



Ricerca di Sistema elettrico

# Analisi tecnico-economica di un sistema di pompaggio a CO<sub>2</sub> supercritica

G. Messina

Analisi tecnico-economica di un sistema di pompaggio a CO<sub>2</sub> supercritica

G. Messina

Settembre 2018

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Annuale di Realizzazione 2018

Area: TECNOLOGIE E METODOLOGIE 'LOW CARBON' E EDIFICI AD ENERGIA QUASI ZERO

Progetto: TECNOLOGIE E METODOLOGIE 'LOW CARBON' E EDIFICI AD ENERGIA QUASI ZERO (NZEB)

Obiettivo: a.3 – Studi numerici e sperimentali di 'fuel flexibility'

Responsabile del Progetto: Dott.ssa Franca Rita Picchia, ENEA

## Indice

SOMMARIO.....	4
1 INTRODUZIONE.....	5
2 ANALISI TECNICO-ECONOMICA.....	6
3 CONCLUSIONI.....	9
4 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI .....	9

## Sommario

Nello studio qui proposto, si è ipotizzato il confronto tecnico-economico tra due diverse configurazioni di una stazione di spinta per il trasporto della CO<sub>2</sub> in pipeline. Una delle due configurazioni (caso Base) prevede il compressore di spinta mosso da una turbina a gas a ciclo semplice, configurazione rappresentativa dello stato dell'arte. La seconda configurazione è basata sull'utilizzo di un ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub> sottoposto ad una turbina a gas a ciclo aperto (ciclo topping). Il calcolo del ciclo bottoming è stato effettuato ottimizzando la portata elaborata e il rapporto di compressione, mediante un'analisi di sensibilità vincolata all'entalpia recuperabile dai gas di scarico del ciclo topping. Nello specifico il dominio della soluzione è stato definito sia nella dimensione della portata massica che del rapporto di compressione, conducendo a 42 casi studio parametrizzati per 5 livelli di pressione massima del ciclo. Ipotizzando un costo d'investimento pari a 1000 €/kW per il ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub>, valore ragionevolmente in linea con le previsioni disponibili per la tecnologia a TRL 9, il costo di pompaggio livellato sarebbe inferiore a 0.50 €/t di CO<sub>2</sub>, a fronte di 0.58 €/t per il caso Base, con un conseguente risparmio economico di oltre il 13 %.

## 1 Introduzione

La CO<sub>2</sub> può essere trasportata in forma liquida, gassosa e, più raramente, in fase solida. Il trasporto in pipeline rappresenta attualmente la forma largamente dominante. L'applicazione più importante di trasporto su larga scala è rappresentata dal settore Oil & Gas, dove viene largamente utilizzata per l'applicazione di tecniche di recupero degli idrocarburi dai giacimenti già sfruttati con le tecniche di estrazione convenzionali. Tali tecniche vengono denominate "Enhanced Oil Recovery" (EOR) e prevedono l'utilizzo di diversi fluidi in pressione, tra cui, la CO<sub>2</sub> allo stato supercritico. Significativamente, l'EOR è classificabile come processo industriale che prevede il riutilizzo della CO<sub>2</sub> catturata e, potenzialmente, come tecnica di stoccaggio definitivo. Le tecniche di trasporto della CO<sub>2</sub> allo stato liquido e/o supercritico possono considerarsi mature, risalendo alla prima metà degli anni '70. Attualmente a livello mondiale la rete di distribuzione della CO<sub>2</sub> via pipeline ha un'estensione quantificabile in 3100 Km, di cui 2500 si sviluppano negli Stati Uniti. Le pressioni di esercizio sono di norma sensibilmente superiori alla pressione critica, così come la pressione minima di sicurezza che di norma non è inferiore a 90 bar. Le distanze di trasporto possono essere notevoli, dell'ordine delle centinaia di Km, pertanto, in funzione del diametro della linea, sono necessarie stazioni di ricompressione per compensare le perdite di carico e ripristinare la pressione operativa. In funzione della portata massica trasportata, i compressori delle stazioni di ricompressione e/o iniezione sono di norma azionati mediante motore elettrico o connessi direttamente all'albero di un turbogas a ciclo semplice. In [1] si è ipotizzata una stazione di spinta per il gasdotto Cortez con l'intento di aumentare l'efficienza della stazione di pompaggio e, di conseguenza, ridurre i costi operativi. La portata del gasdotto Cortez è pari a 19.3 milioni di tonnellate per anno, corrispondenti a 612 Kg/s se si ipotizza un utilizzo continuativo dell'infrastruttura. La pressione operativa è pari a 186 bar, mentre si è ipotizzata una pressione minima di sicurezza pari a 90 bar, corrispondente alla pressione di aspirazione del compressore, con una temperatura di esercizio della linea pari a 35 °C. Nella configurazione proposta in [1], alla potenza meccanica proveniente da un turbogas a ciclo semplice è stato affiancato un gruppo turbocompressore a S-CO<sub>2</sub>, alimentato con una parte della portata elaborata dal compressore di linea, la quale scambia calore con i gas di scarico provenienti dalla turbina a gas.

