Politecnico di Torino

Corso di Laurea Magistrale in Ingegneria Energetica e Nucleare
A.a. 2023/2024
Sessione di Laurea Novembre 2023

Trattamento e trasporto dell'anidride carbonica catturata per lo stoccaggio geologico in giacimenti offshore in dismissione.

Progettazione preliminare.

Relatori:
Prof. Andrea Carpignano
Prof.ssa Raffaella Gerboni
Dott.ssa Anna Chiara Uggenti
Ing. Luca Portè

Candidato:
Riccardo Barbieri

A Maria Lampugnani

« Not everything that is faced can be changed,
but nothing can be changed until it is faced. »

James Arthur Baldwin

Sommario

Nel presente lavoro di tesi si propone l'ampliamento di un progetto già sviluppato riguardo la conversione di piattaforme offshore che, dopo essere giunte al termine della loro vita produttiva, vengono destinate all'iniezione in giacimento di anidride carbonica. In particolare, questo lavoro prevede l'ampliamento dei limiti di batteria del progetto di conversione già realizzato, verificando la compatibilità della condotta marina esistente al passaggio della CO_2 e realizzando una progettazione preliminare di una stazione di purificazione e compressione della CO_2 sulla terra ferma. Durante il lavoro di tesi, è stata svolta un'attenta analisi riguardo le peculiarità legate al trasporto di questa sostanza, evidenziando in prima battuta le differenze e criticità rispetto al trasporto di Gas Naturale, includendo opportuni riferimenti normativi. Successivamente, sulla base dei risultati ottenuti mediante analisi termofluidodinamica della sealine di collegamento tra la terraferma e la piattaforma, sono stati dimensionati i componenti dell'impianto di purificazione e compressione onshore. Nella stesura del lavoro si è cercato di presentare le informazioni e i risultati ottenuti attraverso un metodo che possa essere utilizzato come linea guida da seguire per il futuro sviluppo di un progetto di dettaglio, senza limitare l'applicazione del lavoro svolto al caso studio trattato in questo documento, ma rendendolo applicabile in linea generale alle piattaforme Oil & Gas attualmente presenti nel panorama italiano.

Abstract

In the present master thesis work is proposed an extension of a previous project for a possible offshore dismissing platforms reuse. In particular, through the energy transition process, the option under investigation explores a conversion of the existing platform to a station for the geological injection of carbon dioxide. This work consists of an enlargement of the battery limit for this conversion option, to verify the compatibility of the sealine for carbon dioxide transport, also providing a basic design and dimensioning of a purification and compression station located onshore, based on the result of a thermo fluid-dynamic study. The project drafting has been focused on presenting a guideline for future more detailed application, leaving a general conversion philosophy for the Italian Oil&Gas scenario.

Indice dei contenuti

1. INTRODUZIONE 1

1.1 CONTESTO DEL PROGETTO 2
1.2 SCOPO DEL LAVORO 3
1.3 APPROCCIO METODOLOGICO 3
1.4 STRUTTURA DEL LAVORO 4

2. ANIDRIDE CARBONICA: PROPRIETÀ, ASPETTI TECNOLOGICI E RICHIAMI NORMATIVI 5

2.1 NORMATIVA E STANDARD INTERNAZIONALI 5
2.2 CONSIDERAZIONI SUGLI ASPETTI NORMATIVI 8
2.3 PROPRIETÀ CHIMICO-FISICHE E DIAGRAMMA DI STATO 9
2.4 TIPOLOGIE DI CATTURA DELLA CO_2 DAI PROCESSI INDUSTRIALI 13
2.5 TIPOLOGIE DI TRATTAMENTO DELLA CO_2 CATTURATA DAI PROCESSI INDUSTRIALI 14
2.6 CRITICITÀ NEL TRASPORTO DELLA CO_2 15
2.7 CONTESTO INTERNAZIONALE ED APPLICAZIONI 24
2.8 CONSIDERAZIONI FINALI SU ASPETTI CRITICI NEL TRASPORTO DELLA CO_2 24

3. DEFINIZIONE DEL CASO STUDIO E IPOTESI DI PROGETTO 27

3.1 FILOSOFIA DI PROGETTO 27
3.2 METODOLOGIA SEGUITA PER L'ANALISI 27
3.3 DIAGRAMMA A BLOCCHI 28
3.4 SITO DI RIFERIMENTO 28

4. VERIFICA DELLA PIPELINE 33

4.1 CONDOTTA SOTTOMARINA (SEALINE) DI RIFERIMENTO 33
4.2 MODELLAZIONE DELLE PROPRIETÀ DELLA CO_2 37
4.3 MODELLO FLUIDODINAMICO 37
4.4 MODELLO TERMICO 41
4.5 RISULTATI ANALISI TERMOFLUIDODINAMICA 44
4.6 VALUTAZIONE NORMATIVA 46
4.7 CONSIDERAZIONI SULLA COMPATIBILITÀ ALLA CONVERSIONE 48

5. BASIC DESIGN TRATTAMENTO E COMPRESSIONE DELLA CO_2 51

5.1 DEFINIZIONE DEI PARAMETRI OPERATIVI DELL'IMPIANTO 51
5.2 DESCRIZIONE DEL PROCESSO 55
5.3 UNITÀ DI COMPRESSIONE 56
5.4 UNITÀ DI DEIDRATAZIONE 60
5.5 UNITÀ DI COMPRESSIONE AUSILIARIA E RICARICA 63
5.6 SOSTANZE UTILIZZATE 63
5.7 LOGICA DI CONTROLLO 63
5.8 SISTEMI AUSILIARI D'IMPIANTO 65
5.9 SISTEMI DI SICUREZZA D'IMPIANTO 65
5.10 MANUTENZIONE 66
5.11 CONSIDERAZIONI FINALI SUL PROGETTO DI CONVERSIONE 68

6. CONCLUSIONI 71

BIBLIOGRAFIA 73

ALLEGATI 77

RINGRAZIAMENTI 103

Indice delle Figure

Figura 1: Concentrazione atmosferica di CO_2 nel corso della storia [1] 1
Figura 2: Ubicazione delle aree di stoccaggio Europee con la relativa capacità [4] 2
Figura 3: Diagramma a blocchi del sistema in esame 4
Figura 4: Schema di dipendenza tra i documenti utilizzati 8
Figura 5: Tabella di categorizzazione dei fluidi secondo ISO 13623[14] 10
Figura 6: Diagramma di stato della CO_2 pura[26] 11
Figura 7: Densità in massa della CO_2 in funzione di temperatura e pressione [8] 11
Figura 8: Effetto delle impurità nella CO_2 rispetto al Gas Naturale[8] 12
Figura 9: Differenti tecniche di cattura della CO_2[28] 13
Figura 10: Differenti tecnologie e metodi di cattura della CO_2[28] 13
Figura 11: Concentrazione di CO_2 nei progetti di trasporto di pipeline esistenti[11] 16
Figura 12: Tabella A.1 ISO 27913 con indicazioni sui livelli delle principali impurità della CO_2[15] 17
Figura 13: Tabella con informazioni riguardo la tipologia di acciai compatibili con la presenza o meno di acqua nel flusso di CO_2[16] 18
Figura 14: Fattori per il calcolo dello stress circonferenziale ammissibile per pipeline onshore [8] 18
Figura 15: Fattori per il calcolo dello stress circonferenziale ammissibile per pipeline offshore [8] 18
Figura 16: Possibile cambiamento di fase durante depressurizzazione da rottura o perdita[26] 19
Figura 17: Relazione tra la velocità di depressurizzazione e velocità di propagazione della frattura lungo la parete della condotta[8] 20
Figura 18: Controllo di propagazione della frattura[8] 20
Figura 19: Rappresentazione del Battelle Two-Curve-Method[11] 22
Figura 20: Diagramma a blocchi del sistema in esame 28
Figura 21: Vista laterale della piattaforma GREEN1 29
Figura 22: Posizione piattaforme offshore italiane [37] 30
Figura 23: Classificazione sismica dei comuni dell'Emilia-Romagna[39] 30
Figura 24: Diagramma a blocchi del sistema – Sealine 33
Figura 25: Sezione condotta posata sul fondale e appesantita con calcestruzzo 35
Figura 26: Sezione condotta fissata al fondale con sistema di ancoraggio 36
Figura 27: Sezione condotta sepolta nel fondale sabbioso 36
Figura 28: Densità CO_2 in funzione dei parametri operativi di interesse 37
Figura 29: Modello della condotta 40
Figura 30: Rappresentazione delle resistenze termiche 43
Figura 31: Distribuzione di Pressione lungo la condotta marina 44
Figura 32: Distribuzione di Temperatura lungo la condotta marina 45
Figura 33: Diagramma di stato della CO_2 e trasformazione nella condotta 46
Figura 34: Spessore della condotta in funzione del diametro [15] 47
Figura 35: Diagramma a blocchi del sistema - Stazione di compressione e trattamento onshore 51

Figura 36: Diagramma a blocchi del processo di Carbon Capture and Storage nel caso di tecnologia di Post-Combustion [47] 52
Figura 37: Confronto del contenuto di acqua satura tra anidride carbonica e metano al variare della pressione [52] 53
Figura 38: Configurazioni tipiche di sistemi di compressione e deidratazione di Gas Naturale e Anidride Carbonica [52] 54
Figura 39: Viscosità del TEG al variare della Temperatura del TEG in applicazioni CO_2 [52] 55
Figura 40: Diagramma a blocchi del sistema - parametri operativi 56
Figura 41: Compressore centrifugo Integrally Geared multistadio interefrigerato [56] 56
Figura 42: Numero di Mach massimo per la stima del numero di stadi di compressione [55] 57
Figura 43: Package di deidratazione con TEG [62] 61
Figura 44: Contactor Glicole - CO_2 64
Figura 45: Rigeneratore 64
Figura 46: Surge Drum iniezione glicole 65
Figura 47: Refrigeratore glicole 65
Figura 48: Pig all'interno di una condotta marina [66] 67
Figura 49: Diagramma a blocchi del progetto di conversione completo dell'Opzione 3 68
Figura 50: Layout impianto di compressione e trattamento onshore 68

Indice delle Tabelle

Tabella 1: Elenco di standard tecnici e norme 6
Tabella 2: Dettagli sui contenuti dei documenti utilizzati 9
Tabella 3: Proprietà dell'anidride carbonica pura [8] 10
Tabella 4: Proprietà fisiche glicoli [29] 14
Tabella 5: Piano di ispezione utilizzato dalla Dakota Gasification Company [11] 23
Tabella 6: Dati tecnici della condotta marina (sealine) [7] 33
Tabella 7: Coefficienti perdite di carico localizzate [43] 39
Tabella 8: Conducibilità termiche dei materiali [45] 43
Tabella 9: Data collection per aspetti e conseguenze specifiche della CO_2 48
Tabella 10: Proprietà del flusso di CO_2 in uscita dall'impianto di compressione e trattamento onshore 51
Tabella 11: Composizione del flusso di CO_2 da impianto di cattura post-combustion [48] 52
Tabella 12: Proprietà del flusso di CO_2 catturata in ingresso all'impianto di compressione e trattamento onshore 52
Tabella 13: Specifiche package di compressione 59
Tabella 14: Parametri del flusso di CO_2 in uscita dell'unità di compressione 60
Tabella 15: Specifiche package di deidratazione 62
Tabella 16: Specifiche package di compressione ausiliario [60] 63
Tabella 17: Azioni per l'arresto di emergenza del sistema 66
Tabella 18: Bilancio energetico delle unità progettate 69

1. Introduzione

A partire dall'epoca preindustriale, durante il 18° secolo, le attività umane hanno innalzato il contenuto atmosferico di anidride carbonica del 50%. Solo negli ultimi anni è stato registrato un aumento significativo della concentrazione atmosferica di CO_2, passando da 365 ppm (parti per milione) nel 2002, ad un valore pari a 420 ppm (2023)[1].

Il continuo aumento delle emissioni di CO_2 che hanno caratterizzato gli ultimi decenni, ha portato la società moderna a dover fronteggiare un processo di cambiamento climatico senza precedenti.

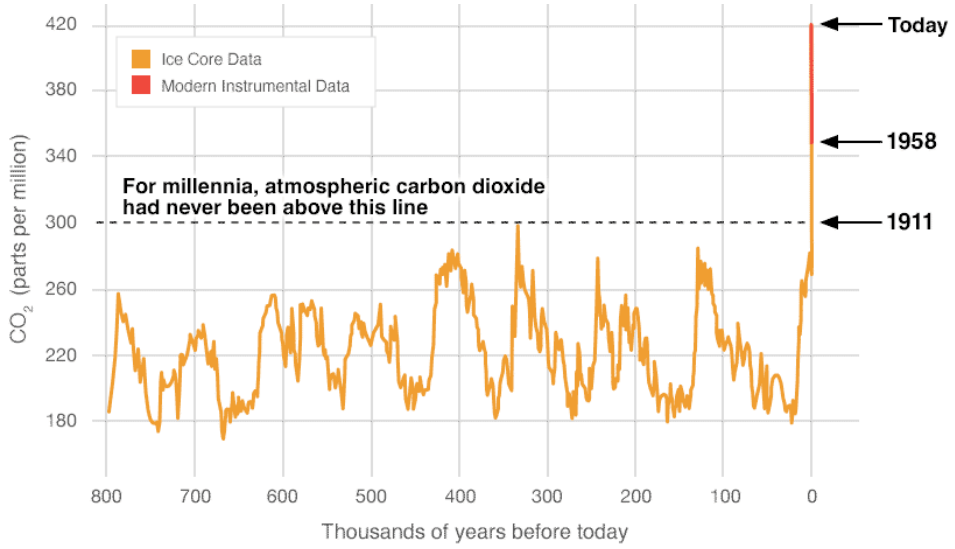


Figura 1: Concentrazione atmosferica di CO_2 nel corso della storia [1]

In Figura 1 viene rappresentata l'evoluzione della concentrazione di CO_2 atmosferica nel corso dei millenni per meglio comprendere l'impatto che l'attività dell'uomo ha sull'atmosfera e sul cambiamento climatico.

Il protocollo di Kyoto è uno dei più importanti strumenti giuridici internazionali volti a fronteggiare questo problema; è il primo accordo contenente gli impegni dei paesi industrializzati a ridurre le emissioni di alcuni gas ad effetto serra, stabilendo obiettivi vincolanti e quantificabili [2].

I settori principalmente responsabili delle emissioni di CO_2 sono i seguenti [3]:

- produzione di energia (42%);
- industria (26%);
- trasporti (23%);
- costruzioni (9%).

Con lo scopo di abbattere le emissioni delle centrali a combustibili fossili attualmente attive, l'utilizzo di opportune tecnologie di Carbon Capture rende possibile il sequestro dell'anidride carbonica dai processi ed il successivo stoccaggio o utilizzo della sostanza.

È evidente come le tecnologie di cattura e stoccaggio del biossido di carbonio siano strumenti essenziali per ridurre e controllare le emissioni globali di anidride carbonica; in particolare lo stoccaggio geologico è un metodo efficace per l'accumulo permanente di anidride carbonica in profondità, poiché permette di sfruttare i grandi volumi dei giacimenti esistenti attraverso un processo di conversione degli stessi.

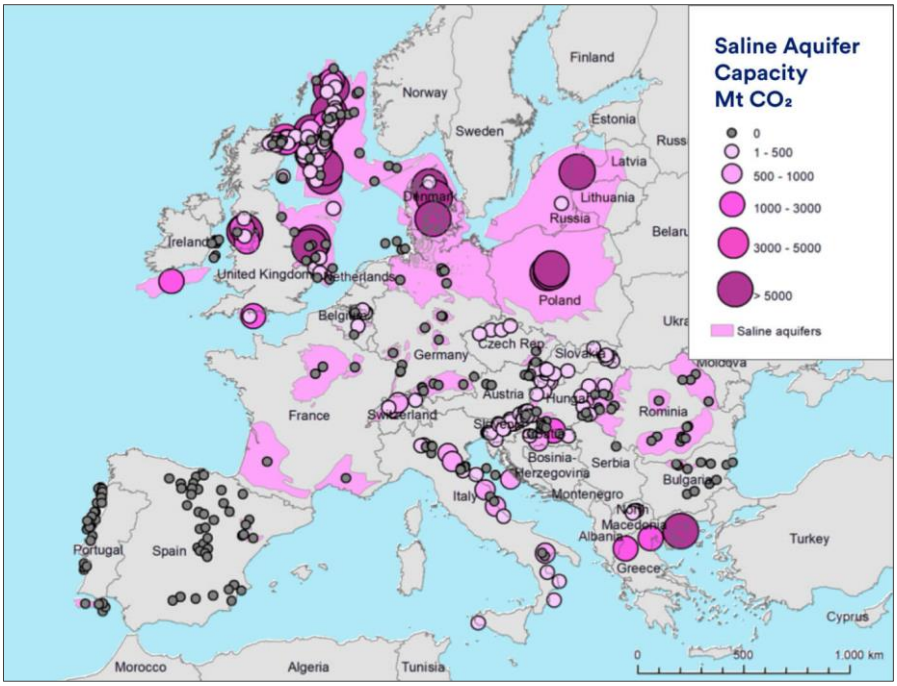


Figura 2: Ubicazione delle aree di stoccaggio Europee con la relativa capacità [4]

In Figura 2 è possibile notare la disomogeneità nella distribuzione delle risorse di stoccaggio, le quali evidenziano la maggiore capacità di accumulo in aree specifiche. Nonostante ciò, complessivamente l'Europa ha la fortuna di possedere importanti risorse per lo stoccaggio geologico.

La conversione delle piattaforme Oil&Gas in dismissione rappresenta una valida alternativa allo smantellamento, il quale potrebbe indurre impatti ambientali non trascurabili. Sequestrare l'anidride carbonica dai processi industriali e accumularla utilizzando lo stoccaggio geologico servendosi delle piatteforme esistenti, rappresenta una valida opzione di conversione che permette di dare una nuova vita alla piattaforma e contribuisce alla riduzione delle emissioni.

1.1 Contesto del progetto

Questo lavoro di tesi nasce nel contesto del progetto promosso dal Ministero dell'Ambiente e della Sicurezza Energetica (MASE) che vedono coinvolti il Politecnico di Torino, l'Environment Park e la Fondazione Istituto Italiano di Tecnologie; è inoltre frutto dell'attività svolta nell'ambito di un tirocinio presso la società di ingegneria RAMS&E S.r.l.

Il progetto ha lo scopo di analizzare diverse alternative allo smantellamento delle piattaforme estrattive offshore, giunte ormai a fine vita. Come viene spiegato in seguito, tale operazione di smantellamento (o *decomissioning*) potrebbe indurre un significativo impatto ambientale, per cui risulta opportuno valutare un'alternativa possibilità di utilizzo della piattaforma, piuttosto che procedere con la sua dismissione. In accordo con l'attuale transizione energetica, tale progetto propone tre diverse opzioni:

- Opzione 1 - Produzione di energia fotovoltaica per la produzione di acqua dissalata [5];
- Opzione 2 - Riutilizzo della piattaforma per re-iniettare nei pozzi una miscela CH_4+H_2, per stoccaggio temporaneo [6];
- Opzione 3 - Riutilizzo della piattaforma per re-iniettare nei pozzi CO_2 e stoccarla [7].

1.1.1 Riconversione piattaforme offshore

Il presente lavoro di tesi rientra nell'ambito del progetto di ricerca in relazione allo sviluppo sostenibile e alla dismissione delle piattaforme offshore giunte al termine della loro vita produttiva. Nello specifico, delle tre alternative di conversione proposte [5][6][7], vengono ampliati i limiti di batteria della terza opzione. L'Opzione 3 trattata nella tesi magistrale di F. Pertuso [7], prevede l'installazione a bordo della piattaforma di un impianto di compressione che, sfruttando i pozzi preesistenti, trasforma il giacimento di idrocarburi al di sotto della struttura in un sito di stoccaggio permanente di anidride carbonica proveniente da impianto di

cattura onshore. La Carbon Capture (CC) è un processo di cattura dell'anidride carbonica prodotta dal consumo di combustibili e contenuta nei fumi di scarico; questa è una tecnologia ormai affermatasi a livello globale ed è una delle più efficaci strategie per abbattere la concentrazione di CO_2 oggi presente in atmosfera. Lo step successivo alla cattura è lo stoccaggio dell'anidride carbonica nel sottosuolo, così da rimuoverla dall'atmosfera e renderla disponibile per un suo eventuale riutilizzo, evitando che continui ad esercitare la sua azione climalterante.

Il progetto già realizzato per l'opzione 3 riguarda la conversione della piattaforma e lo studio dell'iniezione in giacimento. In questo lavoro si procede ad ampliare i limiti di batteria del sistema, analizzando la compatibilità al trasporto di anidride carbonica della condotta marina esistente, la quale permette il collegamento tra la piattaforma e la terraferma. Successivamente si procede alla realizzazione della progettazione preliminare di una stazione di compressione e trattamento della CO_2 in prossimità dell'impianto di cattura.

1.2 Scopo del lavoro

Questo studio si inserisce in un progetto più ampio destinato a valutare la possibilità di catturare l'anidride carbonica prodotta in ambito industriale, trattarla opportunamente e stoccarla in modo temporaneo o permanente in giacimenti Oil&Gas offshore giunti a fine vita, mediante opportuna conversione delle piattaforme a servizio degli stessi giacimenti.

La parte del progetto che tratta la conversione della piattaforma e del relativo giacimento è già stata realizzata nell'ambito di un lavoro di tesi precedentemente svolto per l'Opzione 3[7].

L'obiettivo di questo studio, complementare a quello già realizzato [7], è di investigare nel dettaglio, da un punto di vista tecnico e, per alcuni aspetti, normativo, le fasi di approvvigionamento e trasporto della CO_2 dall'impianto di cattura fino ai limiti di batteria della piattaforma, al fine di completare il progetto avviato.

1.3 Approccio metodologico

La metodologia di lavoro messa a punto per il completamento del progetto di trattamento, compressione, trasporto e iniezione in giacimento della CO_2 richiede diverse fasi:

- un esame del progetto di conversione della piattaforma e del sito, che in funzione dei parametri di giacimento ha definito le portate e le condizioni fisiche che deve caratterizzare il flusso in ingresso alla piattaforma di iniezione. Queste indicazioni diventeranno i driver del progetto affrontato in questo lavoro;
- un esame delle tecnologie di cattura della CO_2 da impianti industriali al fine di definire le caratteristiche fisico chimiche del fluido e individuare i parametri in ingresso agli impianti di trattamento e compressione che verranno progettati in questo lavoro per alimentare la pipeline di trasferimento della CO_2 offshore;
- una verifica, sia tecnica che normativa, in merito alla possibilità di utilizzare, per il trasferimento della CO_2 offshore, la pipeline esistente, progettata originalmente per il trasferimento del gas naturale estratto dai giacimenti verso terra.

Sulla base delle risultanze di queste valutazioni si procederà a completare il progetto di riconversione per le parti di impianto ancora mancanti, ossia l'impianto di compressione e trattamento tra il punto di recupero della CO_2 onshore al punto di consegna del gas offshore a bordo della piattaforma.

Chiuderà il lavoro un quadro di sintesi delle caratteristiche generali del progetto dal prelievo della CO_2 catturata allo stoccaggio in giacimento.

In Figura 3 viene raffigurato il diagramma a blocchi del sistema.

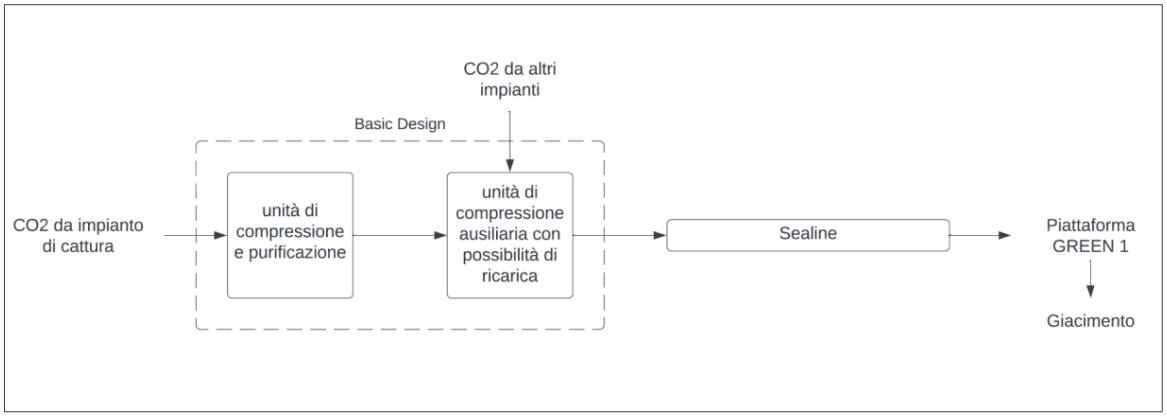


Figura 3: Diagramma a blocchi del sistema in esame

Come anticipato precedentemente, in questo lavoro non è stata realizzata la progettazione preliminare dell'impianto di cattura (escluso dai limiti di batteria) e della piattaforma GREEN 1 (già realizzata nel lavoro di F. Pertuso [7]).

1.4 Struttura del lavoro

Di seguito è illustrata la struttura di questo documento, focalizzato a illustrare tutte le fasi che hanno portato alla verifica della compatibilità dell'infrastruttura e alla progettazione di base dell'impianto di purificazione e compressione.

Il capitolo 2 è dedicato a presentare le proprietà della CO_2, approfondire alcuni aspetti tecnologici e fenomenologici, facendo un focus sul panorama normativo riguardo il trasporto della CO_2 ed evidenziando le principali peculiarità e criticità di questa sostanza e le possibili problematiche relative alla conversione dell'infrastruttura gas esistente.

Il capitolo 3 ha lo scopo di presentare il caso studio, definire la filosofia di progetto seguita e illustrare la metodologia di lavoro adottata nei diversi passaggi dell'analisi che hanno portato alla progettazione dell'impianto onshore.

Nel capitolo 4 è introdotta la condotta marina di riferimento e viene svolto lo studio del comportamento termofluidodinamico della CO_2 nella condotta mediante la definizione di un modello termico e di un modello fluidodinamico. Successivamente viene effettuata una valutazione normativa, in modo da verificare che la sealine esistente sia conforme agli standard più aggiornati in materia di trasporto CO_2. Infine, sulla base dei risultati ottenuti, si verifica la possibilità di conversione e si definiscono alcuni parametri utili per la progettazione preliminare dell'impianto di purificazione e compressione onshore.

Il capitolo 5 descrive il funzionamento dell'impianto di purificazione e compressione onshore ed il relativo dimensionamento dei componenti, vengono motivate le scelte effettuate e descritte le logiche di controllo alla base della gestione dell'impianto.

Il capitolo 6 contiene il riepilogo dei risultati ottenuti, le considerazioni riguardo al lavoro svolto e le conclusioni tratte.

2. Anidride Carbonica: proprietà, aspetti tecnologici e richiami normativi

Nel contesto energetico attuale, il processo di decarbonizzazione risulta avere un ruolo chiave per permettere di raggiungere un modello economico sostenibile in termini ambientali, sociali ed economici. Le emissioni di CO_2 risultano essere al centro del dibattito internazionale sul clima, poiché il loro effetto è ormai da tempo visibile ed irreversibile. Questa situazione sta spingendo molti paesi ad adottare strategie per ridurre e dove possibile eliminare le emissioni.

Attualmente, a livello mondiale, l'impiego di CO_2 nei processi industriali risulta essere concentrato soprattutto nel settore dell'EOR (Enhanced Oil Recovery), il cui processo è legato all'estrazione di combustibili fossili. Questa applicazione va quindi interpretata come un riutilizzo della CO_2 emessa dai processi per migliorarne l'efficienza produttiva dell'estrazione di altri combustibili fossili. Di fatto, l'utilizzo di CO_2 per EOR non risulta essere una strategia efficace per i processi di decarbonizzazione. È interessante però notare come le industrie interessate all'applicazione EOR abbiano sviluppato tecnologie per la cattura, il trasporto, lo stoccaggio e l'utilizzo di CO_2. In questo contesto può essere utile analizzare quali siano gli standard e le normative di riferimento utilizzate per questi processi.

Nel contesto europeo, a differenza di quello americano, i progetti legati alla CO_2 si concentrano maggiormente sulla cattura e l'accumulo con lo scopo di ridurre le emissioni e di riutilizzare la CO_2 in applicazioni differenti dall'EOR, come nel settore agrario o alimentare.

Le pipeline per il trasporto di CO_2 differiscono in alcuni aspetti rispetto a quelle adibite al trasporto gas naturale, per cui risulta necessario formulare considerazioni specifiche e analisi dettagliate per verificare la compatibilità di una pipeline esistente alla conversione per il trasporto di CO_2.

La rete di trasporto e distribuzione di gas naturale nazionale è un'infrastruttura ben strutturata e ramificata sul territorio; tale rete risulta essere un bene prezioso ed un suo riutilizzo porterebbe ad un risparmio sia in termini di impatto ambientale sia economico. Nell'ottica di riconversione e riutilizzo di strutture preesistenti, è auspicabile il riutilizzo di tratti della rete nazionale di trasporto e distribuzione di gas naturale al fine di poter sfruttare un'infrastruttura già esistente per il trasporto di nuovi fluidi (CO_2) a supporto della transizione energetica.

Prima di concentrarsi sugli aspetti tecnici dello studio è necessario analizzare le norme esistenti, per meglio comprendere in che modo queste promuovano oppure ostacolino l'introduzione della soluzione progettuale oggetto di questo lavoro. Dopo una parte inziale contenente i richiami normativi di interesse, si procede a presentare le proprietà della CO_2, gli aspetti tecnologici legati al trasporto in pipeline della sostanza, alcune considerazioni riguardo le tecnologie di cattura e trattamento e per finire un'analisi delle criticità riscontrate nel trasporto di questa sostanza; questo passaggio finale permette di definire le principali differenze della CO_2 rispetto al gas naturale, in modo da identificare i possibili limiti del processo di conversione di una pipeline esistente.

2.1 Normativa e standard internazionali

Per permettere una più chiara interpretazione degli aspetti caratterizzanti nel trasporto della CO_2 è necessario introdurre il panorama normativo attuale, facendo riferimento agli standard tecnici più aggiornati e ai documenti di riferimento utilizzati nel settore.

Gli standard presenti a livello internazionale utilizzati per la progettazione di pipeline CO_2 sono i seguenti:

- DNV-RP-J202 [8] in Europa;
- Stati Uniti: CFR part 195 [9] negli Stati Uniti;
- Canada: CSA-Z662 [10] in Canada.

In generale, negli stati uniti le pipeline CO_2sono regolate dalle normative che coprono gli "Hazardous materials and CO_2", richiedendo requisiti più stringenti rispetto a quelli per il petrolio greggio [11].

In Europa alcuni stati hanno standard specifici nazionali:

- NEN3650 [12] utilizzato nei Paesi Bassi;

- NORSOK standards [13] Utilizzati in Norvegia;
- Pipeline Safety Regulations 1996 (PSR) Utilizzate nel Regno Unito.

Altri standard internazionali utilizzati sono:

- ISO 13623, dedicata ai sistemi di traporto di pipeline per applicazioni Oil & Gas [14],
- ISO 27913, specifica per i sistemi di trasporto pipeline per applicazioni con CO_2 [15].

Al fine di rendere più semplice l'interpretazione dei documenti e degli standard analizzati, in Tabella 1 viene proposto un elenco di standard e norme utilizzate in questo documento e puntualmente descritte nei paragrafi successivi.

Sigla	Campo di applicazione e descrizione	Ultimo aggiornamento/versione
DNV-RP-J202 [8]	CO_2 pipeline	2010
DNV-OS-F101 [16]	Offshore pipeline	2021
CFR Part 195 [9]	Pipeline per il trasporto di liquidi pericolosi	2017
CAN/CSA Z662 [10]	Oil & Gas pipeline	2015
ISO 27913 [15]	CO_2 pipeline	2016
ISO 3183 [17]	Acciai per Oil & Gas pipeline	2019
ISO 13623 [14]	Oil & Gas pipeline	2017
ASME B31.4 [18]	Pipeline for liquid and slurries	2022
ASME B31.8 [19]	Gas transmission and distribution	2022
ASME B31T [20]	Low-temperature pipeline	2021
API 5L [21]	Specifiche per line pipe	2020
REPORT IEAGHG 2013/18 [11]	CO_2 pipeline	2013

Tabella 1: Elenco di standard tecnici e norme

2.1.1 DNV-RP-J202, "Design and Operation of CO_2 Pipelines" [8]

Questo documento risulta essere il riferimento principale per la costruzione, progettazione, operazione e gestione dei sistemi di pipeline per il trasporto di CO_2. All'interno di questo documento, vengono effettuati focus dedicati circa le maggiori criticità e differenze per le pipeline CO_2 rispetto a quelle progettate per il gas naturale o per altre sostanze. Sono infatti presenti all'interno tutti i riferimenti normativi necessari per poter effettuare valutazioni e comprendere requisiti e criteri per pipeline adibite al trasporto di CO_2. Inoltre, in un capitolo dedicato, viene approfondita la riconversione di pipeline esistenti (tipicamente gas naturale) al trasporto di CO_2.

2.1.2 DNV-OS-F101, "Submarine Pipeline Systems" [16]

Questo documento è uno standard che fornisce criteri e raccomandazioni riguardo lo sviluppo, progettazione, costruzione, operazione e dismissione di sistemi di pipeline sottomarine adibite al trasporto di fluidi.

Non ci sono sostanziali limiti applicativi del codice in termini di dimensioni delle pipeline, e nemmeno particolari limitazioni in termini di profondità massima.

Per quanto riguarda i materiali delle pipeline, ci sono alcuni limiti di applicazione; sono incluse le leghe C-Mn conformi alla standard ISO 3183(Annex J), il grado limite risulta essere X80 (555). Sono inoltre presenti i limiti di applicabilità per altri materiali e tipologie.

In termini di categorie di fluidi, viene specificato che le pipeline CO_2 sono in generale regolate da questo standard, in accordo anche con lo standard ISO 13623. Viene infatti specificato nello scopo del documento che, per pipeline CO_2, è necessario prestare attenzione ai seguenti aspetti:

- scelta del materiale,
- corrosione e *sour service,*

- operazione.

Per questi particolari aspetti, viene indicato di fare riferimento al documento DNV-RP-J202.

Questo permette di capire come sia importante, ai fini di una corretta valutazione del sistema di pipeline (sia nuovo, che esistente), l'importanza di utilizzare lo standard DNV-OS-F101 come riferimento per le applicazioni marine, e di utilizzare il documento DNV-RP-J202 per gli aspetti critici legati al fluido trasportato, ovvero la CO_2. Per ciò che riguarda il *sour service*, lo standard di riferimento è ISO 15156.

Vengono, inoltre, indicati in questo standard le tecniche di posa e ancoraggio delle pipeline nel fondale marino.

2.1.3 ASME B31.4, "Pipeline Transportation Systems for Liquids and Slurries" [18]

Il capitolo X del codice ASME B31.4 tratta i sistemi di trasporto di pipeline CO_2. Questo capitolo è concepito per applicazioni CO_2 oltre le condizioni critiche; perciò, la CO_2 viene considerata come liquido.

Vengono infatti designati in questo capitolo i requisiti in termini di materiali delle pipeline e dei relativi componenti, specificando la tipologia richiesta, e lo standard dimensionale adeguato. Inoltre, vengono indicate le tipologie e la relativa metodologia da seguire per i test, fornendo indicazioni riguardo la verifica dell'integrità della condotta (operazione e manutenzione) e il piano di emergenza da adottare.

2.1.4 ISO 13623, "Petroleum and natural gas industries — Pipeline transportation systems" [14]

Questo documento ha lo scopo di specificare i requisiti minimi e le raccomandazioni per la progettazione, i materiali, la costruzione, i test, l'operatività, la manutenzione e la dismissione di sistemi di pipeline onshore ed offshore utilizzati per il trasporto di idrocarburi nell' Oil & Gas. Si applica a pipeline rigide e metalliche, non a tecnologie di pipeline flessibili o in materiali non metallici. Descrive inoltre i requisiti funzionali e fornisce le indicazioni riguardo la sicurezza nelle varie fasi della vita del sistema di pipeline, dalla progettazione alla dismissione.

2.1.5 ISO 3183, "Petroleum and natural gas industries — Steel pipe for pipeline transportation systems" [17]

La norma specifica i requisiti per la fabbricazione di due livelli di prodotto specifici (PSL 1 e PSL 2) di tubi di acciaio senza saldature e saldati da utilizzarsi per i sistemi di trasporto per mezzo di condotte nelle industrie del petrolio e del gas naturale. Essa integra la specifica API 5L, 46ª edizione (2018), i cui requisiti sono applicabili con le eccezioni specificate in questa norma.

2.1.6 ISO 27913, "Carbon dioxide capture, transportation and geological storage — Pipeline transportation systems" [15]

Questo documento tratta di sistemi di pipeline per il trasporto di CO_2. In particolare, fornisce i requisiti addizionali e le raccomandazioni specifiche per il trasporto della CO_2 dall'impianto di cattura fino al sito di stoccaggio geologico o di utilizzo. Si applica a pipeline rigide metalliche, a sistemi di pipeline, sia onshore che offshore, che trasportano CO_2 sia allo stato gassoso che in fase densa (liquido e supercritico). Lo standard si occupa di trattare il sistema di trasporto della CO_2 dalla valvola di ingresso in cui viene immessa CO_2 (da sito di cattura) con specifici requisiti di purezza e condizioni operative (pressione, temperatura) fino al punto in cui la CO_2 entra nella struttura di accumulo o utilizzo. Lo standard fornisce inoltre indicazioni riguardo la purezza e qualità del flusso di CO_2, considerando flussi provenienti da diverse tecnologie di cattura. Vengono inoltre trattati all'interno del documento aspetti legati alla salute, sicurezza e ambiente direttamente e indirettamente connessi al trasporto della CO_2.

2.1.7 Report IEAGHG 2013/18, "CO_2 Pipeline Infrastructure", 2013 [11]

Lo scopo di questo documento è quello di creare un manuale di riferimento per evidenziare gli aspetti chiave nella progettazione, costruzione, operazione e legislazione di infrastrutture per il trasporto di CO_2 raccogliendo e confrontando pareri di esperti del settore, applicazioni esistenti e in fase di progetto, centri di ricerca, standard e norme in merito a questo argomento.

