH ₄	7
Longitud piping para Power-to-Hydrogen-100MW	Km	1
Longitud piping para Power-to-SNG-100MW	km	2
CAPEX fijo tubería SNG/H ₂ 10 bar	€	50.000
CAPEX variable tubería SNG/H ₂ 10 bar	€/km	130.000
O&M tubería	%CAPEX/año	2

3. CÁLCULOS

CASO 1: Central de Power-to-Hydrogen de 100MW_e de Input

Se disponen únicamente de datos sobre electrolizadores de 2,2 MW. Por tanto, para obtener 100 MW_{elec} harán falta

$$\frac{100 \text{ MW}}{2,2} \cong 45 \text{ Electrolizadores de } 2,2 \text{ MW}$$

El coste de cada uno se obtendrá multiplicando su capacidad nominal por el CAPEX específico. En este caso el precio total será de

$$\left(2,2 \text{ MW} \times 1.000.000 \frac{\text{€}}{\text{MW INPUT}}\right) \times 45 \text{ electrolizadores} =$$

$$(2.200.000 \text{ €}) \times 45 \text{ electrolizadores} = 99.000.000 \text{ €}$$

En este caso, un transformador de 100MW, así como un equipo de protección adecuado para esta potencia serán suficientes para la planta. Sólo se instalará 1 kilómetro de línea de AT.

Sólo tenemos datos sobre estaciones de inyección para 10 MW de potencia de los electrolizadores. Se hará la suposición de que tanto el precio como la capacidad son lineales. De esta manera si la planta, en este caso, es de 100 MW el número de estaciones será 10 veces

más y su precio total 10 veces el precio de una sola. A su vez, se supondrá que solamente será necesario 1 kilómetro de piping para nuestra planta.

El **CAPEX DE INSTALACIÓN** será la suma de los costes totales de cada componente. En este caso **108.580.000 €**. El **CAPEX DE PROYECTO** se ha supuesto en un 30% del CAPEX DE INSTALACIÓN resultando en **32.574.000 €**. Sumando ambos obtenemos el **CAPEX TOTAL de 141.154.000 €**.

Gastos equipamiento				
Equipo	Uds	Coste Unitario	Coste total	
Electrolizador 2,2 MW a 16 bar	45	2.200.000,00 €	99.000.000,00 €	
Transformador 100 MW de salida	1	2.000.000,00 €	2.000.000,00 €	
Equipo de protección para 100MW	1	250.000,00 €	250.000,00 €	
Km de línea de AT	1	150000	150.000,00 €	
Estación de inyección de H2 para 10MW para Distribución	10	700.000,00 €	7.000.000,00 €	
Km de tubería(piping)	1	130.000,00 €	180.000,00 €	
CAPEX DE INSTALACIÓN			108.580.000,00 €	
CAPEX DE PROYECTO			32.574.000,00 €	
CAPEX TOTAL			141.154.000,00 €	

Los electrolizadores suponen la mayor parte del CAPEX TOTAL, siendo los porcentajes del CAPEX los siguientes:

Electrolizadores	70,13 %
Transformador	1,41 %
Equipo de Protección	0,18 %
Km de línea de AT	0,11 %
Estación de Inyección	4,95 %
Km de piping	0,13 %
CAPEX Proyecto	23,08 %

El gasto de OPEX anual será la suma del coste en O&M de cada equipo, los costes adicionales de cada equipo y los costes de los INPUTS. En este punto, hay que tener en cuenta que se ha supuesto un **factor de carga** u horas anuales de operación de **8000 h**. La idea de esta planta es trabajar las máximas horas posibles en condiciones estables de operación. Los gastos de O&M de cada equipo están sacados del informe de ENEA CONSULTING; Para las suposiciones del coste de electricidad se ha consultado el informe anterior, además de los precios aportados por el EUROSTAT para consumidores industriales; Para el coste de agua se consulto las tarifas del Consorcio de Aguas de Bilbao Bizkaia para consumidores industriales. Se ha supuesto que todos estos valores no varían durante la vida de la planta. **De esta manera el OPEX TOTAL NO VARIARÁ DE UN AÑO A OTRO.**

Los consumos de agua y electricidad se obtienen del siguiente cálculo:

$$436,5 \text{ kg} \frac{H_2O}{h} (\text{electrolizador } 2,2 \text{ MW}) \times 45 \text{ electrolizadores} \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \times \frac{1}{1000} \frac{m^3}{kg}$$

$$= 157120 \frac{m^3}{\text{año}}$$

$$7,68 \frac{GJ}{h} (\text{electrolizador } 2,2 \text{ MW}) \times 45 \text{ electrolizadores} \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \times \frac{1}{3,6} \frac{MWhe}{GJ}$$

$$= 768.000 \frac{MWhe}{\text{año}}$$

Gastos OPEX/año					
Equipo		% CAPEX	Gastos adicionales		Coste total
Electrolizador		1,5	0,00 €		2.117.310,00 €
Sistema Electrico		0,005	0,00 €		7.057,70 €
Estación de inyección de H2 para 10MW para		8	0,00 €		11.292.320,00 €
Km de tubería(piping)		2	0,00 €		2.823.080,00 €
OPEX Equipos			16.239.767,70 €		
Inputs	Precio unitario	Unidad	Consumo anual	Unidad	Coste total
Agua	0,25	€/m3	157120	m3/año	39.280,00 €
Electricidad	85	€/Mwhe	768000	Mwhe/año	65.280.000,00 €
OPEX INPUTS			65.319.280,00 €		
OPEX TOTAL			81.559.047,70 €		

Así, la electricidad supone claramente el mayor coste anual de OPEX, siendo los porcentajes del OPEX los siguientes:

Electrolizadores	2,60
Sistema Eléctrico	0,01 %
Estación de Inyección	13,85 %
Km de piping	3,46 %
Agua	0,05 %
Electricidad	80,05 %

El Coste Nivelado con estos resultados se calcula aplicando la fórmula.

$$LCO \text{ Hydrogen } 100MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{87.205.207}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(1949,75 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 5,59 \frac{\text{€}}{\text{kgH}_2}$$

En el numerador aparece el Gasto del año i. Éste se ha calculado tomando el CAPEX TOTAL dividiéndolo entre el período de amortización (25 años) y sumándolo al coste de OPEX del año

i (como es constante da igual el año que se escoja). El periodo de amortización de 25 años se ha escogido atendiendo al hecho de que los electrolizadores suponen la mayor parte de la inversión inicial, teniendo éstos una vida útil estimada de 25 años. De este modo una vez, una vez se hayan amortizado estos se habrá amortizado la planta.

En el denominador se encuentran las unidades producidas, en este caso se tomará como unidad producida el kg de H₂. En cualquier caso podría calcularse con Nm³H₂ o MW de H₂ sin más que aplicar las relaciones correspondientes. Se tiene que para el electrolizador escogido, que coincide con el modelo Nel-485 de la empresa NEL Hydrogen, se producen 43,33 kg H₂ en el caso de producción máxima con un electrolizador de 2,2 MW. De modo que, para el caso de 45 electrolizadores y 8000 horas anuales, se obtienen los siguientes kilogramos de hidrógeno al año:

$$\begin{aligned}
 & \left(43,33 \text{ kg } \frac{H_2}{h} \times 45 \text{ electrolizadores} \right) \times 8000 \frac{h}{\text{año}} = \left(1949,85 \text{ kg } \frac{H_2}{h} \right) \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \\
 & = 15.598.800 \text{ kg } \frac{H_2}{\text{año}}
 \end{aligned}$$

Con los datos ya obtenidos, se va a proceder a calcular los indicadores de rentabilidad. Para esto se ha supuesto un precio de venta del kilogramo de hidrógeno CONSTANTE de 6 € (≈0,152 €/kWh). Este supone un precio muy poco competitivo con el Gas Natural, por ejemplo, que baja la barrera de los 10 céntimos por kWh. Se rellena la tabla de ingresos, O&M, Inversión, amortización y cash flow.

Año	Ingresos	O&M	Inversión	Amortización	Cash Flow
0			141.154.000,00€		
1	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
2	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
3	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
4	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
5	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
6	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
7	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
8	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
9	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
10	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
11	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
12	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
13	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
14	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
15	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
16	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
17	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
18	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
19	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
20	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
21	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
22	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€

23	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
24	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€
25	93.592.800,00€	81.559.047,70€		5.646.160,00€	12.033.752,30€

Como se ha indicado anteriormente, el OPEX es constante en todos los años. Ocurre lo mismo con los ingresos al producir la misma cantidad de hidrógeno año a año y mantener el precio de venta constante. La amortización es la misma año a año también, y se obtiene dividiendo el CAPEX TOTAL entre el periodo de amortización. El Cash Flow se calcula como la diferencia entre los ingresos y el coste de OPEX en cada año.

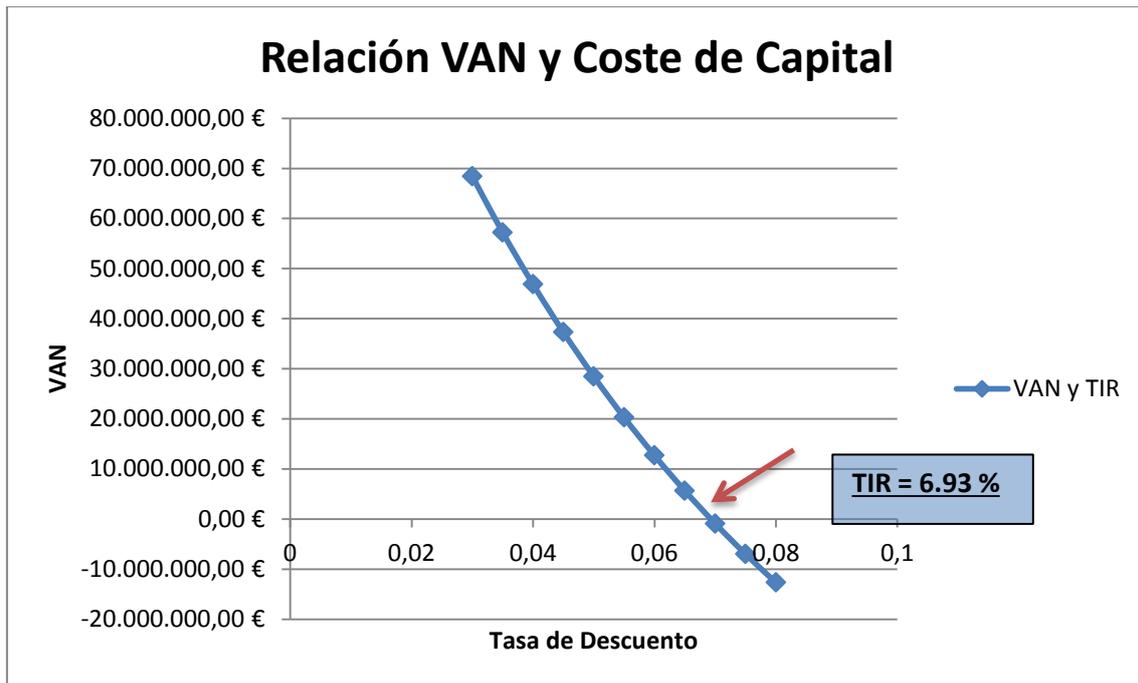
Para calcular el VAN, TIR y PayBack se han utilizado las siguientes expresiones:

VAN	$VAN = -I + \sum_{t=1}^{25} \frac{Q_t}{(1+k)^t}$ <p> I: Inversión Inicial Q_t: Flujo de caja en el año t k: Coste de Capital </p>
TIR	$I = \sum_{t=1}^{25} \frac{Q_t}{(1+k)^t}$ <p> I: Inversión Inicial Q_t: Flujo de caja en el año t k: Tasa de descuento que iguala a 0 el VAN (Valor del TIR) </p>
PAY BACK	$Pay\ Back = \frac{INVERSIÓN}{FLUJO\ DE\ CAJA}$

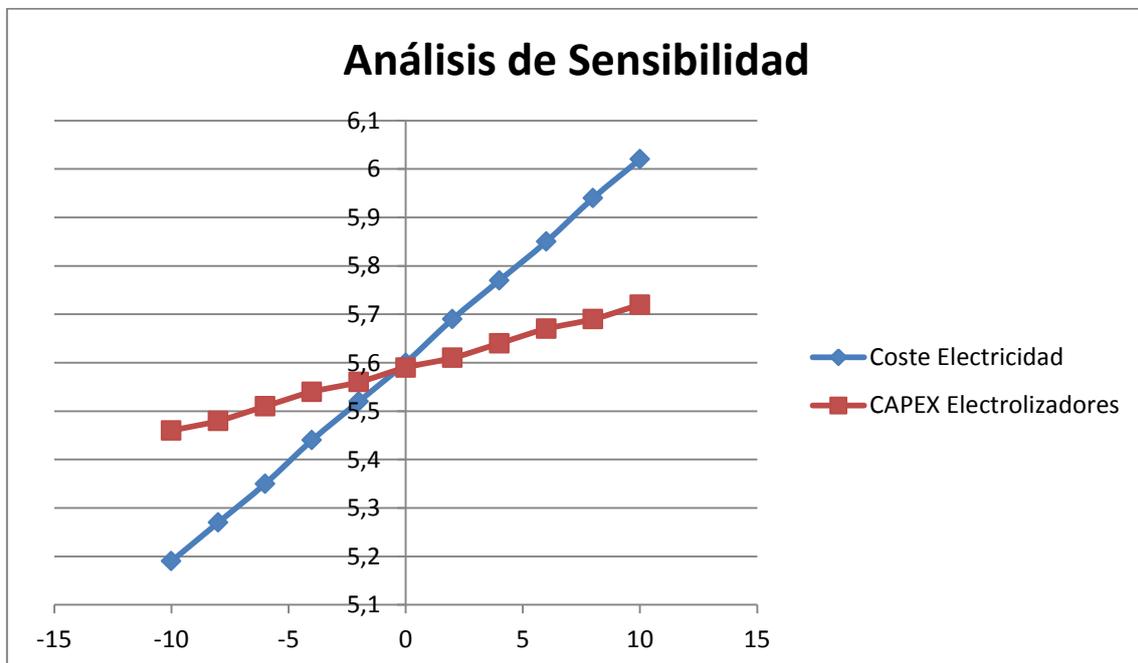
Así, el VAN, TIR y Pay-Back quedan de la siguiente manera:

PAYBACK	11,73 años
VAN	28.449.037 €
TIR	6,93%

Y la relación entre el VAN y el coste de Capital es la siguiente:



El análisis de sensibilidad del CAPEX específico de los electrolizadores y del coste de electricidad respecto al LCOX se realiza variando el valor inicial dado a cada uno de ellos desde -10% hasta + 10%, y se grafican los distintos valores obtenidos del LCOX. Los resultados son los siguientes:



CASO 2: Central de Power-to-Hydrogen de 400Mw_e de Input

Como en el caso anterior, se tienen únicamente datos sobre electrolizadores de 2,2 MW. Por tanto, para obtener 400 MW_{elec} harán falta

$$\frac{400 \text{ MW}}{2,2} \cong \mathbf{180 \text{ Electrolizadores de } 2,2 \text{ MW}}$$

El coste de cada uno se obtendrá multiplicando su capacidad nominal por el CAPEX específico. En este caso el precio total será de

$$\left(2,2 \text{ MW} \times 1.000.000 \frac{\text{€}}{\text{MW INPUT}}\right) \times 180 \text{ electrolizadores} =$$

$$(2.200.000 \text{ €}) \times 180 \text{ electrolizadores} = 396.000.000 \text{ €}$$

En este caso, se requerirán 4 transformadores de 100MW, así como un equipo de protección adecuado para esta potencia o 4 equipos como los del caso anterior. Se instalarán 4 km de línea de AT.

Sólo tenemos datos sobre estaciones de inyección para 10 MW de potencia de los electrolizadores. Se hará la suposición de que tanto el precio como la capacidad son lineales. De esta manera si la planta, en este caso, es de 400 MW el número de estaciones será 40 veces más y su precio total 40 veces el precio de una sola. A su vez, se supondrá que serán necesarios 4 kilómetros de piping para nuestra planta.

El **CAPEX DE INSTALACIÓN** será la suma de los costes totales de cada componente. En este caso **434.170.000 €**. El **CAPEX DE PROYECTO** se ha supuesto en un 30% del CAPEX DE INSTALACIÓN resultando en **130.251.000 €**. Sumando ambos obtenemos el **CAPEX TOTAL de 564.421.000 €**.

