

Transición Energética en la Península Ibérica

PONENTE: José Ignacio Linares

TEMA: DESCARBONIZACIÓN DE LA INDUSTRIA

PRESENTACIÓN

- La Cátedra Fundación Repsol de Transición Energética en Comillas-ICAI está dedicada a la **descarbonización de la industria**
- Llevamos a cabo estudios sobre nuevas tecnologías de descarbonización, en contacto con la industria
- Casos estudiados hasta ahora:
 - Automóvil: bombas de calor, redes de distrito
 - Cerámica: biohidrógeno / biometano
 - Cemento: biohidrógeno / WHR a través de ORC
 - Papel: bomba de calor / biogás
 - Cerveza: bomba de calor / biogás
- Se van a exponer algunos de los casos analizado

AGENDA

- Bombas de calor de alta temperatura
 - Fundamentos
 - Aplicaciones:
 - Producción de agua caliente
 - Producción de vapor
 - Integración frío/calor
- Biohidrógeno con emisiones negativas
 - Fundamentos
 - Costes
 - Aplicación a la industria del refino

BOMBAS DE CALOR DE ALTA TEMPERATURA

BOMBAS DE CALOR EN LA INDUSTRIA

- Elemento de electrificación
- Descarbonización por efecto doble: electricidad baja en carbono y calor residual
- Normalmente la fuente es un calor de proceso (drenajes, refrigeraciones...) más que aerotérmica/geotérmica
- Hasta 100 °C es tecnología disponible

ESTADO DEL ARTE BC ALTA TEMPERATURA

Temperaturas suministro: **100-280°C:**

- **4 < TRL < 9**
- **30 kW < calor útil < 70 MW**
- **200 €/kWt < CAPEX < 1500 €/kWt**

Disponibilidad de modelos comerciales:

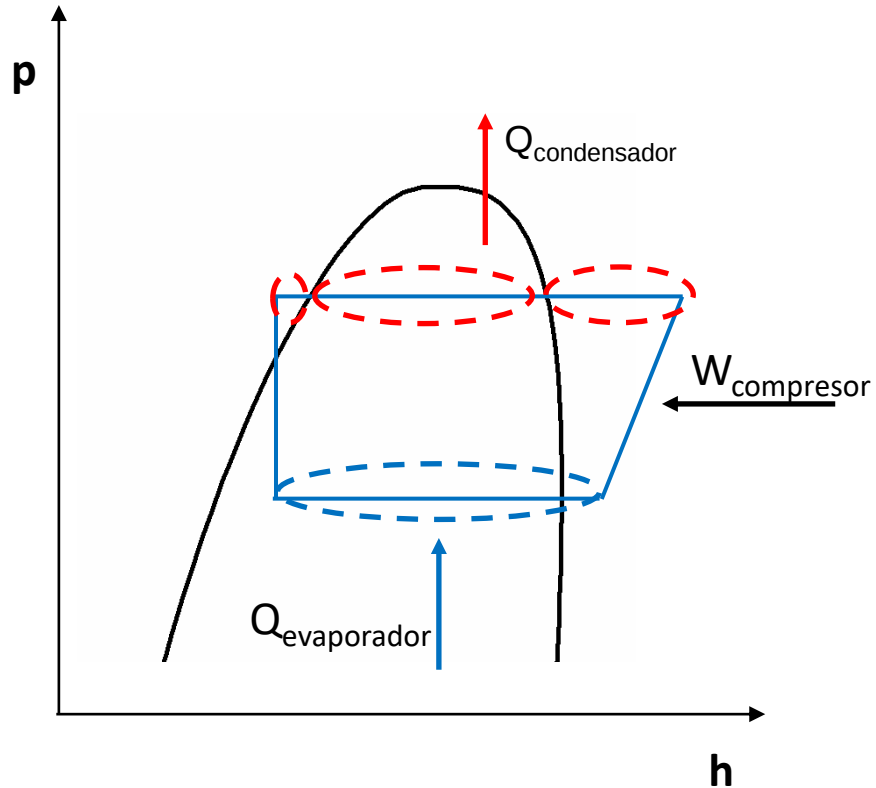
2024-25 hasta 120 °C

2025-26 hasta 160 °C

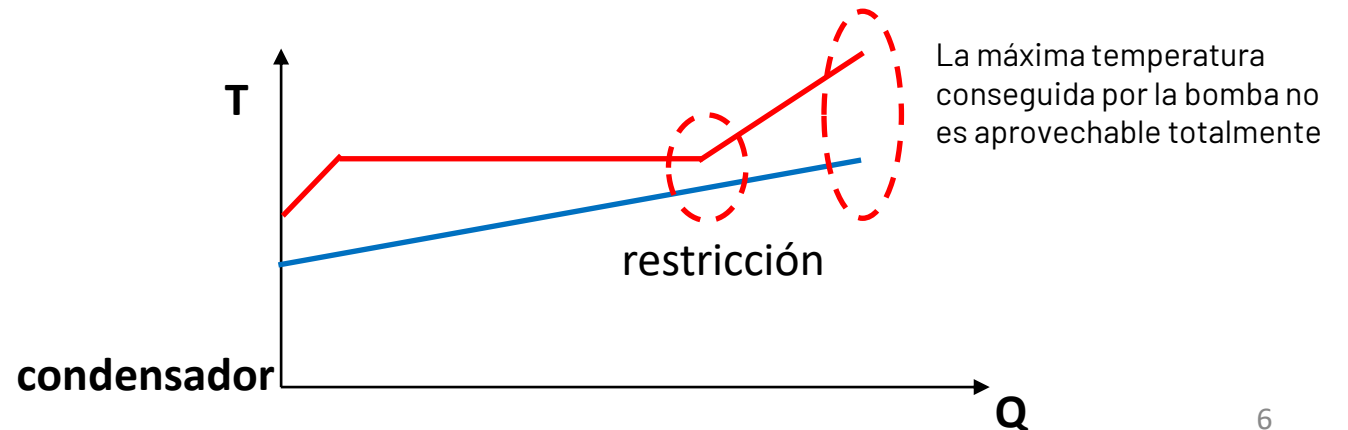
2026-27 > 160 °C

[[TCP-IEA Annex 58 Task 1](#)]

TECNOLOGÍA RANKINE (convencional)

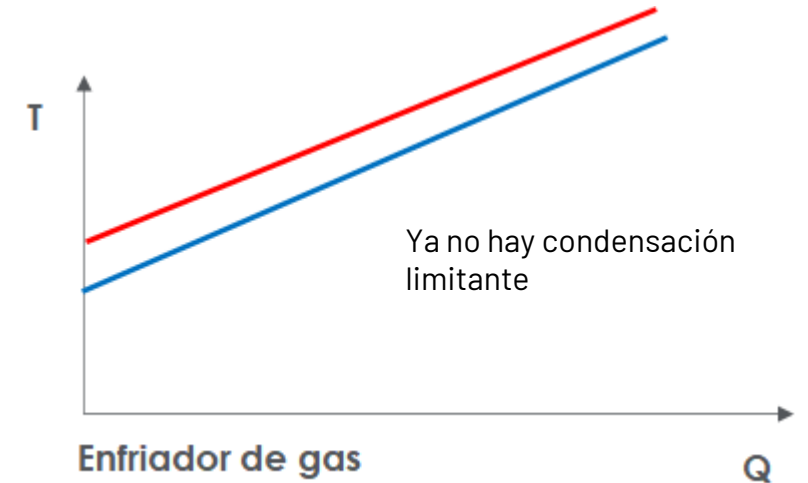
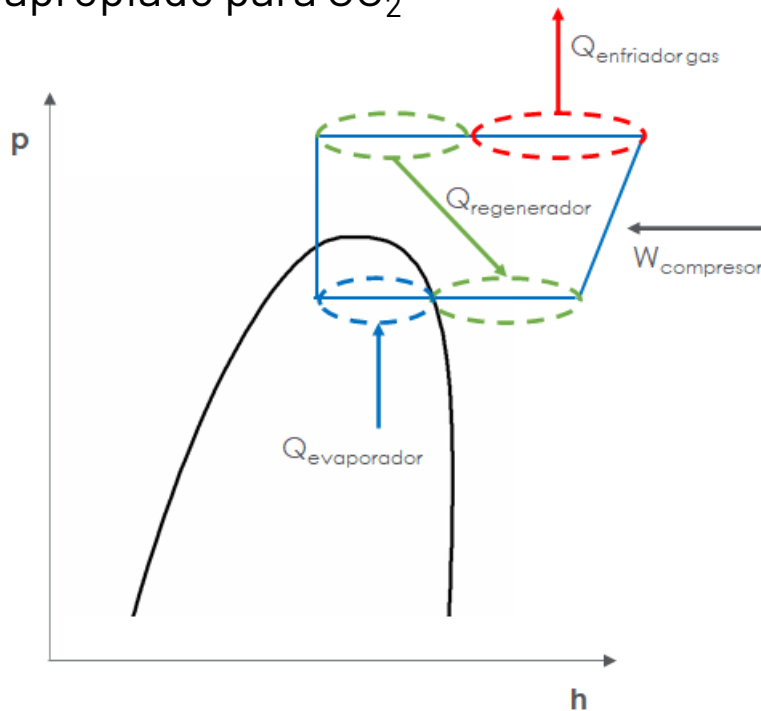


- En la cesión de calor:
 - Tramos sensibles (variación de temperatura): principalmente desrecalentamiento, pero también subenfriamiento
 - Tramo de cambio de fase: temperatura constante: límite para cesión de calor
- Opcionalmente se puede usar un regenerador
- La propia sustancia limita las temperaturas de operación.



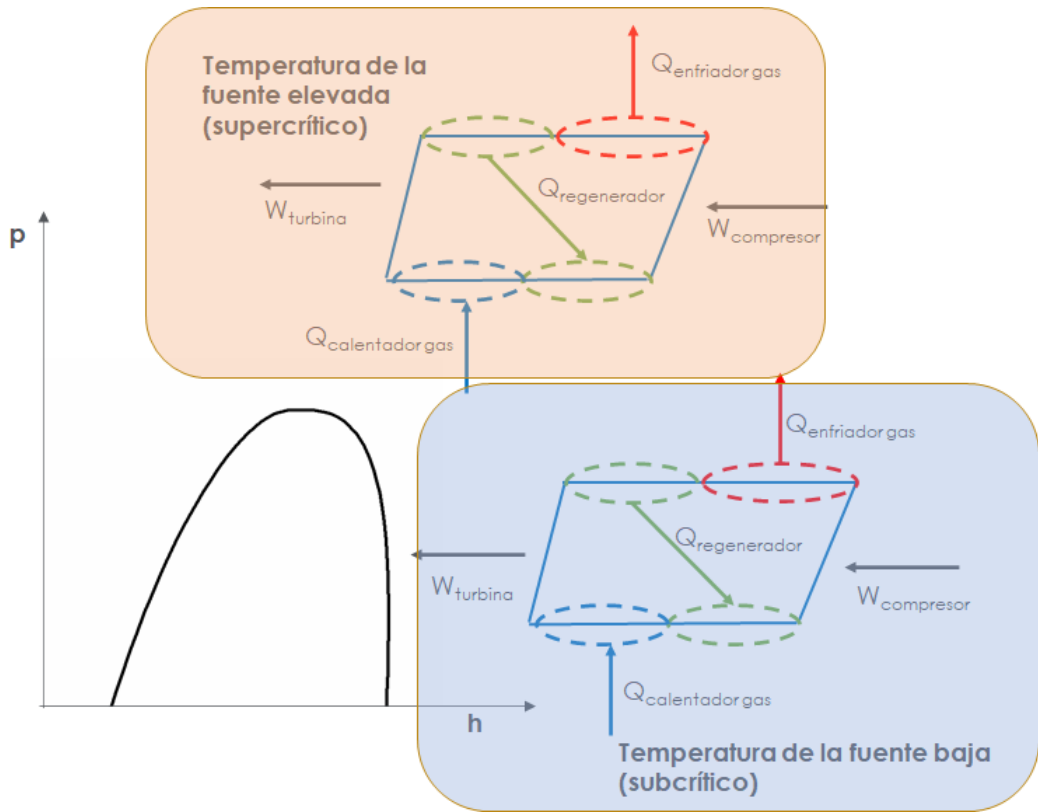
TECNOLOGÍA RANKINE (transcrítico)

- La cesión de calor ocurre sin cambio de fase
- Normalmente se emplea un regenerador para precalentar la salida del evaporador y alcanzar así mayores temperaturas a la salida del compresor
- Opcionalmente se puede poner expansor (en zona monofásica)
- Ciclo muy apropiado para CO_2



TECNOLOGÍA BRAYTON

- Versión supercrítico para fuente de alta temperatura

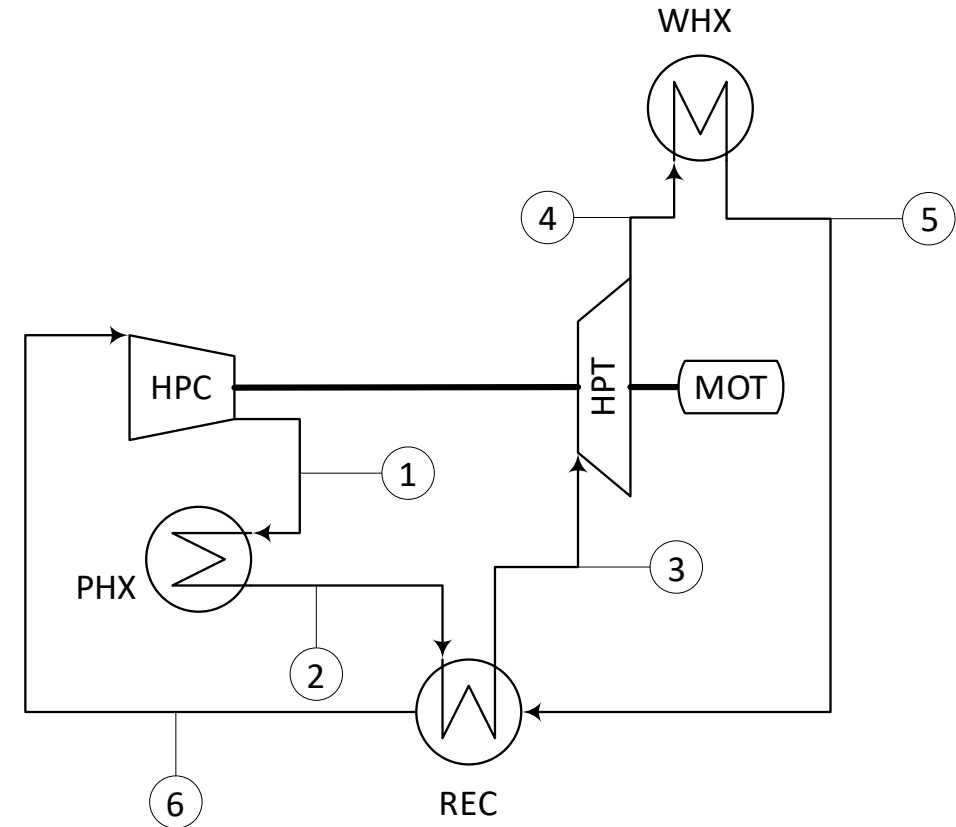


- Versión subcrítico para fuente de baja temperatura

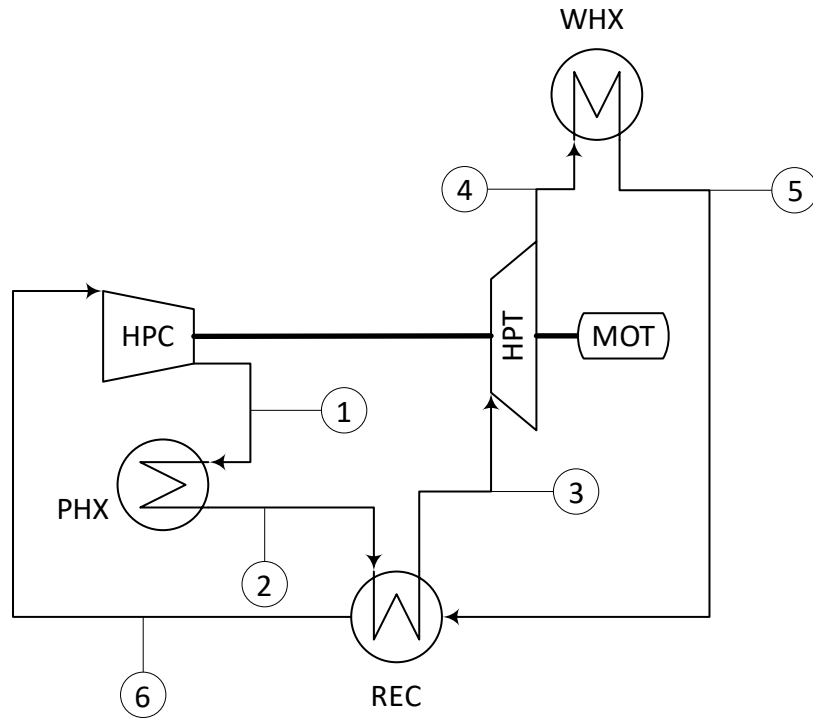
- Recorrido por un gas. La cesión de calor ocurre sin cambio de fase (más adecuado a fuentes/demandas sensibles)
- Se emplea regenerador
- CO_2 muy adecuado para reducir tamaños
- Los equipos son turbomáquinas, no máquinas volumétricas (facilidad para alcanzar altas temperaturas)
- Es el ciclo de las "turbinas de gas", pero recorrido al revés y sin combustión

