



UNIVERSITÀ
DI PAVIA

FACOLTA' DI INGEGNERIA

DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA CIVILE E ARCHITETTURA

CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA PER L'AMBIENTE E IL
TERRITORIO

FLUIDI NON-NEWTONIANI:

MODELLAZIONE REOLOGICA E TRASPORTO IN PIPELINE

Tesi di Laurea Magistrale

Chiara Viotto

Relatore: Prof. Stefano Sibilla

Correlatore e tutor aziendale: Ing. Tommaso Mantegazza

A.A. 2024/25

Abstract

Italiano

Lo studio ha approfondito il comportamento reologico di tre fluidi non newtoniani durante il loro trasporto in pipeline: olio pesante (non convenzionale), acqua viscosizzata e FORSU.

Inizialmente si sono approfonditi gli aspetti teorici sulla meccanica dei fluidi definendo le equazioni che governano il moto di un fluido. Successivamente si è prestato particolare attenzione alla reologia dei fluidi non newtoniani descrivendo i modelli reologici più utilizzati in ambito industriale. Si è continuato analizzando i settori di utilizzo dei tre fluidi studiati e descrivendo le loro caratteristiche chimico-fisiche.

Infine, è stato modellato un sistema di trasporto via *pipeline* in modo da analizzare le proprietà fluidodinamiche dei tre fluidi durante il loro trasporto. Questo è stato possibile grazie all'utilizzo di OLGA, un software di simulazione dinamica per flussi mono e multifase, che ha fornito dei dati che sono stati elaborati in seguito.

Lo studio ha portato ad analizzare la variazione delle caratteristiche reologiche dei fluidi durante il trasporto modificando alcune condizioni al contorno (e.g. temperatura) ed è stato possibile definire le relazioni che esistono tra proprietà fisiche e reologiche.

English

This study explores the rheological behavior of three non-Newtonian fluids in pipeline transport: heavy oil, water mixed with a polymeric chemical, and the organic fraction of the municipal solid waste.

Firstly, the theoretical aspects of fluid mechanics were explored by defining the equations governing fluid motion. Secondly, particular attention was paid to the rheology of non-Newtonian fluids and the most used rheological models in research were described. Thirdly, the three non-Newtonian fluids fields of application were analysed along with the description of their physical and/or chemical characteristics.

Finally, a pipeline transportation system was designed to analyse the fluid-dynamic properties of the three fluids when transported. This final step was achieved by the use of OLGA, a

dynamic simulation software for single and multiphase flows, which provided the necessary data to be further processed.

The study led to additional analysis on the variation in the rheological characteristics of transported fluids if some boundary conditions (e.g. temperature) were to be modified; moreover, it was made possible to outline the existing relationships between physical and rheological properties.

Sommario

1	Introduzione.....	14
2	Aspetti teorici.....	17
2.1	Considerazioni generali	17
2.2	Equazioni che governano il moto di un fluido.....	18
2.2.1	Principio di conservazione della massa.....	23
2.2.2	Principio di conservazione della quantità di moto	24
2.2.3	Principio di conservazione dell'energia.....	25
2.3	Reologia dei fluidi.....	29
2.3.1	Fluidi newtoniani.....	32
2.3.2	Fluidi non-newtoniani.....	37
2.3.2.1	Fluidi non-newtoniani indipendenti dal tempo.....	39
2.3.2.2	Fluidi non-newtoniani dipendenti dal tempo.....	43
2.3.2.3	Fluidi non-newtoniani viscoelastici	46
2.3.3	Modelli reologici	47
2.3.3.1	Modello Power Law	48
2.3.3.2	Modello di Bingham.....	49
2.3.3.3	Modello Herschel-Bulkley	50
2.3.3.4	Modello Robertson-Stiff.....	51
2.4	Fluidi oggetto di studio.....	52
2.4.1	Olio pesante.....	52
2.4.2	Acqua viscosizzata	57
2.4.3	FORSU	61
3	Metodo di calcolo.....	68
3.1	Software PVTsim.....	68
3.2	Software OLGA	69
4	Casi studio.....	73
4.1	Considerazioni generali	73