2.1.8 Decreto Legislativo 14 Settembre 2011, n.162 [22]

Il seguente decreto consiste nell'attuazione della direttiva Europea 2009/31/CE in materia di stoccaggio geologico del biossido di carbonio, nonché modifica delle direttive 85/337/CEE, 2000/60/CE, 2001/80/CE, 2004/35/CE, 2006/12/CE, 2008/1/CE e del Regolamento (CE) n. 1013/2006[23].

La direttiva 2009/31/CE istituisce un quadro giuridico per lo stoccaggio geologico di anidride carbonica finalizzato al confinamento permanente della CO_2 in modo da prevenire ed eliminare ove possibile gli effetti negativi e i rischi per l'ambiente e la salute umana.

In particolare, il D.lgs. n.162/2011 integra il già presente D.lgs. n.152/2006, aggiungendo specifiche riguardo l'impatto ambientale in materia di stoccaggio geologico di biossido di carbonio.

2.1.9 Valutazione di impatto Ambientale e D.lgs. n. 162, del 14/09/2011

Facendo riferimento alla direttiva europea 2011/92/EU [24] del parlamento europeo, viene richiesta una valutazione di impatto ambientale per progetti che potrebbero avere conseguenze significative sull'ambiente", quali, nel contesto trattato, sono le pipeline di diametro maggiore di 800mm e lunghezza maggiore di 40 km.

Per dimensioni minori e lunghezze inferiori, ogni stato membro ha la libertà di decidere se richiedere o meno una pratica VIA.

2.2 Considerazioni sugli aspetti normativi

L'analisi delle norme e degli standard tecnici svolta in questo capitolo permette di avere una panoramica internazionale più chiara sul trasporto della CO_2. In particolare, da questa analisi emerge come non ci siano norme di legge che regolamentino il trasporto in Italia.

Al fine di rendere più semplice l'interpretazione dei documenti e degli standard utilizzati, in Figura 4 viene riportato uno schema utile a comprendere le interdipendenze tra i documenti di interesse; in particolare, il documento da cui partono le frecce è stato citato o menzionato nel documento in cui arrivano.

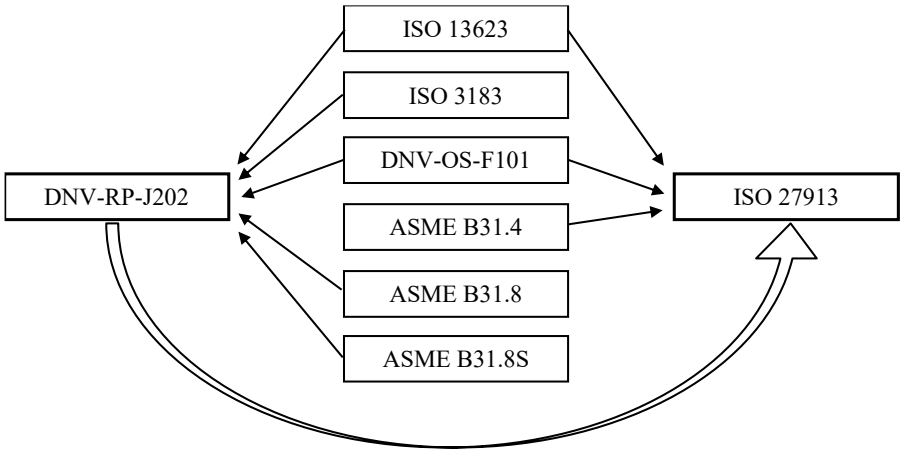


Figura 4: Schema di dipendenza tra i documenti utilizzati

È interessante sottolineare che il documento DNV-RP-J202 è stato pubblicato nel 2013, mentre lo standard ISO 27913 nel 2016, il quale risulta essere lo standard internazionale più recente per il campo di applicazione di nostro interesse; quest'ultimo, infatti, include riferimenti ai documenti DNV, agli standard ISO ed ai codici ASME come rappresentato in Figura 4.

In Tabella 2 sono illustrati i dettagli sui contenuti dei documenti analizzati, in modo da permettere una più chiara e immediata interpretazione del ruolo dei singoli documenti.

	Tipologia documento			Tipologia di condotta		Sostanza trasportata			Fase della sostanza		Aspetti trattati				
Nome	norma	standard	altro	onshore	offshore	CO2	Gas Naturale	altro	gassoso	liquido/supercrit	progettazione	operazione	manutenzione	Sicurezza e	Conversione
DNV-RP-J202			X	X		X			X	X	X	X	X	X	X
ISO 27913		X		X	X	X			X	X	X	X	X	X	
ISO 13623		X		X	X		X	X		X	X	X	X	X	X
ISO 3183		X		X	X		X	X	X	X	X				
DNV-OS-F101		X			X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
ASME B31.4	X			X	X	X		X		X	X	X	X	X	X
ASMEB 31.8	X			X	X		X		X		X	X	X	X	X

Tabella 2: Dettagli sui contenuti dei documenti utilizzati

Sulla base delle considerazioni fatte in questo capitolo, è possibile affermare che a livello Europeo, i documenti tecnici di riferimento per il trasporto di CO_2 sono i seguenti:

- DNV-RP-J202, documento che, oltre a fornire indicazioni riguardo la progettazione, costruzione, operazione e gestione dei sistemi di pipeline CO_2, mette in evidenza le peculiarità fenomenologiche riferite alla CO_2, permettendo quindi di evidenziare le eventuali differenze rispetto al gas naturale e fornendo le basi per l'analisi tecnologica e fenomenologica eseguita al capitolo 3 di questo lavoro di tesi. Inoltre, nel documento DNV-RP-J202 è presente un capitolo dedicato alla conversione di pipeline esistenti al trasporto di anidride carbonica.
- ISO 27913, standard tecnico che si occupa di trattare sistemi di pipeline per il trasporto della CO_2 dal sito di cattura al sito di stoccaggio geologico o giacimento. Si applica a pipeline rigide metalliche, sia per applicazioni onshore che offshore, per il trasporto di CO_2 allo stato gassoso, liquido o supercritico, fornendo indicazioni in merito alla purezza del flusso sulla base delle diverse tecnologie di cattura. Vengono inoltre trattati all'interno del documento aspetti legati alla salute, sicurezza e ambiente nel trasporto CO_2. Questo documento rappresenta un valido e completo riferimento tecnico per le pipeline CO_2.

Sulla base degli standard analizzati, è possibile affermare che il documento DNV-RP-J202 e lo standard ISO 27913 rappresentano i riferimenti più validi per l'applicazione di interesse in questo lavoro; pertanto, verranno richiamati numerose volte in questa trattazione, in quanto elementi essenziali per verificare la compatibilità dell'infrastruttura al trasporto della CO_2.

2.3 Proprietà chimico-fisiche e diagramma di stato

Prima di procedere ad analizzare il comportamento della CO_2 durante il trasporto, è necessario introdurre alcune proprietà della sostanza e presentare il diagramma di stato, in modo da poter comprendere meglio alcuni aspetti fenomenologici di interesse per questo studio.

Il diossido di carbonio, nota anche come anidride carbonica o biossido di carbonio, è una sostanza formata dall'ossidazione del carbonio. In natura si presenta come un gas inodore ed incolore, non è infiammabile ed in condizioni atmosferiche è chimicamente stabile e in grado di ritardare o sopprimere reazioni di combustione.

È una sostanza fortemente reattiva con ammoniaca o ammine, si può sciogliere in acqua formando acido carbonico, sostanza corrosiva sugli acciai al carbonio e su altri metalli non ferrosi.[25]. Ha una densità circa 1,5 volte maggiore dell'aria, tende quindi a stratificare verso il basso. Può essere presente allo stato solido, liquido, gassoso e supercritico.

Facendo riferimento agli standard ISO 13623 e DNV-OS-F101, la CO_2 viene identificata come fluido di categoria C con riferimento al pericolo che il fluido può avere per la salute pubblica. In Figura 5 viene riportata una descrizione delle diverse categorie.

Table 3-1 Fluid categorization /ISO13623, DNV OS-F101/	
Category A	Typically non-flammable water-based fluids.
Category B	Flammable and/or toxic fluids which are liquids at ambient temperature and at atmospheric pressure conditions. Typical examples are oil and petroleum products. Methanol is an example of a flammable and toxic fluid.
Category C	Non-flammable fluids which are non-toxic gases at ambient temperature and atmospheric pressure conditions. Typical examples are nitrogen, carbon dioxide, argon and air.
Category D	Non-toxic, single-phase natural gas.
Category E	Flammable and/or toxic fluids which are gases at ambient temperature and atmospheric pressure conditions and are conveyed as gases and/or liquids. Typical examples are hydrogen, natural gas (not otherwise covered in Category D), ethane, ethylene, liquefied petroleum gas (such as propane and butane), natural gas liquids, ammonia and chlorine.

Figura 5: Tabella di categorizzazione dei fluidi secondo ISO 13623[14]

La curva LC50 della CO_2 è decisamente sotto al 5%, risultando come "Not Classified substance" secondo il Global Harmonized System.

Facendo riferimento all'ASME B31.4, la CO_2 in fase densa è classificata come "Hazardous Liquid" [18]

Maggiori dettagli riguardo agli effetti della CO_2 sulla salute umana sono riportati al capitolo 3.3 del documento DNV-RP-J202 [8]. In Tabella 3 sono riportate alcune delle proprietà dell'anidride carbonica pura.

Proprietà fisiche della CO_2 pura		
proprietà	*unità*	*valore*
Peso molecolare	g/mol	44.01
Pressione critica	bar	73.8
Temperatura critica	°C	31.1
Pressione punto triplo	bar	5.18
Temperatura punto triplo	°C	-56.6
Solubilità in acqua (25°C,1 bar)	g/L	1.45
Densità gas (0°C, 1 bar)	kg/m^3	1.98
Densità punto critico	kg/m^3	467
Densità liquido (0°C,70 bar)	kg/m^3	995
Temperatura di sublimazione (1 bar)	°C	-79
Calore latente di vaporizzazione ($T_{sublimazione}$, 1 bar)	kJ/kg	571
Densità solida punto di congelamento	kg/m^3	1562

Tabella 3: Proprietà dell'anidride carbonica pura [8]

L'anidride carbonica a temperatura e pressione standard STP si presenta allo stato gassoso; a determinate temperature e pressioni essa può subire un cambiamento di fase: a bassissime temperature può solidificare, a temperature comprese fra i -56.4°C e 31.1°C è possibile il passaggio allo stato liquido, se compressa fino alla corrispondente pressione di liquefazione. In Figura 6 viene riportato il diagramma di stato della CO_2, sono individuabili:

- Il punto triplo (5.11 bar; -56.4°C) in cui la CO_2 esiste in equilibrio in tutte le fasi;
- Il punto critico (73.8 bar;31.1°C), in cui esiste allo stato supercritico o in fase densa. In questa fase (fluido supercritico), il fluido presenta densità simili a quelle dello stato liquido e viscosità/comprimibilità simili a quelle di un gas; tale stato risulta essere molto vantaggioso per il trasporto di anidride carbonica su lunghe distanze; si ha infatti una più alta efficienza di trasporto dovuta ad un fattore di attrito più basso per massa di CO_2 rispetto al trasporto liquido-gassoso.

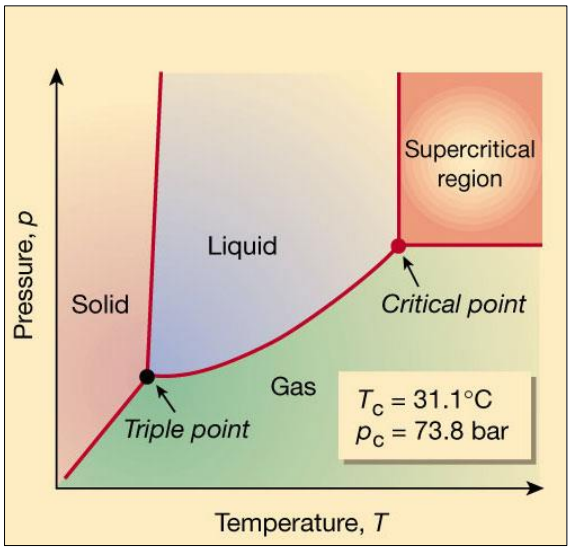


Figura 6: Diagramma di stato della CO_2 pura[26]

È importante ricordare l'effetto che le impurità possono avere nel diagramma di stato della CO_2, portando ad una variazione delle proprietà termodinamiche caratteristiche dei passaggi di stato [26].

In condizioni ambiente la CO_2, presente in stato gassoso, ha una densità maggiore del 50% rispetto a quella dell'aria, questa sua caratteristica ha infatti forti implicazioni nello studio dei rilasci di questa sostanza. In Figura 7 è riportata la variazione della densità della CO_2 pura in funzione di temperatura e pressione operative tipiche delle pipeline.

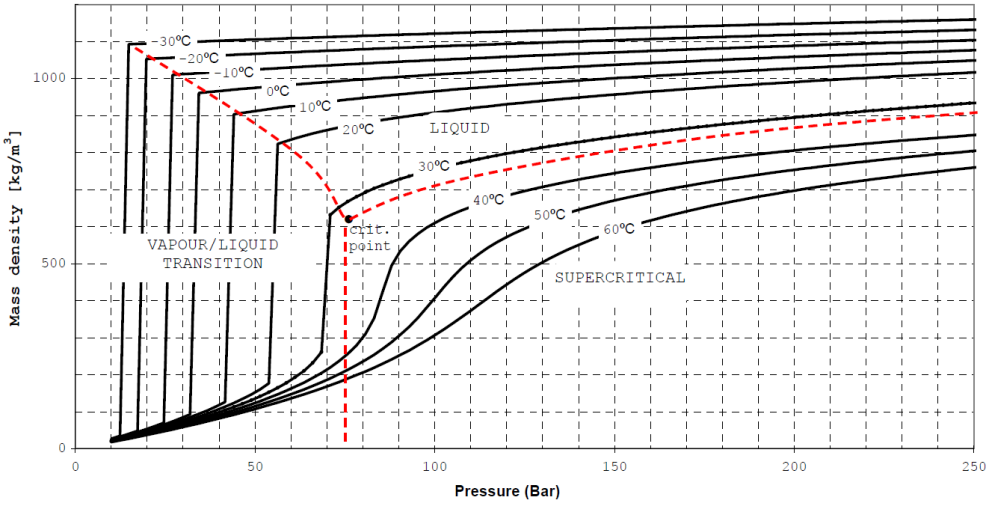


Figura 7: Densità in massa della CO_2 in funzione di temperatura e pressione [8]

Nella parte sinistra di Figura 7 si osserva la zona di transizione della CO_2 da vapore a liquido; le porzioni di curve rappresentanti la densità sono infatti molto verticali e rettilinee, indice che a quelle condizioni di pressione e temperatura si assiste ad un rapido cambiamento di fase della sostanza.

L'andamento della densità rappresentato in Figura 7 permette di identificare i parametri operativi delle pipeline per il trasporto della CO_2, definendo i limiti operativi delle variabili termodinamiche (Pressione e Temperatura) che permettono il trasporto allo stato supercritico, liquido e gassoso.

2.3.1 Effetto delle impurità sul cambiamento di fase

Al fine di valutare la compatibilità dell'infrastruttura esistente alla conversione, è necessario caratterizzare il comportamento dell'anidride carbonica rispetto al gas naturale; di seguito sono analizzate le principali differenze fra i due fluidi in termini di proprietà caratteristiche. Come anticipato precedentemente, considerati i range di pressione e temperatura tipici delle pipeline esistenti per il trasporto di gas naturale e la maggiore temperatura critica della CO_2, ne risulta possibile il trasporto anche in fase liquida o supercritica.

Allo stato gassoso, la CO_2 aumenta la sua solubilità nell'acqua con l'aumento della temperatura e la riduzione della pressione proprio come per il gas naturale. Nel passaggio invece da gas a liquido, c'è una differenza nella variazione della solubilità, essa infatti aumenta con l'aumentare della pressione, risultando in un effetto contrario rispetto a quanto accade per lo stato gassoso.

La capacità del flusso di CO_2 di dissolversi in acqua può essere fortemente influenzata dalla presenza di impurità; in Figura 8 è riportata una rappresentazione delle differenze dell'effetto delle impurità della CO_2 rispetto al gas naturale.

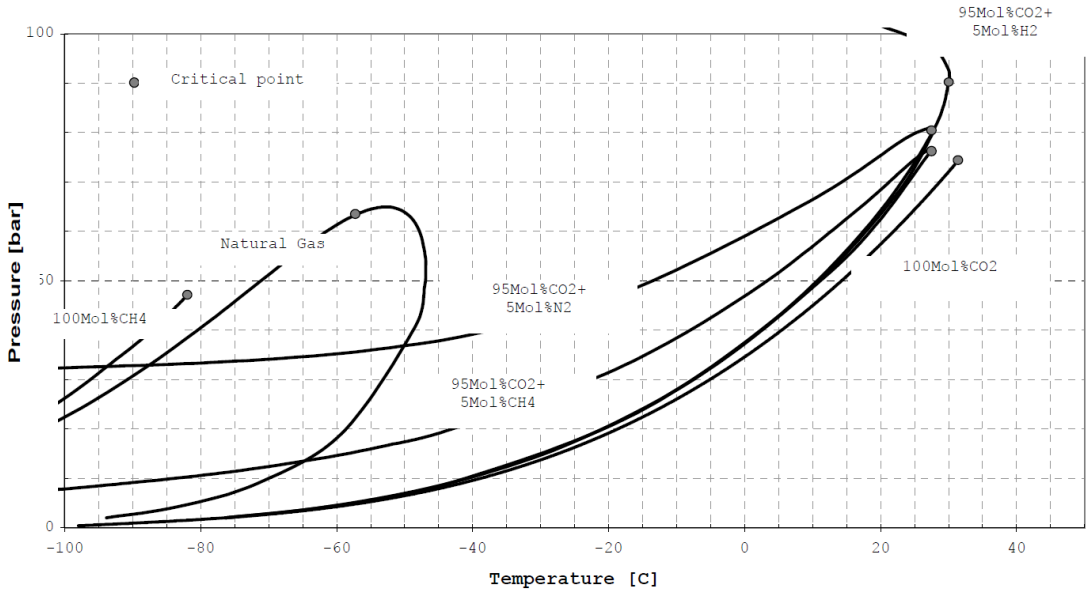


Figura 8: Effetto delle impurità nella CO_2 rispetto al Gas Naturale[8]

Come riportato in Figura 8, la presenza di composti chimici più leggeri causa una variazione della curva di ebollizione.

Le impurità hanno l'effetto di modificare la caduta di pressione, aumentando la pressione critica e diminuendo la temperatura critica del flusso di CO_2 [27]. Si evidenzia quindi una differenza sostanziale rispetto al trasporto di gas naturale, poiché i parametri operativi (Temperatura e Pressione) tipicamente utilizzati non sono compatibili con il trasporto della CO_2, in quanto porterebbero ad un cambiamento di fase della sostanza.

Per poter stimare la densità di massa in condizioni gassose, liquide e supercritiche, nel caso di CO_2 molto pura (livelli trascurabili di impurità), è possibile utilizzare come equazione di stato l'equazione di Peng-Robinson. È però importante sottolineare come in caso di impurità in quantitativi significativi sia richiesta la modifica dell'equazione con dati sperimentali. Ulteriore attenzione va posta quando ci si trova a modellare il comportamento della CO_2 vicino alle condizioni critiche, poiché l'equazione di stato risulta meno precisa a causa di una forte non linearità.

2.4 Tipologie di cattura della CO_2 dai processi industriali

Prima di procedere a trattare alcuni aspetti critici nel trasporto della CO_2, è opportuno definire le tipologie di cattura esistenti necessarie a stabilire la composizione del flusso di CO_2 in ingresso all'impianto di trattamento e compressione che verrà realizzato nel capitolo 5.

Le principali tipologie di cattura sono le seguenti:

- *Post-Combustion*, catturando la CO_2 dai gas di scarico;
- *Pre-Combustion*, rimuovendo la CO_2 dai processi di *coal gassification* prima della combustione;
- *Oxy-Combustion*, da gas di scarico prodotti da combustione di miscele ricche di ossigeno e gas di scarico in modo da avere un elevato contenuto di CO_2 pronta per un successivo processo e purificazione.

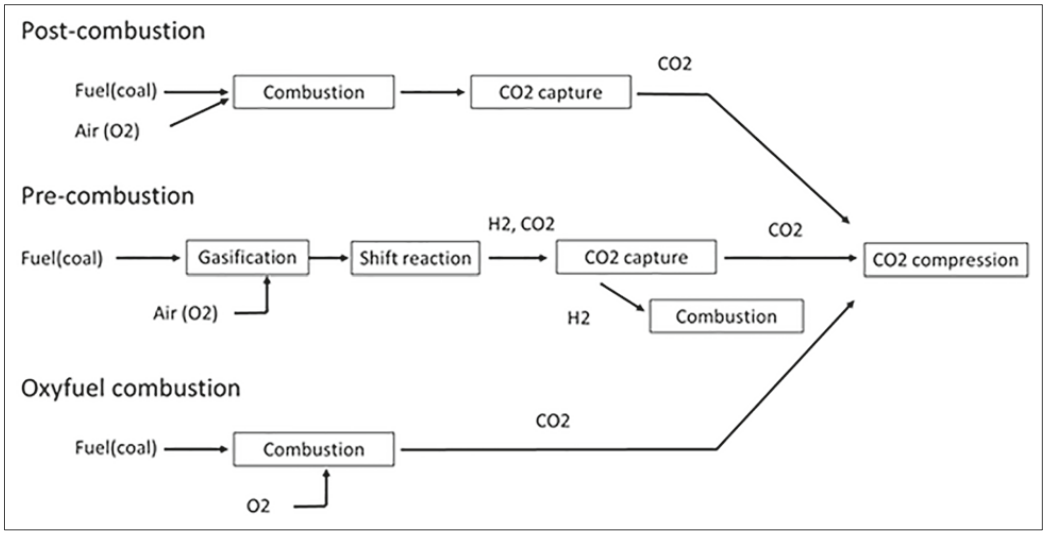


Figura 9: Differenti tecniche di cattura della CO_2[28]

In Figura 9 sono riportate le principali tecniche di cattura della CO_2, in realtà è possibile classificare le tipologie di cattura anche sulla base delle tecnologie utilizzate.

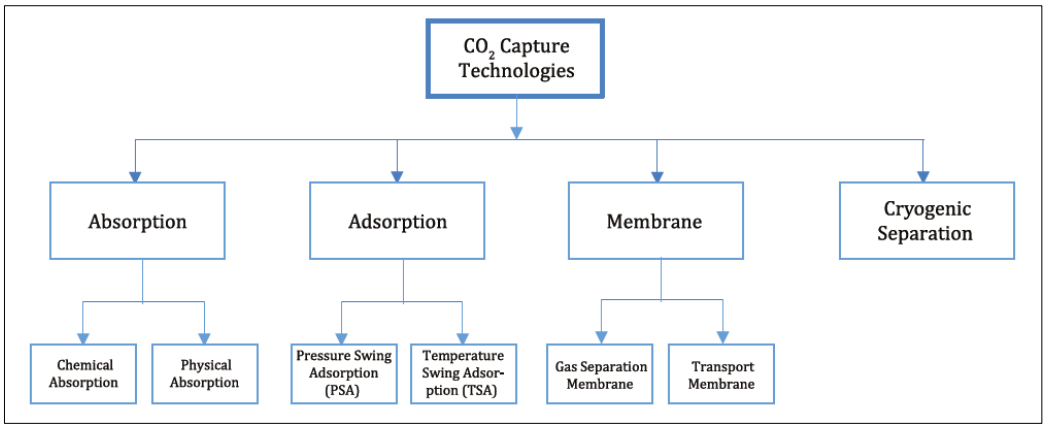


Figura 10: Differenti tecnologie e metodi di cattura della CO_2[28]

In Figura 10 viene proposta una classificazione basata sui metodi utilizzati per la cattura.

2.5 Tipologie di trattamento della CO_2 catturata dai processi industriali

Oltre a presentare le diverse tecnologie di cattura, è utile definire le tipologie di trattamento esistenti necessarie a purificare il flusso per permetterne il trasporto all'interno della condotta; esistono infatti diverse tecnologie per la rimozione del contenuto di acqua dal gas, con lo scopo principale di ridurre la formazione di idrati e di prevenire la corrosione. I tre principali metodi di deidratazione del gas sono:

- *Absorption;*
- *Adsorption;*
- *Membrane.*

2.5.1 Absorption

La deidratazione tramite *Absorption* si ottiene mettendo in contatto il gas saturo di acqua con il liquido assorbente(glicole), il quale ha una buona affinità all'acqua. Il processo può essere diviso in due parti: deidratazione del gas e rigenerazione del glicole.

Tra le principali sostanze assorbenti utilizzate si hanno:

- Glicole Mono-etilenico (MEG);
- Glicole Di-etilenico (DEG);
- Glicole Tri-etilenico (TEG);
- Glicole Tetra-etilenico (TREG).

Con le rispettive proprietà fisiche indicate in Tabella 4.

Glicole	**MEG**	**DEG**	**TEG**	**TREG**
Formula	$C_2H_6O_2$	$C_4H_{10}O_4$	$C_6H_{14}O_4$	$C_8H_{18}O_5$
Peso molecolare [g/mol]	62.10	106.10	150.20	194.23
Boiling point @ 1 bar [°C]	197	220	278	314
Pressione di Vapore @ 25°C [Pa]	16	< 1.3	< 1.3	< 1.3
Viscosità @ 25°C [cP]	16.5	28.2	37.3	39.9
Temperatura di degradazione [°C]	165	164	207	237.78

Tabella 4: Proprietà fisiche glicoli [29]

Tra le sostanze sopra elencate, quella più comunemente adottata per applicazioni di interesse per questo lavoro risulta essere il TEG, il quale possiede diverse caratteristiche vantaggiose tra cui:

- basse perdite per vaporizzazione;
- alta efficienza di rigenerazione;
- elevata stabilità termica;
- elevata affinità all'acqua;
- bassa affinità agli idrocarburi;
- bassa viscosità.

2.5.2 Adsorption

Il processo di *adsorption* è invece basato sull'utilizzo di essicanti solidi, i quali hanno il compito di rimuovere l'acqua dal Gas. È un processo favorito da basse temperature ed elevate pressioni, richiede costi iniziali elevati e grandi spazi. Esistono due principali tipologie di *Adsorption*:

- *Physical Adsorption;*
- *Chemical Adsorption.*

Nel primo caso la deidratazione avviene grazie all'attrazione delle molecole dell'acqua verso il dessicante solido grazie alla presenza delle forze di van der Waals.

Nel secondo caso la deidratazione del gas avviene grazie alla formazione di legami tra l'acqua ed il dessicante solido. I materiali adsorbenti devono possedere le seguenti caratteristiche:

- elevate efficienza adsorbitiva;
- facile ed economica rigenerazione;
- elevata superficie di contatto per peso;
- resistenza alla formazione di depositi solidi.

2.5.3 Membrane

Questa tecnologia sfrutta la diversa permeabilità dei gas e le differenze tra le pressioni parziali, permettendone la separazione attraverso una membrana. È importante notare che in caso di ridotta differenza di permeabilità tra i gas si potrebbe non ottenere un'assoluta separazione. In ogni caso questa tecnologia è relativamente economica ed è applicata in piccoli impianti, in cui le portate di gas sono ridotte.

2.6 Criticità nel trasporto della CO_2

In questo paragrafo sono approfonditi gli aspetti afferenti al trasporto dell'anidride carbonica, evidenziando le principali differenze con il gas naturale in modo da verificare la compatibilità alla conversione dell'infrastruttura esistente.

Come spiegato al capitolo 2.3, una delle criticità maggiori consiste nella possibilità che avvenga un cambiamento di fase della sostanza durante il trasporto alle tipiche condizioni operative delle pipeline (pressione e temperatura) attualmente utilizzate per il gas naturale.

Esistono però altre criticità specifiche dell'anidride carbonica che riguardano la purezza del flusso, la compatibilità con i materiali e altri aspetti fenomenologici, i quali vengono considerati e analizzati nel seguito di questo capitolo.

2.6.1 Differenze nel trasporto di CO_2 e Gas Naturale

Al fine di analizzare la potenziale compatibilità della CO_2 con le pipeline esistenti, attualmente adibite al trasporto di gas naturale, è necessario sottolineare le principali differenze che caratterizzano il trasporto dell'una e l'altra sostanza.

- Nel trasporto di gas naturale non si formano particolari composti corrosivi; per le impurità presenti nel flusso (come, ad esempio, CO_2 e H2O) si utilizzano semplici inibitori di corrosione. D'altro canto, per quanto concerne la CO_2, in presenza di acqua si può formare Acido Carbonico: per evitare ciò è necessaria l'installazione di sistemi di deidratazione o l'utilizzo di acciai speciali.
- In caso di depressurizzazione, la CO_2 si raffredda raggiungendo temperature decisamente inferiori rispetto al gas naturale, ciò potrebbe generare fratture fragili nell'acciaio portando al danneggiamento dell'infrastruttura. Questo comportamento influenza le operazioni di Start-Up e Shut-Down.
- In caso di rottura della pipeline di gas naturale, la velocità di depressurizzazione risulta decisamente maggiore rispetto al caso della CO_2, facendo sì che la frattura si auto limiti e non si propaghi; nel caso della CO_2 la velocità di depressurizzazione, a parità di condizioni rispetto al gas naturale, è significativamente inferiore, portando quindi ad una propagazione della frattura anche per lunghe distanze.
- Gas naturale e CO_2 possono essere contaminati dalle stesse impurità, nel caso del metano anche la CO_2 risulta un'impurità che può generare effetti corrosivi (se presente insieme ad acqua). Nel caso della CO_2 risulta fondamentale abbattere il contenuto di impurità, specialmente se la concentrazione di queste supera il 5% di composizione del flusso.
- La presenza di H2O nel flusso di gas naturale o di CO_2 può rappresentare una condizione critica sia per l'effetto corrosivo che l'acqua può avere sulle pipeline, sia per la possibile formazione di idrati.
- A differenza del gas naturale, miscele di aria e CO_2 non portano ad effetti incendiari o esplosivi, essendo che la CO_2 non è una sostanza infiammabile.
- Gas naturale e CO_2 sono entrambi asfissianti e più densi dell'aria, in caso di rilascio tendendo a stratificare al suolo.

In generale, i fenomeni di corrosione esterni nei sistemi di pipeline di gas naturale sono comparabili con quelli su pipeline per il trasporto di CO_2 e condizioni equivalenti per i materiali e l'ambiente esterno possono essere effettuate. Per ciò che riguarda la corrosione interna, considerazioni specifiche e diverse vanno effettuate per entrambi i fluidi, considerando purezza del fluido, presenza di acqua e altre sostanze, condizioni operative e materiali impiegati.

2.6.2 Purezza del flusso di CO_2

Considerando di voler processare esclusivamente anidride carbonica derivante dai sistemi di cattura, la sua purezza dipende dalla tecnologia di cattura. In Figura 11 vengono riportati alcuni esempi di concentrazioni tipiche dei flussi di CO_2 trasportati nei diversi progetti di pipeline esistenti analizzati nello studio eseguito da IEAGHG[11]. Sull'asse delle ascisse sono rappresentati i numeri di progetti di pipeline considerati nello studio, mentre sull'asse delle ordinate sono riportate le diverse concentrazioni di CO_2 presenti nei flussi delle diverse pipeline.

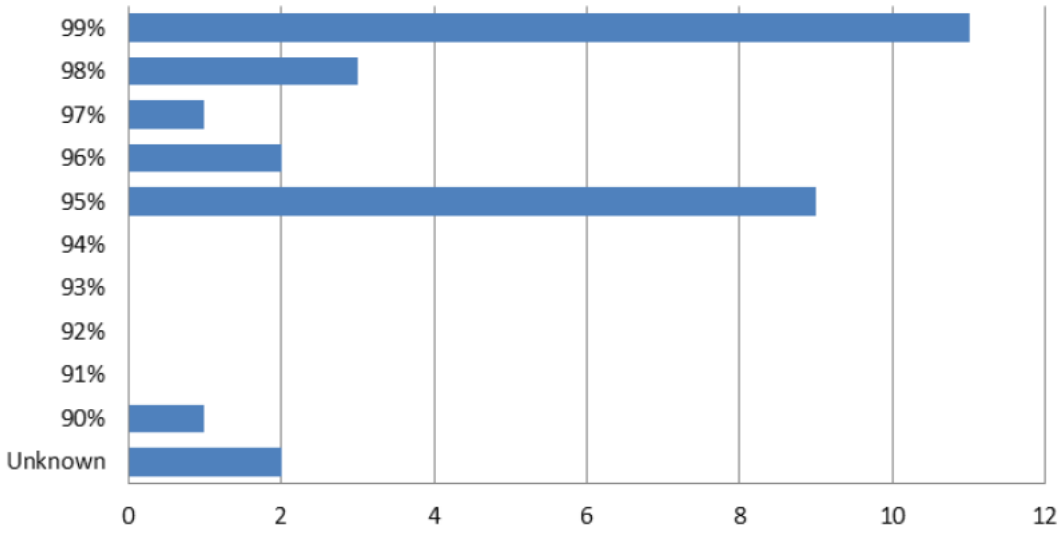


Figura 11: Concentrazione di CO_2 nei progetti di trasporto di pipeline esistenti[11]

Come è mostrato in Figura 11, la maggior parte delle pipeline richiedono una purezza del flusso elevata, maggiore del 95%, tranne in alcuni casi isolati. Questa informazione è utile per comprendere lo stato attuale dell'arte e per avere una prima stima quantitativa della purezza del flusso richiesta per il trasporto in pipeline di anidride carbonica.

Tipicamente la concentrazione delle altre sostanze non è specificata, ad eccezione per H2O, H2S, CO e altre sostanze che costituiscono pericoli.

Il controllo della percentuale di acqua nel flusso non risulta essere l'unico modo per prevenire gli effetti corrosivi, sarebbe possibile l'impiego di particolari acciai nella fase di costruzione delle pipeline, ma questo risulterebbe più costoso ed inoltre rappresenterebbe una soluzione fuori dallo scopo di questo studio.

Limitare il contenuto di acqua nel flusso si traduce in una netta riduzione del rischio di formazione di idrati; tale fenomeno è molto diffuso in pipeline installate in zone con temperature ambiente tendenzialmente fredde.

L'allegato A dello Standard ISO 27913 indica le principali impurità che possono essere presenti nel flusso di CO_2, che vengono riportare di seguito:

- ossigeno (O_2);
- acqua (H_2O);
- azoto (N_2);
- idrogeno (H_2);

- ossidi dello zolfo (SO_x)
- ossidi dell'azoto (NO_x);
- idrogeno solforato (H_2S);
- acido cianidrico (HCN);
- solfuro di carbonile (COS);
- ammoniaca (NH_3);
- ammine;
- aldeidi;
- particolato (PM).

Successivamente, sempre facendo riferimento al medesimo standard, vengono riportate in Figura 12 le rispettive concentrazioni limite per le varie impurità (compresa la concentrazione di CO_2) [15].

<table>
<tr><th>Species</th><th colspan="3">Indicative levels (volumetric composition in ppmv, unless stated as mol%)</th></tr>
<tr><td>CO_2</td><td colspan="3">>95 mol%[a]</td></tr>
<tr><td>H_2O</td><td colspan="2">Corrosion, 20 to 630[b], Hydrate, <200[c,d]</td><td rowspan="8">Avoiding the formation of corrosive phases and solids in the pipeline is essential for safe operation of the CO_2 pipeline system. There are a number of possible cross-chemical reactions that have the potential to form sulfuric/sulfurous acid, nitric acid and elemental sulfur when water and SO_2, NO, NO_2, O_2 and H_2S are present[33], also N_2O, N_2O_4[40]. Presently, there is no publically available model that can predict which of the reactions are thermodynamically and kinetically possible and favourable when the impurities are mixed. Since the maximum concentration of a single impurity will depend on the concentration of the other impurities, it is not possible due to lack of data and current understanding to state a fixed maximum concentration of a single impurity when other impurities are, or may be, present.</td></tr>
<tr><td>H_2</td><td><0,75 mol%[e,f]</td><td rowspan="5"><4 % total for all non-condensable gasses, but individual contributions may also be significant</td></tr>
<tr><td>N_2</td><td><2 mol%[f,g]</td></tr>
<tr><td>Ar</td><td>[f]</td></tr>
<tr><td>CH_4</td><td>[f,g]</td></tr>
<tr><td>CO</td><td><0,2 mol%[j,k]</td></tr>
<tr><td>O_2</td><td>[f,h]NB. Downstream limitations</td></tr>
<tr><td>H_2S</td><td><200[g,i,k]</td><td rowspan="3">Individual values, each below STEL,[m] but see Footnote n.</td></tr>
<tr><td>SO_2</td><td rowspan="2">Health and Safety < 100[k,l]
Corrosion < 50[n]</td></tr>
<tr><td>NO_2</td></tr>
<tr><td>Amine</td><td></td><td colspan="2" rowspan="4">The presence of amines, MeOH, EtOH, glycols and other water soluble components (e.g. HCl, NaOH, other salts) will facilitate the formation of an aqueous phase (free water) and reduce the concentration of water in the CO_2 at which a separate aqueous phase is formed. The maximum concentrations that are acceptable will depend on the concentration of the other impurities (see above note).</td></tr>
<tr><td>Methanol</td><td></td></tr>
<tr><td>Ethanol</td><td></td></tr>
<tr><td>Glycol</td><td></td></tr>
<tr><td>C_2+</td><td colspan="3"><2,5 mol%[o]</td></tr>
</table>

Figura 12: Tabella A.1 ISO 27913 con indicazioni sui livelli delle principali impurità della CO_2[15]

È importante sottolineare che le concentrazioni limite illustrate in Figura 12 possono variare significativamente sulla base di numerosi fattori, i quali non sono direttamente riportati in Figura 12 ma sono specificati nelle note, contraddistinte da lettere presenti come apici e riportate in allegato alla Tabella A.1 dello standard ISO 27913.