Nello studio qui proposto, si è ipotizzato il confronto tecnico-economico tra la configurazione ipotizzata in [1] (caso sCO<sub>2</sub>) e una configurazione allo stato dell'arte (caso Base), in cui il compressore di spinta viene azionato mediante una turbina a gas a ciclo semplice.

## 2 Analisi tecnico-economica

L'analisi tecnico-economica è stata effettuata a partire da due ipotesi impiantistiche, la prima (caso Base) prevede un compressore di spinta dimensionato per 613 kg/s di CO<sub>2</sub> mosso da un turbina a gas a ciclo semplice dimensionata per garantire la piena operatività del gasdotto Cortez al variare delle condizioni ambiente. Come noto, le turbine a gas subiscono un decremento nelle prestazioni all'aumentare della temperatura ambiente, pertanto il dimensionamento del sistema è stato effettuato prendendo in considerazione le condizioni più gravose, ovvero considerando una temperatura ambiente pari a 45 °C. Con riferimento al caso base, il compressore di spinta richiede una potenza meccanica non inferiore a 9.5 MW che, considerate le condizioni più gravose, richiede una turbina a gas di specifica simile alla MARS 100 della Solar, in grado di erogare 11.860 MW in condizioni ISO, e circa 10,0 MW a 45°C. Con riferimento alla configurazione sCO<sub>2</sub>, la specifica della turbina a gas è fortemente correlata con la performance del ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub>, infatti al variare dell'efficienza e della potenza meccanica di quest'ultimo è possibile dimensionare la turbina a gas che fungerà da ciclo topping. Ovvvia conseguenza di quanto sopra è che la turbina a gas avrà una potenza inferiore rispetto al caso Base.

**Tabella 1. Calcolo del ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub> con portata del fluido di lavoro variabile tra 45 e 48 kg/s e pressione massima pari a 260 bar.**

Parameter	260 bar															
Run	mass flow	1st compress	turbine powe	2nd compressor p				HRHX power	RHX power	CHX power						
#	kg/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	power	delta	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	HX TOT power	ETA global	DELTA ETA	ETA gain		
15	45	10206.4	-3720.87	621.032	10315.40	5.90	9462.76	12443.2	-3645.03	25550.99	45.41%	12.84%	39.40%			
16	46	10226.9	-3761.59	635.099	10340.46	10.26	9629.91	12425.4	-3731.12	25786.43	45.52%	12.95%	39.74%			
17	47	10247.4	-3800.36	649.214	10363.65	12.74	9795.05	12395.7	-3817.45	26008.2	45.63%	13.05%	40.05%			
18	48	10268.6	-3837.22	663.281	10385.09	12.77	9958.14	12354	-3904.07	26216.21	45.72%	13.14%	40.34%			

**Tabella 2. Calcolo del ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub> con portata del fluido di lavoro variabile tra 40 e 47 kg/s e pressione massima pari a 270 bar.**