4.2	Caso studio 1: Olio pesante	75
4.2.1	Proprietà reologiche.....	76
4.2.2	Scenari	83
4.3	Caso studio 2: Acqua viscosizzata	85
4.3.1	Proprietà reologiche.....	86
4.3.2	Scenari	91
4.4	Caso studio 3: FORSU	92
4.4.1	Proprietà reologiche.....	94
4.4.2	Scenari	100
5	Risultati.....	102
5.1	Risultati caso studio 1: Olio pesante	102
5.1.1	Regime stazionario	102
5.1.2	Regime transitorio	118
5.2	Risultati caso studio 2: Acqua viscosizzata	124
5.2.1	Regime stazionario	124
5.2.2	Regime transitorio	138
5.3	Risultati caso studio 3: FORSU	142
5.3.1	Regime stazionario	142
5.3.2	Regime transitorio	156
6	Conclusioni.....	161
	Bibliografia	164

Sommario delle figure

Figura 2.1: Deformazione continuo materiale con approccio lagrangiano.....	19
Figura 2.2: Deformazione continuo materiale con approccio euleriano	21
Figura 2.3: Intorno infinitesimo di un punto materiale in un continuo materiale	26
Figura 2.4: Moto di un fluido newtoniano compreso tra due piastre	35
Figura 2.5: Volume infinitesimo di fluido	36
Figura 2.6: Curve di flusso dei fluidi non newtoniani indipendenti dal tempo	39
Figura 2.7: Curve di flusso dei plastici di Bingham di tipo lineare e non lineare.....	41
Figura 2.8: Andamento logaritmico shear stress e viscosità apparente per la maggior parte dei fluidi pseudoplastici analizzati.....	42
Figura 2.9: Curve di flusso dei fluidi non newtoniani dipendenti dal tempo	44
Figura 2.10: Curve di flusso di un plastico di Bingham con comportamento tissotropico (sinistra) e di un corpo-falso (destra).....	45
Figura 2.11: Schema semplificato di un giacimento petrolifero	52
Figura 2.12: Ripartizione della raccolta differenziata nazionale della frazione organica, anno 2023 (fonte ISPRA, Rapporto Rifiuti Urbani 2024)	63
Figura 2.13: Trattamento biologico della frazione organica da raccolta differenziata, anno 2023 (fonte ISPRA, Rapporto Rifiuti Urbani 2024).....	64
Figura 4.1: Schema generale pipeline (fonte OLGA 2016 User manual, Version 2016.2).....	74
Figura 4.2: Geometria pipeline	75
Figura 4.3: Curve di flusso per olio pesante	79
Figura 4.4: Andamento shear rate e viscosità su scala logaritmica per olio pesante	80
Figura 4.5: FANNTABLE per l'olio pesante senza PPD	81

Figura 4.6: Curve di flusso per $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$	83
Figura 4.7: Curve di flusso per $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$	83
Figura 4.8: Curve di flusso per acqua viscosizzata a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$	88
Figura 4.9: Andamento shear rate e viscosità su scala logaritmica per acqua viscosizzata a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$	88
Figura 4.10: Curve di flusso per acqua viscosizzata con concentrazione di polimeri disciolti pari a 10000 ppm.....	89
Figura 4.11: Curve di flusso per $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	91
Figura 4.12: Curve di flusso per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$	97
Figura 4.13: Andamento shear rate e viscosità su scala logaritmica per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$	97
Figura 4.14: Curva di flusso di adattamento da modello Power Law per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$	98
Figura 4.15: Curva di flusso di adattamento da modello Herschel-Bulkley per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$	99
Figura 4.16: Curva di flusso per differenti % di ST e per $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$	100
Figura 4.17: Andamento shear rate e viscosità su scala logaritmica per differenti % di ST e per $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$	100
Figura 5.1: Confronto tra curve di flusso date da dati di laboratorio e da dati di OLGA da modello di Bingham per olio con PPD e pipeline di	103
Figura 5.2: Confronto tra curve di flusso date da dati di laboratorio e da dati di OLGA da modello di Bingham per olio senza PPD e pipeline di $L = 2\text{ km}$	103
Figura 5.3: Andamento di shear rate e viscosità per pipeline di $L = 2\text{ km}$ a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	104
Figura 5.4: Andamento della perdita di carico e della viscosità per pipeline di $L = 2\text{ km}$ a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	105

Figura 5.5: Andamento della perdita di carico e della viscosità per olio con PPD in pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C.....	106
Figura 5.6: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello shear stress per olio con PPD in pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C	108
Figura 5.7: Andamento della viscosità e dello shear rate in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in.....	110
Figura 5.8: Andamento dello shear stress in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in	111
Figura 5.9: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in.....	112
Figura 5.10: Andamento della viscosità e del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in.....	114
Figura 5.11: Andamento dello shear rate e del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in.....	115
Figura 5.12: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in	116
Figura 5.13: Andamento della temperatura lungo la pipeline di $L = 2$ km per diametri diversi, a sinistra i risultati del trasporto di olio pesante con PPD, a destra per l'olio senza PPD	118
Figura 5.14: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti e pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in, a sinistra i risultati per l'olio pesante con PPD, a destra per l'olio senza PPD.....	121
Figura 5.15: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per olio con PPD a 10 °C.....	122
Figura 5.16: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per olio senza PPD a 30 °C.....	123

