



Zugo  CH

CORSO DI LAUREA IN INGEGNERIA INDUSTRIALE

Curriculum

Efficienze energetica e fonti rinnovabili

TESI DI LAUREA

IL GAS NATURALE LIQUEFATTO (GNL): PROBLEMATICHE E PROSPETTIVE

RELATORE

Prof. Stefano Masullo

CANDIDATO

Gianpiero Calvano

Anno Accademico 2023/2024

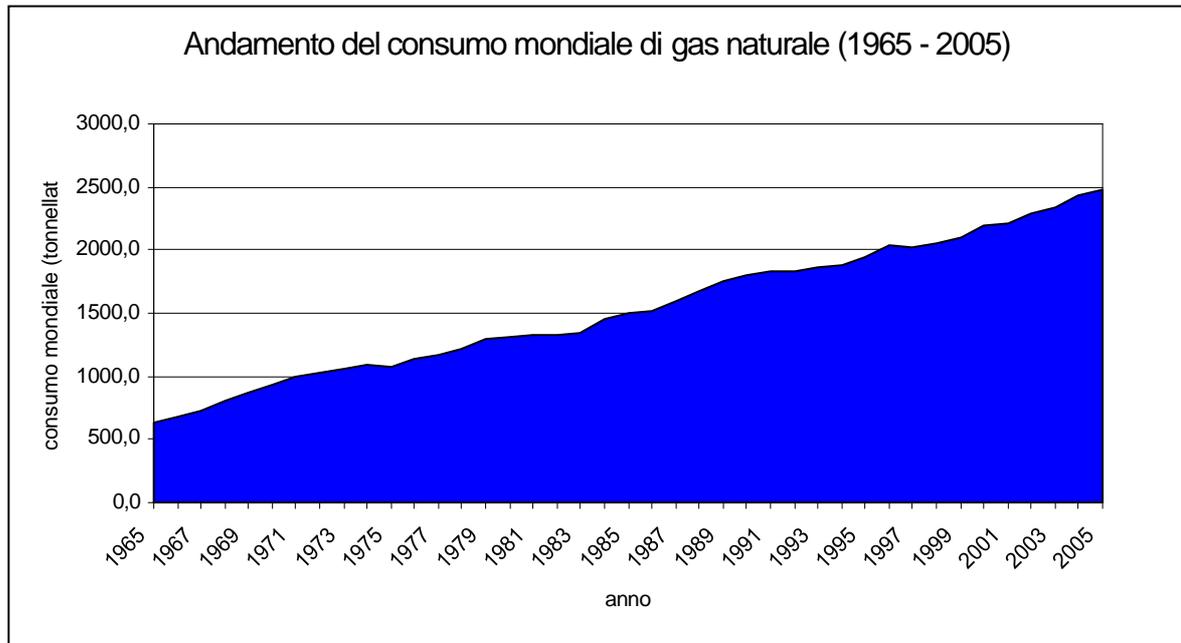
INTRODUZIONE

Il gas naturale conosce un interesse sempre maggiore dal punto di vista commerciale e geopolitico, essendo motivo di grande interesse strategico per tutti i paesi industrializzati.

I motivi di questo interesse sono molteplici

- Dal punto di vista della riduzione delle emissioni, il gas naturale presenta praticamente solo vantaggi: essendo composto prevalentemente da metano, è il combustibile commerciale di origine fossile con il più basso rapporto C/H e permette quindi, a parità di potenza termica generata, di ridurre le emissioni di anidride carbonica; essendo inoltre possibile rimuovere le impurità contenenti zolfo prima della combustione, si può eliminare il problema dell'emissione di ossidi di zolfo; con il suo utilizzo si ottengono anche migliori efficienze di combustione e quindi minori emissioni di incombusti (monossido di carbonio).
- Nell'ottica della diversificazione delle fonti energetiche, il gas naturale può essere affiancato ad altri combustibili fossili più tradizionali (come gli oli combustibili) in centrali policombustibile per la produzione di energia elettrica, ma anche alimentare centrali con cicli ad alto rendimento di ultima generazione.
- Per quanto riguarda gli usi domestici, il gas naturale si è ormai affermato per applicazioni fondamentali come la produzione di acqua calda sanitaria, il riscaldamento di edifici e l'alimentazione dei fornelli da cucina.

Come conseguenza, esso avanza in tutti i mercati energetici mondiali con tassi di crescita piuttosto costanti. Si pensi che dal 1995 al 2005 l'aumento del consumo mondiale di gas naturale e di greggio è stato rispettivamente del 28% e del 18% (fonte: elaborazione da "BP Statistical review full report workbook 2006").

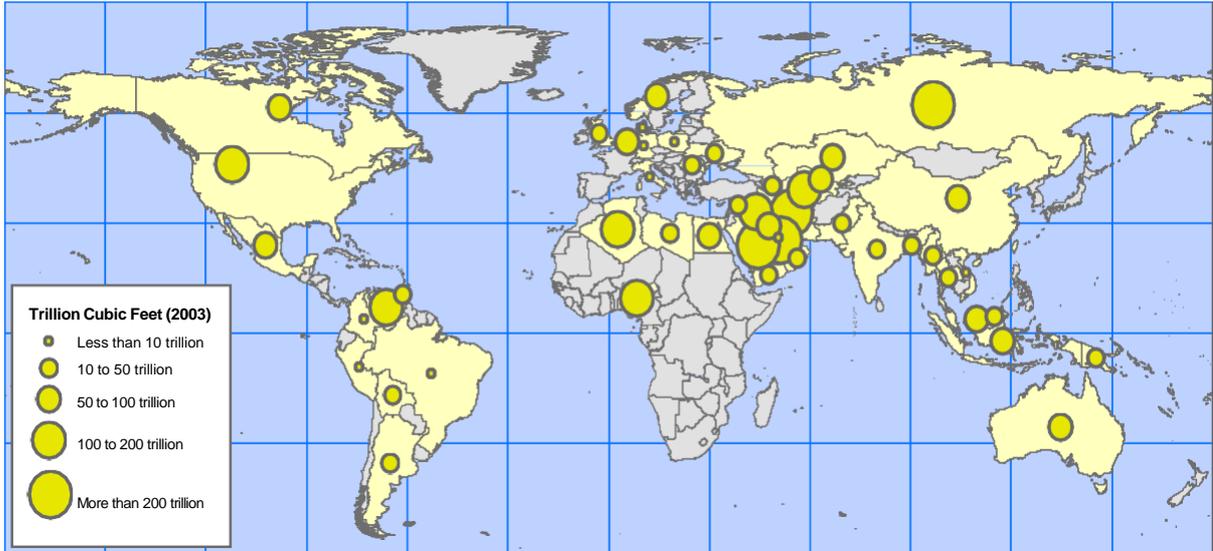


Fonte: "BP Statistical review full report workbook 2006"

La risorsa

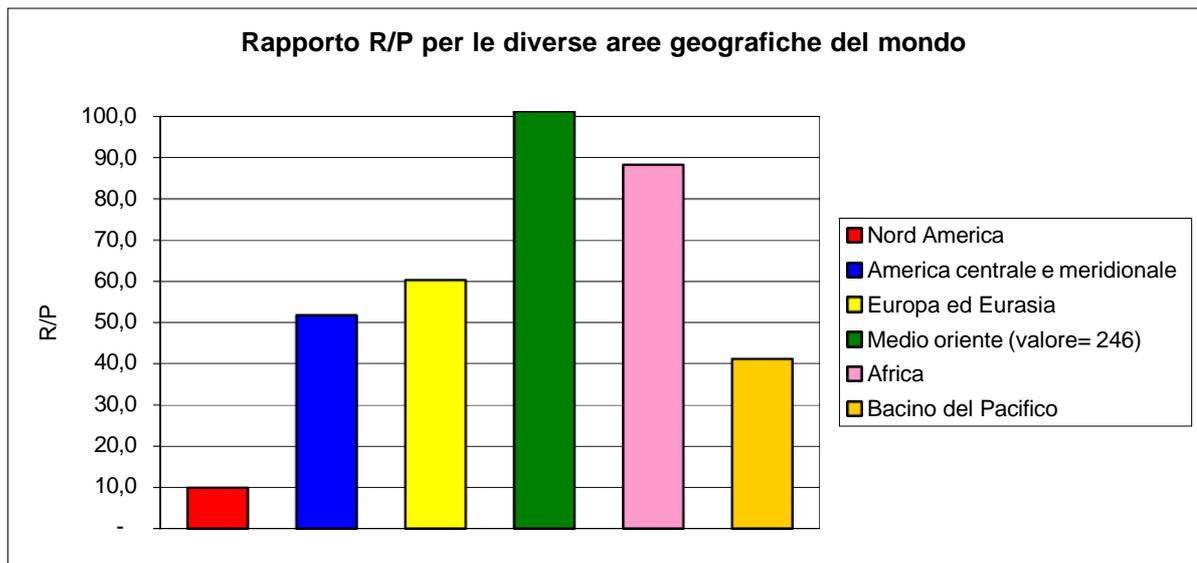
Le riserve accertate di gas naturale sono distribuite in maniera diversa rispetto a quelle di petrolio. Se per il greggio, infatti, il 62% delle riserve si trova accentrato nell'area mediorientale, per il gas naturale il dato è del 40%. Inoltre, le riserve di greggio dell'Europa e dell'Eurasia (l'area che comprende i paesi asiatici fino alla Russia), sono l'11,7% del totale, mentre quelle di gas naturale sono il 35,6%.

Nella figura successiva questa distribuzione è visualizzata attraverso circonferenze di diametri proporzionali alle riserve del paese corrispondente.



Riserve accertate di gas naturale nel 2023

La figura successiva mette in evidenza le disparità del rapporto R/P nelle varie aree geografiche, mostrando che il Medio Oriente ha il valore più alto (246 anni)



Il rapporto Riserve/Produzione nelle diverse aree geografiche del mondo . Fonte: **“BP Statistical review full report workbook 2016”**

Il commercio internazionale di gas naturale

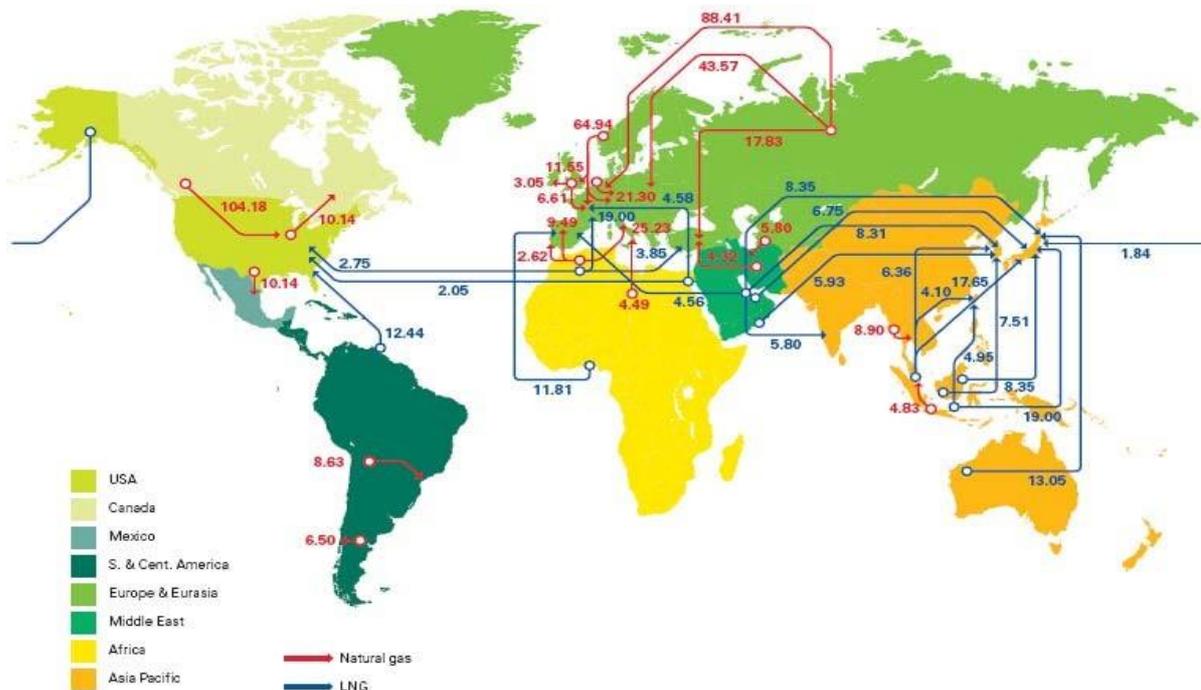
Come gli altri combustibili fossili, il gas naturale è spesso disponibile lontano o molto lontano dai centri di domanda. Ne consegue l'interesse intorno a metodi di trasporto su grandi distanze. La prima soluzione tecnologica al problema è stato il gasdotto, in cui il gas viaggia sotto pressione all'interno di una condotta apposita. Si intuisce però come questo metodo non sia utilizzabile, ad esempio, per trasportare il gas attraverso gli oceani, costituendo quindi un fattore limitante per l'approvvigionamento di alcune zone e per lo sfruttamento di alcune risorse.

In questi pochi fatti sta il motivo dello sviluppo della tecnologia GNL (gas naturale liquefatto). La liquefazione del gas naturale consente infatti fattori di riduzione del volume specifici sostanziali (circa 600) e rende il trasporto via mare economicamente praticabile.

La prima rotta "commerciale" per il trasporto del gas naturale sotto forma liquida venne operata dal 1959 e per alcuni anni tra Lake Charles, in Louisiana (Stati Uniti) e Canvey Island, in Inghilterra. La nave utilizzata, chiamata Methane Pioneer dopo la riconversione (il nome originale era Marline Hitch), aveva serbatoi autoportanti di alluminio per 5,000 m³ in totale. L'isolamento era garantito da uno strato di balsa, che si dimostrò presto inadeguato per la difficoltà a tenerlo asciutto.

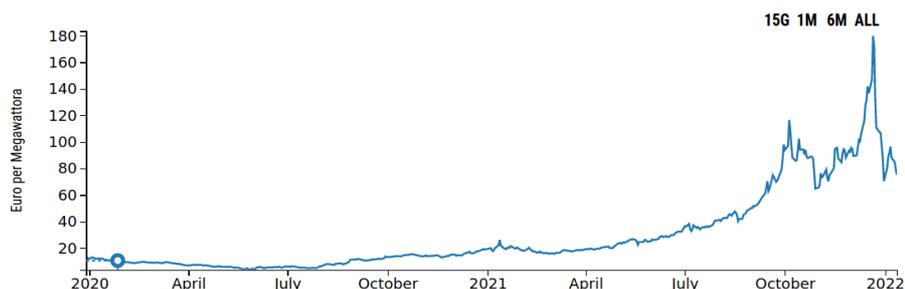
Nel 1964 aprì la rotta che portava il GNL da Arzew, in Algeria, sempre fino a Canvey Island. Vi operavano la Methane Princess, la prima nave appositamente costruita per questo tipo di trasporto, la Methane Progress e la Jules Verne, che fu invece la prima ad avere serbatoi costruiti in acciaio al nickel. Questa nuova rotta ebbe maggiore fortuna, e rimase operativa per diversi anni. Da allora, con lo sviluppo di strutture basate proprio sull'acciaio al nickel, il trasporto di gas naturale allo stato liquido è diventato una tecnologia solida utilizzata su larga scala.

Nella figura successiva sono riassunte le principali rotte commerciali per il gas naturale liquefatto e quelle del trasporto via pipeline.



Principali rotte internazionali per il trasporto di gas naturale. Fonte: *“BP Statistical review of world energy”*

Tra i temi economici al centro del dibattito internazionale, nell'autunno 2021 troviamo sicuramente l'impennata dei prezzi delle principali materie prime energetiche. Tra tutte, emerge l'incremento registrato dal prezzo del gas naturale in Europa che, in un solo anno, ha segnato un aumento di oltre il 400%. Nel grafico che segue è riportato il prezzo del gas naturale giornaliero rilevato al TTF (Title Transfer Facility) olandese. Il Title Transfer Facility è un mercato di riferimento per lo scambio del gas naturale tra i più grandi e liquidi dell'Europa continentale, gestito da Gasunie Transport Services B.V, il gestore del sistema di trasporto del gas nei Paesi Bassi. I prezzi sono misurati in euro/Mwh.



Dalla fig. 1 emerge con chiarezza la recente corsa al rialzo per il prezzo del gas, passato dai 20 €/MWh nella primavera del 2021 al picco di 180 €/MWh registrato il 21 dicembre scorso; a tale punto di massimo fa seguito un crollo, nei giorni seguenti, fino ai 70 €/Mwh.

Quali sono state le cause principali dell'esponenziale aumento?

Come per altre commodity, anche in questo caso un ruolo cruciale è stato ricoperto dal Covid-19 e, in particolare, da tutte le conseguenze derivanti dalla crisi pandemica.

La principale motivazione risiede nel disequilibrio creatosi tra la domanda e l'offerta di gas. Dopo mesi di stop forzati delle attività economiche, l'estate del 2020 ha visto crescere in Europa la domanda di gas, intensificata sul finire dell'anno con l'arrivo di una stagione invernale particolarmente rigida. Durante l'estate 2021 la domanda è rimasta elevata, in particolar modo per la produzione di energia elettrica basata sul gas naturale, e ciò ha implicato l'accantonamento di minori riserve per il resto dell'anno.

La forte richiesta proveniente dall'Europa non ha assistito ad un'adeguata risposta da parte dei suoi maggiori fornitori, Norvegia e Russia. La produzione in Norvegia ha subito un importante rallentamento a causa di alcune attività di manutenzione degli impianti, che hanno reso necessaria la sospensione delle forniture, mentre la Russia ha ridotto i flussi attraverso i propri gasdotti, che passano per Bielorussia, Polonia e Ucraina, a causa delle tensioni politiche in atto con quest'ultima.

A ciò si somma l'entrata della Cina come nuovo acquirente del gas naturale europeo, soprattutto in seguito ai dissidi creatisi con i suoi precedenti fornitori, Australia e USA. Difatti, la Russia nell'ultimo periodo ha privilegiato l'esportazione di

gas verso i paesi asiatici, a cominciare dalla Cina, interessata ad accrescere le proprie riserve per sostenere la ripartenza dopo la fase acuta della pandemia.

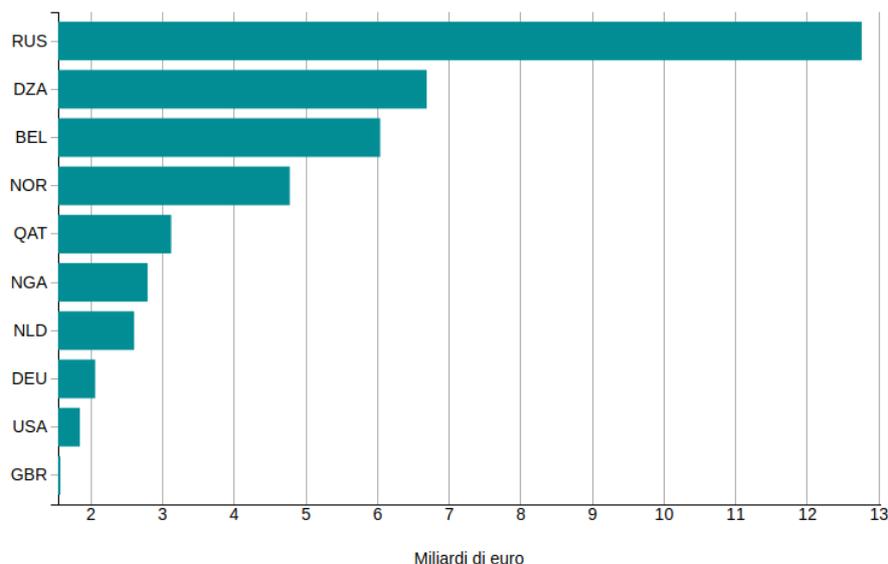
Un ulteriore fattore che ha contribuito all'aumento del costo del gas è stata la decisione di rimandare, per motivi burocratici, l'apertura del gasdotto Nord Stream 2, che dalla Russia raggiunge la Germania: se l'apertura del nuovo gasdotto si prevedeva potesse consentire un calo dei prezzi, il relativo rinvio ha generato un effetto opposto.

Nonostante l'azione congiunta di tale mix di fattori, da alcune settimane si è assistito ad un'inversione di rotta, che ha portato ad un significativo calo dei prezzi del gas naturale in Europa: le cause individuabili fanno riferimento, in primis, all'aumento delle temperature, ma anche all'entrata nel mercato europeo degli Stati Uniti che, grazie alle nuove forniture di gas verso il Vecchio Continente, hanno ottenuto nel mese di dicembre 2021 il primato di esportatore mondiale di gas naturale liquefatto.

Il primato statunitense potrebbe però rivelarsi temporaneo, in quanto le esportazioni sono state di poco superiori rispetto a quelle registrate da Australia e Qatar: qualsiasi problema di produzione da parte degli Stati Uniti potrebbe quindi ribaltare la situazione. Nel frattempo, l'aumento delle esportazioni di gas degli Stati Uniti aiuterà ad alleviare temporaneamente la crisi dell'offerta globale.

Chi sono i principali esportatori di gas naturale in Europa?

Dopo un'overview dei recenti avvenimenti che hanno influenzato i prezzi del gas naturale, i dati di commercio estero consentono di ottenere un quadro completo rispetto ai principali fornitori in Europa. Prendiamo come riferimento il 2019, ultimo anno pre-pandemico.