TECNOLOGÍA BRAYTON

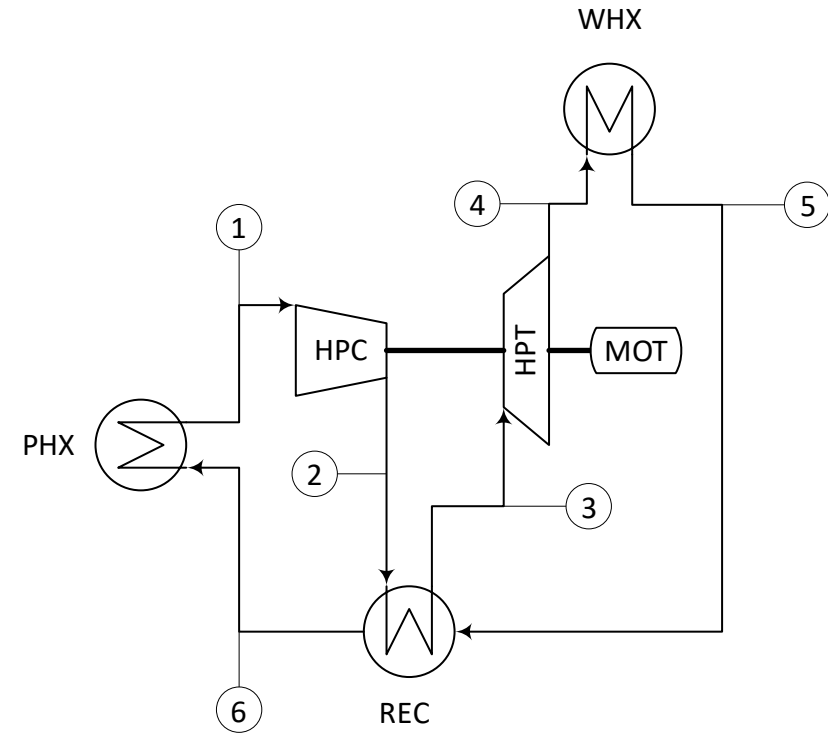
- Ciclo regenerativo para alcanzar T[2] razonablemente alta
- WHX, intercambiador de calor de la fuente (calienta el gas), en el lado de baja presión
- PHX, intercambiador de calor del producto (enfía el gas), en el lado de alta presión
- Tener el CO₂ a alta presión en el PHX dificulta el almacenamiento



TECNOLOGÍA BRAYTON



- PHX en el lado de alta presión
- Mejor opción sin almacenamiento, o almacenamiento en agua o aceite térmico



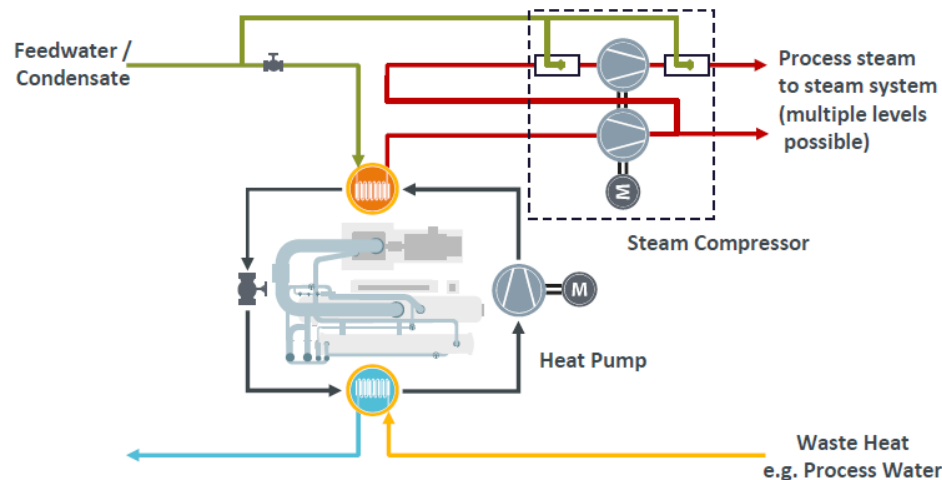
- PHX en el lado de baja presión
- Mejor opción si se requiere almacenamiento en sales o gases

TECNOLOGÍA HP + STEAM COMPRESSOR

- Si se busca obtener vapor se puede recurrir a una bomba convencional para producir vapor a presión cercana al ambiente y luego presurizarlo en un compresor

HEAT PUMP + STEAM COMPRESSION FOR STEAM GENERATION

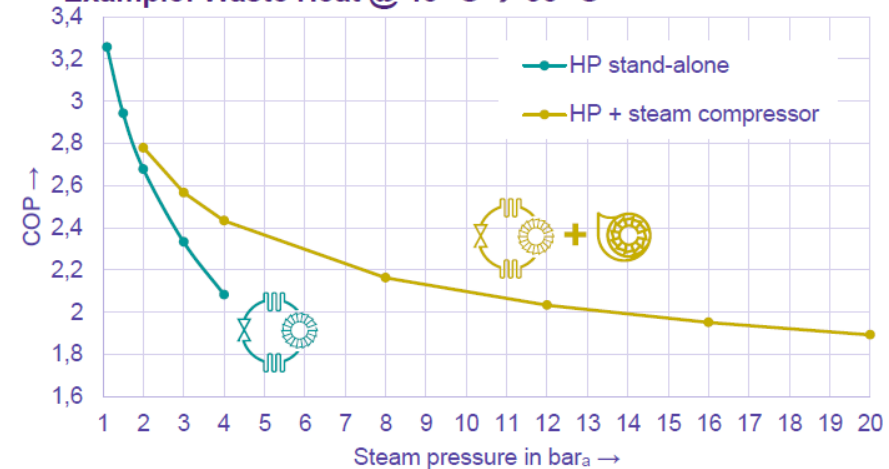
Example: Steam from Waste Heat



WORKING PRINCIPLE

- High temperature heat pump utilizes waste heat from process water to produce saturated steam from feedwater
- Saturated steam is fed to steam compressor (multi-stage intercooled)
- Final adjustment of steam parameters by attenuation

Impact of additional steam compression, Example: Waste Heat @ 45 °C → 35 °C

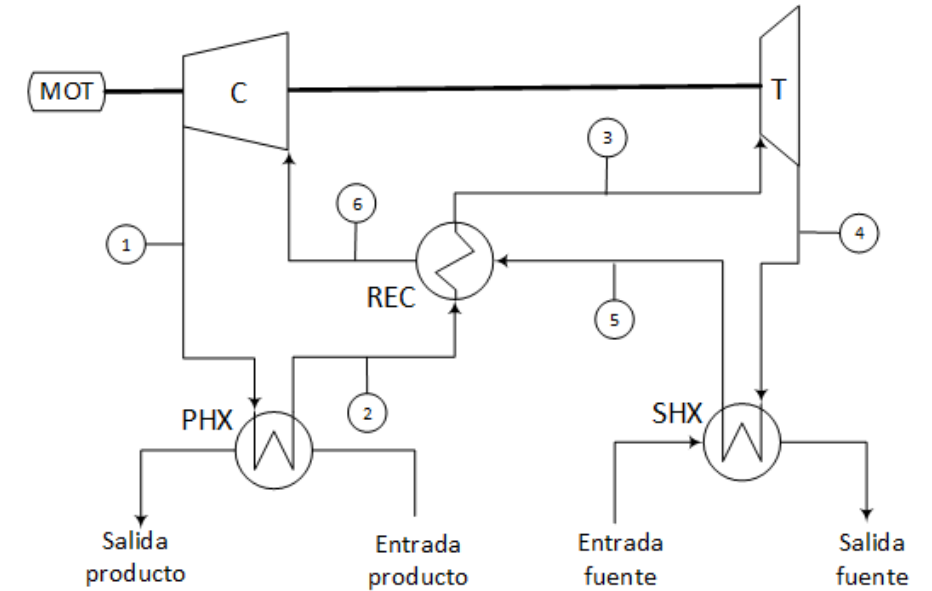


MAIN LEVERS ON COP

- **Required steam pressure: the higher the steam pressure the lower the COP → Every 0.5 bar counts**
- Temperature level of waste heat: the lower the temperature level of the waste heat the lower the COP

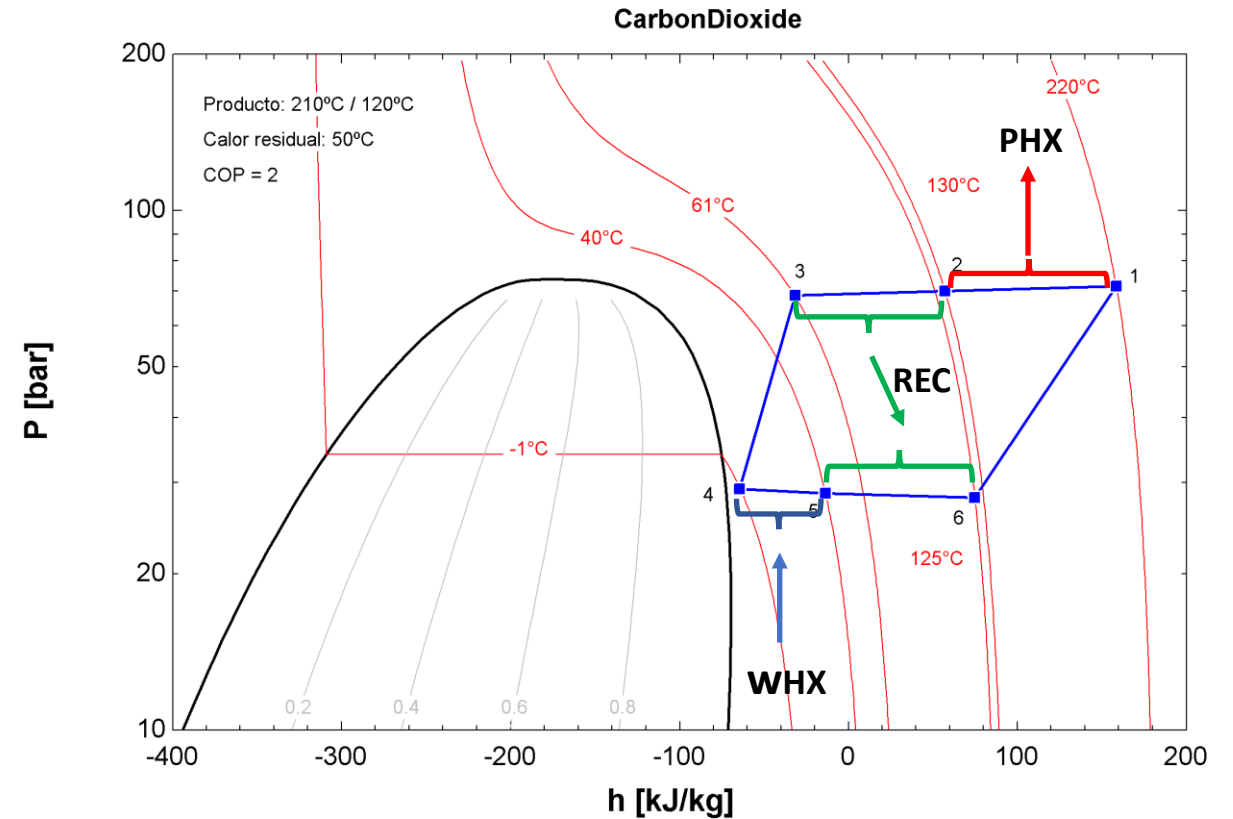
CASO 1: AGUA CALIENTE SIN ALMACENAMIENTO

- Producto: agua caliente 210 °C/ 120 °C
- Fuente: dos casos: calor residual a 100 °C o 50 °C
- No es necesario almacenamiento térmico (por el tipo de proceso)
- Empleo de campo FV para alimentar la bomba de calor



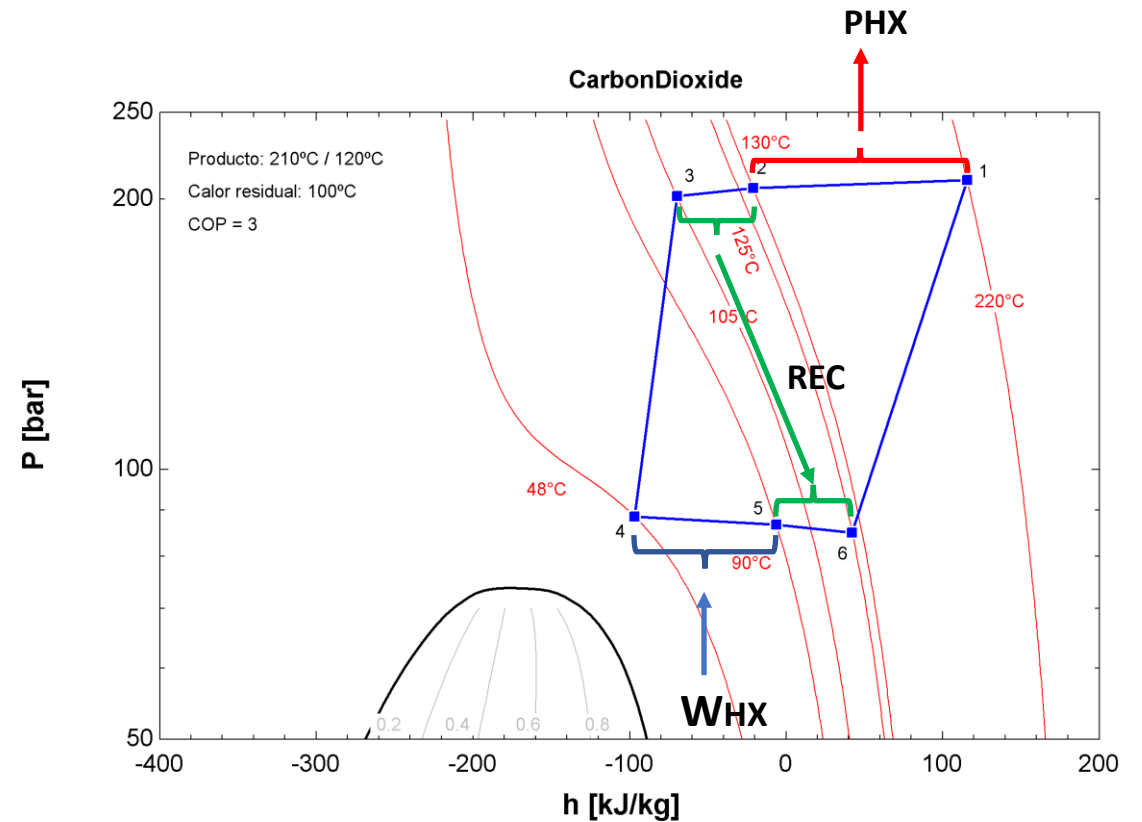
CASO 1: AGUA CALIENTE SIN ALMACENAMIENTO

- **Calor residual a 50 °C**
- Calor residual (WHX)
 - ✓ Entrada a 50 °C
 - ✓ Salida a 9 °C
- Producto (PHX)
 - ✓ Entra agua a 120 °C
 - ✓ Sale agua a 210 °C
- **COP = 2**
- La salida puede utilizarse como fuente para enfriadoras
- Se desplaza el ciclo a la baja presión para lograr una salida del agua de la fuente baja y recuperar más calor