2.6.3 Compatibilità del materiale della condotta e spessore

Gli standard di riferimento per gli acciai nei sistemi di trasporto Oil&Gas sono la ISO 3183 [17] e l'API 5L[21]. Gli acciai più adatti al trasporto della CO_2 sono indicati nel capitolo 5.2 del documento DNV-RP-J202 [8]. Pipeline in acciai C-Mn sono considerate utilizzabili per il trasporto della CO_2, nel caso in cui la quantità d'acqua presente nel flusso sia costantemente controllata. In Figura 13 viene riportata la tabella presente nel documento.

Table 5-1 Candidate material types compatible with dense and vapour CO_2				
	No free water		*With free water*	
Material types	Pure CO_2	$CO_2 + H_2S$	Pure CO_2	$CO_2 + H_2S$
C-and low alloy steel	●	●		
304	●	●	●	●
316	●	●	●	●
13Cr	●	(●)	●	(●)
22Cr (duplex)	●	(●)	●	(●)
25Cr (duplex)	●	(●)	●	(●)
Nickel based alloys	●	●	●	●

Guidance note:
According to ISO 15156-3 type 25Cr is only marginally more resistant to H_2S cracking compared to 22Cr.

Figura 13: Tabella con informazioni riguardo la tipologia di acciai compatibili con la presenza o meno di acqua nel flusso di CO_2[16]

Tipicamente lo spessore della condotta è determinato sulla base della pressione di esercizio (e quindi sulla pressione di design) della condotta. Per le pipeline onshore il fattore per il massimo stress circonferenziale viene stabilito dalla tabella 5-3 dello standard ISO 13623, riportata in Figura 14.

Table 5-2 Utilization factors onshore /ISO 13623, Sec.6.4.2 Strength Criteria/						
Location	*Fluid Category C*	*Fluid category D and E*				
		Location Class (Population density)				
		LC1	LC2	LC3	LC4	LC5
General Route	0.77 (LC>1) 0.83 (LC1)	0.77 (E) **0.83 (D)**	**0.77**	**0.67**	**0.55**	**0.45**
Crossings and parallel encroachments						
— minor roads	0.77	**0.77**	**0.77**	**0.67**	**0.55**	**0.45**
— major roads, railways, canals, rivers, diked flood defences and lakes	0.67	**0.67**	**0.67**	**0.67**	**0.55**	**0.45**
Pig traps and multi-pipe slug catchers	0.67	**0.67**	**0.67**	**0.67**	**0.55**	**0.45**
Special constructions such as fabricated assemblies and pipelines on bridges	0.67	**0.67**	**0.67**	**0.67**	**0.55**	**0.45**

Figura 14: Fattori per il calcolo dello stress circonferenziale ammissibile per pipeline onshore [8]

Per le pipeline offshore è opportuno fare riferimento alla seguente tabella, presente sempre nello standard ISO 13623 e riportata in Figura 15.

Table 5-3 Utilization factors offshore /ISO 13623, Sec.5.4.2 Strength Criteria/	
General route	*0.77* **0.83**
Shipping lanes, designated anchoring areas and harbour entrances	**0.77**
Landfalls	**0.77**
Pig traps and multi-pipe slug catchers	**0.67**
Risers and primary piping	**0.67**

Figura 15: Fattori per il calcolo dello stress circonferenziale ammissibile per pipeline offshore [8]

Per il rischio di implosione o collasso e per il rischio di carichi combinati, è opportuno fare riferimento allo standard DNV-OS-F101[16], in cui sono presenti sezioni dedicate a questo tema.

2.6.4 Controllo di propagazione della frattura ed utilizzo di crack arrestors

Una delle peculiarità della CO_2 è il diverso effetto che genera nella propagazione della frattura rispetto al gas naturale. In Figura 16 viene illustrato il comportamento delle caratteristiche termodinamiche della sostanza (pressione, temperatura e fase) in caso di depressurizzazione incidentale di una pipeline di CO_2 inizialmente allo stato supercritico.

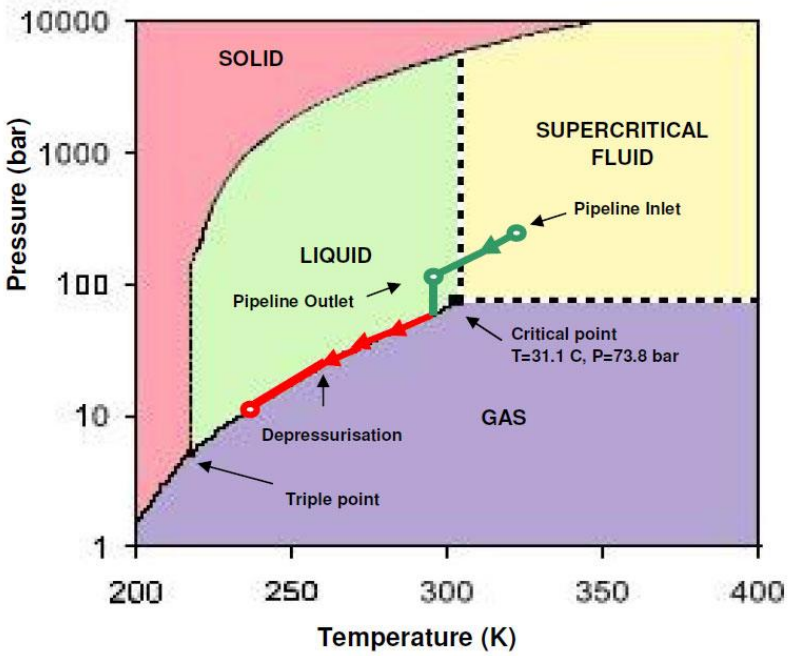


Figura 16: Possibile cambiamento di fase durante depressurizzazione da rottura o perdita[26]

Un eventuale cambiamento di fase della sostanza da fluido supercritico a liquido o da liquido a gas solleciterebbe la pipeline con stress meccanici di notevole entità, portando a conseguenze potenzialmente distruttive.

In caso di rottura, la condotta deve presentare un adeguata resistenza alla propagazione della fattura. La capacità di una condotta di permettere la propagazione della frattura dipende da vari fattori, tra cui:

- parametri operativi (pressione e temperatura);
- spessore della condotta;
- materiale e relative proprietà;
- proprietà fisiche della CO_2;
- pressione di saturazione;
- velocità di decompressione.

Al fine di limitare il propagarsi dell'effetto, oltre all'utilizzo di materiali dedicati per la progettazione delle nuove pipeline, può essere necessario l'utilizzo di crack arrestors. Lo scopo è quello di progettare una condotta in modo tale che in caso di rottura, quest'ultima si propaghi limitatamente.

Con lo scopo di prevenire la propagazione della rottura, è necessario che la velocità di decompressione del fluido sia più alta della velocità di propagazione della frattura.

Nel momento in cui la velocità di decompressione del fluido supera quella di propagazione della rottura, la frattura si arresta. [8]

In particolare, nel caso della CO_2, è importante sottolineare il rapido cambiamento della velocità di decompressione con la caduta di pressione lungo la curva di saturazione. Infatti, a confronto con il gas naturale, la velocità di decompressione della CO_2 liquida e significativamente maggiore. In Figura 17 viene illustrato il comportamento e gli andamenti della velocità in funzione della pressione.

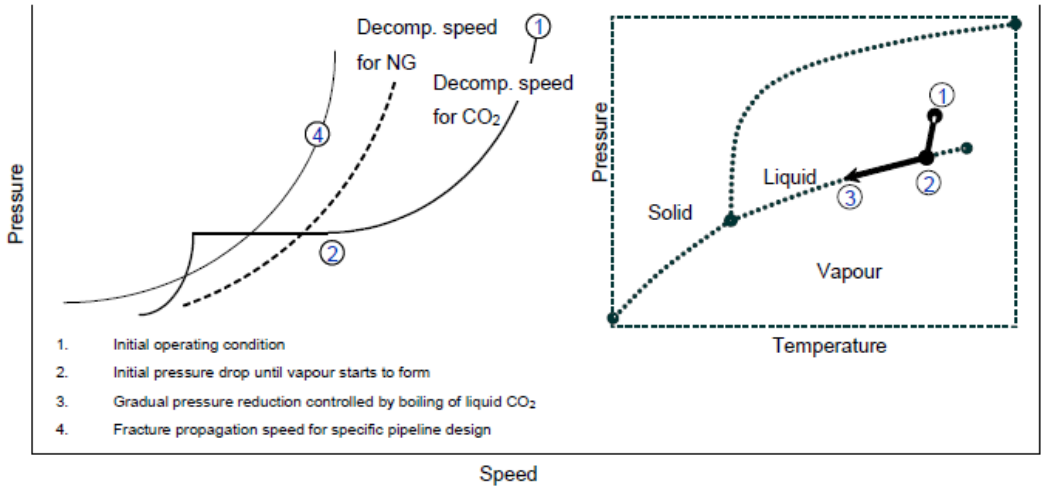


Figura 17: Relazione tra la velocità di depressurizzazione e velocità di propagazione della frattura lungo la parete della condotta[8]

Appena inizia a formarsi la CO_2 gassosa, la velocità decresce significativamente.

La velocità di decompressione è influenzata da:

- composizione del flusso di CO_2;
- pressione operativa iniziale (maggiore P, maggiore velocità di decompressione);
- temperatura operativa della pipeline (maggiore T, maggiore pressione di saturazione).

È quindi importante effettuare valutazioni in merito al controllo degli eventi iniziatori delle fratture e della propagazione delle stesse.

Nel caso in cui la prima barriera (dell'inizio della frattura) fallisca, risulta opportuno definire un piano di controllo della propagazione della frattura come illustrato in Figura 18.

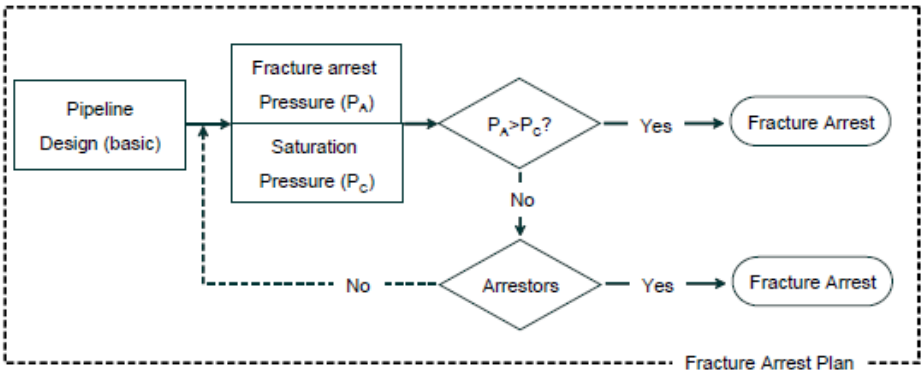


Figura 18: Controllo di propagazione della frattura[8]

Al fine di eseguire il controllo risulta necessario determinare le seguenti grandezze fisiche:

- Pressione di arresto della frattura (P_A) , calcolata sulla base di:
  - diametro della condotta;
  - spessore della condotta;
  - materiale della condotta.
- Pressione critica (P_C) , sulla base della composizione del flusso di CO_2

Successivamente deve essere determinata la condizione di arresto della frattura, ovvero $P_A > P_C$.

È importante sottolineare che questa procedura potrebbe risultare non conservativa in caso di significative composizioni percentuali di gas non-condensabili nel flusso di CO_2.

Tipicamente pipeline a bassa pressione avranno una differenza minore tra P_A e P_C, perciò saranno quelle che più facilmente condurranno le cricche.

Nel caso in cui l'analisi sopra effettuata non dia un risultato significativo (troppo poco margine di differenza ad esempio) può essere necessario impiegare un modello a due curve.

Un esempio è rappresentato dal Battelle Two-Curve-Method, modello parametrico sviluppato empiricamente e validato per il gas naturale e per liquidi attraverso test su larga scala. Essendo che il tema centrale dell'analisi è il trasporto di CO_2 e che il metodo sopracitato (BTCM) non è stato validato per questa sostanza[8], risulta di interesse citare uno studio effettuato dal Centro Sviluppo Materiali S.p.A. intitolato "FRACTURE PROPAGATION PREVENTION ON CO_2 PIPELINES: FULL SCALE EXPERIMENTAL TESTING AND VERIFICATION APPROACH" [30]

Le conclusioni emerse dai risultati dei test vengono riportate di seguito:

> *<< The tests have demonstrated that:*
>
> *1. the pipes produced for natural gas transportation pipeline can arrest, for the conditions considered in the project, the running fracture on pipeline conveying CO_2 mixtures.*
>
> *2. Crack arrestor, if properly designed, can arrest the running shear fracture when the pipe inherent toughness cannot.*
>
> *3. The Battelle Two Curve model, used for predicting the minimum toughness requirement to arrest the fracture, cannot be used "as is" for the application to CO_2 pipeline but a correction factor is mandatory.*
>
> *4. The whole set of available full-scale tests performed with dense CO_2 is not enough to identify a reliable correction factor for the BTCM due to the fact the number of tests is low and the scatter on the results is not negligible. >>*

Le pipeline prodotte per il trasporto di gas naturale possono arrestare, per le condizioni considerate nel test in questione, la propagazione di una frattura in una pipeline che trasporta miscele a base di CO_2.

I crack arrestors, se opportunamente progettati, possono arrestare la propagazione della frattura quando la tenacità intrinseca della condotta non è in grado di farlo.

Il modello BTCM non può essere usato così come è stato concepito per applicazioni CO_2 ma è necessario l'utilizzo di un fattore di correzione.

Il fattore di correzione necessario non può essere determinato con sicurezza a causa del ridotto numero di test e della non trascurabile differenza nei risultati ottenuti.

Sulla base delle conclusioni di questo studio, è importante specificare che, facendo riferimento allo standard ISO 27913[15], Allegato D, viene proposto l'utilizzo del modello BTCM modificato, definendo un criterio per stabilire il fattore di correzione necessario per applicazioni CO_2. In Figura 19 viene illustrata la rappresentazione del modello di interesse.

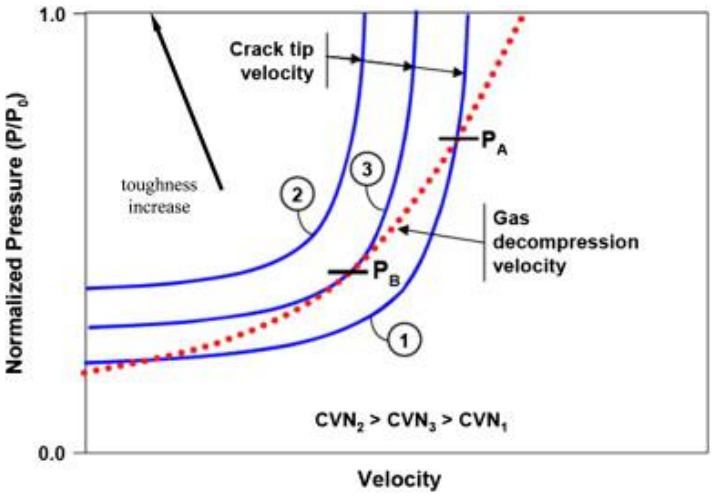


Figura 19: Rappresentazione del Battelle Two-Curve-Method[11]

Lo standard DNV-RP-J202 non fornisce un criterio univoco per la scelta sulla distanza di installazione tra un crack arrestor ed un altro, viene però riportata di seguito una nota allegata al documento

> *<< Guidance note: Use of fracture arrestors in the CO_2 pipelines operated in the United States is considered standard practice /KMCO₂/. One operator has provided feedback that they typically install arrestors every 300m (1000') /4/, based on a "spares in stock" philosophy. Some of these pipelines may, however, be constructed from line pipe with lower fracture toughness compared to what is available today.>>[8].*

2.6.5 Formazione di acido carbonico e corrosione

Una delle criticità più importanti e di rilevanza nel trasporto della CO_2 è la corrosione dovuta alla presenza di acqua. Questo fenomeno si può verificare anche nelle applicazioni per gas naturale, la differenza sostanziale è che in questo caso sia la CO_2 che l'acqua sono considerate impurità ed è necessaria la presenza di entrambe le sostanze. In applicazioni per il trasporto della CO_2, quest'ultima è presente in abbondanza e di conseguenza l'unica impurità necessaria al verificarsi del fenomeno è appunto l'acqua.

Questo fenomeno corrosivo dipende sostanzialmente dalla quantità di acqua presente all'interno del flusso di CO_2 e dalle condizioni operative di pressione e temperatura [31]. La purezza del flusso di CO_2 dipende dalle tecnologie di cattura; ad esempio, il flusso prodotto da un impianto di cattura post-combustione presenta quantità di acqua non trascurabili.

Essendo che al variare di pressione e temperatura la CO_2 può assumere stati di aggregazione da gassoso a liquido (o supercritico), si ha conseguentemente una differente interazione della sostanza con l'acqua, ottenendo quindi un cambiamento nella chimica; allo stato liquido o supercritico, la solubilità della CO_2 non segue più la legge di Henry [32].

Il cambiamento nella solubilità è direttamente collegato alla formazione di acqua libera, la quale determina, direttamente o reagendo con la CO_2, il fenomeno di corrosione. La solubilità dell'acqua nella CO_2 è quindi funzione della temperatura e pressione ed il problema si ha quando la solubilità dell'acqua nella CO_2 viene superata [33], portando alla formazione di acqua e a fenomeni di corrosione e formazione di idrati[34].

La CO_2 reagisce quindi con l'acqua presente formando acido carbonico (reazione di idratazione della CO_2)

$$CO_{2\,(g)} + H_2O_{\,(l)} \leftrightarrow H_2CO_{3\,(aq)}$$

Successivamente, l'acido carbonico potrebbe dissociarsi producendo ione idrogeno e ione carbonato

$$H_2CO_3 \leftrightarrow H^+ + CO_3^{2-}$$

Il risultato finale del fenomeno di corrosione della CO_2 viene descritto dalla seguente reazione generale

$$Fe_{\,(s)} + H_2CO_3 \rightarrow FeCO_{3\,(s)} + H_{2\,(g)}$$

In generale, il fattore che regola il rateo di corrosione risulta essere la reazione di idratazione della CO_2 [35].

2.6.6 Meccanismo di formazione degli idrati

Una delle caratteristiche della CO_2 è quella di legarsi all'acqua formando molecole più complesse e dannose per le applicazioni di interesse trattate in questo documento.

Gli idrati infatti risultano essere composti solidi cristallini formati dall'acqua, definita come "molecola ospitante", e da piccole molecole definite "molecole ospiti" quali CO_2, CH4 e H2S. Molecole come Ammoniaca e acido cloridrico non formano idrati nonostante la loro dimensione.

Gli idrati si formano a temperature maggiori del punto di congelamento dell'acqua e somigliano in termini di aspetto e proprietà al ghiaccio. Gli accumuli di ghiaccio possono bloccare il flusso o danneggiare i componenti.

La formazione degli idrati richiede comunque il verificarsi di queste condizioni:

- la presenza delle molecole che li compongono;
- la giusta combinazione tra pressione e temperatura (infatti la loro formazione e favorita da basse temperature ed alte pressioni);
- una quantità di acqua sufficiente alla formazione dei composti.

È però importante sottolineare che la deidratazione non è sempre richiesta; infatti, nel caso in cui il flusso in entrata sia di CO_2 secca, come nei casi di impianti di produzione idrogeno o di Gas processing, questo processo potrebbe non essere necessario [36].

2.6.7 Considerazioni su ispezione e manutenzione

Tipicamente il flusso di CO_2 viene continuamente monitorato sulla base di alcuni parametri tra cui:

- contenuto di impurezze;
- composizione del flusso di CO_2;
- pressione della CO_2;
- temperatura della CO_2.

Solitamente è grazie alla presenza di un sistema SCADA che vengono controllati i diversi parametri di interesse, in modo che in caso di variazioni il sistema provveda a informare gli operatori per poter intervenire opportunamente. Esiste inoltre la possibilità di odorizzare la CO_2 gassosa in modo da rendere facilmente rilevabili eventuali perdite. Un valido esempio di monitoraggio delle pipeline consiste nel progetto gestito dalla Dakota Gasification Company, in cui gli operatori monitorano continuamente la presenza di perdite attraverso un sistema LDS (Leak Detection System). Il sistema è progettato per monitorare continuamente la rete di trasmissione, identificando e localizzando la perdita, in modo da indicare in quale tratto della pipeline risulta necessario effettuare un'ispezione, andando ad isolare la sezione desiderata con opportune valvole di isolamento. In Tabella 5 viene riportato il piano di ispezioni utilizzato dalla Dakota Gasification Company[11].

Piano di ispezione [11]	
Pattugliamento aereo	27 azioni/anno
Ispezione protezione catodica	1 azione/anno
Sistema di emergenza	1 azione/anno
Ispezione interna con Pig run	1 azione/5 anni
Test dei componenti di sicurezza per la sovrapressione	1 azione/anno
Censimento densità della popolazione	1 azione/2 anni
Programma di comunicazione e prevenzione di incidente per il pubblico	1 azione/anno
Ispezione e manutenzione delle valvole	6 azioni/anno

Tabella 5: Piano di ispezione utilizzato dalla Dakota Gasification Company [11]

Particolari criticità legate al piano di gestione dell'integrità (IMP-Integrity Management Plan) per applicazioni di trasporto della CO_2 sono indicate in tabella E.1, Allegato E dello standard ISO 27913[15].

2.6.8 Formazione di ghiaccio nel rilascio "effetto Joule Thomson"

Durante l'operatività del sistema di trasporto della CO_2 si possono verificare eventi in cui si ha una depressurizzazione della pipeline; ciò può avvenire per diversi motivi. Può essere necessario depressurizzare la pipeline per effettuare opere di ispezione e manutenzione, in fase di Start-Up e Shut-Down, oppure per una causa non volontaria, come una perdita, una rottura o il guasto di un componente (es. valvola).

Risulta importante identificare e conoscere i casi in cui è possibile che si verifichi la depressurizzazione, poiché una rapida espansione del gas porta al raggiungimento di temperature molto basse, con la possibilità di formazione di ghiaccio (effetto Joule-Thomson).

La CO_2, infatti, differisce nella depressurizzazione rispetto agli idrocarburi poiché il rilascio può manifestarsi come combinazione di CO_2 allo stato gassoso e solido. La formazione di composti solidi può avere effetti critici sulla pipeline e sulla relativa attrezzatura, per cui risulta necessario includere considerazioni in fase di progettazione rispetto a questo fenomeno.

Lo standard ISO 27913 [15] nell'allegato B.1 fornisce indicazioni riguardo i rilasci incidentali di CO_2.

2.7 Contesto internazionale ed applicazioni

La rete di trasporto e distribuzione di gas naturale nazionale è un'infrastruttura ben strutturata e ramificata sul territorio; tale rete risulta essere un bene prezioso ed un suo riutilizzo porterebbe ad un beneficio sia in termini di impatto ambientale sia economico. Inoltre, è opinione comune che la durata di vita delle pipeline spesso è molto più duratura del servizio per cui sono state progettate inizialmente.

A livello internazionale sono diversi i progetti di riutilizzo di pipeline esistenti; a questo proposito sono proposti due progetti di riconversione europei: Longannet e OCAP.[11]

Il primo consiste nel riutilizzo di una delle pipeline per gas naturale più grandi e lunghe in Europa. Nonostante la grande capacità della pipeline, la quantità di CO_2 trasportata è relativamente bassa. Questo accade perché la pipeline inizialmente era stata progettata per trasportare un volume significativamente maggiore di gas naturale.

Il secondo consiste nel riutilizzo di un oleodotto fuori servizio dai primi anni 2000, lungo 24 km, di diametro compreso tra i 305-660 mm, ispezionato e testato nel 2004. Il sistema in questione è operativo da circa 20 anni e trasporta CO_2 allo stato gassoso[11].

2.8 Considerazioni finali su aspetti critici nel trasporto della CO_2

Dopo un'attenta analisi in merito alle criticità riscontrabili nel trasporto di CO_2, è opportuno evidenziare i seguenti aspetti:

- Le pipeline adibite al trasporto della CO_2 hanno un range di operatività ristretto rispetto al gas naturale; pressione e temperatura vanno monitorate e mantenute nei limiti previsti in modo da evitare il cambiamento di fase della sostanza.
- La presenza di impurità nel flusso può portare, oltre al verificarsi di fenomeni corrosivi come nel caso di gas naturale, ad un cambiamento del diagramma di stato e conseguentemente delle condizioni operative ammissibili, discusse nel punto precedente.
- I materiali ammissibili della condotta dipendono dalla purezza del flusso; in particolare, come si evince dalla Figura 13, la presenza o meno di acqua libera nel flusso permette di escludere a priori alcune tipologie di acciai.
- È opportuno verificare la condizione di arresto della frattura, installando se necessario dei crack arrestors, in modo da evitarne la propagazione.
- È necessario controllare il contenuto di acqua nel flusso evitando la formazione di acido carbonico o di idrati, i quali possono portare a fenomeni corrosivi della condotta.
- In caso di rapida espansione del gas, a cause dell'effetto Joule -Thompson si potrebbe verificare la formazione di ghiaccio.

Alcuni degli aspetti sopra elencati, come il range di operatività ristretto, vengono discussi nel capitolo 4; poiché è necessario definire un range operativo ristretto per evitare il cambiamento di fase della CO_2 nel trasporto, è necessario impostare l'analisi termofluidodinamica partendo da questi limiti. Un discorso analogo viene fatto

per la condizione di arresto della frattura e per lo spessore minimo della condotta. Le considerazioni riguardo la purezza del flusso e il contenuto di acqua sono analizzate e approfondite per il caso in esame nel capitolo 5, in cui è stato dimensionato un opportuno sistema di compressione e trattamento per ottenere la purezza di flusso richiesta.

3. Definizione del caso studio e ipotesi di progetto

In questo capitolo viene illustrata la filosofia di progetto della stazione di compressione e trattamento onshore per l'Opzione 3, la metodologia seguita per l'analisi di verifica della pipeline e per la progettazione, viene introdotto il sito di riferimento e il sistema in esame.

3.1 Filosofia di progetto

Come spiegato al capitolo 1.2, oltre a effettuare un'analisi di compatibilità dell'infrastruttura al trasporto di anidride carbonica, questo lavoro ha come scopo finale la realizzazione di un progetto preliminare per la purificazione e compressione del flusso di CO_2 proveniente direttamente dall'impianto di cattura. Il concetto di riconversione e l'idea di sostenibilità da cui nasce risultano essere l'elemento chiave di questo lavoro, i quali motivano le scelte effettuate.

La scelta della piattaforma di riferimento è motivata nel progetto di conversione previsto dall'Opzione 3 [7] in cui viene specificata la necessità di utilizzare una piattaforma di riferimento rappresentativa del panorama italiano. In questo lavoro viene esclusa la possibilità di riutilizzare l'anidride carbonica catturata poiché attualmente il settore è ancora prematuro.

Un altro importante vincolo progettuale è rappresentato dal volume iniettabile del giacimento e dal tempo di iniezione stabilito. Sulla base dei risultati ottenuti nel progetto di conversione per l'Opzione 3 [7], si è ipotizzato un tempo di iniezione pari a 5 anni, corrispondente ad una portata costante pari a 16,57 kg/s.

I concetti di sostenibilità che seguono la filosofia del progetto sono i seguenti:

- La riconversione e il riutilizzo della piattaforma esistente evitano di danneggiare l'ecosistema marino che nel tempo si è sviluppato nella parte immersa della struttura della piattaforma, che inevitabilmente verrebbe danneggiato dalle operazioni di dismissione e smaltimento.
- La riconversione e l'utilizzo dell'infrastruttura di trasporto esistente, utilizzata precedentemente per il collegamento della piattaforma con la terraferma, risulta essere un elemento chiave e vincolante per permettere il trasporto di anidride carbonica in piattaforma. La costruzione di una condotta dedicata al trasporto della CO_2 non sarebbe coerente con l'idea di riconversione, specialmente se lo scopo è lo stoccaggio geologico permanente di questa sostanza.
- Il riutilizzo del giacimento esaurito come stoccaggio permanente di CO_2, motivato dal continuo aumento della concentrazione di questa sostanza nell'atmosfera e dalla necessita di sottrarla dalle emissioni dei processi esistenti, in modo da contribuire alla transizione energetica mitigando gli effetti che il gas serra ha sul riscaldamento globale.

3.2 Metodologia seguita per l'analisi

In questo paragrafo vengono riassunti i criteri di progettazione per la stazione onshore relativi al progetto di riconversione riguardante l'Opzione 3.

- Scelta del caso studio: è importante contestualizzare in modo realistico ed efficace il progetto, in modo tale da renderlo il più possibile adattabile a diverse tipologie di sistemi di trasporto. È stata quindi selezionata una condotta tipica di trasporto esistente ed una specifica tecnologia di cattura della CO_2 che realisticamente possa essere utilizzata in impianti esistenti, in modo da caratterizzare la composizione del flusso.
- Definizione dei limiti di batteria: il progetto consiste nell'ampliamento di uno studio già effettuato [7], di conseguenza è necessario ridefinire i confini del sistema.
- Analisi termofluidodinamica del trasporto della CO_2: viene effettuata un'analisi del comportamento della CO_2 all'interno della condotta, valutando l'effetto dello scambio termico e della caduta di pressione durante il trasporto della sostanza dalla terraferma alla piattaforma in modo tale da verificare la compatibilità del passaggio del flusso alle condizioni desiderate e dimensionare il compressore.
- Descrizione del processo di compressione e purificazione: viene descritto il funzionamento dell'impianto e le tecnologie utilizzate nel trattamento della sostanza.
- Dimensionamento dei componenti: in questa fase vengono caratterizzati i componenti ed i loro dettagli tecnici, i parametri operativi del processo e le dimensioni delle diverse unità dell'impianto.

- Logica di controllo: definizione del sistema di controllo e gestione dell'impianto che opera mediante opportuni pannelli di controllo in modo da monitorare e intervenire ove necessario, garantendo la continuità del processo e la gestione delle condizioni di pericolo o emergenza.

3.3 Diagramma a blocchi

Questo lavoro consiste in un ampliamento di un progetto di riconversione già realizzato [7], in cui è stata sviluppata una proposta di conversione della piattaforma GREEN1 e del relativo giacimento. Risulta quindi necessario ampliare i limiti di batteria, andando a studiare il comportamento dell'anidride carbonica nella condotta di collegamento tra la terraferma e la piattaforma, in modo da poter realizzare la progettazione preliminare dell'impianto di compressione e trattamento onshore.

In Figura 20viene rappresentato il diagramma a blocchi del sistema in esame

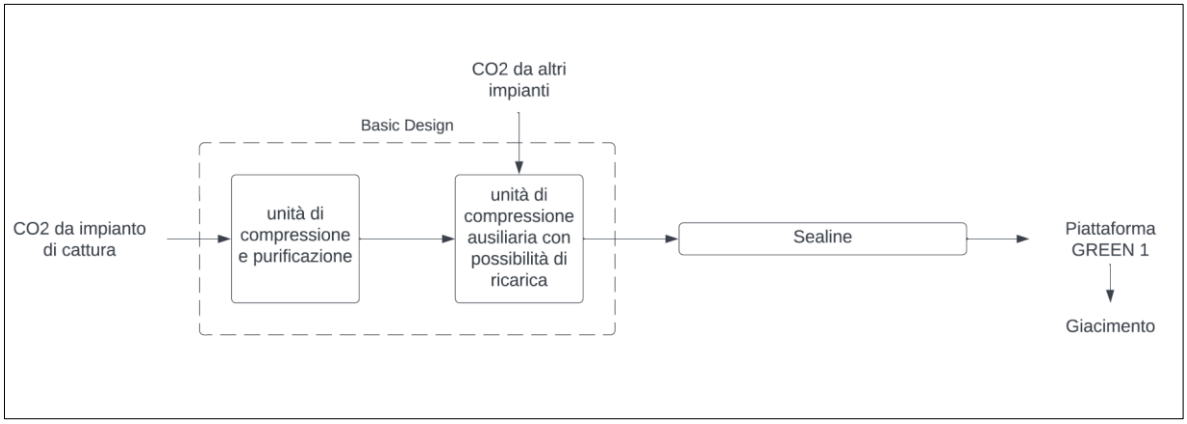


Figura 20: Diagramma a blocchi del sistema in esame

Il flusso di CO_2, proveniente dall'impianto di cattura, raggiunge l'unità di compressione e purificazione; la CO_2 viene quindi compressa grazie ad un compressore centrifugo multistadio inter-refrigerato, in cui una parte dell'acqua presente viene rimossa grazie all'utilizzo di opportuni flash tank. Successivamente, raggiunta la pressione e temperatura desiderata per il processo di deidratazione, il flusso di CO_2 entra nell'unità TEG, nella quale viene rimosso il contenuto d'acqua in eccesso, garantendo una purezza del flusso compatibile con il trasporto nell'infrastruttura esistente. Il flusso di CO_2, prima di entrare nella sealine di collegamento tra la terraferma e la piattaforma, viene indirizzato in un'altra unità, definita di compressione ausiliaria, il cui scopo è controllare che il flusso abbia i parametri operativi richiesti; in caso contrario, il flusso viene deviato in un compressore ausiliario in modo da garantire la pressione desiderata in piattaforma. L'unità di compressione ausiliaria è stata progettata anche per permettere un eventuale approvvigionamento di CO_2 da altre fonti, mediante l'utilizzo di un buffer.

3.4 Sito di riferimento

Prima di procedere alla descrizione del sito di interesse per la progettazione preliminare dell'impianto di compressione e trattamento onshore, relativo al completamento del progetto di conversione dell'Opzione 3, è opportuno introdurre la piattaforma GREEN 1, in modo da contestualizzare meglio l'intero processo di conversione, per poi procedere alla localizzazione dell'impianto sulla costa.

3.4.1 GREEN 1

La descrizione del sito di riferimento è riportata e trattata in tutti i precedenti lavori di riconversione di piattaforma[5][6][7].

Essendo lo scopo del progetto quello di sviluppare uno studio che possa essere applicato a diverse piattaforme presenti in Italia, per lo sviluppo del lavoro si è deciso di definire una piattaforma di riferimento "tipica" derivata da un progetto di un impianto esistente, in modo da conoscerne la documentazione tecnica di dettaglio, e che sia confrontabile ad alcune delle piattaforme attualmente insediate in Italia.

Tale piattaforma "tipica", chiamata GREEN1 nella trattazione di questo progetto, è stata realizzata per l'estrazione di gas naturale, ed è grazie alla caratterizzazione del giacimento su cui è stata costruita che sono

stati identificati i parametri fisici, come pressione e temperatura, su cui è stato basato il dimensionamento dei componenti in piattaforma per la riconversione.[7]

GREEN1 è situata a 18 km dalla costa nel mar Adriatico settentrionale, nell'area compresa tra Ancona e Rimini, dove il fondale è profondo circa 25 m. Come mostrato in Figura 22, è proprio in questa zona marina che si trova, infatti, la maggior parte delle piattaforme di produzione di idrocarburi italiane, per di più principalmente dedicate all'estrazione di gas naturale dai giacimenti sottostanti.

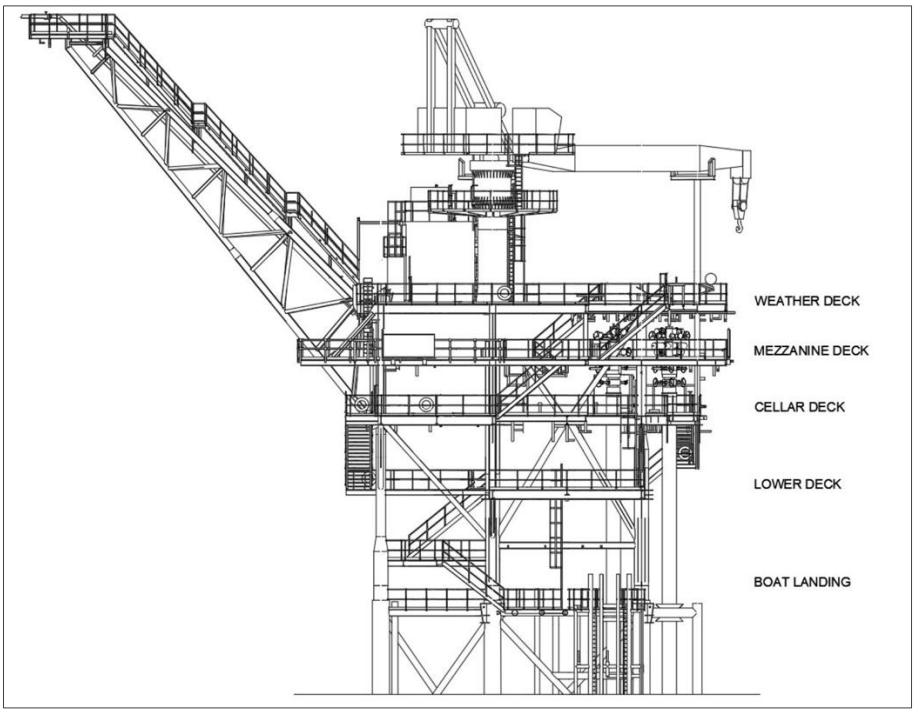


Figura 21: Vista laterale della piattaforma GREEN1

In Figura 21 è riportata una vista laterale della piattaforma. GREEN1 è una piattaforma a sei gambe composta di 4 piani o deck, denominati, dal superiore all'inferiore, weather deck, mezzanine deck, cellar deck e lower deck e di un quinto, prossimo alla superficie del mare, chiamato boat landing, adibito all'attracco delle imbarcazioni e all'imbarco ed allo sbarco del personale; tali piani sono situati, boat landing escluso, dall'alto verso il basso, a 21 m, 18 m, 15 m e 11 m. Il deck più ampio è il weather deck la cui superficie è stata considerata pari a 440 m^2 (20 m x 22 m), superficie che ben rappresenta le principali piattaforme nel panorama italiano. L'opzione 3 prevede l'arrivo della sealine in piattaforma al lower deck.

In Figura 22 viene illustrata la localizzazione delle piattaforme italiane.