La Russia, con gli oltre 12 miliardi di euro, guadagna il primato di principale esportatore di gas verso l'Europa, ottenendo una quota di circa il 30% sul totale delle importazioni europee; seguono Algeria, Belgio e Norvegia, che si confermano tra i maggiori partner europei anche negli anni successivi al 2019. I dati delle importazioni europee di gas suggeriscono quindi come l'Europa sia, su questo fronte, quasi totalmente dipendente dalle importazioni, giustificando la lievitazione dei costi in relazione alle tensioni rilevate su scala internazionale.

Tirando le fila dell'analisi, è possibile supporre che le tensioni attualmente in atto tenderanno ad assorbirsi quando il nuovo gasdotto Nord Stream 2 entrerà in funzione, probabilmente nei prossimi mesi. È presumibile ritenere che il periodo critico per i prezzi durerà fino a quando i colli di bottiglia nelle forniture non si risolveranno, e fino a quando non si inizieranno a registrare riduzioni della domanda di gas a inizio primavera.

Scopo del lavoro

Prendendo spunto dal dibattito sulla costruzione di nuovi impianti di rigassificazione di GNL, attualmente molto acceso in Italia e nella maggior parte dei paesi importatori, si vuole mettere in evidenza la complessità della filiera del gas naturale liquefatto. Lo scopo è di inquadrare così il problema in una cornice il più ampia possibile, quindi sicuramente più adatta alla valutazione del problema rispetto a un'analisi che consideri unicamente costi e benefici del solo impianto di rigassificazione.

Non deve infatti sfuggire che questo non è che l'ultimo di una catena di impianti molto diversi tra loro, nonché geograficamente distanti, che vanno tutti attentamente considerati nel loro contesto. Questi sono, più precisamente, un impianto di liquefazione, una pipeline che lo collega con il campo di estrazione, la nave da trasporto e il terminal di rigassificazione.

Vengono quindi affrontati, dal punto di vista tecnico ed energetico, i due metodi di trasporto menzionati (gasdotto ed LNG). Per entrambi si valuta la spesa energetica nelle varie fasi del trasporto attraverso modelli semplificati degli impianti coinvolti. Per il sistema di trasporto in fase liquida si presenta anche una rassegna delle alternative tecnologiche disponibili per le singole fasi della catena (liquefazione, trasporto e rigassificazione). Inoltre si analizzano le ultime evoluzioni del mercato del gas naturale, la cui comprensione è estremamente importante per la contestualizzazione del problema.

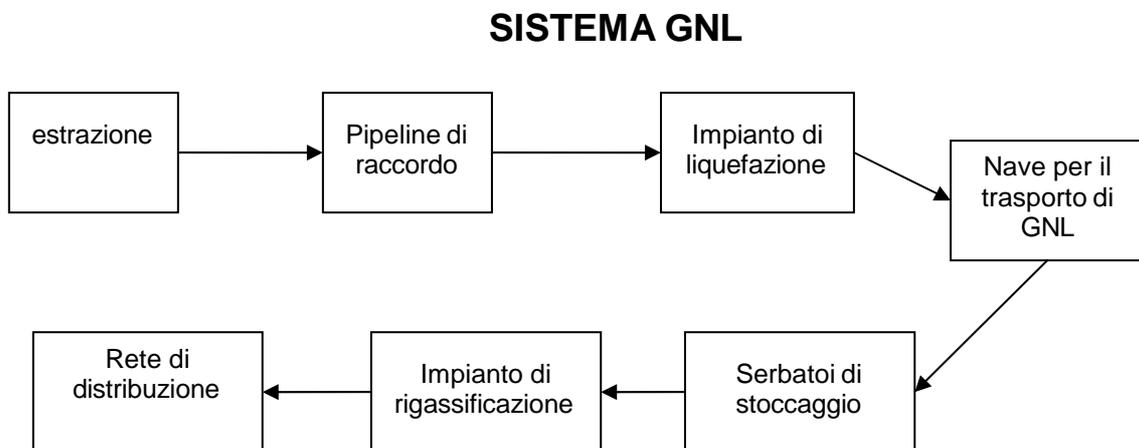
Si possono così mettere in evidenza le caratteristiche peculiari di ciascuno e comprendere in parte i motivi dell'attuale grandissimo interesse intorno alla tecnica del gas naturale liquefatto.

1. IL SISTEMA DI TRASPORTO DEL GAS NATURALE ALLO STATO LIQUIDO

1.1 Introduzione

I capitoli che seguono analizzano le più importanti tra le operazioni che il gas naturale subisce per poter essere trasportato via mare allo stato liquido.

Lo schema generale della filiera del GNL è riportato di seguito:



Verranno particolarmente approfonditi gli impianti di liquefazione e rigassificazione, nonché la fase di trasporto vero e proprio. Dopo un'analisi dello stato dell'arte si analizza ciascuna operazione dal punto di vista energetico.

Vengono descritte inoltre le evoluzioni più recenti del mercato del gas naturale liquefatto.

1.2 L'evoluzione del mercato del GNL

Nel descrivere il mercato del GNL, bisogna distinguere i vari aspetti che lo caratterizzano: l'estensione geografica, la durata dei contratti di fornitura e i meccanismi di formazione del prezzo.

Per quanto riguarda l'estensione geografica, quello del GNL tende ad essere un mercato regionale. Questo comportamento riflette numerosi aspetti riconducibili sia alla natura stessa dell'industria del trasporto di GNL, sia al fatto che il GNL si inserisce in mercati interni con caratteristiche diverse.

I costi specifici di trasporto del GNL sono infatti molto più alti rispetto a quelli del greggio per quanto riguarda la parte variabile.

Inoltre, in ciascuna regione, il GNL si trova a competere con il principale combustibile concorrente, il che dà un carattere regionale anche alla formazione del prezzo. Nell'area del Pacifico il legame si stabilisce ad esempio col prezzo del greggio importato in Giappone, mentre in Europa sono determinanti il prezzo e la disponibilità di oli combustibili a basso contenuto di zolfo.

A proposito della durata dei contratti, le modalità di trasporto sono ancora una volta determinanti. La creazione del complesso di infrastrutture che consentono il trasporto del gas naturale in fase liquida è molto costosa e prevede la costruzione di impianti anche molto distanti e diversi tra loro. Per questo motivo chi ha deciso di investire in questo campo lo ha fatto cercando di ridurre il rischio finanziario connesso con l'inserimento in un mercato, assicurandosi preventivamente contratti di fornitura di lungo termine per quasi tutta la potenzialità degli impianti.

Inoltre, l'infrastruttura soffre per sua natura di una certa rigidità che non permetterebbe comunque di seguire le evoluzioni di un mercato condotto con contratti di breve periodo e men che meno di contratti di tipo spot. In primo luogo, le navi non sono adatte a tutti gli impianti di ricezione e inoltre il gas trasportato

potrebbe non essere in specifica con quello che un certo terminale di ricezione è in grado di accettare.

Alcune contingenze hanno però creato le condizioni per cui una certa parte del GNL disponibile possa essere scambiata con contratti spot o di breve periodo.

Dopo essere rimasto pressoché marginale, con percentuali sul volume totale scambiato pari a circa 1,5%, il mercato di breve periodo del GNL va assumendo importanza via via più elevata. Dal 1997 a oggi, le quantità vendute con contratti short-term o spot crescono ogni anno sia in quantità che in percentuale sul totale.

Gli analisti del settore sono però divisi a proposito di questa evoluzione: alcuni sostengono che il mercato del gas naturale può aspirare a diventare molto più simile a quello del greggio, attraverso la tecnologia GNL, e consigliano che le infrastrutture necessarie vengano costruite più velocemente possibile, per diminuire il rischio economico della transizione; altri suggeriscono cautela, specialmente in relazione al reperimento dei fondi necessari agli investimenti infrastrutturali, ipotizzando che la propensione delle banche a finanziare la catena del GNL potrebbe venire meno quando il commercio del GNL si facesse più rischioso, ad esempio con contratti di breve periodo.

2. L'IMPIANTO DI PRODUZIONE DI GNL

Concentrando l'attenzione sugli impianti di grossa capacità (baseload plants), si osserva innanzitutto che essi sono costituiti da un certo numero di treni di liquefazione, dato che la massima capacità produttiva del singolo treno è limitata dal tipo di ciclo di refrigerazione scelto e, in base alle pressioni di esercizio, dalle dimensioni dei compressori disponibili sul mercato.

2.1 I processi di liquefazione disponibili commercialmente

2.1.1 Introduzione

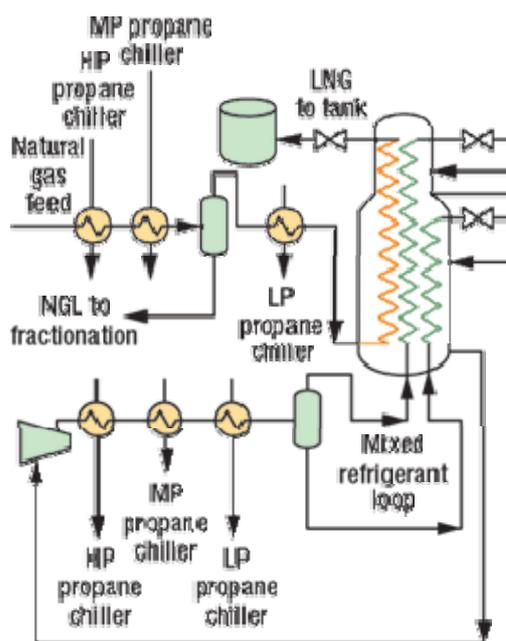
Nella catena di operazioni eseguite sul gas naturale per trasportarlo in fase liquida, la liquefazione vera e propria è sicuramente quella che richiede il maggior consumo di energia.

Da un lato quindi, i maggiori sforzi di miglioramento tecnologico nella filiera del GNL si concentrano proprio sui processi di liquefazione, dall'altro la scelta di quale processo utilizzare è la fase chiave della pianificazione economica di un impianto di liquefazione.

Nel corso dei decenni, numerosi processi sono stati proposti e realizzati, mentre altri sono in fase di sviluppo o di valutazione per applicazioni pratiche. Si propone di seguito una rassegna delle tecnologie commercialmente disponibili, evidenziando di ciascuna le caratteristiche peculiari.

2.1.2 Propane precooled mixed-refrigerant process (PPMR)

Il processo PPMR è stato sviluppato dalla Air Products & Chemicals Int. (APCI) e dagli anni '70 ha iniziato a dominare il mercato di riferimento. Sono basati su questo processo treni con capacità produttive che raggiungono i 4,7 milioni di tonnellate all'anno (di seguito MTPA) e attualmente la maggior parte degli impianti in esercizio lavora secondo questo processo.



Schema del processo PPMR. Fonte: **Saeid Mokhatab, Michael J. Economides, "Process selection is critical to onshore LNG economics"**

Il suo funzionamento è basato su due cicli di refrigerazione: un ciclo di preraffreddamento con fluido refrigerante puro (propano) e un ciclo di liquefazione e sottoraffreddamento con miscela di refrigeranti (azoto, metano, etano e propano). Un recente sviluppo prevede anche un terzo ciclo a refrigerante puro (azoto), con funzione di postraffreddamento.

Il ciclo a propano si sviluppa su tre o quattro livelli di pressione e svolge due funzioni: la prima è il preraffreddamento del gas naturale fino a temperature

comprese tra -35°C e -40°C, la seconda è il raffreddamento e parziale liquefazione del refrigerante misto (di seguito MR) utilizzato nel secondo ciclo. Gli scambiatori di calore usati per questo ciclo sono shell & tube del tipo kettle, in cui il propano evapora lato mantello e il fluido che si raffredda scorre nei tubi.

Lo scambio termico tra refrigerante e gas naturale nel ciclo a MR avviene invece in uno scambiatore a spirale denominato “main cryogenic heat exchanger” (MCHE) che è il cuore dell’impianto di liquefazione.

L’immagine seguente si riferisce proprio al MCHE di un impianto recentemente migliorato proprio con la sua sostituzione, situato nel Brunei.



Un tipico MCHE di recente costruzione, installato in Brunei. Fonte: www.blng.com.bn

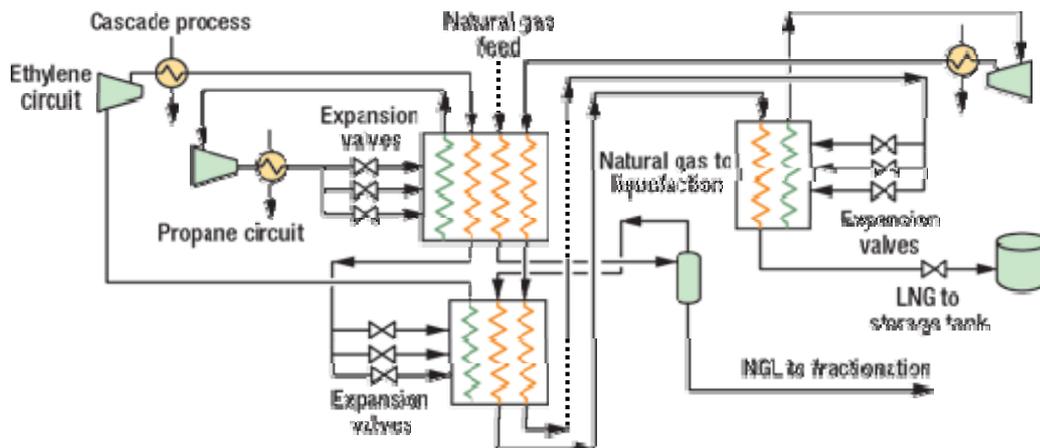
2.1.3 Phillips optimised cascade LNG process (POCLP)

Sviluppato negli anni '60 dalla Phillips Petroleum Company, questo processo puntava ad ottenere una buona capacità di adattamento ai diversi tipi di gas naturale che potevano essere alimentati all’impianto di liquefazione.

La liquefazione del gas naturale avviene tramite tre circuiti di refrigerazione con tre diversi fluidi puri (propano, etilene e metano), posti in cascata.

La capacità massima di un impianto funzionante secondo questo processo è

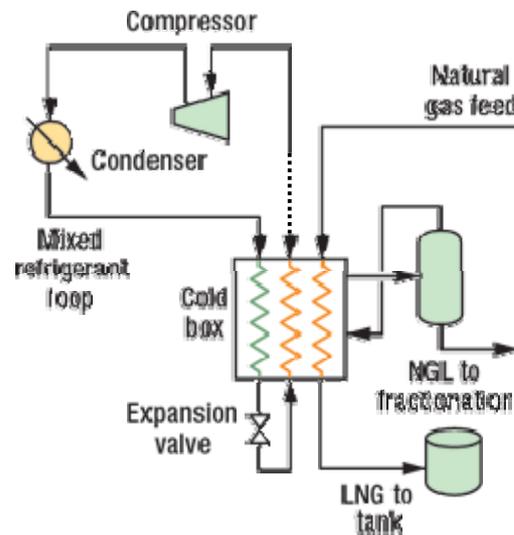
finora di 3,7 MTPA.



Schema del processo POCLP. Fonte: **Saeid Mokhtab, Michael J. Economides, "Process selection is critical to onshore LNG economics"**

2.1.4 Black & Veatch PRICO process

Fu sviluppato per uno dei primi impianti di liquefazione algerini. Utilizza un unico refrigerante misto composto da azoto, metano, etano, propano e iso-pentano, la cui composizione viene scelta in maniera da avvicinare il più possibile la sua curva di evaporazione con la curva di raffreddamento del gas naturale.



Schema del processo PRICO. Fonte: **Saeid Mokhtab, Michael J. Economides, "Process selection is critical to onshore LNG economics"**

Come si può notare dallo schema riportato, il refrigerante è compresso e parzialmente condensato prima di entrare nel complesso di scambiatori di calore chiamati "cold box". Al suo interno esso viene completamente condensato prima della laminazione a flash che ne abbassa fortemente la temperatura. Il fluido freddo attenuato viene poi utilizzato sia per condensare il refrigerante sia per liquefare il gas naturale.

La liquefazione stessa avviene in due fasi: dapprima il gas naturale viene raffreddato fino a circa -35°C , temperatura alla quale si separano gli idrocarburi più pesanti che vengono avviati al frazionamento; successivamente il raffreddamento continua fino alla liquefazione del metano.

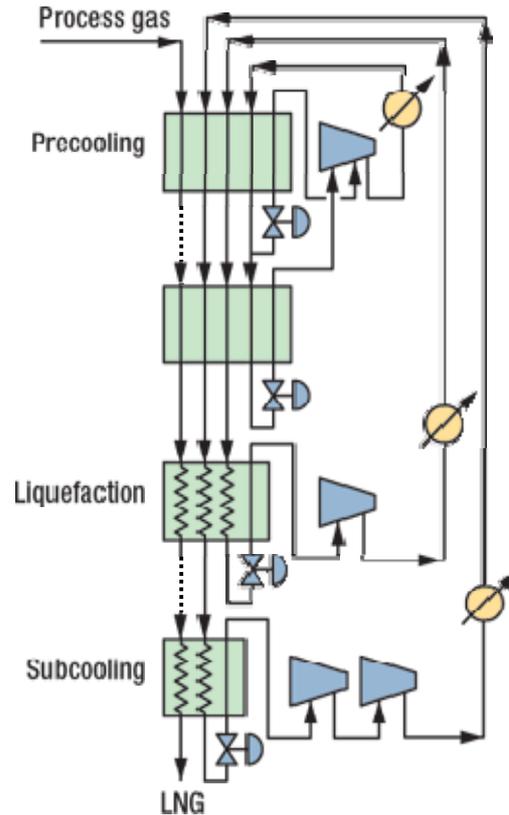
La semplicità del processo consente di ridurre notevolmente i costi di realizzazione dell'impianto, anche se la capacità massima del singolo treno è limitata a circa 1,3 MTPA.

2.1.5 Mixed Fluid Cascade Process (MFCP o Statoil-Linde Process)

Si tratta di un processo composto da tre cicli in cascata che utilizzano tre refrigeranti misti diversi composti da metano propano etano e azoto in proporzioni variabili.

Nella zona di preraffreddamento sono utilizzati scambiatori di calore plate-fin mentre nella zona di liquefazione e postraffreddamento si utilizzano scambiatori a spirale.

La differenza con un ciclo a cascata tradizionale (come il POCLP) sta nell'utilizzo di tre fluidi refrigeranti misti che permettono di avvicinare le curve di raffreddamento e riscaldamento dei fluidi che si incontrano negli scambiatori di calore.



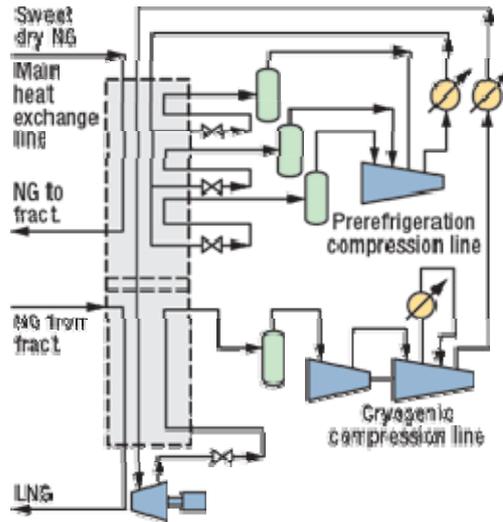
Schema del processo MFCP. Fonte: **Saeid Mokhatab, Michael J. Economides, "Process selection is critical to onshore LNG economics"**

2.1.6 Processo Liquefin (IFP-Axen's process)

La peculiarità del processo Liquefin sono le grandi capacità massime ottenibili per il singolo treno (fino a 6 MTPA).

La figura mostra che i circuiti di refrigerante sono due, uno per il preraffreddamento che precede la separazione degli idrocarburi pesanti e un altro che esegue la liquefazione degli idrocarburi rimanenti.

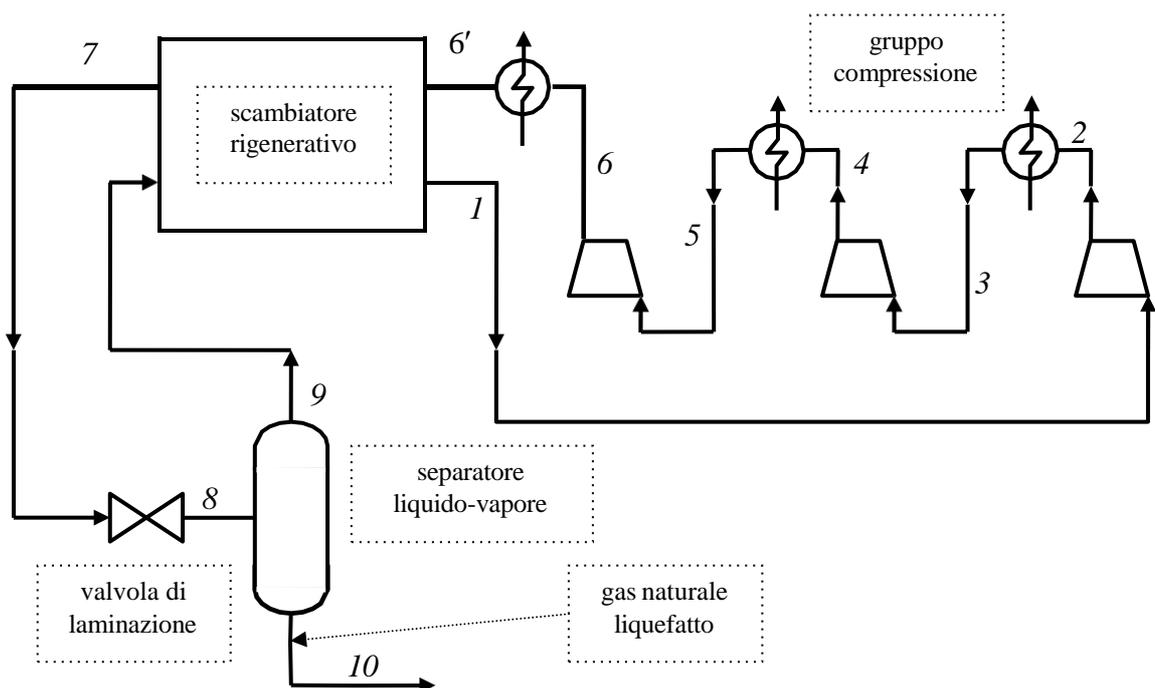
Il processo Liquefin consente una riduzione del fluido refrigerante necessario, arrivando a un rapporto tra quantità di refrigerante e quantità di gas naturale inferiore a 1. Ne consegue una economia notevole in termini di energia necessaria per il processo.