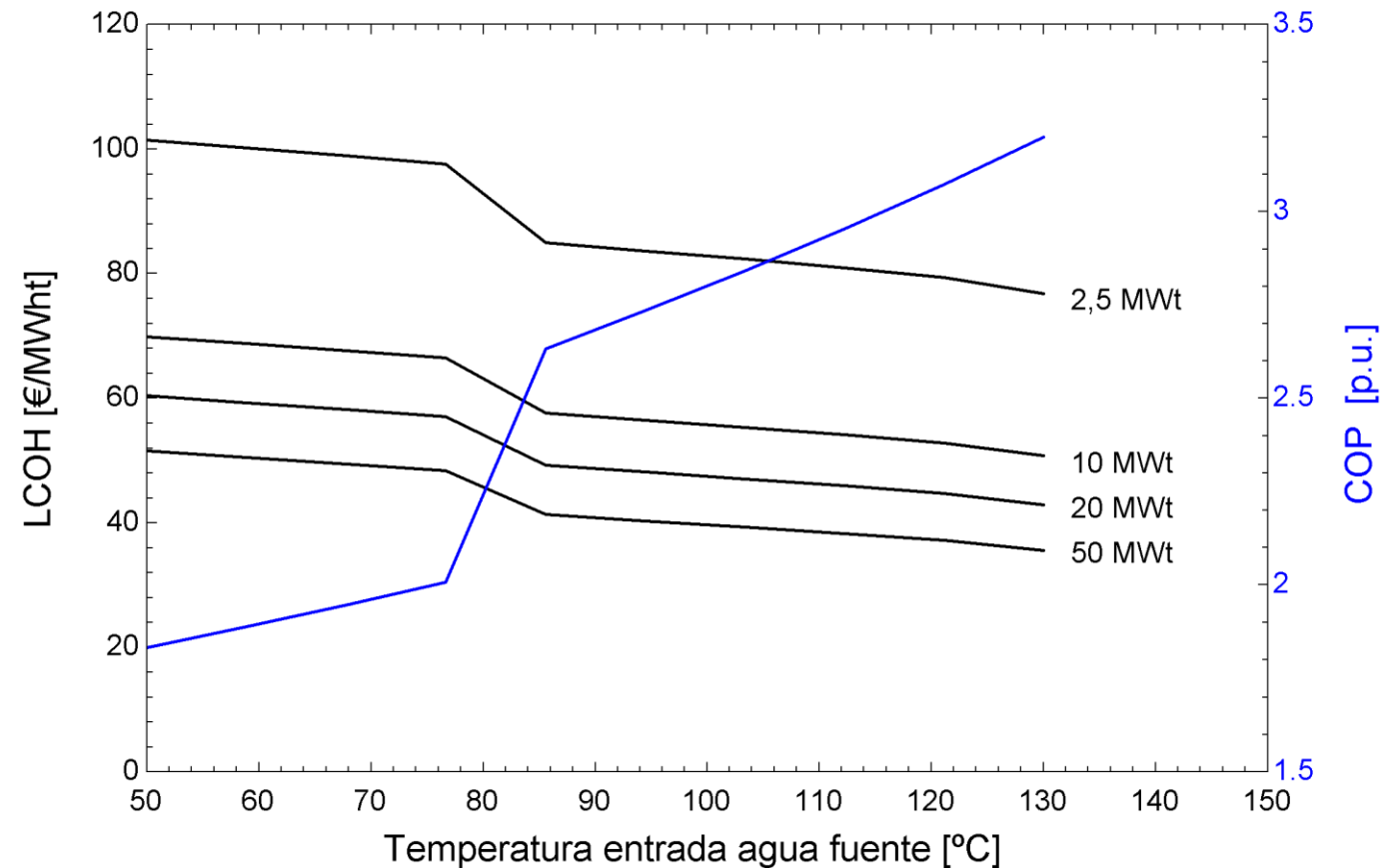
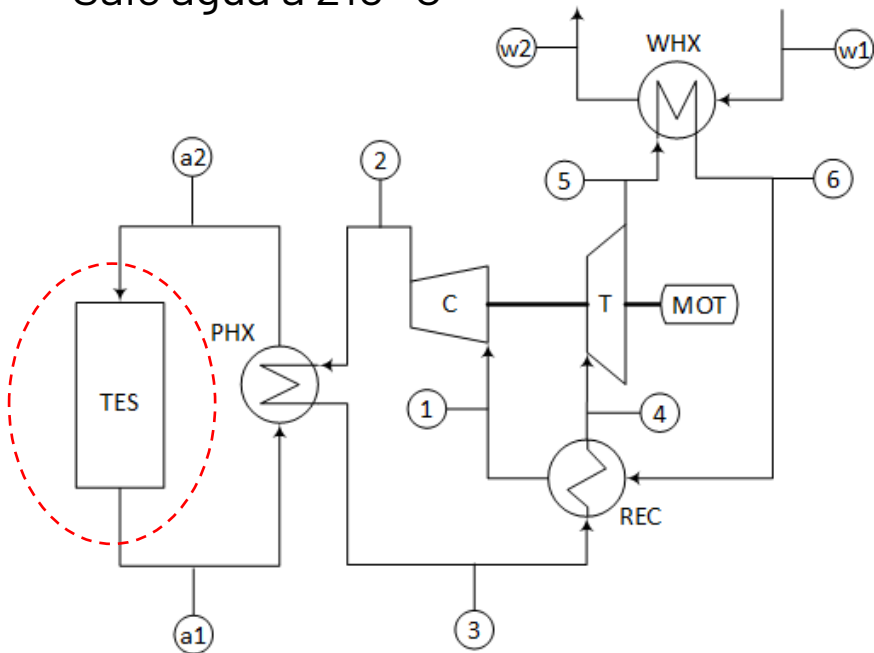
CASO 1: AGUA CALIENTE SIN ALMACENAMIENTO

- **Calor residual a 100 °C**
- Calor residual (SHX)
 - ✓ Entrada a 100 °C
 - ✓ Salida a 58 °C
- Producto (PHX)
 - ✓ Entra agua a 120 °C
 - ✓ Sale agua a 210 °C
- **COP = 3**
- La salida puede utilizarse como fuente para precalentar
- La fuente está a más alta temperatura y podemos subir las presiones del ciclo



CASO 2: AGUA CALIENTE CON ALMACENAMIENTO

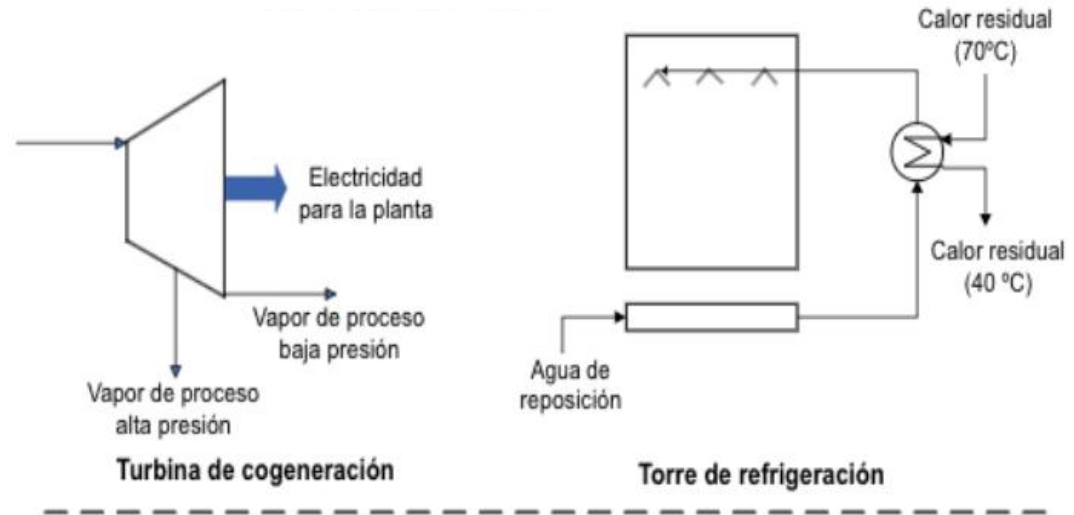
- Agua como fluido calorportador tanto en la fuente como en el producto
- Almacenamiento del producto en tanque con termoclina.
- Producción en 12 horas (7 FV, 5 eólicas)
- Producto (PHX)
 - ✓ Entra agua a 120 °C
 - ✓ Sale agua a 210 °C



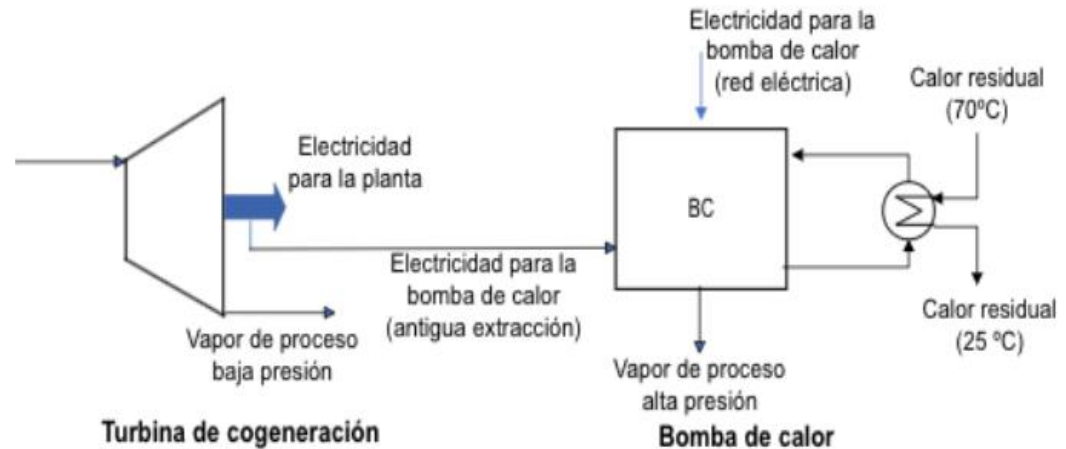
CASO 3: PRODUCCIÓN DE VAPOR

Industria de producción
de pasta de papel

**Situación
actual**



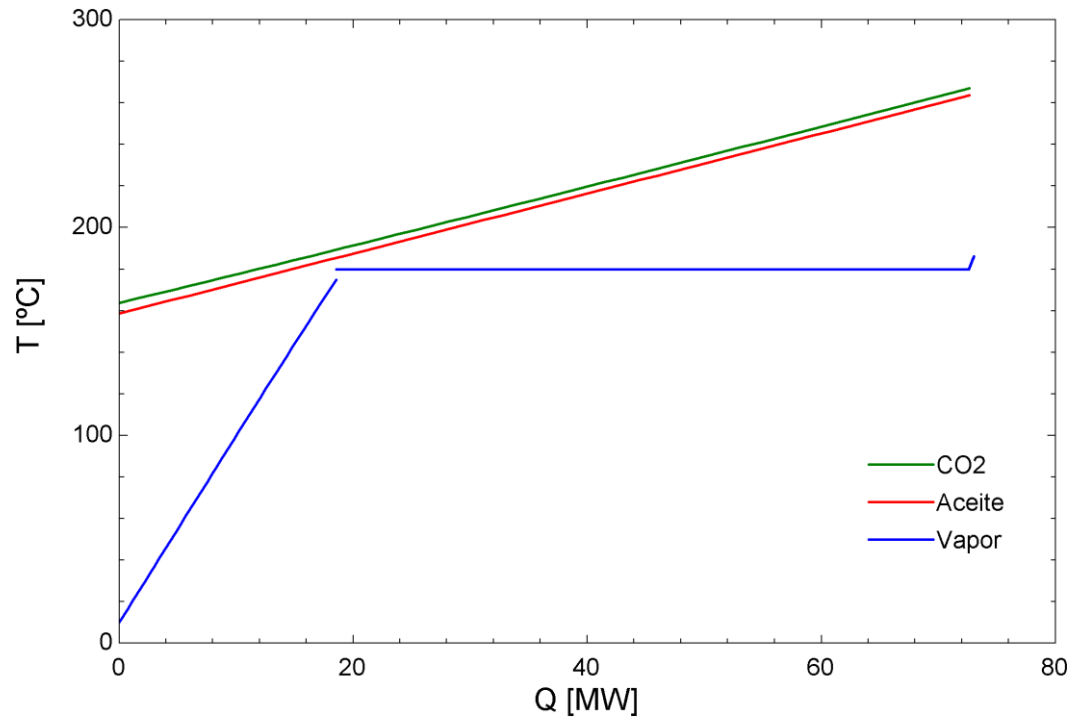
**Tras integrar la
bomba de calor**



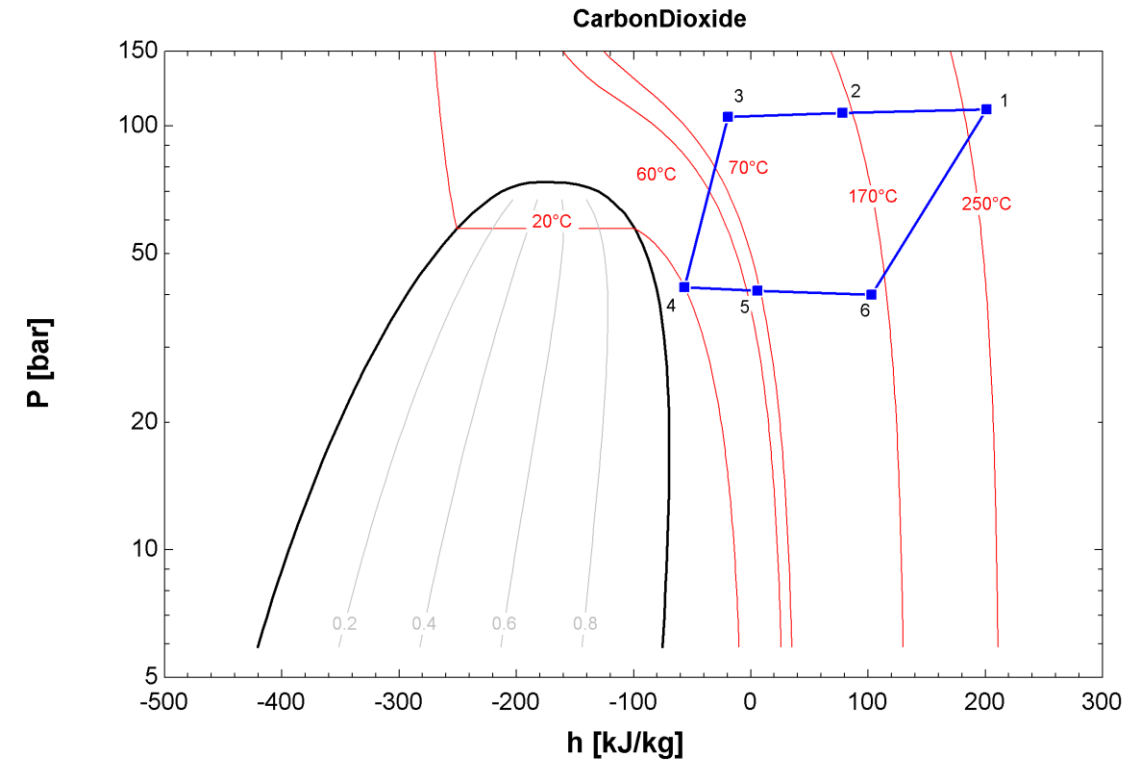
[[A. González-Alonso, Master Thesis, 2024](#)]

CASO 3: PRODUCCIÓN DE VAPOR

Industria de producción de pasta de papel



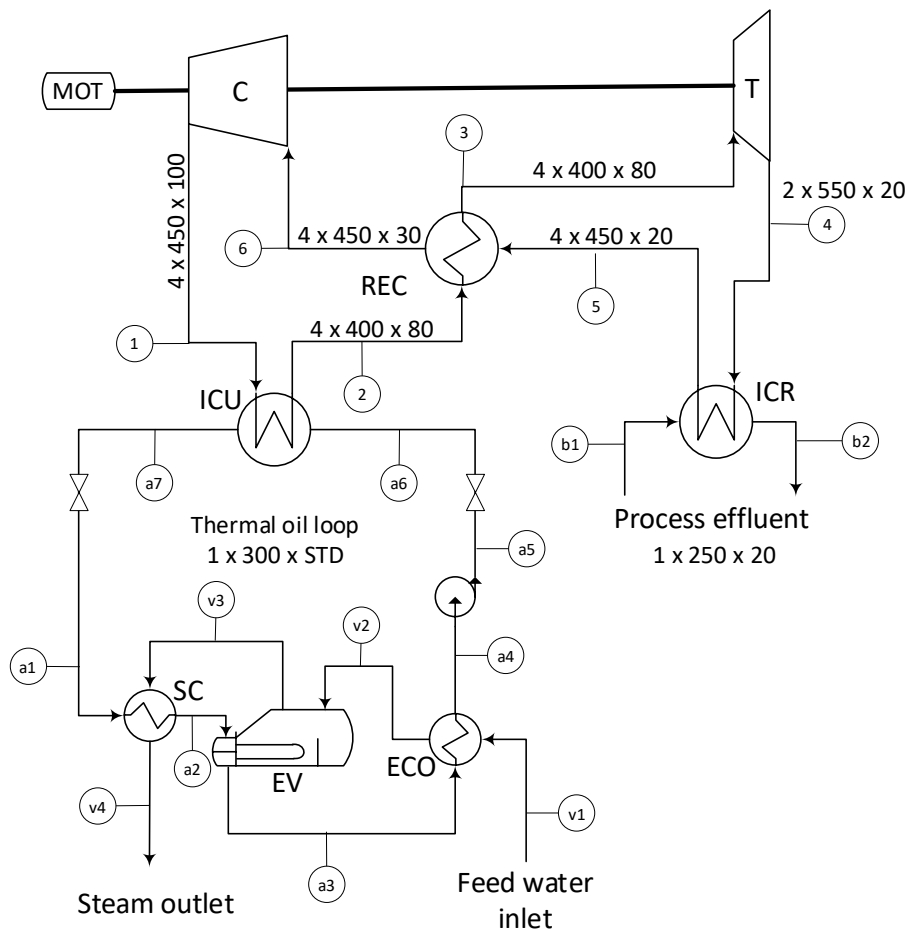
- Efluente de proceso: 70 °C → 25 °C
- Vapor: 10 °C (río) → 186 °C (10 bara); 96 t/h



- Consumo bomba de calor: 36 MWe
- Calor residual: 37 MWth
- Vapor: 73 MWth
- **COP = 2.03**

CASO 3: PRODUCCIÓN DE VAPOR

Industria de producción de pasta de papel



Dimensionado de la bomba de calor

Tabla 2: Inversión requerida por los intercambiadores

Inter.	UA [W/(m ² K)]	PEC [€]	ONSC [€]	FCI [€]
ICU	4.341.593	5.030.473	6.539.614	8.174.518
ICR	2.207.637	3.020.128	3.926.166	4.907.708
REC	5.087.890	5.669.939	7.370.920	9.213.651
Total HXs		13.720.539	17.836.701	22.295.876

Tabla 3: Inversión requerida por equipos rotativos

	Potencia [MW]	PEC [€]	ONSC [€]	FCI [€]
Compresor	57,851	6.214.692	8.079.100	10.098.875
Turbina	22,067	1.020.367	1.326.477	1.658.096
Motor	35,784	3.493.448	4.541.482	5.676.853
Total		10.728.507	13.947.059	17.433.824