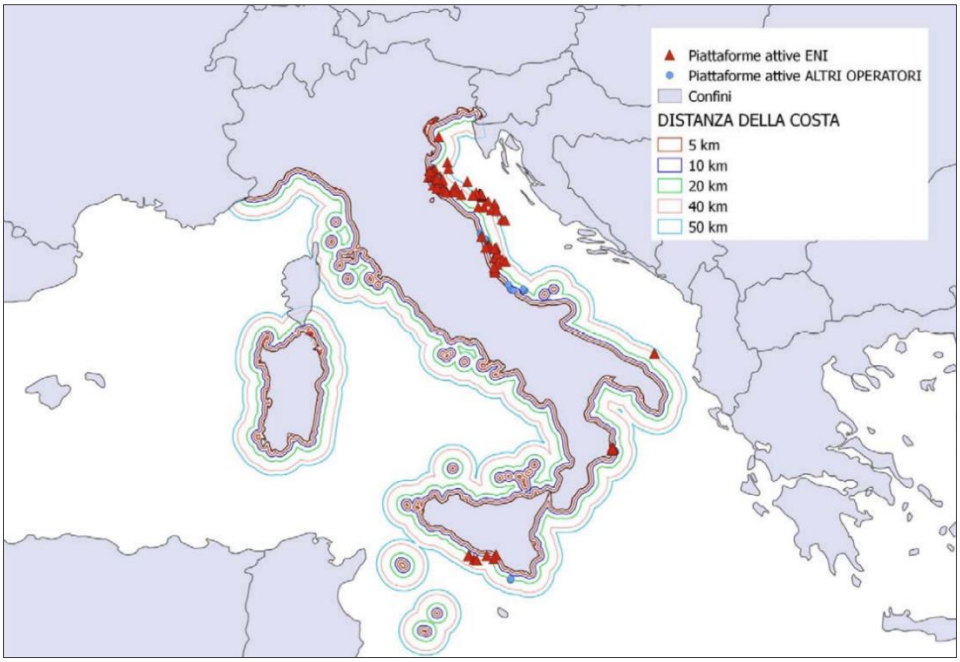


Figura 22: Posizione piattaforme offshore italiane [37]

3.4.2 Localizzazione impianto di compressione e trattamento onshore

Per quanto riguarda la localizzazione dell'impianto di compressione e trattamento onshore, si prevede che venga realizzato a circa 2 km dalla costa, nell'area compresa tra Rimini e Ancona. La classificazione sismica dei comuni è regolata dal DGR n. 146 del 06/02/2023 [38].

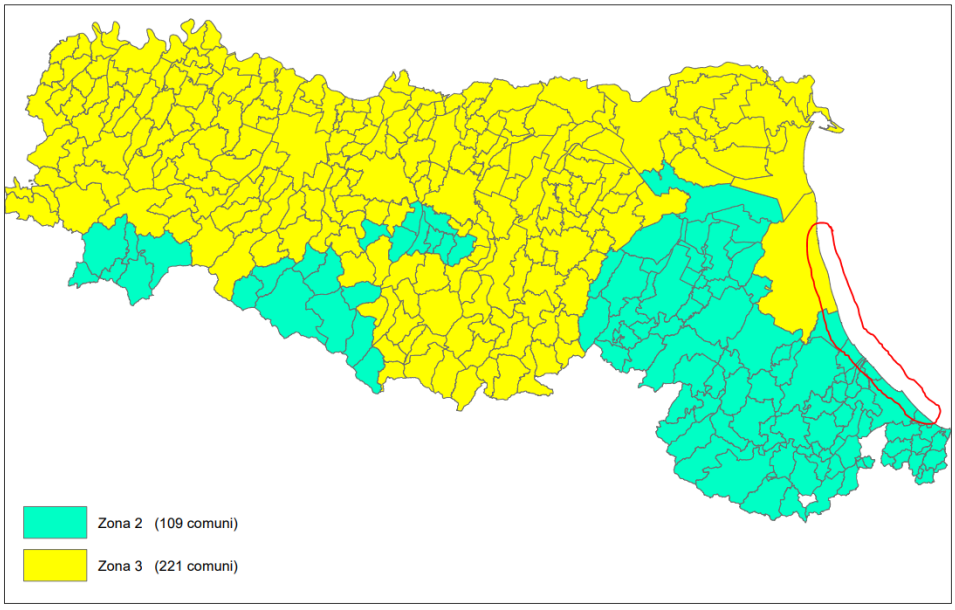


Figura 23: Classificazione sismica dei comuni dell'Emilia-Romagna[39]

In Figura 23 è riportata la classificazione sismica della regione Emilia-Romagna, suddivisa per comuni. I comuni compresi nell'area di interesse (evidenziata in rosso) per la localizzazione dell'impianto, sono classificati come zona 2 o 3. La classificazione è basata sull'Ordinanza del Presidente del Consiglio dei Ministri n. 3274 del 20 marzo 2003, sulla Gazzetta Ufficiale n. 105 dell'8 maggio 2003[40], la quale definisce le diverse zone con i criteri riportati in seguito:

- Zona 1 - È la zona più pericolosa. La probabilità che capiti un forte terremoto è alta.
- Zona 2 - In questa zona forti terremoti sono possibili.
- Zona 3 - In questa zona i forti terremoti sono meno probabili rispetto alla zona 1 e 2.

- Zona 4 – È la zona meno pericolosa: la probabilità che capiti un terremoto è molto bassa.

A ciascuna zona, inoltre, viene attribuito un valore dell'azione sismica utile per la progettazione, espresso in termini di accelerazione massima su roccia (zona 1=0.35 g, zona 2=0.25 g. zona 3=0.15 g, zona 4=0.05 g).

4. Verifica della pipeline

L'obiettivo di questo capitolo è di verificare la possibilità di conversione della sealine esistente al trasporto della CO_2 e valutarne le perdite di carico in modo da poter dimensionare la stazione di compressione e conoscere i parametri operativi ammissibili dal sistema. Per raggiungere l'obiettivo si è deciso di svolgere un'analisi termofluidodinamica, modellando la condotta marina e studiando lo scambio termico e la caduta di pressione. Successivamente è stata effettuata una valutazione normativa della condotta, in modo da verificarne l'adeguatezza rispetto agli standard più aggiornati per il trasporto di CO_2.

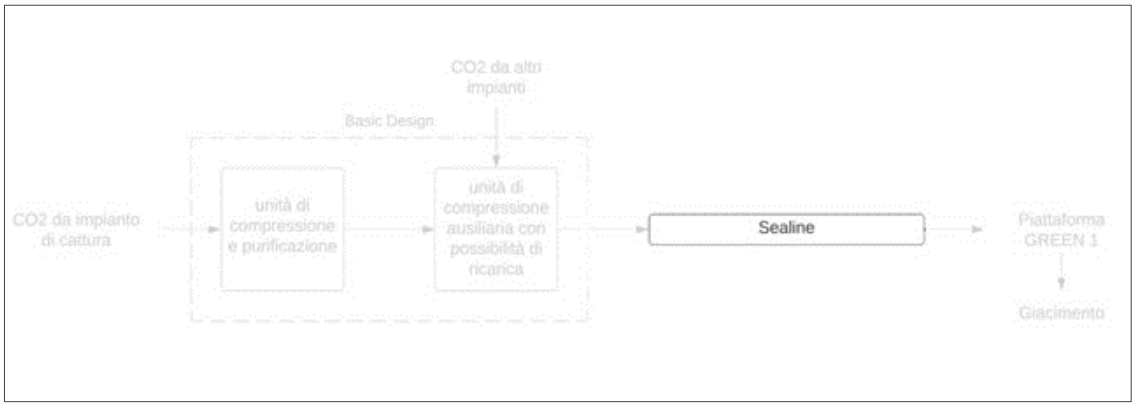


Figura 24: Diagramma a blocchi del sistema – Sealine

Prima di procedere con l'analisi termofluidodinamica, è opportuno introdurre la condotta sottomarina (sealine) di riferimento e le principali ipotesi e assunzioni fatte per sviluppare il modello.

4.1 Condotta sottomarina (sealine) di riferimento

La sealine di trasporto è lunga circa 18 km, con un'aggiunta di 2 km di pipeline sepolta onshore, necessaria al collegamento tra l'impianto di purificazione e compressione e l'inizio della condotta marina. La sealine raggiunge una profondità massima di 25 m, si è ipotizzata sepolta nel tratto vicino alla costa e successivamente ancorata al fondale.

La profondità del mare è un criterio fondamentale per la fattibilità della conversione e per la progettazione dell'impianto. Essa, infatti, influenza significativamente le perdite di carico da vincere per permettere al flusso di CO_2 di raggiungere la piattaforma alle condizioni desiderate. L'effetto della quota geodetica del flusso di CO_2 unita alle basse temperature del mare profondo potrebbe portare ad un cambiamento di fase della CO_2, per cui risulta importante sottolineare la necessità di uno studio mirato che tenga conto di tutti i parametri che influenzano il comportamento del flusso.

La sealine ha un diametro interno pari a 285, 7 mm, lo spessore delle pareti è di 19.1 mm, pressione e temperature di design sono rispettivamente pari a 200 bar e 0-100°C.

Variabile	Simbolo	Valore	U.M.
Pressione di design	p_d	200	bar
Temperatura di design	T_d	0-100	°C
Diametro interno	D_{int}	285.7	mm
Spessore pareti	s	19.1	mm

Tabella 6: Dati tecnici della condotta marina (sealine) [7]

Con il fine di valutare la compatibilità dell'infrastruttura in esame (sealine) al trasporto della CO_2, risulta necessario considerare i seguenti aspetti:

- Definire la fase alla quale si desidera trasportare la CO_2.
- Definire la purezza del flusso richiesta, questa risulta essere un driver fondamentale per gli effetti corrosivi, i cambiamenti di fase e la formazione di idrati.

- Verificare la compatibilità dei materiali e delle tecnologie di fabbricazione e installazione della condotta, in modo da considerare e valutare opportunamente i singoli meccanismi di danneggiamento della condotta (corrosione, formazione di idrati, etc.) e dei componenti installati nel sistema di trasporto.
- Valutare i parametri di design della condotta quali temperatura e pressione, verificandone la compatibilità rispetto al nuovo utilizzo, considerando i nuovi parametri operativi, che potrebbero essere diversi da quelli originariamente considerati in fase di progetto. È importante considerare lo spessore minimo ammissibile della condotta tenendo presente la nuova destinazione d'uso, ovvero il trasporto di CO_2.
- Definire le condizioni al contorno del caso specifico in esame, ovvero la temperatura del mare e le tecnologie di installazione che potrebbero influenzare lo scambio termico (effetto isolante del cemento, prevalenza di effetti conduttivi o convettivi, etc.).

Una volta considerato l'insieme di questi fattori, risulta possibile dimensionare il sistema di trattamento della CO_2 e il relativo sistema di compressione, necessario a fornire la spinta per trasportarla alle condizioni operative desiderate.

4.1.1 Fase di trasporto della sostanza

La soluzione tipicamente adottata per il trasporto della CO_2 prevede il trasporto della sostanza allo stato supercritico. In questo progetto, però, è necessario che il flusso di anidride carbonica arrivi in piattaforma allo stato gassoso per non superare le condizioni strutturali del giacimento durante la fase di iniezione. Infatti, come descritto nel Basic Design dell'opzione 3, l'iniezione a testa pozzo avviene in fase gassosa per poi diventare supercritica gradualmente durante la discesa nel pozzo (a causa del peso della colonna di fluido soprastante).

Si è scelto, dunque, di trasportare la CO_2 in fase gassosa anche in base ai seguenti fattori:

- La riconversione prevede il riutilizzo dell'infrastruttura esistente, di conseguenza trasportare la CO_2 ad una pressione inferiore risulta ragionevole sia in termini di stress meccanico della sealine (trattandosi di una sealine vecchia è opportuno limitarne le sollecitazioni), sia per gli aspetti corrosivi, inoltre, in caso di depressurizzazione e rilascio, non si assisterebbe ad un cambiamento di fase della sostanza.
- La sealine deve essere in grado di consegnare la CO_2 alle condizioni desiderate (30 bar), la quale, viste le temperature in gioco, garantisce lo stato gassoso e l'impossibilità della CO_2 di cambiare fase, anche nel caso di temperatura molto basse.
- Trasportare la CO_2 supercritica nella sealine permetterebbe un trasporto più efficiente, ma viste le condizioni necessarie in piattaforma sarebbe necessario laminare il flusso annullando la compressione a monte della sealine e riducendo l'efficienza del sistema.
- Scegliere di trasportare la CO_2 in fase gassosa in un progetto di riconversione è una scelta che è già stata effettuata in altri casi studio, in particolare nel progetto OCAP presentato al capitolo 2.5.

4.1.2 Temperatura di riferimento del mare

Per conoscere la temperatura di riferimento per il sito in esame, facendo riferimento alla localizzazione scelta precedentemente, è stato utilizzato il sito Copernicus [41], il quale fornisce uno storico delle temperature globali annuali del mare in funzione della profondità. Le temperature minime registrate nel Mar Adriatico risultano essere circa pari a 12-13° nelle stagioni più fredde [41]. Conservativamente ai fini dello studio è stata considerata la condizione peggiore per il trasporto della CO_2, ovvero la condizione invernale in cui si raggiungono le temperature più basse e il rischio di liquefazione è maggiore, assumendo un valore di temperatura del mare pari a 10°C.

La condizione più conservativa risulta essere quella con la temperatura inferiore poiché il nostro scopo è trasportare la CO_2 allo stato gassoso; infatti, facendo riferimento al lavoro svolto nell'opzione 3[7], viene richiesto un flusso di CO_2 pari a 16.57 kg/s, alla pressione di 30 bar, la temperatura coinciderà con la temperatura del mare (10°C).

Fissata la pressione di esercizio della sealine, il driver fondamentale per il cambiamento di fase della CO_2 risulta essere la temperatura esterna, poiché la CO_2 nella condotta è raffreddata da quest'ultima. Un eventuale passaggio di stato della sostanza all'interno della condotta genererebbe eccessivi stress meccanici alla struttura e ai componenti con la possibilità di comprometterne l'integrità.

4.1.3 Tecnologia di ancoraggio e installazione della sealine

Al fine di sviluppare un modello termofluidodinamico realistico e rappresentativo, è stato valutato lo stato dell'arte passato e attuale riguardo l'installazione delle condotte sottomarine; sulla base di queste informazioni sono stati sviluppati tre diversi modelli di calcolo che permettono di valutare lo scambio termico lungo la condotta, la caduta di pressione e la temperatura all'uscita della stessa, in modo da considerare più casi realistici possibili ed evidenziarne possibili differenze già in una fase preliminare. Sostanzialmente sono state evidenziate tre tecnologie possibili:

- Condotta adagiata sul fondale, rivestita di uno strato di cemento con lo scopo di appesantirla e stabilizzarla in modo da evitarne il movimento sul fondale dovuto alle correnti marine.
- Condotta fissata al fondale mediante opportuni sistemi di ancoraggio senza rivestimento in cemento armato.
- Condotta sepolta nel fondale mediante tecnica *trenching* la quale risulterà interamente sepolta nella sabbia.

La prima tecnica, illustrata in Figura 25, è utilizzata in presenza di significative correnti marine, le quali potrebbero spostare la condotta dalla posizione in cui è stata collocata; il metallo viene rivestito di uno strato di cemento variabile in funzione delle forze presenti e della dimensione della condotta.

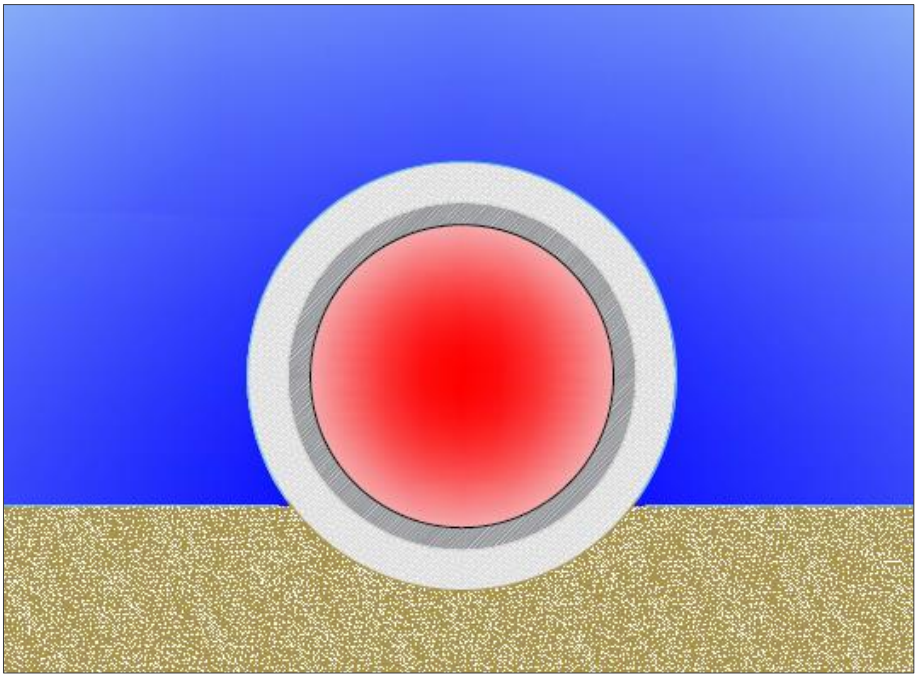


Figura 25: Sezione condotta posata sul fondale e appesantita con calcestruzzo

La seconda tecnologia di posa, illustrata in Figura 26, prevede il deposito della condotta sul fondale con opportuni sistemi di ancoraggio per impedirne il movimento. Ai fini dello studio termo-fluido dinamico, questo caso coincide con il caso semplice in cui la condotta, senza il rivestimento in cemento, viene adagiata sul fondale. Gli ancoraggi sono trascurabili per i nostri scopi, in quando non incidono significativamente sullo scambio termico

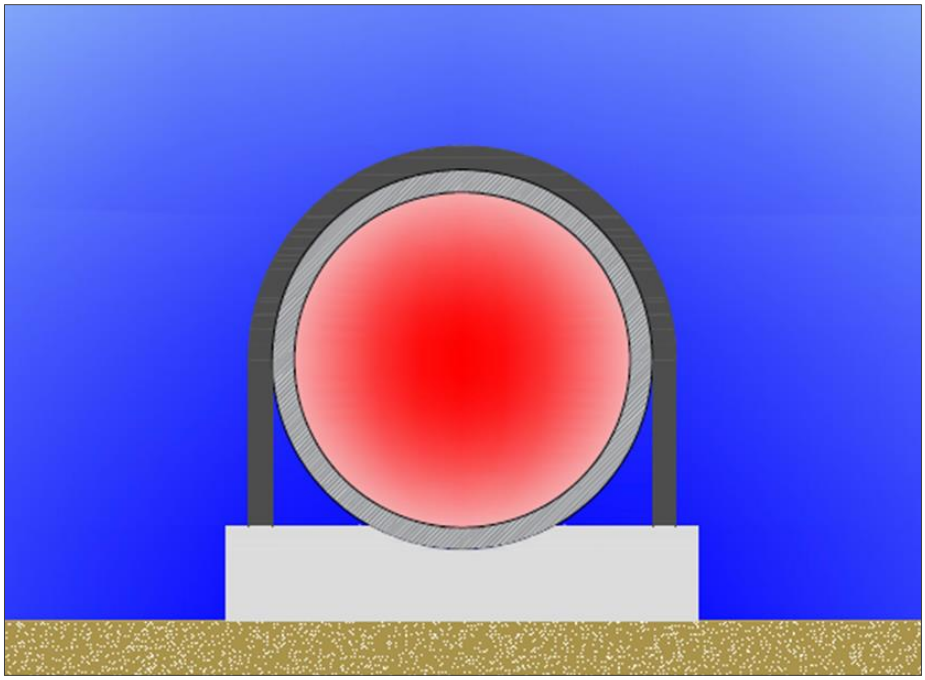


Figura 26: Sezione condotta fissata al fondale con sistema di ancoraggio

L'ultima tecnologia di posa, illustrata in Figura 27, è utilizzata specialmente vicino alle coste o in aree in cui è prevista la navigazione libera, la pipeline viene posizionata in un'opportuna trincea costruita da robot sottomarini, i quali provvedono successivamente alla sepoltura.

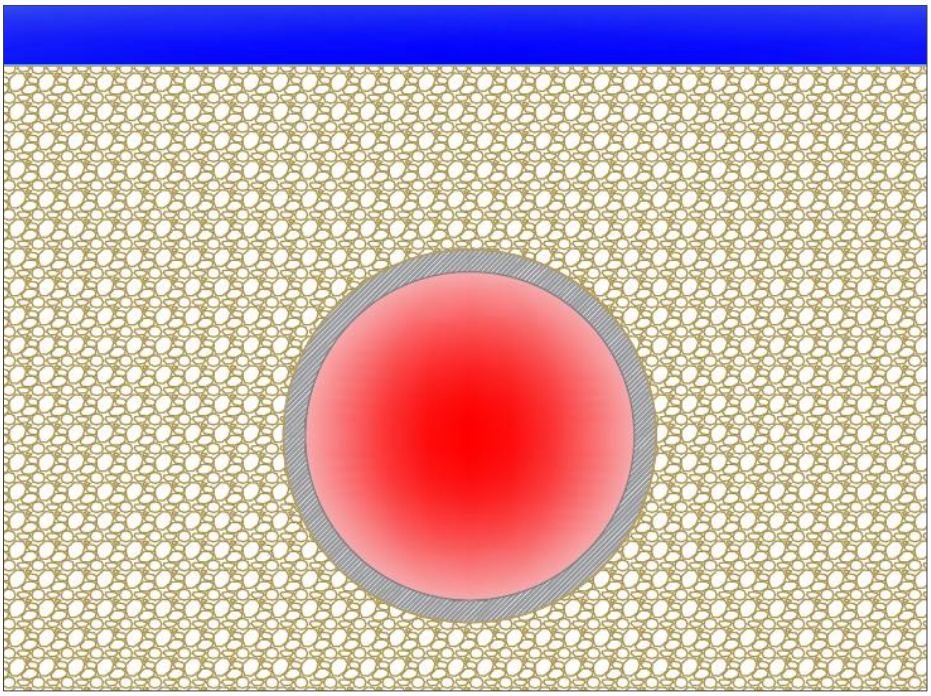


Figura 27: Sezione condotta sepolta nel fondale sabbioso

4.2 Modellazione delle proprietà della CO_2

Per studiare il problema dal punto di vista termofluidodinamico, in modo da poter stimare le perdite di carico lungo la condotta e studiarne il profilo di termodinamico, è stato necessario studiare il cambiamento delle proprietà del fluido in funzione di temperatura e pressione nel range di interesse, determinando quindi:

- densità;
- viscosità;
- calore specifico;
- conducibilità termica.

I dati per stimare le seguenti proprietà sono stati reperiti dal database del NIST (National Institute of Standards & Technologies).[42]

I range di pressione e temperatura considerati in questo studio sono stati scelti sulla base delle condizioni operative richieste dal compressore in piattaforma e delle condizioni di cattura del flusso di CO_2. Come specificato al capitolo precedente, il flusso di CO_2 deve essere consegnato in piattaforma allo stato gassoso, alla pressione di circa 30 bar. In Figura 28 viene rappresentata la densità in funzione di temperatura e pressione.

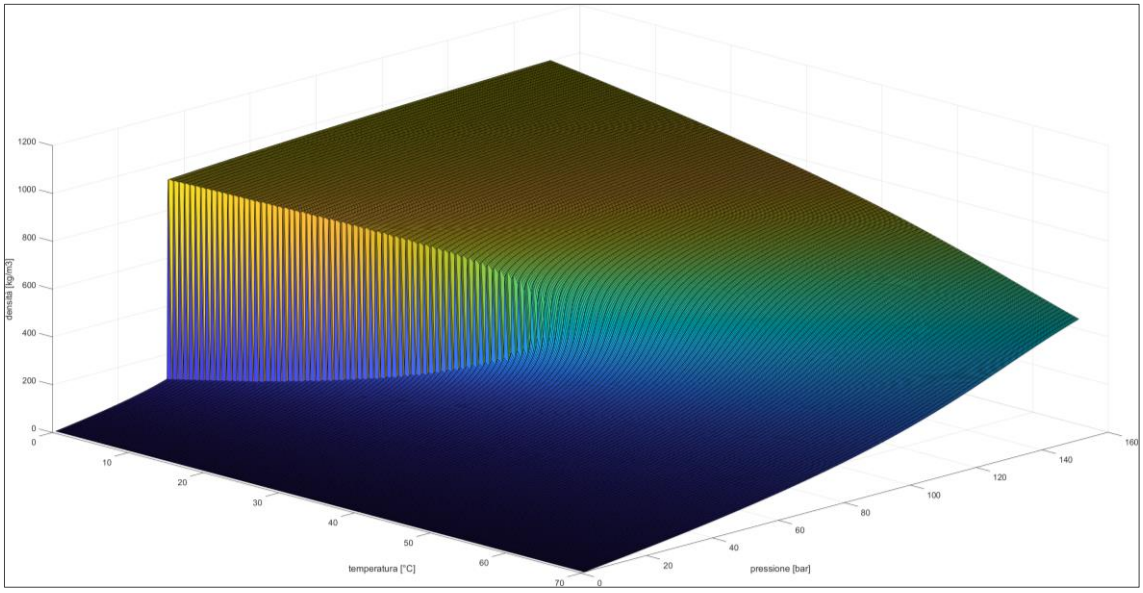


Figura 28: Densità CO_2 in funzione dei parametri operativi di interesse

Nella parte sinistra di Figura 28 è presente un gradino che divide nettamente due zone, questo rappresenta la curva di saturazione attraverso la quale avviene il cambiamento di fase della sostanza, condizione che non deve verificarsi all'interno della sealine poiché comprometterebbe la stabilità strutturale della condotta e che dunque rappresenta il limite operativo più rigido.

Le proprietà sono state valutate nel range di operabilità previsto dall'opzione 3[7]; la pipeline deve consegnare CO_2 alla piattaforma GREEN1 alle condizioni di pressione pari a 30 bar e temperatura pari a 10°C.

Il calcolo verrà quindi eseguito con lo scopo di determinare la pressione in ingresso alla sealine in grado di vincere le perdite di carico e soddisfare le condizioni di pressione e temperatura previste del flusso di CO_2 all'arrivo in piattaforma.

4.3 Modello fluidodinamico

Al fine di modellare la sealine in questione, sono state effettuate alcune ipotesi, con lo scopo di semplificare il modello del caso in esame. La condotta che collega la piattaforma offshore alla terraferma è lunga circa 18 km, inoltre sono stati considerati 2 km ulteriori necessari al collegamento tra la centrale di purificazione e compressione alla pipeline esistente, per un totale di 20 km. Stabilito che nel punto più basso la pipeline raggiunge i 25 metri di profondità, il modello è stato realizzato considerando una condotta orizzontale di

lunghezza pari a 20 km, considerando gli effetti della quota geodetica, le perdite di carico distribuite, e le perdite di carico localizzate (presenza di valvole e curve).

Considerando un flusso orizzontale stazionario, turbolento, completamente sviluppato ed il fluido in questione incomprimibile [43], risulta possibile definire le perdite di carico in una condotta orizzontale con la seguente relazione funzionale:

$$\Delta p = F(V, D, l, \epsilon, \mu, \rho) \text{ [43]}$$

Dove:

- V velocità media del fluido,
- L lunghezza della condotta,
- D diametro della condotta,
- μ viscosità del fluido,
- ρ densità del fluido,
- ϵ rugosità della condotta.

L'incomprimibilità del flusso è verificata se il numero di Mach risulta essere inferiore a 0.3.

$$Ma = \frac{V}{c}$$

Dove:

- V velocità media del fluido,
- c velocità del suono nel fluido.

Nel caso in esame, le condizioni peggiori si verificano quando la velocità del fluido è massima, ovvero quando la densità è minima, la condizione limite si ha per valori di temperatura massima e pressione minima ammissibili nello studio rispettivamente di 30°C e 30 bar. Il valore di densità corrispondente è di circa 64 $\frac{kg}{m^3}$, la velocità del flusso corrispondente è pari a:

$$V = \frac{Q\left[\frac{kg}{s}\right]}{\rho_{min}\left[\frac{kg}{m^3}\right] * A[m^2]} = \frac{16.57}{64 * \pi * \left(\frac{0.2857}{2}\right)^2} = 4.04\frac{m}{s}$$

Dove:

- Q portata massica di CO_2,
- ρ_{min} densità minima della CO_2,
- A sezione della condotta.

$$c = \sqrt{R * T_{medio} k} = 264.8\frac{m}{s}$$

Dove:

- $R = 188.9\frac{J}{kg\,K}$ costante dei gas,
- $T_{medio} = \frac{30-10}{2} = 15°C$ temperatura media della CO_2 nella condotta,
- $k = \frac{c_p}{c_v} = 1.289$.

Il numero di Mach Risulta essere

$$Ma = \frac{4.04}{264.8} = 0.015\ (< 0.3)$$

È possibile, dunque, definire il flusso incomprimibile.

Per determinare le perdite di carico in questo caso è possibile sfruttare la relazione seguente.

$$\Delta p = f \frac{l}{D} \frac{\rho V^2}{2}$$

Dove:

- f fattore di attrito,
- l lunghezza della condotta,
- D diametro interno della condotta,
- ρ densità del fluido,
- V velocità del fluido.

Per quanto riguarda il fattore di attrito *f*, nel caso di moto turbolento, questo dipende dal numero di Reynolds e dal rapporto tra rugosità e diametro della condotta.

Il fattore di attrito *f* è stato determinato utilizzando la correlazione di Halland [43], riportata di seguito.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1.8 \log \left[\left(\frac{\frac{\epsilon}{D}}{3.7} \right)^{1.11} + \frac{6.9}{Re} \right]$$

Dove:

- $Re = \frac{\rho V D}{\mu}$,
- ϵ rugosità,
- D diametro interno della condotta.

Risulta quindi possibile stimare le perdite di carico distribuite secondo l'equazione riportata di seguito.

$$h_{L_{distribuite}} = f \frac{l}{D} \frac{V^2}{2g}$$

Dove:

- f fattore di attrito,
- l lunghezza della condotta,
- D diametro interno della condotta,
- V velocità del fluido,
- g accelerazione gravitazionale.

Le perdite di carico localizzate esprimono l'effetto di caduta di pressione dovuta alla presenza di valvole, raccordi e curve nella condotta.

Sono state ipotizzate due curve a 45° ($2K_L$=0.4), una curva a 90° a lungo raggio (K_L=0.7), una curva a 90° (K_L=1.5), la presenza di 3 valvole di Shut-Down (K_L=0.05).

In Tabella 7 vengono riportati i coefficienti di perdite localizzate utilizzati

Componente	K_L
Curva 45°	0.4
Curva 90° lungo raggio	0.7
Curva 90°	1.5
Ball valve, fully open	0.05

Tabella 7: Coefficienti perdite di carico localizzate [43]

Risulta quindi possibile stimare le perdite di carico localizzate secondo l'equazione riportata di seguito.

$$h_{L_{localizzate}} = K_{L_{totale}} \frac{V^2}{2g}$$

Dove:

- $K_{L_{totale}} = 2 * 0.45 + 0.7 + 1.5 + 3 * 0.05 = 3.15$,
- V velocità del fluido,
- g accelerazione gravitazionale.

Avendo effettuato l'assunzione di condotta orizzontale, si ipotizza che la pipeline, partendo dalla quota zero (livello del mare), scenda alla profondità di 25 metri, prosegua orizzontalmente per 20 km, per poi risalire di 35 metri in modo da raggiungere il lower deck della piattaforma, collegandosi poi al sistema di compressione che trasformerà la CO_2 in fase supercritica.

La pipeline è stata modellata orizzontalmente, come illustrato in Figura 29, considerando le quote geodetiche dei tratti di discesa e salita (per semplificazione nella trattazione, ai fini dello studio, vengono considerati verticali).

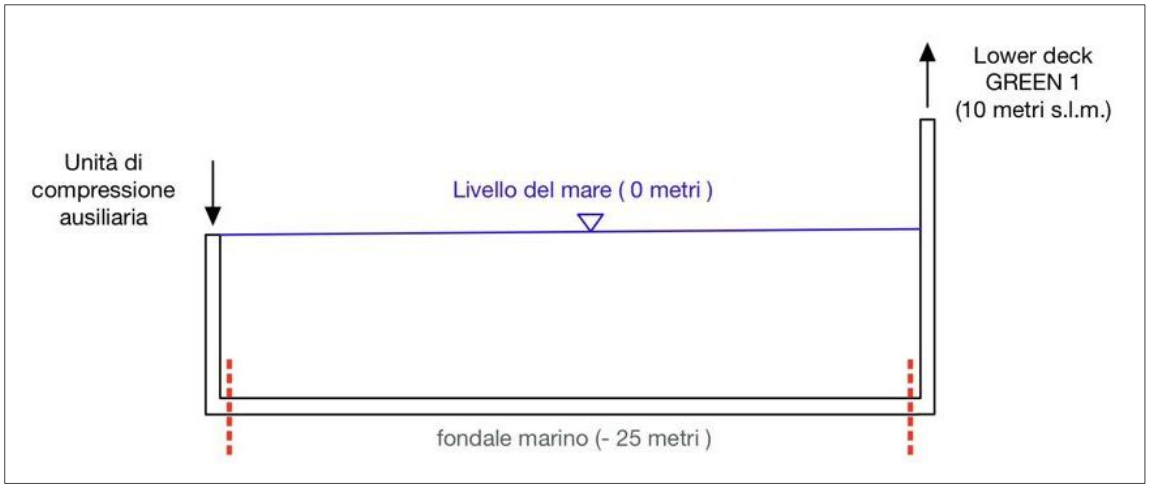


Figura 29: Modello della condotta

È importante sottolineare che la quota geodetica viene considerata solo nel tratto della sealine dal livello del mare al lower deck della piattaforma, ovvero per un'altezza pari a 10 metri. Questo perché la pipeline presenta delle perdite di carico che vengono compensate dal tratto iniziale, in cui la condotta scende dal livello del mare, fino a 25 metri di profondità. Di seguitò viene indicata l'espressione utilizzata per il calcolo delle perdite di carico.

$$\Delta p_{geod} = \rho_{CO_2} g h$$

Dove:

- ρ_{CO_2} densità della CO_2,
- g accelerazione gravitazionale,
- h altezza geodetica (10 m).

Considerando i vari contributi alle perdite di carico totali, è ora possibile stimare la pressione di ingresso necessaria a vincere la caduta di pressione lungo la condotta, garantendo una pressione in uscita (al lower deck della piattaforma) pari a 30 bar.

$$P_{in} = P_{out} + f * \frac{L}{D_{in}} * \frac{1}{2} * \rho_{CO_2} * V^2 + k_{L_{totale}} * \frac{1}{2} * \rho_{CO_2} * V^2 + \rho_{CO_2} * g * h$$

Dove:

- P_{in} Pressione in ingresso alla condotta,
- P_{out} Pressione in uscita alla condotta,

- f fattore di attrito,
- L lunghezza della condotta,
- D_{in} Diametro interno della condotta,
- ρ_{CO_2} Densità della CO_2,
- V Velocità del flusso di CO_2,
- $k_{L_{totale}}$ coefficiente delle perdite localizzate,
- g accelerazione gravitazionale,
- h altezza geodetica.

4.4 Modello termico

Per poter risolvere il problema fluidodinamico risulta necessario definire le proprietà della CO_2, esse dipendono sia dalla pressione che dalla temperatura del fluido. Per determinare la temperatura del fluido è necessario definire un modello termico. All'interno di questo modello compaiono nuovamente le proprietà del fluido che continuano a dipendere anche dalla pressione, il problema dunque risulta essere accoppiato e non lineare.

Per stimare lo scambio termico lungo la condotta è necessario definire alcune ipotesi e assunzioni.

- Le proprietà della CO_2 sono state calcolate alla pressione e temperatura media del fluido.
- Lo scambio termico è stato considerato radiale a temperatura superficiale imposta (temperatura del mare).
- I materiali della condotta e le relative proprietà sono stati selezionati sulla base dello stato dell'arte passato e attuale nella costruzione delle pipeline.

Al fine di modellare correttamente il problema in esame, è stato scelto l'utilizzo della formula per il calcolo della temperatura considerando il problema a temperatura superficiale imposta; la scelta è supportata dal fatto che il comportamento del mare può essere considerato come quello di un pozzo termico infinito, assorbendo il calore dalla pipeline, senza che l'acqua del mare possa di fatto subire cambiamenti di temperatura significativi. Partendo dall'equazione di conservazione dell'energia ed introducendo le assunzioni sopra riportate, si ottiene la seguente espressione [43].

$$\frac{\Delta \mathrm{T_{m,o}}}{\Delta \mathrm{T_{m,i}}} = \frac{T_{inf} - T_{m,o}}{T_{inf} - T_{m,i}} = \exp\left(-\frac{UA_s}{\dot{\mathrm{m}} c_p}\right)$$

Dove:

- U coefficiente di scambio termico globale,
- $A_s = 2\pi r_{in} L$,
  - r_{in} raggio interno della condotta,
  - L lunghezza della condotta,
- $\dot{\mathrm{m}}$ portata massica del fluido,
- c_p calore specifico a pressione costante del fluido,

dalla quale si ricava l'espressione della temperatura in uscita riportata di seguito.

$$T_{m,o} = T_{inf} + \left(T_{m,i} - T_{inf}\right) * \exp\left(-\frac{UA_s}{\dot{\mathrm{m}} c_p}\right)$$

Dove:

- $T_{m,o}$ temperatura del fluido in uscita,
- T_{inf} temperatura superficiale imposta (temperatura del mare),
- $T_{m,i}$ temperatura del fluido in ingresso (fissata da progetto),
- U coefficiente di scambio termico globale,

- $A_s = 2\pi r_{in} L$,
    - r_{in} raggio interno della condotta,
    - L lunghezza della condotta,
- ṁ portata massica del fluido,
- c_p calore specifico a pressione costante del fluido.

Per la stima delle proprietà della CO_2, la pressione media è stata calcolata utilizzando la media aritmetica tra ingresso e uscita.