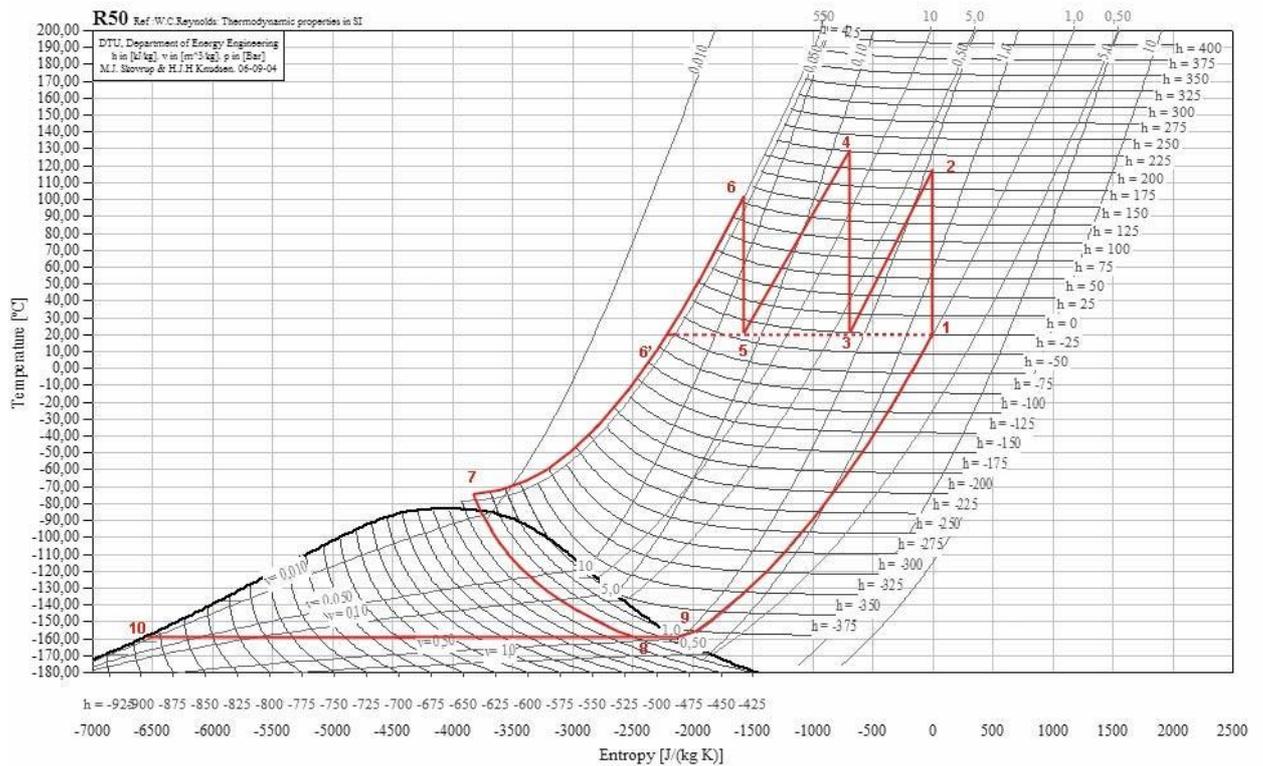


Schema del processo Liquefin. Fonte: **Saeid Mokhatab, Michael J. Economides, "Process selection is critical to onshore LNG economics"**

2.2 Valutazione energetica del processo di liquefazione

Per valutare la spesa energetica della fase di liquefazione si è fatto ricorso a un processo criogenico molto semplice in cui l'unico fluido coinvolto è il gas naturale stesso. Le due figure successive illustrano lo schema di un impianto che realizzerebbe il processo e la serie di trasformazioni termodinamiche subite dal gas naturale.





Dopo una compressione che lo porta a una pressione superiore a quella critica (che è di circa 46 bar), il gas naturale viene raffreddato in controcorrente con il vapore in uscita dal separatore. Successivamente esso subisce una laminazione isoentalpica fino a una pressione di poco superiore a quella atmosferica, passando allo stato di miscela liquido-vapore. Il liquido viene a questo punto separato dal vapore e avviato allo stoccaggio, mentre il vapore viene avviato allo scambiatore rigenerativo descritto precedentemente.

La temperatura di inizio laminazione viene scelta, con il procedimento che segue, in maniera di ridurre la spesa energetica dell'impianto al solo lavoro di compressione. Si fa cioè in modo che il calore sensibile assorbito dal gas naturale nella trasformazione 9-1, sia pari a quello ceduto nella trasformazione 6-7. Si utilizza il bilancio entalpico sullo scambiatore rigenerativo:

$$x_8 \cdot (h_1 - h_9) = (h_6 - h_7)$$

dove i pedici indicano gli stati termodinamici del gas naturale indicati nelle due figure precedenti, e x_8 è il titolo della miscela liquido vapore a fine laminazione.

Utilizzando la definizione di titolo, e ricordando che $h_7 = h_8$, si può anche scrivere:

$$\frac{h_7 - h_{10}}{h_9 - h_{10}} \cdot (h_1 - h_9) = (h_6 - h_7)$$

Si noti che la temperatura di inizio espansione non può essere maggiore di -73°C, altrimenti la condizione di fine espansione ricadrebbe al di fuori della campana liquido-vapore, rendendo di fatto inefficace l'intero impianto. Questa è un'ulteriore condizione per l'ottimizzazione del processo che va associata al bilancio entalpico dello scambiatore. Il sistema non ha gradi di libertà disponibili per l'ottimizzazione, dato che può essere descritto completamente da una sola equazione in una sola incognita.

Utilizzando le tabelle termodinamiche e ipotizzando che le pressioni superiore e inferiore del processo siano 1,1 bar e 55 bar (0,11 MPa e 5,5 MPa), si ottengono i seguenti dati:

$$h_1 = 1058 \text{ kJ / kg}$$

$$h_6 = 1002 \text{ kJ / kg}$$

$$h_{10} = 163 \text{ kJ / kg}$$

$$h_9 = 672 \text{ kJ / kg}$$

A questo punto si può facilmente calcolare h_7 nonché x_8 :

$$h_7 = 640 \text{ kJ / kg}$$

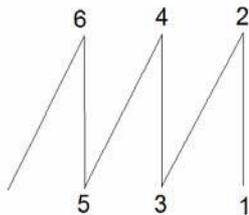
$$x_8 = 0,937$$

Da quanto ottenuto si deduce che il 6,3% di ogni kg di metano compresso viene liquefatto. Si può calcolare allora quanti kg di metano sia necessario comprimere per ottenere un kg di liquido:

$$\frac{\text{kg di metano compresso}}{\text{kg di metano liquefatto}} = \frac{1}{0,063} = 15,87$$

Per valutare la spesa energetica complessiva del processo di liquefazione descritto resta da calcolare il lavoro specifico di compressione richiesto dal ciclo. Per rendere la valutazione più completa, nel calcolo di questo lavoro si includerà anche un secondo componente del gas naturale, cioè l'etano.

Il calcolo del lavoro di compressione ideale per il singolo componente della miscela è stato eseguito con la formula seguente, in cui i pedici fanno riferimento alla figura, che rappresenta schematicamente il processo di compressione.



$$l_{c,id} = (h_2 - h_1) + (h_4 - h_3) + (h_6 - h_5)$$

Per calcolare il lavoro di compressione reale il lavoro ideale calcolato è stato diviso per due valori di rendimento isoentropico plausibili, cioè 0,85 e 0,80.

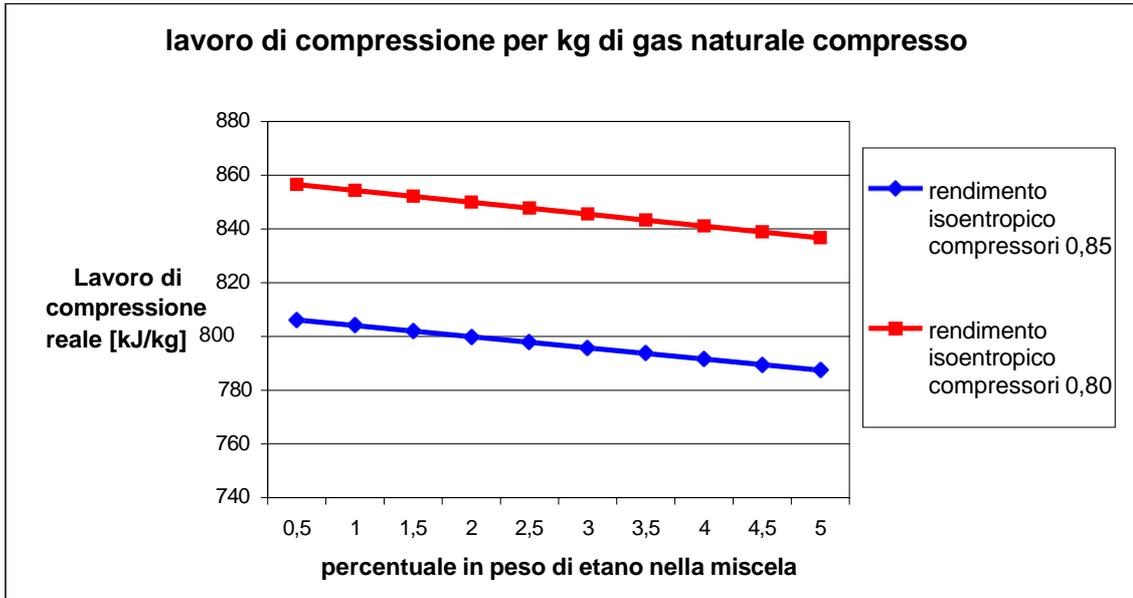
$$l_{c,r} = l_{c,id} / \eta_s$$

Successivamente, con il metodo della sovrapposizione degli effetti si è calcolato il lavoro di compressione reale per miscele contenenti proporzioni variabili di etano

$$l_{c,r}^{mix} = \left[l_{c,id}^{met} \cdot (1 - x_{et}) + l_{c,id}^{et} \cdot x_{et} \right] / \eta_s$$

dove x_{et} è la percentuale in massa di etano nella miscela, gli apici indicano a quale componente della miscela è riferito il termine e i pedici hanno il significato spiegato in precedenza.

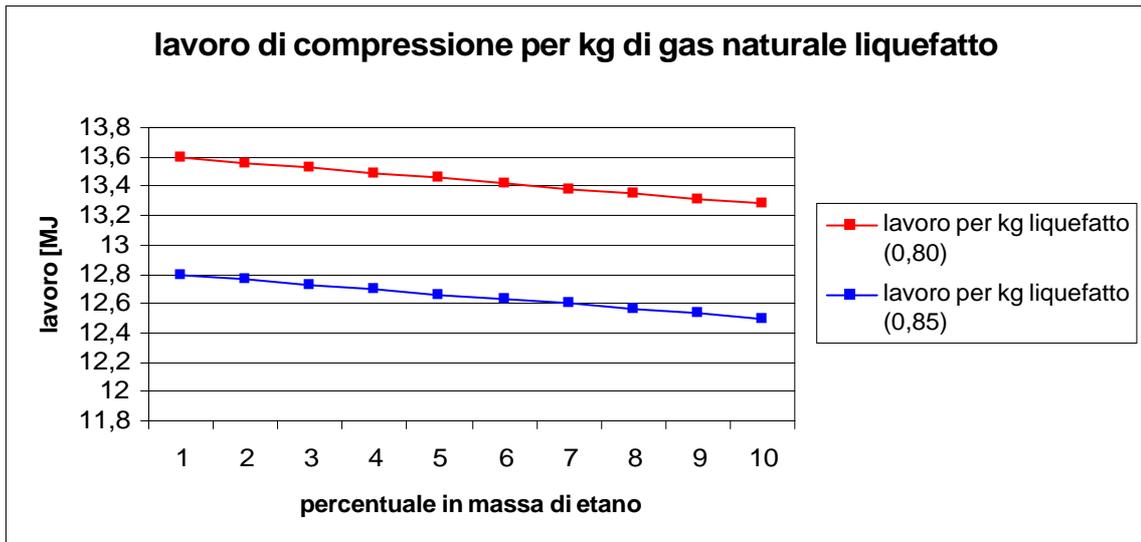
Se ne ottengono le curve mostrate in figura.



La spesa energetica per la liquefazione di un kg di gas naturale può quindi essere calcolato come segue, ricordando che, avendo ottimizzato lo scambiatore rigenerativo, l'unica voce di spesa rimane il lavoro di compressione

$$w_{liq} = \ell_{c,r}^{mix} \cdot 15,87$$

Il grafico successivo espone i risultati del calcolo



Si nota facilmente che il processo comporta una spesa energetica eccessiva rispetto al PCI del gas naturale: il rapporto tra queste due grandezze si aggira infatti tra il 28% e il 30%. Il processo descritto non è infatti commercialmente diffuso. È

tuttavia risultato difficoltoso desumere dalla letteratura considerazioni sul consumo energetico dei processi di liquefazione del gas naturale, in particolare non è stato possibile ricavare dati sul consumo dei singoli processi elencati in precedenza. Si riportano comunque di seguito i contributi più significativi rintracciati sull'argomento:

1) M. Medici osserva in "The natural gas industry" (1974) che un ciclo operante con una miscela ternaria di fluidi refrigeranti, secondo un ciclo che è una variante del più classico processo a cascata, richiede 1,26 MJ per la liquefazione di un m³ di gas naturale. Il dato è presumibilmente riferito a un m³ di gas alle condizioni normali, si utilizzerà quindi la densità alle condizioni normali per rendere il dato specifico rispetto alla massa:

$$w_{liq,1} = 1,26 \frac{MJ}{m^3} = 1,26 \cdot \frac{1}{\rho} \frac{MJ}{kg}$$

dove

$$\rho = \rho(T = 20^\circ C, p = 1bar) = 0,66 \frac{kg}{m^3}.$$

Da cui

$$w_{liq,1} = 1,91 \frac{MJ}{kg}$$

Si nota la discrepanza con il dato calcolato

2) Wang Qiang , Li Yanzhong e Wang Jiang, in "Analysis of power cycle based on cold energy of liquefied natural gas and low-grade heat source" un articolo pubblicato su Applied Thermal Engineering nel 2003, indicano in 850 kWh di energia elettrica la spesa per la liquefazione di una tonnellata di gas naturale. Convertendo al solito il dato in MJ/kg, si ottiene:

$$w_{liq,2} = \frac{850}{1000} \frac{kWh}{kg} = \frac{850}{1000} \cdot 3,6 \frac{MJ}{kg} = 3,06 \frac{MJ}{kg}$$

Anche in questo caso il dato è molto differente da quello calcolato, tuttavia è dello stesso ordine di grandezza di quello riportato da Medici.

3) V. E. Gerasimov, I. F. Kuz'menko, V. A. Peredel'skii e R. V. Darbinyan, in "Introduction of technologies and equipment for production, storage, transportation and use of LNG", pubblicato su *Chemical and Petroleum Engineering* nel 2004, indicano un consumo di 0.7–0.8 kWh/kg, specificando che si tratta del consumo di un impianto di produzione di dimensioni ridotte (fino a 1 ton/h). Convertendo al solito si ottiene:

$$w_{liq,3} = (0,7 \cdot 3,6) \div (0,8 \cdot 3,6) \frac{MJ}{kg} = 2,52 \div 2,88 \frac{MJ}{kg}$$

Tutte e tre le fonti citate sono quindi concordi con la conclusione che il consumo calcolato in precedenza è troppo elevato. Questo spiega anche perché il processo analizzato, pur essendo semplice da realizzare non sia diffuso commercialmente.

3. IL TRASPORTO VIA MARE DEL GNL

Il trasporto del gas naturale avviene su navi di grandi dimensioni, appositamente allestite. La capacità di stoccaggio, dopo un incremento di circa 5 volte durante i primi 10 anni di utilizzo commerciale della tecnologia GNL (da 27.500 m³ nel 1964 a 125.000m³ nel 1975), si è mantenuta piuttosto costante, stabilizzandosi sui 135.000 m³, a parte alcuni esemplari costruiti con volumi di 140.000 m³.

Attualmente, tutte le navi in funzione e in costruzione sono riconducibili a due distinti concetti costruttivi, che si differenziano radicalmente per il tipo di serbatoio utilizzato: si tratta del sistema Moss (serbatoi sferici) e del sistema a membrana. Di seguito i due concetti verranno analizzati separatamente e poi confrontati.

3.1 Analisi delle alternative tecnologiche disponibili

3.1.1 Navi con serbatoio a membrana

Le prime tre navi di questo tipo furono consegnate tra il 1969 e il 1970 ma erano costruite da due cantieri diversi con differenti combinazioni di materiali. Due di queste erano costruite da Gaz Transport e utilizzavano due membrane di acciaio invar al 36% di 0,5 mm di spessore, intervallate da due strati isolanti costituiti da plywood boxes riempite di perlite, per un volume complessivo di 72.500 m³; la terza nasceva invece in casa Technigaz e prevedeva due membrane protettive di acciaio al 9% in nichel con spessore di 1,2 mm, e altrettanti strati isolanti costituiti da blocchi di PVC per una capacità di 50.000 m³. In entrambi i casi, erano proprio gli strati isolanti a sopportare il carico dovuto al GNL.



Il sistema Technigaz ha subito sostanziali evoluzioni nel tipo di isolante e attualmente utilizza poliuretano e plywood. Questo ha reso possibile l'eliminazione della membrana secondaria in acciaio, sostituendola con un foglio di alluminio rinforzato su entrambi i lati da fibra di vetro.

Nel 1994, inoltre, le due aziende sono confluite nella GTT (Gaz Transport & Technigaz); anche se i due sistemi hanno continuato ad essere sviluppati parallelamente, attualmente la GTT sta lavorando a un nuovo sistema che incorpori i vantaggi di entrambi.

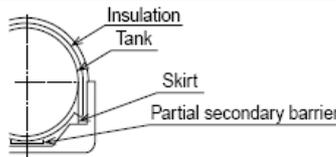
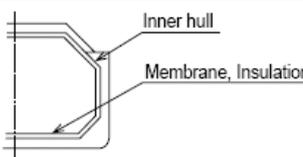
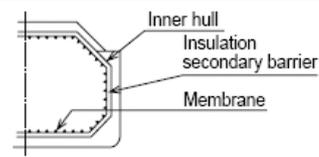
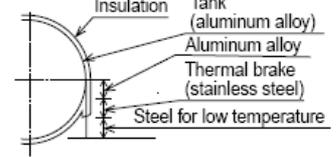
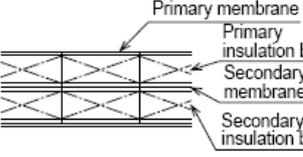
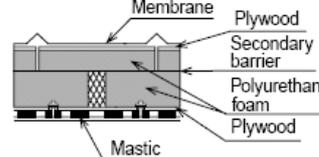
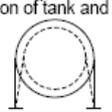
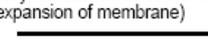
3.1.2 Navi con serbatoio sferico

Noto anche come sistema Moss, dal nome dell'azienda che lo ha sviluppato, durante gli anni '70 ha preso il sopravvento sugli altri. La differenza principale con le costruzioni a membrana è che i serbatoi sono strutture autoportanti indipendenti dallo scafo. Il carico agisce quindi sulla struttura dei serbatoi e non sugli strati isolanti, e

dalla struttura viene trasferito ai supporti cilindrici su cui questa è montata. Il serbatoio è costruito in lega d'alluminio o in acciaio al 9% in nichel.



Attualmente circa la metà delle navi per il trasporto del GNL è riconducibile al sistema Moss. La figura successiva riassume le tecnologie descritte.

	Spherical tank type	Membrane type	
		Gaz Transport system	Technigaz system
Tank section			
Insulation structure			
Tank material	Aluminum alloy or 9% nickel steel	36% nickel steel (Invar)	Stainless steel
Measures for thermal expansion and contraction	By thermal expansion and contraction of tank and skirt 	(Measures are not required due to very low coefficient of thermal expansion of membrane) 	By expansion and contraction of membrane 
Insulation material	Plastic foam	Insulation boxes filled with perlite	Plastic foam
BOR (insulation thickness)	0.15%/d (about 220 mm)	0.15%/d (about 530 mm)	0.15%/d (about 250 mm)
Secondary barrier	Drip pan (partial secondary barrier)	The same as primary barrier	Triplex

Fonte: Kazuaki Yuasa, Katsuya Uwatoko, Junshiro Ishimaru, "Key Technologies of Mitsubishi LNG Carriers -Present and Future" Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. Technical Review Vol.38 No.2 (Jun. 2001)

3.1.3 Confronto tra i due sistemi

A favore del sistema Moss gioca soprattutto il minor tempo necessario per la consegna della nave. I serbatoi possono infatti essere costruiti indipendentemente dallo scafo e successivamente installati al suo interno, essendo le due strutture indipendenti l'una dall'altra. Questo non è possibile per una nave a membrana, i cui serbatoi devono essere costruiti all'interno dello scafo quando questo è già praticamente ultimato.

