

RECUPERO DI ENERGIA MEDIANTE ESPANSIONE DIRETTA DAL PROCESSO DI RIGASSIFICAZIONE DEL GAS NATURALE LIQUEFATTO

F. Cotana, G. Pispola

Dipartimento di Ingegneria Industriale, Università degli Studi di Perugia, Via G. Duranti, 67, 06125 Perugia

SOMMARIO

La rigassificazione del Gas Naturale Liquefatto (GNL) è un processo sempre più diffuso, anche in seguito alla crescente domanda di gas naturale. Il gas naturale allo stato liquido è trasportato via mare con navi gasiere alla temperatura di circa -160 °C e a pressione ambiente. Il processo di rigassificazione ha luogo in appositi terminali e consiste nel pompaggio dal serbatoio della nave a quello del terminale, in una successiva compressione del fluido (fino alla pressione di esercizio del gasdotto), in un riscaldamento con acqua di mare fino ad una temperatura compresa tra 0 e 20°C e infine nell'immissione del gas nella rete.

Si è qui valutata la possibilità di un recupero d'energia di prima specie, mediante ciclo termico adeguato, dal processo di rigassificazione. Infatti, la disponibilità, presso il terminale di rigassificazione, di una rilevante portata in massa di fluido a bassa temperatura (il GNL) e di una sorgente di calore disponibile a basso costo (l'acqua di mare), può essere sfruttata da un sistema di recupero energetico, che funzioni secondo un ciclo Rankine aperto a gas naturale operante tra le condizioni di fine pompaggio dai serbatoi e quelle di immissione nel gasdotto.

Requisito fondamentale del sistema è che il suo funzionamento non vincoli in alcun modo i processi essenziali del terminale di rigassificazione.

INTRODUZIONE

In Italia la fornitura di gas avviene principalmente per mezzo di gasdotti, i cui proprietari operano in un regime di oligopolio, favorito anche dagli elevati costi di realizzazione. Il 75% del gas consumato in Italia è importato attraverso i gasdotti provenienti dalla Russia, dall'Algeria e dalla Tunisia e dall'Olanda. Sono inoltre previste nuove opere (gasdotto libico) e il potenziamento di alcune delle esistenti.

L'alternativa all'approvvigionamento per mezzo di gasdotti rappresentata dall'importazione via nave di Gas Naturale Liquefatto (GNL) presenta i seguenti vantaggi: ampia distribuzione geopolitica dei Paesi fornitori e quindi minor dipendenza da un numero esiguo di Paesi più o meno geopoliticamente stabili, possibile accesso al mercato a breve termine (*spot*), maggior sicurezza della fornitura grazie alla diversificazione delle tecnologie. Per questi ed altri motivi, la domanda di GNL via nave sta subendo una crescita superiore a quella della fornitura via gasdotto.

Dal 1996 al 2000, il consumo di gas naturale in Italia è cresciuto da circa 56,2 miliardi a circa 70,4 miliardi di m³, aumento dovuto principalmente allo sviluppo del settore della produzione termoelettrica, nel quale i consumi sono raddoppiati. Nello stesso periodo, il gas naturale è stata la fonte di energia primaria con la crescita più rapida, aumentando in media del 5,8% ogni anno.

Nel 2001, l'Italia è stata il terzo mercato europeo in termini di domanda di gas naturale (71 miliardi di m³). La domanda di gas naturale in Italia presenta prospettive di crescita (incremento di 22 miliardi di m³ nel periodo 2000-2010) superiori sia rispetto a quelle degli altri Paesi europei, sia alla domanda complessiva di energia in Italia [1].

STATO DELL'ARTE DELLA RIGASSIFICAZIONE IN ITALIA

In Italia esiste attualmente un solo impianto di rigassificazione del GNL. In Europa sono 11, nel mondo 44, con particolare concentrazione in Giappone (23 impianti) [2].

L'impianto situato in località Panigaglia (SP) di proprietà di GNL Italia S.p.A. (controllata da Snam Rete Gas), è l'unica struttura per la ricezione e la rigassificazione di Gas Naturale Liquefatto (GNL) esistente ad oggi in Italia [1]. Il terminale è costituito da due serbatoi di stoccaggio di 50.000 metri cubi ciascuno, da impianti di vaporizzazione e da un pontile di attracco per le navi gasiere. Nel terminale di rigassificazione, il GNL (liquido saturo a pressione ambiente e temperatura di circa -160° C), è riportato allo stato gassoso con una semplice operazione di riscaldamento e immesso nella rete. L'impianto, in funzione dal 1971, ha immesso in rete nel 2003 circa 3,46 miliardi di m³ di gas (5% della domanda interna annua) ed è utilizzato al 100% della sua potenzialità.