Questa scelta è supportata dall'assunzione fatta in precedenza, ovvero che la caduta di pressione lungo la condotta è proporzionale alla lunghezza della stessa. Quest'assunzione è supportata da validazioni sperimentali [43].

La temperatura media lungo la pipeline, invece, è stata stimata utilizzando la media integrale, questo perché l'andamento della temperatura è di carattere esponenziale.

La media integrale $M\big(T_{m,o}(x)\big)$ viene calcolata secondo la seguente espressione.

$$M\big(T_{m,o}(x)\big) = \int_{x_0}^{x_1} T_{m,o}(x)\, dx$$

Ovvero

$$M\big(T_{m,o}(L)\big) = \int_0^L T_{m,o}(x)\, dL = \int_0^L T_{inf} + \big(T_{m,i} - T_{inf}\big) * \exp\left(-\frac{U\, 2\pi r_{in} L}{\dot{m} c_p}\right) dL$$

Svolgendo i calcoli si ottiene

$$M\big(T_{m,o}\big) = \frac{1}{L} T_{inf} L + \frac{1}{L} \frac{T_{m,i} - T_{inf}}{\frac{U\, 2\pi r_{in}}{\dot{m}\, cp_{CO_2}}} \left(1 - exp\left(-\frac{U\, As}{\dot{m}\, cp_{CO_2}}\right)\right)$$

Dove:

- L lunghezza della condotta,
- T_{inf} temperatura superficiale imposta (temperatura del mare),
- $T_{m,i}$ temperatura della CO_2 in ingresso (fissata da progetto),
- U coefficiente di scambio termico globale,
- $A_s = 2\pi r_{in} L$,
    - r_{in} raggio interno della condotta,
- ṁ portata massica della CO_2,
- cp_{CO_2} calore specifico a pressione costante della CO_2.

Infine, per la stima del coefficiente di scambio termico globale, viene utilizzata la seguente relazione.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{in}} + \frac{r_{in}}{k_{steel}} * log\left(\frac{r_{out}}{r_{in}}\right) + \frac{r_{out}}{k_{concrete}} * log\left(\frac{r_{concrete}}{r_{out}}\right)}$$

Dove:

- h_{in} coefficiente di scambio termico convettivo,
- r_{in} raggio interno della condotta,
- k_{steel} conducibilità termica dell'acciaio,
- r_{out} raggio esterno della condotta,
- $k_{concrete}$ conducibilità termica del cemento,
- $r_{concrete}$ raggio esterno del rivestimento in cemento.

La formula riportata per il calcolo del coefficiente globale di scambio termico cambia in funzione delle tre configurazioni analizzate, a titolo di esempio è stata scelta la configurazione in cui la condotta e rivestita con uno strato di cemento e semplicemente posata sul fondo.

Le resistenze termiche sono state ottenute modellando la pipeline come segue ed utilizzando l'analogia elettrica, come rappresentato in Figura 30.

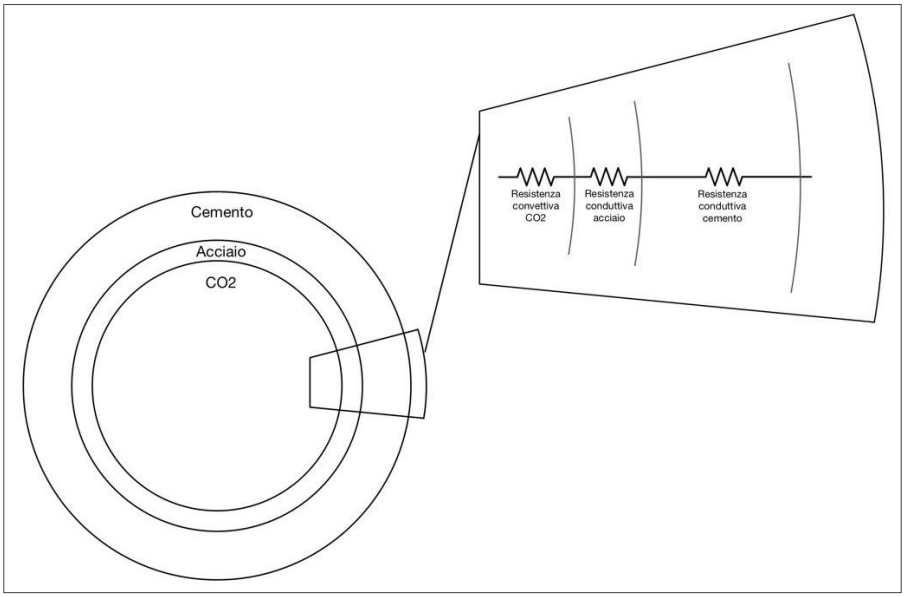


Figura 30: Rappresentazione delle resistenze termiche

I valori di conducibilità termica dei materiali considerati sono riportati in Tabella 8

Materiale	**Conducibilità termica**
Acciaio	54 W/mK [45]
Cemento	1 W/mK [46]
Sabbia	1.5 W/mK [46]

Tabella 8: Conducibilità termiche dei materiali [45]

Mentre h_{in} viene determinato con la seguente espressione.

$$h_i = \frac{Nu\ k}{D}$$

Dove:

- *Nu* numero di Nusselt,
- *K* conducibilità termica della CO_2,
- *D* diametro interno della condotta.

Per la stima del numero di Nusselt si è deciso di utilizzare la correlazione di Dittus-Boelter, riportata di seguito con il relativo dominio di validità.

$$Nu_D = 0.0265(Re_D)^{\frac{4}{5}}(\mathrm{Pr})^{0.3}$$

$$\begin{cases} 0.6 < Pr < 160 \\ Re > 10^4 \\ \frac{L}{D} \geq 10 \end{cases}$$

Dove:

- $Pr = \frac{\mu c_p}{k}$ numero di Prandtl,
  - μ viscosità della CO_2,
  - c_p calore specifico della CO_2,
  - k conducibilità termica della CO_2,
- Re numero di Reynolds.

Le proprietà della $\boldsymbol{CO_2}$ rimangono funzione della pressione e della temperatura media all'interno della condotta, per risolvere la non linearità rappresentata dalla dipendenza delle variabili in gioco (pressione e temperatura) dalle proprietà e viceversa è stato necessario implementare un codice iterativo che procedesse per tentativi a risolvere il sistema di equazioni presentato.

4.5 Risultati analisi termofluidodinamica

Di seguito vengono riportati i tre casi analizzati e le rispettive distribuzioni di pressione e temperatura:

- Caso 1: condotta posata con rivestimento in cemento.
- Caso 2: condotta ancorata al fondale.
- Caso 3: condotta sepolta nel fondale.

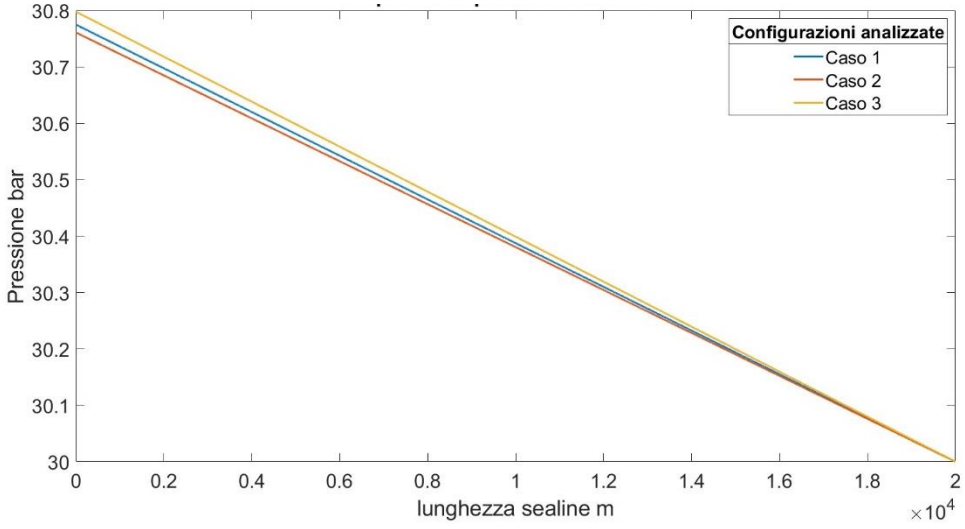


Figura 31: Distribuzione di Pressione lungo la condotta marina

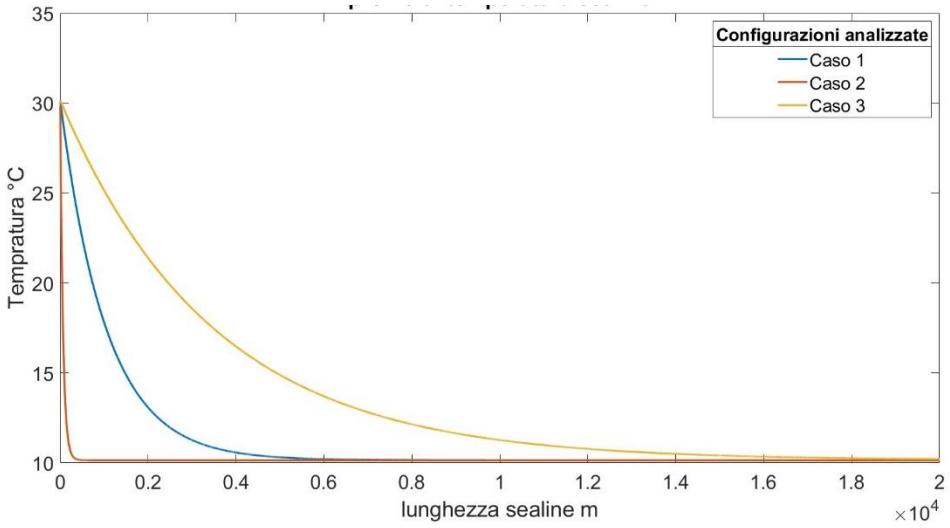


Figura 32: Distribuzione di Temperatura lungo la condotta marina

Come si evince dai risultati dell'analisi Matlab® mostrati in Figura 31 e Figura 32, in tutte e tre le configurazioni considerate, lo scambio termico è tale da raffreddare la CO_2, dopo alcune centinaia di metri, fino alla temperatura del mare. Invece, se si considerassero tratti più brevi, considerazioni specifiche ai singoli casi andrebbero sviluppate; in particolare, in caso di tratti molto brevi, l'utilizzo di materiale isolante potrebbe mantenere più alta la temperatura della CO_2, permettendo di operare con pressioni di esercizio maggiori.

Da un punto di vista della sicurezza, e comunque opportuno considerare che, in caso di fermo impianto, se la CO_2 rimanesse pressurizzata all'interno della sealine, si porterebbe comunque alla temperatura del mare, che risulterebbe l'unico driver per il cambiamento di fase della sostanza. Questo aspetto è molto importante, poiché la temperatura del mare può variare di molto in base alla geolocalizzazione della condotta, alla stagione e alla profondità del mare. Conservativamente, considerando la temperatura minima del mare verificabile nel sito di interesse, risulta opportuno definire una pressione massima di esercizio in modo che il cambiamento di fase non possa avvenire in nessun caso.

In Figura 32 si nota come nei casi di condotta posata con cemento e condotta sepolta lo scambio termico sia ridotto, permettendo alla CO_2 di raggiungere l'equilibrio termico con il mare dopo una distanza percorsa più lunga.

La differenza delle perdite di carico valutate nelle tre configurazioni e rappresentate in Figura 31 non è significativa ai fini di questo studio, si può infatti notare che nel caso in cui risultano maggiori, corrispondono ad un valore pari a 0.8 bar; considerati i parametri operativi dell'intero sistema, possiamo affermare che non costituiscono un vincolo importante nella realizzazione del progetto. Sulla base di questo valore, verrà dimensionata la stazione di spinta onshore ed il relativo sistema di compressione.

Il range di operatività della sealine permette alla CO_2 di mantenersi allo stato gassoso, escludendo il pericolo di cambiamento di fase. Di seguito viene riportato il diagramma di stato della CO_2 con evidenziato in rosso il range di operatività della condotta dopo la conversione.

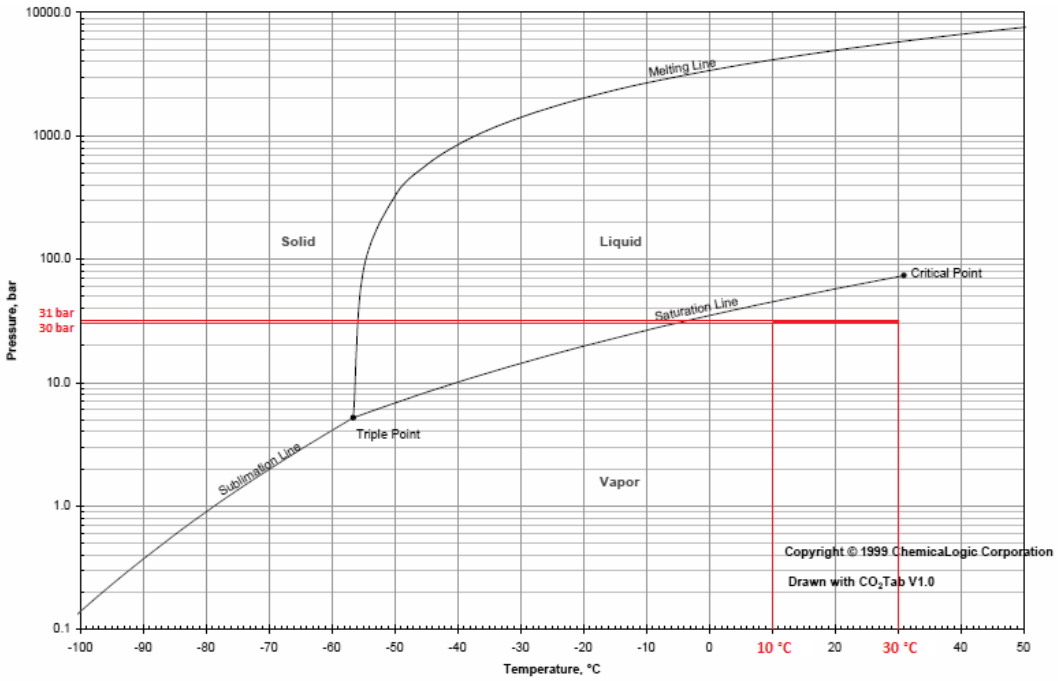


Figura 33: Diagramma di stato della CO_2 e trasformazione nella condotta

In Figura 33 è mostrata la variazione di pressione e temperatura lungo la condotta da destra (ingresso) a sinistra (uscita), in modo da evidenziare il margine di operatività presente prima del cambiamento di fase (liquido o supercritico).

4.6 Valutazione normativa

Come anticipato al capitolo 2 di questo studio, lo standard ISO 27913[15] fornisce indicazioni in merito ai requisiti che le pipeline CO_2 devono possedere; in particolare, il capitolo 10 dello standard è dedicato alla conversione di pipeline esistenti e indica che ai fini della conversione è opportuno verificare che la condotta esistente rispetti i requisiti previsti dal documento stesso.

La sealine del caso studio, la quale permette il collegamento tra la piattaforma GREEN1 e la terraferma, ha un diametro di 287.5 mm ed uno spessore di 19 mm. Secondo quanto specificato al capitolo 7 dello standard ISO 27913, possono essere definiti diversi spessori minimi della condotta, considerando separatamente tre diversi fattori:

- pressione interna;
- variazioni di pressione ammissibili e stress idraulici;
- propagazione delle fratture.

Esistono inoltre limiti tecnologici:

- spessore massimo oltre il quale la saldatura è difficile da realizzare;
- peso massimo della condotta oltre il quale risulta difficile posare la condotta in fase di costruzione.

Considerati questi aspetti, in Figura 34 viene riportato un grafico utile per stabilire lo spessore minimo richiesto della pipeline. Sull'asse delle ascisse è indicato il diametro interno della condotta in mm, sull'asse delle ordinate lo spessore richiesto.

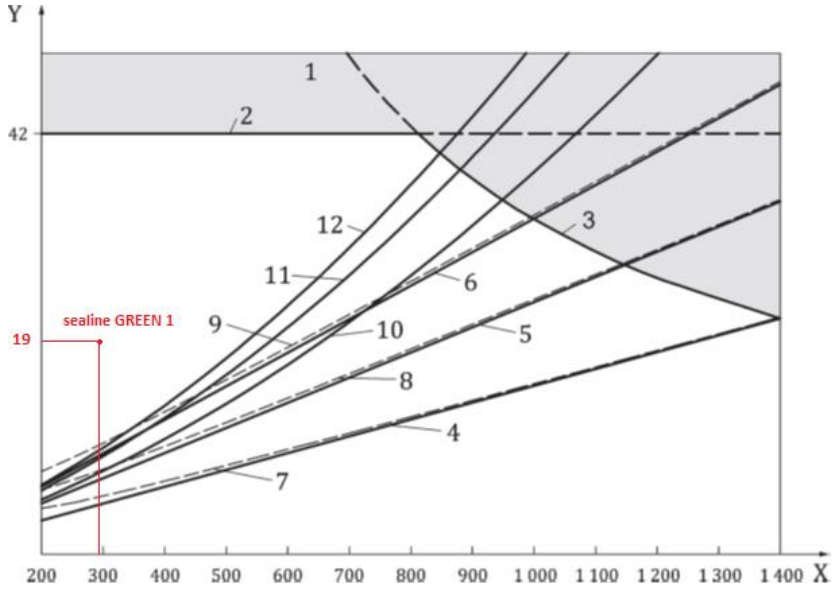


Figura 34: Spessore della condotta in funzione del diametro [15]

Le curve presenti in Figura 34, numerate da 2 a 12, rappresentano i fattori considerati per il calcolo degli spessori minimi previsti, nello specifico[15]:

2. Spessore massimo della condotta dovuto ad un limite nella realizzazione della saldatura.
3. Eccessivo peso della condotta che non permette il trasporto e la gestione durante le fasi costruttive.
4. Pressione interna (10 MPa).
5. Pressione interna (15 MPa).
6. Pressione interna (20 MPa).
7. Pressione interna (10 MPa) + stress idraulico.
8. Pressione interna (15 MPa) + stress idraulico.
9. Pressione interna (20 MPa) + stress idraulico.
10. Pressione di arresto della frattura (Ps=7.2 MPag).
11. Pressione di arresto della frattura (Ps=8.5 MPag).
12. Pressione di arresto della frattura (Ps=9.2 MPag).

L'area in grigio rappresenta invece un'area in cui, per i motivi specificati al punto 2 e 3, non risulta possibile realizzare la pipeline.

Un altro aspetto trattato dallo standard riguarda il controllo della corrosione, in particolare la formazione di acido carbonico e di idrati. Come visto nel capitolo 2.7.3, al fine di prevenire fenomeni corrosivi, vengono indicati dei limiti di concentrazione di impurità, in particolare di concentrazione massima di acqua ammessa nel flusso di CO_2, riportati in Figura 12. Questo rappresenta un vincolo progettuale importante, imposto dalla condotta, che impone un trattamento specifico del flusso prima di poter essere trasportato e che viene approfondito nel capitolo 5 di questo studio.

Infine, per poter gestire in modo ottimale e sicuro il sistema di trasporto, lo standard ISO 27913 propone un elenco di informazioni necessarie a gestire specifici aspetti della CO_2 e che necessitano di essere integrate nel piano di gestione di integrità (IGM), riassunti in Tabella 9.

Informazioni richieste per il piano IGM	Aspetti e conseguenze specifiche della CO_2
Design Data	- Criteri di progettazione della pipeline
Attribute Data	- Tipologia di saldatura - Produttore, data e metodo di produzione - Corrosione ammissibile relativa allo spessore della condotta
Construction Data	- Test in pressione e procedure di rimozione dell'acqua nella linea - Report delle ispezioni effettuate
Operational Data	- Definizione del contenuto ammissibile di acqua - Profilo idraulico per tutte le fasi operative (variazione di pressione) - Profilo di temperatura per tutte le fasi operative - Definizione del contenuto ammissibile di altre impurità - Monitoraggio regolare della presenza di impurità che possono generare fenomeni corrosivi - Formazione di idrati da considerare nel caso in cui la temperatura ambiente sia inferiore a 5°C
Internal corrosion control data	- Monitoraggio della corrosione - Contenuto di acqua e di altri composti di interesse
Maintenance inspection	- Dati sulle ispezioni nella linea - Dati sulle ispezioni ed il monitoraggio dei componenti non metallici

Tabella 9: Data collection per aspetti e conseguenze specifiche della CO_2

Come illustrato in Figura 34, la condotta in esame ha un diametro di 285.7 mm e uno spessore di 19.1 mm, rispettando tutti i requisiti di spessore minimo previsti dallo standard ISO 27913.

Lo standard prevede inoltre una specifica purezza del flusso, ammettendo un contenuto di acqua massimo pari a 250 ppm, come specificato in Figura 12. Al fine di rendere compatibile la condotta in esame, risulta necessario garantire un flusso di CO_2 deidratata in ingresso alla condotta; per rispettare questo vincolo, è necessario definire un opportuno sistema di trattamento, analizzato e discusso nel capitolo 5.

4.7 Considerazioni sulla compatibilità alla conversione

Grazie all'utilizzo del codice Matlab® è stato possibile confermare la fattibilità della conversione, evitando il cambiamento di fase della CO_2. Inoltre, sempre grazie all'utilizzo del codice, è stato possibile valutare le perdite di carico totali lungo la condotta nelle condizioni peggiori, stimate a circa 1 bar.

L'analisi normativa svolta sul sistema di trasporto in esame (sealine) conferma la fattibilità della conversione, nello specifico:

- Lo spessore della condotta e le sue dimensioni rispettano i requisiti previsti dallo standard ISO 27913, con un significativo margine di tolleranza evidenziato in Figura 34.
- È richiesto di controllare la purezza del flusso, fissando a 250 ppm la concentrazione massima di acqua ammissibile all'ingresso della sealine, come indicato in Figura 12.
- È richiesto l'aggiornamento del piano di gestione dell'integrità del sistema (IMP) con dati aggiuntivi che permettano di gestire aspetti specifici riguardanti la CO_2, come indicato in Tabella 9.

In generale, un primo fattore da considerare per la conversione della sealine è la temperatura del mare, in quanto rappresenta una condizione vincolante sia durante il funzionamento normale dell'impianto, sia in caso di arresto o manutenzione.

Scegliendo di trasportare il fluido allo stato gassoso, la pressione massima ammissibile viene fissata in base alla temperatura esterna: è possibile valutare il trasporto a pressioni superiori(comunque non oltre alla pressione critica) se il valore di temperatura rimane tale per cui non avvenga il passaggio di fase da gassoso a liquido o supercritico; ad esempio, in caso di ottimo isolamento della condotta o di tratti molto brevi, è possibile evitare che il flusso raggiunga temperature sufficientemente basse che porterebbero ad un cambiamento di fase.

Come è riportato all'inizio di questo capitolo, la possibilità di trasportare il fluido allo stato supercritico non è stata analizzata; iniettare direttamente il fluido supercritico in testa pozzo genererebbe una pressione eccessiva a fondo pozzo, superando la pressione massima ammissibile nel giacimento del caso studio, con la possibilità di comprometterne l'integrità [7]. Inoltre, come anticipato precedentemente, la scelta del trasporto allo stato gassoso si rivela una scelta conservativa in caso di conversione della condotta esistente a causa della minore pressione di trasporto del fluido rispetto al caso liquido o supercritico e di un conseguente minore stress meccanico della condotta.

Un secondo fattore importante da considerare per la conversione è l'importanza della profondità del mare. Nel caso studio, vista la bassa profondità del fondale (25 metri), la colonna di fluido non esercita una pressione significativa, risultando in un effetto trascurabile di variazione di pressione dovuta al contributo geodetico; nel caso di condotte posate in profondità, la colonna di fluido eserciterebbe una pressione significativa, generando un aumento di pressione non trascurabile. Sarebbe quindi necessario verificare che l'anidride carbonica non cambi fase all'interno della condotta.

Infine, considerati i risultati ottenuti dall'analisi svolta in questo capitolo e sulla base delle ipotesi effettuate, si può concludere che la pipeline può essere utilizzata per il trasporto della CO_2 allo stato gassoso, nelle condizioni specificate e secondo le indicazioni previste dagli standard più aggiornati: ISO 27913 e DNV-RP-J202.

5. Basic Design trattamento e compressione della CO_2

In questo capitolo si sviluppa la progettazione preliminare della stazione di compressione e trattamento onshore, la quale permette il collegamento tra l'impianto di cattura e la sealine che trasporta la CO_2 in piattaforma.

Inizialmente, basandosi sui risultati ottenuti al capitolo 4, vengono definite le condizioni operative richieste in ingresso alla sealine. Successivamente viene descritto il processo di compressione e trattamento, motivando opportunamente le scelte effettuate e identificando alcuni vincoli progettuali legati al trattamento della CO_2 nello specifico caso studio. In seguito, vengono descritte le unità di compressione e trattamento progettate, il ruolo dei singoli componenti e il loro dimensionamento. Infine, vengono descritte le logiche di controllo dell'impianto, i sistemi ausiliari, i sistemi di sicurezza e vengono formulate alcune considerazioni sulla manutenzione. Il risultato finale di questo capitolo è la progettazione preliminare della stazione di compressione e trattamento onshore, la quale permette al flusso di anidride carbonica catturato dall'impianto di cattura di essere trasportato fino alla piattaforma per l'iniezione in giacimento.

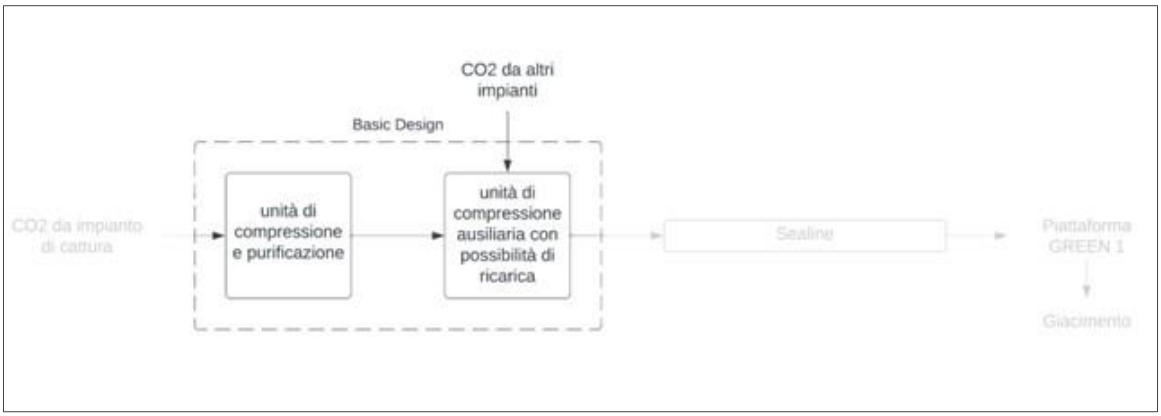


Figura 35: Diagramma a blocchi del sistema - Stazione di compressione e trattamento onshore

5.1 Definizione dei parametri operativi dell'impianto

È opportuno sottolineare come i dati in input utilizzati per il dimensionamento dell'impianto siano dipendenti e derivati dai calcoli svolti per la realizzazione dell'opzione 3 [7]. La portata massica di CO_2 è stata calcolata dividendo la massa stoccabile per il periodo di funzionamento, ipotizzato essere 5 anni, ottenendo così una portata pari a 1,43 tonnellate al giorno. La massa stoccabile nel giacimento è stata stimata partendo dalla quantità di gas naturale estratto dal sito, ipotizzando che la CO_2 venga accumulata alle stesse condizioni; la sua densità risulta quindi essere 732,2 kg/m^3, ottenendo una massa stoccabile pari a 2,61 milioni di tonnellate di CO_2 [7].

Dopo aver stimato le perdite di carico lungo la sealine, sono state determinate le seguenti condizioni richieste in ingresso alla condotta, ovvero in uscita all'impianto onshore di compressione e trattamento, riportate in Tabella 10.

parametro	valore	unità
Pressione	31	bar
Temperatura	20	°C
Portata	16,57	kg/s

Tabella 10: Proprietà del flusso di CO_2 in uscita dall'impianto di compressione e trattamento onshore

L'unità di compressione e trattamento deve quindi essere in grado di comprimere la CO_2 da pressione ambiente (proveniente dall'impianto di cattura), fino ad un valore pari a circa 31 bar.

Confrontando il nuovo valore di pressione operativa con quello previsto di design, risulta evidente come la pressione di esercizio post-conversione è significativamente minore, risultando in una scelta conservativa già adottata in altri progetti [11].

Poiché le emissioni di CO_2 sono maggiori nei casi di centrali in cui avviene la combustione di carbone, visto il contesto di produzione di potenza nazionale, basato principalmente sull'utilizzo di combustibili fossili, si è deciso di ipotizzare la tecnologia di cattura *post-combustion*. Quest'ultima è inoltre la tecnologia che più si adatta al retrofitting di impianti esistenti.

In Figura 36 viene riportato un diagramma a blocchi del processo di Carbon Capture and Storage nel caso di tecnologia di cattura *post-combustion*.

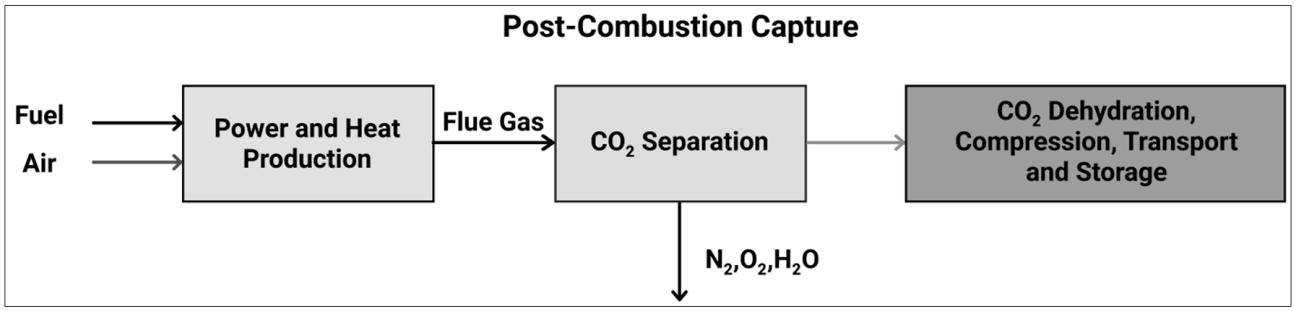


Figura 36: Diagramma a blocchi del processo di Carbon Capture and Storage nel caso di tecnologia di Post- Combustion [47]

È importante definire una specifica tecnologia di cattura poiché differenti processi portano a composizioni del flusso differenti (diversi composti e impurità), i quali necessitano di opportuni metodi di trattamento.

Per la realizzazione di questo impianto è stata ipotizzata la seguente composizione del flusso, proveniente da un tipico impianto di cattura *post-combustion*.

Composizione [BD4]	**Valore %**
CO_2	95%
H_2O	5%

Tabella 11: Composizione del flusso di CO_2 da impianto di cattura post-combustion [48]

In realtà il flusso può contenere anche altre impurità, le concentrazioni possono variare tra impianti differenti. Trattandosi di una progettazione preliminare, per semplificare il problema e rendere la trattazione più agevole, è stata fissata la composizione di riferimento presente in Tabella 11. I parametri di pressione e temperatura in ingresso all'unità di compressione dipendono dalla tecnologia di cattura. In questo caso studio si è ipotizzato che il flusso di CO_2 provenga da un impianto di cattura di tipo *post-combustion*, considerando una pressione in ingresso pari a quella atmosferica (1bar) e temperatura pari a 35°C.

Grandezza	**Valore**	**Unità**
Pressione	1	bar
Temperatura	35	°C
Portata	16,57	kg/s

Tabella 12: Proprietà del flusso di CO_2 catturata in ingresso all'impianto di compressione e trattamento onshore

Dopo la cattura, il gas deve essere purificato e compresso per il trasporto. Il processo più comune per la deidratazione del gas è attraverso l'utilizzo di glicole trietilenico (TEG), poiché e facilmente rigenerabile e possiede buone proprietà assorbenti. Di seguito alcuni vantaggi nell'utilizzo di TEG [47]:

- basse perdite per vaporizzazione e bassa viscosità;
- alta efficienza di rigenerazione;
- elevata stabilità termica;
- elevata affinità all'acqua e agli idrocarburi.

L'utilizzo del glicole trietilenico permette di raggiungere il contenuto di acqua desiderato; una soluzione comune è quella di utilizzare una compressione inter-refrigerata multistadio prima dell'unità TEG, in modo da ridurre i costi dell'impianto di deidratazione [47]. In accordo al lavoro svolto da Øi e Fazlagic [49], la massima efficienza di deidratazione con l'utilizzo di TEG si raggiunge per pressioni comprese tra i 30 ed i 50 bar. A questo proposito sono stati analizzati molti studi, i quali confermano la scelta di pressioni comprese nel range precedentemente indicato [47][50][51]. Nel caso di deidratazione di gas naturale con TEG, le pressioni di esercizio dell'unità sono decisamente maggiori [52]. La differenza principale nella deidratazione con TEG di gas naturale e CO_2 è legata alle differenti condizioni operative per cui si ottiene il cambiamento di fase della sostanza; il glicole è in grado di deidratare l'anidride carbonica solamente allo stato gassoso, non è pertanto possibile deidratare la CO_2 in fase liquida o densa. Inoltre, il contenuto di acqua saturo nell'anidride carbonica allo stato gassoso è più alto del metano; all'aumentare della pressione l'acqua satura diminuisce (ad una temperatura fissata), nel caso di fase liquida o densa si ha però un effetto contrario; infatti, nel momento in cui l'anidride carbonica condensa, essa contiene una quantità d'acqua significativamente maggiore rispetto al contenuto allo stato gassoso. Nel caso invece del gas naturale, il contenuto di acqua continua a diminuire con l'aumentare della pressione. [52].

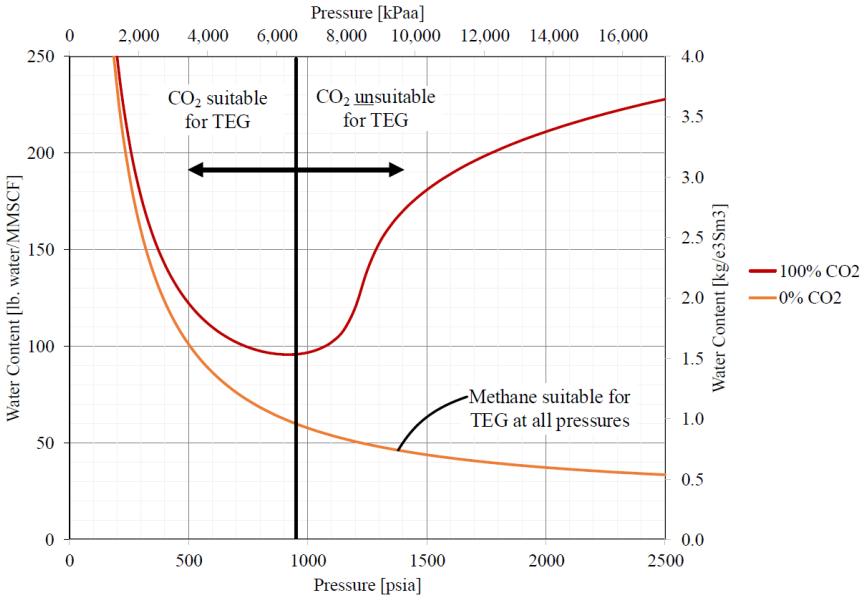


Figura 37: Confronto del contenuto di acqua satura tra anidride carbonica e metano al variare della pressione [52]

In Figura 37 è mostrato il confronto tra il contenuto di acqua tra CO_2 e metano (ipotizzando entrambe le sostanze a 37.8°C), in funzione della pressione. La prima caratteristica che è possibile apprezzare è il diverso comportamento del contenuto di acqua all'aumentare della pressione; nel caso di gas naturale continua a diminuire, mentre nel caso della CO_2 è evidente come inizialmente aumenti (fase gassosa), per poi diminuire bruscamente (fase liquida o densa). Di conseguenza comunemente si opta per massimizzare la pressione del sistema, portando ad una diminuzione dell'acqua da rimuovere (in quanto già rimossa precedentemente all'unità TEG) e ad una conseguente riduzione dei costi dell'unità TEG [52].

La seconda informazione che si ottiene dal grafico è che per valori di pressione minori di 40 bar, il contenuto di acqua di CO_2 e metano è simile, per poi divergere sempre di più con l'aumentare della pressione. Alla temperatura di 37.8°C, il contenuto di acqua nella CO_2 continua a diminuire fino ad una pressione di circa 65 bar rendendo ancora possibile l'utilizzo di TEG per la deidratazione, nonostante a parità di condizioni il metano possieda un contenuto di acqua inferiore. Superato questo valore di pressione, sempre alla temperatura fissata di 37.8, °C, non è più possibile utilizzare il TEG a causa di un significativo aumento della densità della CO_2.

Dopo aver considerato queste differenze nel comportamento di CO_2 e gas metano, vengono proposte di seguito le tipiche configurazioni di compressione e deidratazione del gas naturale e della CO_2.