Per quanto riguarda il costo dei materiali necessari per la costruzione, il serbatoio sferico utilizza una quantità di leghe metalliche pari approssimativamente a 10 volte quella necessaria per un serbatoio a membrana. D'altro canto, il fatto che il serbatoio sia autoportante, permette di scegliere materiali isolanti più leggeri ed economici; al contrario, in un serbatoio a membrana, l'isolante deve anche sopportare il carico del liquido e gli sono quindi richieste caratteristiche meccaniche molto più severe.

Ulteriore punto a sfavore del serbatoio sferico è la sua incompatibilità con gli scafi più efficienti dal punto di vista della navigazione (lo si può notare nelle foto precedenti).

Di recente gli ordini di nuove navi si stanno spostando piuttosto decisamente sul sistema a membrana, anche se il sistema a serbatoio sferico tiene il passo.

3.1.4 Il sistema di propulsione delle navi per il trasporto di GNL

La fonte energetica per l'alimentazione della nave è sempre stata una parte dello stesso carico trasportato, parallelamente a un combustibile ausiliario. Il GNL, infatti, evapora in piccola parte durante il viaggio a causa del calore trasmesso all'ambiente esterno al serbatoio (formazione del "boil off gas" o BOG), oppure viene forzato ad evaporare tramite pompaggio di parte del liquido e adduzione di calore, in caso di necessità.

Fino al 2002, tutte le navi metaniere costruite montavano generatori di vapore come unica fonte di energia meccanica. Non solo la propulsione, ma anche tutti gli ausiliari di bordo, erano affidati alla disponibilità di vapore. La prima nave a basarsi su un sistema diverso adotta un motore diesel.

In effetti le alternative tecnologiche sono diverse, sia per quanto riguarda la generazione di potenza meccanica (turbine a gas, ciclo combinato gas - vapore, motori diesel), sia per quanto riguarda il sistema di propulsione (accoppiamento al motore primo tramite riduttore, motore elettrico), nonché per quanto riguarda la fonte energetica (BOG e olio combustibile, solo BOG o solo olio combustibile).

Gli elementi di valutazione sono diversi: l'accoppiamento del motore primo a un alternatore, realizzabile solo per la parte di potenza necessaria agli ausiliari, o anche per quella dedicata al sistema di propulsione, rende disponibile l'energia in una forma molto versatile e facile da trasportare; l'entrata in esercizio di infrastrutture galleggianti nella catena del GNL richiede una maggiore ridondanza dei sistemi di manovra della nave nonché una loro maggiore precisione; la possibilità di alimentare il generatore di potenza meccanica con più combustibili diversi rimane sempre una possibilità molto attraente che resta però preclusa, ad esempio, a un sistema a ciclo combinato; i sistemi con reliquefazione del GNL recentemente proposti pongono il problema delle emissioni aggiuntive provocate dall'utilizzo di oli combustibili al posto dei BOG.

Sembra comunque che i cantieri che si occupano di navi metaniere stiano prendendo in seria considerazione l'opzione diesel - elettrica.

3.2 Valutazione energetica del processo di trasporto

Dal punto di vista energetico, la valutazione della fase di trasporto del GNL consiste essenzialmente nel problema del "boiling off"; i serbatoi infatti non sono refrigerati durante il viaggio della nave e l'isolamento ha proprio lo scopo di limitare il

più possibile lo scambio di calore con l'esterno e di conseguenza l'evaporazione parziale del liquido.

Di seguito si espone un calcolo approssimato della quantità di calore scambiato dalla superficie di un serbatoio sferico, dal quale si risalirà al cosiddetto "boil off rate" (BOR), cioè alla percentuale in massa di liquido che evapora per ogni giorno di navigazione.

Innanzitutto, si calcolano le caratteristiche geometriche del serbatoio: prendendo in considerazione una nave con 135.000 m³ di volume utile complessivo e supponendo che questo sia diviso tra 5 serbatoi sferici uguali tra loro, si ottiene quanto segue per il singolo serbatoio

$$V = 27.000 \text{ m}^3$$

$$r = 18,6 \text{ m}$$

$$A = 4352 \text{ m}^2$$

dove con A si indica la superficie della sfera avente per volume quello utile del serbatoio. Si trascurerà la differenza tra area esterna ed interna del serbatoio, anche ai fini del calcolo del coefficiente globale di scambio di calore e della quantità di calore scambiata.

Ipotizzando un carico al 95% in volume di liquido, a una pressione leggermente superiore a quella atmosferica (0,11 MPa = 1,1 bar), si calcolano le caratteristiche fisiche del carico servendosi delle tabelle termodinamiche. Si ottiene quanto segue

$$\rho = 401 \text{ kg/m}^3$$

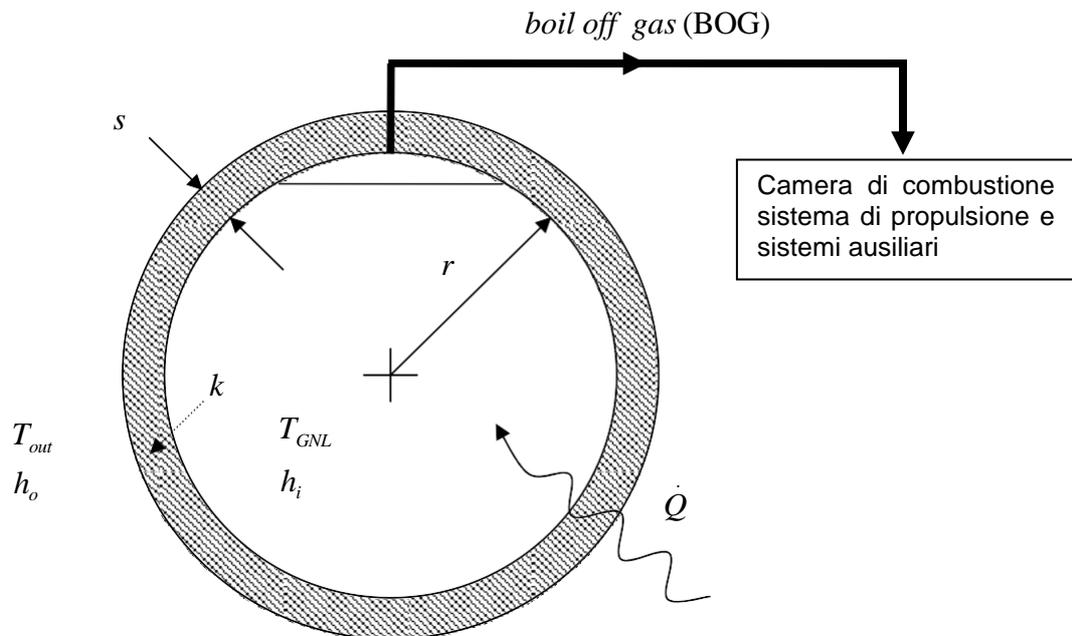
$$M = 10,827 \cdot 10^6 \text{ kg}$$

$$T_{\text{GNL}} = 160,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

dove con M si indica la massa complessiva di gas naturale contenuta nel serbatoio. Alla pressione assunta per il carico, inoltre, il calore latente di evaporazione vale

$$\lambda = 508,5 \frac{kJ}{kg K}$$

La figura seguente descrive schematicamente il serbatoio e la sua interazione con l'ambiente:



Una volta note le caratteristiche del carico, resta da valutare il flusso di calore che attraversa la superficie del serbatoio. Per calcolarla si usa la formula seguente

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T$$

dove U è il coefficiente globale di trasmissione del calore e ΔT è la differenza di temperatura tra interno ed esterno del serbatoio; per l'aria esterna si assume una temperatura (T_{out}) di 10°C.

Per le approssimazioni di cui sopra, a proposito dell'area di scambio, la formula per il calcolo del coefficiente globale di trasmissione del calore è la seguente:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{s}{k} + \frac{1}{h_i}}$$

dove h_o e h_i sono i coefficienti di trasmissione per convezione rispettivamente esterno e interno al serbatoio, mentre k è il coefficiente di conduzione del materiale isolante ed s è lo spessore dello strato isolante.

Si assumono, a titolo di stima, i seguenti valori plausibili per i dati richiesti

$$h_i = h_o = 1000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

$$k = 0,02 \frac{\text{W}}{\text{m K}}$$

$$s = 0,2 \text{ m}$$

e con questi si calcola facilmente

$$U = 0,1 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

A questo punto si può calcolare \dot{Q} e da questo, dividendolo dapprima per la massa totale di gas naturale contenuto nel serbatoio, e poi per il calore latente di evaporazione del metano alla pressione considerata, si può calcolare il BOR. In formula:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T = 74.201 W = 74,2 kW$$

$$BOR = \frac{\dot{Q} \cdot 3600 \cdot 24}{M \cdot \lambda} = 0,16 \frac{\%}{d}$$

dove il BOR è stato già riportato in percentuale del carico al giorno e il fattore numerico al numeratore serve ad uniformare le unità di misura del calore latente di evaporazione e del flusso di calore.

Il dato ottenuto è in linea con quelli normalmente utilizzati per la valutazione economica della catena del GNL che oscillano tra lo 0,08 %/d e lo 0,15 %/d.

Queste stime si sono fatte particolarmente importanti in tempi recenti. In particolare, ad esempio, ultimamente è stato proposto il sistema diesel - elettrico in accoppiamento con un impianto compatto di reliquefazione a bordo. L'idea è diretta conseguenza della disarticolazione dell'industria del GNL dove sempre più raramente è un'unica azienda o consorzio ad esercire l'intera catena (liquefazione, trasporto, rigassificazione). Chi gestisce una nave metaniera è sempre più interessato a consegnare la maggior quantità possibile di gas naturale al terminal di rigassificazione: qui, infatti, non ha più a che fare con un'altra parte del suo stesso consorzio di aziende, ma con l'acquirente del carico. Acquista quindi grande interesse una stima precisa del divario tra il costo per l'acquisto del carburante per la nave e il prezzo di vendita del GNL, che fa la differenza, in termini di economicità, tra una nave alimentata a GNL e una che utilizza un combustibile diverso.

3.2.1 Curva della spesa energetica della fase di trasporto via mare

Per completare la valutazione energetica della fase di trasporto via mare, il dato sul BOR ricavato in precedenza deve essere messo in relazione con la distanza percorsa dalla nave tra gli impianti di liquefazione e rigassificazione. Per fare questo si deve stimare una velocità di percorrenza media che tenga conto della velocità di crociera della nave, ma anche delle fasi a velocità ridotta rese necessarie dall'interazione con le infrastrutture portuali.

I costruttori di navi per il trasporto di GNL indicano velocità di punta comprese tra i 19 e i 21 nodi. La relazione di conversione del nodo in metri al secondo è

$$1 \text{ nodo} = 0,5144 \text{ m/s}$$

per cui la velocità di punta è compresa nel seguente intervallo

$$\begin{aligned} 9,8 \text{ m/s} &\leq \omega \leq 10,8 \text{ m/s} \\ 35,3 \text{ km/h} &\leq \omega \leq 38,8 \text{ km/h} \\ 847,2 \text{ km/d} &\leq \omega \leq 931 \text{ km/d} \end{aligned}$$

Si può a questo punto pensare a un doppio scenario per le condizioni di navigazione: in caso di condizioni meteo favorevoli si può ipotizzare che la velocità di punta venga mantenuta praticamente per l'intera durata del viaggio; in caso di condizioni difficili si considererà una velocità media pari al 60% di quella di punta. A queste ipotesi si aggiungerà una durata complessiva delle operazioni di manovra in partenza e in arrivo di 3 giorni (72 h).

A questo punto il modello della fase di trasporto via mare è completo e si può procedere utilizzando la seguente formula:

$$W_{tras} = \frac{BOR \cdot (M \cdot 5)}{\omega}$$

dove W_{tras} è la massa di GNL che evapora quando una nave con le caratteristiche utilizzate per la stima del BOR percorre un chilometro, M è la massa contenuta all'interno del singolo serbatoio, il BOR è espresso in [% del carico/d], la velocità in km/d e la distanza in km. L'equazione che descrive l'andamento della

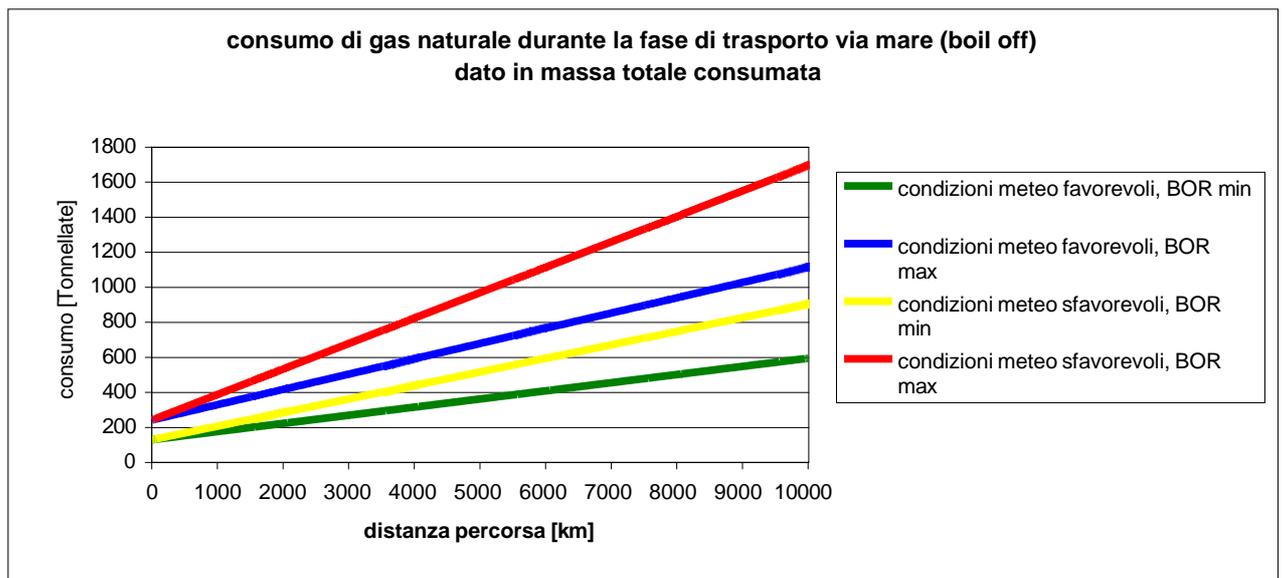
spesa energetica della fase di trasporto via mare del GNL in funzione della distanza tra partenza e arrivo è la seguente:

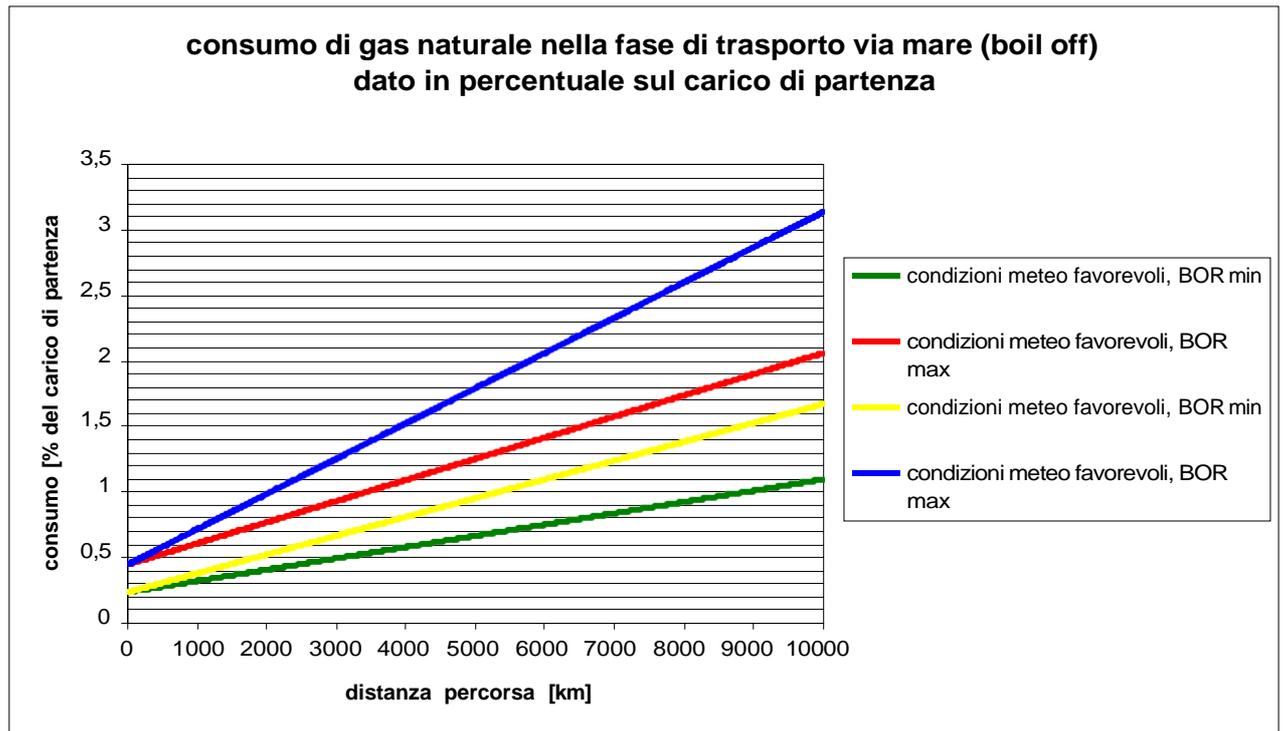
$$W_{\text{tras.tot}} = \frac{BOR \cdot (M \cdot 5)}{\omega} \cdot D + BOR \cdot 3 \cdot M \cdot 5 \quad [\text{kg di GNL}]$$

$$W_{\text{tras.tot}} = \left(\frac{BOR \cdot (M \cdot 5)}{\omega} \cdot D + BOR \cdot 3 \cdot M \cdot 5 \right) \cdot PCI_{\text{GNL}} \quad [\text{kJ}]$$

dove il PCI del gas naturale è espresso in kJ/kg.

Le figure seguenti mostrano le curve della spesa energetica in quattro condizioni di trasporto.





Il secondo grafico può essere interpretato anche come percentuale del potere calorifico del singolo kg di gas naturale caricato che viene consumato nella fase di trasporto via mare.