Figura 5.17: Confronto tra curve di flusso date da dati di laboratorio e da dati di OLGA da modello Power Law per acqua viscosizzata a 20 °C e pipeline di L = 2km.....	124
Figura 5.18: Andamento di shear rate e viscosità per pipeline di L = 2 km a T = 20 °C	126
Figura 5.19: Andamento della viscosità in funzione della concentrazione dei polimeri disciolti per pipeline di L = 2 km e d = 6 in.....	127
Figura 5.20: Andamento della perdita di carico in funzione della concentrazione di polimeri disciolti in acqua viscosizzata per pipeline di L = 2 km a T = 20 °C.....	128
Figura 5.21: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello shear stress per acqua viscosizzata con concentrazione di polimeri disciolti di 12000 ppm in pipeline di L = 2 km a T = 20 °C	129
Figura 5.22: Andamento della viscosità in funzione della temperatura per pipeline di L = 2 km e d = 6 in	130
Figura 5.23: Andamento dello shear stress in funzione della temperatura per pipeline di L = 2 km e d = 6 in	130
Figura 5.24: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione della temperatura per pipeline di L = 2 km e d = 6 in.....	132
Figura 5.25: Andamento della viscosità e del numero di Reynolds per pipeline di L = 2 km e d = 6 in.....	133
Figura 5.26: Andamento dello shear rate e del numero di Reynolds per pipeline di L = 2 km e d = 6 in.....	134
Figura 5.27: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione del numero di Reynolds per pipeline di L = 2 km e d = 6 in	135
Figura 5.28: Andamento della temperatura lungo la pipeline di L = 2 km per diametri diversi, a sinistra i risultati per un'acqua viscosizzata con 8000 ppm di polimeri disciolti, a destra per un'acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri disciolti	137

Figura 5.29: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per l'acqua viscosizzata con 8000 ppm di polimeri disciolti e pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in ...	139
Figura 5.30: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per l'acqua viscosizzata con 10000 ppm di polimeri disciolti e pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in .	140
Figura 5.31: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per l'acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri disciolti e pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in .	140
Figura 5.32: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri disciolti a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$	142
Figura 5.33: Confronto tra curve di flusso date da dati disponibili e da dati di OLGA da modello Herschel-Bulkley per FORSU con 24% di ST e per pipeline di $L = 2$ km	143
Figura 5.34: Andamento di shear rate e viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	145
Figura 5.35: Andamento di shear rate e viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	145
Figura 5.36: Andamento della perdita di carico e della viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	146
Figura 5.37: Andamento della perdita di carico e della viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	146
Figura 5.38: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello shear stress per 8% di ST in pipeline di $L = 2$ km a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	147
Figura 5.39: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello shear stress per 28% di ST in pipeline di $L = 2$ km a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	148
Figura 5.40: Andamento della viscosità in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in	149
Figura 5.41: Andamento dello shear rate in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in	150
Figura 5.42: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in.....	150

Figura 5.43: Andamento della viscosità e dello shea rate in funzione della concentrazione di ST per FORSU a 20 °C e pipeline di L = 2 km e d = 6 in	151
Figura 5.44: Andamento dello shear stress in funzione della concentrazione di ST per FORSU a 20 °C e pipeline di L = 2 km e d = 6 in.....	152
Figura 5.45: Andamento della caduta di pressione in funzione della concentrazione di ST per FORSU a 20 °C e pipeline di L = 2 km e d = 6 in	153
Figura 5.46: Andamento della viscosità e del numero di Reynolds in funzione della percentuale di ST nella FORSU a 20 °C per pipeline di L = 2 km e d = 6 in	154
Figura 5.47: Andamento della temperatura della FORSU a 10 °C lungo la pipeline di L = 2 km per diametri diversi e per concentrazioni diverse di ST	156
Figura 5.48: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per FORSU a 10 °C e concentrazioni diverse di ST per pipeline di L = 2 km e d = 6 in	158
Figura 5.49: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per FORSU a 10 °C e 24% di ST per pipeline di L = 2 km e diversi diametri.....	159
Figura 5.50: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per FORSU a 10 °C e 28% di ST per pipeline di L = 2 km e diversi diametri.....	160