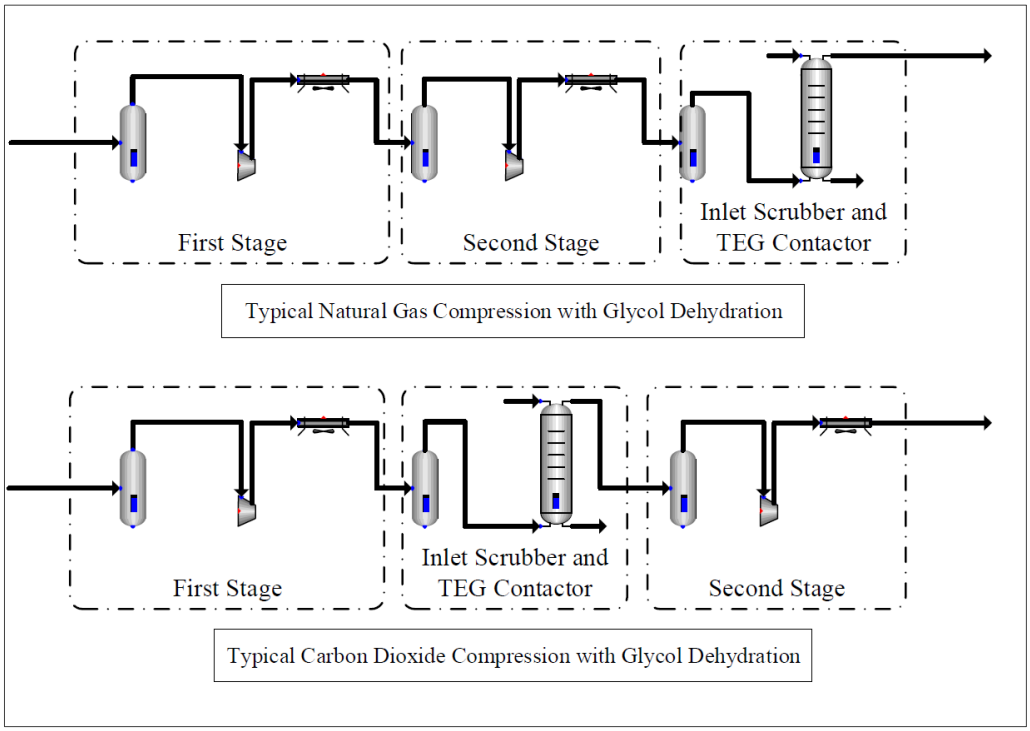


Figura 38: Configurazioni tipiche di sistemi di compressione e deidratazione di Gas Naturale e Anidride Carbonica [52]

In Figura 38 si nota come nel caso di gas naturale, prima si comprime il gas alla pressione desiderata, e solo successivamente si procede alla deidratazione. Nel caso della CO_2 ciò non accade, a causa dell'aumento della solubilità della CO_2 nel TEG e della densità; risulta necessario la compressione della CO_2 fino ad una pressione di circa 40 bar, si procede a deidratare il flusso, e successivamente si ricomprime l'anidride carbonica fino a raggiungere la pressione desiderata per il trasporto, che spesso avviene allo stato supercritico [52].

Nel caso studio in esame, dovendo consegnare il flusso di CO_2 in piattaforma a circa 30 bar, non è necessario comprimere ulteriormente la CO_2 a valle dell'unità TEG, poiché la pressione ottimale di deidratazione è compatibile con il valore stabilito per il trasporto nella pipeline ($\geq$ 31 bar). Di conseguenza sarà sufficiente dimensionare opportunamente gli stadi di compressione considerando le cadute di pressione all'interno dell'impianto di compressione e trattamento (deidratazione TEG) in modo da garantire la pressione desiderata in ingresso alla sealine. Come precedentemente anticipato, il sistema sarà dotato di un'unità di compressione ausiliaria a valle dell'impianto di trattamento, in modo da compensare eventuali perdite di carico inattese o per permettere l'iniezione di CO_2 da altre fonti.

Un aspetto importante nel processo di deidratazione consiste nell'interazione tra l'anidride carbonica ed il glicole; in particolare il TEG potrebbe assorbire quantità significative di CO_2, portando ad una sostanziale diminuzione di viscosità del TEG.

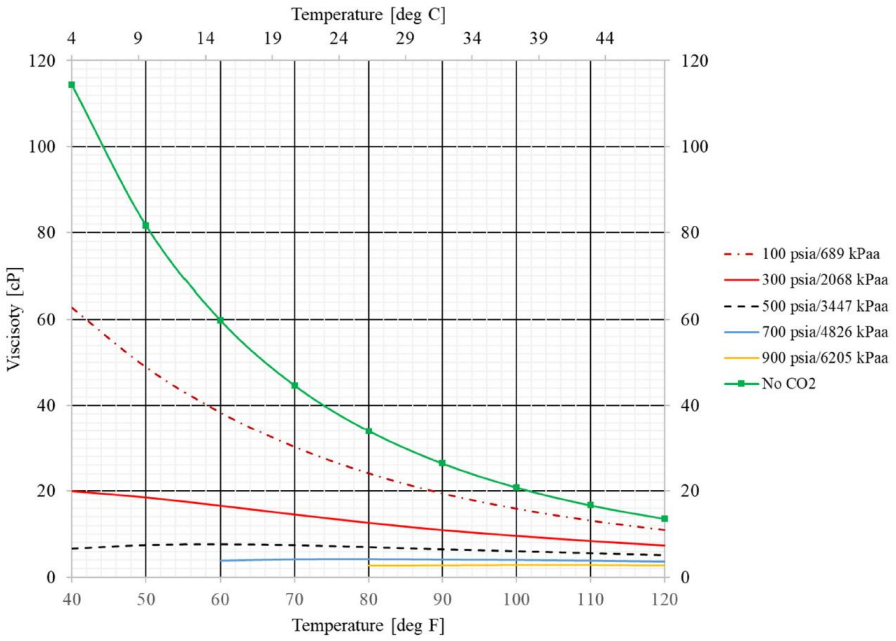


Figura 39: Viscosità del TEG al variare della Temperatura del TEG in applicazioni CO_2 [52]

In Figura 39 viene indicata in verde la viscosità del TEG puro a variare di pressione e temperatura, mentre le altre curve rappresentano la viscosità del TEG in applicazioni CO_2, ovvero applicazioni in cui il TEG assorbe parte del gas, modificando il suo comportamento viscoso. Nel caso studio in esame, dovendo operare a pressioni pari ad un massimo di circa 33 bar, risulta utile prendere come riferimento la curva tratteggiata in nero; si può notare come in questo caso la viscosità non subisca variazioni significative al variare della temperatura [52].

Sono diversi i vantaggi portati dall'utilizzo di basse temperature di deidratazione con basse viscosità. Primo fra tutti è il minore contenuto di acqua nel wet gas, il quale riduce la quantità di glicole necessaria ed i relativi costi dell'unità TEG. Inoltre, il contenuto di glicole allo stato gassoso nella CO_2 deidratata è ridotto, portando ad una diminuzione delle perdite di glicole.

La quantità di CO_2 che rimane assorbita nel TEG può essere considerata come flash gas; infatti, verrà separata dal TEG nel Flash Tank, attraverso la depressurizzazione del glicole [52]. C'è inoltre una sostanziale differenza tra metano e CO_2 in termini di assorbimento nel TEG; infatti, a parità di condizioni operative (P e T), la quantità di metano assorbita nel TEG è nei casi peggiori pari al 10% della quantità assorbita di CO_2. Ciò rappresenta quindi una possibile criticità nella CO_2. Un'altra differenza consiste nella temperatura, il TEG ricco di CO_2 registrerà una diminuzione della temperatura dovuta all'espansione a causa del contenuto di anidride carbonica. Nel caso del metano la temperatura aumenterebbe con la diminuzione di pressione del glicole [52].

Come anticipato precedentemente, il glicole ricco di acqua necessità di essere depressurizzato in modo da liberare sotto forma di flash gas la CO_2 assorbita, la quale potrebbe essere utilizzata come stripping gas se il flash separator venisse installato prima dello scambiatore glicole-glicole migliorando l'efficienza del processo.

5.2 Descrizione del processo

Il processo prevede l'iniezione geologica permanente del flusso di CO_2. Dopo aver definito la tipologia di cattura, la relativa purezza del flusso (contenuto di acqua, espresso in ppm), la tecnologia di trattamento ed i parametri operativi delle diverse unità, come mostrato in Figura 40, si procede a descrivere il processo di trattamento e compressione.

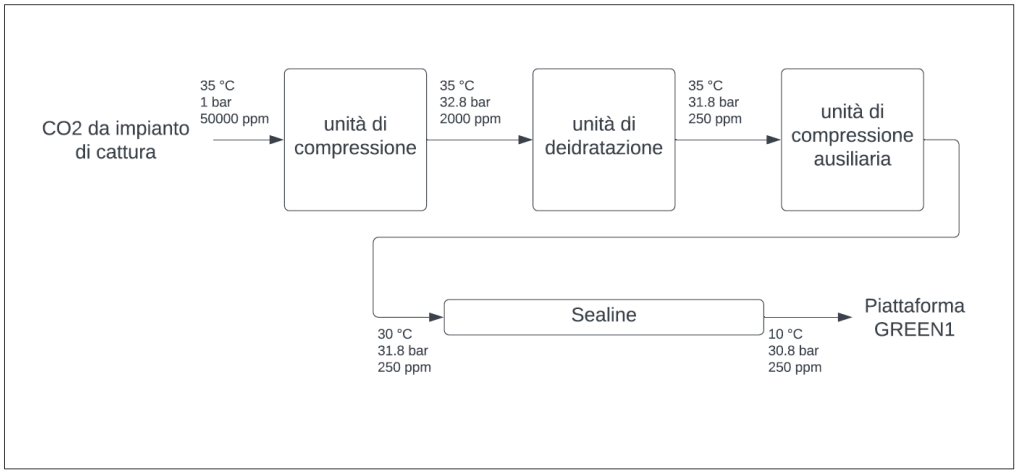


Figura 40: Diagramma a blocchi del sistema - parametri operativi

La CO_2 catturata dal processo industriale viene condotta verso l'unità di compressione; in questa fase, utilizzando una compressione multistadio inter-refrigerata, viene migliorata l'efficienza e viene rimosso un primo quantitativo di acqua in eccesso presente nel flusso di CO_2.

La CO_2 in uscita dall'unità di compressione viene indirizzata all'unità di trattamento, dove avviene la deidratazione del flusso di CO_2 mediante l'utilizzo di glicole tri-etilenico (TEG), in modo da ridurre il contenuto di acqua fino a rispettare il limite necessario per il trasporto nella condotta marina.

Infine, è presente un'unità di compressione ausiliaria, la quale in caso di necessità permette un'ulteriore compressione del fluido e l'eventuale iniezione di CO_2 da altre fonti (mediante utilizzo di buffer).

Nei capitoli successivi, vengono descritte nel dettaglio le singole unità, specificando le scelte progettuali effettuate ed i calcoli svolti.

5.3 Unità di compressione

Uno dei componenti principali per la progettazione preliminare dell'impianto è il compressore.

La scelta della tipologia di compressore è avvenuta in seguito ad un'attenta analisi dello stato dell'arte attuale in termini di compressione di CO_2. In tutti i casi studio già esistenti [51][53][54][55], è previsto l'utilizzo di compressori centrifughi, nella maggior parte dei casi del tipo *integrally geared*.

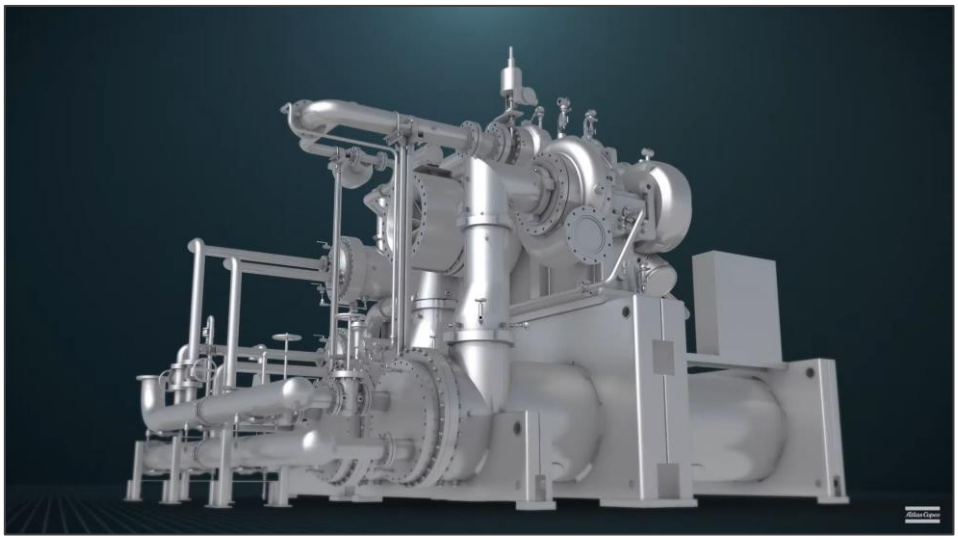


Figura 41: Compressore centrifugo Integrally Geared multistadio interefrigerato [56]

In passato sono stati utilizzati anche compressori alternativi, i quali però presentano dei limiti in termini di portata massima (tipicamente tra 25 e 40 ton/h). [57]. Sono diversi i fattori che supportano la scelta di un compressore centrifugo:

- è la tipologia di compressori utilizzata più frequentemente nei campi di applicazione di interesse per questo studio;
- possiedono una notevole flessibilità in termini di rapporto di compressione e capacità;
- esistono molti produttori e taglie di compressori, sono quindi facili da reperire.

Inoltre, tra i principali limiti dei compressori alternativi si evidenza:

- minore capacità che richiede quindi l'utilizzo di più unità di compressione;
- dimensioni significativamente maggiori;
- forte impatto nella progettazione dell'impianto a causa delle numerose vibrazioni generate;
- manutenzione intensiva.

Di fatto, confrontando le caratteristiche tipiche dei compressori centrifughi rispetto a quelli alternativi, si ottiene che i primi abbiano:

- una maggiore efficienza;
- una migliore affidabilità;
- richiedano minore manutenzione;
- possano essere direttamente alimentati da un turbogas o motore elettrico.

Per queste ragioni, la soluzione più utilizzata per applicazioni CCS risulta essere l'utilizzo di compressori centrifughi [54].

Tipicamente il parametro di design principale per la progettazione dei compressori centrifughi consiste nel limite del numero di Mach del gas in ingresso (tipicamente fissato ad un valore pari a $Ma \leq 0.9$)[57].

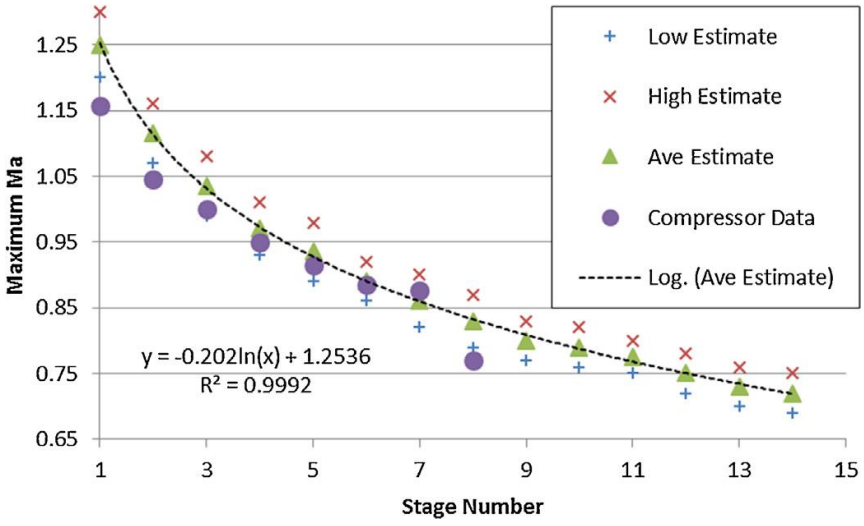


Figura 42: Numero di Mach massimo per la stima del numero di stadi di compressione [55]

In Figura 42 è possibile notare la dipendenza del numero di Mach dal numero di stadi di compressione [55].

Partendo dall'equazione con cui è stato creato il grafico in Figura 42, è stato determinato il numero di stadi di compressione, pari a 4. Questa risulta una valida scelta impiantistica, confermata da quanto fatto in altri progetti [55].

Per stabilire il rapporto di compressione, è stata fatta l'ipotesi che tutti gli stadi di compressione abbiano lo stesso rapporto, successivamente è stato stimato il rapporto di compressione ideale mediante l'utilizzo della formula [58][59].

$$r = (r_t)^{\frac{1}{n}}$$

Dove:

- r_c è il rapporto di compressione che ottimizza lavoro,
- r_t è il rapporto di compressione totale,
- n numero di stadi di compressione.

Dai calcoli si ottiene un rapporto di compressione pari a 2.38.

$$r_c = \left(\frac{32}{1}\right)^{\frac{1}{4}} = 2.38$$

La pressione richiesta in ingresso alla sealine è pari a 32 bar, è però opportuno considerare le perdite di carico che si possono avere negli inter-refrigeratori tra gli stadi di compressione e successivamente nel sistema di deidratazione. Dopo una prima stima delle cadute di pressione, effettuata imponendo negli stadi un rapporto di compressione pari a 2.38, è stata ricalcolata la pressione di uscita necessaria a vincere le perdite di carico nel contactor. Il rapporto di compressione è stato ricalcolato in modo da garantire la pressione desiderata in uscita all'unità di compressione, il nuovo valore è pari a 2.45. Sono state stimate anche le perdite di carico negli intercooler, secondo la formula [47]:

$$\Delta p = \lambda * \frac{L}{D} * \frac{\rho * u^2}{2 * 10}$$

La caduta di pressione all'interno della colonna di deidratazione è stata assunta pari a 1 bar, in accordo con quanto fatto in altri casi studio [47].

Per calcolare le pressioni inter-stadio, sono state applicate le equazioni fondamentali delle trasformazioni termodinamiche, calcolando le grandezze in ingresso e uscita ad ogni stadio secondo il seguente schema:

- Pressione in ingresso P_{in}:
  - per il primo stadio corrisponde alla pressione in uscita dall'impianto di cattura,
  - per gli stadi successivi al primo corrisponde alla pressione di uscita dello stadio precedente.
- Pressione in uscita P_{out}

  $$P_{out} = P_{in} * r_c$$

  Dove:
  - P_{in} pressione in ingresso allo stadio,
  - r_c rapporto di compressione.
- Temperatura in ingresso T_{in}
  - Per il primo stadio è fissata a 25°C da impianto di cattura,
  - Per gli stadi successivi, corrisponde alla temperatura di uscita dallo stadio precedente, che risulta però sempre pari a 35°C a causa della refrigerazione inter-stadio.
- Temperatura isentropica in uscita dal compressore $T_{out,isn}$

  $$T_{out,isn} = T_{in} * \left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\frac{k-1}{k}}$$

  Dove:
  - T_{in} temperature in ingresso al compressore,
  - P_{out} pressione in uscita al compressore,
  - P_{in} pressione in ingresso al compressore,
  - $k = \frac{c_p}{c_v}$ rapporto tra i calori specifici a pressione e volume costante.
- Calcolo del lavoro reale del compressore L_{real}

  $$L_{real} = \frac{1}{\eta_{compressore}} * c_{p_{CO_2}} * T_{in} * r_c^{\frac{k-1}{k}-1}$$

  Dove:
  - T_{in} temperature in ingresso al compressore,
  - $\eta_{compressore} = 0.75$ rendimento del compressore,
  - $c_{p_{CO_2}}$ calore specifico a pressione costante della CO_2,
  - T_{in} temperature in ingresso al compressore,
  - r_c rapporto di compressione,

- $k = \frac{c_p}{c_v}$ rapporto tra i calori specifici a pressione e volume costante.

- Temperatura reale in uscita del compressore $T_{out,real}$

$$T_{out,real} = T_{in} + \frac{L_{real}}{c_{p_{CO2}}}$$

Dove

- T_{in} temperature in ingresso al compressore,
- L_{real} lavoro reale del compressore,
- $c_{p_{CO2}}$ calore specifico a pressione costante della CO_2.

La potenza richiesta al compressore è stata stimata pari a circa 5.7 MW. Ipotizzato che il compressore venga alimentato da un motore elettrico [67], con un'efficienza pari all'80%, la massima potenza elettrica assorbita dal motore necessaria ad alimentare il compressore è pari a circa 7.2 MW. Attraverso il confronto di vari compressori disponibili presso i fornitori commerciali, è stato possibile identificare un modello adatto a questo lavoro. In Tabella 13 vengono riportate i dati relativi al package di compressione [60].

Grandezza	Valore	Unità
Potenza elettrica	7175	kW
Lunghezza	10.3	m
Larghezza	2.6	m
Altezza	2.8	m
Peso	33270	kg

Tabella 13: Specifiche package di compressione

Il processo di compressione con inter-refrigerazione, oltre a migliorare l'efficienza della compressione, permette la rimozione dell'acqua in eccesso dal flusso di gas. Questo è possibile grazie all'aggiunta di opportuni flash tank tra i refrigeratori inter-stadio ed il successivo stadio di compressione, risultando in una soluzione tipicamente adottata per la compressione di CO_2 [51][54].

Partendo dai parametri in uscita dallo stadio di compressione, si è deciso di raffreddare il flusso fino alla temperatura di 35°C [51], in modo da ottimizzare la separazione dell'acqua condensata dal flusso. Successivamente è stato calcolato il flusso termico da rimuovere e la portata di acqua refrigerante da utilizzare per ogni stadio. Di seguito sono riportati gli step di calcolo:

- Flusso termico da rimuovere ϕ_{CO2}

$$\phi_{CO2} = \dot{m}_{in} * c_{p_{CO2}} * \left(T_{out,ic} - T_{in,ic}\right)$$

Dove:

- $\dot{m}_{in}$ portata massica CO_2,
- $c_{p_{CO2}}$ calore specifico a pressione costante della CO_2,
- $T_{out,ic} = 35°C$ temperatura in uscita dall'inter-refrigeratore,
- $T_{in,ic}$ temperatura in ingresso all'inter-refrigeratore.

Considerando un'efficienza dello scambio pari al 75%, si è determinata la portata in massa di acqua refrigerante necessaria a garantire una pressione di uscita della CO_2 pari a 35°C e la temperatura di uscita dell'acqua pari a 50°C.

- Portata massica dell'acqua di refrigerazione

$$\dot{m}_{H2O} = \frac{\phi_{CO2}}{\eta_{ic} * c_{p_{H2O}} * (T_{out_{H2O}} - T_{in_{H2O}})}$$

Sulla base delle ipotesi effettuate, è previsto un consumo di acqua di refrigerazione pari a 75 l/s.

A valle del quarto stadio di compressione, è stato dimensionato un refrigeratore (in modo analogo agli inter-refrigeratori) ed un ultimo flash tank, le condizioni di uscita finali dall'unita di compressione sono le seguenti

Grandezza	Valore	Unità
Portata	868.63	m^3/h
Pressione	32.85	bar
Temperatura	35.00	°C
Densità	68.67	kg/m^3

Tabella 14: Parametri del flusso di CO_2 in uscita dell'unità di compressione

Per quanto riguarda i componenti Flash Tank, trattandosi di una progettazione preliminare, si è ipotizzato che in ogni stadio questi permettano la deidratazione del flusso da tutta l'acqua libera presente. Di conseguenza il flusso di CO_2 in uscita è saturato con acqua, ma non vi è presente acqua libera. Per stimare lo spazio occupazionale dei flash tank, si è deciso di considerare il doppio dello spazio occupato dal package di compressione. Ai fini di questo studio, trattandosi di un impianto onshore, non risulta necessario definire con precisione la dimensione dei singoli componenti o package, poiché ciò non rappresenta un vincolo fondamentale come nel caso di una piattaforma, in cui lo spazio è limitato. Considerazioni analoghe possono essere effettuate per il peso dei componenti.

Considerati i parametri di uscita del flusso di CO_2 dall'unita di compressione, è stato stimato un contenuto di acqua satura nella CO_2 pari a 2000 ppm.

In allegato 1 è presente il *Process Flow Diagram* (PFD) di questa unità.

5.4 Unità di deidratazione

All'inizio di questo capitolo è stata motivata la scelta dell'utilizzo di TEG rispetto ad altre tecnologie. Infatti, dopo che l'acqua libera è stata rimossa dal flusso di CO_2, Risulta necessario rimuovere il contenuto di acqua nel gas saturo. Il contenuto, il quale può essere indicato in ppm, varia in base alle condizioni di pressione e temperatura a cui si trova il gas. Il TEG ha il compito di entrare in contatto con il flusso di CO_2 all'interno della colonna di deidratazione (Contactor), in uscita si ottiene TEG ricco di acqua, il quale viene indirizzato all'unità di rigenerazione, mentre la CO_2 deidratata esce dalla parte alta della colonna, pronta per l'esportazione.

Il processo di rigenerazione del TEG prevede vari step tra cui:

- Pre-riscaldamento tramite scambiatore di calore glicole-glicole.
- Depressurizzazione a pressione ambiente in flash tank con separazione della CO_2 assorbita nel TEG (flash gas).
- Ingresso del TEG nel rigeneratore: qui il TEG viene riscaldato in modo da permettere l'evaporazione dell'acqua. Questa parte dell'impianto è tra le più critiche in quanto il TEG deve essere riscaldato in modo da permettere la rimozione di acqua, senza però essere degradato a causa delle elevate temperature.
- In uscita dal rigeneratore il TEG deidratato a pressione ambiente viene prima indirizzato nello scambiatore glicole-glicole, per poi essere pompato e raffreddato e successivamente indirizzato verso la parte alta della colonna di deidratazione in modo da cominciare nuovamente il ciclo.
- Prima di entrare nella colonna, il TEG viene raffreddato in modo tale da avere una temperatura idonea al corretto funzionamento della colonna di deidratazione.

Il calcolo della portata di TEG necessaria alla deidratazione dell'anidride carbonica dipende dalla quantità di acqua che è necessario rimuovere. Considerando le ipotesi fatte, la quantità di acqua saturata nel gas in ingresso è pari a circa 2000 ppm, è quindi necessario ridurre il quantitativo fino alle condizioni richieste dalla rete di trasporto. Il contenuto di acqua desiderato è pari a 250 ppm [15]. Il limite per il contenuto di acqua accettabile può variare in base alla presenza di altre impurità nel flusso, come indicato al capitolo 2.6.2.

Per il calcolo della portata di circolazione del glicole L si utilizza la seguente formula [61]

$$L = (W_i - W_o) * \frac{\dot{m}}{24}$$

Dove:

- W_i contenuto di acqua in ingresso $\left[\frac{lb}{MMSCF}\right]$,
- W_o contenuto di acqua desiderato $\left[\frac{lb}{MMSCF}\right]$,
- $\dot{m}$ portata volumetrica di gas $[MMSCFD]$.

Il risultato ottenuto va poi convertito da galloni/ora a litri/ora, ottenendo una portata di glicole necessaria pari a 371 l/h.

In Figura 43 viene riportata un tipico package di deidratazione del gas con TEG.

Figura 43: Package di deidratazione con TEG [62]

5.4.1 Contactor

Il flusso di CO_2 proveniente dall'unità di compressione entra alla base del contactor D2-CD-001, mentre il TEG rigenerato viene introdotto dalla parte superiore del contactor. Il gas, una volta introdotto, tende a risalire verso l'alto attraverso il glicole, ciò permette al glicole di deidratare il gas assorbendone il contenuto d'acqua. Successivamente la CO_2 deidratata esce nella parte alta del contactor ed è pronta per l'esportazione. Il TEG ricco di acqua esce dalla parte inferiore del componente. In generale, a pressione costante, il contenuto di acqua nel gas diminuisce con l'aumentare della pressione; minore è la pressione, maggiore è il diametro richiesto per il contactor. Tipicamente è possibile ottenere una deidratazione ottimale per pressioni comprese tra i 30 ed i 50 bar; in questo caso studio la pressione operativa del contactor è stata fissata pari a circa 32 bar. La temperatura del glicole rigenerato in ingresso alla colonna va mantenuta leggermente più alta rispetto a quella della CO_2 in ingresso, poiché è necessario creare una condizione di equilibrio tra glicole e gas, la quale è regolata anche dalla temperatura [61]. In caso di temperatura troppo elevata del glicole in ingresso si verificherebbero perdite non trascurabili di glicole nel gas. Inoltre, differenze di temperatura troppo elevate possono portare all'emulsione del glicole, aumentandone le perdite.

5.4.2 Scambiatore di calore Glicole-Glicole

Lo scopo dello scambiatore D2-HX-001 è quello di sfruttare il calore presente nel glicole appena rigenerato (che deve essere compresso e raffreddato) per preriscaldare il glicole ricco di acqua in uscita dal contactor. Il glicole rigenerato ha una temperatura di circa 200°C in uscita dal rigeneratore, mentre il glicole ricco di acqua proveniente dal contactor ha una temperatura pari di circa 36 °C. Questo scambiatore è stato dimensionato in modo da garantire una determinata temperatura di ingresso al flash tank (110 °C). Inoltre, il glicole deve essere

raffreddato prima di essere pompato verso il contactor in modo da rispettare i parametri di funzionamento della pompa.

5.4.3 Flash tank

Nel Flash Tank D2-FT-001 il glicole viene depressurizzato, passando da 32 bar a circa 1 bar. Durante il processo, la CO_2 assorbita dal glicole si separa (flash gas), mentre il glicole viene filtrato con il filtro D2-F-001/002 al carbone e indirizzato al rigeneratore.

5.4.4 Rigeneratore

Il rigeneratore D2-PR-001 ha il compito di rimuovere il contenuto di acqua dal glicole riscaldando e favorendo la vaporizzazione dell'acqua. Durante questo processo è necessario prestare molta attenzione alla temperatura operativa. Il glicole deve essere sufficientemente caldo per essere rigenerato con un grado di purezza elevato, la temperatura non deve però essere eccessiva, in quanto si potrebbe verificare un degradamento del glicole con la relativa perdita delle sue proprietà assorbenti. Una temperatura compresa tra i 175 °C ed i 200°C permette un corretto funzionamento del package ed una purezza del glicole superiore al 98.5%.

La potenza del rigeneratore dipende naturalmente dalla portata di TEG, di conseguenza si ottiene che per 370 l/h di TEG il rigeneratore deve avere una potenza termica pari a 29.9 kW [61]; ipotizzando un'alimentazione a gas naturale, il consumo di gas stimato è pari a circa 3.04 Sm^3/h o 2 kg/h.

5.4.5 Surge Drum

Il Surge Drum D2-SD-001 permette l'aggiunta di glicole in caso venga rilevata una perdita oppure nel caso sia necessario sostituirlo perché degradato.

5.4.6 Pompa del glicole

La pompa del glicole D2 -P-001 ha il compito di portare in pressione il glicole, comprimendolo da 1 a 32 bar, in modo da rispettare i requisiti previsti per l'iniezione nel contactor D2-CD-001.

La potenza elettrica assorbita dalla pompa di ricircolo per garantire la portata di glicole richiesta alla pressione desiderata nel contactor è pari a circa 460 W. [63]

5.4.7 Refrigeratore

Il refrigeratore D2-R-001 ha il compito di raffreddare il glicole alla temperatura prevista per l'inserimento nel contactor D2-R-001.

5.4.8 Sistemi di trattamento ausiliari

In questo lavoro, trattandosi di una progettazione preliminare, non sono stati descritti i sistemi di trattamento del flash gas (CO_2) in uscita dal Flash Tank D2-FT-001 e del wet Gas (vapore d'acqua) in uscita dal rigeneratore D2-PR-001. La quantità di CO_2 persa è minore del 0.05% [64] e il vapore in uscita dal rigeneratore subisce un opportuno trattamento prima di essere smaltito o rilasciato in ambiente.

Analogamente a quanto fatto per il package di compressione, le dimensioni per il package di deidratazione sono state stimate basandosi sulle tipiche dimensioni presenti in commercio. Di seguito sono riportate le dimensioni di interesse [51].

Grandezza	Valore	Unità
Lunghezza	12.5	m
Larghezza	9.5	m

Tabella 15: Specifiche package di deidratazione

In allegato 2 è presente il *Process Flow Diagram* (PFD) di questa unità.

5.5 Unità di compressione ausiliaria e ricarica

L'unità di compressione ausiliaria è stata ipotizzata localizzata in corrispondenza all'ingresso della sealine, vicino alla costa. Questa scelta è motivata da due ragioni.

La prima consiste nella necessità di avere uno stadio di compressione ausiliario che possa essere utilizzato nel caso in cui ci siano delle perdite di carico non previste, in modo da garantire la pressione desiderata in piattaforma.

La seconda è offrire la possibilità di approvvigionamento della CO_2 da altre infrastrutture o mezzi, mediante un opportuno buffer di stoccaggio installato in questa unità.

Il compressore è stato dimensionato in modo da riuscire a comprimere la CO_2 alla pressione desiderata in caso di pressione in ingresso maggiore o uguale a 25 bar, richiedendo una potenza massima di compressione pari a circa 1.2 MW; anche questo compressore è alimentato da motore elettrico[67], ipotizzando un'efficienza del motore pari all'80%, la massima potenza elettrica assorbita dal package di compressione ausiliario è pari a circa 1.5 MW.

In Tabella 16 vengono riportati i dati relativi al package di compressione ausiliaria

Grandezza	Valore	unità
Potenza elettrica	1480	kW
Lunghezza	6.8	m
Larghezza	1.6	m
Altezza	2.3	m

Tabella 16: Specifiche package di compressione ausiliario [60]

In allegato 3 è presente il *Process Flow Diagram* (PFD) di questa unità.

5.6 Sostanze utilizzate

L'impianto prevede l'utilizzo di diverse sostanze per il processo. La sostanza principalmente impiegata è il glicole tri-etilenico (TEG), il quale è utilizzato per la rimozione del contenuto d'acqua del gas nell'unità di deidratazione. Il glicole viene rigenerato continuamente, il sistema è però dotato di un Surge Drum con la possibilità di aggiungere nuovo glicole per compensare eventuali perdite o per sostituirlo in caso di degradazione.

Il glicole trietilenico è identificato come sostanza o miscela non pericolosa (CE N.1272/2008) [65]. Non contiene componenti considerati sia persistenti, bioaccumulabili che tossici (PBT), oppure molto persistenti e molto bioaccumulabili (vPvB) a concentrazioni di 0.1% o superiori. Di seguito alcune misure utili di primo soccorso:

- se inalato è indicato di respirare aria fresca;
- in caso di contatto con la pelle o gli occhi risciacquare abbondantemente con acqua;
- se ingerito è indicato di assumere almeno due bicchieri acqua e in caso di malessere consultare il medico.

Altre informazioni utili sono reperibili nella scheda di sicurezza della sostanza [65].

5.7 Logica di controllo

Nel seguente paragrafo viene descritta la logica di controllo che permette all'impianto di funzionare correttamente.

A valle del package di compressione è presente il trasmettitore di pressione PT-002, il quale ha il compito di monitorare la pressione in uscita al package di compressione. Nel caso in cui la pressione risulti troppo bassa,

il trasmettitore provvede a mandare un segnale al pannello di controllo in modo tale da regolare opportunamente il package di compressione, garantendo la pressione necessaria in uscita.

All'ingresso dell'unità di deidratazione è presente il contactor D2-CD-001, su cui è installato un trasmettitore di livello che, in caso di necessità, invia un segnale al pannello di controllo, il quale apre o chiude la valvola di regolazione D2-XV-001 in modo da garantire il livello desiderato all'interno del contactor.

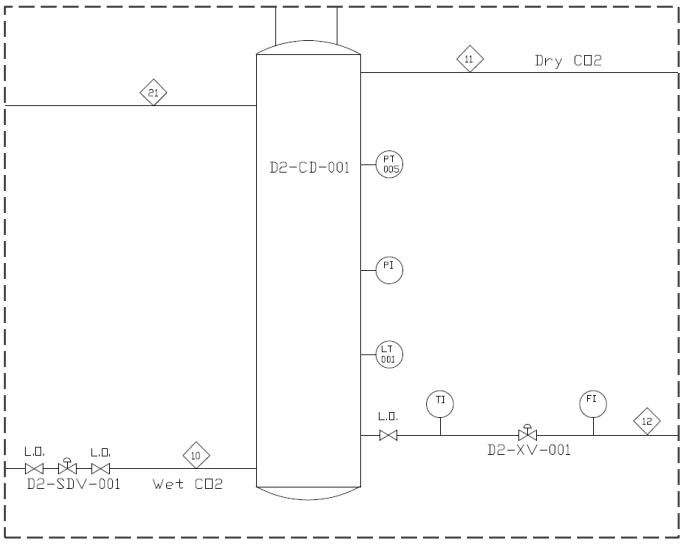


Figura 44: Contactor Glicole - CO_2

All'uscita del rigeneratore è invece presente il trasmettitore di temperatura TT-001, il quale ha il compito di mandare un segnale al pannello di controllo, in modo da regolare opportunamente la potenza del rigeneratore, mantenendo la temperatura ottimale del glicole in uscita.

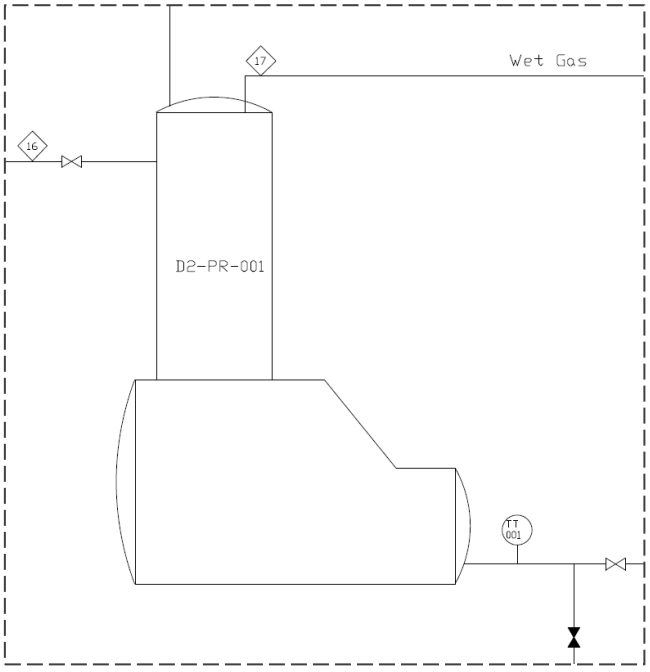


Figura 45: Rigeneratore

In corrispondenza del Surge Drum D2-SD-001, è installato un trasmettitore di flusso FT-002, il quale ha il compito di monitorare il flusso di glicole e, in caso di diminuzione o aumento del flusso, inviare un segnale al pannello di controllo in modo da intervenire sulla regolazione della valvola D2-XV-003 e garantire la portata di glicole desiderata.