Gastos equipamiento			
Equipo	Uds	Coste Unitario	Coste total
Electrolizador 2,2 MW a 16 bar	180	2.200.000,00 €	396.000.000,00 €
Transformador 100 MW de salida	4	2.000.000,00 €	8.000.000,00 €
Equipo de protección para 100MW	4	250.000,00 €	1.000.000,00 €
Km de línea de AT	4	150000	600.000,00 €
Estación de inyección de H2 para 10MW para Distribución	40	700.000,00 €	28.000.000,00 €
Km de tubería(piping)	4	130.000,00 €	570.000,00 €
CAPEX DE INSTALACIÓN		434.170.000,00 €	
CAPEX DE PROYECTO		130.251.000,00 €	
CAPEX TOTAL		564.421.000,00 €	

De nuevo los electrolizadores suponen la mayor parte del CAPEX TOTAL, siendo los porcentajes del CAPEX prácticamente iguales que los del caso anterior de 100 MW_{elec} :

Electrolizadores	70,16 %
Transformador	1,41 %

Equipo de Protección	0,18 %
Km de línea de AT	0,11 %
Estación de Inyección	4,96 %
Km de piping	0,13 %
CAPEX Proyecto	23,08 %

El gasto de OPEX anual será la suma del coste en O&M de cada equipo, los costes adicionales de cada equipo y los costes de los INPUTS. El **factor de carga** será nuevamente de **8000 h**. De nuevo se ha supuesto que los gastos de O&M de cada equipo y los costes de los Inputs no varían durante la vida de la planta. **De esta manera el OPEX TOTAL NO VARIARÁ DE UN AÑO A OTRO.**

Los consumos de agua y electricidad se obtienen del siguiente cálculo:

$$436,5 \text{ kg} \frac{H_2O}{h} (\text{electrolizador } 2,2 \text{ MW}) \times 180 \text{ electrolizadores} \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \times \frac{1}{1000} \frac{m^3}{kg}$$

$$= 628480 \frac{m^3}{\text{año}}$$

$$7,68 \frac{GJ}{h} (\text{electrolizador } 2,2 \text{ MW}) \times 180 \text{ electrolizadores} \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \times \frac{1}{3,6} \frac{MWhe}{GJ}$$

$$= 3.072.000 \frac{MWhe}{\text{año}}$$

Gastos OPEX/año					
Equipo	% CAPEX		Gastos adicionales	Coste total	
Electrolizador	1,5		0,00 €	8.466.315,00 €	
Sistema Electrico	0,005		0,00 €	28.221,05 €	
Estación de inyección de H2 para	8		0,00 €	45.153.680,00 €	
Km de tubería(piping)	2		0,00 €	11.288.420,00 €	
OPEX Equipos			64.936.636,05 €		
Inputs	Precio unitario	Unidad	Consumo anual	Unidad	Coste total
Agua	0,25	€/m3	628480	m3/año	157.120,00 €
Electricidad	85	€/Mwhe	3072000	Mwhe/año	261.120.000,00 €
OPEX INPUTS			261.277.120,00 €		
OPEX TOTAL			326.213.756,05 €		

Así, la electricidad supone de nuevo el mayor coste anual de OPEX, siendo los porcentajes del OPEX los mismos que los del caso anterior:

Electrolizadores	2,60
Sistema Eléctrico	0,01 %
Estación de Inyección	13,85 %
Km de piping	3,46 %
Agua	0,05 %

Electricidad	80,05 %
---------------------	----------------

El Coste Nivelado con estos resultados se calcula aplicando la fórmula.

$$LCO\ Hydrogen\ 400MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{348.790.596}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(7799,4 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 5,59 \frac{\text{€}}{\text{kgH}_2}$$

En el numerador aparece el Gasto del año i . Éste se ha calculado tomando el CAPEX TOTAL dividiéndolo entre el período de amortización (25 años) y sumándolo al coste de OPEX del año i (como es constante da igual el año que se escoja). El periodo de amortización de 25 años se ha escogido atendiendo al hecho de que los electrolizadores suponen la mayor parte de la inversión inicial, teniendo éstos una vida útil estimada de 25 años. De este modo una vez, una vez se hayan amortizado estos se habrá amortizado la planta.

En el denominador se encuentran las unidades producidas, en este caso se tomará como unidad producida el kg de H_2 . En cualquier caso podría calcularse con Nm^3H_2 o MW de H_2 sin más que aplicar las relaciones correspondientes. Se tiene que para el electrolizador escogido, que coincide con el modelo Nel-485 de la empresa NEL Hydrogen, se producen 43,33 kg H_2 en el caso de producción máxima con un electrolizador de 2,2 MW. De modo que, para el caso de 180 electrolizadores y 8000 horas anuales, se obtienen los siguientes kilogramos de hidrógeno al año:

$$\begin{aligned}
 & \left(43,33 \text{ kg } \frac{H_2}{h} \times 180 \text{ electrolizadores de } 2,2 \text{ MW} \right) \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \\
 & = \left(7799,4 \text{ kg } \frac{H_2}{h} \right) \times 8000 \frac{h}{\text{año}} = 62.395.200 \text{ kg } \frac{H_2}{\text{año}}
 \end{aligned}$$

Con los datos ya obtenidos, se va a proceder a calcular los indicadores de rentabilidad. Para esto se ha supuesto un precio de venta del kilogramo de hidrógeno CONSTANTE de 6 € ($\approx 0,152$ €/kWh). Se rellena la tabla de ingresos, O&M, Inversión, amortización y cash flow.

Año	Ingresos	O&M	Inversión	Amortización	Cash Flow
0			564.421.000€		
1	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
2	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
3	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
4	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
5	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
6	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
7	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
8	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
9	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
10	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
11	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
12	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€

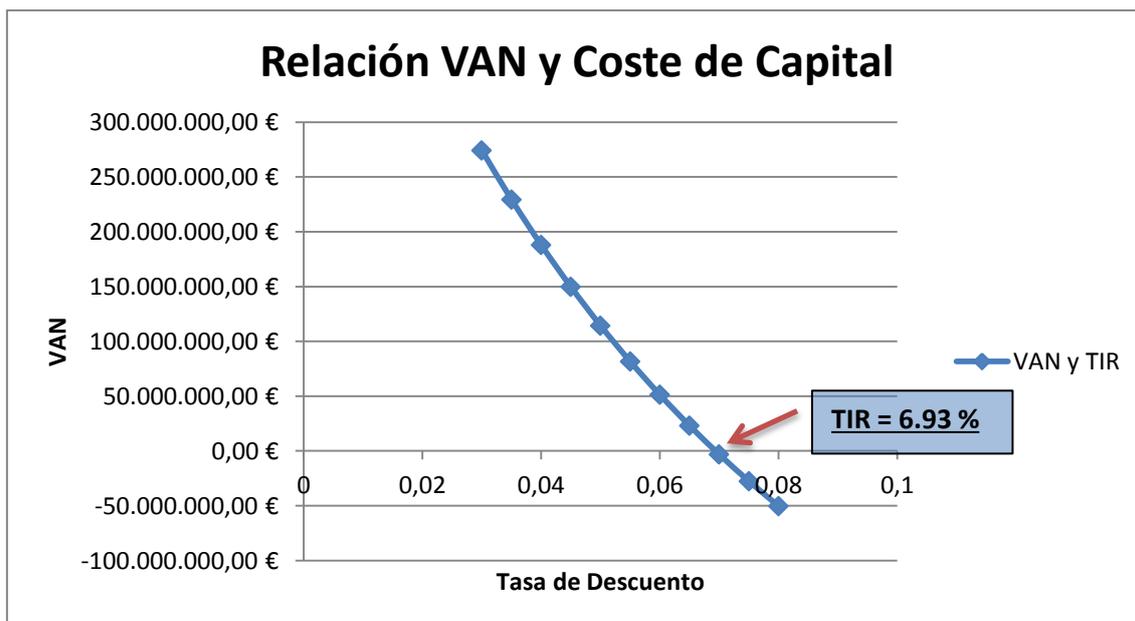
13	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
14	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
15	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
16	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
17	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
18	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
19	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
20	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
21	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
22	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
23	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
24	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€
25	374.371.200€	326.213.756€		22.576.840€	48.157.443€

Igualmente al caso de 100MW, el OPEX es constante en todos los años. Ocurre lo mismo con los ingresos al producir la misma cantidad de hidrógeno año a año y mantener el precio de venta constante. La amortización es la misma año a año también, y se obtiene dividiendo el CAPEX TOTAL entre el periodo de amortización. El Cash Flow se calcula como la diferencia entre los ingresos y el coste de OPEX en cada año.

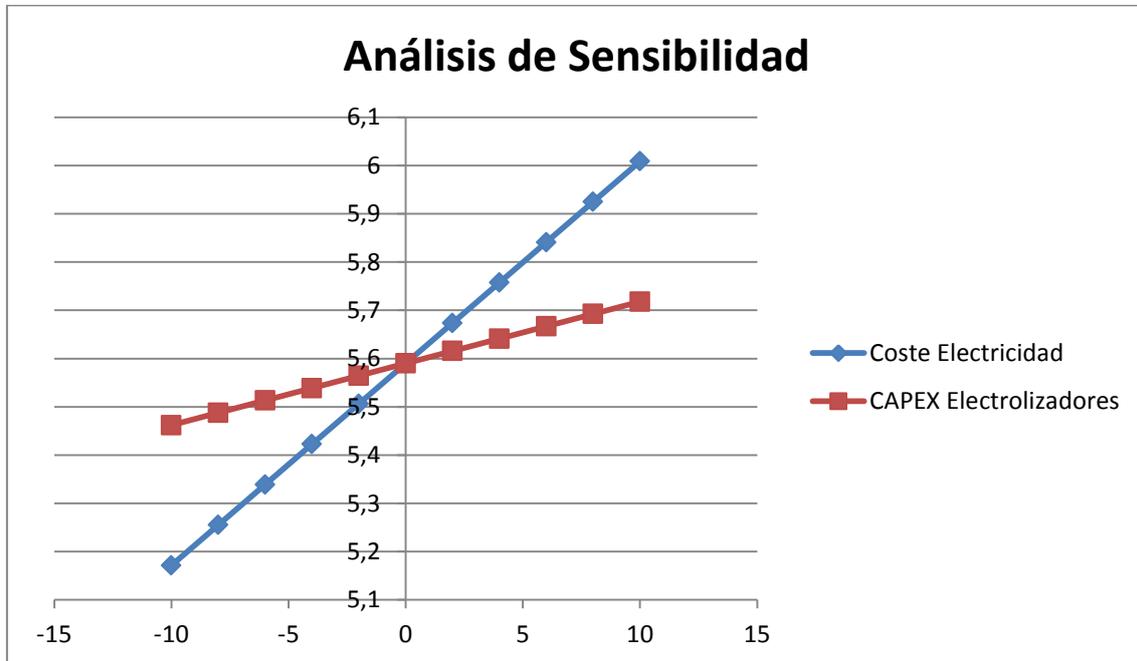
Así, el VAN, TIR y Pay-Back quedan de la siguiente manera:

PAYBACK	11,73 años
VAN	114.307.345,47 €
TIR	6,75%

Y la relación entre el VAN y el coste de Capital es la siguiente:



El análisis de sensibilidad del CAPEX específico de los electrolizadores y del coste de electricidad respecto al LCOX se realiza variando el valor inicial dado a cada uno de ellos desde -10% hasta + 10%, y se grafican los distintos valores obtenidos del LCOX. Los resultados son los siguientes:



CASO 3: Central de Power-to-Methane de 100MW_e de Input

Se disponen únicamente de datos sobre electrolizadores de 2,2 MW. Por tanto, para obtener 100 MW_{elec} harán falta

$$\frac{100 \text{ MW}}{2,2} \cong 45 \text{ Electrolizadores de } 2,2 \text{ MW}$$

El coste de cada uno se obtendrá multiplicando su capacidad nominal por el CAPEX específico. En este caso el precio total será de

$$\left(2,2 \text{ MW} \times 1.000.000 \frac{\text{€}}{\text{MW}_{\text{INPUT}}} \right) \times 45 \text{ electrolizadores} = (2.200.000 \text{ €}) \times 45 \text{ electrolizadores} = 99.000.000 \text{ €}$$

En cuanto a los reactores de metanización, la información es muy reducida por lo que se ha extrapolado los datos de la planta de Rozenburg en Países Bajos (Véase DNV.GL, 2015) a una planta Power-to-SNG de 2,25 MW, tal y como se hizo en análisis técnico-energético y más adelante se ha calculado cuantos reactores de este tipo se necesitan para llegar a los 100 MW. Estos coinciden con el número total de electrolizadores, 45 reactores. En total se dispondrá de 60,5 MW_{CH4} (usando el PCS del metano). De esta manera, y haciendo uso únicamente de la potencia de gas de salida (60,5 MW_{CH4}) y del CAPEX específico de los reactores (€/MW_{CH4_PCS salida}), se calcula el precio total de los reactores de metanización.

$$60,5 \text{ MW}_{CH_4 \text{ Salida}} \times 1.000.000 \frac{\text{€}}{\text{MW}_{CH_4 \text{ Salida}}}$$

$$= 60.500.000 \text{ € para 45 reactores de Metanización}$$

En este caso también será necesario un transformador de 100MW, así como un equipo de protección adecuado para esta potencia serán suficientes para la planta. Sólo se instalará 1 kilómetro de línea de AT.

Sólo tenemos datos sobre estaciones de inyección para 10 MW de potencia de los electrolizadores. Se hará la suposición de que tanto el precio como la capacidad son lineales. De esta manera si la planta, en este caso, es de 100 MW el número de estaciones será 10 veces más y su precio total 10 veces el precio de una sola. A su vez, se supondrá que serán necesarios 2 kilómetro de piping para nuestra planta al haber más componentes que en el caso de hidrógeno.

A diferencia de los casos de hidrógeno, al producir metano serán necesarios depósitos intermedios de hidrógeno y de CO₂. Esto se debe a que los procesos de metanización y electrólisis tienen distintos ritmos. De esta manera se amortigua esta diferencia. Para este caso serán necesarios 8 depósitos de 200 m³ de hidrógeno y 2 depósitos de 200 m³ de CO₂. Se ha escogido este número de depósitos de hidrógeno para albergar lo que se produciría de hidrógeno en una hora, y el número de depósitos de CO₂ para albergar el CO₂ necesario para reaccionar con la cantidad almacenada de hidrógeno. Todos ellos a temperatura ambiente.

El **CAPEX DE INSTALACIÓN** será la suma de los costes totales de cada componente. En este caso **175.010.000 €**. El **CAPEX DE PROYECTO** se ha supuesto en un 30% del CAPEX DE INSTALACIÓN resultando en **52.503.000 €**. Sumando ambos obtenemos el **CAPEX TOTAL** de **227.513.000 €**.

Equipo	Gastos equipamiento		
	Uds	Coste Unitario	Coste total
Electrolizador 2,2 MW a 16 bar	45	2.200.000,00 €	99.000.000,00 €
Transformador 100 MW de salida	1	2.000.000,00 €	2.000.000,00 €
Equipo de protección para 100MW	1	250.000,00 €	250.000,00 €
Km de línea de AT	1	150000	150.000,00 €
Estación de inyección de SNG para	10	700.000,00 €	7.000.000,00 €
Km de tubería(piping)	2	130.000,00 €	310.000,00 €
Reactores de Metanización-2,2 MW electrólisis	60,5	1.000.000,00 €	60.500.000,00 €
Depósito intermedio de H2 - 16 bar,200 m3	8	400.000,00 €	3.200.000,00 €
Depósito intermedio de CO2 - 16 bar,200 m3	2	300.000,00 €	600.000,00 €
Equipo Refrigeración Metanización 100 MW	1	2.000.000,00 €	2.000.000,00 €
CAPEX DE INSTALACIÓN			175.010.000,00 €
CAPEX DE PROYECTO			52.503.000,00 €
CAPEX TOTAL			227.513.000,00 €

Los electrolizadores y los reactores de metanización suponen la mayor parte del CAPEX TOTAL, siendo los porcentajes del CAPEX los siguientes:

Electrolizadores	43,51 %
Reactores de Metanización	26,59%
CAPEX Proyecto	23,07%
Transformador	0,87 %
Equipo de Protección	0,11 %
Km de línea de AT	0,06 %
Estación de Inyección	3,07 %
Km de piping	0,14 %
Depósitos de H ₂	1,41 %
Depósitos de CO ₂	0,26 %
Equipo de refrigeración	0,88 %

El gasto de OPEX anual será la suma del coste en O&M de cada equipo, los costes adicionales de cada equipo y los costes de los INPUTS. En este punto, hay que tener en cuenta que se ha supuesto un **factor de carga** u horas anuales de operación de **8000 h**. La idea de esta planta es trabajar las máximas horas posibles en condiciones estables de operación. Los gastos de O&M de cada equipo están sacados del informe de ENEA CONSULTING; Para las suposiciones del coste de electricidad se ha consultado el informe anterior, además de los precios aportados por el EUROSTAT para consumidores industriales; Para el coste de agua se consulto las tarifas del Consorcio de Aguas de Bilbao Bizkaia para consumidores industriales; Para el coste de la tonelada de CO₂ se ha consultado bibliografía especializada. Se ha supuesto que todos estos valores no varían durante la vida de la planta. **De esta manera el OPEX TOTAL NO VARIARÁ DE UN AÑO A OTRO.**

Los consumos de agua, electricidad y CO₂ se obtienen del siguiente cálculo:

$$436,5 \text{ kg} \frac{\text{H}_2\text{O}}{\text{h}} (\text{electrolizador } 2,2 \text{ MW}) \times 45 \text{ electrolizadores} \times 8000 \frac{\text{h}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}}$$

$$= 157120 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}$$

$$8,16 \frac{\text{GJ}}{\text{h}} (\text{Planta PtSNG } 2,25 \text{ MW}) \times 45 \times 8000 \frac{\text{h}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ MWhe}}{3,6 \text{ GJ}} = 816.000 \frac{\text{MWhe}}{\text{año}}$$

$$238 \frac{\text{kgCO}_2}{\text{h}} (\text{Planta PtSNG } 2,25 \text{ MW}) \times 45 \times 8000 \frac{\text{h}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} = 85.600 \frac{\text{ton CO}_2}{\text{año}}$$

Gastos OPEX/año					
Equipo		% CAPEX	Gastos adicionales		Coste total
Electrolizador		1,5	0,00 €		3.412.695,00 €
Sistema Eléctrico		0,005	0,00 €		11.375,65 €
Estación de inyección de H2 para		8	0,00 €		18.201.040,00 €
Km de tubería(piping)		2	0,00 €		4.550.260,00 €
Equipo de Refrigeración y Depósitos		2,5	0,00 €		5.687.825,00 €
Reactores de Metanización		5	0,00 €		11.375.650,00 €
OPEX Equipos			43.238.845,65 €		
Inputs	Precio unitario	Unidad	Consumo anual	Unidad	Coste total
Agua	0,25	€/m3	157120	m3/año	39.280,00 €
Electricidad	85	€/Mwhe	816000	Mwhe/año	69.360.000,00 €
CO2	50	€/ton CO2	85600	ton CO2/año	4.280.000,00 €
OPEX INPUTS			73.679.280,00 €		
OPEX TOTAL			116.918.125,65 €		

Así, la electricidad supone de nuevo el mayor coste anual de OPEX, siendo los porcentajes del OPEX los mismos que los del caso anterior:

Electricidad	59,32 %
Estación de Inyección	15,57 %
Reactores de Metanización	9,73 %
Equipo de Refrigeración y Depósitos	4,87 %
Km de piping	3,89 %
CO ₂	3,66 %
Electrolizadores	2,92 %
Agua	0,03 %
Sistema Eléctrico	0,01 %

El Coste Nivelado con estos resultados se calcula aplicando la fórmula.

$$LCO \text{ Methane } 100MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{126.018.645}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(3903,75 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 4,035 \frac{\text{€}}{\text{kgCH}_4}$$

En el numerador aparece el Gasto del año i. Éste se ha calculado tomando el CAPEX TOTAL dividiéndolo entre el período de amortización (25 años) y sumándolo al coste de OPEX del año i (como es constante da igual el año que se escoja). El periodo de amortización de 25 años se ha escogido atendiendo al hecho de que los electrolizadores y los reactores de metanización suponen la mayor parte de la inversión inicial, teniendo ambos una vida útil estimada de 25 años. De este modo una vez, una vez se hayan amortizado estos se habrá amortizado la planta.