Sommario delle tabelle

Tabella 2.1: Principali riserve globali di petrolio pesante ed extra-pesante	57
Tabella 2.2: Principali differenze tra PAM, HPAM e biopolimeri	60
Tabella 2.3: Caratteristiche generali della FORSU in funzione del trattamento biologico	67
Tabella 3.1: Modelli reologici presenti in OLGA	72
Tabella 4.1: Proprietà del carbon steel	73
Tabella 4.2: Proprietà dell'acqua marina.....	73
Tabella 4.3: Velocità del fluido per ogni diametro della pipeline.....	76

Tabella 4.4: Proprietà olio grezzo	76
Tabella 4.5: Valori di shear stress, shear rate e viscosità da laboratorio.....	78
Tabella 4.6: Parametri reologici ricavati da OLGA per olio senza PPD.....	81
Tabella 4.7: Shear stress per ogni modello reologico per olio senza PPD a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $p = 1\text{ bar}$	82
Tabella 4.8: Composizione chimica del polimero sintetico di iniezione.....	85
Tabella 4.9: Velocità del fluido per ogni diametro della pipeline.....	86
Tabella 4.10: Valori di shear stress, shear rate e viscosità di laboratorio per $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	87
Tabella 4.11: Parametri reologici ricavati da OLGA per acqua viscosizzata con concentrazione polimerica pari a 10000 ppm	90
Tabella 4.12: Shear stress per ogni modello reologico per acqua viscosizzata con concentrazione polimerica pari a 10000 ppm a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $p = 1\text{ bar}$	90
Tabella 4.13: Portate totali per differenti % di ST	93
Tabella 4.14: Velocità del fluido per ogni diametro della pipeline.....	94
Tabella 4.15: Densità della miscela fluida per differenti % di ST	95
Tabella 4.16: Parametri reologici per il modello Herschel-Bulkley per diverse % di ST	99

1 Introduzione

Il trasporto in *pipeline* di fluidi non-newtoniani è un tema di rilievo in ambito industriale. Infatti, in molti settori come l'industria idraulica, petrolifera o chimica si utilizzano sistemi di tubazioni per la raccolta ed il trasferimento di fluidi su distanza variabile (da qualche chilometro fino a migliaia di chilometri). Per questo motivo le aziende studiano e progettano i sistemi di tubazioni in dettaglio, in base a ciò che devono trasportare e in relazione a parametri fisici come pressione e temperatura di esercizio.

Tra gli elementi fondamentali per il corretto dimensionamento di un sistema di trasporto vi sono le caratteristiche chimico-fisiche e reologiche (ovvero la scienza che si occupa dello studio delle deformazioni della materia quando essa viene sottoposta a sollecitazioni) del fluido trasportato.

Per fluidi dal comportamento reologico non lineare (noti come *non-newtoniani*), la progettazione risulta essere più complessa rispetto a fluidi lineari (o *newtoniani*) in quanto può risultare necessario manipolare le caratteristiche fisiche attraverso l'uso di prodotti chimici per garantire che il trasporto avvenga nel rispetto dei limiti di design. Per questa ragione è di fondamentale importanza tenere conto dell'evoluzione delle caratteristiche reologiche dei fluidi non-newtoniani quando essi vengono trasportati.

A differenza di quelli *newtoniani*, nei fluidi *non-newtoniani* la relazione tra lo sforzo di taglio applicato e la velocità di deformazione non è lineare e può dipendere anche da diversi fattori quali ad esempio la presenza di strutture interne al fluido stesso che lo rendono più o meno resistente alle deformazioni per bassi valori dello sforzo applicato. Questi influenzano il comportamento atteso in termini di pressioni interne alla tubazione, richiedendo quindi un'analisi accurata sulle sollecitazioni per prevenire sovraccarichi o cedimenti strutturali durante il trasporto.

Studiare questi comportamenti è possibile grazie alla ricerca condotta da molti anni nell'ambito della modellazione reologica, basata su leggi matematiche in grado di descrivere con appositi modelli reologici (es. Herschel-Bulkley, Power Law, Bingham, ecc.) le proprietà fisiche di questi particolari fluidi.

In questa trattazione si presterà particolare attenzione al comportamento reologico di tre fluidi *non-newtoniani* differenti: idrocarburo liquido ad alta densità (comunemente identificato come *olio pesante*), acqua viscosizzata attraverso l'aggiunta di specifici polimeri, frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU).