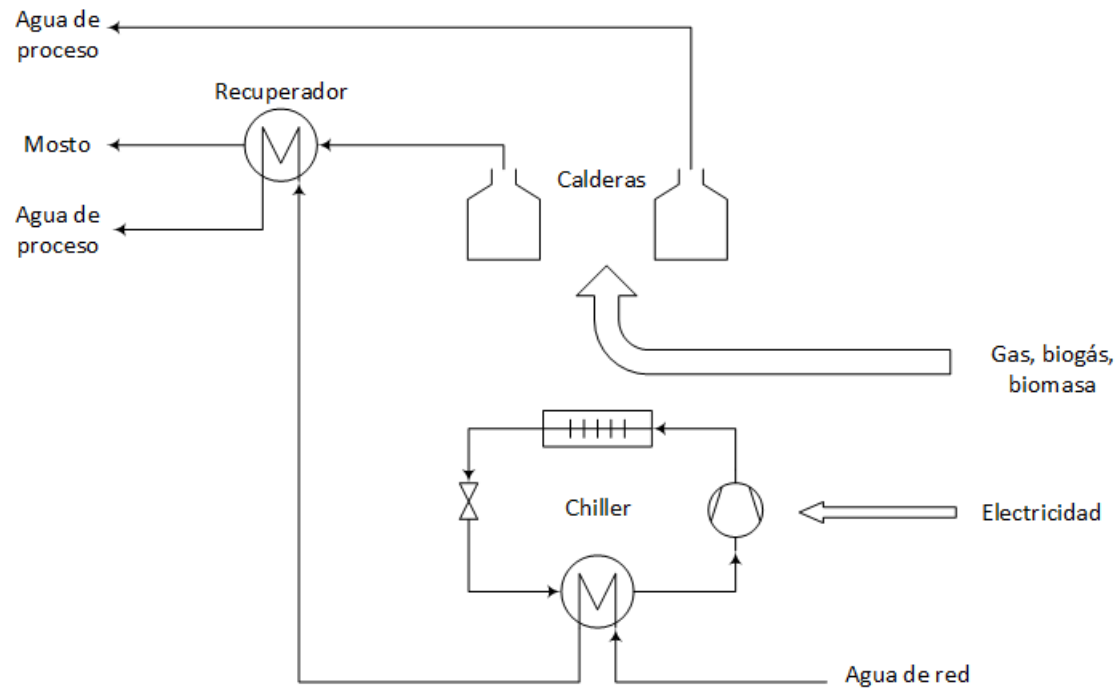
Inversión ≈ 600 €/kWt

LCOH ≈ 60 €/MWh

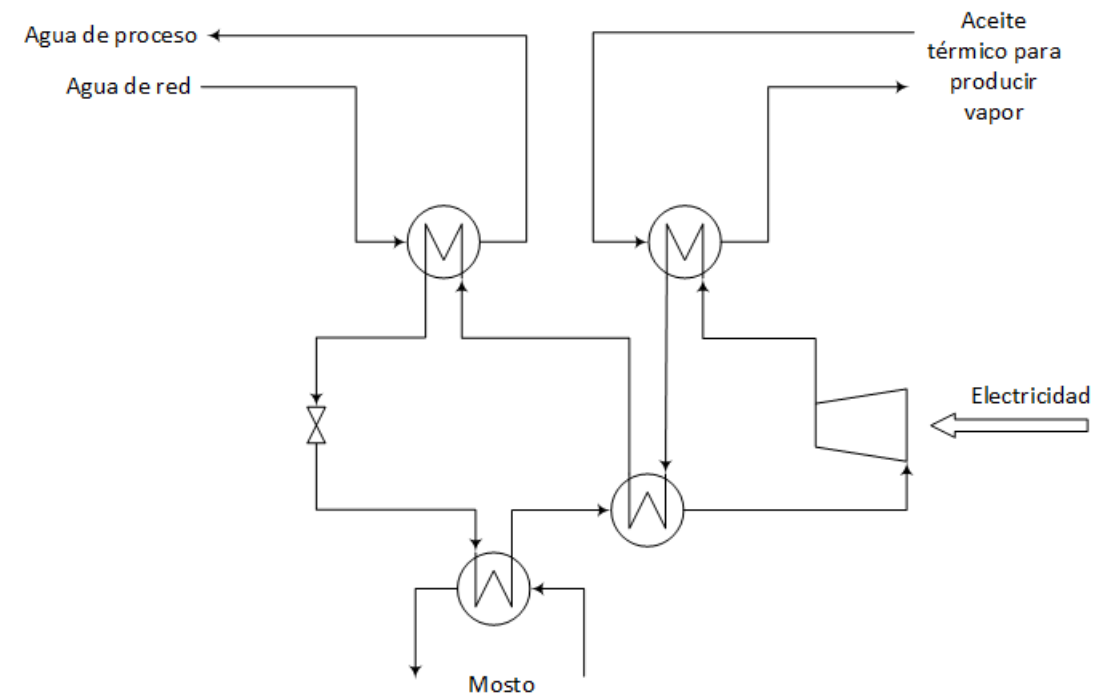
CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

Industria de producción
cerveza

Proceso actual

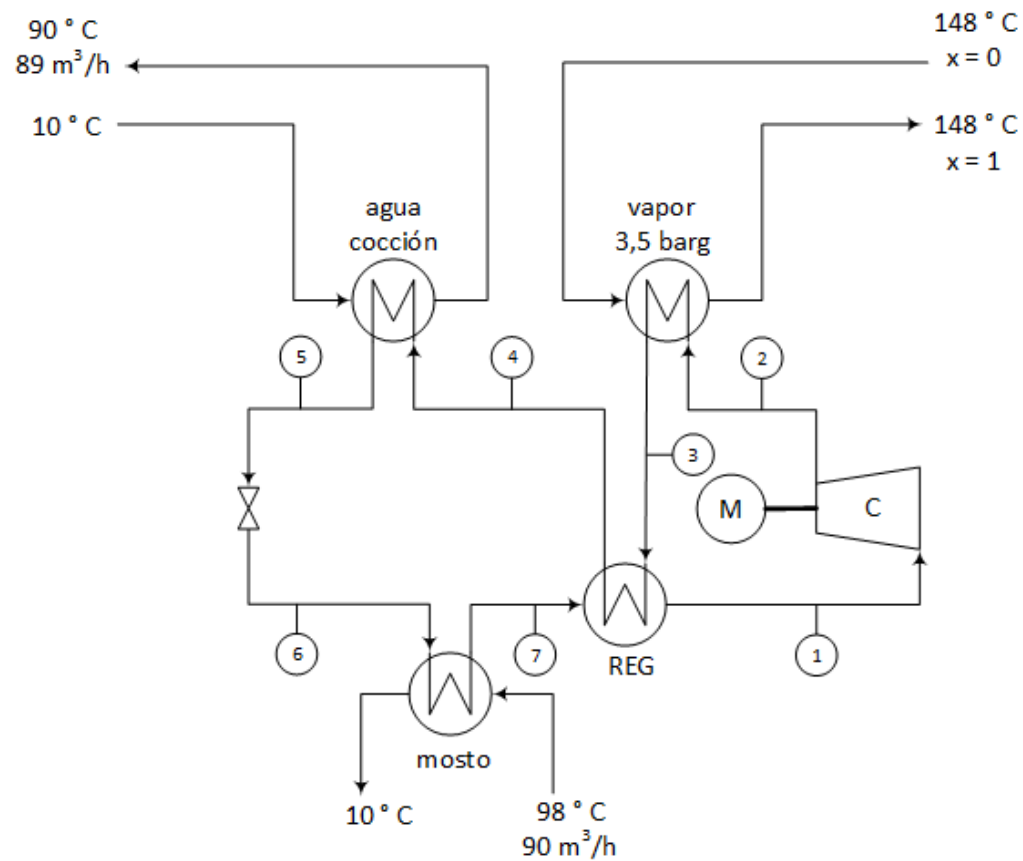


Propuesta



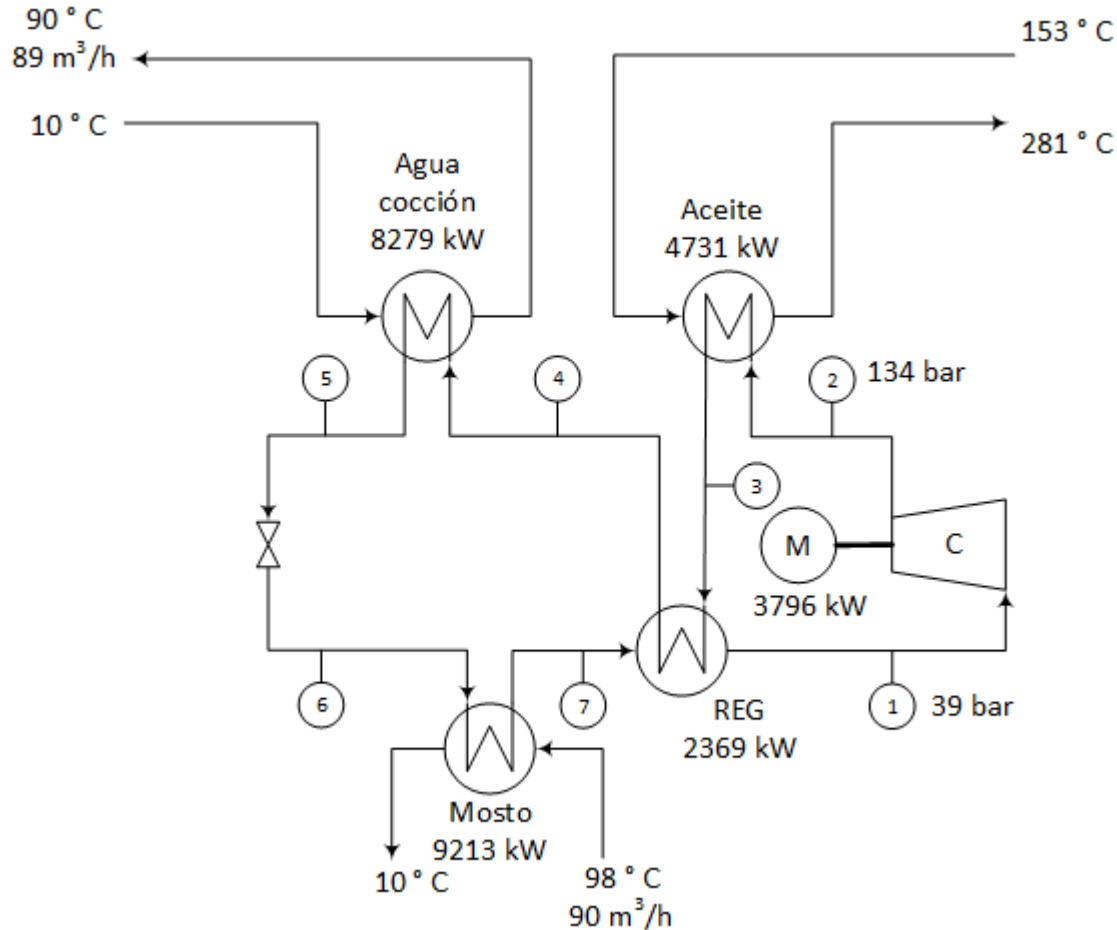
CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

Industria de producción cerveza



- Los productos son agua caliente para proceso y vapor (mediante aceite térmico, para almacenar)
- La fuente es el mosto que requiere enfriamiento
- Como la temperatura de los productos no es muy alta se puede emplear un ciclo transcrítico, más económico

CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

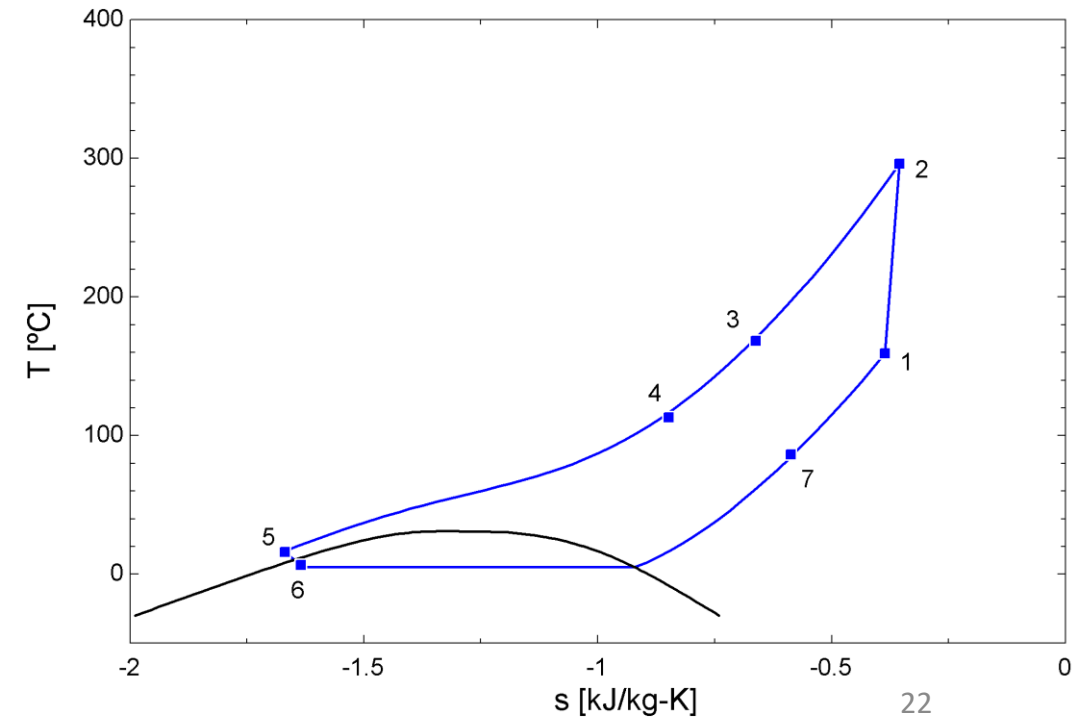
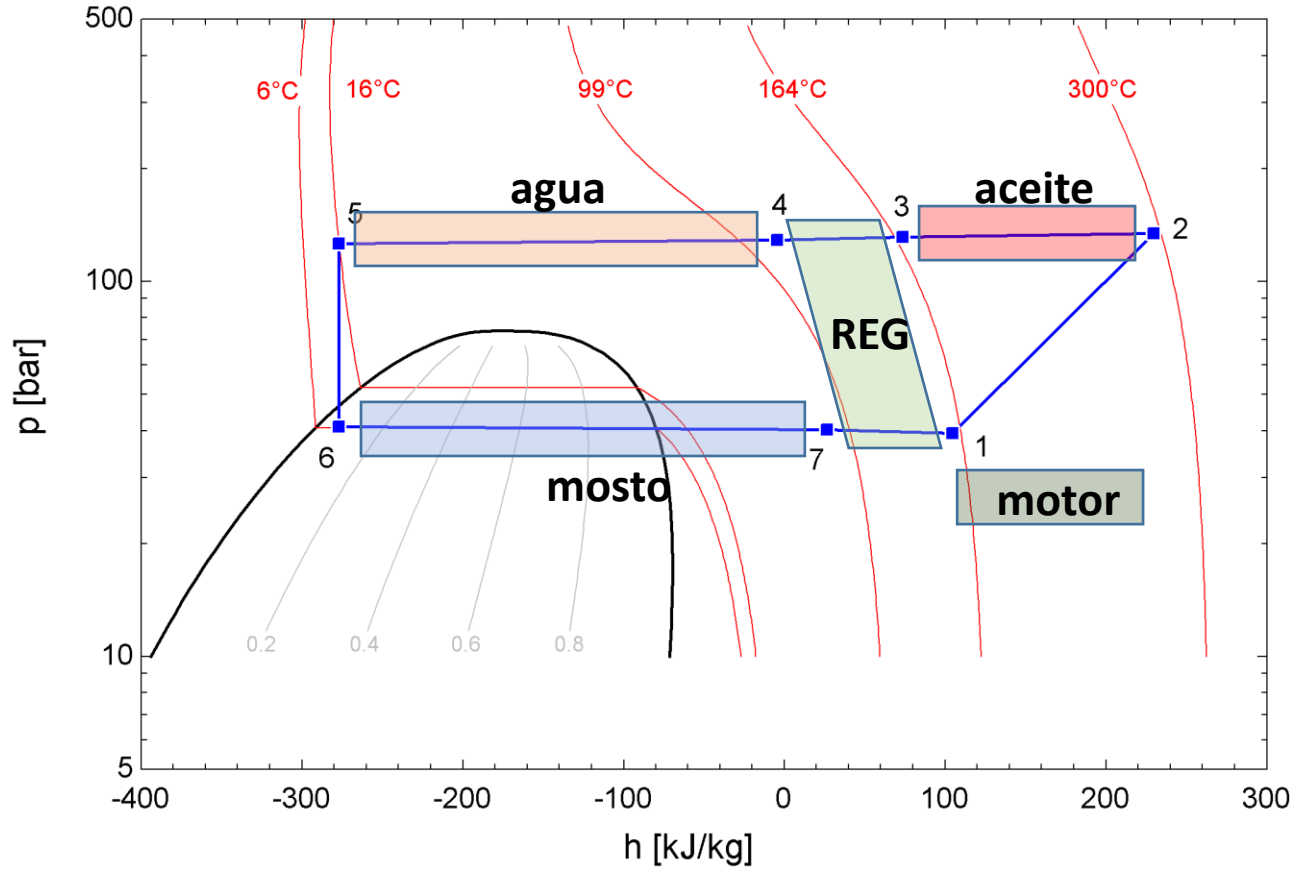


- Se cubren las demandas de agua y mosto
- Se cubre más de 1/3 de la demanda de vapor
- Producción convencional de vapor:
 - Biogás autoproducido
 - Biomasa adquirida
 - Gas natural adquirido
- Tras la incorporación:
 - Reemplazo del gas natural
 - ¿Reducción de biomasa?
 - *Chillers* solo para muy baja temperatura