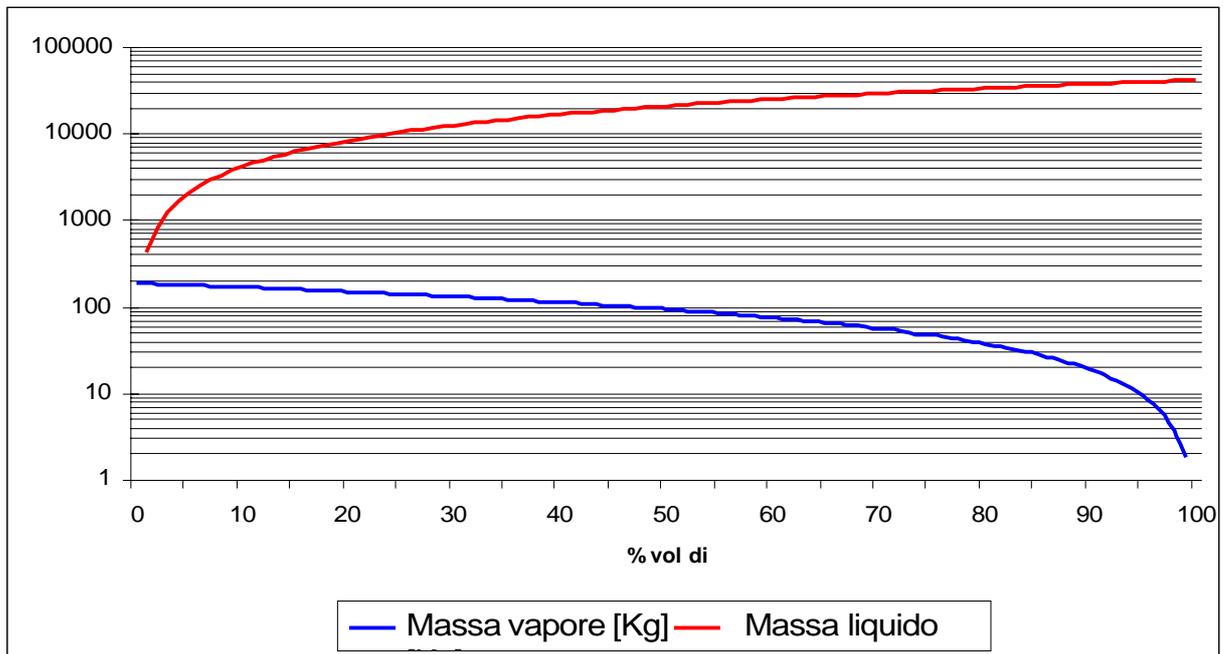
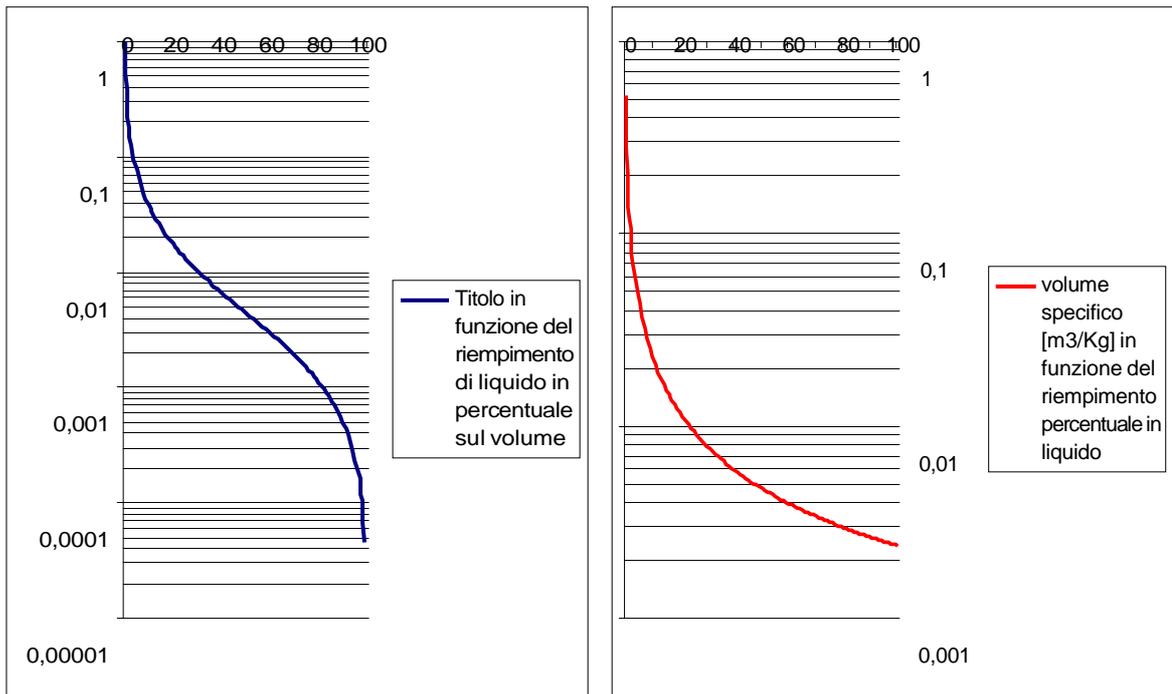
3.2.2 Considerazioni sul livello di riempimento del serbatoio di una nave metaniera

Nel decidere con quale percentuale in volume di liquido riempire uno dei serbatoi di una nave metaniera, bisogna tenere conto di due esigenze distinte, che tenderebbero a spostare la decisione in due direzioni diverse:

- Il problema dell'agitamento del liquido durante la navigazione, richiede che esso non trovi lo spazio libero sufficiente a creare onde e spruzzi all'interno del serbatoio, al fine di evitare problemi di instabilità. Questa considerazione suggerirebbe di caricare il GNL al massimo titolo possibile, in modo da avere il recipiente più possibile pieno di liquido.

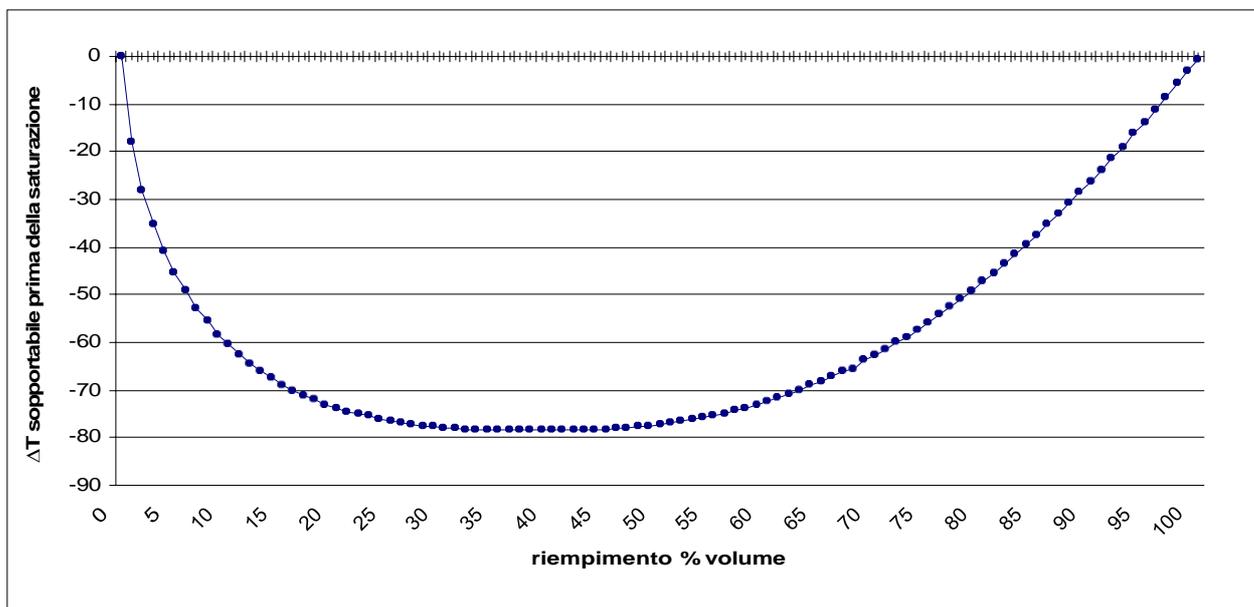
- Contemporaneamente, però, bisogna tenere presente che la trasmissione di calore dall'ambiente esterno al carico viene normalmente gestita utilizzando il boil-off gas come combustibile direttamente a bordo. Questo vuol dire che in caso di avaria al sistema di combustione, il carico assorbe calore senza che questo sia smaltito in qualche modo. Il comportamento del carico in questa eventualità può essere di due tipi, e il confine tra essi è il volume specifico del GNL nella condizione di pressione e temperatura critica (v_c):
 - al di sopra di tale volume specifico critico (quindi per titoli alti e riempimenti in volume percentualmente minori in liquido) un riscaldamento incontrollato del GNL lo porterebbe nella condizione di vapore saturo, e poi di vapore surriscaldato a pressione sempre maggiore. In questo caso lo spillamento del vapore con dispersione nell'atmosfera può evitare l'innalzamento eccessivo della pressione e quindi danni strutturali al serbatoio;
 - al di sotto di v_c , invece (quindi per titoli bassi, cioè per riempimenti in volume percentualmente maggiori in liquido), il riscaldamento del GNL lo porta nella condizione di liquido saturo, e poi di liquido sottoraffreddato. Per contrastare l'aumento di pressione che minaccerebbe il recipiente, non è in questo caso pensabile lo spillamento di liquido, che è mal gestibile e potenzialmente molto pericoloso.

Le figure seguenti rendono conto dell'andamento di titolo, volume specifico, e masse di liquido e vapore trasportate in un recipiente di 100 m³ al variare della percentuale in volume di GNL liquido caricato in un serbatoio a pressione atmosferica



Un ulteriore elemento di valutazione può essere a questo punto il margine di temperatura che separa la situazione di carico del GNL dalla condizione di saturazione, seguendo una trasformazione a volume specifico costante. Come si vede dalla figura successiva, esso è di circa 30°C per un riempimento del 90% e di

circa 10°C per un riempimento del 96%.



Si tratta di margini piuttosto importanti, che lasciano un lasso di tempo accettabile per l'intervento. Bisogna considerare, infatti, che i serbatoi hanno una superficie di scambio ridotta rispetto al volume del carico (specialmente quelli del tipo sferico), e inoltre queste superfici sono progettate per opporre una grande resistenza alla conduzione del calore.

Nella pratica del trasporto, il GNL viene effettivamente caricato a titoli tali per cui il riempimento in liquido è molto maggiore del 90% in volume. Si tratta di una scelta giustificata, per quanto detto, sia dal punto di vista della sicurezza, sia dal punto di vista dell'efficienza del trasporto in termini di consumi di combustibile per kg di GN trasportato.

4. IL PROCESSO DI RIGASSIFICAZIONE

Al contrario della liquefazione, la rigassificazione viene attualmente realizzata con modalità molto diverse tra loro. Gli impianti di rigassificazione differiscono infatti non solo per quanto riguarda il processo vero e proprio, ma anche e soprattutto a proposito dell'infrastruttura che ospita l'impianto.

Il processo di rigassificazione è piuttosto semplice e consiste nel riscaldamento del GNL in uno o più scambiatori. La scelta del processo si riduce, nei fatti, alla scelta del fluido di servizio che si trova a dover cedere le notevoli quantità di energia termica in gioco al GNL. Le soluzioni previste commercialmente sono attualmente le seguenti:

- Evaporatori ad acqua di mare in circuito aperto
- Evaporatori a bruciatore sommerso
- Evaporatori con fluido intermedio (generalmente una miscela glycol – water)
- Evaporatori a doppio fluido di servizio (generalmente propano in circuito chiuso e acqua in circuito aperto)

La scelta del processo deriva, come per la liquefazione, da considerazioni di carattere economico e quindi, indirettamente, di carattere energetico.

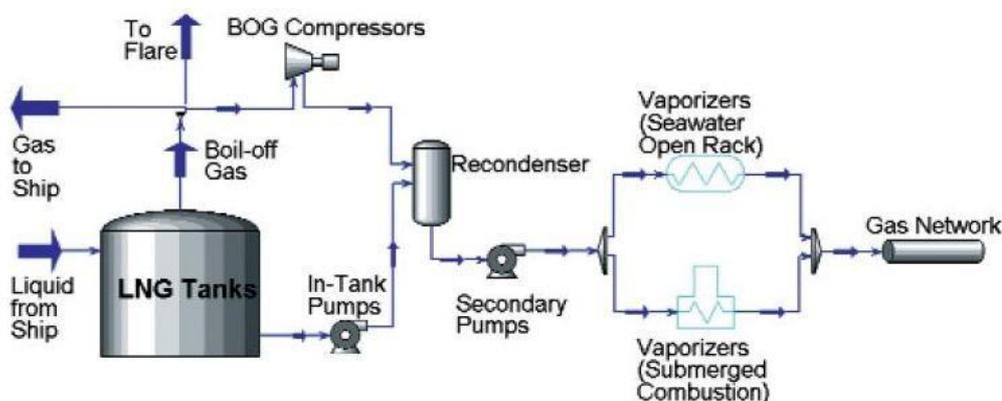
Le peculiarità delle possibili soluzioni di installazione possono essere valutate invece sulla base di criteri di accettabilità sociale e ambientale dell'opera, rendendo la progettazione dell'impianto di rigassificazione molto più flessibile, da questo punto di vista, rispetto a quello di liquefazione. Le soluzioni commerciali sono però solamente due: l'installazione a terra e quella sulla stessa nave che effettua il trasporto, mentre è in fase di studio la realizzazione di altre due possibili soluzioni, cioè l'installazione su piattaforme ancorate al fondale marino e quella su apposite navi con funzione di stivaggio e rigassificazione. Delle sue la seconda sembra quella più promettente, visto che è in fase di studio per numerosi impianti in vari paesi del mondo.

4.1 Analisi delle alternative tecnologiche disponibili

4.1.1 La soluzione tradizionale: l'impianto a terra

Tutti gli impianti di ricezione realizzati finora nel mondo (tranne uno) sono di questo tipo. Si tratta di un complesso di opere che comprendono non solo il rigassificatore vero e proprio, ma anche un sistema di stivaggio del GNL di capacità più o meno elevata che permette di ottenere una certa elasticità nelle operazioni di ricezione dalle navi e immissione in rete. Questi impianti utilizzano il processo ad acqua di mare o a bruciatore sommerso anche se nella maggior parte dei casi i sistemi di evaporazione sono installati entrambi e uno ha la funzione di supplire alle eventuali insufficienze o guasti dell'altro. Nella figura successiva sono mostrate le principali apparecchiature presenti in un impianto di questo tipo.

Si nota la linea del BOG (boil – off gas) cioè di quella parte di GNL che evapora nel serbatoio di stivaggio a terra: esso segue tre possibili strade: la prima è il ritorno ai serbatoi della nave, dove vengono utilizzati per tenere in temperatura il serbatoio a bordo e per occupare il volume lasciato libero dal liquido; la seconda è la compressione e reliquefazione che li riporta alla linea del liquido per la rigassificazione; la terza è invece la combustione in una torcia, che viene in genere evitata fino a quando la capacità degli altri due sistemi non è stata saturata.

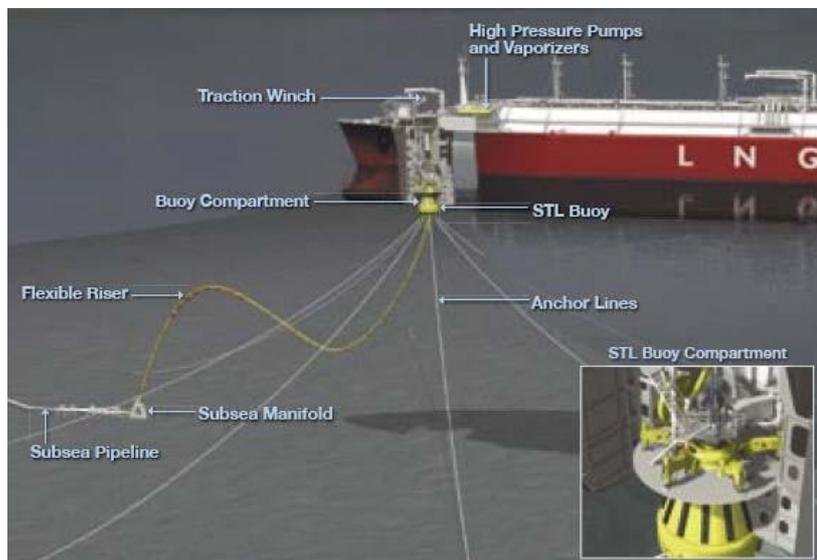


Schema di massima di un impianto di rigassificazione tradizionale, installato a terra.

In figura è inoltre evidenziato il doppio sistema di rigassificazione.

4.1.2 Gli EBRV (Energy bridge regasification vessels)

Si tratta, come accennato, dell'unico tipo di infrastruttura che attualmente è disponibile per la rigassificazione del GNL, oltre a quella a terra.



Consiste in una particolare nave che, oltre al trasporto del gas naturale in fase liquida, ne può effettuare la rigassificazione direttamente a bordo e immetterlo in una specifica pipeline che la connette alla costa e da qui, direttamente, alla rete di distribuzione del gas naturale in fase gassosa.

Finora è stato costruito un solo terminale in grado di ricevere il carico di navi di questo tipo, e lo stesso concetto di EBRV è stato realizzato in pratica solo su due navi di proprietà della Excelerate Ltd., mentre la consegna di altri tre esemplari simili è prevista entro il 2008.

Il sistema presenta alcune rigidità intrinseche per quanto riguarda la possibilità di ricevere gas naturale da molte fonti diverse. L'unico trattamento previsto per il

GNL è infatti l'adeguamento della pressione a quella della rete di immissione, ad opera di una stazione di misura ancorata al fondo del mare e posta a valle della rigassificazione. Questo comporta che il gas trasportato deve già incontrare le altre specifiche previste dalla rete a valle, come la percentuale di idrocarburi C2 e C3 e il potere calorifico. A questo si aggiunge che il GNL trasportato in questa forma non può essere accumulato per essere rigassificato nel momento più opportuno, in quanto la nave non può essere tenuta ancorata per periodi troppo lunghi senza che il suo esercizio diventi economicamente svantaggioso.

Dal punto di vista dell'accettabilità sociale ed ambientale, l'opera è invece avvantaggiata, non solo nei confronti dell'infrastruttura a terra, ma per certi aspetti anche nei confronti delle altre ipotesi alternative che verranno esposte di seguito. La localizzazione della boa di ancoraggio e scarico del gas naturale può infatti essere posta a una distanza dalla costa tale per cui le preoccupazioni sulla sicurezza in caso di incidenti possano essere attenuate dall'assenza di infrastrutture civili o centri abitati nelle vicinanze. Allo stesso tempo si elimina il problema della localizzazione di un sito a terra per la costruzione dell'infrastruttura.

Per quanto riguarda il processo di rigassificazione vero e proprio, le navi finora costruite sono dotate di un sistema ad acqua di mare e di uno a circuito chiuso con fluido di servizio intermedio. Questo permette di non superare i limiti di innalzamento di temperatura dell'acqua in quei mari o in quelle stagioni in cui la portata delle pompe e il calore da apportare al GNL non sarebbero compatibili con la temperatura iniziale dell'acqua.

4.1.3 Soluzioni alternative: le FSRUs (Floating Storage Regasification Units) e i rigassificatori montati su piattaforma offshore

Una FSRU (Floating Storage Regasification Unit) è un nuovo tipo di infrastruttura di rigassificazione che coniuga i vantaggi sociali di posizionare l'opera offshore con la possibilità di garantirsi un certo margine di accumulo per il gas naturale ancora liquefatto. Si tratta di una nave allestita in maniera da poter essere ancorata permanentemente al fondale marino, sulla quale sono installati serbatoi per il GNL di dimensioni paragonabili a quelli delle navi che lo trasportano.



Il rigassificatore si trova a bordo come nel caso degli EBRV, ma la differenza sta nel fatto che il carico di liquido viene dapprima scaricato sulla FSRU e successivamente rigassificato a bordo di quest'ultima e inviato onshore via pipeline.

Questo tipo di rigassificatore, che ancora non ha trovato applicazioni pratiche ma è in fase di approvazione definitiva in vari paesi del mondo, pone alcune perplessità dal punto di vista operativo: non è infatti ancora chiaro quale sia il periodo di operabilità dello scarico tra due navi.

Un'altra ipotesi al vaglio degli ingegneri è l'installazione del rigassificatore su una piattaforma offshore da riconvertire per lo scopo o da costruire appositamente, affiancandola a delle boe che permettano l'attracco della nave metaniera.



Il GNL rigassificato sarebbe poi inviato a terra tramite una pipeline sottomarina allacciata direttamente alla rete di distribuzione. Questo tipo di installazione presenterebbe le stesse limitazioni operative degli EBRV (assenza di trattamento a valle del gas naturale trasportato e impossibilità di stoccaggio in fase liquida) e probabilmente è per questo che non si trova attualmente notizia di progetti in fase avanzata per una infrastruttura di questo tipo.

4.2 Valutazione energetica del processo di rigassificazione.

Il processo di rigassificazione si compone di due operazioni:

- il pompaggio del liquido, che serve a innalzarne la pressione fino a un valore tale da vincere le perdite di carico degli scambiatori di calore a valle e uscirne a una pressione prossima a quella di esercizio della rete a valle
- il riscaldamento, con conseguente rigassificazione, a spese di un fluido di servizio.

Ci si propone di valutare la spesa energetica richiesta dal processo. Si studierà in particolare un rigassificatore munito sia del sistema ad acqua di mare sia di un sistema con fluido intermedio riscaldato in una apposita caldaia.

Per quanto riguarda la spesa di pompaggio, essa è la medesima qualunque sia poi il fluido di servizio nello scambiatore di calore, dato che la pressione da ottenere è la stessa. Si supponga, ad esempio, di dover consegnare il gas in un ramo della rete che sia esercito alla massima pressione utilizzata in Italia per la distribuzione del gas naturale, cioè 71 bar. Si supponga inoltre che le perdite di carico calcolate per il complesso di apparecchiature a valle sia di ulteriori 4 bar.

Il lavoro di pompaggio si calcola come segue:

$$\ell_{c,id} = h_c - h_s = 17,7 \text{ kJ / kg}$$

dove $\ell_{c,id}$ è il lavoro specifico di compressione isoentropica ideale, mentre h_s e h_c sono le entalpie specifiche rispettivamente del liquido saturo alla pressione di 1,1 bar, ipotizzata per il serbatoio, e l'entalpia del liquido compresso isoentropicamente fino a 75 bar, entrambe ricavate dalle tabelle. Per tenere conto della non idealità delle pompe se ne ipotizza un rendimento isoentropico dell'85%. Si calcola così il lavoro reale di compressione:

$$\ell_{c,r} = \ell_{c,id} / 0,85 = 17,7 / 0,85 = 20,8 \text{ kJ / kg}$$

Per quanto riguarda invece la fase di rigassificazione vera e propria, va innanzitutto calcolata la quantità specifica di calore da fornire al liquido ora compresso per portarlo a una temperatura di 20°C, alla pressione di 75 bar. Ancora una volta si effettua il calcolo come differenza delle entalpie finale e iniziale di riscaldamento:

$$q' = h_g - h_c = 692,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{s}}$$

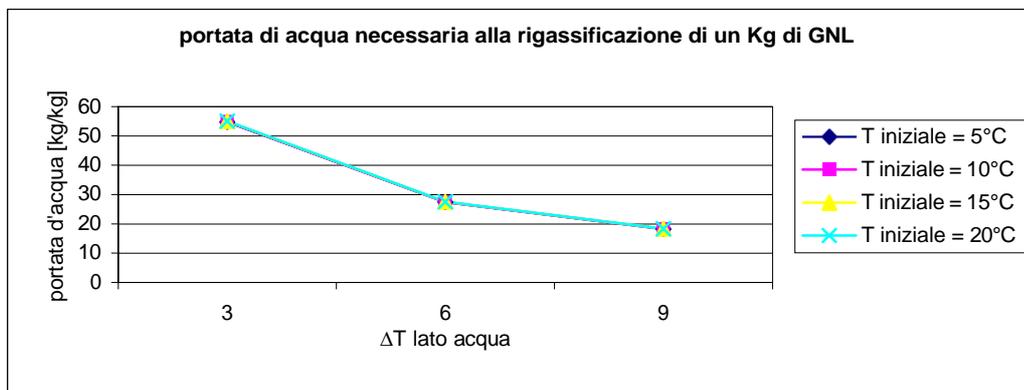
dove h_g è l'entalpia dello stato finale del riscaldamento. Per quanto detto la pressione finale di riscaldamento è 71 bar e non 75 bar, ma l'errore che si commette non considerando il fatto non è grossolano dato l'addensamento delle isobare nella zona considerata.