L'*olio pesante* è un tipo di idrocarburo con peso molecolare molto elevato che solitamente contiene molte impurità come zolfo, azoto o metalli pesanti. La sua viscosità è fortemente influenzata dalla temperatura, diventando non-newtoniano per specifiche applicazioni a bassa temperatura. Date le sue caratteristiche reologiche, è più difficile da estrarre, trasportare e raffinare rispetto a idrocarburi più leggeri. Per questo spesso vengono utilizzate tecniche di additivazione tramite appositi prodotti chimici necessari per ridurre la viscosità (diluenti) o abbassando il punto di gelificazione (*pour-point*) responsabile del comportamento non-newtoniano.

Il recupero di idrocarburi dai giacimenti petroliferi può richiedere tecniche avanzate definite EOR (*Enhanced Oil Recovery*) che prevedono la reiniezione di fluidi speciali che massimizzano la quota idrocarburica estratta. Tra queste tecniche vi è l'utilizzo di acqua additivata (viscosizzata) che ha una duplice funzione: (i) equalizzare il bilancio di volume (estratto vs iniettato) all'interno del giacimento per mantenerne alta la pressione, (ii) limitare la migrazione dell'acqua attraverso un viscosizzante ed evitare che raggiunga i pozzi "produttori". Si analizzerà il comportamento reologico della miscela fluida acqua-viscosizzante all'interno di una *pipeline* predefinita, variando le concentrazioni di polimeri disciolti all'interno dell'acqua stessa.

Infine, si analizzerà il trasporto in *pipeline* di FORSU, ovvero la frazione organica della raccolta differenziata opportunamente diluita in acqua. Questa sostanza può essere recuperata sfruttando la sua natura biodegradabile attraverso trattamenti biologici di natura aerobica o anaerobica, che portano alla trasformazione della sostanza organica presente in compost o biogas. Così facendo, il compost può essere successivamente utilizzato in agricoltura come ammendante agricolo, mentre il biogas viene utilizzato nella cogenerazione per la produzione di energia elettrica e termica.

Durante il suo processo di lavorazione, la FORSU subisce un primo pretrattamento necessario a rimuovere eventuali materiali non trattabili (plastica o metalli) erroneamente presenti. Successivamente viene tritata e diluita con acqua per poter essere più facilmente trasportabile attraverso sistemi di tubazioni. A seconda della quota diluente, essa può presentarsi come fluido *non-newtoniano* il cui comportamento reologico sarà oggetto del presente studio.

2 Aspetti teorici

2.1 Considerazioni generali

Un fluido è definito come un materiale che scorre, o meglio “fluisce” grazie alla sua struttura atomica e molecolare; infatti si dice che, quando un fluido è in movimento, gli strati che lo costituiscono scorrono l’uno sull’altro.

La caratteristica principale dei fluidi è che non resistono alle sollecitazioni di taglio in condizioni di quiete, portandoli ad assumere la forma del recipiente in cui si trovano. In base alla loro risposta alle sollecitazioni di compressione, inoltre, i fluidi si distinguono ulteriormente in liquidi e in gas.

In questa trattazione verranno analizzati soltanto fluidi allo stato liquido che differenziano dai gas principalmente per le strutture atomiche e molecolari che li compongono. Infatti, nei liquidi, gli atomi e le molecole sono legati tra loro attraverso forze intermolecolari più intense rispetto a quelle nei gas, questo spiega il motivo per il quale i liquidi adeguano la propria forma al contenitore in cui si trovano, ma mantengono il proprio volume.

Quando si analizza il comportamento dei fluidi in quiete o in movimento si utilizzano equazioni e modelli matematici che vengono studiati nel dettaglio nella meccanica dei fluidi. In particolare, per capire ciò che succede quando un fluido viene trasportato all’interno di una tubazione, bisogna affidarsi alla fluidodinamica, ovvero la scienza che si occupa dell’indagine dello stato di moto dei fluidi e delle forze che agiscono durante il movimento.

Prima di descrivere le equazioni che governano la fluidodinamica, bisogna chiarire l’ipotesi del continuo che sta alla base di tutti gli studi che si dedicano alla descrizione del comportamento di un materiale, sia esso fluido o solido.