Per incrementare la capacità italiana di importare gas attraverso la diversificazione delle fonti, varie società del settore intendono realizzare altri impianti di questo tipo.

In tabella 1 è riportato sinteticamente l'elenco degli impianti esistenti, in fase di realizzazione o in fase di autorizzazione in Italia [3].

IL PROCESSO DI RIGASSIFICAZIONE

Il gas naturale allo stato di liquido saturo è trasportato via mare nei serbatoi a doppio scafo delle navi gasiere alla temperatura di circa -161 °C e a pressione ambiente. Il processo di rigassificazione ha luogo in appositi terminali (*on-shore* oppure *off-shore*) e consiste genericamente nel

pompaggio dal serbatoio della nave a quello del terminale, in una successiva compressione del fluido e in un riscaldamento con acqua di mare fino ad una temperatura compresa tra 0 e 20°C (si vedano le trasformazioni indicate in Fig. 1).

Tabella 1: terminali di rigassificazione in Italia.

Società	Ubicazione	Capacità [10 ⁹ m ³ /anno]	Stato
GNL Italia S.p.A.	Panigaglia (SP)	3.5	Operativo
BG Brindisi LNG S.p.A.	Brindisi	6	Autorizzato
Edison Stoccaggio S.p.A.	Porto Rivo (RO)	8	Autorizzato
OLT S.r.l. (Offshore LNG Toscana)	Livorno	3	Autorizzato
Edison S.p.A.	Rosignano Marittimo (LI)	3	Autorizzato
LNG Terminal	San Ferdinando	6	In istruttoria
Petroliera Gioia Tauro	Gioia Tauro	4.2	In istruttoria
Gas Natural SA	Taranto	8	In istruttoria
Gas Natural SA	Trieste	8	In istruttoria

Lo scarico del GNL dalla nave gasiera al terminale avviene per mezzo delle pompe sommerse nei serbatoi della nave. Dai serbatoi di stoccaggio del terminale il GNL viene estratto mediante pompe sommerse ed inviato ai vaporizzatori mediante pompe di mandata (centrifughe multistadio) che hanno il compito di garantire la pressione richiesta dalle operazioni di rigassificazione (l'operazione congiunta di pompaggio attuata dalla pompa sommersa e da quella di mandata è indicata come $1_{rig}-2_{rig}$ in Fig. 1). Si noti che le pressioni di esercizio del terminale variano in modo significativo secondo l'impiego previsto per il gas naturale e, nel caso di immissione in una rete di distribuzione, sono normalmente superiori a quella critica (46 bar per il CH₄).

Nei vaporizzatori (generalmente, scambiatori di calore a tubi e mantello), il GNL passa in fase di vapore surriscaldato ad una temperatura di circa 5 °C: il calore necessario è fornito dall'acqua di mare, che dopo essere stata pompata nei vaporizzatori, è scaricata in mare ad una temperatura inferiore di 7 °C rispetto a quella di ingresso (trasformazione $2_{rig}-3_{rig}$ in Fig. 1).

Il gas naturale è aspirato e pressurizzato da compressori per poi essere immesso in rete; una parte è infine utilizzata per gli autoconsumi dell'impianto: infatti, normalmente il terminale è dotato di un sistema di generazione di energia elettrica costituito da motori Diesel o turbogas, a seconda delle esigenze.

IL PROCESSO DI RECUPERO ENERGETICO

La disponibilità presso i terminali di rigassificazione di

rilevanti portate in massa di un fluido a bassa temperatura (il GNL) e di una sorgente di calore a buon mercato (l'acqua di mare), fa pensare alla possibilità di realizzare un recupero di energia. Infatti, se l'intero salto entalpico disponibile tra le condizioni estreme del processo di rigassificazione potesse essere sfruttato, sarebbe possibile recuperare una quantità di energia compresa tra 210 e 250 kWh per t di GNL, a seconda delle pressioni e temperature di esercizio del terminale. L'impiego del GNL come pozzo di calore può avvenire secondo modalità diverse; qui se ne elencano alcune:

- Separazione dei componenti dell'aria mediante distillazione;
- Liquefazione della CO₂ e altri gas;
- Condizionamento dell'aria;
- Conservazione degli alimenti;
- Interrefrigerazione dell'aria compressa in impianti turbogas;
- Generazione elettrica.