En el denominador se encuentran las unidades producidas, en este caso se tomará como unidad producida el kg de CH₄. En cualquier caso podría calcularse con Nm³CH₄ o MW de CH₄

sin más que aplicar las relaciones correspondientes. Para el caso de la planta de 2,25 MW de Power-to-SNG estudiado en el análisis técnico-energético se producen 86,75 kg de CH₄. De modo que, para el caso de 45 instalaciones de este tipo y 8000 horas anuales, se obtienen los siguientes kilogramos de metano al año:

$$\begin{aligned}
 & \left(86,75 \text{ kg } \frac{\text{CH}_4}{\text{h}} \times 45 \text{ instalaciones de 2,25 MW} \right) \times 8000 \frac{\text{h}}{\text{año}} = \left(3903, \text{ kg } \frac{\text{CH}_4}{\text{h}} \right) \times 8000 \frac{\text{h}}{\text{año}} \\
 & = \mathbf{31.230.000 \text{ kg } \frac{\text{CH}_4}{\text{año}}}
 \end{aligned}$$

Con los datos ya obtenidos, se va a proceder a calcular los indicadores de rentabilidad. Para esto se ha supuesto un precio de venta del kilogramo de Metano CONSTANTE de 6 € (≈0,152 €/kWh). Se rellena la tabla de ingresos, O&M, Inversión, amortización y cash flow.

Año	Ingresos	O&M	Inversión	Amortización	Cash Flow
0			227.513.000€		
1	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
2	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
3	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
4	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
5	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
6	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
7	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
8	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
9	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
10	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
11	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
12	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
13	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
14	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
15	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
16	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
17	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
18	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
19	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
20	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
21	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
22	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
23	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
24	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€
25	187.380.000€	116.918.125€		9.100.520€	70.461.874€

Como se ha indicado anteriormente, el OPEX es constante en todos los años. Ocurre lo mismo con los ingresos al producir la misma cantidad de metano año a año y mantener el precio de venta constante. La amortización es la misma año a año también, y se obtiene dividiendo el CAPEX TOTAL entre el periodo de amortización. El Cash Flow se calcula como la diferencia entre los ingresos y el coste de OPEX en cada año.

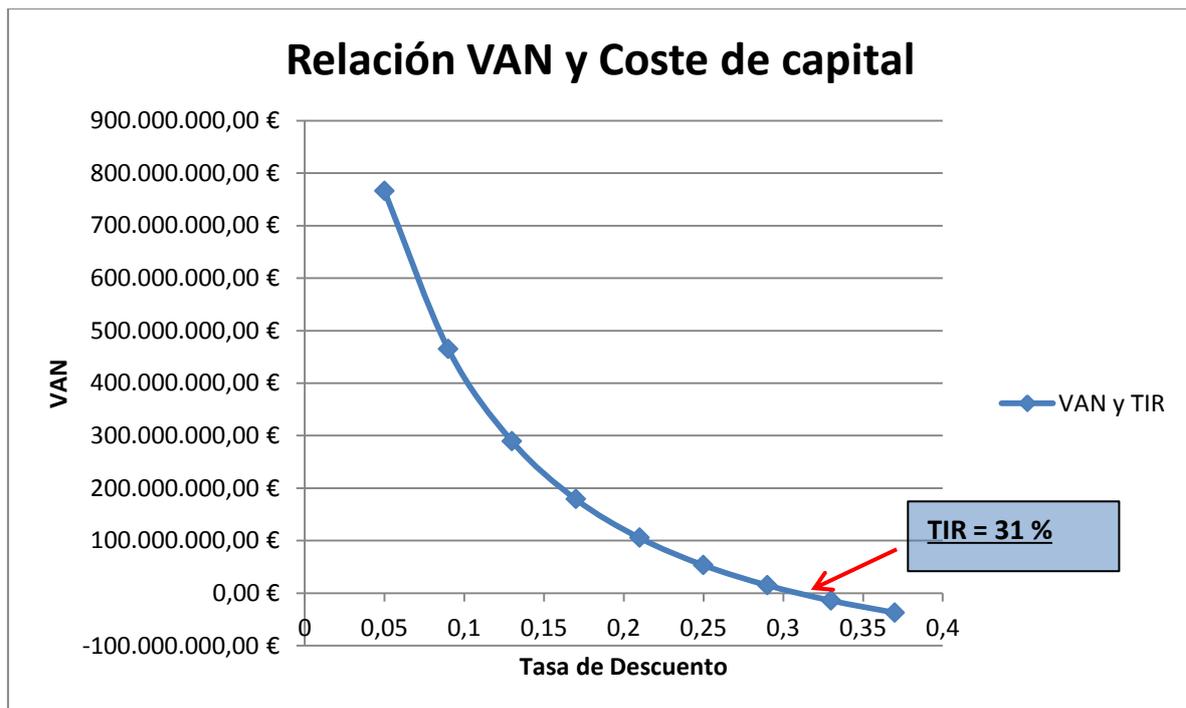
Para calcular el VAN, TIR y PayBack se han utilizado las siguientes expresiones:

VAN	$VAN = -I + \sum_{t=1}^{25} \frac{Q_t}{(1+k)^t}$ <p> I: Inversión Inicial Q_t: Flujo de caja en el año t k: Coste de Capital </p>
TIR	$I = \sum_{t=1}^{25} \frac{Q_t}{(1+k)^t}$ <p> I: Inversión Inicial Q_t: Flujo de caja en el año t k: Tasa de descuento que iguala a 0 el VAN (Valor del TIR) </p>
PAY BACK	$Pay\ Back = \frac{INVERSIÓN}{FLUJO\ DE\ CAJA}$

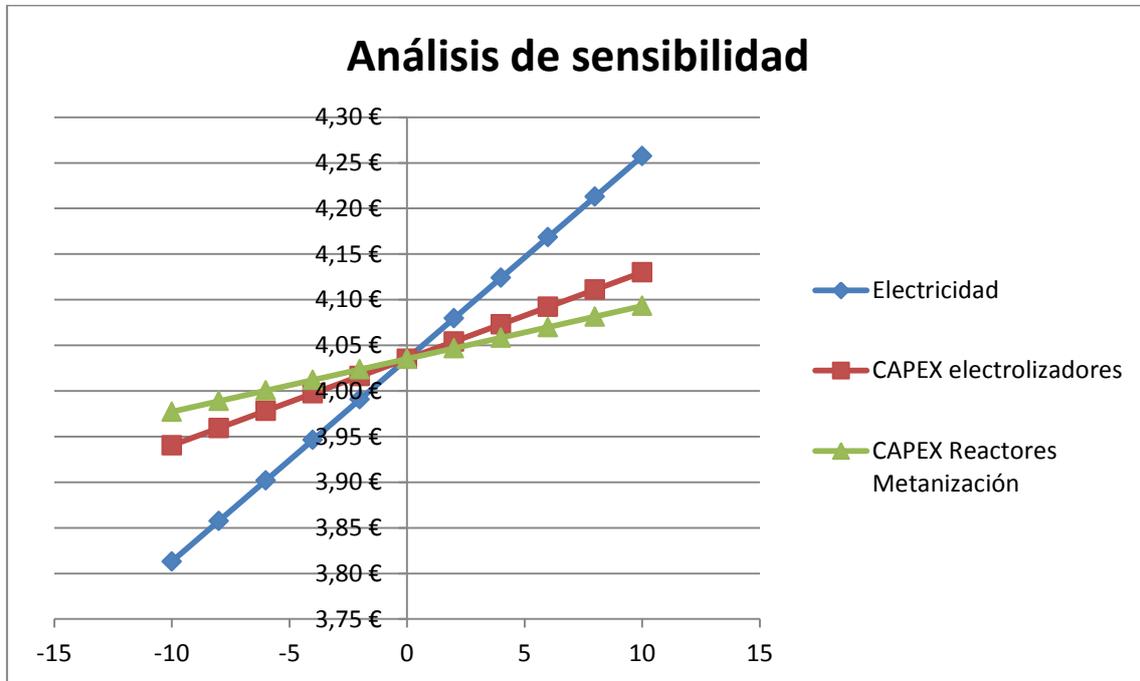
Así, el VAN, TIR y Pay-Back quedan de la siguiente manera:

PAYBACK	3,22 años
VAN	765.572.751 €
TIR	31 %

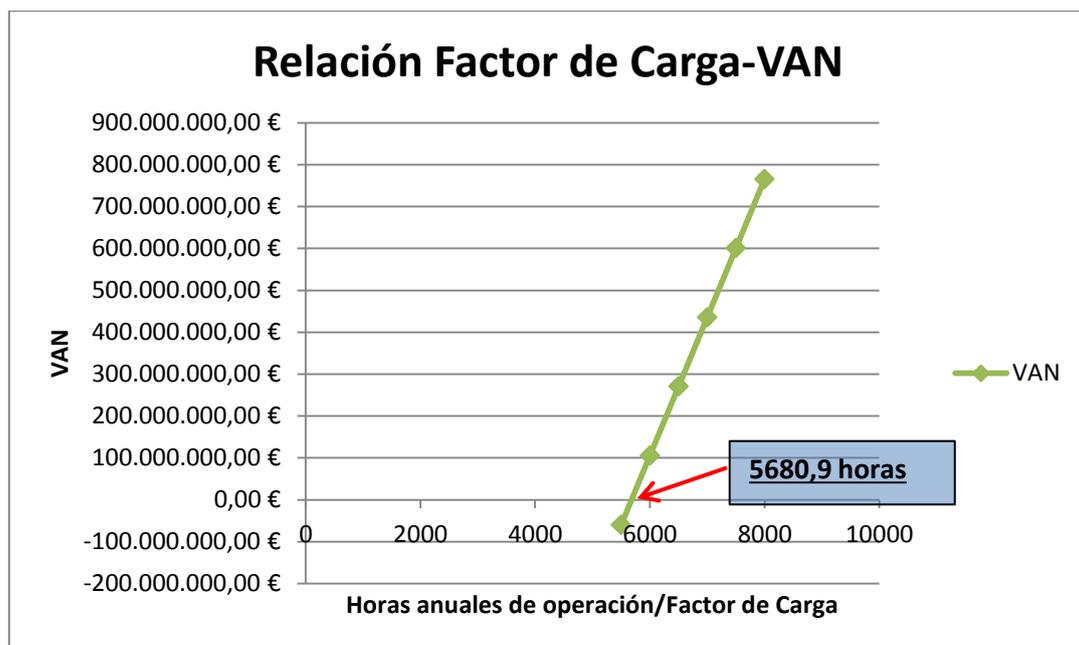
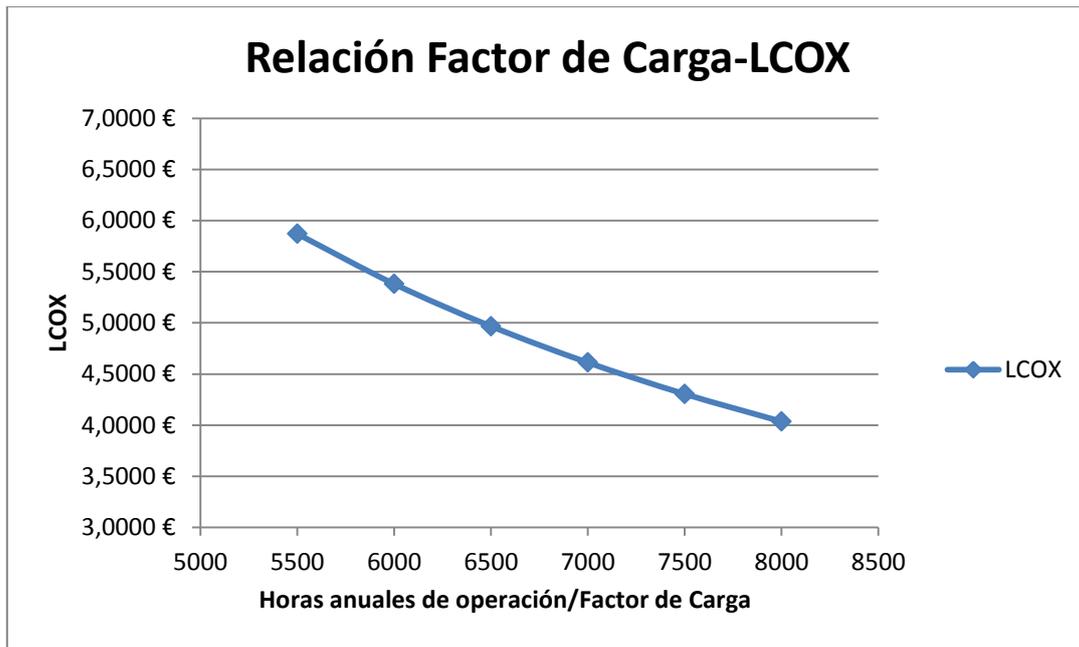
Y la relación entre el VAN y el coste de Capital es la siguiente:

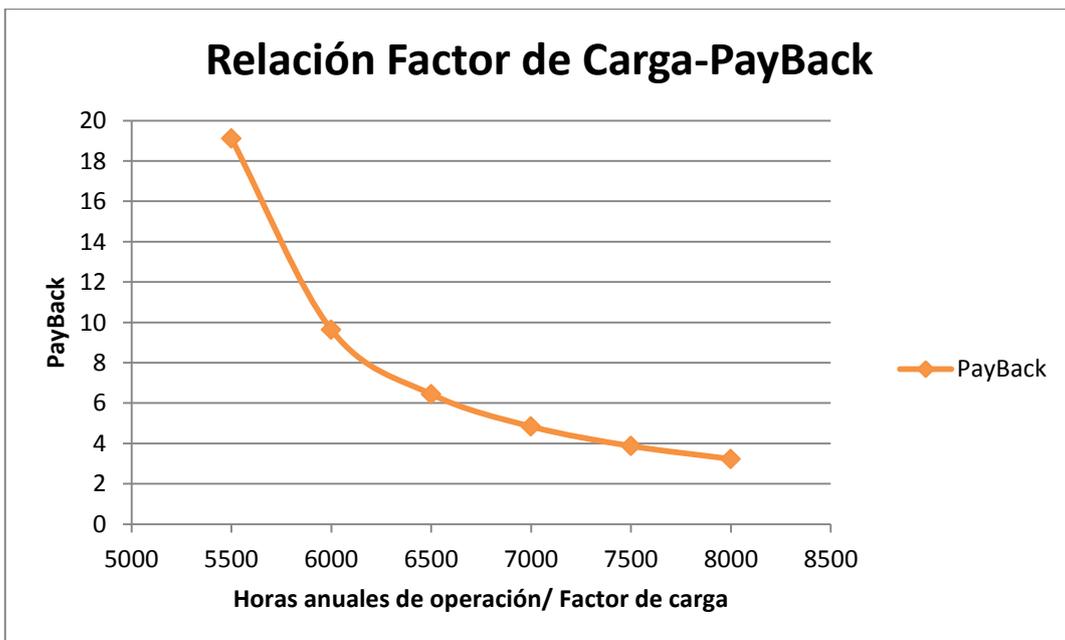
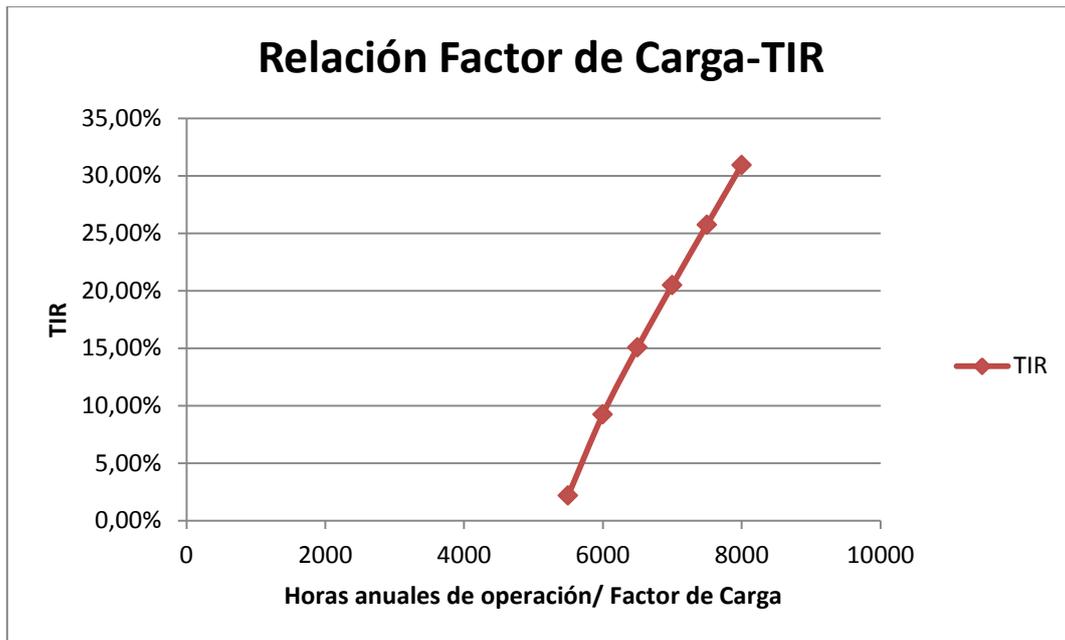


El análisis de sensibilidad del CAPEX específico de los electrolizadores, del CAPEX específico de los reactores de metanización y del coste de electricidad respecto al LCOX se realiza variando el valor inicial dado a cada uno de ellos desde -10% hasta + 10%, y se grafican los distintos valores obtenidos del LCOX. Los resultados son los siguientes:



Por último, a diferencia de los dos casos anteriores en los que producía hidrógeno, en los casos de producción de metano se ha estudiado como afecta el factor de carga u horas anuales de operación a algunos indicadores como son el LCOX, VAN, TIR y PayBack. Así, para este caso variando el factor de carga desde 8000 hasta 5500 horas/año se ve como varían estos indicadores. Para 5680,89 horas se da el caso de VAN=0. Los resultados se exponen en las siguientes gráficas.