Parameter	270 bar															
Run	mass flow	1st compress	turbine powe	2nd compressor p				HRHX power	RHX power	CHX power						
#	kg/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	power	delta	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	HX TOT power	ETA global	DELTA ETA	ETA gain		
10	40	10104	-3617.05	623.001	10215.9031	9.84247844	8781.44	11934.9	-3346.2	24062.54	44.98%	12.40%	38.05%			
11	41	10123.8	-3667.4	638.897	10248.3071	22.2464654	8960.16	11959.9	-3434.5	24354.56	45.12%	12.54%	38.49%			
12	42	10145	-3715.77	654.794	10278.8479	31.3731805	9136.69	11972.6	-3523.13	24632.42	45.25%	12.67%	38.90%			
13	43	10165.5	-3762.1	670.643	10307.5153	39.3334903	9311.1	11973.2	-3611.8	24896.1	45.38%	12.80%	39.29%			
14	44	10185.9	-3806.39	686.539	10334.2199	45.4319867	9483.41	11961.4	-3700.78	25145.59	45.50%	12.92%	39.65%			
15	45	10206.4	-3848.7	702.389	10359.1055	49.610546	9653.59	11937.5	-3789.98	25381.07	45.61%	13.03%	39.99%			
16	46	10226.9	-3888.97	718.332	10381.985	51.7830188	9821.55	11901.6	-3879.3	25602.45	45.71%	13.13%	40.30%			
17	47	10247.4	-3927.14	734.275	10402.8895	51.9804416	9987.36	11853.5	-3968.86	25809.72	45.80%	13.22%	40.58%			

**Tabella 3. Calcolo del ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub> con portata del fluido di lavoro variabile tra 37 e 45 kg/s e pressione massima pari a 280 bar.**

Parameter	280 bar															
Run	mass flow	1st compress	turbine powe	2nd compressor p				HRHX power	RHX power	CHX power						
#	kg/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	power	delta	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	HX TOT power	ETA global	DELTA ETA	ETA gain		
7	37	10042.6	-3573.37	641.852	10157.0927	13.052275	8400.08	11429.3	-3196.64	23026.02	44.72%	12.14%	37.26%			
8	38	10062.4	-3630.25	659.53	10193.9622	29.921756	8586.72	11476.1	-3287.35	23350.17	44.88%	12.30%	37.76%			
9	39	10083.6	-3685	677.208	10228.8284	43.3738305	8771.15	11510.1	-3378.36	23659.61	45.03%	12.45%	38.23%			
10	40	10104	-3737.61	694.792	10261.7703	55.7097229	8953.41	11531.6	-3469.54	23954.55	45.18%	12.60%	38.67%			
11	41	10123.8	-3788.12	712.423	10292.693	66.6324224	9133.35	11540.6	-3560.85	24234.8	45.31%	12.74%	39.09%			
12	42	10145	-3836.43	730.195	10321.414	73.93927	9311.09	11536.8	-3652.59	24500.48	45.44%	12.86%	39.48%			
13	43	10165.5	-3882.6	747.873	10348.2107	80.0289253	9486.5	11520.8	-3744.33	24751.63	45.56%	12.98%	39.84%			
14	44	10185.9	-3926.6	765.598	10372.9224	84.1345022	9659.65	11492.2	-3836.39	24988.24	45.67%	13.09%	40.17%			
15	45	10206.4	-3968.44	783.277	10395.6458	86.150852	9830.53	11451.4	-3928.63	25210.56	45.77%	13.19%	40.48%			

**Tabella 4. Calcolo del ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub> con portata del fluido di lavoro variabile tra 35 e 44 kg/s e pressione massima pari a 290 bar.**

Parameter	290 bar															
Run	mass flow	1st compress	turbine powe	2nd compressor p				HRHX power	RHX power	CHX power						
#	kg/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	power	delta	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	kJ/sec	HX TOT power	ETA global	DELTA ETA	ETA gain		
5	35	10001.6	-3565.27	668.955	10123.9843	21.3579949	8173.36	10982.5	-3119.24	22275.1	44.57%	11.99%	36.81%			
6	36	10021.4	-3627.03	688.321	10163.8558	41.2295519	8366.22	11040.6	-3212.48	22619.3	44.75%	12.17%	37.35%			
7	37	10042.6	-3686.56	707.734	10201.5859	57.545449	8556.65	11085.5	-3305.99	22948.14	44.91%	12.33%	37.86%			
8	38	10062.4	-3743.83	727.147	10237.1904	73.1499575	8744.83	11117.5	-3399.66	23261.99	45.07%	12.49%	38.34%			
9	39	10083.6	-3798.83	746.654	10270.5715	85.1169825	8930.62	11136.5	-3493.63	23560.75	45.22%	12.64%	38.79%			
10	40	10104	-3851.57	766.067	10301.9156	95.8549654	9114.06	11142.7	-3587.75	23844.51	45.36%	12.78%	39.22%			
11	41	10123.8	-3901.98	785.527	10331.024	104.96344	9295.03	11136.3	-3682.02	24113.35	45.48%	12.90%	39.61%			
12	42	10145	-3950.17	805.081	10357.9562	110.481457	9473.64	11117	-3776.64	24367.28	45.60%	13.02%	39.97%			
13	43	10165.5	-3996.05	824.588	10382.76	114.578193	9649.85	11085.1	-3871.39	24606.34	45.71%	13.13%	40.31%			
14	44	10185.9	-4039.61	844.142	10405.3377	116.549775	9823.58	11040.7	-3966.37	24830.65	45.81%	13.23%	40.61%			