Per quanto riguarda quest'ultimo impiego, in Letteratura [4-5], sono state proposte diverse soluzioni impiantistiche, più o meno efficienti e più o meno complesse, per lo sfruttamento di questa fonte di energia. Tra le soluzioni investigate, si ricordano le seguenti:

1. ciclo Rankine chiuso a fluido organico (ad esempio, propano) che utilizza il GNL come pozzo di calore per il condensatore e l'acqua di mare (o cascami di calore, ove disponibili) come sorgente di calore per il generatore di vapore;
2. ciclo Brayton chiuso a gas inerte (ad esempio, azoto) con interrefrigerazione e recupero di calore che utilizza il GNL come pozzo di calore per lo scambiatore a bassa temperatura e l'intercooler e l'acqua di mare (o cascami di calore, ove disponibili) come sorgente di calore per lo scambiatore ad alta temperatura [4];
3. pompaggio a pressione maggiore di quella di esercizio del terminale, vaporizzazione con acqua di mare ed espansione diretta in turbina del gas naturale;
4. cicli combinati: uno o più cicli (Rankine a fluido organico, Brayton o con celle a combustibile ad alta temperatura) sovrapposti all'espansione diretta del gas naturale.

Il Giappone è all'avanguardia dal punto di vista del impiego dell'exergia del GNL: a partire dal 1980, sono stati realizzati 15 impianti di recupero (a ciclo sovrapposto con fluido intermediario del tipo 1, ad espansione diretta del tipo 3 e combinati del tipo 4) con potenzialità comprese tra 1 e 8.8 MW [6].

In questo lavoro, si sono escluse dall'analisi tutte quelle soluzioni che prevedono l'impiego di fluidi estranei al gas naturale e all'acqua di mare, quali le opzioni 1, 2 e 4. Infatti, la soluzione comunemente adottata nei terminali di rigassificazione è quella di impiegare parte del gas naturale come fonte energetica mediante motori a combustione interna: di conseguenza, un incremento eccessivo della complessità dell'impianto non sarebbe facilmente attuabile seppure in un'ottica di riduzione delle emissioni di gas serra. Inoltre, l'efficienza del recupero realizzabile mediante espansione diretta è, come confermato dai dati riportati da alcuni Autori [6], superiore a quella di un ciclo Rankine con fluido intermediario. In alcuni casi, come nei terminali *off-shore* galleggianti, infine, la scelta non può che ricadere su un impianto ad espansione diretta, per mancanza di spazi e equipaggiamenti adatti alla realizzazione di un impianto a vapore completo.

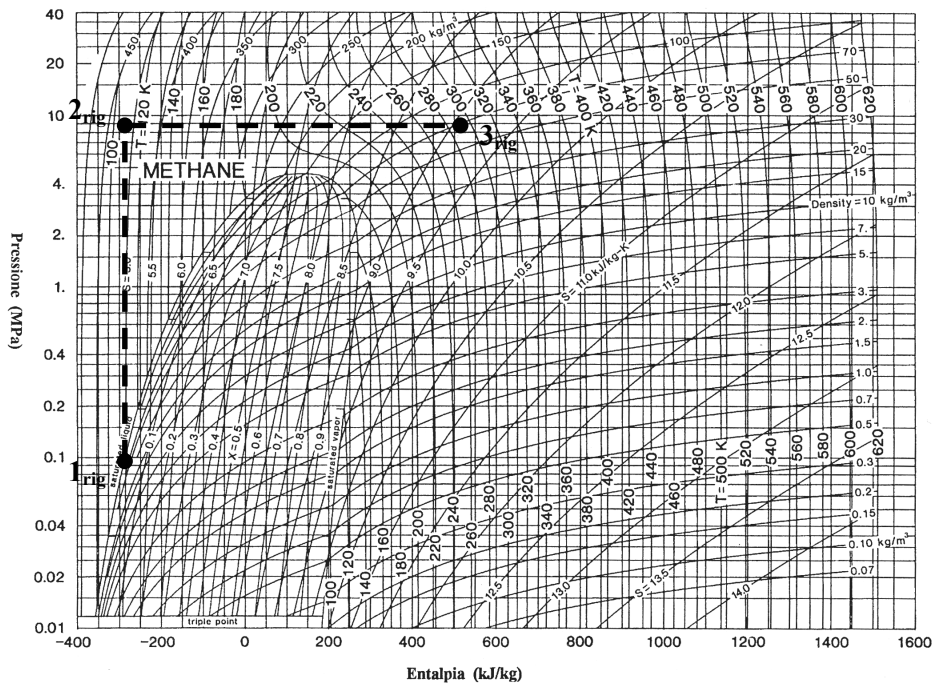


Fig. 1: diagramma frigorifero $P-h$ del metano [7]. Sono indicate schematicamente le trasformazioni del processo di rigassificazione con pressione di esercizio intorno ad 80 bar: compressione del liquido (1-2) e vaporizzazione (2-3).