CASO 4: Central de Power-to-Methane de 400MW_e de Input

Se disponen únicamente de datos sobre electrolizadores de 2,2 MW. Por tanto, para obtener 400 MW_{elec} harán falta

$$\frac{400 \text{ MW}}{2,2} \cong \mathbf{180 \text{ Electrolizadores de } 2,2 \text{ MW}}$$

El coste de cada uno se obtendrá multiplicando su capacidad nominal por el CAPEX específico. En este caso el precio total será de

$$\begin{aligned}
 & \left(2,2 \text{ MW} \times 1.000.000 \frac{\text{€}}{\text{MW INPUT}} \right) \times 180 \text{ electrolizadores} = \\
 & (2.200.000 \text{ €}) \times 180 \text{ electrolizadores} = 396.000.000 \text{ €}
 \end{aligned}$$

En cuanto a los reactores de metanización, se procederá de la misma forma que en el caso 3 hasta llegar a los 400 MW. En total se dispondrá de 242 MW_{CH4} (usando el PCS del metano). De esta manera, y haciendo uso únicamente de la potencia de gas de salida (242 MW_{CH4}) y del CAPEX específico de los reactores (€/MW_{CH4_PCS salida}), se calcula el precio total de los reactores de metanización.

$$\begin{aligned}
 & 242 \text{ MW}_{CH4 \text{ Salida}} \times 1.000.000 \frac{\text{€}}{\text{MW}_{CH4 \text{ Salida}}} \\
 & = 242.000.000 \text{ € para 180 reactores de Metanización}
 \end{aligned}$$

En este caso también serán necesarios 4 transformadores de 100MW, así como 4 equipos de protección adecuados para 100 MW cada uno. A su vez, se instalarán 4 kilómetros de línea de AT.

Sólo tenemos datos sobre estaciones de inyección para 10 MW de potencia de los electrolizadores. Se hará la suposición de que tanto el precio como la capacidad son lineales. De esta manera si la planta, en este caso, es de 400 MW el número de estaciones será 40 veces más y su precio total 40 veces el precio de una sola. A su vez, se supondrá que serán necesarios 8 kilómetro de piping para nuestra planta al haber más componentes que en el caso de hidrógeno.

A diferencia de los casos de hidrógeno, al producir metano serán necesarios depósitos intermedios de hidrógeno y de CO₂. Esto se debe a que los procesos de metanización y electrólisis tienen distintos ritmos. De esta manera se amortigua esta diferencia. Para este caso serán necesarios 32 depósitos de 200 m³ de hidrógeno y 8 depósitos de 200 m³ de CO₂. Se ha escogido este número de depósitos de hidrógeno para albergar lo que se produciría de hidrógeno en una hora, y el número de depósitos de CO₂ para albergar el CO₂ necesario para reaccionar con la cantidad almacenada de hidrógeno. Todos ellos a temperatura ambiente.

El **CAPEX DE INSTALACIÓN** será la suma de los costes totales de cada componente. En este caso **699.890.00 €**. El **CAPEX DE PROYECTO** se ha supuesto en un 30% del CAPEX DE INSTALACIÓN resultando en **209.967.000 €**. Sumando ambos obtenemos el **CAPEX TOTAL** de **909.857.000 €**.

Equipo	Gastos equipamiento		
	Uds	Coste Unitario	Coste total
Electrolizador 2,2 MW a 16 bar	180	2.200.000,00 €	396.000.000,00 €
Transformador 100 MW de salida	4	2.000.000,00 €	8.000.000,00 €
Equipo de protección para 100MW	4	250.000,00 €	1.000.000,00 €
Km de línea de AT	4	150000	600.000,00 €
Estación de inyección de SNG para	40	700.000,00 €	28.000.000,00 €
Km de tubería(piping)	8	130.000,00 €	1.090.000,00 €
Reactores de Metanización-2,2 MW electrólisis	242	1.000.000,00 €	242.000.000,00 €
Depósito intermedio de H2 - 16 bar,200 m3	32	400.000,00 €	12.800.000,00 €
Depósito intermedio de CO2 - 16 bar,200 m3	8	300.000,00 €	2.400.000,00 €
Equipo Refrigeración Metanización 100 MW	4	2.000.000,00 €	8.000.000,00 €
CAPEX DE INSTALACIÓN		699.890.000,00 €	
CAPEX DE PROYECTO		209.967.000,00 €	
CAPEX TOTAL		909.857.000,00 €	

Los electrolizadores y los reactores de metanización suponen la mayor parte del CAPEX TOTAL, siendo los porcentajes del CAPEX los siguientes:

Electrolizadores	43,53 %
Reactores de Metanización	26,60%
CAPEX Proyecto	23,07%
Transformador	0,88 %
Equipo de Protección	0,11 %
Km de línea de AT	0,06 %
Estación de Inyección	3,07 %
Km de piping	0,12 %
Depósitos de H ₂	1,41 %
Depósitos de CO ₂	0,26 %
Equipo de refrigeración	0,88 %

El gasto de OPEX anual será la suma del coste en O&M de cada equipo, los costes adicionales de cada equipo y los costes de los INPUTS. En este punto, hay que tener en cuenta que se ha supuesto un **factor de carga** u horas anuales de operación de **8000 h**. La idea de esta planta es trabajar las máximas horas posibles en condiciones estables de operación. Los gastos de O&M de cada equipo están sacados del informe de ENEA CONSULTING; Para las suposiciones del coste de electricidad se ha consultado el informe anterior, además de los precios aportados por el EUROSTAT para consumidores industriales; Para el coste de agua se consulto las tarifas del Consorcio de Aguas de Bilbao Bizkaia para consumidores industriales; Para el coste de la tonelada de CO₂ se ha consultado bibliografía especializada. Se ha supuesto que todos estos

valores no varían durante la vida de la planta. **De esta manera el OPEX TOTAL NO VARIARÁ DE UN AÑO A OTRO.**

Los consumos de agua, electricidad y CO₂ se obtienen del siguiente cálculo:

$$436,5 \text{ kg} \frac{H_2O}{h} (\text{electrolizador } 2,2 \text{ MW}) \times 180 \text{ electrolizadores} \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \times \frac{1}{1000} \frac{m^3}{kg} = 627.200 \frac{m^3}{\text{año}}$$

$$8,16 \frac{GJ}{h} (\text{Planta PtSNG } 2,25 \text{ MW}) \times 180 \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \times \frac{1}{3,6} \frac{MWhe}{GJ} = 3.232.000 \frac{MWhe}{\text{año}}$$

$$238 \frac{kgCO_2}{h} (\text{Planta PtSNG } 2,25 \text{ MW}) \times 45 \times 8000 \frac{h}{\text{año}} \times \frac{1}{1000} \frac{ton}{kg} = 342.400 \frac{ton CO_2}{\text{año}}$$

Gastos OPEX/año					
Equipo	% CAPEX		Gastos adicionales		Coste total
Electrolizador	1,5		0,00 €		13.647.855,00 €
Sistema Eléctrico	0,005		0,00 €		45.492,85 €
Estación de inyección de H2 para	8		0,00 €		72.788.560,00 €
Km de tubería(piping)	2		0,00 €		18.197.140,00 €
Equipo de Refrigeración	2,5		0,00 €		22.746.425,00 €
Reactores de Metanización	5		0,00 €		45.492.850,00 €
OPEX Equipos			172.918.322,85 €		
Inputs	Precio unitario	Unidad	Consumo anual	Unidad	Coste total
Agua	0,25	€/m3	627200	m3/año	156.800,00 €
Electricidad	85	€/Mwhe	3232000	Mwhe/año	274.720.000,00 €
CO2	50	€/ton CO2	342400	ton CO2/año	17.120.000,00 €
OPEX INPUTS			291.996.800,00 €		
OPEX TOTAL			464.915.122,85 €		

Así, la electricidad supone de nuevo el mayor coste anual de OPEX, siendo los porcentajes del OPEX los mismos que los del caso anterior:

Electricidad	59,09 %
Estación de Inyección	15,65 %
Reactores de Metanización	9,78 %
Equipo de Refrigeración y Depósitos	4,89 %
Km de piping	3,91 %
CO ₂	3,66 %
Electrolizadores	2,93 %
Agua	0,03 %
Sistema Eléctrico	0,01 %

El Coste Nivelado con estos resultados se calcula aplicando la fórmula.

$$LCO \text{ Methane } 400MW = \frac{\sum_{i=1}^{25} \frac{501.309.402}{(1 + 0,05)^i}}{\sum_{i=1}^{25} \frac{(15615 \times 8000)}{(1 + 0,05)^i}} = 4,013 \frac{\text{€}}{\text{kgCH}_4}$$

En el numerador aparece el Gasto del año i. Éste se ha calculado tomando el CAPEX TOTAL dividiéndolo entre el período de amortización (25 años) y sumándolo al coste de OPEX del año i (como es constante da igual el año que se escoja). El periodo de amortización de 25 años se ha escogido atendiendo al hecho de que los electrolizadores y los reactores de metanización suponen la mayor parte de la inversión inicial, teniendo ambos una vida útil estimada de 25 años. De este modo una vez, una vez se hayan amortizado estos se habrá amortizado la planta.

En el denominador se encuentran las unidades producidas, en este caso se tomará como unidad producida el kg de CH₄. En cualquier caso podría calcularse con Nm³CH₄ o MW de CH₄ sin más que aplicar las relaciones correspondientes. Para el caso de la planta de 2,25 MW de Power-to-SNG estudiado en el análisis técnico-energético se producen 86,75 kg de CH₄. De modo que, para el caso de 180 instalaciones de este tipo y 8000 horas anuales, se obtienen los siguientes kilogramos de metano al año:

$$\left(86,75 \text{ kg } \frac{\text{CH}_4}{\text{h}} \times 180 \text{ instalaciones de } 2,25 \text{ MW} \right) \times 8000 \frac{\text{h}}{\text{año}}$$

$$= \left(15.615 \text{ kg } \frac{\text{CH}_4}{\text{h}} \right) \times 8000 \frac{\text{h}}{\text{año}} = 124.920.000 \text{ kg } \frac{\text{CH}_4}{\text{año}}$$

Con los datos ya obtenidos, se va a proceder a calcular los indicadores de rentabilidad. Para esto se ha supuesto un precio de venta del kilogramo de Metano CONSTANTE de 6 € (≈0,152 €/kWh). Se rellena la tabla de ingresos, O&M, Inversión, amortización y cash flow.

Año	Ingresos	O&M	Inversión	Amortización	Cash Flow
0			909.857.000€		
1	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
2	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
3	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
4	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
5	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
6	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
7	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
8	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
9	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
10	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
11	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
12	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
13	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
14	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
15	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
16	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€

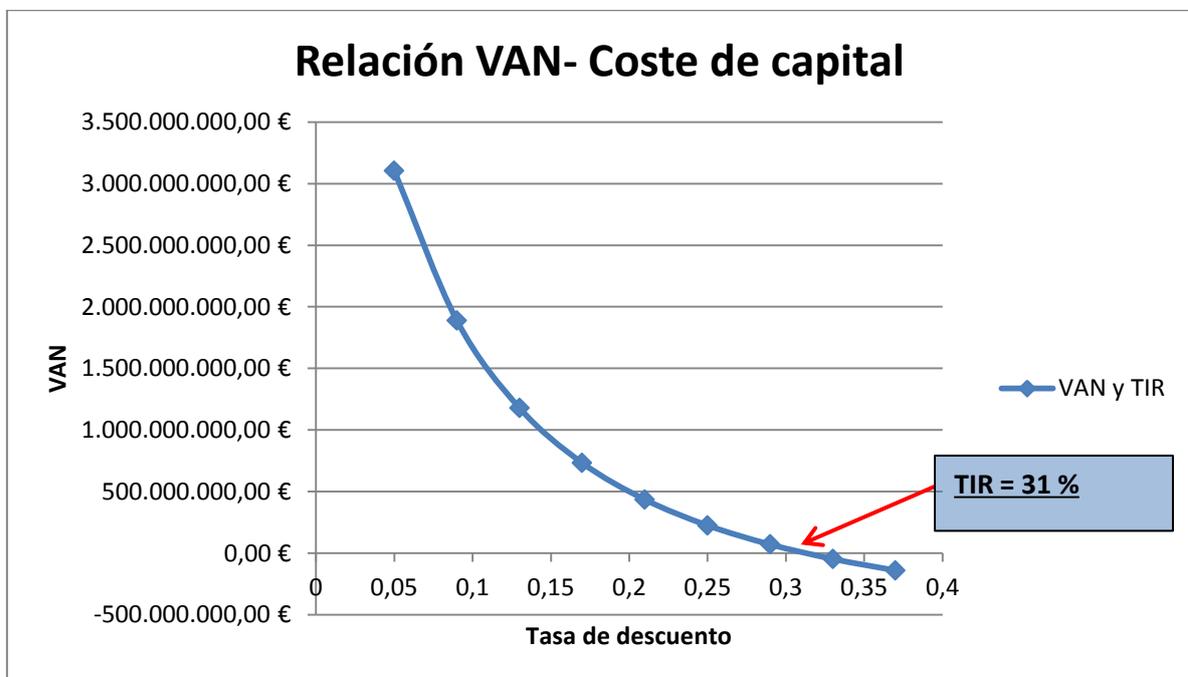
17	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
18	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
19	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
20	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
21	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
22	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
23	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
24	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€
25	749.520.000€	464.915.122€		36.394.280€	284.604.877€

Como se ha indicado anteriormente, el OPEX es constante en todos los años. Ocurre lo mismo con los ingresos al producir la misma cantidad de metano año a año y mantener el precio de venta constante. La amortización es la misma año a año también, y se obtiene dividiendo el CAPEX TOTAL entre el periodo de amortización. El Cash Flow se calcula como la diferencia entre los ingresos y el coste de OPEX en cada año.