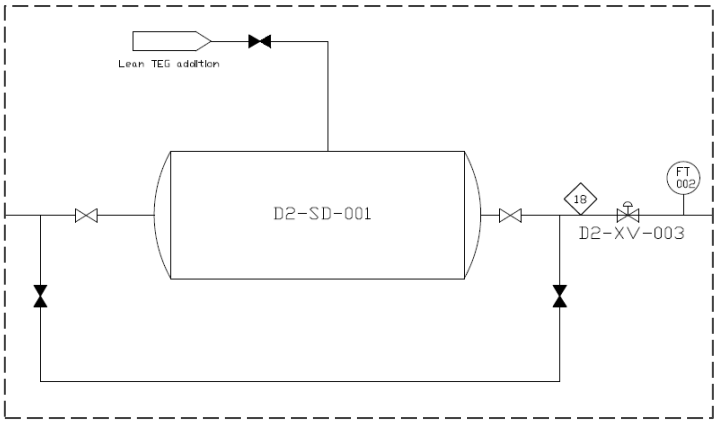


Figura 46: Surge Drum iniezione glicole

In corrispondenza dell'ingresso del glicole nel contactor D2-CD-001 è installato un refrigeratore D2-R-001, il quale viene opportunamente regolato in modo da garantire la temperatura desiderata. La regolazione avviene mediante l'utilizzo del trasmettitore di temperatura TT-002, il quale invia un segnale al pannello di controllo che regola di conseguenza la potenza del refrigeratore

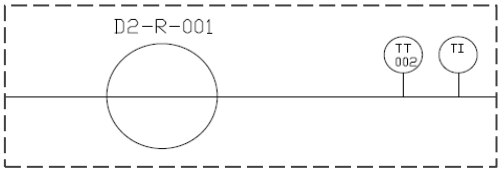


Figura 47: Refrigeratore glicole

5.8 Sistemi ausiliari d'impianto

Tra i principali sistemi ausiliari di impianto presenti si trovano:

- sistema di fornitura di energia elettrica;
- sistema di acqua di raffreddamento;
- sistema ad aria compressa per azionamento di valvole e il funzionamento della strumentazione;
- sistema di fornitura di gas naturale per rigeneratore TEG.

Il sistema di fornitura di energia elettrica è necessario ad alimentare i motori elettrici dei compressori, i servizi base di gestione dell'impianto e l'azionamento delle valvole di sicurezza. Il sistema di acqua di raffreddamento è necessario per la refrigerazione inter-stadio della CO_2 durante il processo di compressione.

Il sistema ad aria compressa è necessario per l'azionamento di valvole e componenti per la gestione dell'impianto.

Il sistema di fornitura di gas naturale è necessario per alimentare il rigeneratore del TEG.

Dovendo sviluppare una progettazione preliminare dell'impianto di compressione e trattamento della CO2 catturata, i dettagli di progetto dei sistemi ausiliari sopra descritti non sono stati sviluppati.

5.9 Sistemi di sicurezza d'impianto

L'obiettivo fondamentale dei sistemi di sicurezza è quello di garantire la sicurezza delle persone, la salvaguardia dell'ambiente e degli asset della nuova installazione. A differenza delle opzioni precedentemente sviluppate [5][6][7], la progettazione proposta in questo lavoro prevede la realizzazione di un impianto onshore. In questo contesto, è possibile effettuare alcune considerazioni utili per l'implemento dei sistemi di sicurezza.

- Il gas di processo è anidride carbonica, sostanza non infiammabile ma asfissiante.
- L'impianto di compressione e trattamento viene realizzato lontano da centri abitati e all'aperto, minimizzando i locali chiusi.

- Le logiche di controllo del processo prevedono un continuo monitoraggio dei parametri operativi, in modo da rilevare eventuali perdite di gas di processo o di altre sostanze impiegate.
- Si ipotizza che l'impianto sia monitorato a distanza, non necessitando della presenza di personale.

Sulla base di queste ipotesi si è deciso di non installare un sistema rilevamento Gas, ma di dotare gli operatori di sistemi di rilevamento personali, nel caso sia necessario effettuare operazioni di manutenzione ordinaria o straordinaria.

È previsto il sistema di arresto di Emergenza (ESD) che permette la chiusura delle Shut Down Valve, in modo da isolare le diverse unità di impianto in caso di emergenza.

I componenti di interesse e le rispettive logiche che portano all'attivazione di questo sistema o all'arresto delle singole unità sono descritte dalla matrice C&E in allegato 4, di seguito vengono riportate unicamente le azioni di emergenza:

Unità	Componente	Azione
D1	D1-SDV-001	Chiusura
	D1-SDV-002	Chiusura
	Package di compressione	Arresto
D2	D2-SDV-001	Chiusura
	D2-SDV-002	Chiusura
	Package di compressione	Arresto
	Package di deidratazione	Arresto
D3	D3-SDV-001	Chiusura
	D3-SDV-002	Chiusura

Tabella 17: Azioni per l'arresto di emergenza del sistema

Oltre al sistema per l'arresto di emergenza dell'impianto, sono presenti alcune valvole (PSV) di sicurezza che in caso di sovrapressione si aprono, permettendo la depressurizzazione della linea o del componente indirizzando il gas nell'opportuno sistema di trattamento dei gas di scarto, non descritti in questo progetto.

È inoltre presente un gruppo statico di continuità, apparecchiatura utilizzata per mantenere alimentati i componenti elettrici che non possono essere spenti repentinamente e/o per rispondere ad improvvise anomalie della fornitura elettrica normalmente utilizzata, in modo da garantire la continuità del servizio delle apparecchiature essenziali. In caso di guasto all'alimentazione elettrica o in caso di blackout, interviene l'UPS in modo da garantire le seguenti funzioni:

- Arresto dell'impianto in maniera sicura: il sistema UPS permette il mantenimento attivo dei sistemi di sicurezza.
- Attivazione del servizio trasmissione delle informazioni alla sala controllo, in modo che il processo possa continuare ad essere monitorato.

5.10 Manutenzione

Nel seguente paragrafo sono riportate alcune indicazioni generali riguardanti la manutenzione dei principali componenti del sistema. Si sottolinea che le attività manutentive di dettaglio saranno approfondite puntualmente in fase di progetto esecutivo con i fornitori dei diversi componenti.

È prevista un'ispezione visiva del package di compressione e del package di deidratazione con scadenza mensile, al fine di verificare l'integrità strutturale dei componenti, la presenza di fenomeni di corrosione o il malfunzionamento dei sensori di pressione dedicati.

Contestualmente all'ispezione dei componenti, si prevede un check funzionale di:

- pannello di controllo del sistema;
- sistema di sicurezza ESD;
- connessioni elettriche.

Per quanto concerne l'unità di deidratazione del gas, è opportuno effettuare considerazioni specifiche per pianificare e svolgere una manutenzione adeguata. In particolare, come indicato nel documento "Gas Dheydration Field" [61], è importante includere nel programma di manutenzione preventiva le azioni elencate di seguito:

- registrazione e salvataggio automatico dei dati di processo, in modo da avere uno storico dei parametri operativi del sistema e del suo funzionamento;
- effettuare un'analisi chimica settimanale della qualità del glicole e verifica del livello del serbatoio del glicole;
- ispezione giornaliera della componentistica in modo da prevenire i fenomeni corrosivi.

Oltre all'attività manutentiva necessaria all'impianto di trattamento e compressione onshore, risulta di fondamentale importanza l'ispezione e manutenzione della sealine di collegamento tra la terraferma e la piattaforma, precedentemente descritta al capitolo 2.6.7. In particolare, attraverso opportuni sensori installati all'ingresso (stazione onshore) e all'uscita (piattaforma) della sealine, è possibile monitorare costantemente la pressione, temperatura e portata del flusso di CO_2, intervenendo opportunamente in caso di anomalie.

La tipica soluzione per l'ispezione e manutenzione delle pipeline per il trasporto di gas viene effettuata mediante l'attività di *pigging,* mostrata in Figura 48, la quale ha principalmente due funzioni:

- attività ispettiva, non distruttiva, con lo scopo di verificare l'integrità delle pareti della condotta e la presenza di eventuali fenomeni corrosivi interni;
- attività manutentiva, tramite l'utilizzo di spazzole metalliche collegate alla struttura del *pig*, che permettono la rimozione di eventuali particelle o composti presenti all'interno della condotta stessa.

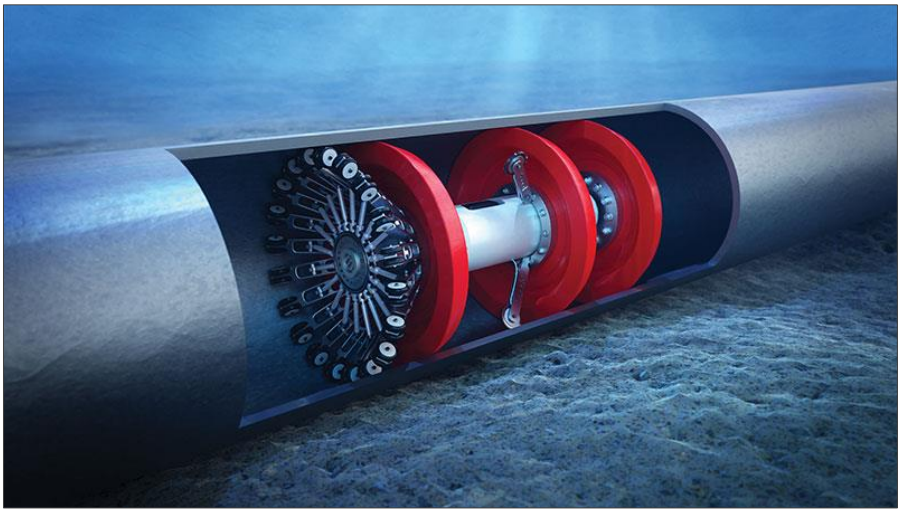


Figura 48: Pig all'interno di una condotta marina [66]

La frequenza con cui effettuare le operazioni di pigging è determinata sulla base dei risultati delle ispezioni, tipicamente le ispezioni con pig vengono effettuate ogni 5-10 anni di servizio della pipeline; trattandosi di operazioni costose, è opportuno effettuarle solo in casi realmente necessari. Nel caso di conversione di condotta esistente, è opportuno procedere ad un'ispezione iniziale con *pig* prima della conversione [11], in modo da conoscere le condizioni iniziali della condotta e verificare la presenza di eventuali fenomeni corrosivi.

5.11 Considerazioni finali sul progetto di conversione

In questo capitolo è stata realizzata la progettazione preliminare della stazione di compressione e trattamento onshore partendo dai dati in input dell'opzione 3. L'analisi termofluidodinamica della sealine ha permesso di stimare le perdite di carico, in modo da dimensionare opportunamente la stazione di compressione. Successivamente è stata identificata la purezza del flusso di CO_2 catturata, in modo da progettare opportunamente l'impianto di trattamento. Trattandosi di un impianto onshore, non sono presenti vincoli significativi riguardo gli spazi di occupazione e il peso di componenti e package, elementi invece di notevole importanza nel caso di conversione di piattaforme offshore. In Figura 49 viene proposto un diagramma a blocchi del sistema post-conversione.

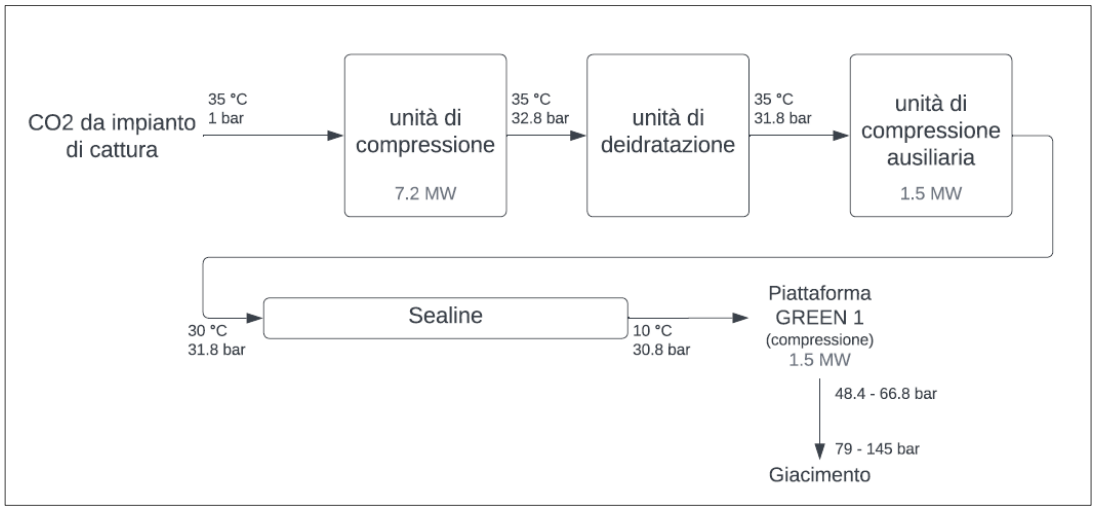


Figura 49: Diagramma a blocchi del progetto di conversione completo dell'Opzione 3

In Figura 50 viene invece proposto il layout con le dimensioni di massima dei package di compressione e deidratazione della CO_2 presenti nell'impianto onshore, le dimensioni sono espresse in millimetri.

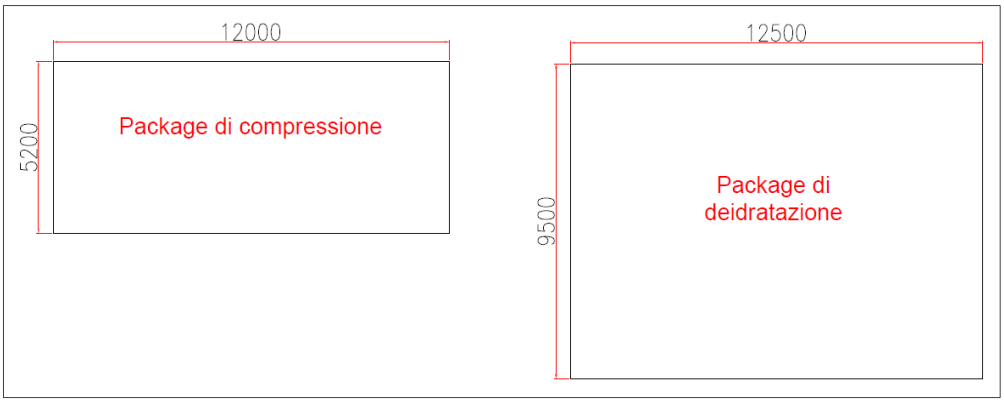


Figura 50: Layout impianto di compressione e trattamento onshore

In allegato 5 è riportato il layout sviluppato dell'intero impianto.

Per quanto concerne il trasporto di anidride carbonica, è necessario sottolineare come sia necessario evitare il cambiamento di fase delle sostanze, il quale avviene alle tipiche condizioni operative delle pipeline di gas naturale. Da qui nasce l'esigenza di dover scegliere se trasportare la CO_2 allo stato supercritico o allo stato gassoso; il primo risulta molto efficiente data la maggiore densità della sostanza ed è quindi adatto al trasporto su lunga distanza, il secondo è penalizzato dalla bassa quantità di CO_2 trasportabile. In un progetto di riconversione la scelta del trasporto allo stato gassoso può essere considerata ragionevole, per diversi motivi. Primo fra tutti il minore stress meccanico della condotta, trasportare la CO_2 allo stato gassoso permette di utilizzare pressioni inferiori effettuando quindi una scelta conservativa.

In secondo luogo è importante sottolineare la forte dipendenza del cambiamento di fase dalla temperatura esterna, grazie ai risultati dello studio termofluidodinamico è stato possibile comprendere come la temperatura del mare (e quindi la geolocalizzazione della condotta) sia un driver fondamentale, il quale definisce una pressione limite oltre il quale avviene la liquefazione; un discorso analogo può essere fatto per la scelta del trasporto supercritico, in cui è necessario mantenere continuamente il controllo dei parametri operativi evitando il cambiamento di fase.

Un fattore importante emerso da questo lavoro, come anticipato al capitolo 3, è l'importanza della profondità del mare. Nel caso studio, vista la bassa profondità del fondale (25 metri), la colonna di fluido non esercita una pressione significativa, risultando in un effetto geodetico trascurabile; nel caso di condotte posate in profondità, la colonna di fluido eserciterebbe una pressione significativa e l'effetto non sarebbe trascurabile, risultando in aumento di pressione con la possibilità di cambiamento di fase della sostanza.

Un altro aspetto fondamentale è la presenza di acqua nel flusso, la quale può portare alla formazione di idrati e di acido carbonico, è opportuno effettuare considerazioni specifiche sui materiali utilizzati per la costruzione delle condotte in modo da verificare la purezza del flusso richiesta per permettere il passaggio di CO_2.

Infine, considerando l'energia richiesta dal processo di compressione e trattamento, è possibile definire le potenze elettriche ed il consumo di gas naturale del sistema di trattamento e compressone, indicato in Tabella 18.

Grandezza	Valore	Unità
Potenza elettrica unità di compressione	7.1	MW
Consumo gas unità di trattamento	3.04	Sm^3/h
Potenza elettrica unità di compressione ausiliaria	1.5	MW

Tabella 18: Bilancio energetico delle unità progettate

Considerato il consumo di gas naturale del package di deidratazione equivalente a 3.04 Sm^3/h, le emissioni di CO_2 per l'intero ciclo vita dell'impianto (5 anni) sono pari a circa 260 tonnellate, rappresentando meno dello 0.01% della CO_2 catturata e gestita dall'impianto stesso, che risulta essere circa 2.612 Milioni di tonnellate.

La potenza elettrica necessaria ad alimentare il compressore, ipotizzando un lavoro costante a carico massimo, è pari al 2.61% della potenza elettrica prodotta dalla centrale di produzione ipotizzata (275 MW). Per il calcolo del consumo di energia elettrica del processo completo di conversione, è necessario sommare il contributo riferito al compressore installato in piattaforma, pari allo 0.36%[7]. Inoltre, considerando un fattore emissivo pari a 300 g_{CO2}/kWh [68] ipotizzando che l'intera produzione di energia elettrica avvenga tramite energia fossile, la quantità di CO_2 associata al consumo di energia elettrica del processo completo (dalla cattura all'iniezione) è pari a circa 107 290 tonnellate di CO_2, ovvero il 4% della quantità totale di CO_2 catturata ed iniettata in giacimento

6. Conclusioni

In questo lavoro è stato sviluppato il progetto preliminare della stazione onshore di compressione e trattamento di anidride carbonica catturata da attività industriali e verifica della pipeline di trasporto, al fine di completare il progetto precedentemente realizzato per la conversione della piattaforma Oil&Gas offshore GREEN1 finalizzato al sequestro, nel giacimento esaurito, della CO_2.

In seguito allo studio svolto e ai risultati ottenuti, è stata confermata la possibilità di utilizzare la condotta marina esistente per trasportare la CO_2 ed è stato realizzato il progetto preliminare per la stazione di compressione e trattamento sulla terraferma, completando il progetto di conversione della piattaforma offshore per l'iniezione della CO_2 in giacimento.

Tra gli aspetti critici e sfidanti di questo progetto, è possibile evidenziare:

- la verifica tecnico/normativa in merito alla possibilità di riutilizzare la pipeline esistente che collega la piattaforma offshore alla terra ferma;
- la necessità di trattare e purificare la CO_2 catturata prima di trasportarla in piattaforma, in modo da evitare fenomeni corrosivi della sealine;
- il rispetto dei limiti di pressione imposti dal giacimento, i quali impongono un ridotto range di operatività della sealine;
- la necessità di evitare il cambiamento di fase della CO_2 durante il trasporto;
- la forte influenza della temperatura e della profondità del mare nelle scelte progettuali.

La scelta di trasportare la CO_2 allo stato gassoso ha permesso di rispettare sia la condizione di pressione massima ammissibile a testa pozzo, sia di garantire l'impossibilità di un cambiamento di fase nel flusso di CO_2, indipendentemente dalla temperatura del mare. Nel caso studio la profondità del mare non è rilevante per il collegamento tra la terraferma e la piattaforma, in quanto la sealine si trova a 25 metri nel punto più profondo, rendendo trascurabili gli effetti geodetici; considerazioni diverse vanno effettuate per profondità significative, in quanto il contributo geodetico non può essere considerato trascurabile.

L'analisi normativa svolta per il trasporto della CO_2 ha permesso di evidenziare il ruolo degli standard tecnici e dei documenti di riferimento per applicazioni di pipeline CO_2, evidenziandone le criticità ed i limiti di applicabilità. Inoltre, si evidenzia come alcuni documenti trattino il tema della conversione al trasporto di CO_2 fornendo dei criteri di approccio alla riqualificazione di condotte esistenti.

L'utilizzo di un compressore multistadio inter-refrigerato ha permesso di rimuovere già in fase di compressione una significativa quantità d'acqua, richiedendo una minor portata di ricircolo di TEG e un conseguente costo inferiore del package di deidratazione.

Il limite massimo di contenuto di acqua nel flusso è influenzato da moltissimi fattori, tra cui pressione e temperatura di esercizio, presenza di altre impurità e materiali della condotta; sono attualmente in corso esperimenti di laboratorio per stabilire delle concentrazioni massime di impurità in modo da garantire la compatibilità al trasporto in condotte in acciaio al carbonio limitando i fenomeni corrosivi e di formazione di idrati[69]. Il documento più completo da utilizzare come riferimento per la definizione della purezza del flusso richiesta per il trasporto si conferma essere lo standard ISO 27913. Un altro aspetto da considerare, specialmente nei processi di conversione, è la verifica della compatibilità dei componenti non metallici installati sulla linea di trasporto, i quali potrebbero risultare non compatibili con applicazioni CO_2 nonostante siano stati progettati per applicazioni Oil&Gas[70].

La versatilità del progetto è garantita sia dalle considerazioni di carattere generale effettuate per la compatibilità dell'infrastruttura nel capitolo 2, sia dall'adattabilità del codice numerico per l'analisi termofluidodinamica ad altri casi studio. Le prime permettono di evidenziare le principali criticità e verificare i requisiti necessari specifici per la nuova destinazione d'uso dell'infrastruttura, considerando le diverse condizioni al contorno. Il codice numerico permette invece la realizzazione di uno studio dedicato in modo da valutare lo scambio termico e le cadute di pressione, definendo le possibili condizioni operative sulla base dello specifico caso in esame. Infatti, il codice Matlab® sviluppato, può essere utilizzato anche per applicazioni diverse da quella in esame, modificando opportunamente le condizioni al contorno e i dati in input.

L’impianto di compressione e trattamento è stato progettato secondo le tipiche tecnologie previste per applicazioni di anidride carbonica; trattandosi di un impianto sulla terraferma, la sua realizzazione non prevede particolari vincoli di peso o dimensione dei componenti. In fase di progettazione è comunque stata considerata la possibilità di approvvigionamento di anidride carbonica da altre fonti grazie ad un’unità di compressione dedicata.

Infine, una delle considerazioni più significative dell’intero progetto riguarda le emissioni complessive di CO_2 legate al processo di compressione, trattamento, trasporto e iniezione della CO_2 catturata, discusse nel capitolo 5.11. Partendo dai risultati ottenuti dal progetto di conversione della piattaforma GREEN1[7] e aggiungendo i contributi emissivi calcolati per la realizzazione dell’impianto di compressione e trattamento onshore, è possibile stimare una quantità di CO_2 emessa nei 5 anni di funzionamento dell’impianto di 107 288 tonnellate, pari a circa il 4 % della CO_2 stoccabile in giacimento, confermando che il processo più energivoro consiste nella compressione e trattamento per il trasporto offshore, con un contributo emissivo di circa 94 280 tonnellate.

Successivamente alla realizzazione del progetto preliminare, verranno redatti l’analisi di sicurezza e lo studio di impatto ambientale. L’analisi di sicurezza condotta segue la metodologia HAZOP (HAZard and OPerability analysis) i quali obiettivi sono l’identificazione e la valutazione di pericoli sulla base delle deviazioni dei parametri di processo, che possono generare scenari di potenziale danno alle persone, all’ambiente e all’impianto stesso, con conseguenze negative sulla produttività, nonché l’identificazione delle salvaguardie progettuali e gestionali necessarie a ridurre la probabilità di accadimento degli eventi iniziatori o mitigarne le conseguenze, proponendo in caso di necessità miglioramenti progettuali o gestionali. Lo studio di impatto ambientale ha lo scopo di individuare le possibili cause di danni all’ambiente legate all’attività del progetto descritto attraverso un’attenta valutazione degli aspetti ambientali, considerando i limiti di legge, l’immagine pubblica, gli aspetti economici e la frequenza e gravità degli effetti; nel caso la significatività risultasse inaccettabile, verranno proposte delle raccomandazioni gestionali e/o progettuali.

La proposta di conversione sviluppata e ampliata in questo lavoro di tesi rappresenta un valido strumento per rispondere alle esigenze energetiche e ambientali attuali. L’idea di sostenibilità alla base del progetto si traduce nel riutilizzo della piattaforma e della sealine di collegamento, iniettando CO_2 sottratta dai processi industriali. Verificata la compatibilità dei giacimenti e dell’infrastruttura di trasporto, risulta necessario procedere al retrofitting di impianti esistenti in modo da installare opportuni sistemi di cattura e trattamento, per poi procedere al trasporto della CO_2 catturata in piattaforma.

Bibliografia

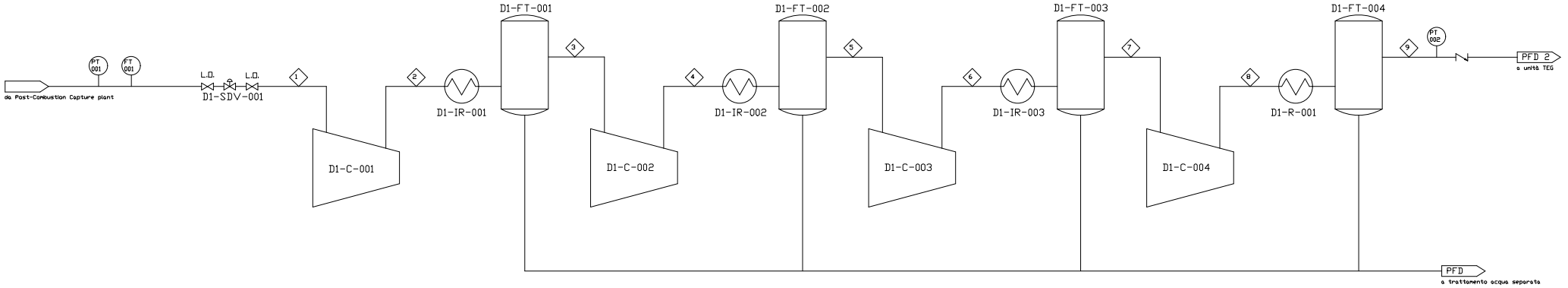
[1] https://climate.nasa.gov/vital-signs/carbon-dioxide
[2] Internal Energy Agency, CO_2 emissions in 2022.
[3] www.isprambiente.gov.it/it
[4] https://eng.geus.dk/
[5] A. Aliberti, Riconversione di una piattaforma petrolifera in dismissione per l'installazione di un impianto di dissalazione alimentato da energia fotovoltaica. Progettazione preliminare., Tesi di Laurea Magistrale, Politecnico di Torino, a.a. 2020-2021.
[6] G. Rech, Conversione di una piattaforma petrolifera in dismissione e del relativo reservoir in sito di stoccaggio temporaneo per una miscela di idrogeno e gas naturale. Progettazione preliminare. Tesi di Laurea Magistrale, Politecnico di Torino, a.a. 2020-2021.
[7] F. Pertuso, Riconversione di una piattaforma petrolifera in dismissione e del relativo reservoir per l'installazione di un impianto di stoccaggio di anidride carbonica. Progettazione preliminare. Tesi di Laurea Magistrale, Politecnico di Torino, a.a. 2021-2022.
[8] DNV-RP-J202, "Design and Operation Of CO_2 Pipelines", April 2010.
[9] CFR PHMSA, "TRANSPORTATION OF HAZARDOUS LIQUIDS BY PIPELINE", Title 49 Vol. 3 Part.195, 2021.
[10] CSA Z662:19, "Oil and gas pipelines systems", June 2019.
[11] IEAGHG, "CO_2 Pipeline Infrastructure", 2013/18, December 2013.
[12] NEN3650, "Requirements for pipeline systems", 2020.
[13] NORSOK L standards, piping and layout, 2017.
[14] ISO 13623:2017, "Petroleum and natural gas industries — Pipeline transportation systems".
[15] ISO 27913:2016, "Carbon dioxide capture, transportation and geological storage — Pipeline transportation systems".
[16] DNV-OS-F101, "Submarine Pipeline Systems", October 2013.
[17] ISO 3183:2019, "Petroleum and natural gas industries - Steel pipe for pipeline transportation systems".
[18] ASME B31.4, "Pipeline Transportation Systems for Liquids and Slurries", 2019.
[19] ASME B31.8, "Gas Transmission and Distribution Piping Systems", 2020.
[20] ASME B31T, "Standard Toughness Requirements for Piping", 2010.
[21] API SPECIFICATION 5L FORTY-SIXTH EDITION, APRIL 2018.
[22] D.lgs. n.162 del 14 settembre 2011, "Attuazione della direttiva 2009/31/CE in materia di stoccaggio geologico del biossido di carbonio, nonché modifica delle direttive 85/337/CEE, 2000/60/CE, 2001/80/CE, 2004/35/CE, 2006/12/CE, 2008/1/CE e del Regolamento (CE) n. 1013/2006. (11G0207)".
[23] DIRETTIVA 2009/31/CE DEL PARLAMENTO EUROPEO E DEL CONSIGLIO del 23 aprile 2009 relativa allo stoccaggio geologico di biossido di carbonio e recante modifica della direttiva 85/337/CEE del Consiglio, delle direttive del Parlamento europeo e del Consiglio 2000/60/CE, 2001/80/CE, 2004/35/CE, 2006/12/CE, 2008/1/CE e del regolamento (CE) n. 1013/2006 del Parlamento europeo e del Consiglio .
[24] DIRETTIVA 2011/92/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO E DEL CONSIGLIO del 13 dicembre 2011 concernente la valutazione dell'impatto ambientale di determinati progetti pubblici e privati.
[25] Linde, RS04 – Uso anidride carbonica – CO_2, Dicembre 2013.
[26] Antonio C. Caraballo, Patrick Rabindran, Ian George Winning , Amirebrahim Chahardehi, Feargal Brennan , "Fracture Control Strategy for the Conversion of Oil and Gas Pipelines to Transport CO_2", 5th Pipeline Technology Conference 2010.
[27] Suoton P. Peletiri, Nejat Rahmanian, Iqbal M. Mujtaba, "Effects of Impurities on CO_2 Pipeline Performance", CET Vol.57, 2017.
[28] ISO-TR 27912-2016, "CO_2 capture — CO_2 capture systems, technologies and processes".
[29] Birendra Rai, "CO_2 dehydratation after CO_2 Capture", Master's Thesis, University College of Southeast Norway, 2016.
[30] Massimo Di Biagio, Antonio Lucci, Elisabetta Mecozzi, "FRACTURE PROPAGATION PREVENTION ON CO_2 PIPELINES: FULL SCALE EXPERIMENTAL TESTING AND VERIFICATION APPROACH", 21st JTM Colorado Springs, 1-5 Maggio 2017

[31] MGR Mahlobo, K Premlall and PA Olubambi, "Effect of CO_2 partial pressure and different CO_2 phases on carbon steel corrosion", ICMMM 2017.
[32] Yoon-Seok Choi, Srdjan Neŝić, "Determining the corrosive potential of CO_2 transport pipeline in high pCO_2–water environments", International Journal of Greenhouse Gas Control 5 (2011) 788–797, 2010.
[33] Mike Bilio, Solomon Brown, Michael Fairweather, Haroun Mahgerefteh, "CO_2 PIPELINES MATERIAL AND SAFETY CONSIDERATIONS", IChemE, SYMPOSIUM SERIES NO. 155, Hazards XXI, 2009.
[34] Ivan S. Cole, Penny Corrigan, Samson Sim, Nick Birbilis, "Corrosion of pipelines used for CO_2 transport in CCS: is it a real problem?", CSIRO Materials Science and Engineering, 2011
[35] ZhenGuo, "Chemical and Electrochemical Mechanisms behind Aqueous CO_2 Corrosion of Mild Steel-a Basic Review", China University of Geosciences, AJER 2017.
[36] [36] Chris A. Hendriks, Erika de Visser, Joris Koornneef, "CO2 transport - the missing link for CCS" in Chapter 20 of "Efficient Carbon Capture for Coal Power Plants", Wiley, 2011.
[37] MISE, "Ottimizzazione energetica degli impianti offshore e Database GIS", Giugno 2017.
[38] DGR Emilia-Romagna n. 146 del 06/02/2023, "Aggiornamento della classificazione sismica dei comuni dell'Emilia-Romagna".
[39] https://ambiente.regione.emilia-romagna.it/it/geologia/sismica/la-classificazione-sismica
[40] Ordinanza del Presidente del Consiglio dei Ministri n. 3274 del 20 marzo 2003, sulla Gazzetta Ufficiale n. 105 dell'8 maggio 2003.
[41] https://www.copernicus.eu/en
[42] https://www.nist.gov/
[43] Bruce R. Munson, Theodore H. Okiishi, Wade W. Huebsch, Alric P. Rothmayer, "Fluid Mechanics", 7th edition SI version, Wiley, 2013.
[44] Frank P. Incropera, David P. Dewitt, Theodore L. Bergman, Adrienne S. Lavine, "Fundamentals of Heat and Mass Transfer", Wiley, 6th edition, 2007
[45] https://it.baogangpipe.com/
[46] https://www.bisceglia.eu
[47] Paweł Bielka, Szymon Kuczynski, Stanisław Nagy, "CO_2 Compression and Dehydration for Transport and Geological Storage", Energies, 2023.
[48] Shupanxiang Chen, Guangying Chen, Xiaolan Zhao, Xiao Luo, Hongxia Gao, Wensheng Li, Zhiwu Liang, "Feasibility analysis and process simulation of CO_2 dehydration using triethylene glycol for CO_2 pipeline transportation", Chinese Journal of Chemical Engineering 40, 2021.
[49] Øi L.E., Fazlagic M., "Glycol dehydration of captured carbon dioxide using Aspen Hysys simulation", SIMS 55, 21-22 Ottobre 2014.
[50] Jasmin Kemper, Linda Sutherland, James Watt, Stanley Santos, "Evaluation and analysis of the performance of dehydration units for CO_2 capture", Energy Procedia 63, 2014.
[51] Drax Corporate Limited, "Drax BECCS Project – CO2 Compression and Dehydration Unit Report", 2021.
[52] Paul A. Carmody, "DESIGN TIPS FOR DEHYDRATING CO2 WITH GLYCOL", Laurance Reid Gas Conditioning Conference, February 2022.
[53] Ahmed Aboudheir, Gavin McIntyre, "Industrial Design and Optimization of CO2 Capture Dehydration and Compression Facilities", Digital Refining, 2009.
[54] Vidar Graff, "Dehydration and Compression of Contaminated CO_2-rich Gas", Master's Thesis, Norwegian University of Science and Technology, 2011.
[55] Srinivasarao Modekurti, John Eslick, Benjamin Omell, Debangsu Bhattacharyya, David C. Miller, Stephen E. Zitney, "Design, dynamic modeling, and control of a multistage CO_2 compression system", International Journal of Greenhouse Gas Control 62, 2017.
[56] https://www.atlascopco.com/
[57] IEAGHG, "Rotating Equipment for Carbon Dioxide Capture and Storage", Report: 2010-07, 2011.
[58] Klaus H. Ludtke, "Process Centrifugal Compressors", Springer, 2004.
[59] Ignacio López-Paniagua, Javier Rodríguez-Martín, Susana Sánchez-Orgaz, Juan José Roncal-Casano,"Step by Step Derivation of the Optimum Multistage Compression Ratio and an Application Case", Entropy, 2020.
[60] www.solarturbines.com

[61] Maurice Stewart, Ken Arnold, “Gas Dehydration Field”, Elsevier, 2011.
[62] https://kimray.com/
[63] www.claredot.net
[64] Michael Wise, Antonin Chapoy, “Carbon Dioxide Solubility in Triethylene Glycol and Aqueous Solutions”, Fluid Phase Equilibria, 2016.
[65] Sigma-Aldrich, Scheda di dati di sicurezza - Glicole Trietilenico, 2023.
[66] https://pgjonline.com/
[67] https://www.omemotors.it/
[68] ISPRA, “Fattori di emissione atmosferica di CO2 e altri gas a effetto serra nel settore elettrico”, disponibile a https://www.isprambiente.gov.it/files2017/pubblicazioni/rapporto/R_257_17.pdf
[69] Bjørn Helge Morland, “Carbon steel transport systems and cross-chemical reactions within CO2 specification”, webinar “ECCSELERATE” di ECCSEL ERIC, 15 Novembre 2023.
[70] Luca Ansaloni, “Compatibility of CO2 and non-metallic materials in the CO2 transport chain”, webinar “ECCSELERATE” di ECCSEL ERIC, 15 Novembre 2023.