A questo punto il calcolo diventa differenziato per i due processi di rigassificazione, in quanto è diverso il dato da calcolare: nel caso di utilizzo di acqua di mare si cerca la portata da utilizzare; nel caso di utilizzo di fluido intermedio va calcolata la portata di combustibile da utilizzare per riscaldarlo.

Il calcolo della quantità di acqua di mare da utilizzare si effettuerà utilizzando l'approssimazione che il calore specifico di essa sia pari a quello dell'acqua pura. Il bilancio di energia che segue è sufficiente per lo scopo:

$$\dot{q} = \dot{m}_w \cdot c_{p,w} \cdot \Delta T_w$$

dove \dot{m}_w è la portata d'acqua cercata, specifica rispetto alla massa di GNL, $c_{p,w}$ è il calore specifico mentre ΔT_w è il salto di temperatura che si intende tollerare per l'acqua. Il calcolo è stato effettuato per varie temperature iniziali e vari salti, per tenere conto del fatto che per ogni impianto vanno tenute in considerazione, in fase di progettazione, sia le oscillazioni stagionali della temperatura dell'acqua, sia i limiti di legge alla sua variazione volti alla salvaguardia dell'ecosistema marino. I risultati sono mostrati nella figura successiva



Come si può osservare facilmente, il valore della portata d'acqua necessaria non è influenzata sensibilmente dalla temperatura iniziale di questa, in quanto il calore specifico dell'acqua, pur calcolato accuratamente, non presenta variazioni significative nell'intervallo di temperatura considerato. Si nota invece che il salto di temperatura tollerato per l'acqua modifica in maniera notevole la portata. Questo comportamento si traduce nella necessità di una scelta impiantistica in fase di progetto che mantenga l'impatto ambientale dell'opera entro livelli accettabili, riducendo però al massimo la portata e, di conseguenza, la potenza delle pompe di circolazione dell'acqua.

A tal proposito è interessante citare l'esempio dell'impianto di ricezione di GNL di Bilbao (Spagna). Qui l'impianto di rigassificazione è stato affiancato a una centrale termoelettrica a ciclo combinato che utilizza buona parte del gas naturale trattato come combustibile. La sua presenza offre l'interessante possibilità di utilizzare lo stesso flusso di acqua di mare sia per il raffreddamento del condensatore del ciclo a vapore, sia per la linea di rigassificazione. I vantaggi sono numerosi e importanti: l'acqua può essere restituita con variazioni di temperatura piccole in quanto viene prima riscaldata e poi raffreddata; se ne può quindi diminuire la portata e ridurre la potenza delle pompe e le dimensioni dell'impianto di trattamento dell'acqua necessario a monte degli scambiatori per evitare deposizioni e corrosione.

Nel caso di fluido intermedio, l'obiettivo è calcolare, come detto, la portata di combustibile da utilizzare per il suo riscaldamento. Ancora una volta si fa uso di un bilancio energetico:

$$\dot{q} = \dot{m}_c \cdot PCI$$

dove PCI è il potere calorifico inferiore del combustibile usato e \dot{m}_c è la portata di combustibile, specifica rispetto al flusso di GNL da rigassificare..

Va infatti osservato che per diverse tipologie impiantistiche, diverso è il tipo di combustibile utilizzato. In alcuni casi è infatti impiegata una parte dello stesso gas naturale trattato, mentre in altri casi si fa uso di combustibili diversi come oli combustibili pesanti. La scelta è di solito di carattere economico. Per i due casi citati si ottengono i seguenti risultati:

$$\text{olio combustibile (PCI = 40 MJ/kg)} \quad \dot{m}_{c,1} = 692,5 / 40.000 = 0,017 \text{ kg / s}$$

$$\text{gas naturale (PCI = 45 MJ/kg)} \quad \dot{m}_{c,2} = 692,5 / 45.000 = 0,015 \text{ kg/s}$$

dove le quantità vanno intese specifiche rispetto all'unità in massa di GNL rigassificato.

Considerando anche il lavoro di compressione calcolato in precedenza, la spesa energetica complessiva per il processo di rigassificazione può essere calcolato come segue:

$$\text{rigassificazione a bruciatore sommerso : } w_{\text{rigas}} = (692,5 + 20,8) = 713,3 \text{ kJ/kg}$$

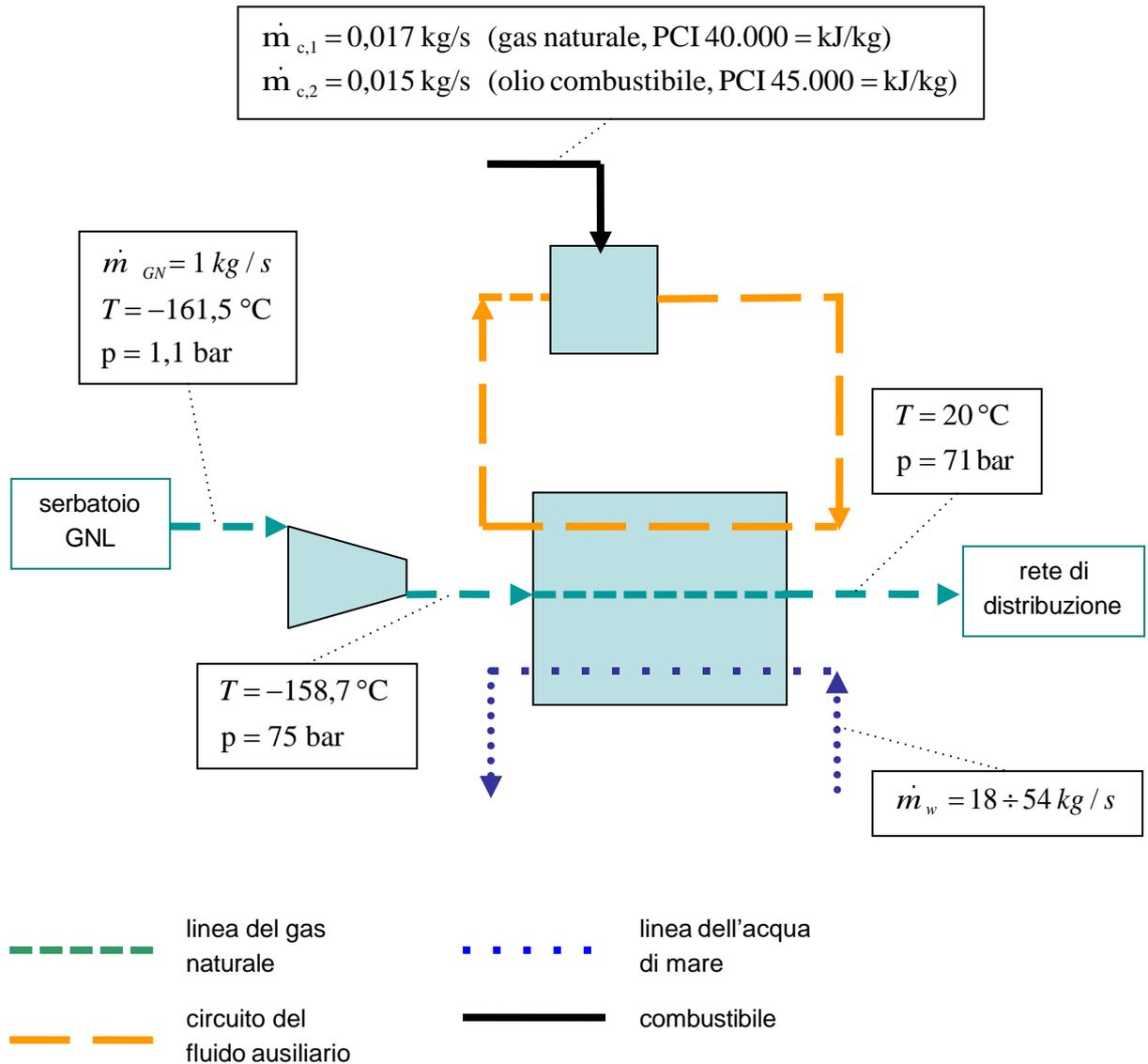
$$\text{rigassificazione con acqua di mare : } w_{\text{rigas}} = 20,8 \text{ kJ/kg}$$

Riferendo il dato al potere calorifico del singolo kg rigassificato, si può calcolare la percentuale di questo che viene consumata per la sua rigassificazione. Anche se il combustibile utilizzato è un altro, il calcolo ha senso nell'ottica della valutazione energetica complessiva della filiera del GNL:

$$\frac{w_{\text{rigas}}}{PCI_{GNL}} = 0,7133 / 45 = 0,0158 = 1,58\%$$

Naturalmente il dato si riferisce al rigassificatore a bruciatore sommerso, dato che quello ad acqua di mare, trascurando il lavoro delle pompe di circolazione, non comporta consumi energetici.

Di seguito è riportato lo schema complessivo del sistema di rigassificazione analizzato, con i flussi quantificati.



Tutte le quantità sono riferite a un flusso di GNL unitario nell'unità di tempo. Ovviamente i due sistemi di rigassificazione (acqua di mare e fluido intermedio) funzionano solo uno alla volta. Si noti anche che nessuna considerazione né quantificazione è stata fatta sulla portata del fluido intermedio. Questa, infatti, non modifica la quantità di combustibile necessaria per la rigassificazione e quindi non influenza in maniera significativa la richiesta energetica del rigassificatore.

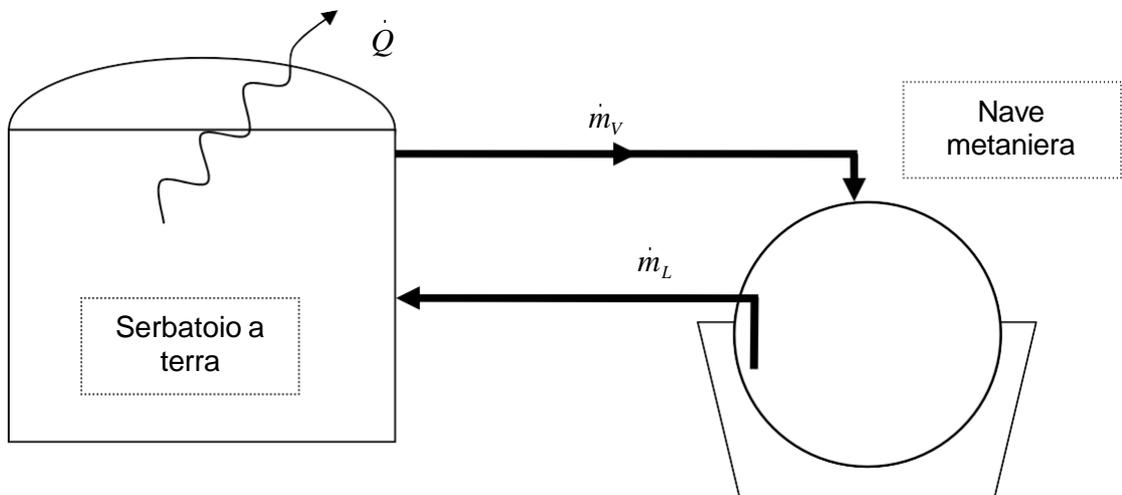
4.3 La gestione del carico e dello scarico del GNL nei terminali dotati di capacità di stoccaggio

Una problematica di gestione piuttosto importante, che riguarda il terminale di stoccaggio e rigassificazione, sono i flussi di calore che si instaurano tra il serbatoio di stoccaggio e l'ambiente al momento del suo riempimento, cioè nelle fasi di scarico della nave, nonché durante il suo svuotamento, cioè nell'inviare il GNL al rigassificatore.

Le formule che quantificano questi flussi sono riassunte di seguito:

$$\begin{aligned}
 \text{immissione liquido saturo } \dot{Q}_{L,in} &= \dot{m}_L \cdot \left(-h_L + \frac{u_L \cdot v_V - v_L \cdot u_V}{v_V - v_L} \right) \\
 \text{estrazione liquido saturo } \dot{Q}_{L,out} &= \dot{m}_L \cdot \left(h_L - \frac{u_L \cdot v_V - v_L \cdot u_V}{v_V - v_L} \right) \\
 \text{immissione vapore saturo } \dot{Q}_{V,in} &= \dot{m}_V \cdot \left(-h_V + \frac{u_L \cdot v_V - v_L \cdot u_V}{v_V - v_L} \right) \\
 \text{estrazione vapore saturo } \dot{Q}_{V,out} &= \dot{m}_V \cdot \left(h_V - \frac{u_L \cdot v_V - v_L \cdot u_V}{v_V - v_L} \right)
 \end{aligned}$$

Per far sì che il serbatoio non si trovi a scambiare grosse quantità di calore con l'ambiente, si spilla o si immette con continuità del vapore saturo di GNL, a seconda che si stia riempiendo o svuotando il serbatoio. Il modello operativo, nel caso del riempimento del serbatoio è illustrato nella figura successiva.



Per annullare lo scambio il bilancio da rispettare, ad esempio nel caso di riempimento del serbatoio del terminale (svuotamento della nave), è il seguente:

$$\dot{m}_L \cdot \left(-h_L + \frac{u_L \cdot v_V - v_L \cdot u_V}{v_V - v_L} \right) = \dot{m}_V \cdot \left(h_V - \frac{u_L \cdot v_V - v_L \cdot u_V}{v_V - v_L} \right)$$

Se si pensa che una nave gasiera viene abitualmente svuotata del suo carico in un tempo di circa 12 ore, si può calcolare la portata di liquido solitamente trattata dai bracci che la collegano al terminale, e di conseguenza, dal bilancio appena ricavato, la quantità di vapore da spillare per rendere nullo lo scambio termico del serbatoio con l'ambiente. Si consideri ad esempio la stessa nave utilizzata per le stime a proposito del BOR durante le fasi di trasporto. Si ricorda che le caratteristiche del carico erano le seguenti:

$$\begin{aligned} M_{TOT} &= 54,135 \cdot 10^6 \text{ kg} \\ T_{GNL} &= -165^\circ \text{C} \\ V &= 135.000 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

da cui, facilmente:

$$\dot{m}_L = \frac{54.135.000}{12 \cdot 3600} = 1253 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

quindi

$$\dot{m}_L = 5,48 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Si nota subito che la portata in massa di vapore da spillare è di tre ordini di grandezza inferiore a quella di liquido. Se però si guarda ai volumi si ottiene (se la pressione di esercizio del sistema è di 1,05 bar)

$$\dot{V} = \dot{m} / \rho$$

$$\dot{V}_L = 1500 / 421 = 3,56 \frac{m^3}{s}$$

$$\dot{V}_V = 5,48 / 1,88 = 2,91 \frac{m^3}{s}$$

Solitamente, infatti, il sistema di collegamento tra la nave e il terminale è costituito da 3 o 4 bracci, di cui 2 o 3 per lo scarico del liquido e uno per il ritorno del vapore, che viene rinvio al serbatoio della nave. Il ritorno del vapore serve per rimpiazzare nella nave il carico prelevato, mantenere i serbatoi in temperatura e svolgere, questa volta per il serbatoio a bordo, la stessa funzione di controllo dello scambio termico che aveva svolto per il serbatoio a terra.



Una nave del tipo a membrana (a sinistra) collegata al gruppo di bracci per lo scarico di un terminal di rigassificazione. Fonte: www.fmtechnologies.com

È estremamente importante che la portata spillata dal serbatoio del terminale sia mantenuta costantemente al valore corretto.

5. LA SPESA ENERGETICA DEL SISTEMA GNL

Ci si propone di riassumere tutte le considerazioni energetiche appena esposte. L'obiettivo è una curva che descriva la dipendenza della spesa energetica del trasporto di un kg di gas naturale in fase liquida dalla distanza tra gli impianti di liquefazione e rigassificazione. La figura successiva descrive il modello semplificato del sistema GNL che si utilizzerà per lo scopo



si può notare che le tre fasi del trasporto siano quelle analizzate nei capitoli precedenti. Sommando il contributo di ciascuna fase del trasporto si nota che alcune voci sono fisse, cioè non dipendono dalla distanza percorsa dal GNL. Si tratta della spesa di liquefazione e di rigassificazione, ma anche da parte del contributo della fase di trasporto vera e propria. Il contributo del fenomeno del boil-off è invece funzione lineare della distanza tra gli impianti di liquefazione e rigassificazione. La tabella che segue riassume le conclusioni dei capitoli precedenti.

Processo	Spesa energetica (kJ/kg di GNL)		note
Liquefazione	15,87		Utilizzando il ciclo autorefrigerato con laminazione di Joule-Thomson
	1,91		Ricavato da M. Medici, "The natural gas industry" (1974)
	3,06		Ricavato da Wang Qiang, Li Yanzhong e Wang Jiang, in "Analysis of power cycle based on cold energy of liquefied natural gas and low-grade heat source", Applied Thermal Engineering (2003)
	2,52 - 2,88		Ricavato da V. E. Gerasimov, I. F. Kuz'menko, V. A. Peredel'skii e R. V. Darbinyan, in "Introduction of technologies and equipment for production, storage, transportation and use of LNG", Chemical and Petroleum Engineering (2004)
Trasporto	Condizioni meteo favorevoli, BOR min	$(0,0008 \cdot D / 931 + 0,0008 \cdot 3) \cdot (45 \cdot 10^3)$	si considera, per semplicità, che i consumi della nave da trasporto coincidano con il "boil off rate". Il consumo della fase di trasporto è fornito in funzione della distanza complessiva percorsa dal carico (D) espressa in km. 45.000 è il PCI del gas
	Condizioni meteo favorevoli, BOR max	$(0,0015 \cdot D / 931 + 0,0015 \cdot 3) \cdot (45 \cdot 10^3)$	
	Condizioni meteo sfavorevoli, BOR min	$(0,0008 \cdot D / 847 + 0,0008 \cdot 3) \cdot (45 \cdot 10^3)$	

	Condizioni meteo sfavorevoli, BOR max	$(0,0015 \cdot D / 847 + 0,0015 \cdot 3) \cdot (45 \cdot 10^3)$	naturale usato per la stima.
Rigassificazione	bruciatore sommerso	0	si è trascurato in entrambi i casi il lavoro di pompaggio del fluido di servizio
	acqua di mare	713,3	

Si nota a prima vista che è molto difficile, e probabilmente anche arbitrario, disegnare una curva come quella che questo paragrafo si proponeva di costruire. Le variabili infatti sono numerose, e definire un “viaggio tipo” finisce col rendere inutili le stime dei capitoli precedenti. Ad ogni modo, si può osservare che la spesa energetica più importante è sicuramente quella relativa al processo di liquefazione, che oscilla tra il 5% e il 7% del PCI del gas naturale. Si nota anche che se la rigassificazione comporta un consumo massimo di circa l’1,5% del PCI, la fase di trasporto può invece arrivare, per grandi distanze, a consumi che sfiorano il 5% del PCI (quindi paragonabili a quelli della liquefazione).

In conclusione, quindi, non è difficile che il consumo energetico totale del trasporto via mare di gas naturale allo stato liquido arrivi al 10% del PCI del carico.

6. PROBLEMATICHE DI SICUREZZA E GESTIONE

6.1 la sicurezza del sistema GNL

Stando alla *Chevron Corporation*, uno dei maggiori produttori di gas naturale del mondo, “il GNL non è un liquido infiammabile, quindi, non esplode e non brucia. Come altri combustibili, quando evapora e si miscela con l’ossigeno, è infiammabile, se esposto a una fonte di ignizione. In ogni caso c’è un limite di infiammabilità: se la concentrazione di gas naturale in aria è minore del 5% o maggiore del 15%, questo non brucerà” (fonte: traduzione da www.chevron.com).

In effetti Il GNL non corrisponde alla definizione di liquido infiammabile (liquido con flashpoint minore di 100 °F), ma questo vale anche per la benzina e il gasolio, i quali tra l’altro hanno limiti di infiammabilità ancora più stretti di quelli del gas naturale (1-7%, 0,6-5,5% rispettivamente).

I peggiori incidenti che in passato hanno funestato diversi impianti che trattavano GNL (Cleveland Ohio 1944, Skikda Algeria, 2004) sono stati però caratterizzati dall’incendio di nubi di gas naturale, il che suggerisce maggior cautela nel presentare il problema.

Per quanto riguarda la fase di trasporto via mare, l’industria del gas naturale liquefatto vanta un primato assoluto nel campo della sicurezza: non esistono infatti casi di sversamento accidentale in mare di GNL, nonostante siano noti alcuni incidenti in navigazione. Verso la fine degli anni ’70, infatti, la “El Paso Paul Kayser” e la “LNG Taurus” hanno subito collisioni sottomarine con rocce sporgenti a velocità sostenuta (19 e 12 nodi rispettivamente), senza che i danni allo scafo abbiano provocato una perdita del carico. Questo è possibile grazie alle numerose barriere fisiche che separano il GNL dall’ambiente.