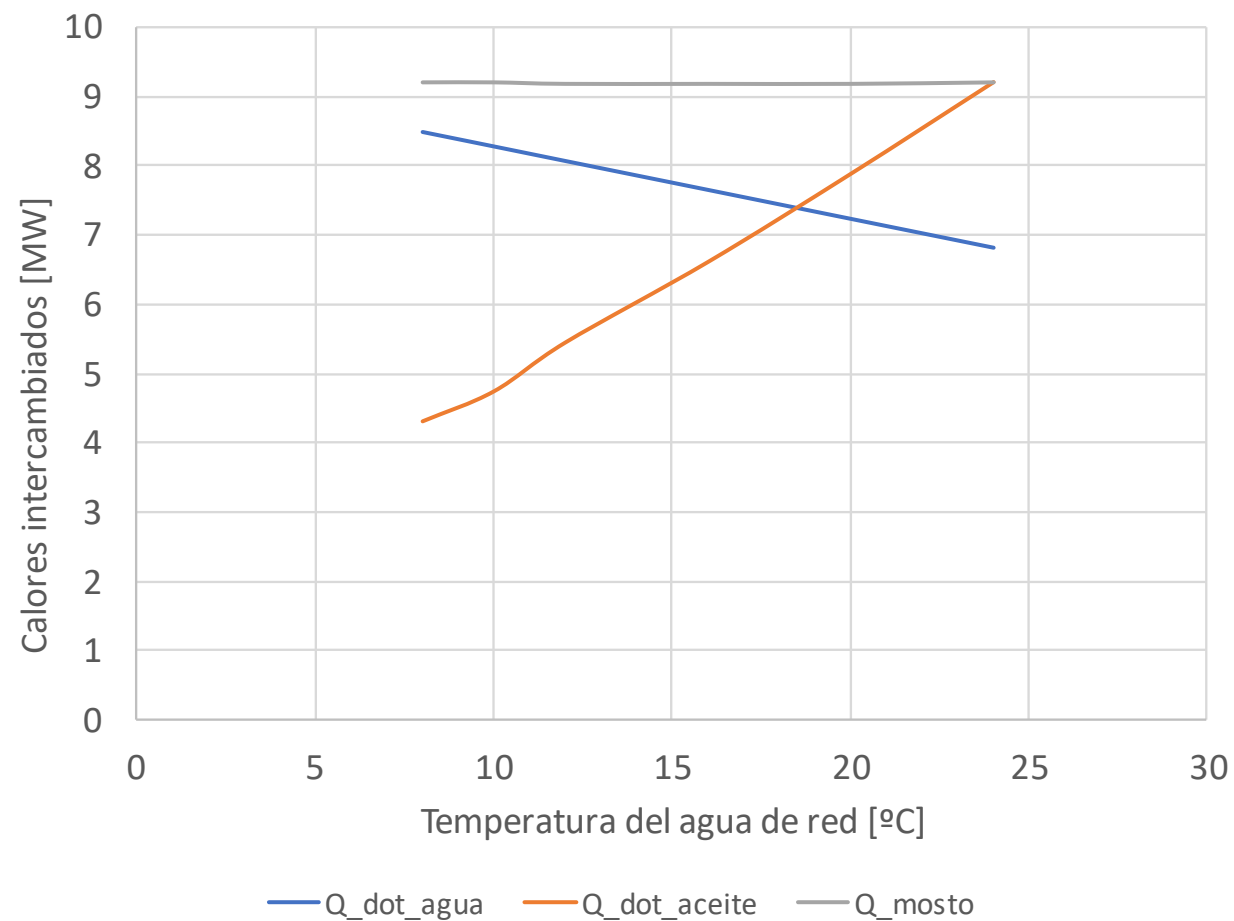
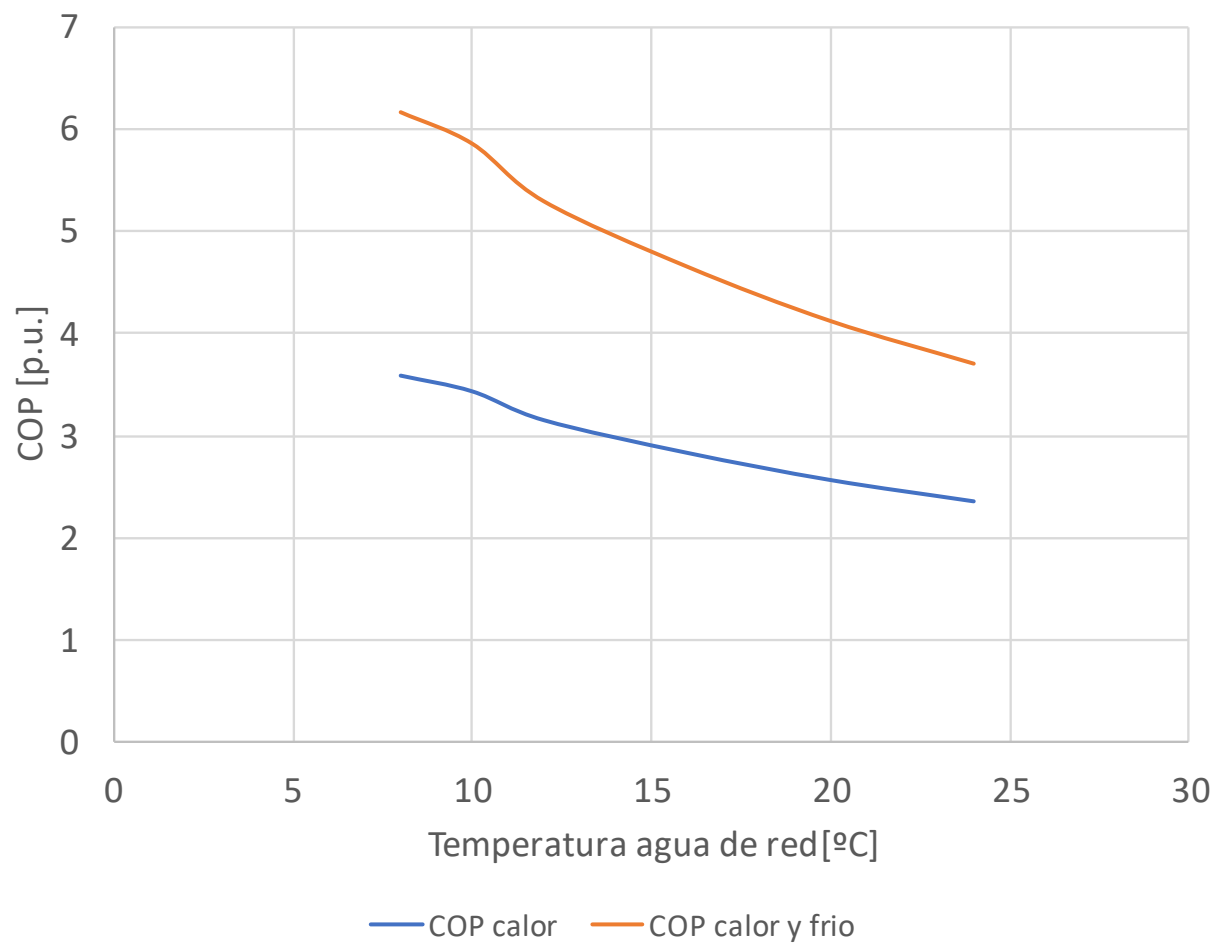
$$COP_{calor} = \frac{8279 + 4731}{3796} = 3.43$$

$$COP_{calor+frío} = \frac{8279 + 4731 + 9213}{3796} = 5.85$$

CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR



CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR



CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

		ACTUALIDAD					BOMBA DE CALOR			
MES	T agua red [°C]	Consumo gas [MWh-PCS]	Coste gas [€]	Consumo electricidad [MWh-e]	Coste electricidad [€]	OPEX total [€]	Consumo electricidad [MWh-e]	Coste electricidad [€]	Mantenimiento [€]	Ahorro [€]
Enero	10	3,214	174,891	400	30,037	204,929	2,100	157,465	24,368	23,095
Febrero	9	3,008	163,657	344	25,832	189,488	1,988	149,115	24,368	16,006
Marzo	10	3,214	174,891	400	30,037	204,929	2,100	157,465	24,368	23,095
Abril	12.5	3,730	202,978	541	40,551	243,529	2,378	178,342	24,368	40,819
Mayo	15	4,246	231,064	681	51,064	282,129	2,656	199,218	24,368	58,543
Junio	17	4,659	253,534	793	59,475	313,009	2,879	215,919	24,368	72,722
Julio	20	5,279	287,238	961	72,091	359,329	3,213	240,971	24,368	93,990
Agosto	21	5,485	298,472	1017	76,297	374,769	3,324	249,322	24,368	101,079
Septiembre	20	5,279	287,238	961	72,091	359,329	3,213	240,971	24,368	93,990
Octubre	16.5	4,556	247,916	765	57,372	305,289	2,823	211,744	24,368	69,177
Noviembre	13	3,833	208,595	569	42,653	251,249	2,434	182,517	24,368	44,364
Diciembre	11.5	3,524	191,743	485	36,345	228,089	2,267	169,991	24,368	33,729
AÑO		50,028	2,722,218	7,918	593,847	3,316,065	31,374	2,353,041	292,416	670,608

Gas: 40 €/MWh-PCS

CO₂: 14.4 €/MWh-PCS

Electricidad: 75 €/Mwhe

wacc = 7,5%

- Calor al aceite: 40.6 GWh/año
- Calor al agua: 50.7 GWh/año
- Calor del mosto: 59.9 GWh/año
- Consumo compresor: 31.4 GWh/año

$$SCOP_{calor} = 2.91$$

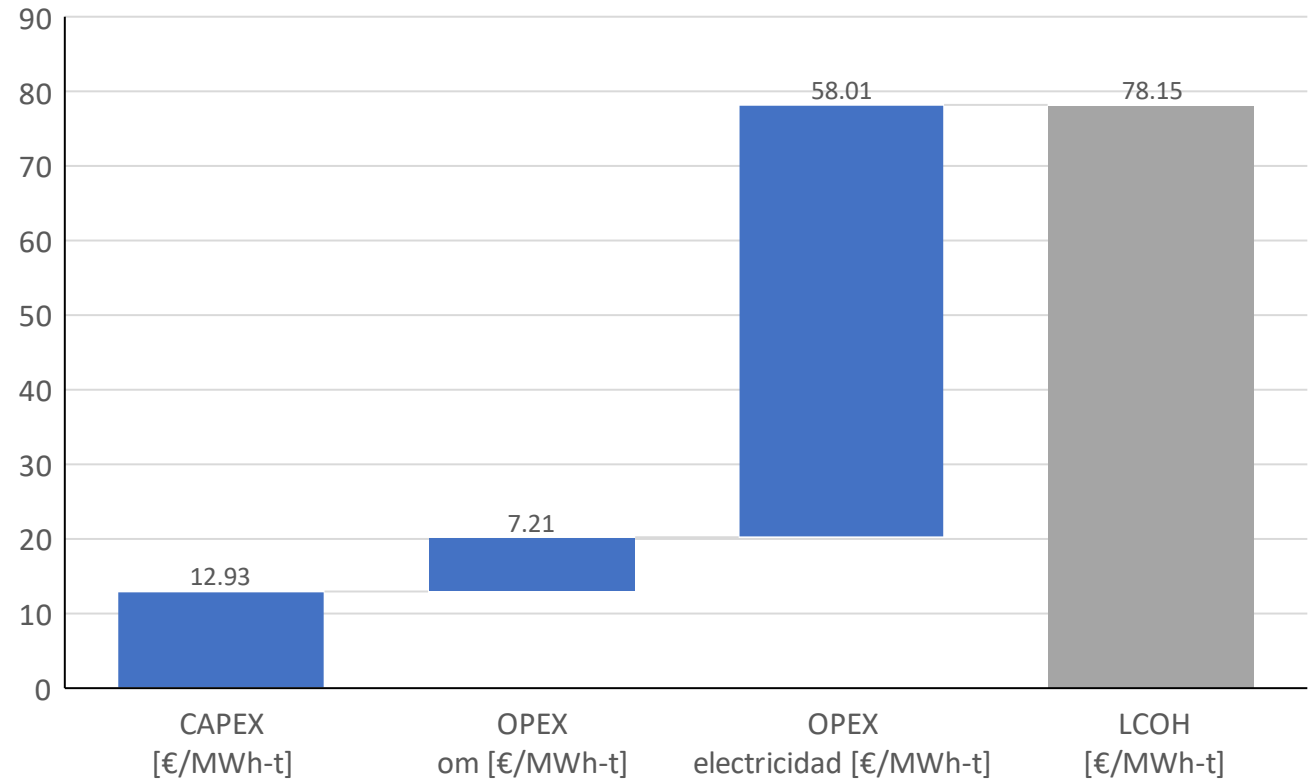
$$SCOP_{calor+frío} = 4.82$$

CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

INVERSIÓN [€]	5,848,314
Intercambiador Agua [€]	11,218
intercambiador Mosto [€]	6,196
Intercambiador Aceite [€]	6,174
Intercambaidor Regenerador [€]	3,102
Compresor [€]	3,572,272
instrumentos [€]	2,249,352
MANTENIMIENTO [€/año]	292,416

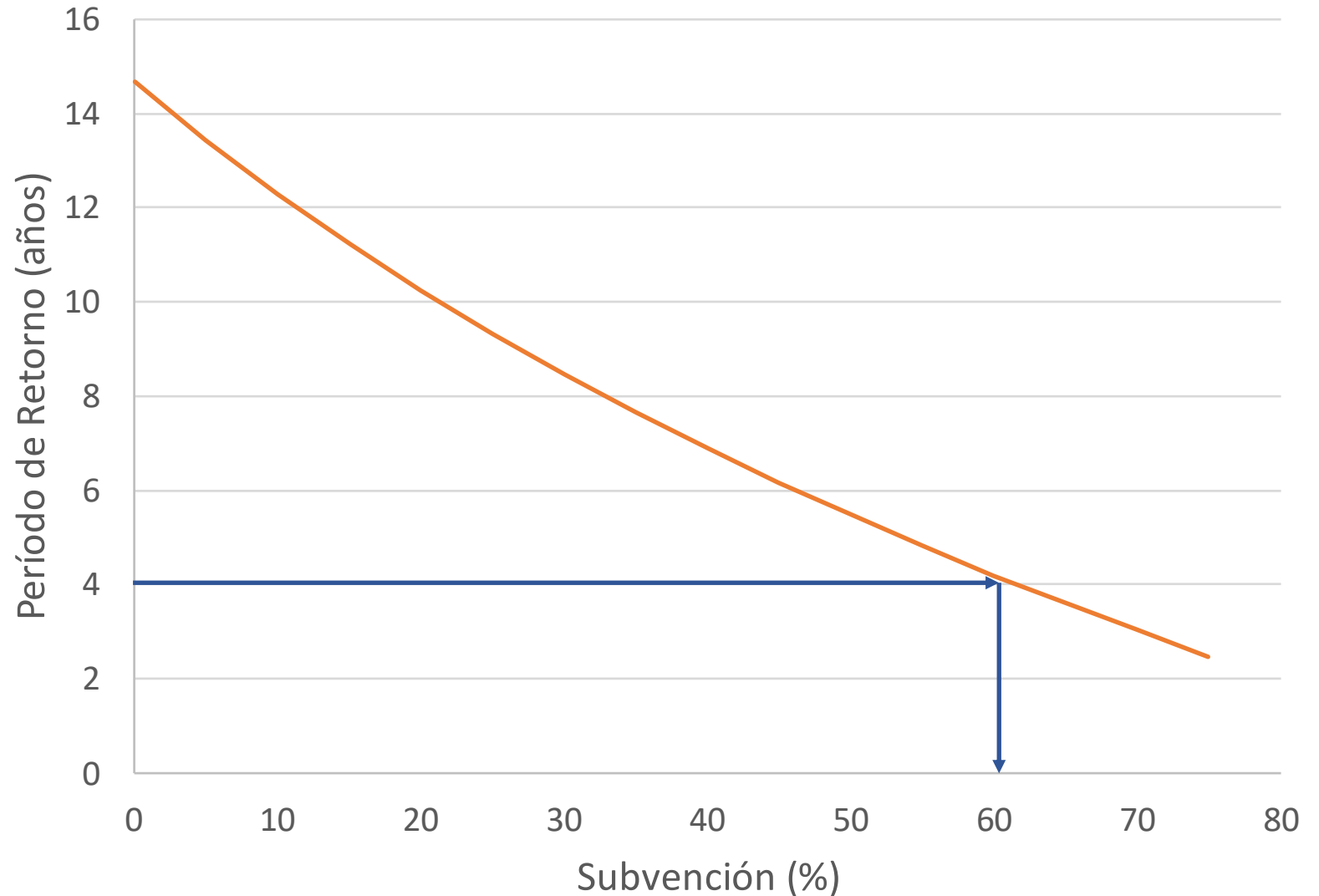
Mantenimiento: 5% de la inversión

CAPEX [€/MWh-t]	12.93	
OPEX om [€/MWh-t]	7.21	65.22
OPEX electricidad [€/MWh-t]	58.01	
LCOH [€/MWh-t]	78.15	
OPEX actual [€/MWht]	81.75	



CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

- La inversión resulta elevada: **5.85 M€ (retorno de 14.7 años)**
- En términos relativos al calor supone: 450 €/kW-t calor, dentro de los márgenes de fabricantes
- El OPEX se reduce mucho:
82 → 65 €/MWh-t
- La inversión se podría reducir con alguna subvención (PERTE...)



CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

- Las hipótesis empleadas han resultado muy conservadoras
- Nuevas hipótesis más optimistas:
 - wacc = 5%
 - capacidad de la instalación: x2
 - Factor de mantenimiento: 3%
 - Actualización de la tasa del CO₂: **3.5% ó 0%**
- No se ha recalculado el compressor:
 - El regimen bajaría
 - El rendimiento aumentaría

CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

		ACTUALIDAD					BOMBA DE CALOR			
MES	T agua red [°C]	Consumo gas [MWh-PCS]	Coste gas [€]	Consumo electricidad [MWh-e]	Coste electricidad [€]	OPEX total [€]	Consumo electricidad [MWh-e]	Coste electricidad [€]	Mantenimiento [€]	Ahorro [€]
Enero	10	6,428	394,178	801	60,074	454,252	4,199	314,931	19,321	120,000
Febrero	9	6,015	368,857	689	51,664	420,520	3,976	298,230	19,321	102,969
Marzo	10	6,428	394,178	801	60,074	454,252	4,199	314,931	19,321	120,000
Abril	12.5	7,460	457,480	1081	81,101	538,582	4,756	356,684	19,321	162,577
Mayo	15	8,493	520,783	1362	102,129	622,912	5,312	398,436	19,321	205,154
Junio	17	9,319	571,425	1586	118,950	690,376	5,758	431,839	19,321	239,215
Julio	20	10,557	647,389	1922	144,183	791,572	6,426	481,942	19,321	290,308
Agosto	21	10,970	672,710	2035	152,594	825,303	6,649	498,643	19,321	307,339
Septiembre	20	10,557	647,389	1922	144,183	791,572	6,426	481,942	19,321	290,308
Octubre	16.5	9,112	558,765	1530	114,745	673,510	5,647	423,488	19,321	230,700
Noviembre	13	7,667	470,141	1137	85,307	555,448	4,867	365,034	19,321	171,092
Diciembre	11.5	7,048	432,159	969	72,691	504,850	4,533	339,982	19,321	145,546
AÑO		100,055	6,135,454	15,836	1,187,694	7,323,148	62,748	4,706,082	231,858	2,385,208

Gas: 40 €/MWh-PCS

CO₂: 14.4 €/MWh-PCS (3.5%)

Electricidad: 75 €/Mwhe

wacc = 5%

- Calor al aceite: 81.1 GWh/año
- Calor al agua: 101.4 GWh/año
- Calor del mosto: 119.8 GWh/año
- Consumo compresor: 62.7 GWh/año

$$SCOP_{calor} = 2.91$$

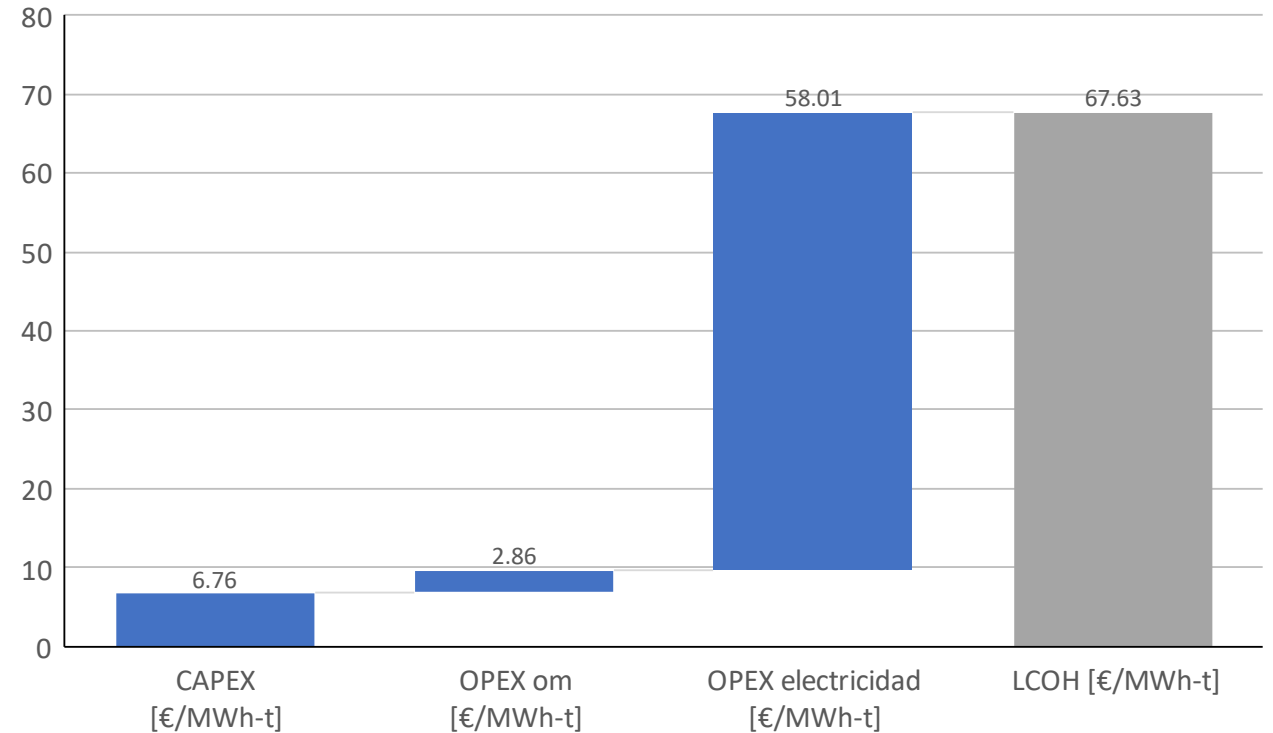
$$SCOP_{calor+frío} = 4.82$$

CASO 4: INTEGRACIÓN FRÍO/CALOR

INVERSIÓN [€]	7,728,586
Intercambiador Agua [€]	18,924
intercambiador Mosto [€]	10,453
Intercambiador Aceite [€]	10,416
Intercambaidor Regenerador [€]	5,233
Compresor [€]	4,711,028
Instalación, tuberías e instrumentos [€]	2,972,533
MANTENIMIENTO [€/año]	231,858

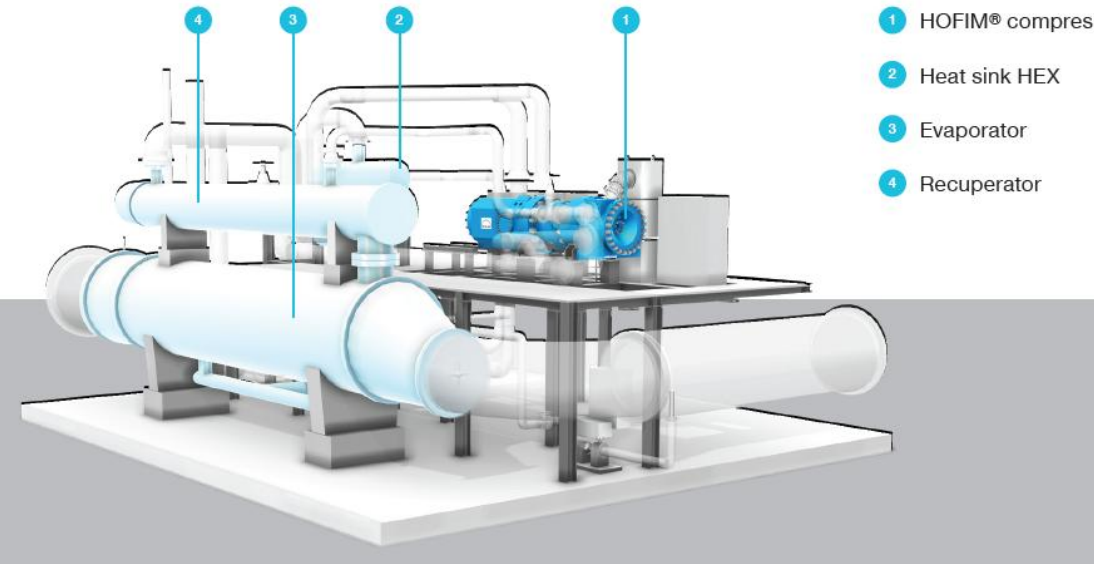
Mantenimiento: 3% de la inversión

CAPEX [€/MWh-t]	6.76	60.87
OPEX om [€/MWh-t]	2.86	
OPEX electricidad [€/MWh-t]	58.01	
LCOH [€/MWh-t]	67.63	
OPEX actual [€/MWht]	90.27	



	r_CO2: 3.5%	r_CO2: 0%
RETORNO [años]	4.8	5.3
INVERSIÓN [€/kWt]	297	297

EQUIPOS COMERCIALES



Nominal Conditions

	Unit	MAN HPU28	MAN HPU33	MAN HPU43
No. compressors	Pcs.	1	1	1
Variable speed drive (VSD)	-	Yes	Yes	Yes
Max. thermal turndown	%	50	50	50
Refrigerant charge (CO ₂)	kg (lbs)	9'000 (19'841)	13'750 (30'313)	20'000 (44'092)
Electrical supply voltage	kV	min. 4.16	min. 6	Min. 6
Heating capacity	kW _{th} (MMBtu/h)	9'670 (33)	25'230 (86)	48'400 (165)
Cooling capacity	kW _{th} (tons)	6'270 (1783)	16'730 (4757)	32'500 (9241)
Motor input power	kW _{el}	3'400	8'500	15'900
COP (Hot)	-	2.84	2.97	3.04
COP (Cold)	-	1.84	1.97	2.04
COP (total excl. pumps)	-	4.68	4.94	5.08
Dimensions (L/W/H)	m (ft)	12/8/8 (40/26/26)	16/8/8 (52/26/26)	19/10/8 (62/33/26)
Floor load	kN/m ² (psf)	10 (209)		
Connections at heat sink	-	DN200 (4")	DN300 (12")	DN400 (16")
Connections at heat source	-	DN500 (20")	DN900 (36")	DN1400 (56")
Design pressure	Barg (psig)	180 (2610)		
Design temperature	°C (°F)	200 (392)		
Controller type	-	Programmable logic controller (PLC)		
Communication protocol	-	MODBUS/PROFINET/Ethernet		

Nominal reference conditions: Heat sink supply/return temp.: 110 °C/40 °C (230 °F/104°F); Heat source temp.: 10 °C (50 °F)

[\[MAN heat pumps for the food & beverage industry\]](#)

- MAN tiene una línea de HP transcríticas con CO₂, similares a la requerida
- La diseñada encajaría entre la HPU28 y la HPU33
- Ellos disponen de un solo intercambiador para el sink (HEX) en lugar de uno para vapor y otro para agua de cocción

Table 2-2: Overview of suppliers and HTHP technology, sorted after maximum capacity.

Supplier	Compressor type	Working fluid	Capacity [MW]	T _{max,supply} [°C]	TRL indication	Spec. invest. cost [€/kW]
MAN Energy Solutions	Centrifugal turbo-comp. with expander	R-744	10.0-50.0	150	7-8	300-500

[\[Annex 58 de la IEA\]](#)

EQUIPOS COMERCIALES

[About](#)[Products](#)[Parts Sales & Services](#)[REFURB™
\(Multi-brand services\)](#)[Investors](#)[Sustainability](#)[Contact](#)

[[TRIVENI turbines](#)]

Transcritical CO₂ Heat Pumps & Chiller

At Triveni Turbines, we combine decades of expertise in heat & power, with a vision of sustainable future for industrial heating – which accounts of ~20% of global **Greenhouse gases** emissions. **Carbon dioxide(CO₂) Heat Pumps & Chillers** solution developed by Triveni Turbines aims to help industries achieve their sustainability journey.

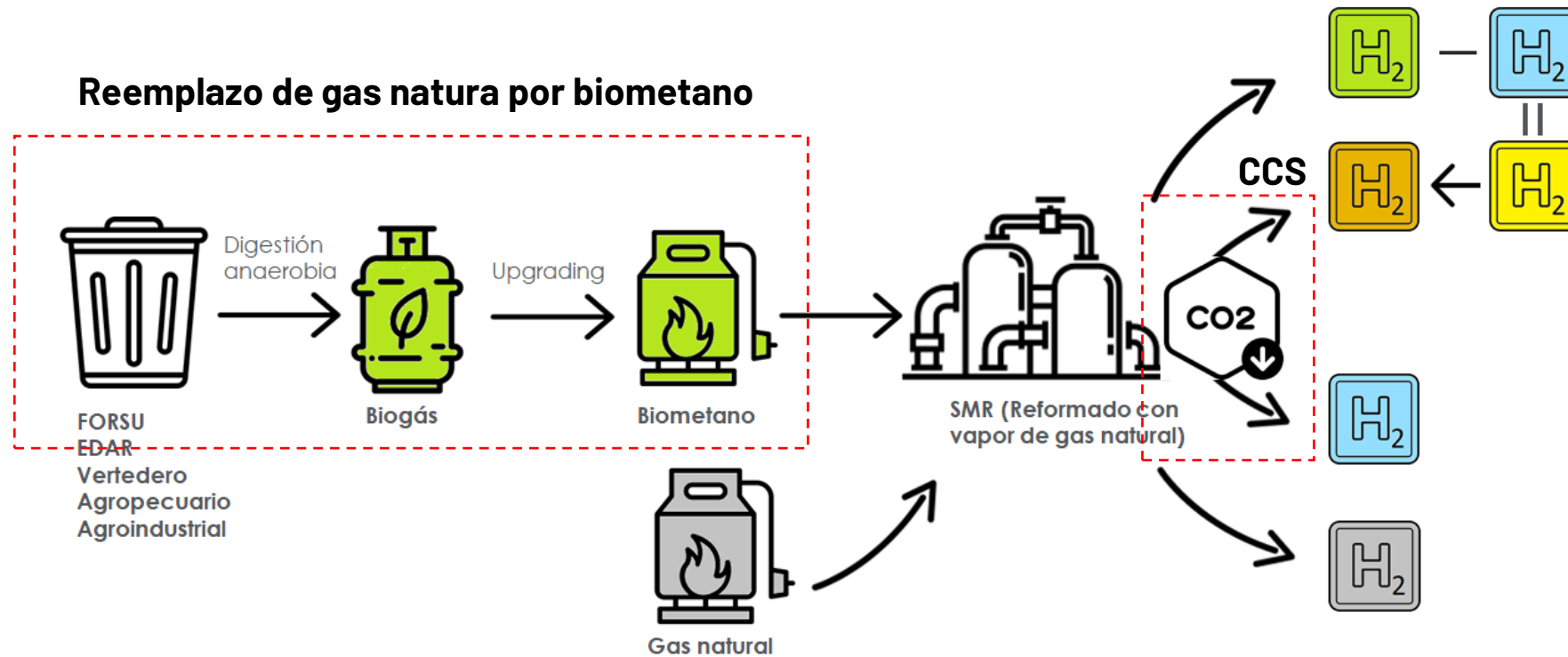
- **Custom Built**– With a starting thermal capacity of **100kW**, our solutions are designed to match your specific **pressure, temperature, and flow** requirements.
- **Smart Innovation**– Developed through **industry-academia collaboration**, ensuring seamless **heating & cooling integration** for industries and system integrators.

Future-proof your industry with **energy-efficient, low-carbon solutions** from Triveni Turbines.

BIOHIDRÓGENO CON EMISIONES NEGATIVAS

PRODUCCIÓN

- Producción de H_2 renovable reemplazando el gas natural por biometano en el método SMR+CCS

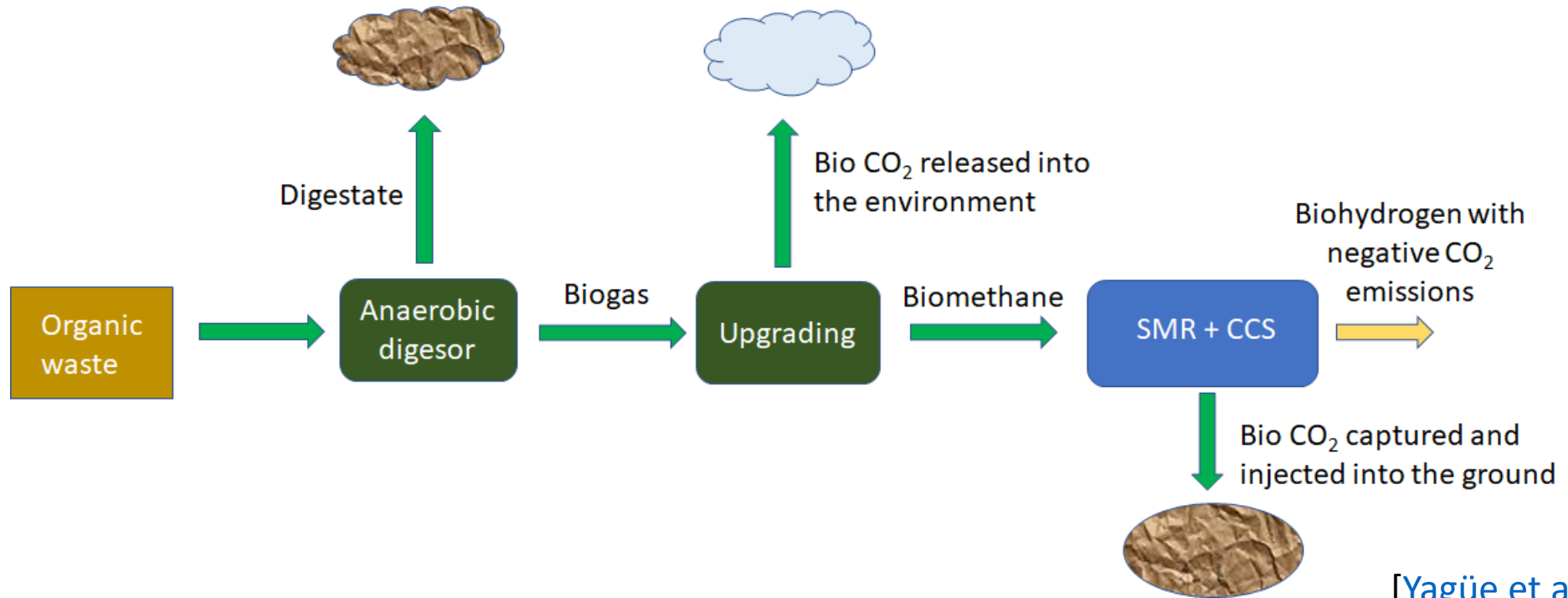


[Arenas, Jornada Anual Cátedra Fundación Repsol de Transición Energética, 2022]

PRODUCCIÓN

- Ventajas
 - Tecnologías maduras y comerciales
 - Generación de emisiones negativas: es un método CDR (*carbon dioxide removal*)
 - “Curiosamente”, permite ahorrar biometano para el mismo nivel de descarbonización
 - La comercialización de los derechos de emisión genera competitividad económica
 - Se trata de una tecnología de captura *pre-combustión*
- Inconvenientes
 - Depende de la producción de biometano
 - Rechazo social al almacenamiento geológico
 - Necesidad de regulación para comercializar los créditos de carbono