Así, el VAN, TIR y Pay-Back quedan de la siguiente manera:

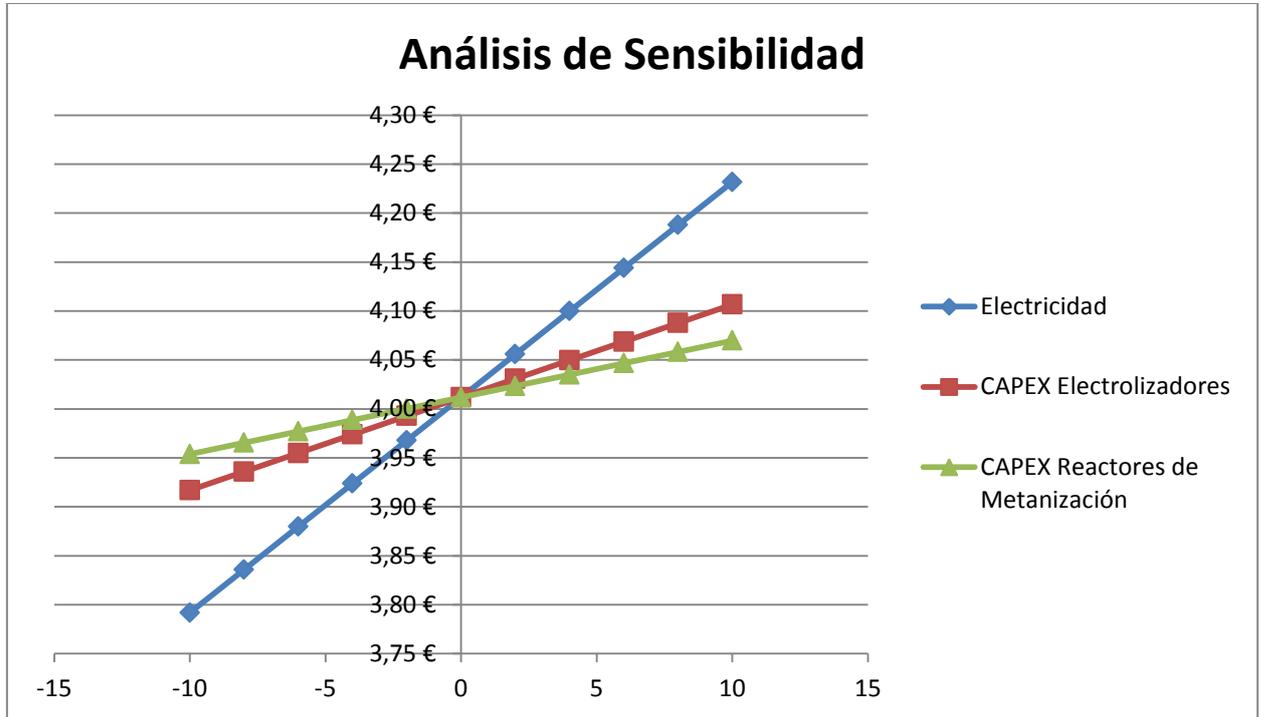
PAYBACK	3,22 años
VAN	765.572.751 €
TIR	31 %

Y la relación entre el VAN y el coste de Capital es la siguiente:

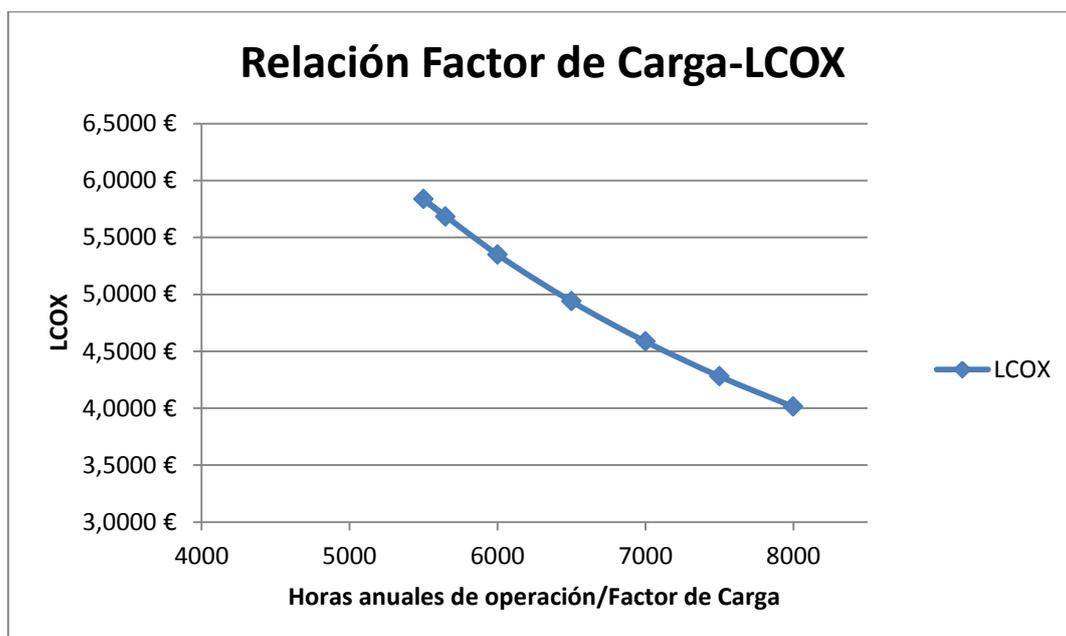


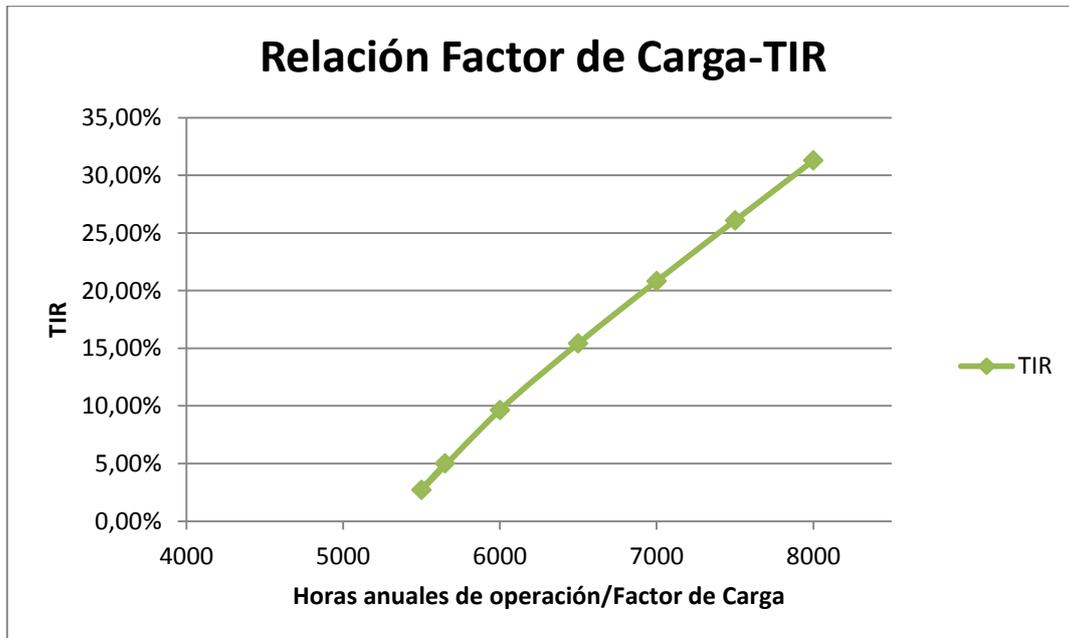
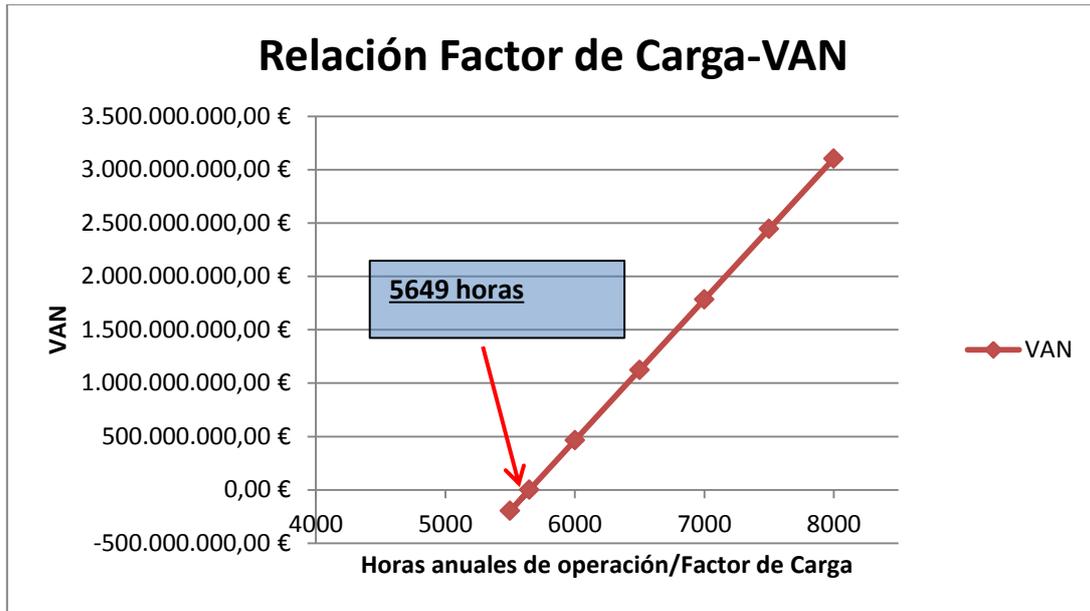
El análisis de sensibilidad del CAPEX específico de los electrolizadores, del CAPEX específico de los reactores de metanización y del coste de electricidad respecto al LCOX se realiza variando

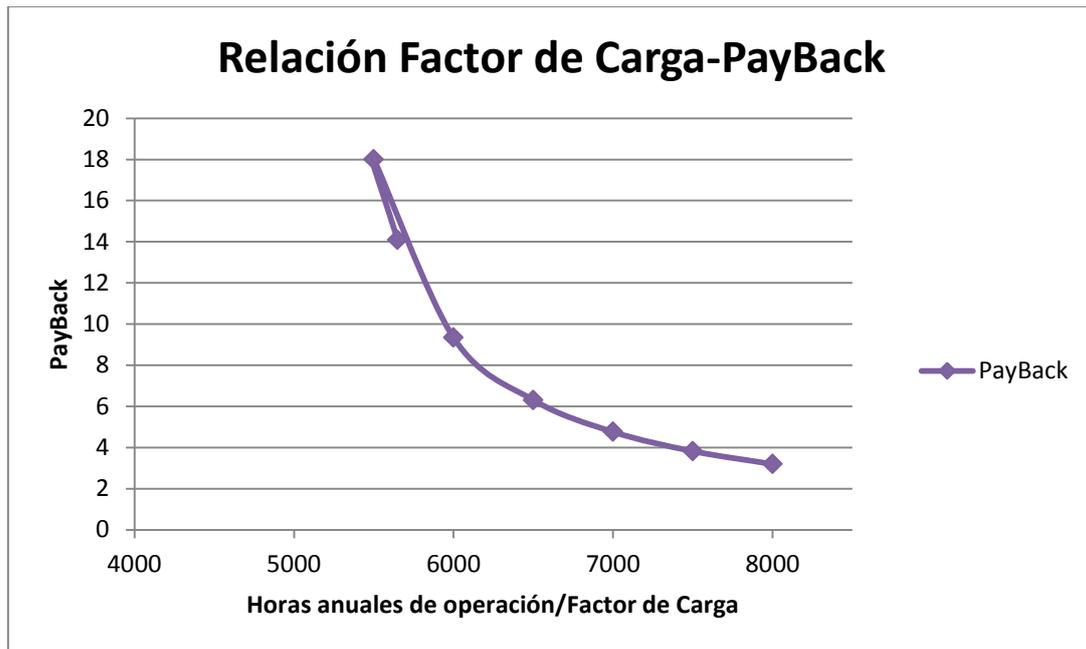
el valor inicial dado a cada uno de ellos desde -10% hasta + 10%, y se grafican los distintos valores obtenidos del LCOX. Los resultados son los siguientes:



Por último, a diferencia de los dos casos anteriores en los que producía hidrógeno, en los casos de producción de metano se ha estudiado como afecta el factor de carga u horas anuales de operación a algunos indicadores como son el LCOX, VAN, TIR y PayBack. Así, para este caso variando el factor de carga desde 8000 hasta 5500 horas/año se ve como varían estos indicadores. Para 5649 horas se da el caso de VAN=0. Los resultados se exponen en las siguientes gráficas.







ANEXO 2

CATÁLOGOS DE LOS ELECTROLIZADORES UTILIZADOS



PROTON

THE LEADER IN **ON SITE** GAS GENERATION.

High Capacity Hydrogen Systems

M Series PEM Electrolysers



ProtonOnSite.com

Info@ProtonOnSite.com

01.203.949.8697

With the growing need for a stable, cost-effective and high-volume hydrogen supply, critical industrial applications require turnkey solutions that provide safe, clean and reliable hydrogen.

- Ammonia Production
- Refining
- Heat Treating
- Float Glass Manufacturing
- Semiconductor Manufacturing
- Chemical Synthesis
- Hydrogenation
- Thermal Spray

The breakthrough M Series hydrogen generation system utilizes advanced Proton Exchange Membrane (PEM) water electrolysis technology to address global hydrogen needs.

FLEXIBILITY

- Small footprint
- Scalable modular design
- Indoor or outdoor options
- Simple installation requirements
- 0-100% variable output
- Instantaneous response to variable process demands

COST EFFICIENCY

- High purity and high pressure
- Fully automated system
- Remote monitoring and control
- Low cost compared to alternate hydrogen supply methods
- High efficiency
- Minimal annual maintenance

SAFETY

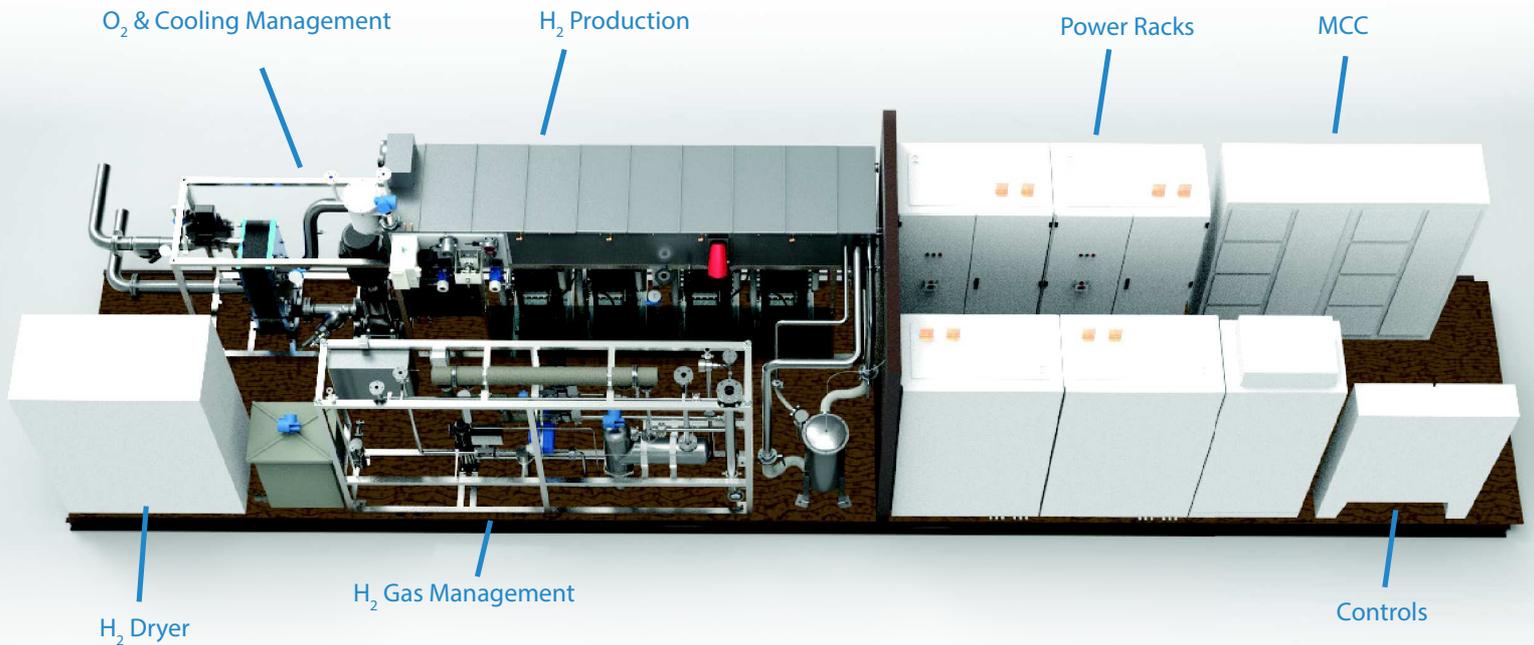
- No caustic material handling
- Uninterrupted supply
- Minimal storage and handling
- Advanced differential pressure design

RELIABILITY

- > 99% availability
- Power cycling without stack degradation
- Over 20 years of PEM experience
- More than 2500 systems installed
- Trusted by U.S., British and French militaries

LOW CARBON FOOTPRINT

- 100% emission-free with renewable energy
- Supports sustainability objectives



Containerized Solution of M200

MODEL	M100	M200	M400
Description	Large-scale, modular, skid-based, on-site hydrogen generator. Load following operation automatically adjusts input to follow supply or output to match demand.		
Electrolyte	Proton Exchange Membrane (PEM) - caustic-free		
Hydrogen Production*	100 Nm ³ /hr 216 kg per 24 hours	200 Nm ³ /hr 432 kg per 24 hours	400 Nm ³ /hr 864 kg per 24 hours
Delivery Pressure	30 barg / 435 psig		
Hydrogen Purity*	> 99.9995% (water vapor < 2 ppm, -72°C (-98°F) dewpoint, N ₂ < 2 ppm, O ₂ < 1 ppm, all others undetectable)		

* Each platform is scalable at 50 Nm³/hr increment.

* With hydrogen dryer

Summary specifications are subject to change. For full technical specifications, please contact Proton OnSite.

Proton Care

Global Service and Support Solutions

Proton OnSite is proud to offer products and services that assure a superior level of customer satisfaction. Our uncompromising attention to excellence and quality enables us to deliver, install and support gas generation solutions on every continent. With proven reliability and world-class coverage in over 75 countries, we continue to foster a strong network of lasting relationships with our customers.