Si è qui studiato quindi un sistema di recupero a ciclo Rankine aperto a gas naturale, che possa funzionare tra le condizioni di fine pompaggio dai serbatoi di stoccaggio e quelle di immissione nel gasdotto (si veda la Fig. 2 per uno schema dell'impianto). Il fatto che il ciclo sia aperto, utilizzando come fluido di lavoro lo stesso gas naturale, impone che la contropressione all'espansione non sia inferiore a quella d'esercizio del terminale di rigassificazione. D'altra parte, tale soluzione appare relativamente semplice e tecnologicamente più accessibile.

Requisito fondamentale del sistema è che il suo funzionamento non vincoli in alcun modo i processi basilari sopra descritti del terminale di rigassificazione. A tale scopo, sono necessari sistemi automatizzati di *by-pass* che consentono di escludere completamente il sistema di recupero dall'impianto senza compromettere l'operatività dell'impianto di rigassificazione. Inoltre, lo scambiatore S_1 deve essere opportunamente dimensionato per consentire il funzionamento dell'impianto anche con l'esclusione del sistema di recupero.

Si è fatta qui l'ipotesi che la pressione d'esercizio del terminale sia 80 bar: tale valore può considerarsi rappresentativo del caso di immissione del gas in una dorsale della rete di distribuzione a partire da un terminale *off-shore*. D'altra parte, come si evince dal diagramma $P-h$, l'efficienza di un recupero energetico mediante espansione diretta del GNL aumenta, a parità di salto di pressione disponibile, al diminuire della pressione di esercizio. Inoltre, contenere la pressione massima dell'impianto comporta naturalmente oneri inferiori in termini di sicurezza delle parti dell'impianto più sollecitate. La scelta di una pressione di esercizio così elevata è giustificata dalla necessità di valutare l'efficienza di un possibile recupero anche nelle condizioni più sfavorevoli.

I processi di recupero energetico (si vedano le trasformazioni in Fig. 3) possono essere così brevemente descritti:

- il GNL è compresso fino a 80 bar dalle pompe sommersa e di mandata (P_s e P_m) ed è poi portato, mediante la pompa

- di rilancio P_r , ad una pressione più elevata;
- il liquido compresso è vaporizzato nello scambiatore S_1 con acqua di mare fino ad una temperatura compresa tra 0 e 20 °C ($\Delta T_{H_2O} = 7$ °C);
- il vapore surriscaldato così ottenuto è inviato ad una turbina TE che ne riporta la pressione fino a 80 bar assorbendo così lavoro dal fluido;
- l'espansione comporta un raffreddamento del fluido: sono, quindi, necessari un buon isolamento termico delle macchine e un post-riscaldamento del gas fino alle condizioni di immissione nel gasdotto (scambiatore S_2).

È interessante notare che il recupero energetico mediante espansione diretta richiede, se si escludono la turbina e gli ausiliari, l'installazione di dispositivi già presenti nell'impianto di partenza, ossia una pompa del GNL (P_r) e uno scambiatore di calore (S_2), con un vantaggio quindi in termini di gestione e manutenzione dell'impianto integrato.

Di seguito sono riportate delle valutazioni numeriche, basate su alcune assunzioni e sulle proprietà termodinamiche del metano puro reperibili in Letteratura [8-9]. Quest'ultima semplificazione è pienamente giustificata dal fatto che il GNL è costituito da metano per il 99%.

Si è analizzato il caso di rigassificazione senza recupero energetico (caso A) sia in condizioni ideali che reali. Per queste ultime, l'entità dei fenomeni dissipativi è assunta in base a considerazioni di massima. Poi si è analizzato il caso con recupero energetico con compressione fino a 150 bar (caso B) sia in condizioni ideali che reali e si sono stimati i rendimenti di I e II principio del recupero. Infine, si è studiato il caso con recupero energetico con compressione fino a 200 bar (caso C) mostrando che il rendimento del processo di recupero può essere probabilmente incrementato ottimizzando il valore della pressione massima, a scapito però di complicazioni impiantistiche: l'effettiva convenienza di un incremento della pressione massima va quindi indagata anche da altri punti di vista, in particolare quello delle tenute.