**Tabella 5. Calcolo del ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub> con portata del fluido di lavoro variabile tra 33 e 43 kg/s e pressione massima pari a 300 bar.**

Parameter Run #	300 bar											HX TOT power	ETA global	DELTA ETA	ETA gain
	mass flow kg/sec	1st compress kJ/sec	turbine powe kJ/sec	2nd compressor p kJ/sec	power	delta	HRHX power kJ/sec	RHX power kJ/sec	CHX power kJ/sec						
3	33	9960.69	-3540.06	688.438	10081.9505	20.6474607	7921.4	10549.4	-3027.07	21497.87	44.39%	11.81%	36.24%		
4	34	9981.17	-3607.13	709.633	10125.0959	43.1060295	8120.61	10620.4	-3122.76	21863.77	44.58%	12.00%	36.83%		
5	35	10001.6	-3671.78	730.805	10165.987	63.3607249	8317.44	10678	-3218.65	22214.09	44.76%	12.18%	37.38%		
6	36	10021.4	-3734.14	752	10204.7027	82.0764074	8511.82	10722.3	-3314.74	22548.86	44.93%	12.35%	37.90%		
7	37	10042.6	-3794.02	773.195	10241.0859	97.0455085	8703.66	10753.2	-3411.1	22867.96	45.09%	12.51%	38.39%		
8	38	10062.4	-3851.57	794.437	10275.2336	111.193182	8893.12	10771	-3507.63	23171.75	45.24%	12.66%	38.85%		
9	39	10083.6	-3906.67	815.726	10307.0328	121.578287	9079.97	10775.8	-3604.41	23460.18	45.38%	12.80%	39.28%		
10	40	10104	-3959.38	836.92	10336.6736	130.613024	9264.4	10767.5	-3701.34	23733.24	45.51%	12.93%	39.68%		
11	41	10123.8	-4009.73	858.162	10364.0497	137.989098	9446.18	10746.4	-3798.42	23991	45.63%	13.05%	40.05%		
12	42	10145	-4057.59	879.545	10388.9513	141.476575	9625.5	10712.2	-3895.93	24233.63	45.74%	13.16%	40.39%		
13	43	10165.5	-4103.03	900.834	10411.6653	143.48352	9802.28	10665.3	-3993.53	24461.11	45.84%	13.26%	40.70%		

Per ottenere il corretto dimensionamento della stazione di pompaggio a sCO<sub>2</sub> è stato ipotizzato di utilizzare una turbina a gas di taglia immediatamente inferiore alla MARS 100, la MARS 90, in grado di erogare 9.860 MW in condizioni ISO e 7.4 MW a 45 °C. Il calcolo del ciclo bottoming è stato effettuato ottimizzando la portata elaborata e il rapporto di compressione, mediante un'analisi di sensibilità vincolata all'entalpia recuperabile dai gas di scarico del ciclo topping. Nello specifico il dominio della soluzione è stato definito sia nella dimensione della portata massica che del rapporto di compressione, conducendo a 42 casi studio parametrizzati per 5 livelli di pressione massima del ciclo. L'intervallo di variazione di portata del fluido di lavoro per i vari casi è stato vincolato all'accoppiamento termico tra l'entalpia recuperabile dai gas di scarico e il grado di recupero del ciclo, a sua volta dipendente dal rapporto di compressione. La massima efficienza di recupero si ottiene alla pressione massima pari a 300 bar, che, significativamente, a fronte di una potenza dello scambiatore a recupero dei gas di scarico (HRHX) sostanzialmente in linea con gli altri casi, consente una sensibile riduzione della potenza dello scambiatore a recupero "interno" (RHX)<sup>1</sup>, con ovvie positive ripercussioni sui costi d'investimento. La stima del costo di capitale per il caso Base è stata calcolata applicando, l'equazione proposta in [2]:

$$CAPEX = (P \cdot 2.3 + 0.15) \cdot 10^6$$

dove CAPEX indica il costo di capitale overnight espresso in € e P la potenza della stazione di pompaggio espressa in MW. Per il caso sCO<sub>2</sub>, l'equazione è stata elaborata per tenere conto del costo di capitale aggiuntivo addebitabile al ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub>, ovvero:

$$CAPEX = (P \cdot 2.3 + 0.15) \cdot 10^6 + CAPEX_{sCO_2}$$

Considerato il livello di sviluppo attuale dei cicli a sCO<sub>2</sub>, una stima univoca del costo di capitale sarebbe quantomeno opinabile, si è pertanto preferito effettuare uno studio di sensibilità del costo di compressione livellato (LCOP) rispetto al CAPEX del ciclo a sCO<sub>2</sub>. Per entrambi i casi, il costo di capitale overnight è stato maggiorato del 10% per ottenere il Total Capital Investment.

Con riferimento ai costi operativi fissi, anche in questo caso si è fatto riferimento a quanto riportato in [2], dove si propone una stima pari al 4% del costo di capitale.

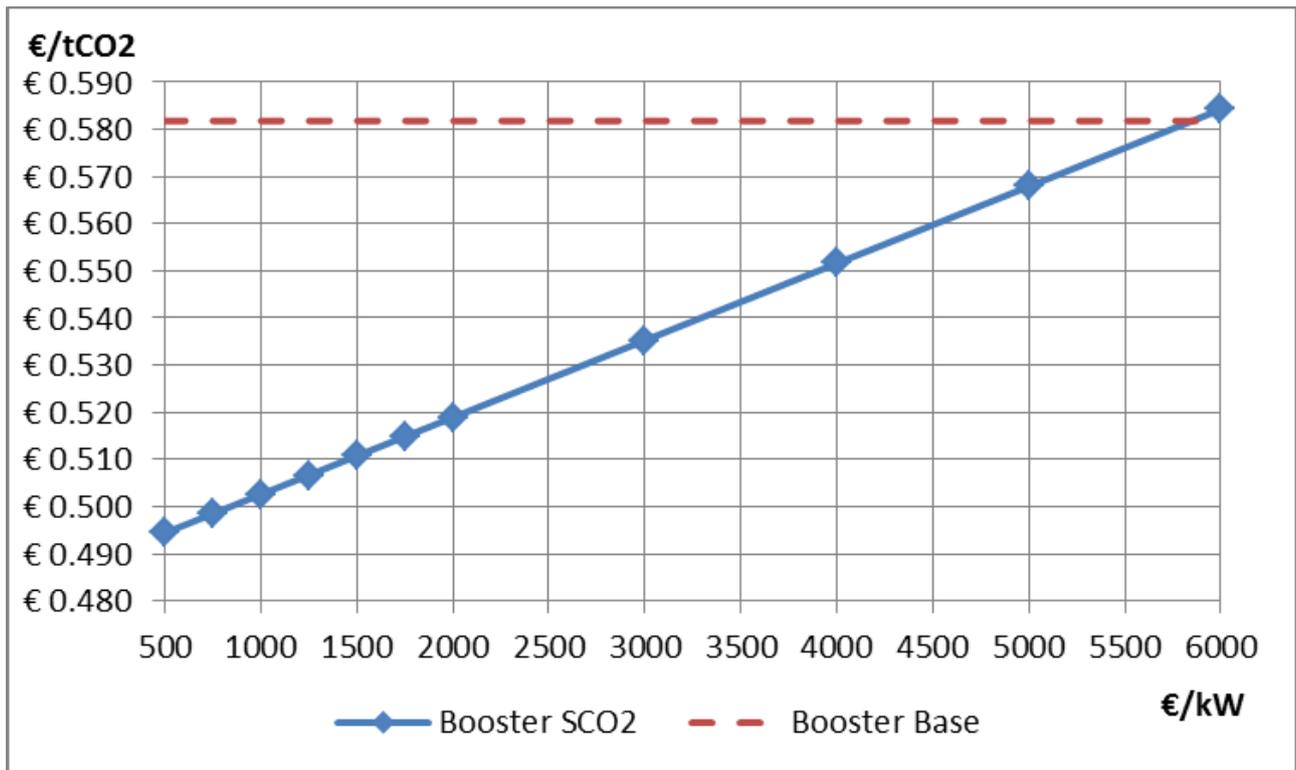
Per il costo del combustibile, considerata la natura comparativa e non esaustiva dello studio, si è scelto il valore di riferimento per il gas naturale nel mercato italiano riferito all'anno 2015. È stato inoltre ipotizzato uno scenario mediamente aggressivo rispetto ai costi associati alle emissioni della CO<sub>2</sub>, ipotizzando un'escalation factor pari al 5,84% che dal valore di 6.48 Euro/tonnellata ricavato da [3] modifica il prezzo annualmente portandolo a 50 Euro/tonnellata nel 2050. La sintesi delle ipotesi alla base dell'analisi tecnico-economica è riportata in tabella 6.