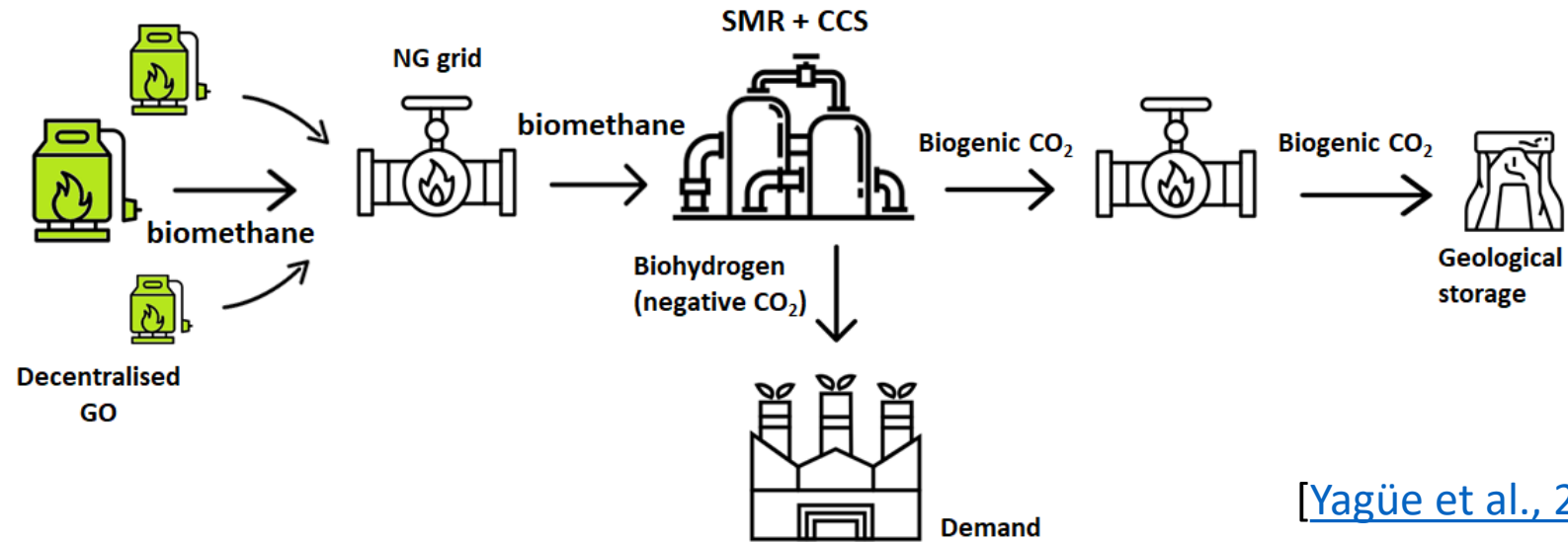
PRODUCCIÓN



[[Yagüe et al., 2024](#)]

- El bio-CO₂ capturado en el *upgrading* se libera por simplicidad y para reducir problemas logísticos
- Si el bio-CO₂ capturado en el SMR se emplea industrialmente (e-fuels, por ejemplo), tendríamos hidrógeno renovable (verde, neutro), pero no emisiones negativas

PRODUCCIÓN



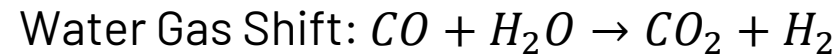
[[Yagüe et al., 2024](#)]

- El biometano se transporta por la red de gas con GdO (producción distribuida)
- El hidrógeno se produce en una planta SMR centralizada, donde se realiza la captura de CO₂
- La planta SMR se sitúa cerca del consumo, para evitar el transporte del hidrógeno
- El bio-CO₂ se transporta hacia el almacenamiento geológico, siendo más económico que el transporte de hidrógeno

RENDIMIENTO

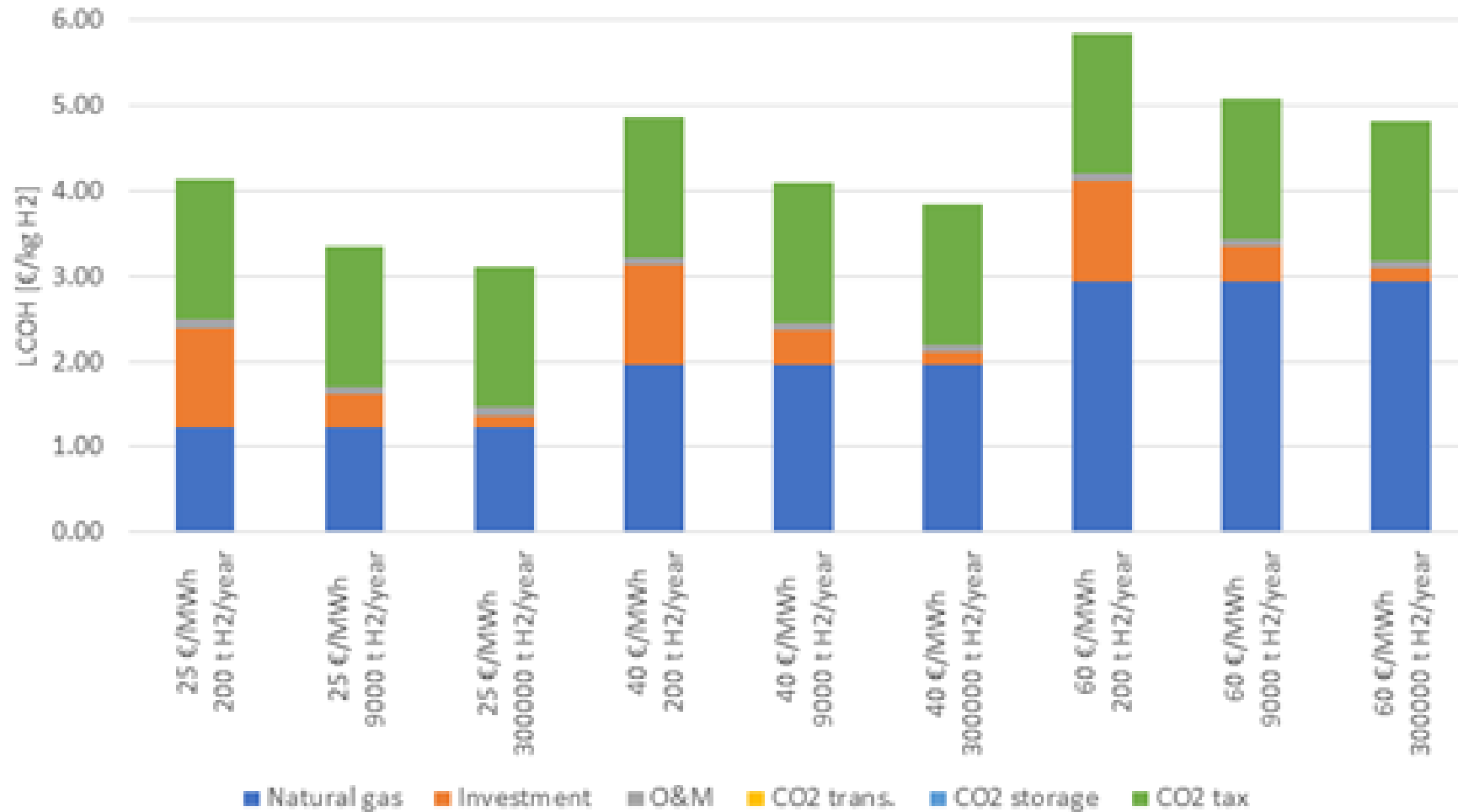
Substrate	η_{SMR} [p.u.]	HMR $\left[\frac{\text{kmol H}_2}{\text{kmol CH}_4} \right]$	CHMR $\left[\frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg H}_2} \right]$	H ₂ Production $\left[\frac{\text{t H}_2}{\text{GWh} - \text{HHV CH}_4} \right]$	CO ₂ Captured $\left[\frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg H}_2} \right]$
Without CCS	0.759	2.52	8.74	20.36	0
With CCS	0.691	2.29	0.96	18.54	8.64

[[Yagüe et al., 2024](#)]



- Los 4 moles de H₂ por cada 1 mol de CH₄ finalmente son 2.29 porque se autoconsume CH₄ para satisfacer la demanda térmica del proceso.
- Se logra capturar un 90% del CO₂ liberado. El otro 10% es biogénico, por lo que se puede verter al ambiente sin penalización.

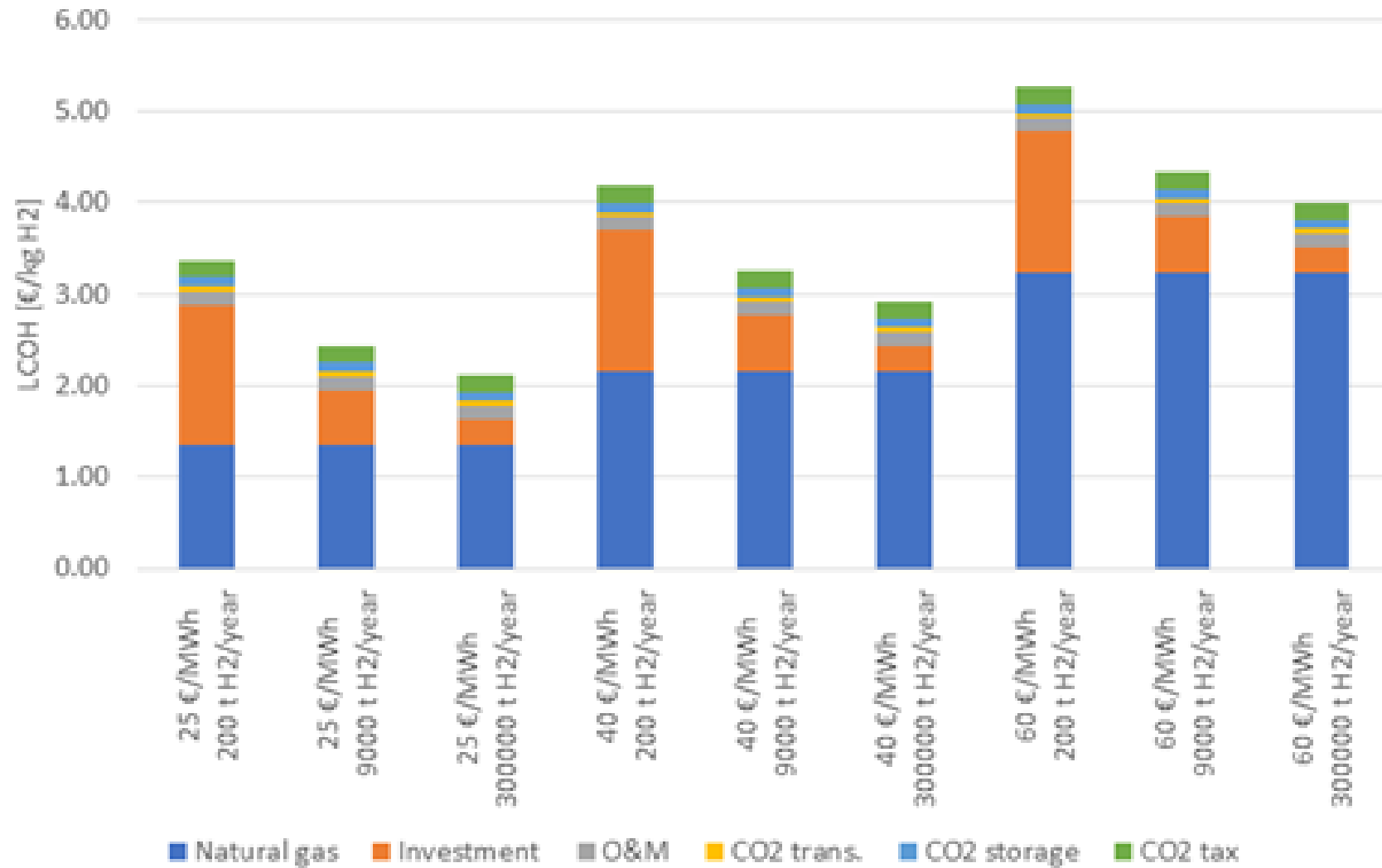
COSTES (contrastación fósil)



Hidrógeno gris

[Yagüe et al., 2024]

COSTES (contrastación fósil)



Hidrógeno azul

[Yagüe et al., 2024]

COSTES (biogás)

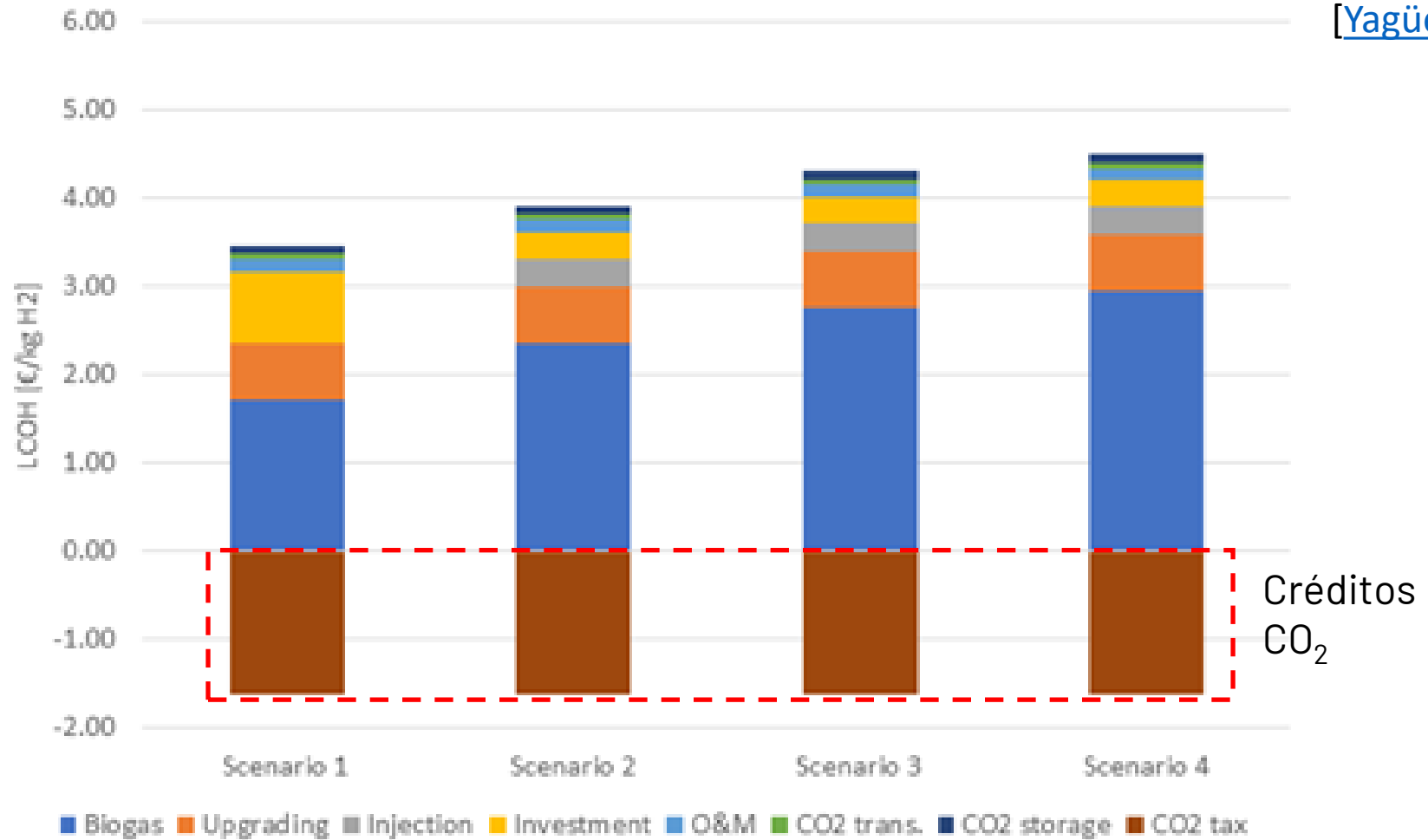
- El escenario 1 es el más económico, existiendo siempre (el más económico sería el gas de vertedero, pero se extinguirá)
- El 2 deriva de un mix previsto hace más de 10 años
- El 4 es suponiendo que se explota todo el potencial previsto por SEDIGAS
- El 3 recorta del potencial previsto los cultivos intermedios, dado que no tienen tradición en España

Substrate	Potential (TWh) Scenario 1	Potential (TWh) Scenario 2	Potential (TWh) Scenario 3	Potential (TWh) Scenario 4	Biogas Cost Assumed (EUR/MWh- LHV)
Agricultural waste		4.5	24.8	24.8	50–60 *
Manure		0.9	25.5	25.5	70
Intermediate crops		0.0	11.8	58.8	70
Forest waste		0.0	27.7	27.7	70
Industry waste		2.2	6.4	6.4	50
Organic fraction MSW	7.92	1.8	7.9	7.9	35
WWTP sludge		0.6	3.0	3.0	35
Landfill gas		1.1	8.8	8.8	8
Total	7.92	11	116	163	

[[Yagüe et al., 2024](#)]

COSTES (resultado)

[Yagüe et al., 2024]



Hidrógeno dorado (biohidrógeno con emisiones negativas, HyBECCS)