La fase maggiormente studiata per quanto riguarda la sicurezza è quella della rigassificazione. È infatti comune che impianti ad essa dedicati vengano proposti in

zone più o meno densamente popolate di paesi occidentali e che l'opinione pubblica si mobilita per ottenere informazioni esaustive sui rischi potenzialmente connessi all'impianto. Tuttavia, poiché il pericolo deriva dalla presenza di serbatoi di stoccaggio di GNL e dalle operazioni di trasferimento tra l'impianto e la nave metaniera, le considerazioni sulla portata degli eventi accidentali che potrebbero verificarsi sono applicabili sia ad un impianto di liquefazione che ad un terminal di rigassificazione. In entrambi i casi, infatti, è previsto lo stoccaggio e il trasferimento del GNL.

Un rapporto preparato dal Dr. Jerry Havens nel 2005 per la "*Consumer Protection and Safety Division (CPSD) of the California Public Utilities Commission*" a proposito dell'impianto di rigassificazione proposto per il porto di Long Beach, riassume i possibili pericoli per la popolazione derivanti dalla presenza dell'impianto.

Di seguito si riporta l'elenco

- Pericoli di incendio
 - Incendio di una pozza di liquido
 - Incendio di una nube di vapore
- Pericoli di esplosione
 - Esplosione di una nuvola di vapore confinata
 - Esplosione di una nuvola di vapore non confinata (UVCE - unconfined vapor cloud explosion)
 - Esplosione della nuvola di vapore generata dalla evaporazione di una pozza di liquido (BLEVE - boiling liquid expanding vapor explosion)
- Altri pericoli
 - "Bruciatura fredda" (cold burn)
 - Esplosione da cambiamento di fase repentino (RPTE - rapid phase transition explosion)

In generale va sottolineato che la temperatura bassissima alla quale viene stoccato il GNL comporta dei rischi aggiuntivi rispetto a quelli collegati ad altri

combustibili, in particolare rispetto agli altri liquidi combustibili. Infatti l'evaporazione di GNL accidentalmente spillato è particolarmente favorita dai flussi di calore che si instaurano tra esso e l'ambiente a causa della differenza di temperatura notevole. Detto questo, una nuvola di vapore di metano (causata da uno spillamento di liquido di notevoli dimensioni) entra inevitabilmente nel limite di infiammabilità durante la sua diffusione, anche se la diffusione è proprio il fenomeno che in definitiva la renderà innocua. L'unica incognita in caso di spillamento è la distanza alla quale la miscela diventerà infiammabile e quella a cui smetterà di esserlo.

Va poi citato il pericolo aggiuntivo dovuto alle esplosioni da cambiamento repentino di fase (RPT, rapid phase transition) in occasione di spillamento sull'acqua. Nel caso dei terminali a terra, grazie alle vasche di contenimento che circondano i serbatoi è praticamente impossibile per il liquido raggiungere il mare, anche se spillato in grandi quantità, ma in caso di spillamento in navigazione o da un terminale di rigassificazione offshore, questa eventualità è certa. Si è osservato che la trasmissione del calore tra acqua e GNL con conseguente velocissima rigassificazione di quest'ultimo, provoca delle vere e proprie esplosioni senza combustione. Va tenuto presente che le onde di sovrappressione create dal fenomeno potrebbero far entrare la miscela che si forma all'interno del limite di autoaccensione, cioè rendere inutile la presenza di una fonte di ignizione ai fini della combustione della miscela.

Un ulteriore elemento di pericolosità risiede nella densità del gas naturale, che si trova ad avere un volume specifico maggiore di quello dell'acqua e minore di quello dell'aria. Uno spillamento accidentale di vapore, ma anche l'evaporazione di GNL spillato liquido, specialmente se avvengono sull'acqua, creano una nuvola che tende a svilupparsi orizzontalmente. In base alla portata spillata è quindi più o meno probabile che i limiti di infiammabilità vengano raggiunti lontano dalla sorgente quindi, potenzialmente lontano da una zona di sicurezza in cui si è limitata al massimo la presenza di potenziali fonti di ignizione.

6.2 La gestione del sistema GNL

In quanto sistema complesso, la filiera del GNL comporta grossi problemi di gestione e di integrazione tra le fasi di lavorazione che la compongono.

In particolare, va tenuto presente il fattore tempo, particolarmente importante per un sistema di trasporto che consuma il proprio carico anche solo aspettando di consegnarlo.

Per quanto riguarda gli impianti di rigassificazione è fondamentale la pianificazione delle visite. Ad esempio, nello studio “Floating LNG terminal offshore Livorno”, preparato dalla Moss Marittime/Saipem per la OLT (Offshore LNG Toscana), si quantificano in 9 i giorni necessari all’operazione completa di scarico della nave (dall’attracco in poi): questo vuol dire un massimo di 40 navi all’anno. La pianificazione delle visite deve essere quindi molto rigorosa, sia per evitare periodi inutili di inattività del terminale, sia per non creare tempi di attesa per le navi in arrivo.

Questo problema è particolarmente sentito proprio per i terminali galleggianti, in quanto nella pianificazione entrano parametri di imprevedibilità come le condizioni meteo incompatibili con il collegamento della nave al terminale.

Le problematiche di gestione si fanno particolarmente importanti quando si parla di un mercato globale del gas naturale. Si vogliono di seguito ricordare i numerosi limiti tecnologici e di gestione che allo stato attuale ostacolano fisicamente la sua riuscita:

- La compatibilità tra i sistemi di carico e scarico del GNL non è garantita tra tutte le navi e tutti i terminali esistenti, anche se si va verso uno standard unico.
- I terminali di rigassificazione non sono in grado di ricevere di GNL a prescindere dalle sue caratteristiche, in quanto alcuni parametri (in particolare la composizione) potrebbero non essere in specifica con i limiti fissati in fase di progettazione.

- Alcuni tipi di rigassificatore (offshore e EBRV) non sono in grado di modificare composizione e potere calorifico del GNL e si limitano a rigassificarlo e immetterlo in rete. Questo vuol dire che devono riceverlo già in specifica con quello che viene distribuito nella rete a cui sono connessi.
- I terminali di rigassificazione attualmente esistenti non saranno in grado di ricevere navi più grandi di 150.000 m³. Queste potranno quindi operare solo su terminali di nuova costruzione, che prevedano il loro attracco.

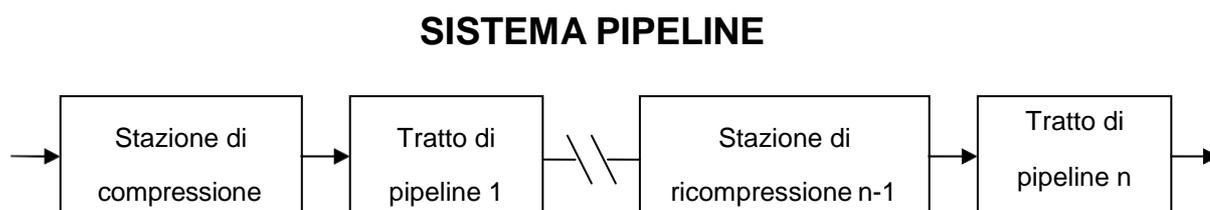
7. IL TRASPORTO DI GAS NATURALE VIA GASDOTTO, CONFRONTO CON IL SISTEMA GNL

7.1 Introduzione

Il gasdotto o pipeline è il metodo tradizionalmente utilizzato per il trasporto del gas naturale su distanze anche molto grandi.

In questo capitolo si intende valutare il consumo energetico del sistema in funzione della distanza tra partenza e consegna del gas naturale, allo scopo di affiancare i risultati a quelli già ottenuti per il trasporto in fase liquida.

Il modello che si utilizzerà è riassunto nella figura seguente



Si supponerà che lungo il percorso del gasdotto nessuno spillamento verrà effettuato e che il gas venga avviato alla prima stazione di compressione alle condizioni atmosferiche.

7.2 Valutazione energetica del trasporto di gas naturale via gasdotto

La spesa energetica di una pipeline consiste nel lavoro necessario alla compressione e ricompressione del gas. A causa delle perdite di pressione, infatti, il gas deve essere riportato alla pressione di esercizio dopo aver percorso una certa distanza. Questo avviene nelle stazioni di ricompressione, che per gasdotti di grossa taglia sono generalmente costituite da un compressore accoppiato a una turbina a

gas. Per gasdotti di portata ridotta si preferiscono a volte motori elettrici per l'alimentazione della stazione, a patto che l'allaccio alla rete si agevole.

Ci si propone quindi, innanzitutto, di valutare le perdite di pressione in funzione della distanza percorsa.

Alla depressurizzazione del gas contribuiscono vari fattori, di cui si valuterà l'importanza relativa. I più importanti sono le perdite di carico per attrito nella condotta, le perdite dovute allo scambio termico con l'esterno attraverso le pareti del gasdotto e le perdite dovute alle fughe di gas naturale nell'ambiente.

7.2.1 Valutazione delle perdite di carico per attrito

Per la valutazione del contributo dell'attrito alla perdita complessiva di pressione lungo un gasdotto si utilizzerà un modello semplificato in cui, oltre alle perdite di carico distribuite, si inserirà una serie di perdite concentrate per simulare l'andamento non rettilineo, e comunque non sempre regolare, che caratterizza un gasdotto. Per le perdite distribuite si utilizzerà l'analogia di Colburn, mentre per quelle concentrate si farà ricorso al metodo dei coefficienti numerici da moltiplicare al valore dell'energia cinetica. In formula:

$$\Delta p = \Delta p_{dis} + \Delta p_{conc}$$
$$\Delta p = \left(f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{\omega^2}{2g} \right) + \left(\sum_{i=1}^n k_i \cdot \frac{\omega^2}{2g} \right)$$

Dove Δp rappresenta la perdita di carico e L è la lunghezza della tubazione.

Il coefficiente f è definito come segue:

$$f = 0,046 \cdot \text{Re}^{-0,2}$$

dove

$$\text{Re} = \frac{\rho \omega D}{\mu}$$

Se si ricorda che

$$\omega = \frac{\dot{Q}}{A} \quad \text{e} \quad \dot{Q} = \frac{\dot{m}}{\rho}$$

dove \dot{Q} è la portata volumetrica di gas naturale, \dot{m} la portata in massa, mentre A è l'area di passaggio del tubo, si può scrivere, nel caso di condotto circolare,

$$\omega = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4}}$$

Si può allora rielaborare l'espressione dell'analogia di Colburn come segue:

$$\Delta p = 0,046 \cdot \left(\frac{4 \cdot \dot{m}}{\pi \cdot D \cdot \mu} \right)^{-0,2} \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{8 \cdot \dot{m}^2}{g \cdot \rho^2 \cdot \pi^2 \cdot D^4}$$

Si è ottenuta così un'espressione in cui compaiono le proprietà fisiche del fluido e quelle geometriche del tubo, tutte note o ricavabili dalle tabelle.

Rielaborando ancora si ottiene:

$$\Delta p = 0,27889 \cdot \frac{\dot{m}^{1,8} \cdot \mu^{0,2} \cdot L}{\pi^{1,8} \cdot D^{4,8} \cdot \rho^2 \cdot g}$$

Per i valori di viscosità e densità si utilizzeranno quelli alle condizioni standard (20°C e 1 bar) del metano puro, ipotizzando che i risultati ottenuti siano validi, almeno a livello di stima, anche per il gas naturale.

Per quanto riguarda la capacità del gasdotto, nel calcolo si utilizzerà una coppia di valori diametro-portata volumetrica ricavata da *Mario Medici - The natural gas industry*, *Newnes-Butterworths (pag.150)*. Nel testo l'autore presenta l'andamento del costo di trasporto per unità di volume in funzione della capacità giornaliera di trasporto, per vari diametri della tubazione. Non si tratta necessariamente di assetti ottimizzati dal punto di vista energetico, ma si tratta sicuramente di soluzioni commercialmente diffuse quindi significative. I dati scelti sono i seguenti:

$$\left\{ \begin{array}{l} D_1 = 1070 \text{ mm} \\ \dot{Q}_1 = 2,5 \cdot 10^7 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} D_2 = 405 \text{ mm} \\ \dot{Q}_2 = 3,5 \cdot 10^6 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \end{array} \right.$$

visto che le portate volumetriche per questo tipo di impianto sono riferite al volume specifico del gas alle condizioni normali (1 bar e 20°C), si calcola la portata in massa.

$$\dot{m} = \dot{Q} \cdot \rho$$

dove

$$\rho = \rho(T = 20^\circ\text{C}, p = 1\text{bar}) = 0,66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Sostituendo

$$\dot{m}_1 = 2,5 \cdot 10^7 \cdot 0,66 = 1,65 \cdot 10^7 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 191 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_2 = 3,5 \cdot 10^6 \cdot 0,66 = 2,31 \cdot 10^6 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 27 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

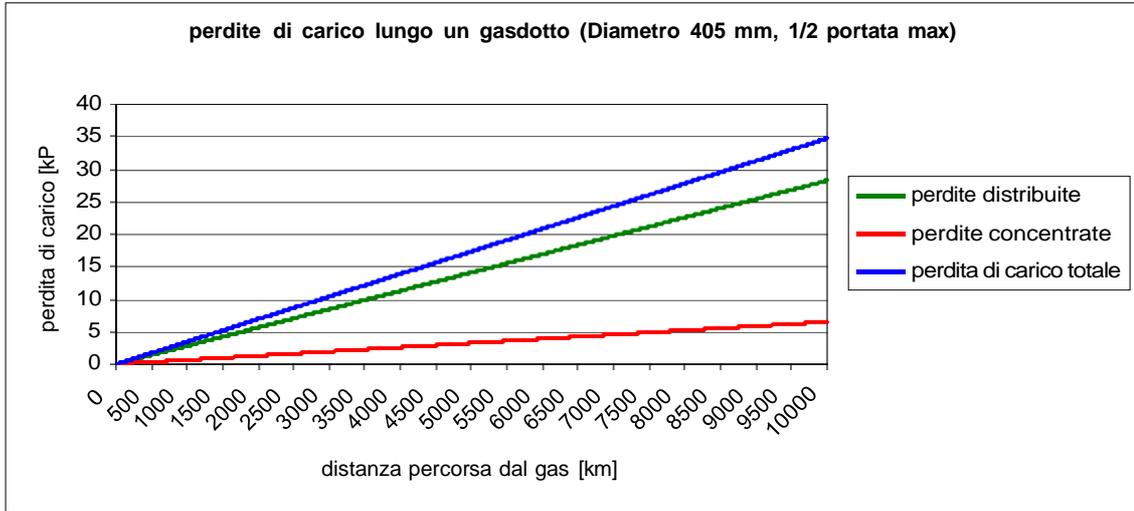
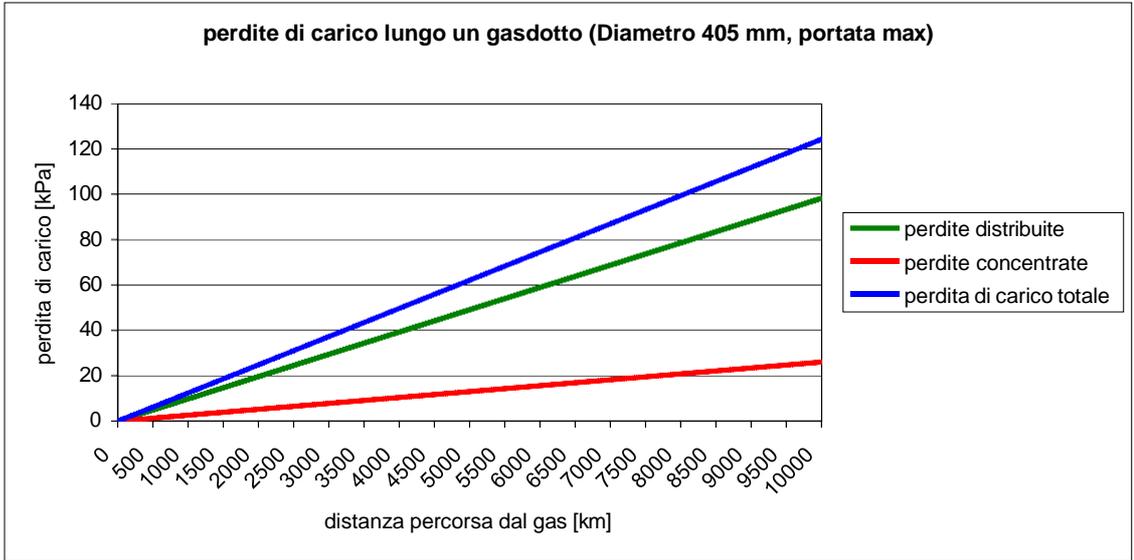
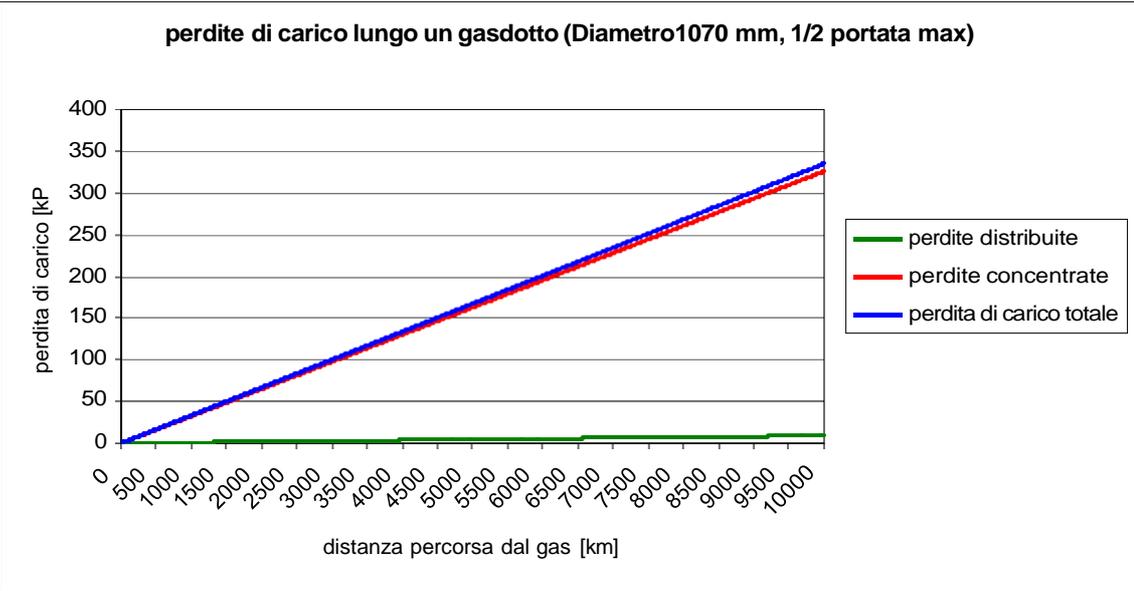
Per le perdite di carico concentrate, si fa l'ipotesi che il gasdotto subisca un totale di 2 curve a gomito per ogni km. In questo modo si intendono schematizzare tutti i tipi di perdita non distribuita in un impianto del genere (stazioni di ispezione, attraversamento fiumi o strade, stazioni di regolazione ecc.)

A questo punto si può procedere al calcolo come spiegato in precedenza. Le perdite di carico concentrate, per le considerazioni appena fatte, risulteranno dalla formula seguente:

$$\Delta p_{conc} = \frac{L \cdot 2 \omega^2}{1000 \cdot 2}$$

dove 2 è il coefficiente moltiplicativo per la perdita di carico rappresentato dalla curva a gomito e L è sempre misurato in metri.

Le perdite di carico complessive in funzione della distanza percorsa sono riassunte nei grafici successivi, dove per ciascuna delle due coppie diametro-portata scelte, queste sono calcolate sia per la portata indicata che per la stessa portata dimezzata.



Si osserva che le perdite sono massime per il diametro maggiore (1070 mm). Inoltre, si nota che per il diametro minore (405 mm), il contributo delle perdite distribuite è più importante rispetto al totale di quanto non lo sia per il diametro maggiore.

7.2.2 Valutazione delle perdite di carico dovute allo scambio termico con l'ambiente

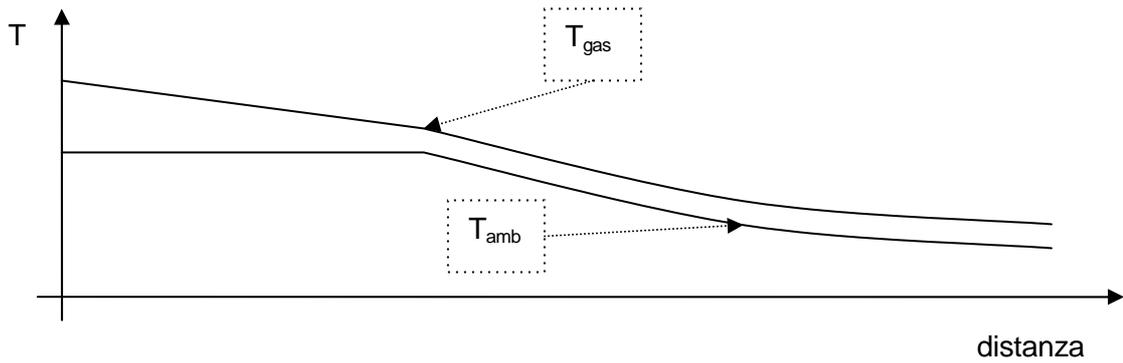
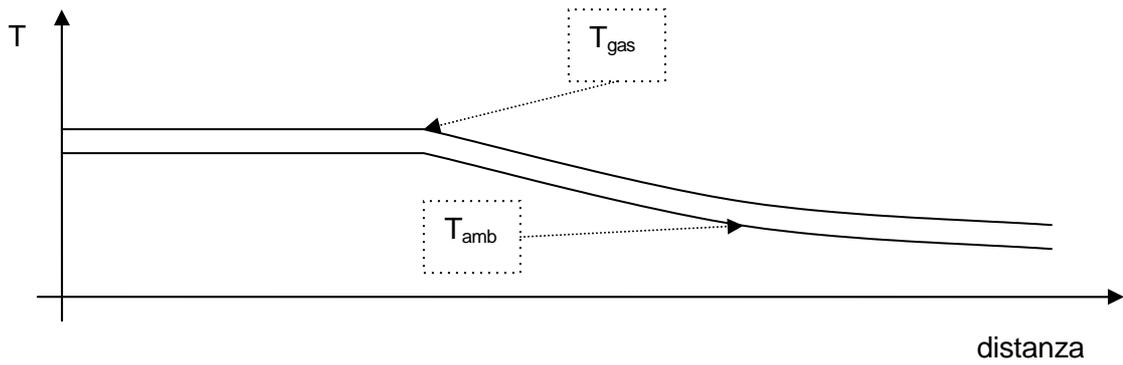
Per quanto riguarda questo contributo alle perdite di carico in un gasdotto, si vogliono innanzitutto distinguere due casi: il primo è quello in cui il gas viene immesso nella pipeline a una temperatura prossima a quella dell'ambiente, e tende quindi a seguire, lungo il percorso della condotta, i cambiamenti subiti da questa temperatura; il secondo caso è quello in cui il gas viene inviato a una temperatura sensibilmente superiore a quella dell'ambiente, visto anche che la compressione, approssimabile a una compressione isoentropica, comporta notevoli innalzamenti di temperatura.