Allegati

ALLEGATO 1
PFD unità di compressione D1



Data	Rev.	Descrizione
10/10/2023	1.0	STAZIONE ONSHORE – PFD001

PROGETTO

BASIC DESIGN IMPIANTO DI TRATTAMENTO E COMPRESSIONE DI ANIDRIDE CARBONICA

ATTIVITA'

PROGETTO BASIC STAZIONE ONSHORE - OPZIONE 3

TAV. 1

File:

DESCRIZIONE

TAVOLA 1: UNITA' DI COMPRESSIONE

Autore: Riccardo Barbieri

Revisore: Anna Chiara Uggenti

Responsabile: Gabriele Ballocco

Formato di stampa: A3

D1-C-003
compressore stadio 3

D1-C-004
compressore stadio 4

D1-IR-001
interefrigeratore stadio 1

D1-IR-002
interefrigeratore stadio 2

D1-IR-003
interrefrigeratore stadio 3

D1-R-001
refrigeratore

D1-FT-001
Flash Tank stadio 1

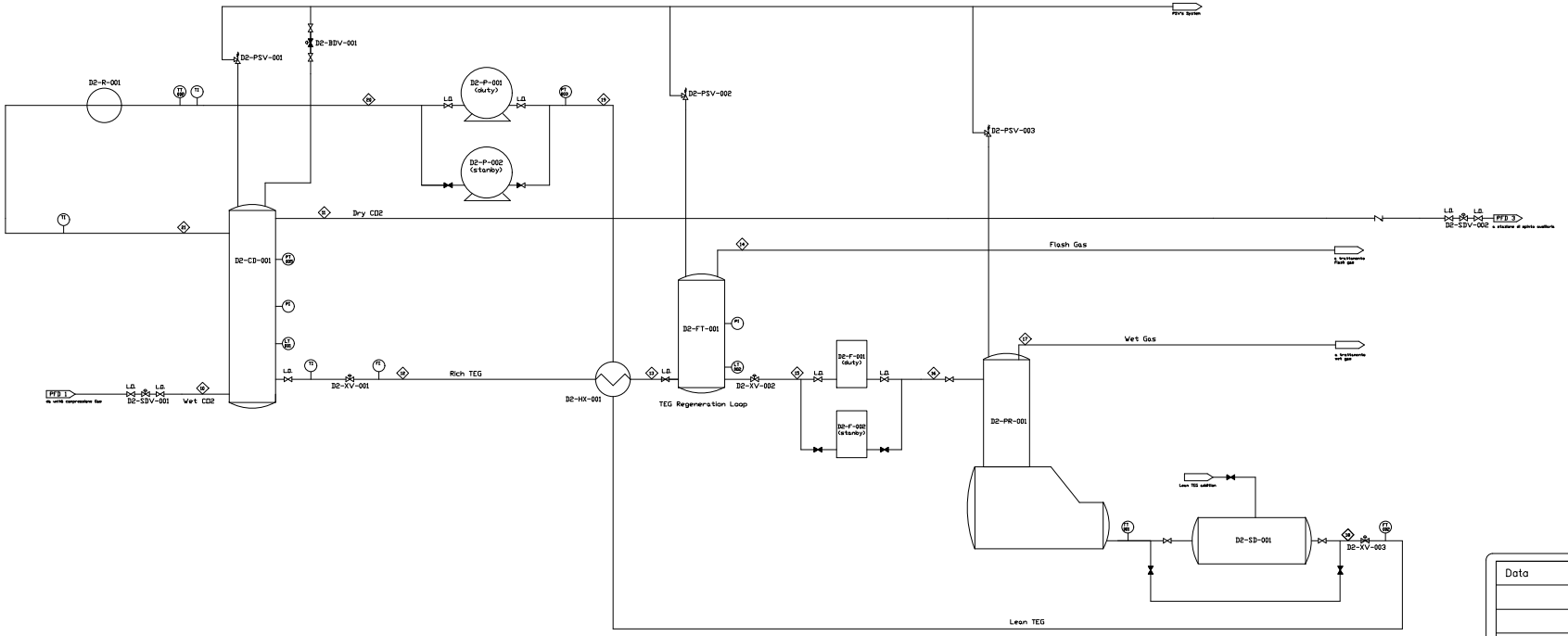
D1-FT-002
Flash Tank stadio 2

D1-FT-003
Flash Tank stadio 3

D1-FT-004
refrigeratore stadio 4

NUMERO FLUSSO	1	2	3	4	5	6	7	8	9
NOME FLUSSO	Wet CO2 inlet stage 1	Wet CO2 inlet intercooler 1	Wet CO2 inlet stage 2	Wet CO2 inlet intercooler 2	Wet CO2 inlet stage 3	Wet CO2 inlet intercooler 3	Wet CO2 inlet stage 4	Wet CO2 inlet cooler 4	Wet CO2 Outlet cooler 4
Portata[m^3/h]	64359.93	16578.75	14307.09	8010.85	5910.82	3358.03	2368.46	1412.48	868.63
Pressione[bar]	1.00	2.45	2.37	5.80	5.64	13.83	13.54	33.18	32.85
Temperatura [°C]	25.00	94.08	35.00	128.41	35.00	133.19	35.00	146.37	35.00
Densità[kg/m^3]	0.93	3.60	4.17	7.45	10.09	17.76	25.19	42.23	68.67

ALLEGATO 2
PFD unità di deidratazione D2



D2-CD-001
Contactor

D2-F-001
Filter (duty)

D2-PR-001
rigeneratore

D2-HX-001
scambiatore Lean/Reach TEG

D2-P-001
Pompa TEG (duty)

D2-FT-001
Flash Tank

D2-F-002
Filter (stanby)

D2-SD-001
Surge Drum

D2-R-001
refrigeratore

D2-P-002
Pompa TEG (stanby)

NUMERO FLUSSO	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
NOME FLUSSO	Wet CO2 inlet Absorber	Dry CO2 outlet Absorber	Rich TEG outlet Absorber	Rich TEG inlet Flash Tank	Flash Gas	Rich TEG outlet Flash Tank	Rich TEG inlet Regenerator	Wet Gas outlet Regenerator	Lean TEG outlet Regenerator	Lean TEG inlet pump	Lean TEG outlet pump	Lean TEG inlet Absorber
Portata[m^3/h]	868.63	916.85	371.00	371.00	-	371.00	371.00	-	371.00	371.00	371.00	371.00
Pressione[bar]	32.85	31.85	32.85	32.85	1.10	1.10	1.10	1.00	1.00	1.00	32.00	32.00
Temperatura [°C]	35.00	35.00	36.00	110.00	100.00	100.00	100.00	102.00	202.00	127.00	127.00	40.00
Densità[kg/m^3]	68.67	65.06	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12

Data	Rev.	Descrizione
10/10/2023	1.0	STAZIONE ONSHORE – PFD002

PROGETTO
BASIC DESIGN IMPIANTO DI TRATTAMENTO E COMPRESSIONE DI ANIDRIDE CARBONICA

ATTIVITA'
PROGETTO BASIC STAZIONE ONSHORE - OPZIONE 3

TAV. 2

File:

DESCRIZIONE
TAVOLA 2: UNITA' DI DISIDRATAZIONETEG

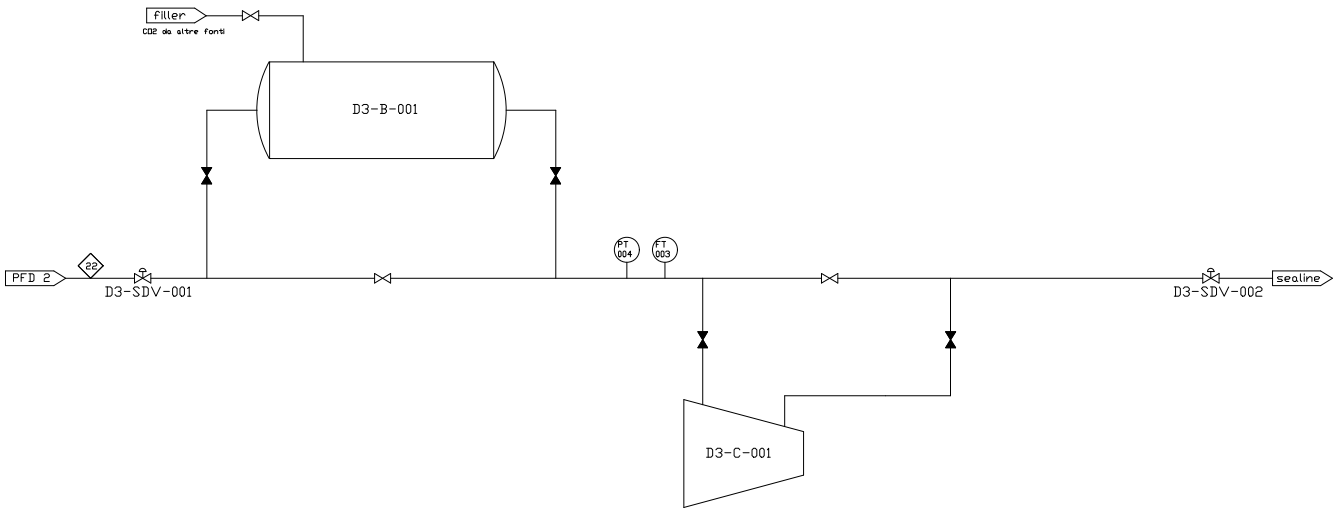
Autore: Riccardo Barbieri

Revisore: Anna Chiara Uggenti

Responsabile: Gabriele Ballocco

Formato di stampa: A3

ALLEGATO 3
PFD unità di compressione ausiliaria D3



D3-B-001
Buffer CO2

D3-C-001
Compressore stadio ausiliario

NUMERO FLUSSO	22
NOME FLUSSO	Dry CO2
Portata[m^3/h]	916.85
Pressione[bar]	31.85
Temperatura [°C]	35.00
Densità[kg/m^3]	65.06

Data	Rev.	Descrizione
10/10/2023	1.0	STAZIONE ONSHORE – PFD003

PROGETTO
BASIC DESIGN IMPIANTO DI TRATTAMENTO E COMPRESSIONE DI ANIDRIDE CARBONICA

ATTIVITA'
PROGETTO BASIC STAZIONE ONSHORE - OPZIONE 3

TAV. 3

File:

DESCRIZIONE
TAVOLA 3: UNITA' DI COMPRESSIONE AUSILIARIA

Autore: Riccardo Barbieri
Revisore: Anna Chiara Uggenti
Responsabile: Gabriele Ballocco

Formato di stampa: A3

ALLEGATO 4
MATRICE C&E

Stazione Onshore Unità D1

			EFFECTS	Note							
				Action	Allarme	Attuazione	Allarme	Attuazione	Attuazione	Allarme	Attuazione
				Description	Allarme a sala controllo su flusso in ingresso da impianto di cattura	Chiusura valvola	Allarme a sala controllo bassa pressione stazione di compressione	Chiusura valvola	Arresto componente	Allarme a sala controllo di Emergency shutdown	Emergency shutdown (ESD)
				Tag n°	-	D1-SDV-001	-	D2-SDV-001	Package di compressione	-	-
CAUSES											
Equipment	Tag n°	Function			**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**
	PT-001	Low	**1**		X						
	PT-001	High	**2**		X						
	PT-002	Low	**3**				X				
	PT-002	High	**4**			X		X	X		X
	FT-001	Low	**5**		X						
	FT-001	High	**6**		X						

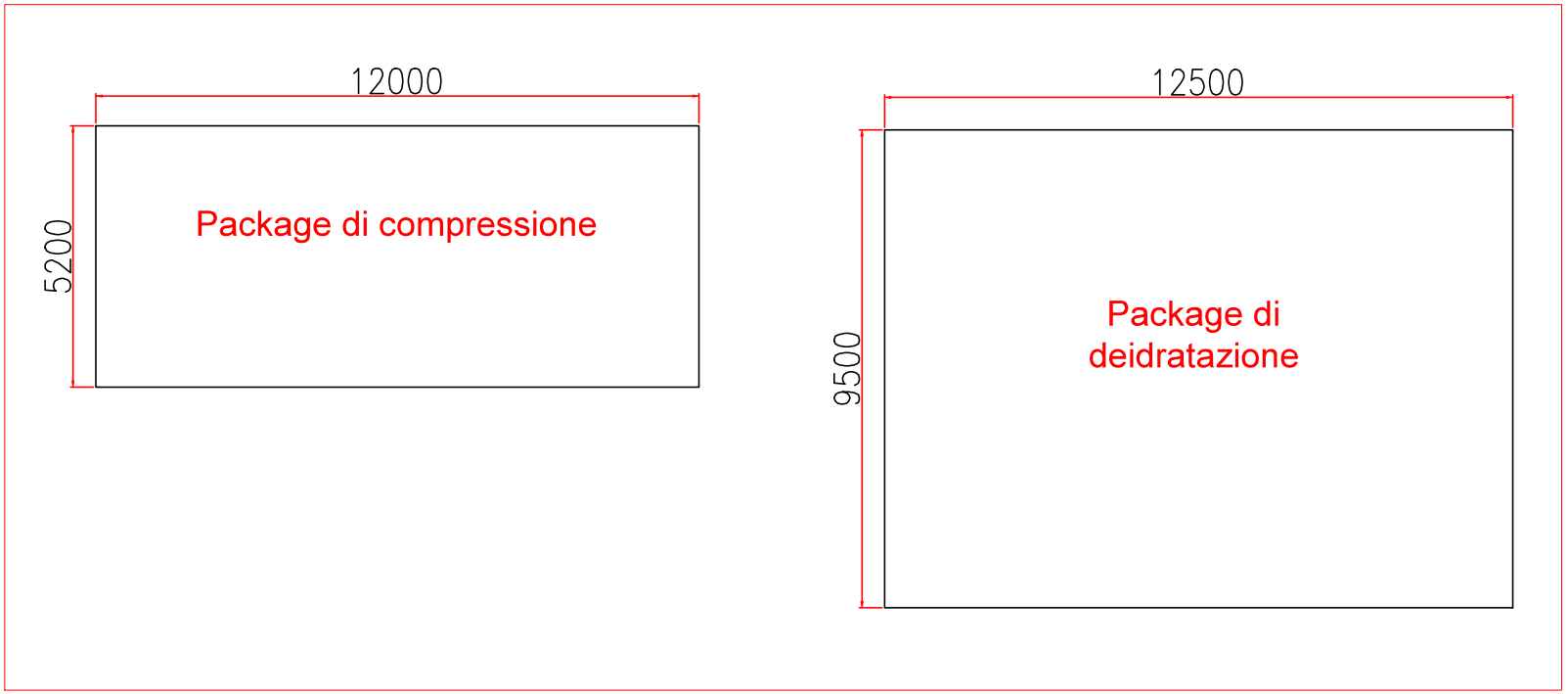
Stazione Onshore Unità D2

			EFFECTS	Note																	
				Action	Allarme	Attuazione	Allarme	Attuazione	Attuazione	Attuazione	Allarme	Allarme	Allarme	Attuazione	Attuazione	Attuazione	Attuazione	Attuazione	Attuazione	Allarme	Attuazione
				Description	Allarme a sala controllo su basso livello colonna di disidratazione	chiusura valvola	Allarme a sala controllo su alto livello colonna di disidratazione	apertura valvola	chiusura valvola	apertura valvola	Allarme a sala controllo bassa pressione colonna di disidratazione	Allarme a sala controllo bassa temperatura TEG rigenerato	Allarme a sala controllo alta temperatura TEG rigenerato	Arresto componente	Chiusura valvola	Chiusura valvola	chiusura valvola	apertura valvola	Arresto componente	Allarme a sala controllo di Emergency shutdown	Emergency shutdown (ESD)
				Tag n°	-	D2-XV-001	-	D2-XV-001	D2-XV-002	D2-XV-002	-			Package di deidratazione	D2-SDV-001	D2-SDV-002	D2-XV-003	D2-XV-003	Package di compressione	-	-
CAUSES					**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**	**16**	**17**
Equipment	Tag n°	Function																			
	PT-005	Low	**1**								X										
	PT-005	High	**2**											X	X	X			X	X	X
	LT-001	Low	**3**	X	X																
	LT-001	High	**4**			X	X														
	LT-002	Low	**5**					X													
	LT-002	High	**6**						X												
	TT-001	Low	**7**									X									
	TT-001	High	**8**										X	X	X	X			X	X	X
	FT-002	Low	**9**															X			
	FT-002	High	**10**														X				

Stazione Onshore Unità D3

			EFFECTS	Note						
				Action	Allarme	Attuazione	Allarme	Attuazione	Attuazione	Attuazione
				Description	Allarme a sala controllo di bassa pressione da unità TEG	attivazione compressore ausiliario	Allarme alta pressione in unità ausiliaria di compressione	chiusura valvola	Chiusura valvola	Emergency shutdown (ESD)
				Tag n°	-	D3-C-001	-	D2-SDV-001	D3-SDV-002	-
CAUSES					**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**
Equipment	Tag n°	Function								
	PT-004	Low	**1**		X	X				
	PT-004	High	**2**				X	X	X	X

ALLEGATO 5
Layout dell'impianto



EQUIPMENT LIST

ITEM	DESCRIPTION	ITEM

LEGEND

NOTES

1) ALL DIMENSION ARE IN mm UNLESS OTHERWISE INDICATED.
2) ALL ELEVATIONS ARE REFERRED TO 0.00 L.A.T.

KEY PLAN

Data	Rev.	Descrizione
10/10/2023	1.0	STAZIONE ONSHORE – PP001

PROGETTO
BASIC DESIGN IMPIANTO DI COMPRESSIONE E TRATTAMENTO DI ANIDRIDE CARBONICA

ATTIVITA'
PROGETTO BASIC STAZIONE ONSHORE – Opzione 3

TAV. 1

File:

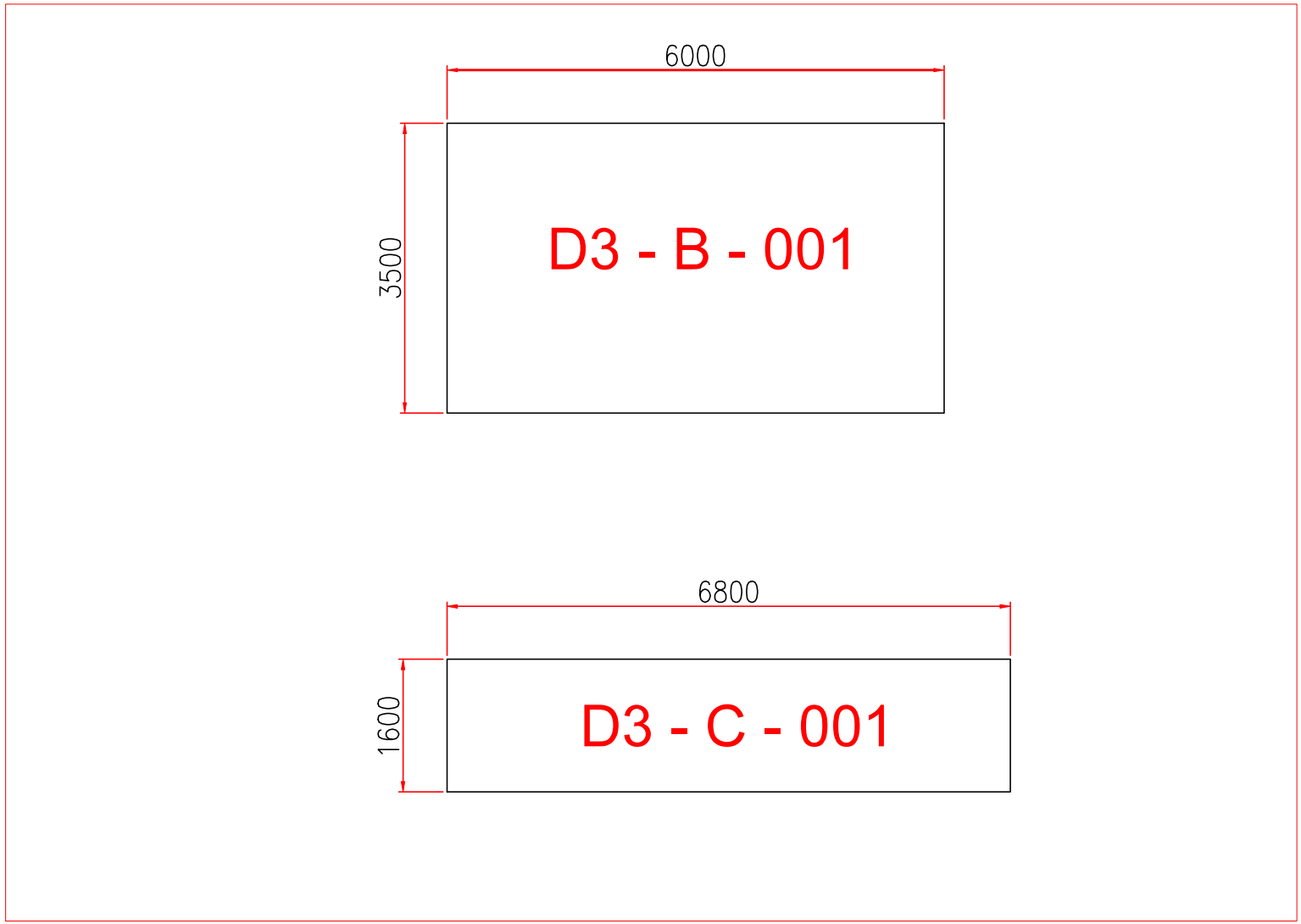
DESCRIZIONE
TAVOLA 1: UNITA' DI COMPRESSIONE E DEIDRATAZIONE

Autore: Riccardo Barbieri

Revisore: Anna Chiara Uggenti

Responsabile: Gabriele Ballocco

Formato di stampa: A3



EQUIPMENT LIST

ITEM	DESCRIPTION	ITEM
D3-B-001	Buffer stazione ausiliaria di compressione CO2	
D3-C-001	Compressore stazione ausiliaria CO2	

LEGEND

NOTES

1) ALL DIMENSION ARE IN mm UNLESS OTHERWISE INDICATED.
2) ALL ELEVATIONS ARE REFERRED TO 0.00 L.A.T.

KEY PLAN

Data	Rev.	Descrizione
10/10/2023	1.0	STAZIONE ONSHORE – PP001

PROGETTO
BASIC DESIGN IMPIANTO DI COMPRESSIONE E TRATTAMENTO DI ANIDRIDE CARBONICA

ATTIVITA'
PROGETTO BASIC STAZIONE ONSHORE - Opzione 3

TAV. 2

File:

DESCRIZIONE
TAVOLA 2: UNITA' DI COMPRESSIONE AUSILIARIA

Autore: Riccardo Barbieri

Revisore: Anna Chiara Uggenti

Responsabile: Gabriele Ballocco

Formato di stampa: A3

ALLEGATO 6
CALCOLO DELLE PERDITE DI CARICO LUNGO LA SEALINE

```
%% calcolo parametri operativi della sealine
clear
clc
close all
% set defaults for figures
set(0,'defaultlinelinewidth',2)
set(0,'defaultaxesfontsize',20)
set(0,'defaulttextfontsize',20)
set(0,'defaultlegendautoupdate','off')

%% CASO 1 - Condotta posata e zavvorrata con cemento

%dati input

Tconcrete=10+273.15; %K hp
Tin=30+273.15; %K hp
Pout=3e6+1; %Pa da Opzione 3
kconcrete=1; %W/m/°C
ksteel=54; %W/m/°C

%coefficienti perdite localizzate
kl=2*0.4+0.7+1.5+3*0.05;

eps=0.045e-3; %m   %rugosità interna condotta
rin=0.14285; %m
rout=0.16195; %m
t=rout-rin; %m
tconcrete=0.05; %m spessore cemento
rconcrete=rout+tconcrete; %m
L=20e3; %m %18km terra-mare + 2km
m=16.57; %kg/s da Opzione 3

As=2*pi*rin*L;
sezione=pi*rin^2;


Din=rin*2;

%load proprietà
load('density_CO₂.mat')
load('th_conductivity_CO₂.mat')
load('viscosity_CO₂.mat')
load('cp_CO₂.mat')

%inizializzazione hp P e T incognite
Tout=90+273.15; %K
Pin=4e6+1; %Pa
count=0;

errT=2;
errP=2e4;

while(errT>1e-4 && errP>1e-4)

Tout_old=Tout;
Pin_old=Pin;

Pmedio=(Pout+Pin)/2;
```

```
    if (count==0)

    rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tin,density_CO2_m);

    kCO2=CO2_th_conductivity(Pmedio,Tin,th_conductivity_CO2_m);

    muCO2=CO2_viscosity(Pmedio,Tin,viscosity_CO2_m);

    cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tin,cp_CO2_m);

    V=m/rhoCO2/sezione;

    %modello termico
    Re=rhoCO2*V*Din/muCO2;
    Pr=cpCO2*muCO2/kCO2;

    %verificare validità Dittus Boelter
    if (Pr<=0.6 | Pr>=160 | Re < 10000 | L/Din < 10000)
        error("count 0 - hp Dittus Boelter not valid")
    end

    Nu=0.0265*(Re)^(4/5)*Pr^0.3; %Dittus Boelter for cooling
    hin=Nu*kCO2/Din;
    U=1/(1/hin+rin/ksteel*log(rout/rin)+rout/kconcrete*log(rconcrete/rout));
    Tmedio=1/L*Tconcrete*L+1/L*(Tin-Tconcrete)/(U*2*pi*rin/m/cpCO2)*(1-exp(-
U*As/m/cpCO2));
    else

    Tmedio=1/L*Tconcrete*L+1/L*(Tin-Tconcrete)/(U*2*pi*rin/m/cpCO2)*(1-exp(-
U*As/m/cpCO2));
    end

rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tmedio,density_CO2_m);

kCO2=CO2_th_conductivity(Pmedio,Tmedio,th_conductivity_CO2_m);

muCO2=CO2_viscosity(Pmedio,Tmedio,viscosity_CO2_m);

cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tmedio,cp_CO2_m);

V=m/rhoCO2/sezione;

%modello termico
Re=rhoCO2*V*Din/muCO2;
Pr=cpCO2*muCO2/kCO2;
%verificare validità Dittus Boelter
if (Pr<=0.6 | Pr>=160 | Re < 10000 | L/Din < 10000)
        error("count > 0 - hp Dittus Boelter not valid")
end

Nu=0.0265*(Re)^(4/5)*Pr^0.3; %Dittus Boelter for cooling
hin=Nu*kCO2/Din;
U=1/(1/hin+rin/ksteel*log(rout/rin)+rout/kconcrete*log(rconcrete/rout));
Tout=Tconcrete+(Tin-Tconcrete)*exp(-U*As/m/cpCO2);

%modello fluidodinamico

%verifica su numero di Mac
%hp k=cp/cv=1.289 , R=0.1889 kj/kg/K @300K
```

```
k=1.289;
R=0.1889*1e3; %J/kg/K
c=sqrt(R*Tmedio*k);
Mac=V/c;
if (Mac>0.3)
    error("Mac > 0.3 -> fluid is compressible")
end
f=(-1.8*log((eps/Din/3.7)^1.11+6.9/Re))^-2;
Pin=Pout+f*L/Din*rhoCO2/2*V^2+kl*1/2*rhoCO2*V^2+rhoCO2*9.81*10;

errT=abs(Tout-Tout_old);
errP=abs(Pin-Pin_old);
count=count+1;

end
count
Tmedio=(Tout+Tin)/2
Pmedio=(Pout+Pin)/2
Tout=Tout-273
Pin=Pin/1e5

%% profilo di temperatura

xx=1:1:L;
Tprofilo=zeros(size(xx));
cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tmedio,cp_CO2_m);
Tprofilo=Tconcrete+(Tin-Tconcrete)*exp(-U*2*pi*rin/m/cpCO2.*xx)-273;

figure(1)
plot(xx,Tprofilo)
xlabel("lunghezza sealine m")
ylabel("Tempratura °C")
title("profilo di temperatura sealine")
hold on

rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tmedio,density_CO2_m);
Pprofilo=(Pout+f/Din*rhoCO2*V^2/2.*xx)/1e5;
figure(2)
xxx=fliplr(xx);
plot(xxx,Pprofilo)
xlabel("lunghezza sealine m")
ylabel("Pressione bar")
title("profilo di pressione sealine")
hold on

%% CASO 2 - Condotta ancorata al fondale

%dati input

Twater=10+273.15; %K hp
Tin=30+273.15; %K hp
Pout=3e6+1; %Pa da Opzione 3
ksand=1.5; %W/m/°C
ksteel=54; %W/m/°C

%coefficienti perdite localizzate
kl=2*0.4+0.7+1.5+3*0.05;

eps=0.045e-3; %m   %rugosità interna condotta
```

```
rin=0.14285; %m
rout=0.16195; %m
t=rout-rin; %m spessore condotta
L=20e3; %m %18km terra-mare + 2km
m=16.57; %kg/s da Opzione 3

As=2*pi*rin*L;
sezione=pi*rin^2;


Din=rin*2;

%load proprietà
load('density_CO2.mat')
load('th_conductivity_CO2.mat')
load('viscosity_CO2.mat')
load('cp_CO2.mat')

%inizializzazione hp P e T incognite
Tout=90+273.15; %K
Pin=4e6+1; %Pa
count=0;

errT=2;
errP=2e4;

while(errT>1e-4 && errP>1e-4)

Tout_old=Tout;
Pin_old=Pin;

Pmedio=(Pout+Pin)/2;

    if (count==0)

    rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tin,density_CO2_m);

    kCO2=CO2_th_conductivity(Pmedio,Tin,th_conductivity_CO2_m);

    muCO2=CO2_viscosity(Pmedio,Tin,viscosity_CO2_m);

    cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tin,cp_CO2_m);

    V=m/rhoCO2/sezione;

    %modello termico
    Re=rhoCO2*V*Din/muCO2;
    Pr=cpCO2*muCO2/kCO2;

    %verificare validità Dittus Boelter
    if (Pr<=0.6 | Pr>=160 | Re < 10000 | L/Din < 10000)
        error("count 0 - hp Dittus Boelter not valid")
    end

    Nu=0.0265*(Re)^(4/5)*Pr^0.3; %Dittus Boelter for cooling
    hin=Nu*kCO2/Din;
    U=1/(1/hin+rin/ksteel*log(rout/rin));
    Tmedio=1/L*Twater*L+1/L*(Tin-Twater)/(U*2*pi*rin/m/cpCO2)*(1-exp(-U*As/m/cpCO2));
    else
```

```
    Tmedio=1/L*Twater*L+1/L*(Tin-Twater)/(U*2*pi*rin/m/cpCO2)*(1-exp(-U*As/m/cpCO2));
    end

rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tmedio,density_CO2_m);

kCO2=CO2_th_conductivity(Pmedio,Tmedio,th_conductivity_CO2_m);

muCO2=CO2_viscosity(Pmedio,Tmedio,viscosity_CO2_m);

cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tmedio,cp_CO2_m);

V=m/rhoCO2/sezione;

%modello termico
Re=rhoCO2*V*Din/muCO2;
Pr=cpCO2*muCO2/kCO2;
%verificare validità Dittus Boelter
if (Pr<=0.6 | Pr>=160 | Re < 10000 | L/Din < 10000)
        error("count > 0 - hp Dittus Boelter not valid")
end

Nu=0.0265*(Re)^(4/5)*Pr^0.3; %Dittus Boelter for cooling
hin=Nu*kCO2/Din;
U=1/(1/hin+rin/ksteel*log(rout/rin));
Tout=Twater+(Tin-Twater)*exp(-U*As/m/cpCO2);

%modello fluidodinamico

%verifica su numero di Mac
%hp k=cp/cv=1.289 , R=0.1889 kj/kg/K @300K
k=1.289;
R=0.1889*1e3; %J/kg/K
c=sqrt(R*Tmedio*k);
Mac=V/c;
if (Mac>0.3)
    error("Mac > 0.3 -> fluid is compressible")
end
f=(-1.8*log((eps/Din/3.7)^1.11+6.9/Re))^-2;
Pin=Pout+f*L/Din*rhoCO2/2*V^2+kl*1/2*rhoCO2*V^2+rhoCO2*9.81*10;
errT=abs(Tout-Tout_old);
errP=abs(Pin-Pin_old);
count=count+1;

end
count
Tmedio=(Tout+Tin)/2
Pmedio=(Pout+Pin)/2
Tout=Tout-273
Pin=Pin/1e5

%% profilo di temperatura

xx=1:1:L;
Tprofilo=zeros(size(xx));
cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tmedio,cp_CO2_m);
Tprofilo=Twater+(Tin-Twater)*exp(-U*2*pi*rin/m/cpCO2.*xx)-273;

figure(1)
```

```
plot(xx,Tprofilo)
xlabel("lunghezza sealine m")
ylabel("Tempratura °C")

hold on


rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tmedio,density_CO2_m);
Pprofilo=(Pout+f/Din*rhoCO2*V^2/2.*xx)/1e5;
figure(2)
xxx=fliplr(xx);
plot(xxx,Pprofilo)
xlabel("lunghezza sealine m")
ylabel("Pressione bar")

hold on

%% CASO 3 - Condotta sepolta nel fondale%dati input

Tsand=10+273.15; %K hp
Tin=30+273.15; %K hp
Pout=3e6+1; %Pa da Opzione 3
ksand=1.5; %W/m/°C
ksteel=54; %W/m/°C

%coefficienti perdite localizzate
kl=2*0.4+0.7+1.5+3*0.05;

eps=0.045e-3; %m  %rugosità interna condotta
rin=0.14285; %m
rout=0.16195; %m
t=rout-rin; %m
tsand=0.500; %m pronfodità seppellimento
rsand=rout+tsand; %m
L=20e3; %m %18km terra-mare + 2km
m=16.57; %kg/s da Opzione 3

As=2*pi*rin*L;
sezione=pi*rin^2;


Din=rin*2;

%load proprietà
load('density_CO2.mat')
load('th_conductivity_CO2.mat')
load('viscosity_CO2.mat')
load('cp_CO2.mat')

%inizializzazione hp P e T incognite
Tout=90+273.15; %K
Pin=4e6+1; %Pa
count=0;

errT=2;
errP=2e4;

while(errT>1e-4 && errP>1e-4)
```

```
Tout_old=Tout;
Pin_old=Pin;

Pmedio=(Pout+Pin)/2;

    if (count==0)

    rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tin,density_CO2_m);

    kCO2=CO2_th_conductivity(Pmedio,Tin,th_conductivity_CO2_m);

    muCO2=CO2_viscosity(Pmedio,Tin,viscosity_CO2_m);

    cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tin,cp_CO2_m);

    V=m/rhoCO2/sezione;

    %modello termico
    Re=rhoCO2*V*Din/muCO2;
    Pr=cpCO2*muCO2/kCO2;

    %verificare validità Dittus Boelter
    if (Pr<=0.6 | Pr>=160 | Re < 10000 | L/Din < 10000)
        error("count 0 - hp Dittus Boelter not valid")
    end

    Nu=0.0265*(Re)^(4/5)*Pr^0.3; %Dittus Boelter for cooling
    hin=Nu*kCO2/Din;
    U=1/(1/hin+rin/ksteel*log(rout/rin)+rout/ksand*log(rsand/rout));
    Tmedio=1/L*Tsand*L+1/L*(Tin-Tsand)/(U*2*pi*rin/m/cpCO2)*(1-exp(-U*As/m/cpCO2));
    else

    Tmedio=1/L*Tsand*L+1/L*(Tin-Tsand)/(U*2*pi*rin/m/cpCO2)*(1-exp(-U*As/m/cpCO2));
    end

rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tmedio,density_CO2_m);

kCO2=CO2_th_conductivity(Pmedio,Tmedio,th_conductivity_CO2_m);

muCO2=CO2_viscosity(Pmedio,Tmedio,viscosity_CO2_m);

cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tmedio,cp_CO2_m);

V=m/rhoCO2/sezione;

%modello termico
Re=rhoCO2*V*Din/muCO2;
Pr=cpCO2*muCO2/kCO2;
%verificare validità Dittus Boelter
if (Pr<=0.6 | Pr>=160 | Re < 10000 | L/Din < 10000)
        error("count > 0 - hp Dittus Boelter not valid")
end

Nu=0.0265*(Re)^(4/5)*Pr^0.3; %Dittus Boelter for cooling
hin=Nu*kCO2/Din;
U=1/(1/hin+rin/ksteel*log(rout/rin)+rout/ksand*log(rsand/rout));
Tout=Tsand+(Tin-Tsand)*exp(-U*As/m/cpCO2);

%modello fluidodinamico
```

```
%verifica su numero di Mac
%hp k=cp/cv=1.289 , R=0.1889 kj/kg/K @300K
k=1.289;
R=0.1889*1e3; %J/kg/K
c=sqrt(R*Tmedio*k);
Mac=V/c;
if (Mac>0.3)
    error("Mac > 0.3 -> fluid is compressible")
end
f=(-1.8*log((eps/Din/3.7)^1.11+6.9/Re))^-2;
Pin=Pout+f*L/Din*rhoCO2/2*V^2+kl*1/2*rhoCO2*V^2+rhoCO2*9.81*10;

errT=abs(Tout-Tout_old);
errP=abs(Pin-Pin_old);
count=count+1;

end
count
Tmedio=(Tout+Tin)/2
Pmedio=(Pout+Pin)/2
Tout=Tout-273
Pin=Pin/1e5

%% profilo di temperatura

xx=1:1:L;
Tprofilo=zeros(size(xx));
cpCO2=CO2_cp(Pmedio,Tmedio,cp_CO2_m);
Tprofilo=Tsand+(Tin-Tsand)*exp(-U*2*pi*rin/m/cpCO2.*xx)-273;

figure(1)
plot(xx,Tprofilo)
xlabel("lunghezza sealine m")
ylabel("Tempratura °C")

hold off
lgd=legend ("Caso 1","Caso 2","Caso 3");
lgd.Title.String = 'Configurazioni analizzate';

rhoCO2=CO2_density(Pmedio,Tmedio,density_CO2_m);
Pprofilo=(Pout+f/Din*rhoCO2*V^2/2.*xx)/1e5;
figure(2)
xxx=fliplr(xx);
plot(xxx,Pprofilo)
xlabel("lunghezza sealine m")
ylabel("Pressione bar")

hold off
lgd=legend ("Caso 1","Caso 2","Caso 3");
lgd.Title.String = 'Configurazioni analizzate';
```

Ringraziamenti

Ringrazio il Professor Andrea Carpignano, la Professoressa Raffaela Gerboni, la Dottoressa Anna Chiara Uggenti, l'Ingegner Luca Portè e l'Ingegner Gabriele Ballocco, per la disponibilità mostrata e il supporto ricevuto per la realizzazione di questa tesi.

Ringrazio Amedeo Aliberti e Francesco Pertuso, per i preziosi consigli e per l'aiuto fornito, entrambi essenziali per la stesura di questo documento. Ringrazio inoltre la società RAMS&E e tutti i colleghi, per avermi permesso di svolgere questa esperienza in un clima piacevole e stimolante, facendomi sentire fin da subito parte del team.

Ringrazio i miei genitori, la famiglia, gli amici, e tutte le persone care che mi hanno permesso di raggiungere questo importante traguardo, aiutandomi a superare le difficoltà. È con voi che voglio condividere questo breve ma intenso momento della vita, che posso chiamare felicità.