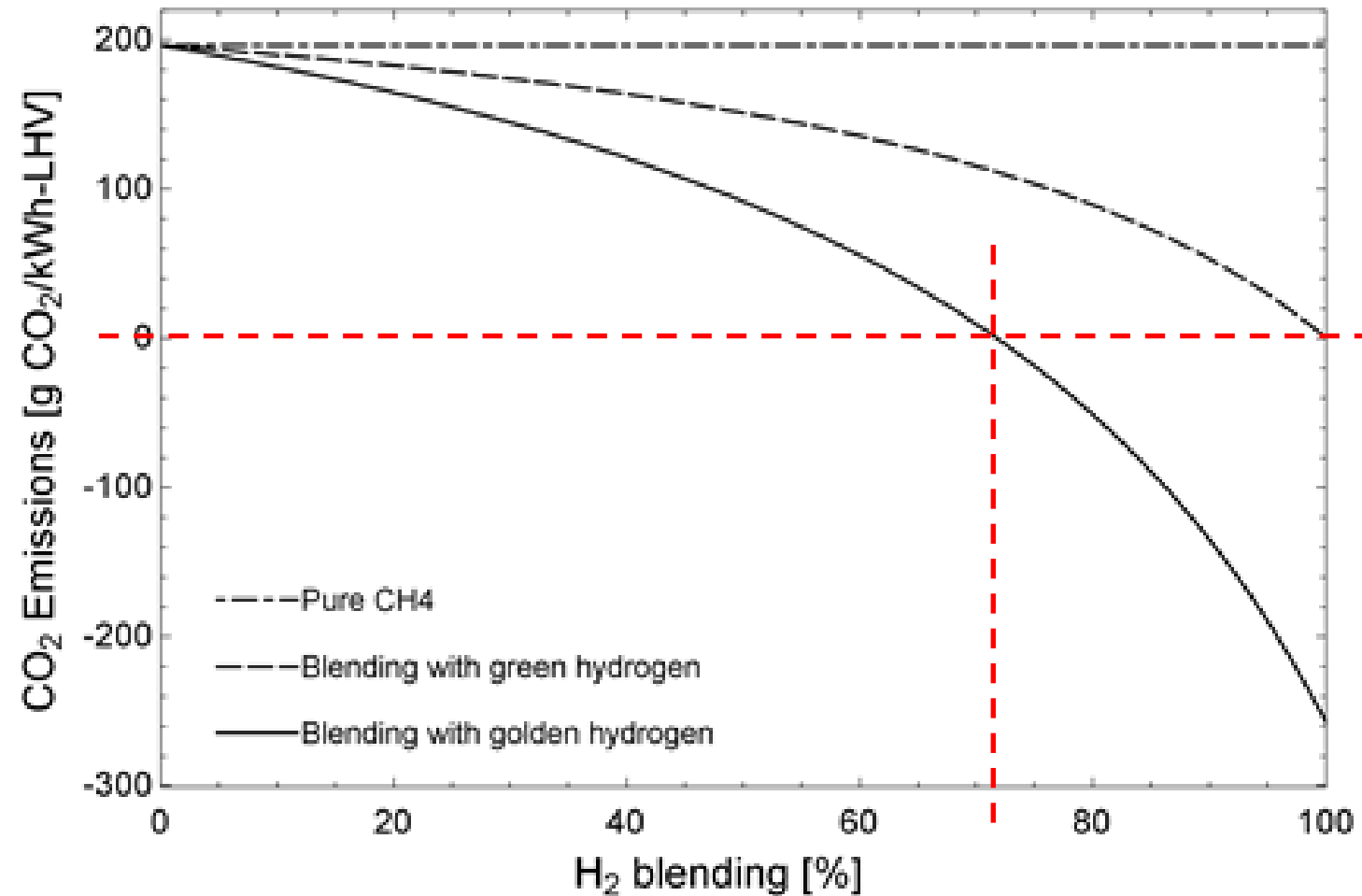
POTENCIAL

Substrate	Potential (TWh)	Total Hydrogen Production (t/day)	Number of SMR Plants	Unitary Hydrogen Production (kg/day)
Scenario 1	7.92	402.3	55	7397
Scenario 2	11	558.7	1	558,740
Scenario 3	116	5,892	10	589,216
Scenario 4	163	8,280	14	591,393

[[Yagüe et al., 2024](#)]

- Demanda actual de hidrógeno gris en España ≈ 600 kt/año = 1644 t/d
- En el escenario 3 se podría cubrir x 3,6 la demanda actual, generando - 18,6 Mt CO₂/año que compensarían otros sectores difíciles de abatir
- Emisiones CO₂ en España en 2024: ≈ 280 Mt

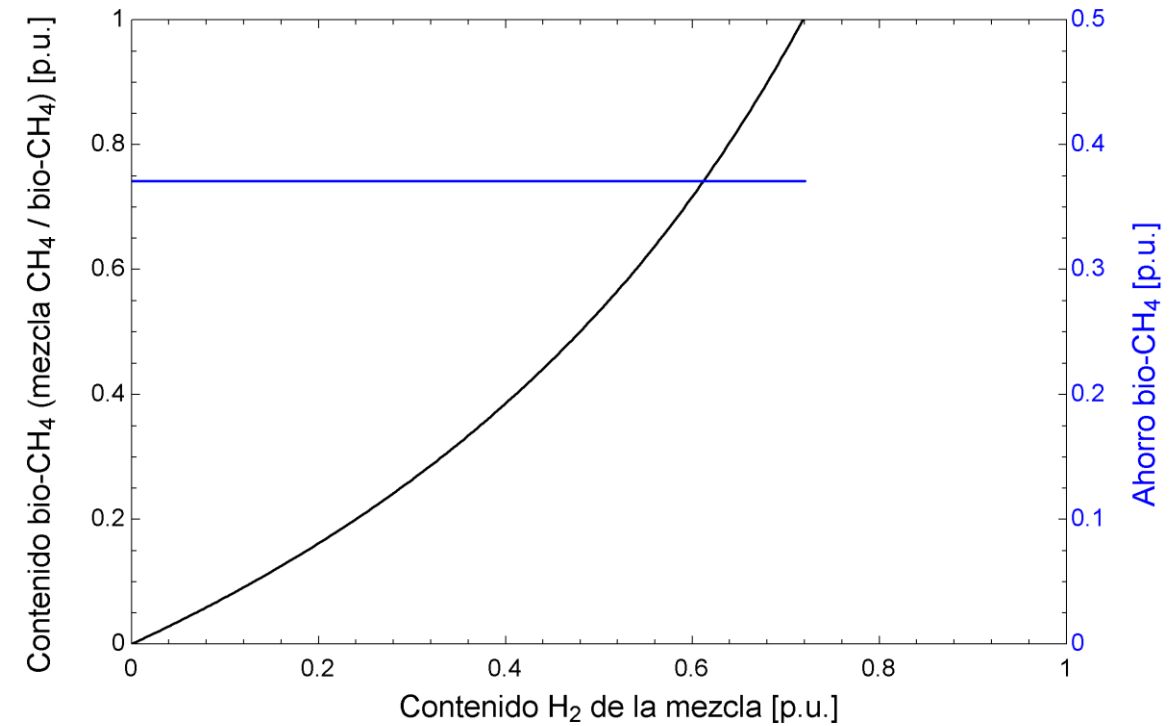
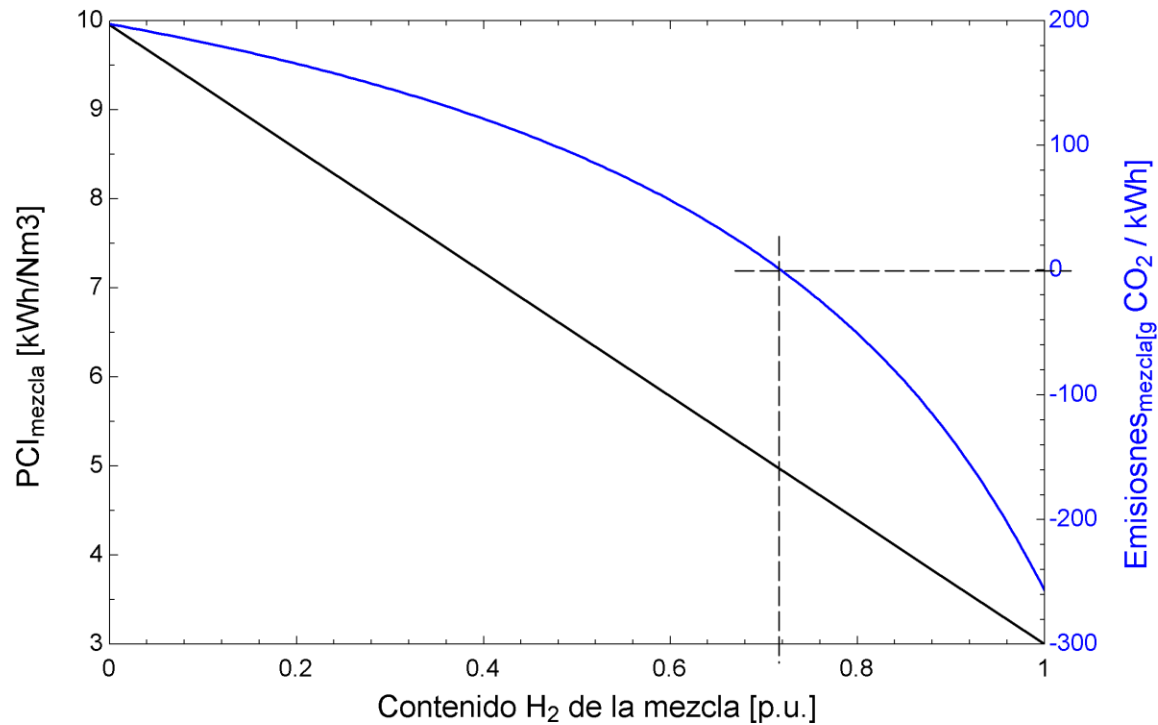
EMISIONES (BLENDING)



[Yagüe et al., 2024]

- El *blending* con H₂ verde no genera emisiones negativas, y requiere mayor proporción de H₂ para el mismo nivel de descarbonización
- Con un 72% de HyBECCS ya se alcanzan emisiones nulas

EMISIONES (BLENDING)

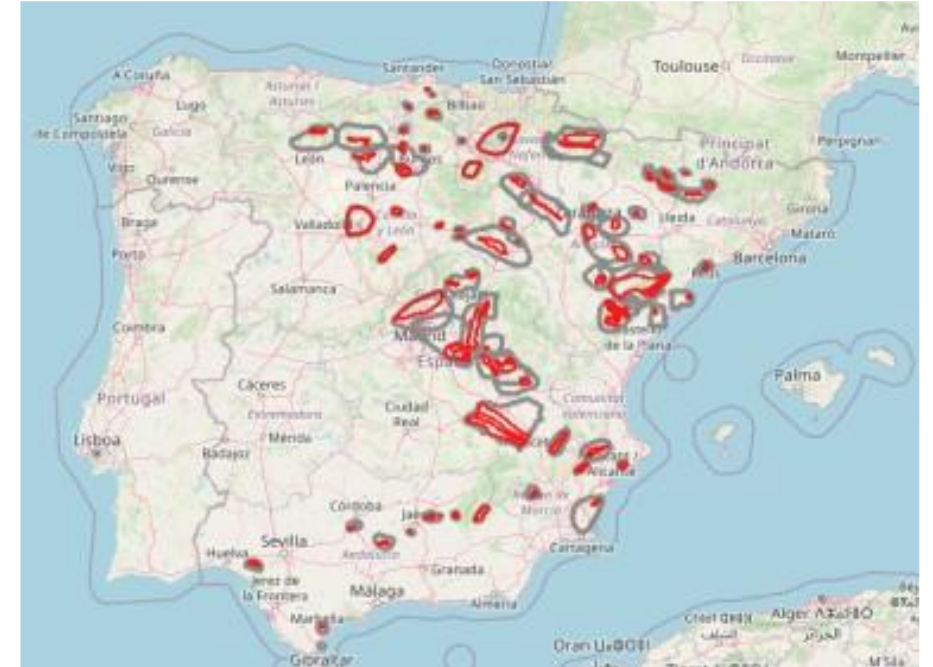


- Se puede emplear una mezcla bio-CH₄/CH₄ para descarbonizar
- Si ambas mezclas tienen las mismas emisiones (g CO₂/kWh), se emplea menos bio-CH₄ en la mezcla bio-H₂/CH₄ que en la mezcla bio-CH₄/CH₄ (**ahorro del 37% de biometano**)

APLICACIÓN AL REFINO



Refinerías en operación



Almacenes geológicos potenciales [IGME]

[Yagüe et al., Decarbonising grey hydrogen production in Spain by means of bio-hydrogen with CCS (HyBECCS), 14 CNIT, Zaragoza, 4-6 June 2025]

APLICACIÓN AL REFINO

$$\text{Transportation cost} \left[\frac{\text{€}}{t \text{ CO}_2} \right] = 0,2675 \times d[\text{km}]^{0,5979}$$

$$\text{Storage cost} \left[\frac{\text{€}}{t \text{ CO}_2} \right] = 655,93 \times Q[\text{MtCO}_2]^{-1,107}$$



- Optimización por distancia al almacén
- Coste de TTE & STOR: 9.9 €/t CO₂



- Optimización por costes de almacenamiento
- Coste de TTE & STOR: 5.5 €/t CO₂

APLICACIÓN AL REFINO

Facility	H ₂ production [t]	Fossil hydrogen (current situation)			HyBECCS (Scenario A)		
		Natural gas [GWh-HHV]	CO ₂ emissions [kt]	Cost [M€]	Biomethane [GWh-HHV]	CO ₂ emissions [kt]	Cost [M€]
San Roque/Algeciras CEPSA	13,688	672	119.63	37.27	738	-118.26	49.32
Huelva Fertiberia	47,584	2,335	415.88	125.26	2,565	-411.13	165.30
Huelva/La Rabida CEPSA	67,393	3,308	589.01	173.30	3,633	-582.28	227.30
Cartagena Repsol	122,506	6,012	1070.70	308.63	6,604	-1058.45	403.14
Puertollano Fertiberia	21,343	1,048	186.54	58.66	1,151	-184.40	78.38
Puertollano Air Liquide	29,976	1,471	261.99	79.79	1,616	-259	105.91
Puertollano Repsol	11,450	562	100.07	31.98	617	-98.93	42.53
Castellon de la Plana BP	63,989	3,141	559.27	164.80	3,450	-552.87	216.03
Tarragona Air Products	41,231	2,024	360.36	107.65	2,223	-356.23	142.05
Tarragona Repsol	18,479	907	161.50	50.18	996	-159.66	66.45
Sabinanigo ENERG.IND.ARAGON	1,071	53	9.36	3.50	58	-9.25	4.62
,Muskiz Repsol	50,645	2,486	442.64	132.17	2,730	-437.57	176.24
La Coruña Air Liquide	19,163	941	167.48	51.45	1,033	-165.57	68.57
La Coruña Repsol	17,110	840	149.54	46.60	922	-147.83	62.29
Aviles Nippon Gases Europe	5,870	288	51.30	16.76	316	-50.72	22.16
TOTAL	531,497	26,085	4,645	1,388	28,652	-4,592	1,830

Escenario A: CDR máximo

- **Se sustituye totalmente el gas natural por biometano**
- Se añade CCS a todas las plantas
- Se requieren 28.7 TWh de biometano
- Se reemplazan 4.65 Mt CO₂ por - 4.59 Mt CO₂
- LCOH actual: 2.61 €/kg
- LCOH A: 3.45 €/kg
- Δ LCOH = 0.83 €/kg

[Yagüe et al., Decarbonising grey hydrogen production in Spain by means of bio-hydrogen with CCS (HyBECCS), 14 CNIT, Zaragoza, 4-6 June 2025]

APLICACIÓN AL REFINO

Facility	H ₂ production [t]	Natural gas [GWh-HHV]	Biomethane [GWh-HHV]	CO ₂ emissions [kt]	Cost [M€]
San Roque/Algeciras CEPSA	13.688	672		119,63	37,27
Huelva Fertiberia	47.584	2.335		415,88	125,26
Huelva/La Rabida CEPSA	67.393	3.308		589,01	173,30
Cartagena Repsol	122.506		6.604	-1058,45	403,14
Puertollano Fertiberia	21.343		1.151	-184,40	78,38
Puertollano Air Liquide	29.976		1.616	-259,00	105,91
Puertollano Repsol	11.450		617	-98,93	42,53
Castellon de la Plana BP	63.989		3.450	-552,87	216,03
Tarragona Air Products	41.231	2.024		360,36	107,65
Tarragona Repsol	18.479		996	-159,66	66,45
Sabinanigo ENERG.IND.ARAGON	1.071	53		9,36	3,50
Muskiz Repsol	50.645	2.486		442,64	132,17
La Coruña Air Liquide	19.163	941		167,48	51,45
La Coruña Repsol	17.110	840		149,54	46,60
Aviles Nippon Gases Europe	5.870	288		51,30	16,76
TOTAL	531.497	12.945	14.434	-8	1.606

Escenario B: Net-Zero

- **Se seleccionan 6 plantas para añadirles CCS y alimentarlas con biometano**
- Se requieren 14.4 TWh de biometano
- Sólo se requieren 2 almacenes geológicos (1.6 Gt CO₂)
- Se reemplazan 4.65 Mt CO₂ por – 8 kt CO₂
- LCOH actual: 2.61 €/kg
- LCOH B: 3.02 €/kg
- Δ LCOH = 0.41 €/kg

[Yagüe et al., Decarbonising grey hydrogen production in Spain by means of bio-hydrogen with CCS (HyBECCS), 14 CNIT, Zaragoza, 4-6 June 2025]

APLICACIÓN AL REFINO

- El almacenamiento geológico en España se puede realizar en acuíferos salinos profundos
- Es preciso recurrir al CCS para resolver las emisiones de proceso
- Se acaba de aprobar un proyecto en las [costas de Tarragona](#) (fondos europeos)
- Se puede alcanzar una producción de H_2 para refino neutra en CO_2 empleando sólo 2 almacenamientos geológicos y 14.4 TWh de biometano, con un sobrecoste medio de 0.41 €/kg



¡MUCHAS GRACIAS!