<sup>1</sup> Il ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub> è recuperativo con un singolo livello di recupero termico.

**Tabella 6. Sintesi delle ipotesi alla base dell'analisi tecnico-economica**

	Base Case		sCO2 Case	
Plant Net Power	9.5	MW	10.165	MW
Overnight Costs per kW	€ 2,315.79	EUR/kW	2439 - 3812	EUR/kW
Overnight Costs	€ 22,000,000.00	EUR	25 - 39	MEUR
Total-Capital Investment	€ 24,200,000.00	EUR	27 - 43	MEUR
O&M Fixed Costs	4% TCI		4% TCI	
Fuel Price	€ 29.00	EUR/MWh	€ 29.00	EUR/MWh
Efficiency at Full Load (45 °C Tinlet)	32.58%	LHV based	45.84%	LHV based
Load Factor	100%		100%	
Plant availability	100%		100%	
Mech. Energy production per day	228.00	MWh	243.96	MWh
CO2 Price	€ 6.48	EUR/t	€ 6.48	EUR/t
CO2 emissions	50576.96	t/year	38463.43	t/year
Fuel (NG)	18391.62	t/year	13986.70	t/year
Fuel Costs	€ 7,407,735.83	EUR/year	€ 5,633,532.24	EUR/year
Date of commercial operation	01/01/2014		01/01/2014	
Plant life	45.00	years	45.00	years
Interest On Debt	7.00%		7.00%	
Debt Financing Time	45.00	years	45.00	years
Discount Rate	3.00%		3.00%	
CO2 TAX Escalation	5.84%		5.84%	
Fuel Price Escalation	0.00%		0.00%	

Il confronto tra i costi di pompaggio stimati per le due configurazioni della stazione di pompaggio è stato effettuato calcolando il costo livellato per il caso base e per il caso sCO2 al variare del costo di investimento aggiuntivo attribuibile al ciclo a sCO2, in un intervallo il cui massimo corrisponde al punto di pareggio tra i due casi. Nello specifico, il vantaggio economico ottenibile con la configurazione a sCO2 sembrerebbe indubbio in tutto l'intervallo compreso tra 500 €/kW e 5000 €/kW, con il raggiungimento del punto di pareggio nell'intervallo compreso tra 5500 e 6000 €/kW (figura 1).



**Figura 1.** Confronto tra il costo livellato di pompaggio per tonnellata di CO<sub>2</sub> per il caso Base e per il caso sCO<sub>2</sub> al variare del costo d'investimento aggiuntivo del ciclo a sCO<sub>2</sub>.

### 3 Conclusioni

Il vantaggio economico ottenibile con la configurazione a sCO<sub>2</sub> sembrerebbe indubbio in tutto l'intervallo compreso tra 500 €/kW e 5000 €/kW, con il raggiungimento del punto di pareggio compreso tra 5500 e 6000 €/kW. Ipotizzando un costo d'investimento pari a 1000 €/kW per il ciclo bottoming a sCO<sub>2</sub>, valore ragionevolmente in linea con le previsioni disponibili per la tecnologia a TRL 9, il costo di pompaggio livellato sarebbe inferiore a 0.50 €/t di CO<sub>2</sub>, a fronte di 0.58 €/t per il caso Base, con un conseguente risparmio economico di oltre il 13 %.

### 4 Riferimenti bibliografici

- [1] G. Messina, "Modellazione Preliminare di Sistemi di Pompaggio della CO<sub>2</sub> nelle Configurazioni "Power Plant" e "Stand Alone"", Report RdS/PAR2015/232, 2016
- [2] Chandel, M. K., et Al. "Potential economies of scale in CO<sub>2</sub> transport through use of a trunk pipeline", Energy Conversion and Management, 51, 2825 - 2834, 2010.
- [3] GSE, "Rapporto Annuale Sulle Aste delle Quote di Emissione 2014", 2014