Questo principio fondamentale considera un qualsiasi materiale (in questo caso, un fluido) come un mezzo continuo o un continuo materiale, ignorando la sua natura discreta. Questo approccio consente di descrivere le proprietà fisiche dei fluidi (es. pressione, densità, ecc.) come funzioni limitate e continue nello spazio e nel tempo semplificando l’analisi matematica.

L'ipotesi del continuo presuppone di analizzare il fluido ad una scala molto superiore a quella intermolecolare, in modo da poter trascurare tutte le fluttuazioni dovute ai moti di agitazione molecolare del fluido; allo stesso tempo, la scala elementare del continuo materiale (quella della cosiddetta *particella fluida*) deve essere piccola rispetto a quella del problema che si sta studiando, così da poter descrivere tutti i dettagli a scala microscopica e macroscopica.

Da questo concetto partono le equazioni di base che verranno descritte in seguito e che sono le fondamenta per lo studio della dinamica dei fluidi.[1] [2] [3]

2.2 Equazioni che governano il moto di un fluido

Analizzare il moto di un fluido significa conoscere la posizione nello spazio e nel tempo di ogni particella fluida che lo costituisce, conoscendo le forze esterne applicate e gli sforzi scambiati all'interno del fluido stesso. Questi ultimi dipendono dalla velocità di deformazione, ovvero dalla rapidità con cui le particelle del fluido si deformano (cambiano forma) e cambiano posizione le une con le altre durante il loro trasporto.

Dato che un fluido non mantiene una propria forma, il suo movimento lungo una tubazione comporta anche deformazioni continue. Basti pensare alla distribuzione di velocità quando dell'acqua scorre in un tubo, solitamente le particelle vicine alla parete si muovono più lentamente rispetto a quelle al centro, definendo un andamento parabolico della velocità che porta a una continua deformazione delle particelle durante il loro trasporto.

Perciò studiare il moto di un fluido significa seguire l'andamento di un punto materiale (o particella) in un mezzo continuo studiando non solo il suo stato di deformazione, ma anche la velocità con cui si deforma il suo intorno infinitesimo, cioè la rapidità con cui passa da una configurazione non-deformata a una configurazione deformata.

Per fare questo esistono due approcci differenti e interscambiabili che si occupano di descrivere l'andamento di una generica proprietà fisica F in un continuo materiale:

- Approccio lagrangiano o materiale: descrive l'evoluzione della grandezza fisica F nel tempo seguendo il movimento di un'unica particella.

- Approccio euleriano o spaziale: descrive l'evoluzione della grandezza fisica F nel tempo seguendo un punto fisso nello spazio, indipendentemente da quale particella occuperà il punto nel tempo.

Per l'approccio lagrangiano si considera uno spazio euclideo tridimensionale in un sistema di riferimento cartesiano materiale ortogonale con assi coordinati ξ_1 , ξ_2 e ξ_3 e si valuta l'evoluzione di un continuo materiale in tre configurazioni (Figura 2.1: Deformazione continuo materiale con approccio lagrangiano): configurazione iniziale al tempo $t' = 0$, configurazione intermedia al tempo $t'' > t'$ e configurazione finale al tempo $t''' > t''$.

Si considera un punto materiale P_0 appartenente al continuo materiale al tempo t' , la sua posizione spaziale iniziale viene definita dal vettore posizione $\xi = (\xi_1, \xi_2, \xi_3)$. Durante il processo di deformazione la particella evolve e si deforma passando dal punto P_0 a P_1 ed infine a P_2 . Questa evoluzione spaziale viene descritta dal vettore posizione $\xi_{(t)}$ che cambia istante per istante, così facendo è possibile seguire l'evoluzione della particella definendo un sistema di riferimento che si muove con essa.