Let us help you, visit www.protononsite.com to learn more!



ProtonOnSite.com

Info@ProtonOnSite.com

01.203.949.8697

10 Technology Drive,

Wallingford, CT, USA, 06492



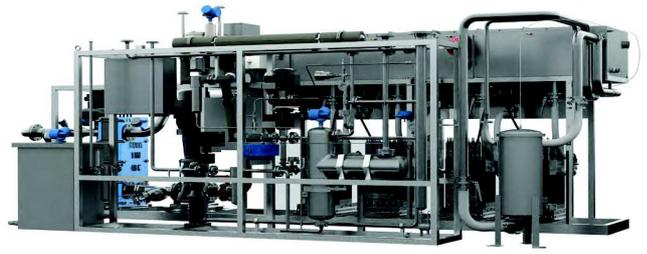
PD-0600-0114 Rev. A

© 2016 Proton OnSite. All Rights Reserved.
Proton, Proton OnSite, Proton Energy Systems
and the Proton symbol are trademarks of Proton
Energy Systems, Inc. d/b/a Proton OnSite.



M Series

Hydrogen Generation Systems



MODEL	M100	M200	M400
	Fully-automated MW-class on-site hydrogen generator utilizing a modular skid-based design. Tri-mode operation (selectable):		
	<ul style="list-style-type: none"> • Command-following mode allows operation based on available input power. • Load Following mode automatically adjusts output 0-100% to match demand. • Tank Filling mode operates with power-conservation mode during standby. 		
ELECTROLYTE			
	Proton Exchange Membrane (PEM) - caustic-free		
HYDROGEN PRODUCTION			
Net Production Rate			
Nm ³ /hr @ 0°C, 1 bar	104 Nm ³ /hr	209 Nm ³ /hr	417 Nm ³ /hr
SCF/hr @ 70°F, 1 atm	3970 SCF/hr	7970 SCF/hr	15882 SCF/hr
SLPM @ 70°F, 1 atm	1874 SLPM	3762 SLPM	7495 SLPM
kg per 24 hours	225 kg/24hr	452 kg/24hr	902 kg/24hr
Delivery Pressure - Nominal	30 barg / 435 psig; Full Differential Pressure H ₂ Over O ₂		
Hydrogen Purity	> 99.9% Water Vapor < 500 ppm, N ₂ < 2 ppm, O ₂ < 1 ppm, All others undetectable		
With Optional High Purity Dryer	ISO 14687-1:1999 Type 1 Grade C / ISO 14687-2:2012 Type 1 grade D > 99.9995% Water Vapor < 2 ppm, N ₂ < 2 ppm, O ₂ < 1 ppm, All others undetectable		
ELECTRICAL POWER CONSUMPTION			
MW's @ Cell Stack(s)	0.51	1.0	2.1
MW's @ System	0.55	1.1	2.2
Power Consumed per Volume of Mass H ₂ Gas Produced ¹	5.3 kWh/Nm ³ 59 kWh/kg		
SYSTEM OPERATION			
Start-Up Time (from Off State)	<5 min		
Turndown Range	10 to 100% (Input Power Mode); 0 to 100% (H ₂ Demand Mode)		
Ramp-Up Time (Minimum to Full Load)	<10 Sec		
Ramp Rate (% of Full-Scale)	≥ 15% per sec (Power Input Mode)		
Upgradeability	Upgradeable in 250 kW (52 Nm ³ /hr) Increments		
DI WATER REQUIREMENT			
Consumption Rate at Maximum Production	93 L/hr 25 gal/hr	187 L/hr 49 gal/hr	373 L/hr 99 gal/hr
Maximum Inlet Flowrate	187 L/hr 49 gal/hr	373 L/hr 99 gal/hr	747 L/hr 197 gal/hr
Temperature	5°C to 40°C / 41°F to 104°F		
Input Water Quality	ISO 3696 Grade 2 Deionized Water required, < 1 micro Siemen/cm (> 1 MegOhm-cm) ISO 3696 Grade 1 Deionized Water recommended, < 0.1 micro Siemen/cm (> 10 MegOhm-cm)		

MODEL	M100	M200	M400
PHYSICAL CHARACTERISTICS- MASS (KG)			
Classified Area			
Water Circulation Skid (Operating)	5163	5481	10403
H2 Gas Management Skid	909	909	909
Unclassified Area			
Power Conversion Assembly (each)	6500	6500	6500
Power Conversion Quantity	1	2	4
MCC	909	909	909
Controls	300	300	300
PHYSICAL CHARACTERISTICS -DIMENSIONS (MM)			
Classified Area			
Water Circulation Skid	7197 W x 820 D x 2563 H	7197 W x 820 D x 2563 H	9918 W x 820 D 2141 H
H2 Gas Management Skid	3317 W x 575 D x 2083 H	3317 W x 575 D x 2083 H	3317 W x 575 D x 2083 H
Unclassified Area			
Power Conversion Assembly (each)		6200 W x 1200 D x 2850 H	
MCC		2032 W x 549 D x 2210 H	
Controls		1550 W x 382 D x 2190 H	
ENVIRONMENTAL CONSIDERATIONS			
Standard Siting Location	Indoor, 10-90% RH non-condensing for Classified & Unclassified Equipment Outdoor Siting Options Available		
Storage/Transport Temperature	5°C to 60°C / 41°F to 140°F		
Ambient Temperature Range	10°C to 40°C / 50°F to 104°F		
Altitude Range-Sea Level	1000 m /3281 ft		
ELECTRICAL SPECIFICATIONS			
Electrical specification	Typical installation: 10 kV and 20 kV, 3 phase + Neutral, 50Hz/60Hz; For lower voltage connection, consult Proton Applications Engineering Department for specific requirements and options. Ancillary equipment powered by Customer or optionally powered by Proton OnSite		
Power Quality	Designed to German TAB Specification		
OPTIONS			

- Factory Matched RO/DI Water System
- Factory Matched Cooler/Chiller

- Dew Point Monitoring
- High Purity Hydrogen Dryer

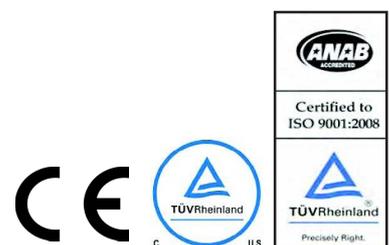
- Air Compressor
- Containerization

Specifications are subject to change. Please contact Proton OnSite for solutions to best fit your needs.



PD-0600-0119 Rev A
 © 2011-2017 Proton OnSite. All Rights Reserved.
 Proton, Proton OnSite, Proton Energy Systems and
 the Proton symbol are trademarks of Proton Energy
 Systems, Inc. d/b/a Proton OnSite.

ProtonOnSite.com | 01.203.949.8697 | Info@ProtonOnSite.com



A detailed technical illustration of a hydrogen electrolyser stack. The image shows multiple layers of electrolyser cells, each consisting of a central electrode assembly flanked by bipolar plates. The components are rendered in a clean, light blue and white color scheme, with a semi-transparent circular overlay on the right side containing text. The background is a dark, solid color.

nel•

Nel Hydrogen Electrolyser

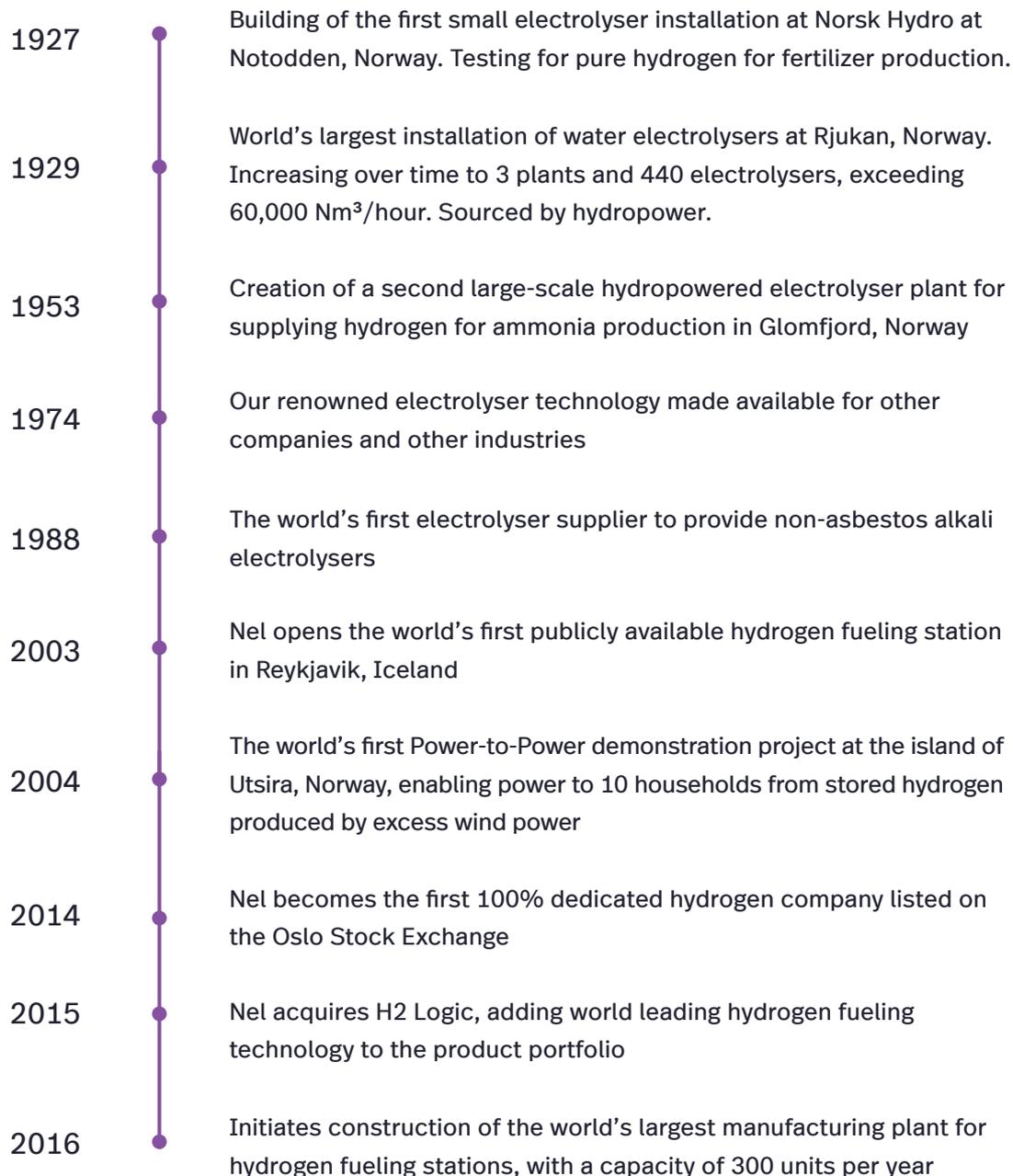
The world's
most efficient
and reliable
electrolyser

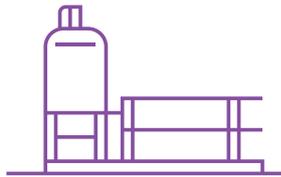
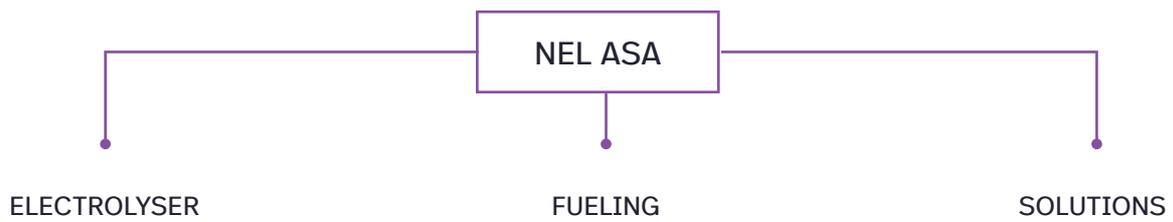
Number one by nature

The world's hydrogen enabler

Nel is a global, dedicated hydrogen company, delivering optimal solutions to produce, store and distribute hydrogen from renewable energy. We serve multiple industries as well as energy and gas companies with leading hydrogen technology.

Pioneering renewable hydrogen for nearly a century

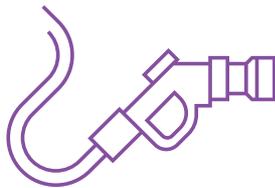




Nel Hydrogen Electrolyser

The most efficient and reliable electrolyser in the world

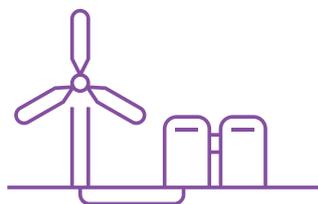
With more than 850 medium and large scale electrolysers delivered, Nel is the world leading company for alkaline water electrolysis. Since our foundation in 1927, sustained R&D efforts have contributed to continual improvement of electrolyser technology, setting the benchmark in the market. Our electrolysis technology is today widely respected for its robustness, reliability and energy efficiency.



Nel Hydrogen Fueling

The pinnacle of hydrogen fueling technology

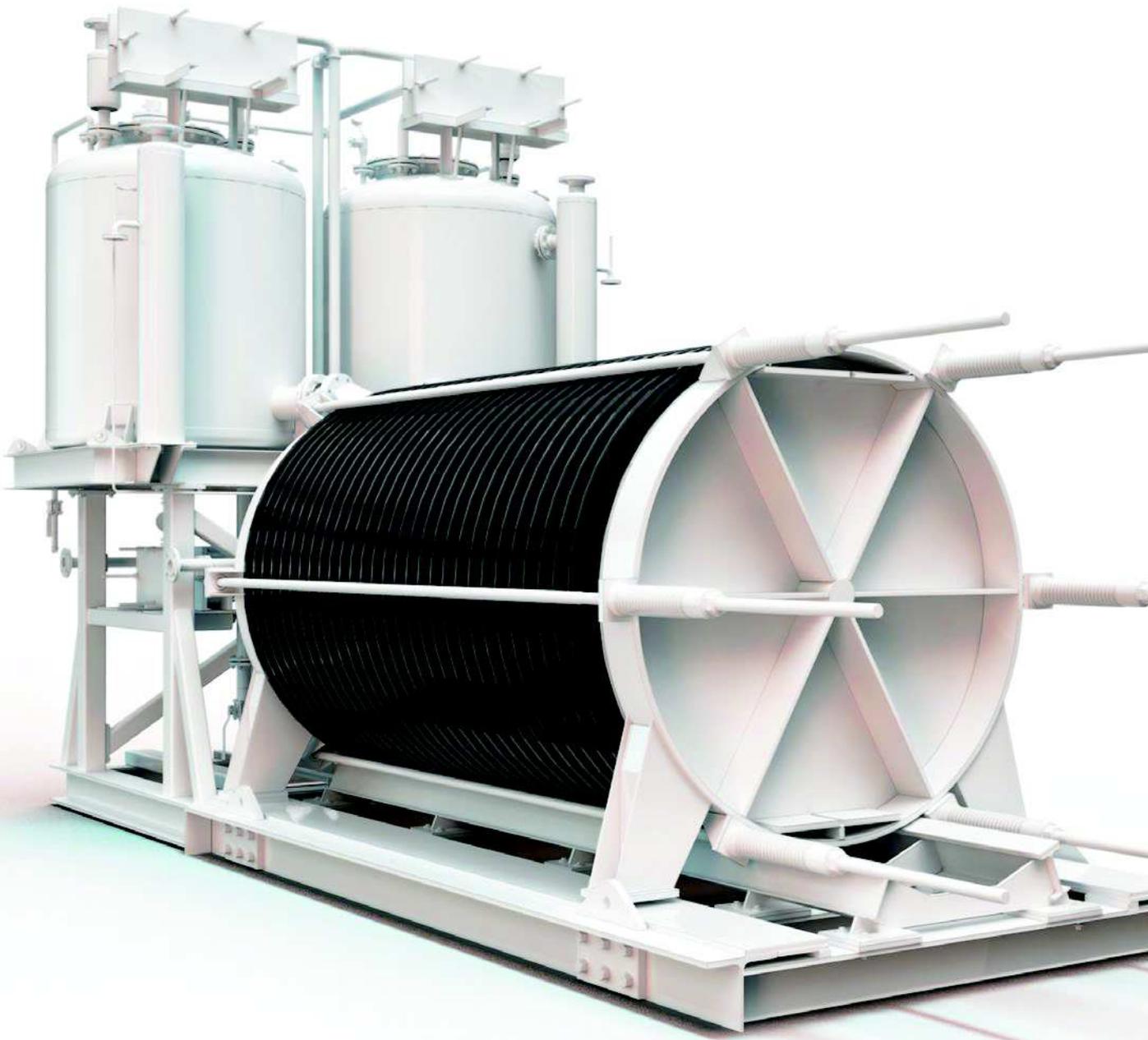
Nel Hydrogen Fueling (formerly H2 Logic) is a leading manufacturer of H2Station® hydrogen fueling stations, that provide FCEVs with the same fast fueling and long range as conventional vehicles. Since incorporating in 2003, Nel Hydrogen Fueling has invested significantly in R&D, bringing H2Station® to a level where products are offered to the early market for roll-out of larger networks of hydrogen fueling stations.