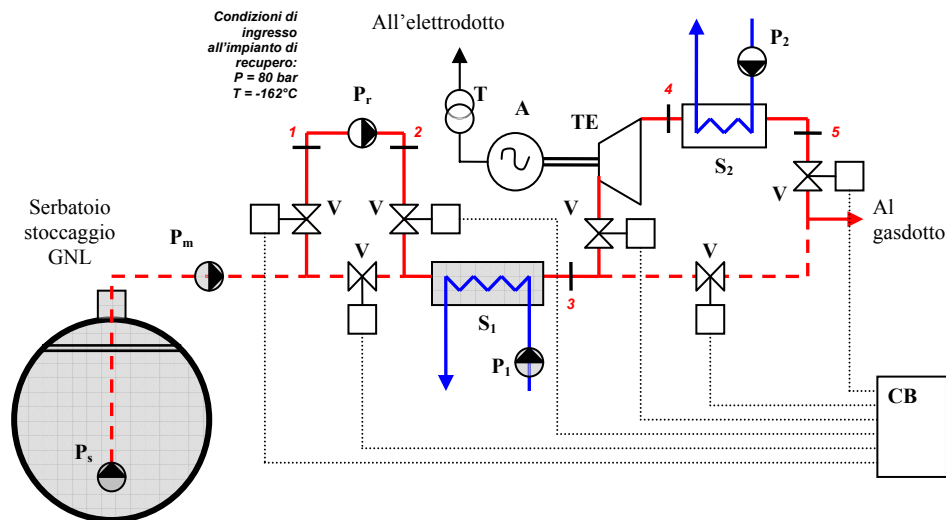


Fig. 2: schema dell'impianto integrato per rigassificazione GNL e recupero energetico. Le linee continue indicano il percorso del gas naturale nell'impianto di recupero, quelle tratteggiate il percorso nel solo impianto di rigassificazione. In grigio sono indicati i componenti del solo impianto di rigassificazione.

A) senza recupero energetico

Le ipotesi utilizzate per i calcoli sono state le seguenti:

- caso ideale: trasformazioni reversibili, rendimenti meccanici unitari, assenza di perdite di carico;
- caso reale: trasformazioni irreversibili, rendimenti isoentropici delle pompe pari a 0.8, perdite di carico nello scambiatore pari al 3% della pressione massima.

Le trasformazioni termodinamiche considerate sono le seguenti (si veda la Fig. 1):

- caso ideale: compressione isoentropica del liquido tra 1 e 80 bar ($1_{rig}-2_{rig}$), riscaldamento isobaro con acqua di mare fino a 10 °C ($2_{rig}-3_{rig}$);
- caso reale: compressione adiabatica irreversibile del liquido tra 1 e 80 bar ($1_{rig}-2_{rig}$), riscaldamento con acqua di mare fino a 10 °C ($2_{rig}-3_{rig}$).

La temperatura di uscita del gas naturale è rappresentativa del caso estivo.

Le proprietà termodinamiche del fluido e i salti entalpici calcolati nei due casi sono riportati in tabella 2.

Tabella 2: proprietà termodinamiche (a) e salti entalpici (b) ideali e reali calcolati per i processi di rigassificazione del CH₄ senza recupero energetico.

a)

Stato del fluido	T_{id} [K]	P_{id} [MPa]	T_r [K]	P_r [MPa]
Liquido saturo (1_{rig})	111.4	0.1	111.4	0.1
Liquido compresso (2_{rig})	113.7	8.0	115.2	8.0
Vapore surriscaldato (3_{rig})	283	8.0	283	7.76

b)

Processo	Δh_{id} [kJ/kg]	Δh_r [kJ/kg]
Compressione ($1_{rig}-2_{rig}$)	19.9	24.9
Vaporizzazione ($2_{rig}-3_{rig}$)	763.1	761.1

B) recupero energetico mediante compressione a 150 bar ed espansione diretta

Le ipotesi utilizzate per i calcoli sono state identiche a quelle del caso A con l'aggiunta delle seguenti:

- caso reale: rendimento isoentropico della pompa di rilancio pari a 0.8, perdite di carico negli scambiatori pari al 3% della pressione massima, rendimento isoentropico della turbina pari a 0.8.

Le trasformazioni termodinamiche considerate sono le seguenti (si veda la Fig. 3):

- caso ideale: compressione isoentropica del liquido tra 80 e 150 bar ($1_{rec}-2_{rec}$), riscaldamento isobaro con acqua di mare fino a 10 °C ($2_{rec}-3_{rec}$), espansione isoentropica tra 150 e 80 bar ($3_{rec}-4_{rec}$), post-riscaldamento isobaro con acqua di mare fino a 10 °C ($4_{rec}-5_{rec}$);
- caso reale: compressione adiabatica del liquido tra 80 e 150 bar ($1_{rec}-2_{rec}$), riscaldamento con acqua di mare fino a 10 °C ($2_{rec}-3_{rec}$), espansione adiabatica fino a 80 bar ($3_{rec}-4_{rec}$), post-riscaldamento con acqua di mare fino a 10 °C ($4_{rec}-5_{rec}$).

Le proprietà termodinamiche del fluido e i salti entalpici calcolati nei casi ideale e reale sono riportati in tabella 3.