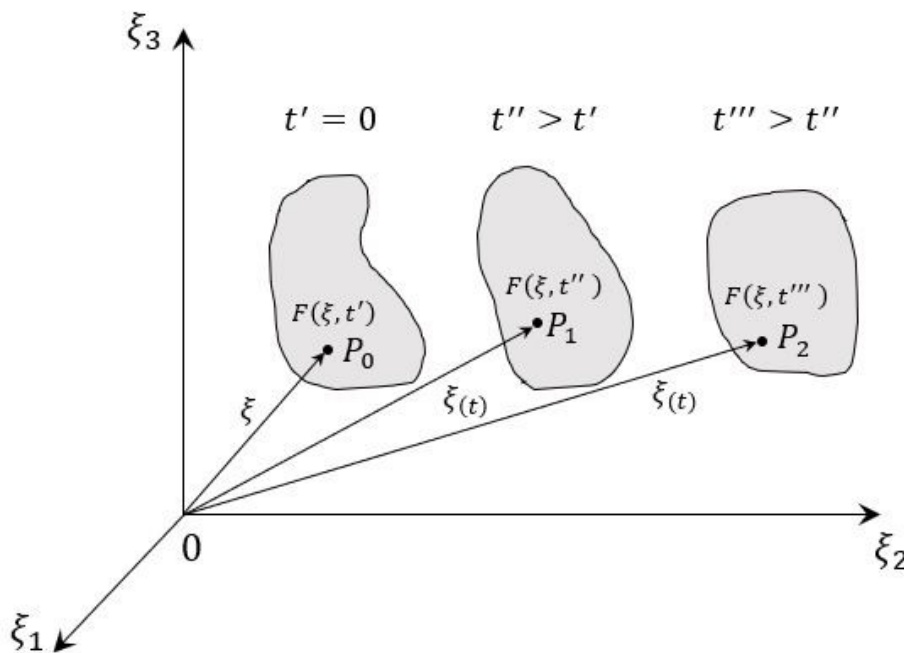


Figura 2.1: Deformazione continuo materiale con approccio lagrangiano

Tale sistema di riferimento permette di analizzare la variazione di una generica grandezza fisica F nel tempo seguendo l'evoluzione (o il moto) della particella stessa.

La generica proprietà fisica F (velocità, pressione, ecc.) per la particella P_0 viene, quindi, definita con una descrizione materiale dal seguente legame funzionale:

$$F = F(\xi, t') \quad (2.1)$$

che lega la grandezza F a una particella che viene seguita partendo dalla sua configurazione iniziale definita dalla posizione ξ . Per questo motivo la variabile spaziale è una costante, mentre il tempo continua ad aumentare, perciò è l'unica variabile indipendente.

La grandezza F per il punto materiale P al tempo t'' e t''' viene definita rispettivamente come $F(\xi, t'')$ e $F(\xi, t''')$.

Per l'approccio euleriano si considera sempre uno spazio euclideo tridimensionale in un sistema di riferimento cartesiano spaziale ortogonale con assi coordinati x_1 , x_2 e x_3 e si valuta l'evoluzione del continuo materiale in tre configurazioni (Figura 2.2) considerando un punto fisso nello spazio del continuo materiale che al tempo $t' = 0$ è occupato dal punto materiale P_0 la cui posizione spaziale viene definita dal vettore posizione $x' = (x_1, x_2, x_3)$.

Durante la deformazione il continuo materiale si trasforma e il punto fisso viene attraversato man mano da particelle differenti. Al tempo t'' viene attraversato dal punto materiale Q_1 definito dalla posizione spaziale $x'' = (x_1, x_2, x_3)$, mentre al tempo t''' viene occupato dalla particella R_2 con posizione spaziale $x''' = (x_1, x_2, x_3)$.