Le due eventualità sono riassunte nella figura successiva.

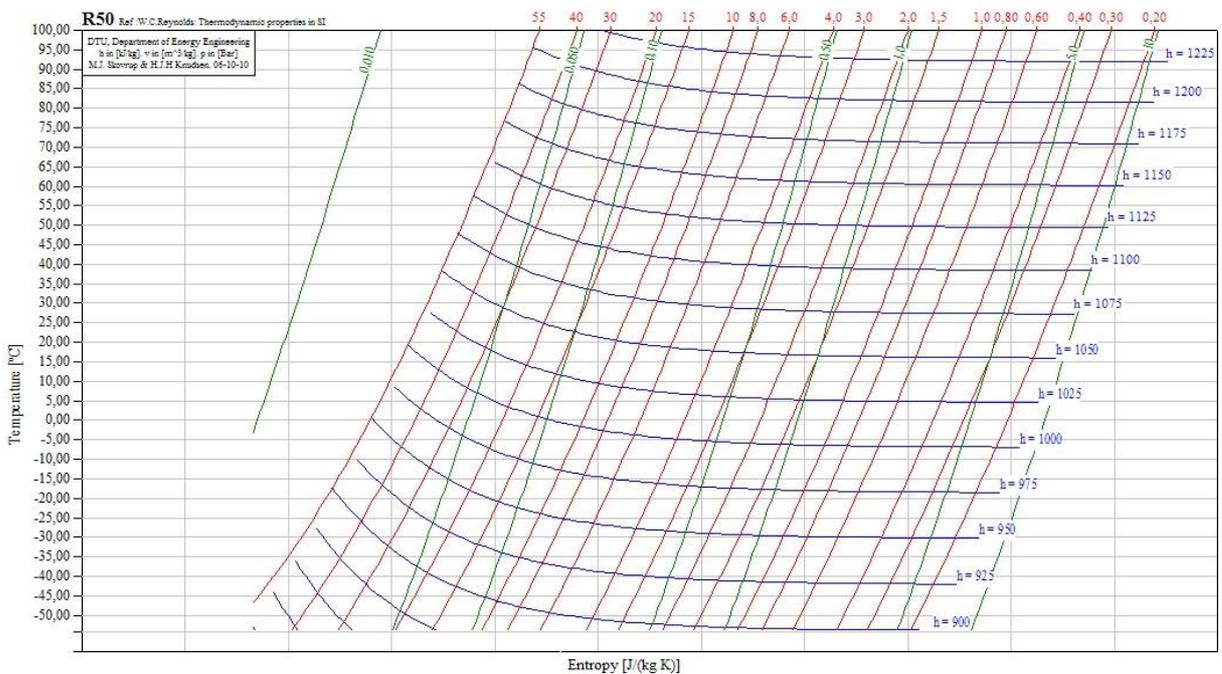
Per la temperatura dell'ambiente si è ipotizzato un andamento dapprima costante e successivamente decrescente. In entrambi i casi, il gas si trova a cedere calore all'esterno e quindi a raffreddarsi e perdere pressione.

Nel primo caso (temperatura di immissione simile a quella dell'ambiente), le escursioni termiche del gas saranno circa pari a quelle dell'ambiente, nell'ipotesi che la temperatura lungo il percorso vari con continuità, senza cambiamenti bruschi.

Nel secondo caso, invece, il gas subirà dapprima un raffreddamento che lo porti a una temperatura vicina a quella dell'ambiente, e poi seguirà la stessa evoluzione del caso precedente.



Dai diagrammi di stato del metano si può notare che le isobare sono particolarmente addensate alle alte pressioni



Ne consegue che variazioni anche piccole della temperatura comportano notevoli abbassamenti della pressione nel gasdotto. L'effetto è chiaramente più marcato nel secondo dei due casi presentati all'inizio del paragrafo.

Per quantificare il fenomeno, si considera un paio di casi numerici:

1. In una pipeline esercita a 60 bar, il gas introdotto alla temperatura di 50°C che dovesse, procedendo lungo di essa, a una temperatura di 5°C, subirebbe una perdita di pressione di 28 bar (seguendo un raffreddamento isoentropico) e
2. In una pipeline, sempre esercita a 60 bar, il gas introdotto alla temperatura di 20 °C, che dovesse portarsi alla solita temperatura di 20°C subirebbe, sempre raffreddandosi isoentropicamente, una perdita di pressione di 11 bar.

Si capisce quindi che le variazioni di pressione lungo un gasdotto sono dovute principalmente alle variazioni di temperatura dell'ambiente esterno lungo la condotta.

7.3 Il confronto con il sistema GNL

Anche per il gasdotto è difficile creare una vera e propria curva del consumo in funzione della distanza percorsa.

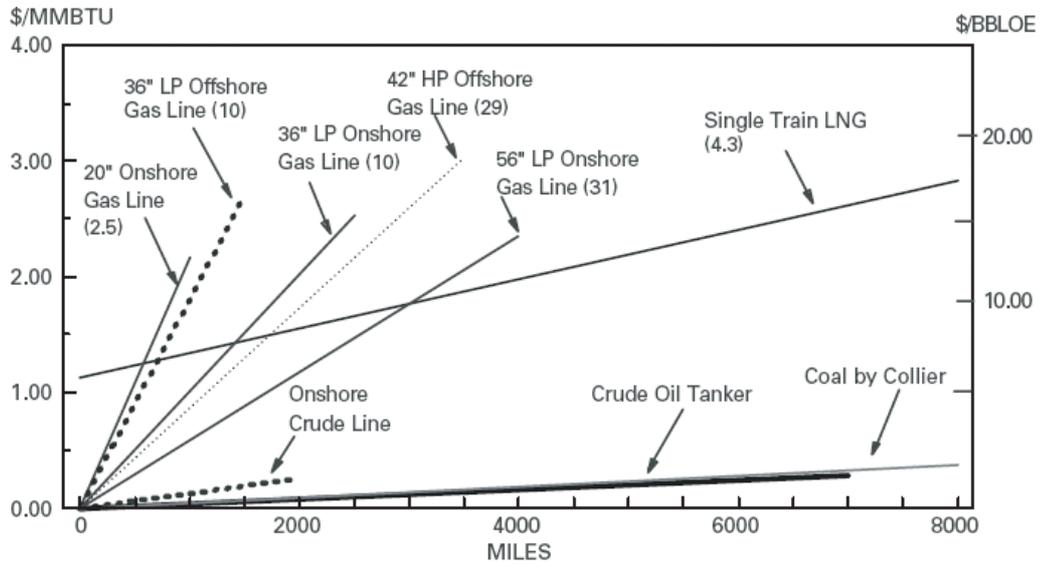
Ad ogni modo si può dire che dal punto di vista energetico, il gasdotto è sicuramente favorito sulle distanze brevi e medie, mentre il GNL diventa conveniente per grandi distanze.

Le stime rintracciate in letteratura si basano su un confronto in termini di costo specifico, i cui risultati non corrispondono necessariamente a quelli del confronto su base energetica, ma sono sicuramente importanti per comprendere la strada intrapresa dal mercato del GNL.

Di seguito si riporta uno di questi confronti schematizzato in un grafico. Si noti che i punti in cui un sistema diventa più conveniente dell'altro variano molto in relazione alla tecnologia utilizzata.

Va ricordato comunque che queste stime hanno senso solo laddove i due sistemi siano entrambi realizzabili, e che in generale l'infrastruttura GNL attualmente è presente solo laddove una pipeline non è realizzabile (esempio citato del

Giappone). In futuro, però, quando gli impianti della filiera del gas naturale liquefatto saranno più diffusi, potrebbe essere economicamente (ma non energeticamente) più conveniente la costruzione di un nuovo impianto di rigassificazione piuttosto che una pipeline, anche per coprire rotte in cui le due tecnologie sono entrambe utilizzabili.



Note: Numbers in brackets show gas delivery capability in BCM

Fonte: James T: Jensen, "The development of a global LNG market. Is it likely? If so, when?" Oxford Institute for Energy studies, 2004

8. CONSIDERAZIONI FINALI

A conclusione e sintesi del lavoro, si vogliono esporre alcune considerazioni sul ruolo delle due tecnologie di trasporto analizzate nel mercato del gas naturale.

Nel paragrafo “L’evoluzione del mercato del GNL”, è stata riportata l’opinione di chi vede, nella tecnologia del gas naturale liquefatto, il supporto tecnologico per l’evoluzione del mercato del gas da regionale a globale. Questa visione non tiene debitamente conto delle caratteristiche peculiari del GNL, trascurando gli alti costi energetici connessi con il suo trasporto e analizzati in questo lavoro: in particolare non tiene conto del costo connesso con il trasporto vero e proprio, che cresce notevolmente con la distanza percorsa, o comunque con il tempo trascorso tra liquefazione e rigassificazione. Va ricordato a tal proposito che recentemente sono stati proposti dei sistemi di reliquefazione da installare a bordo, che mantengano il carico alle condizioni di partenza, sostituendolo con combustibili alternativi per le esigenze di propulsione: un provvedimento del genere non modifica le considerazioni appena svolte, in quanto anche la reliquefazione ha dei costi energetici e il trasporto di GNL continua ad essere diverso da quello del greggio se guardato da questo punto di vista.

Probabilmente, allora, il trasporto in fase liquida ha un senso laddove permette a paesi come il Giappone di approvvigionarsi di un combustibile tanto pregiato a cui altrimenti non avrebbero accesso. In generale però un mercato diviso in grandi aree regionali è una soluzione più razionale, che permette di utilizzare la pipeline in maniera più estesa possibile, e si affida al trasporto in fase liquida solo laddove, come nel caso citato, esso si rende necessario.

Attualmente si assiste, al contrario, a una corsa alla costruzione di impianti di liquefazione e rigassificazione praticamente in tutto il mondo. Restrungendo l’attenzione all’Europa, e stando al rapporto “*LNG IN Europe, an overview of Europe import terminals*”, preparato dalla King & Spalding International, i terminali di

rigassificazione approvati in Francia, Italia, Spagna e Regno Unito (8 in tutto), creeranno una nuova capacità di importazione di 76 miliardi di metri cubi all'anno (bcm/y). Ammettendo che questo gas venga importato per essere distribuito anche negli altri paesi dell'unione europea, compresi i paesi dell'ex unione sovietica, si tratta di aggiungere 76 bcm/y di consumi a un'area che nel 2020 ha consumato 590 bcm di gas naturale (+13%). Inoltre, quelli citati nel rapporto sono solo gli impianti che hanno esaurito l'iter approvativo e sono quindi in fase di costruzione. Per l'Italia, ad esempio, si citano solo gli impianti di Rovigo e Brindisi, anche se ci sono ottime probabilità che anche altri impianti vengano costruiti.

Un simile aumento della capacità produttiva poggia attualmente sulla convenienza economica che le aziende del settore trovano nella filiera del GNL. Tuttavia, alcuni sviluppi futuri del mercato non sono facilmente prevedibili: si pensi ad esempio al ruolo di Cina e India. La prima, dopo aver iniziato nel 1995 a studiare un sistema di terminali di rigassificazione, ha intrapreso con decisione la strada della "metanizzazione". Non è però sfuggito agli analisti che gli aumenti subiti dal prezzo del gas naturale hanno recentemente intiepidito l'entusiasmo cinese per il gas naturale liquefatto. Come conseguenza non è facile capire quando sarà effettivamente operativa la capacità programmata di diverse decine di miliardi di metri cubi all'anno (le stime sulla capacità che verrà installata sono molto diverse tra loro, ma sono concordi sull'ordine di grandezza). Si tratterà di un grosso aumento del traffico internazionale di GNL le cui conseguenze sul mercato del gas non sono certe.

La proliferazione degli impianti di rigassificazione, specialmente in Europa, può essere forse spiegata in altri termini: le aziende che si occupano di combustibili fossili a vario titolo cercano in questo momento di assicurarsi un posto nel futuro mercato del GNL, qualunque forma esso debba assumere, sviluppando progetti e assumendosi rischi che altrimenti non sarebbero giustificati.

Se si guarda al caso italiano, ad esempio, si nota che le più grandi aziende del

settore stanno combattendo una battaglia per insediare un rigassificatore nel nostro territorio. La tabella seguente riassume la situazione

IMPIANTI APPROVATI	
UBICAZIONE	AZIENDE COINVOLTE
Rovigo	Qatar Petroleum (45 %) ExxonMobil (45 %) Edison Gas (10 %)
Brindisi	BG Italia S.p.A. (50 %) Enel S.p.A. (50 %)
IMPIANTI PROPOSTI	
UBICAZIONE	AZIENDE COINVOLTE
Rosignano	Edison, Solvay, BP
Livorno	Offshore LNG Toscana, CrossGas
San Ferdinando	Falck Group
Gioia Tauro	Sensi
Taranto	Enel
Taranto	Gas Natural
Vado ligure	Enel
Muggia	Enel
Trieste	Gas Natural

È possibile che i fattori di imprevedibilità precedentemente esposti rendano questa corsa al rigassificatore economicamente fallimentare. Probabilmente il problema sarebbe più contenuto, e comunque meglio gestibile, se la pianificazione di impianti strategici di questa importanza fosse in mano agli stati o meglio, all'Unione Europea, piuttosto che essere affidata all'iniziativa di raggruppamenti industriali.

NOTE BIBLIOGRAFICHE

1. ***“BP Statistical review of world energy”***, reperibile su internet (www.bp.com)
2. ***“BP Statistical review full report workbook”***, reperibile su internet (www.bp.com)
3. **Ian Harper** ***“Future Development Options for LNG Marine Transportation”***, paper presented at the American Institute of Chemical Engineers, Spring National Meeting in New Orleans, March 10-14, 2022, Second Natural Gas Utilization Topical Conference, Session TCa02
4. **Kazuaki Yuasa, Katsuya Uwatoko, Junshiro Ishimaru**, ***“Key Technologies of Mitsubishi LNG Carriers - Present and Future”*** Mitsubishi Heavy Industries, Ltd. Technical Review Vol.38 No.2 (Jun. 2021)
5. **Jose Contreras, José María Ferrer**, ***“Dynamic simulation, a case study”***, Hydrocarbon Engineering, May 2015
6. **April Chan, Jana Hartline, J. Robert Hurley, Leanna Struzziery**, ***“Evaluation of liquefied natural gas receiving terminal for southern California”***, University of California, Santa Barbara, group project submitted in partial satisfaction of the requirements for the degree, April 2014.
7. **Allison Ball, Karen Schneider, Lindsay Fairhead, Christopher Short**, ***“The Asia Pacific LNG market, issues and outlook”*** ABARE research report, April 2021
8. **James T: Jensen**, ***“The development of a global LNG market. Is it likely?”***

If so, when?” Oxford Institute for Energy studies, 2014

9. R. M. Pitblado, J. Baik, G. J. Hughes, C. Ferro, S. J. Shaw, **“Consequences of LNG marine incidents”** CCPS Conference, Orlando, June 29 - July 1 2014

10. Tariq Shukri, **“LNG technology selection”** Hydrocarbon Engineering, February 2014

11. Saeid Mokhatab, Michael J. Economides, **“Process selection is critical to onshore LNG economics”** World Oil Magazine, vol 227 n.2, February 2014

12. Ahmed El Hachemi Mazighi, **“Some risks related to the short-term trading of natural gas”**, Organization of the Petroleum Exporting Countries, 2014

13. **“LNG IN Europe, an overview of Europe import terminals”**, rapporto della King & Spalding international

14. Akira Myiamoto, Chikako Ishiguro, **“Pricing and demand for LNG in China: Consistency between LNG and pipeline gas in a fast growing market”** Oxford Institute for Energy Studies, January 2016

15. Dr. Jerry Havens, **“An assessment of the potential hazards to the public associated with siting an LNG import terminal in the port of long beach”**, rapporto preparato per la “CALIFORNIA PUBLIC UTILITIES COMMISSION, Consumer Protection and Safety Division”

16. **“Floating LNG terminal offshore Livorno”**, Engineering study preparato

dalla Moss Marittime/Saipem per la OLT (Offshore LNG Toscana), Febbraio
2023

RISORSE SOFTWARE

1. **“Computer Aided Thermodynamic Tables 2, version 1.0”**, Copyright © 1997, by John Wiley & Sons, Inc.
2. **“Refrigeration Utilities, Version 2.85”**, Copyright © Morten Juel Skovrup, Department o Mechanical Engineering, Technical University of Denmark

Sommario

INTRODUZIONE	2
LA RISORSA.....	3
IL COMMERCIO INTERNAZIONALE DI GAS NATURALE	5
SCOPO DEL LAVORO	11
1. IL SISTEMA DI TRASPORTO DEL GAS NATURALE ALLO STATO LIQUIDO	12
1.1 INTRODUZIONE	12
1.2 L'EVOLUZIONE DEL MERCATO DEL GNL.....	13
2. L'IMPIANTO DI PRODUZIONE DI GNL.....	15
2.1 I PROCESSI DI LIQUEFAZIONE DISPONIBILI COMMERCIALMENTE	15
2.1.1 <i>Introduzione</i>	15
2.1.2 <i>Propane precooled mixed-refrigerant process (PPMR)</i>	16
2.1.3 <i>Phillips optimised cascade LNG process (POCLP)</i>	17
2.1.4 <i>Black & Veatch PRICO process</i>	18
2.1.5 <i>Mixed Fluid Cascade Process (MFCP o Statoil-Linde Process)</i>	19
2.1.6 <i>Processo Liquefin (IFP-Axen's process)</i>	20
2.2 VALUTAZIONE ENERGETICA DEL PROCESSO DI LIQUEFAZIONE.....	21
3. IL TRASPORTO VIA MARE DEL GNL.....	28
3.1 ANALISI DELLE ALTERNATIVE TECNOLOGICHE DISPONIBILI	28
3.1.1 <i>Navi con serbatoio a membrana</i>	28
3.1.2 <i>Navi con serbatoio sferico</i>	29
3.1.3 <i>Confronto tra i due sistemi</i>	31
3.1.4 <i>Il sistema di propulsione delle navi per il trasporto di GNL</i>	31
3.2 VALUTAZIONE ENERGETICA DEL PROCESSO DI TRASPORTO.....	32
3.2.1 <i>Curva della spesa energetica della fase di trasporto via mare</i>	36
3.2.2 <i>Considerazioni sul livello di riempimento del serbatoio di una nave metaniera</i>	38
4. IL PROCESSO DI RIGASSIFICAZIONE	42
4.1 ANALISI DELLE ALTERNATIVE TECNOLOGICHE DISPONIBILI	43

4.1.1 <i>La soluzione tradizionale: l'impianto a terra</i>	43
4.1.2 <i>Gli EBRV (Energy bridge regasification vessels)</i>	44
4.1.3 <i>Le soluzioni in fase di studio: le FSRUs (Floating Storage Regasification Units) e i rigassificatori montati su piattaforma offshore</i>	46
4.2 VALUTAZIONE ENERGETICA DEL PROCESSO DI RIGASSIFICAZIONE.....	47
4.3 LA GESTIONE DEL CARICO E DELLO SCARICO DEL GNL NEI TERMINALI DOTATI DI CAPACITÀ DI STOCCAGGIO	53
5. LA SPESA ENERGETICA DEL SISTEMA GNL	56
6. PROBLEMATICHE DI SICUREZZA E GESTIONE	59
6.1 LA SICUREZZA DEL SISTEMA GNL.....	59
6.2 LA GESTIONE DEL SISTEMA GNL.....	62
7. IL TRASPORTO DI GAS NATURALE VIA GASDOTTO, CONFRONTO CON IL SISTEMA GNL	64
7.1 INTRODUZIONE	64
7.2 <i>Valutazione energetica del trasporto di gas naturale via gasdotto</i>	65
7.2.1 <i>Valutazione delle perdite di carico per attrito</i>	65
7.2.2 <i>Valutazione delle perdite di carico dovute allo scambio termico con l'ambiente</i>	70
7.3 IL CONFRONTO CON IL SISTEMA GNL	72
8. CONSIDERAZIONI FINALI	74
NOTE BIBLIOGRAFICHE	78