Si sono valutati i rendimenti di I e II principio della produzione di energia dal recupero mediante le seguenti:

$$\eta_I = \frac{\Delta h_{3-4} - \Delta h_{1-2}}{\Delta h_{2-3}} \quad (1)$$

$$\eta_{II} = \frac{\Delta h_{3-4} - \Delta h_{1-2}}{\Delta h_{2-3} \left(1 - \frac{T_1}{T_3}\right)} \quad (2)$$

Si noti che, per il calcolo dei rendimenti, il salto entalpico della compressione fino a 80 bar non è stato considerato e che come energia termica in ingresso è stata considerata solo quella del primo scambiatore, dato che i processi di compressione fino a 80 bar e di post-riscaldamento sono funzionali solo al raggiungimento delle condizioni di immissione nel gasdotto e non al recupero di energia vero e proprio. I risultati delle (1) e (2) applicate al caso di compressione fino a 150 bar sono riportati in tabella 4.

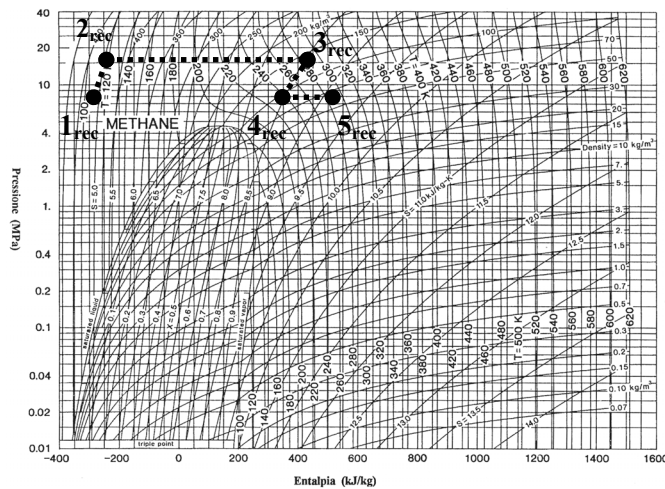


Fig. 3: diagramma frigorifero $P-h$ del metano [7]. Sono indicate le trasformazioni del processo di recupero energetico: compressione del liquido ($1_{rec}-2_{rec}$), vaporizzazione ($2_{rec}-3_{rec}$), espansione ($3_{rec}-4_{rec}$) e post-riscaldamento ($4_{rec}-5_{rec}$).

C) recupero energetico mediante compressione a 200 bar ed espansione diretta

Si è voluto indagare l'effetto della pressione massima di fine compressione sui salti entalpici e sui rendimenti ottenibili.

Le ipotesi utilizzate per i calcoli sono state identiche a quelle del caso B.

Le trasformazioni termodinamiche considerate sono le seguenti (si veda la Fig. 3):

- caso ideale: compressione isentropica del liquido tra 80 e 200 bar ($1_{rec}-2_{rec}$), riscaldamento isobaro con acqua di mare fino a 10 °C ($2_{rec}-3_{rec}$), espansione isentropica tra 200 e 80 bar ($3_{rec}-4_{rec}$), post-riscaldamento isobaro con acqua di mare fino a 10 °C ($4_{rec}-5_{rec}$);
- caso reale: compressione adiabatica del liquido tra 80 e 200 bar ($1_{rec}-2_{rec}$), riscaldamento con acqua di mare fino a 10 °C ($2_{rec}-3_{rec}$), espansione adiabatica fino a 80 bar ($3_{rec}-4_{rec}$), post-riscaldamento con acqua di mare fino a 10 °C ($4_{rec}-5_{rec}$).

Le proprietà termodinamiche del fluido e i salti entalpici calcolati nei casi ideale e reale sono riportati in tabella 5. I rendimenti, calcolati mediante le (1) e (2) per il caso di compressione fino a 200 bar, sono riportati in tabella 6.

Tabella 3: proprietà termodinamiche (a) e salti entalpici (b) ideali e reali calcolati per i processi di rigassificazione e recupero energetico con compressione del CH_4 a 150 bar.

a)

Stato del fluido	T_{id} [K]	P_{id} [MPa]	T_r [K]	P_r [MPa]
Liquido compresso (1_{rec})	113.7	0.1	115.2	0.1
Liquido compresso (2_{rec})	115.5	15.0	118.3	15.0
Vapore surriscaldato (3_{rec})	283	15.0	283	14.55
Vapore surriscaldato (4_{rec})	241.4	8.0	245.4	8.0
Vapore surriscaldato (5_{rec})	283	8.0	283	7.76

b)

Processo	Δh_{id} [kJ/kg]	Δh_r [kJ/kg]
Compressione ($1_{rec}-2_{rec}$)	16.6	20.7
Vaporizzazione ($2_{rec}-3_{rec}$)	667.9	663.6
Espansione ($3_{rec}-4_{rec}$)	67	52.3
Post-riscaldamento ($4_{rec}-5_{rec}$)	145.6	129.1

Tabella 4: rendimenti di I e II principio del recupero energetico mediante compressione a 150 bar ed espansione diretta.