Nel Hydrogen Solutions

Unified delivery of complex renewable hydrogen solutions

As the world turns to renewables, a growing number of hydrogen-based applications are emerging. Our extensive experience with industrial electrolysis and hydrogen fueling represents new opportunities for proven Nel technology and products. Nel Hydrogen Solutions offers efficient system integration, project development and sales across segments and is the only provider of integrated solutions along the entire value chain. Nel industry experts also provide solutions for operations, maintenance, ownership and financing.



Unrivalled electrolyser performance

Nel Hydrogen is the recognised global industry leader in alkaline water electrolyzers. Our water electrolyzers offer a superior choice for industry, power-to-gas and power-to-power applications. The product ranges are sure to meet any customer requirements.



A A-RANGE

The world's most energy efficient electrolyzers, with a cell stack power consumption of down to 3.8 kWh/Nm³ H₂, up to 2.2 MW per stack / 1000 kilos per day.

KEY FEATURES

- Highest efficiency
- Minimum maintenance
- Seamless capacity scaling
- Built for future expansion
- Automatically controlled



C C-RANGE

The re-designed robust, containerised electrolyser solution. Offering the world's smallest footprint for high capacity electrolyser plants at 200 bar.

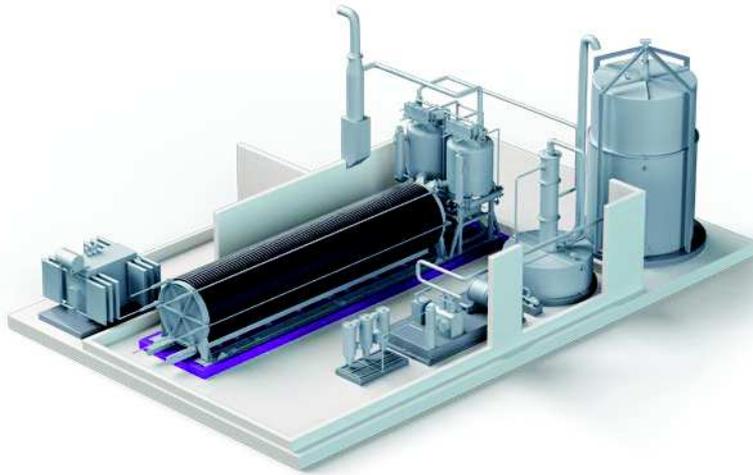
KEY FEATURES

- Turnkey solution. Easy to install and to move.
- Low-cost, minimum of site preparation
- Large capacities, small footprint
- Unattended, effortless to operate
- 200 bar output pressure, wrapped in a simple design

Tailored Solutions

Atmospheric Alkaline Electrolyser

The Nel A-Range represents the most reliable and efficient electrolysers in the world. Our modular concept enables us to deliver customised indoor hydrogen solutions for any application, configuration and size - anywhere. Nel tailors each delivery to any customer requirement, from complete installation of the entire electrolyser plant, to delivery of specific modules according to customer preferences.

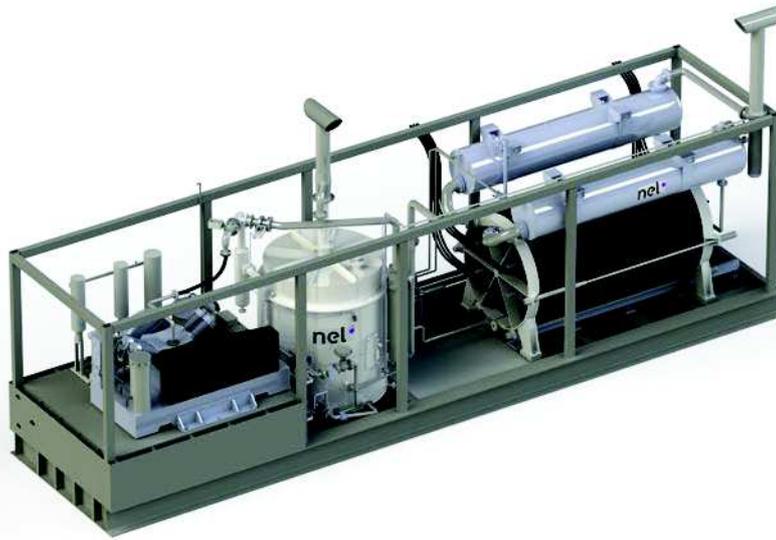


SPECIFICATIONS	Nel A-150	Nel A-300	Nel A-485
Capacity range per unit (Nm ³ H ₂ /hr)	50-150	150-300	300-485
Production capacity dynamic range	15 - 100% of flow range		
DC power consumption	3.8 - 4.4 kWh/Nm ³		
H ₂ purity (%)	99.9 ± 0.1		
<i>After purification</i>			
O ₂ -content in H ₂	< 2 ppm v		
H ₂ O-content in H ₂	< 2 ppm v		
O ₂ purity (%)	99.5 ± 0.2		
H ₂ outlet pressure electrolyser	200 mm WG		
H ₂ outlet pressure after compressor	Flexible range; 1 bar g - 200 bar g		
Dimensions/footprint	Flexible/ ~150m ²	Flexible/ ~200m ²	Flexible/ ~225m ²
Operating temperature	80°C		
Electrolyte	25% KOH aqueous solution		
Feed water consumption	0.9 litre / Nm ³ H ₂		

- Tailored to any demand
- Scaled to any capacity
- Highest reliability in the world
- More efficient than any other electrolyser

Containerised Alkaline Electrolyser

The Nel C-Range wraps world-class electrolyser technology in containers, for fast and robust outdoor installations. This innovative, compact design makes a superior turnkey solution, with an output pressure of 200 bar. Typical applications include hydrogen fueling stations and redistribution of hydrogen for industrial gas companies.

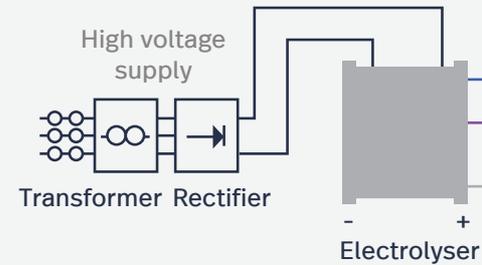


SPECIFICATIONS	Nel C-150	Nel C-300
Capacity range per unit (Nm ³ H ₂ /hr)	150	300
Production capacity dynamic range	15 - 100% of flow range	
DC power consumption	3.8 - 4.4 kWh/Nm ³	
H ₂ purity (%)	99.9 ± 0.1	
<i>After purification</i>		
O ₂ -content in H ₂	< 2 ppm v	
H ₂ O-content in H ₂	< 2 ppm v	
O ₂ purity (%)	99.5 ± 0.2	
H ₂ outlet pressure	30 bar g / 200 bar g	
Dimensions (l x w x h)		
Container 1	12m x 2,9m x 3,6m	12m x 2,9m x 3,6m
Container 2	9m x 2,9m x 3,2m	9m x 2,9m x 3,2m
Container 3		9m x 2,9m x 3,2m
Operating temperature	80°C	
Electrolyte	25% KOH aqueous solution	
Feed water consumption	0.9 litre / Nm ³ H ₂	

- Turnkey for quick and easy start-up
- Large capacity at minimum footprint
- Unattended and effortless operation
- High pressure for storage and distribution

The Process & The Hydrogen Plant

Nel electrolyser plants all consist of standard modules of proven technology, critical for a hydrogen production process that is efficient, safe and reliable:



TRANSFORMER / RECTIFIER

The transformer and rectifier convert the AC high voltage supply into DC current input.

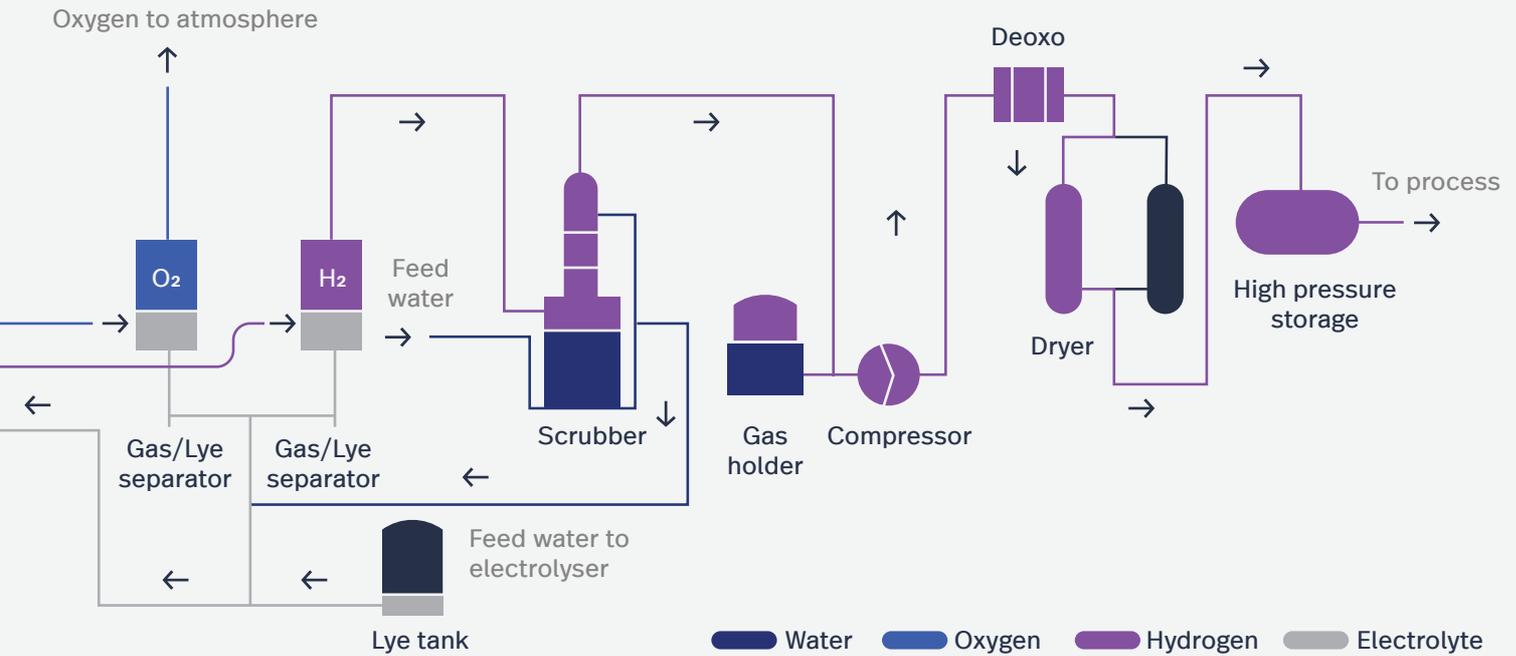
ELECTROLYSER

The electrolyser is of the filter press type with bipolar electrodes separated by non-asbestos diaphragms. Hydrogen gas is generated at the cathode and the oxygen gas at the anode.

ELECTROLYTE SYSTEM

This module consists of two gas separators and the electrolyte recirculation system. The electrolyte is recovered in the separators, then chilled and recycled into the cell block.

Electrolysis is the process of splitting the water molecule into hydrogen and oxygen using electricity. The inputs to this process are simply feed water and the current supplied to the electrolyser.



SCRUBBER

The scrubber has 3 main functions:

- Remove residual traces of electrolyte
- Cool down the hydrogen
- Feed water tank

GAS HOLDER

The gas holder is a buffer tank installed between the electrolyser and the compressor or the process at site.

COMPRESSOR

If required, a compressor is installed to compress the gas from atmospheric pressure in the gas holder to the pressure required for the process or the storage vessel.

DEOXIDISER

Hydrogen generated in the electrolyser is a very pure gas, saturated with water, and its oxygen content doesn't exceed 0.2%. If higher purity is required, the last molecules of oxygen can be removed by catalytic reaction in a deoxidiser.

DRYER

The dryer will dry the gas to reach the suitable dew point. It consists of twin towers filled with a desiccant to absorb the water.

GAS STORAGE

The gas storage provides a back-up solution or ensures the hydrogen make-up for batch applications with uneven gas consumption.

Large scale H₂ plants

Whether you need large quantities of hydrogen for industrial purposes, or utilisation of excess renewable energy for energy storage – we have experience in both fields!

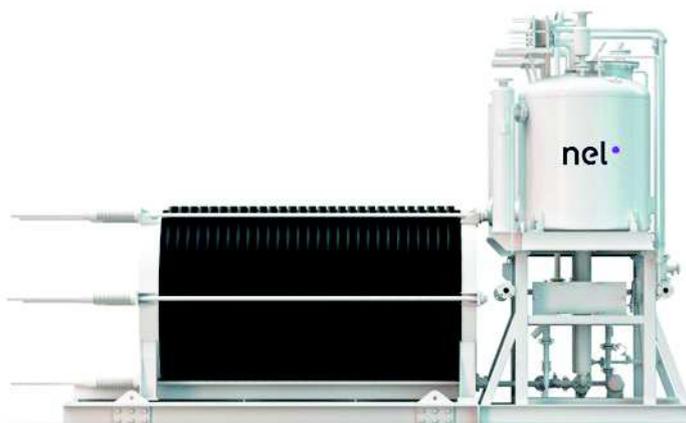
Nel is the acknowledged specialist in large scale electrolyser plants. The very nature of the Nel A-range is seamless capacity upscale from medium to large scale H₂ plants based on water electrolyser technology.

The Nel A-485, installed as parallel units, provide well-proven, highly efficient, reliable and robust technology for multiple MW hydrogen plants.

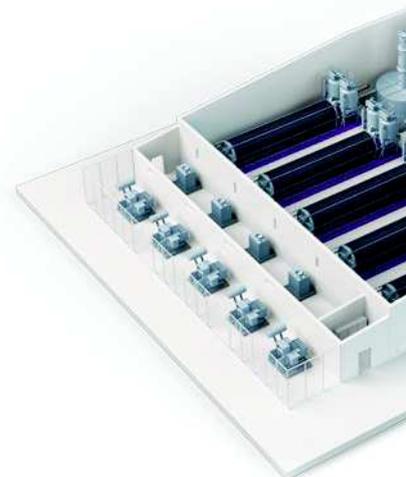
Our experience in large scale plants is exemplified through historical plants exceeding 30,000 Nm³/hr, as well as the recent installation of new plants with an energy capacity of more than 60 MW.



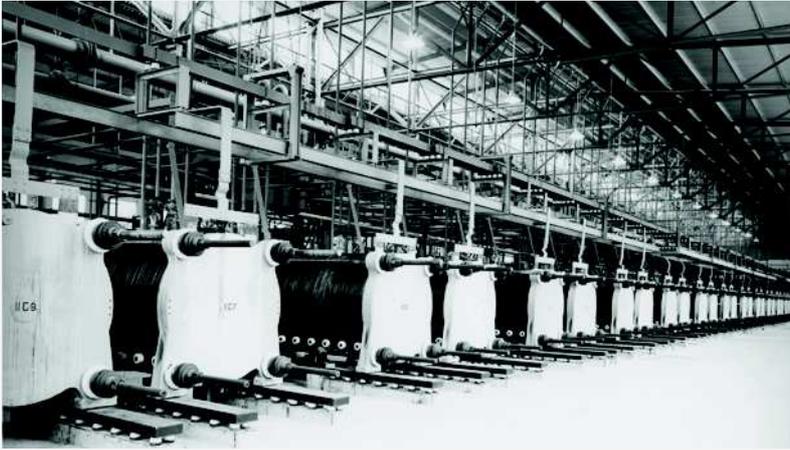
Seamless capacity scaling



2 MW – 1 unit plant

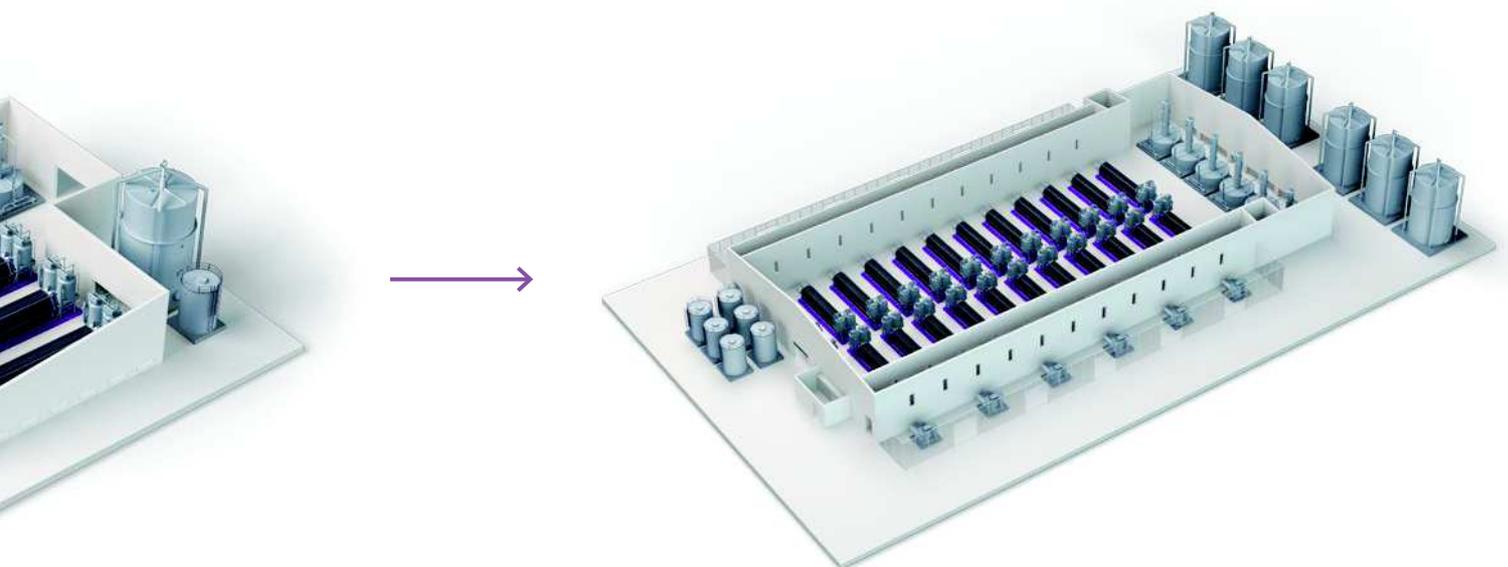
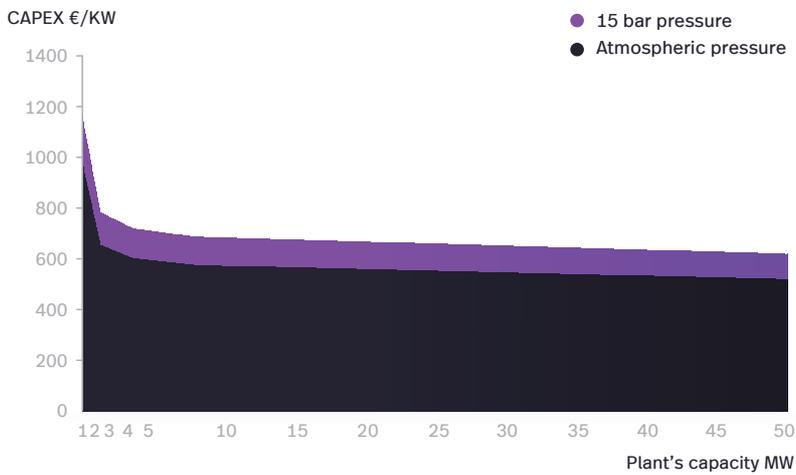


10 MW – 5 unit plant



Case World's Largest Electrolyser Plant

Location:	Glomfjord, Norway
Application:	Ammonia/Fertilizer
Owner:	Norsk Hydro
Period:	1953-1991
Electrolysers:	168 units
H ₂ Capacity:	> 30,000 Nm ³ /hr
Power requirement:	~135 MW



50 MW – 24 unit plant

Our world of electrolysers

Case studies



Nel Hydrogen Electrolyser
NOTODDEN - NORWAY

Industria de Aceite Fino S.A.