Caso	η_I [%]	η_{II} [%]
Ideale	7.5	12.6
Reale	4.8	8.0

Tabella 5: proprietà termodinamiche (a) e salti entalpici (b) ideali e reali calcolati per i processi di rigassificazione e recupero energetico con compressione del CH_4 a 200 bar.

a)

Stato del fluido	T_{id} [K]	P_{id} [MPa]	T_r [K]	P_r [MPa]
Liquido compresso (1_{rec})	113.7	0.1	115.2	0.1
Liquido compresso (2_{rec})	116.6	20.0	120	20.0
Vapore surriscaldato (3_{rec})	283	20.0	283	19.4
Vapore surriscaldato (4_{rec})	230.8	8.0	235.4	8.0
Vapore surriscaldato (5_{rec})	283	8.0	283	7.76

b)

Processo	Δh_{id} [kJ/kg]	Δh_r [kJ/kg]
Compressione ($1_{rec}-2_{rec}$)	27.9	34.9
Vaporizzazione ($2_{rec}-3_{rec}$)	622.8	614.9
Espansione ($3_{rec}-4_{rec}$)	85.5	66.9
Post-riscaldamento ($4_{rec}-5_{rec}$)	197.9	178.2

Tabella 6: rendimenti di I e II principio del recupero energetico mediante compressione a 200 bar ed espansione diretta.

Caso	η_I [%]	η_{II} [%]
Ideale	9.2	15.5
Reale	5.2	8.8

Osservazioni sui risultati

Dalle tabelle 3-6, si può osservare la netta differenza tra le prestazioni del recupero energetico valutate in condizioni ideali e reali di funzionamento. Se, infatti, nel primo caso, ad un incremento di 50 bar della pressione massima (da 150 a 200 bar) corrisponde un aumento del 14% del santo entalpico netto, del 23% del rendimento di I principio e del 10% di quello di II, nel caso reale, l'incremento di potenza ottenibile è praticamente inesistente e le variazioni dei rendimenti rimangono sostanzialmente invariate. Ciò è da imputarsi, nella sostanza, ad un bilanciamento tra i maggiori salti entalpici ottenibili ed il crescente peso delle perdite nelle macchine reali.

I salti entalpici netti disponibili (circa 32 KJ/kg), nel caso reale, sono comunque significativi: confrontandoli, infatti, con il lavoro stimato per le pompe sommersa e di mandata (circa 25 KJ/kg), si può pensare che l'impianto integrato proposto sia in grado di autosostenersi almeno dal punto di vista dell'energia necessaria al pompaggio del GNL. Ciò naturalmente presuppone che l'intera portata di GNL sia inviata all'impianto di recupero. Ad ogni modo, questa condizione sarà tanto più verificata quanto minore sarà la pressione di esercizio del gasdotto, in quanto ad un minor lavoro di compressione corrisponderà un maggior salto entalpico disponibile dall'impianto di recupero.

Per quanto riguarda l'energia elettrica prodotta annualmente alle sbarre di centrale, si può compiere, nel caso di compressione fino a 150 bar, una stima di massima con le seguenti assunzioni:

- portata media elaborata pari a 70 kg/s, corrispondente ad una capacità annuale nominale di produzione pari a $3 \cdot 10^9$ m³ di gas (si veda la tabella 1);
- energia meccanica disponibile all'albero della turbina pari a 52.3 kJ/kg;
- energia meccanica assorbita all'albero della pompa di rilancio pari a 20.7 kJ/kg;
- fattore di disponibilità dell'impianto pari a 0.9 (rispetto ad una operatività annua di progetto di 350 giorni/anno);
- rendimento del generatore sincrono pari a 0.95;
- rendimento dei motori asincroni delle pompe pari a 0.92;
- rendimento del trasformatore elevatore pari a 0.98.

Si ottiene allora una potenza netta nominale dell'impianto di recupero di circa 1.8 MW alla quale corrisponde una produzione annua di energia elettrica poco superiore a 13.6 GWh. Si può facilmente stimare che tale produzione equivarrebbe a circa 9 000 t/anno di emissioni di CO₂ evitate, qualora lo stesso gas naturale venisse utilizzato come combustibile in motori a combustione interna (rendimento di I principio: 0.3) per la produzione della medesima quantità di energia elettrica.