Country: Bolivia
Product: Nel A-300
Capacity: 300 Nm³/hour
Application: Edible Oils & Fats
Installed: 2012

Industrias de Aceite Fino, part of the Peruvian Romero Group, is a manufacturer of edible oils & fats, margarine and soap. In 2012 they modernised their hydrogen-production by replacing five smaller electrolysers from various manufacturers with a new Nel A-300.

"The refurbished electrolyser plant works perfectly for us. It is very easy and safe in operation compared to what we were used to. In addition we have made savings in our energy costs with this electrolyser."

Cesar Campoverde, Production Manager

Illovo Sugar SA (Ltd)

Country: South Africa
Product: Nel A-485
Capacity: 360 Nm³/hour
Application: Production of Furfuryl Alcohol
Installed: 1983

Illovo Sugar is Africa's largest producer of sugar and downstream products. The hydrogen is used for the production of furfuryl alcohol. During a plant expansion in 1983, a Nel A-485 with a capacity of 360 Nm³/hour hydrogen was purchased and commissioned.

"The original electrolyser is still in operation today and is extremely reliable. The electrolyser runs at full capacity 24 hours a day. No significant maintenance is required on the unit until the planned routine overhaul. Since sanctions were lifted in South Africa, Nel Hydrogen has been providing Illovo Sugar with spares and proficient professional expertise also through the company RTS that was appointed Nel Hydrogen representative in South Africa in 1996."

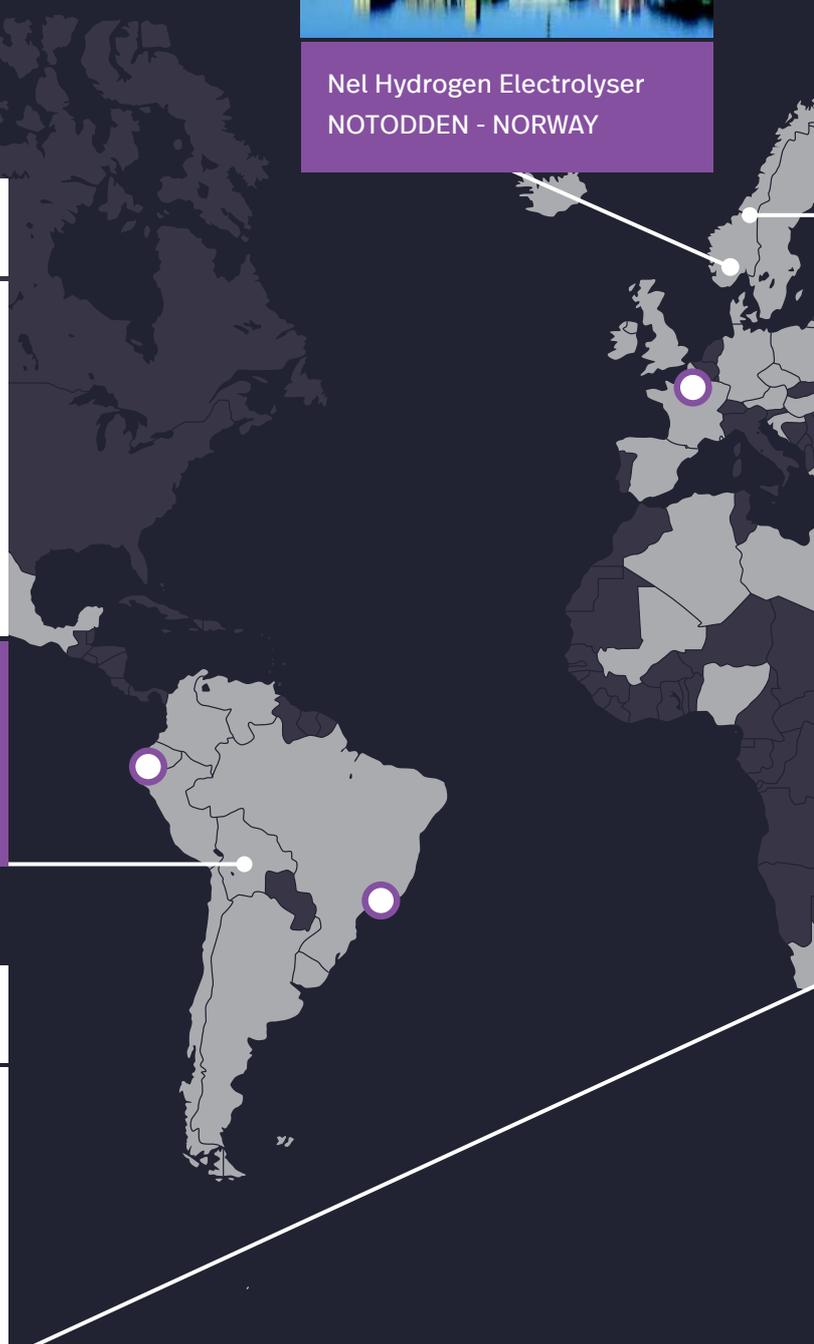
Alastair Warman, Engineering Manager, Downstream Products

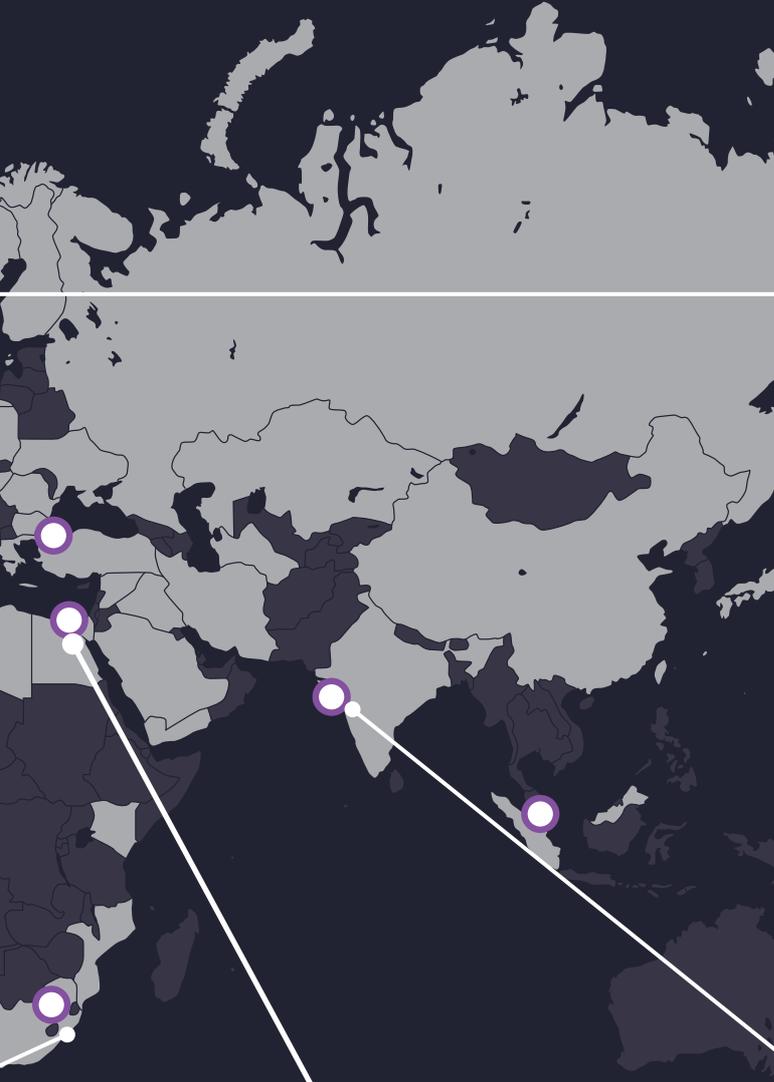


Nel sales representatives



Countries with installed Nel electrolysers





Guardian – Egyptian Glass Company

Country: Egypt
Product: Nel A-150
Capacity: 120 Nm³/hour
Application: Float Glass
Installed: 1998

Guardian is one of the major global float glass manufacturers with numerous factories worldwide. As reliable supply of hydrogen is extremely critical for the continuous operation of these large glass factories, many companies install full redundancy on their electrolyser plant. Egyptian Glass has however been relying 100% on one electrolyser only – a Nel A-150.

“Since the start-up of the plant in May 1998, we have enjoyed a stable production with high gas purity, without any problems whatsoever.”

Ihab Ishak, Utility Manager

ASKO Midt-Norge AS

Country: Norway
Product: Nel C-150
Capacity: 150 Nm³/hour
Application: Transport – H₂ Mobility
Installed: 2017

Norway’s largest grocery wholesaler, ASKO, is committed to becoming climate neutral through zero emission transportation. With more than 600 trucks on the road every day, ASKO is also one of the largest transport companies in the country. At their distribution hub in Trondheim, 3 Scania distribution trucks as well as 10 forklift trucks will run on hydrogen produced by Nel’s new containerised unit, the Nel C-150. In addition, a Nel H2Station@ with 3 separate dispensers will fuel cars, trucks and forklift trucks.

“ASKO searched the market for producers who have built and commissioned larger hydrogen production plants and fueling station solutions with strong operating results, and after an extensive tendering process the choice fell on Nel.”

Jørn Arvid Endresen, CEO, ASKO Midt-Norge.

Reliance Industries Ltd.

Country: India
Product: 2 x Nel A-300, 2 x Nel A-485
Capacity: Total – 1 404 Nm³/hour
Application: Petrochemicals
Installed: 1996, 2005, 2014

Reliance Industries Ltd (RIL) is the largest private sector company in India and operates in a vast number of sectors such as oil & gas, refining, petrochemicals, textiles, retail and communication. Since 1996 RIL has purchased 4 electrolyser units from Nel. The first 3 are installed in Hazira, Gujarat State and the last unit in Dahej, Gujarat State. The electrolysers installed at RIL’s plants serve as a secure back-up and alternative hydrogen source for production of PTA (Purified Terephthalic Acid). PTA is a chemical used primarily in the manufacture of polyester, for clothing and plastic bottles.

Recognised by our customers

From Ecuador to Japan and from South Africa to Finland: Nel electrolysers are used by customers in 60 countries across the globe. We are recognised for our reliability among our global, regional and national partner companies across a wide span of industries.

Are you next?

Nel builds each hydrogen plant to customer requirements, delivering complete turnkey solutions or selected modules. We can also assist with operations, maintenance, ownership and financing. Please get in touch and together we can discuss your plans and ideas.

Markets we serve



Renewable
Energy



Polysilicon
Industry



Food
Industry



Glass
Industry



Transport
Sector



Power
Industry



Chemical
Industry



Steel
Industry

The benchmark of hydrogen fueling

We offer the highest reported availability in the world, and as we were the first to comply with the latest standards for refueling, our solutions for hydrogen production and fueling set a benchmark for others to follow.

From the first dispenser to establishing complete nationwide fueling networks, Nel is ready for delivery.

The H2Station® is the latest generation hydrogen fueling station for Fuel Cell Electric Vehicles, providing fast fueling with long range according to international standards. The H2Station® offers the world's most compact footprint, and is based on years of operational experience in the field and is renowned for providing high fueling reliability.

H2Station®

CAPACITY

Daily capacity of up to 500 kg per day

• Maximum capacity: 120 kg/h @ 35MPa

35 kg/h @ 70MPa

MANUFACTURING CAPABILITY

Lean volume manufacturing capability of up to 300 stations / year.





Your hydrogen solutions development partner

Moving into hydrogen means tackling new territory and many opportunities. Investing in renewable hydrogen infrastructure requires solid solutions for operation, maintenance, ownership and financing. We know that technological advancement takes place in a wider context, and here we can give advice, facilitate and play different roles. Committed to the success of every customer, Nel has valuable experience across categories, covering most aspects of hydrogen entrepreneurship.

Solutions for

HYDROGEN FUELING NETWORKS

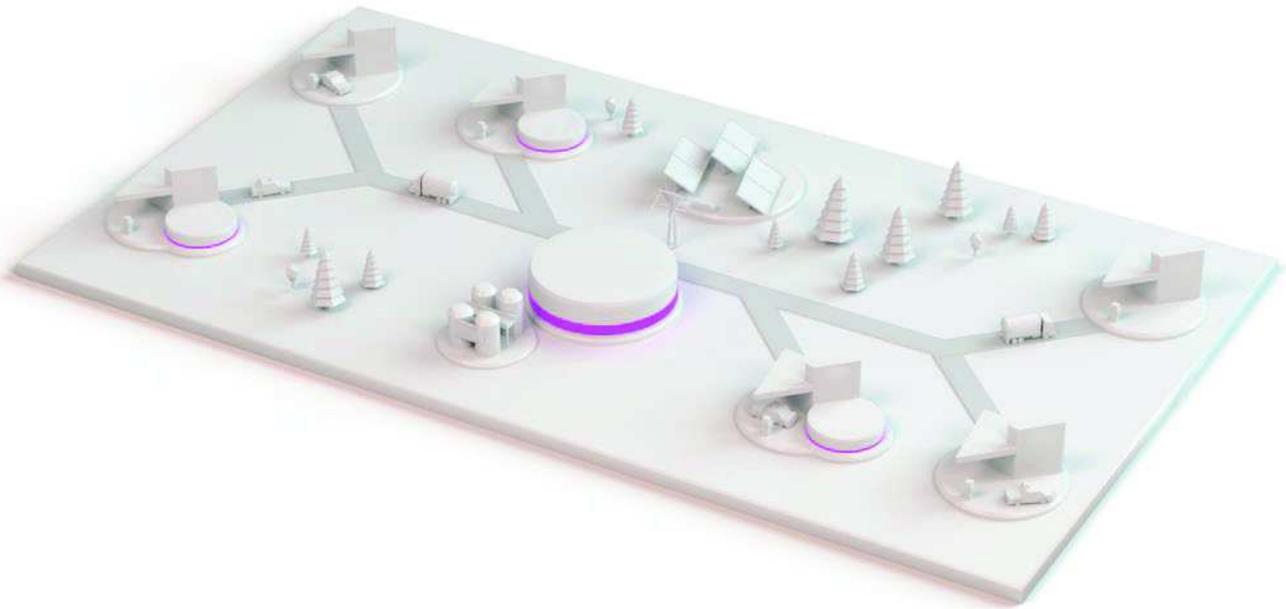
Existing oil and gas companies or new fueling companies position themselves for the coming of hydrogen powered Fuel Cell Electrical Vehicles (FCEV).

LOCAL HYDROGEN PRODUCTION AND FUELING

With complete turnkey hydrogen production and fueling solutions – we can provide fossil fuel cost competitive fueling of fleets of cars, busses, trucks, forklifts and trains.

RENEWABLE ENERGY STORAGE

Hydrogen will play a major part in tomorrow's society, offering intermediate energy storage in renewable energy systems.



- Centralized electrolyser
- Station with onsite production
- Station with delivered hydrogen



In 2011 we began the construction of a network of H2Station® for the entire country of Denmark. Today a total of ten H2Station® are in operation, providing fuel on a daily basis to the growing fleet of fuel cell electric vehicles. 

nelhydrogen.com



Nel Hydrogen Electrolyser
sales@nelhydrogen.com