CONCLUSIONI

Il processo di rigassificazione del Gas Naturale Liquefatto

si sta diffondendo in Italia, in un'ottica di diversificazione delle fonti di approvvigionamento di gas naturale e parallelamente al forte incremento dell'impiego di quest'ultimo nei settori civile, industriale ed energetico.

Il GNL saturo a pressione ambiente e temperatura di circa -162 °C, costituisce una preziosa fonte energetica, che è comunemente dispersa in ambiente, realizzando la rigassificazione mediante semplice riscaldamento con acqua di mare. Un adeguato recupero energetico, sotto forma di produzione di energia elettrica, consentirebbe di sopperire ad almeno parte degli autoconsumi di un terminale di rigassificazione e, contemporaneamente, di andare a favore del rispetto dei parametri di Kyoto, essendo tali consumi normalmente bilanciati mediante combustione di parte dello stesso gas naturale.

Le modalità di recupero energetico finora investigate possono sostanzialmente suddividersi in due principali categorie: quelle che prevedono l'uso di un fluido intermedio (e quindi di un ciclo chiuso) e quelle che sfruttano lo stesso GNL come fluido di lavoro. Le complicazioni impiantistiche del recupero non sembrano eccessive, considerato che entrambe le tipologie di impianto sono impiegate in terminali operativi in Giappone.

In questo lavoro, si sono stimate le prestazioni di un semplice ciclo Rankine aperto a gas naturale funzionante tra le condizioni di fine pompaggio dal serbatoio di stoccaggio e quelle di immissione del gas in rete. Si è puntata l'attenzione su questa tipologia d'impianto, che, considerato l'esiguo numero di componenti aggiuntivi necessari rispetto ad un impianto senza recupero, rappresenta secondo gli Autori la scelta obbligata per impianti (in particolare quelli *off-shore*) da realizzarsi in Italia, ove l'esperienza nel settore è ancora molto scarsa.

Dai risultati ottenuti si evince che la pressione di esercizio del terminale e quella massima di compressione del gas hanno un'influenza determinante sulle prestazioni.

Una stima dell'energia producibile e della CO₂ evitata sono infine fornite a conferma della convenienza di tali installazioni. Si stima che l'energia elettrica prodotta mediante espansione diretta del gas naturale può essere in grado di sopperire almeno ai consumi energetici di tutte le pompe del GNL, anche nel caso più sfavorevole, come quello indagato, in cui la pressione di esercizio sia elevata.

BIBLIOGRAFIA

1. Snam Rete Gas, <http://www.snamreagas.it/italiano/index.html>
2. U.S. Department of Energy, Energy Information Administration, The Global Liquefied Natural Gas Market: Status & Outlook, DOE/EIA-0637, Dec. 2003.
3. Ministero dell'Ambiente e del Tutela del Territorio, Decreti V.I.A. n. 866 (del 08/10/04), n. 1256 (del 15/12/04) e n. 1257 (del 15/12/04), <http://www.minambiente.it/Sito/home.asp>
4. G. Bisio and L. Tagliafico, On the recovery of LNG physical exergy by means of a simple cycle or a complex system, Exergy, an International Journal, vol. 2, pp. 34-50, 2002.
5. H. Liu and L. You, Characteristics and applications of the cold heat exergy of liquefied natural gas, Energy Conversion & Management, vol. 40, pp. 1515-1525, 1999.
6. M. Sugiyama, The utilization of LNG cryogenic energy

- (English summary), Energy and Information Technology report/quarterly, vol. 32, 2001.
7. M. Felli, Lezioni di Fisica Tecnica, vol. I: Termodinamica, Macchine, Impianti, II ed., CIRIAF, 1998.
 8. W. Wagner and K. M. de Reuck, Methane – International thermodynamic tables of the fluid state – 13, IUPAC commission on thermodynamics, Blackwell Science, 1996.
 9. N. Vargaftik, Y. Vinogradov and V. Yargin, Handbook of Physical Properties of Liquids and Gases – Pure Substances and Mixtures – 3rd Augmented and Revised ed., Begell House.

LISTA DEI SIMBOLI

- P: pompa
- TE: turbina criogenica
- A: generatore sincrono
- T: trasformatore

- S: scambiatore di calore gas naturale - acqua
- V: valvola motorizzata a due vie
- CB: quadro di controllo dei servomotori delle valvole
- T : temperatura [K]
- P : pressione [Pa]
- h : entalpia specifica [kJ/kg]
- η : rendimento [%]

Pedici

- rig: processo di rigassificazione del GNL
- s: sommersa
- m: di mandata
- r: di rilancio
- rec: processo di recupero energetico
- id : condizioni ideali
- r : condizioni reali
- I : di primo principio (energetico)
- II : di secondo principio (exergetico)