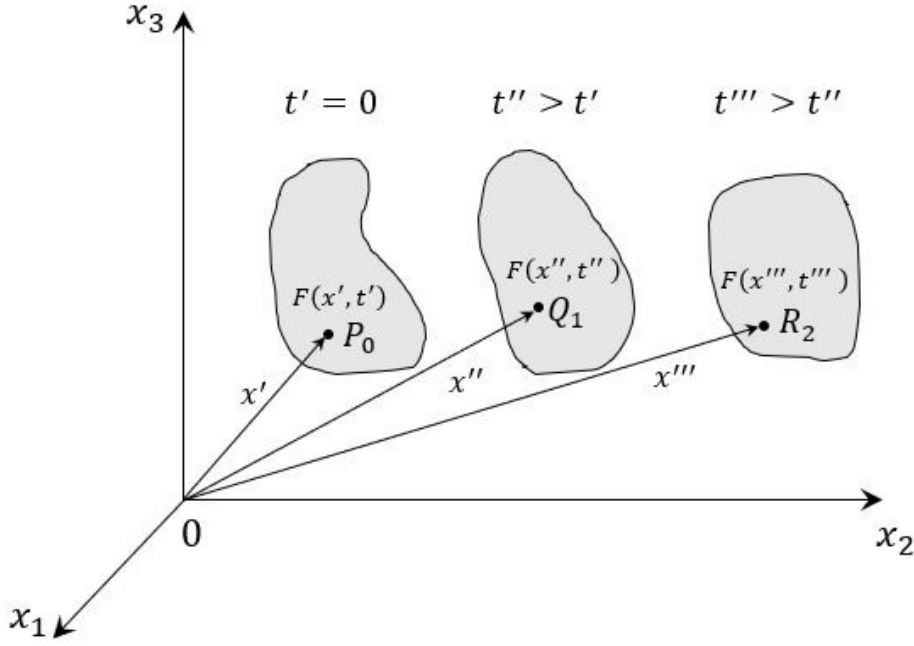


Figura 2.2: Deformazione continuo materiale con approccio euleriano

In questo modo è possibile analizzare la variazione della generica grandezza fisica F nel tempo seguendo l'evoluzione di un punto fisso del continuo materiale, essa viene definita per il punto fisso con una descrizione spaziale che considera come variabili indipendenti sia le coordinate spaziali sia il tempo. Il legame funzionale per il punto fisso all'istante iniziale t' è:

$$F = F(x', t') \quad (2.2)$$

Di conseguenza per gli istanti t'' e t''' si definisce la grandezza F rispettivamente come $F = F(x'', t'')$ e $F = F(x''', t''')$.

Si nota che la coordinata spaziale ξ può essere espressa attraverso le leggi di trasformazione delle coordinate, con coordinate materiali $\xi = \xi(x, t)$ e viceversa, questo indica che per ogni particella che all'istante t occupa la posizione x dello spazio, è possibile associare la sua posizione iniziale ξ . Così facendo è possibile passare da una descrizione materiale a una descrizione spaziale della grandezza F :

$$F = F(\xi_{(x,t)}, t) \leftrightarrow F = F(x, t) \quad (2.3)$$

Attraverso questo cambio di coordinate si può passare dalla descrizione lagrangiana a quella euleriana, per cui i due approcci si definiscono intercambiabili.

Ora per definire come varia la grandezza F nel tempo, in termini lagrangiani si definisce la derivata materiale (o totale):

$$dF = \frac{\partial F}{\partial t} dt + \frac{\partial F}{\partial x_i} dx_i \quad (2.4)$$

che rappresenta la variazione della grandezza F valutata da un osservatore solidale a un sistema di riferimento che si muove con la generica particella considerata all'istante iniziale, per cui, in questo caso, la variazione di F dipende solo dal tempo. Dividendo per $dt \neq 0$ si ha:

$$\frac{dF}{dt} = \frac{\partial F}{\partial t} + \frac{\partial F}{\partial x_i} v_i \quad (2.5)$$

dove:

- $\frac{dF}{dt}$ è la derivata materiale espressa in funzione delle variazioni temporali e spaziale effettuate in un sistema di riferimento fisso solidale alla particella.
- $\frac{\partial F}{\partial t} + \frac{\partial F}{\partial x_i} v_i$ rappresenta le derivate parziali in un sistema di riferimento fisso nello spazio che è oggetto del flusso di particelle che lo attraversa.

Di conseguenza la derivata materiale studia il fenomeno da un punto di vista lagrangiano e le due derivate parziali studiano il fenomeno da un punto di vista euleriano.

Durante questo trattato si analizzerà il moto di varie tipologie di fluido all'interno di una tubazione e per questo tipo di applicazione, solitamente, è più indicato l'utilizzo di un approccio euleriano.

Definito questo concetto, in seguito, vengono descritte le equazioni fondamentali che governano la dinamica del continuo materiale che vengono chiamate *equazioni di bilancio* e rappresentano le formulazioni matematiche dei principi di conservazione della massa, della quantità di moto e dell'energia. Per formulare queste equazioni è possibile partire sia da un approccio lagrangiano, sia euleriano; questo perché, indipendentemente dall'approccio utilizzato, le soluzioni analitiche che verranno trovate per ciascun principio di conservazione saranno le medesime.

2.2.1 Principio di conservazione della massa

Si definisce la massa m di una particella del continuo materiale come grandezza estensiva e la si valuta come integrale di una grandezza intensiva, che in questo caso è rappresentata dalla densità ρ (massa volumica):

$$m = \int_{V(t)} \rho_{(x,t)} dV \quad (2.6)$$

L'integrale si definisce su un volume materiale $V(t)$, ovvero su una porzione di continuo costituito sempre dalle stesse particelle di cui si conosce la posizione all'istante iniziale.

Il principio di conservazione della massa afferma che durante il moto di un fluido la massa si conserva, per ciò rimane costante nel tempo e la sua derivata sostanziale si può porre uguale a zero:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{d}{dt} \left(\int_{V(t)} \rho_{(x,t)} dV \right) = 0 \quad (2.7)$$

Applicando alla (2.7) il teorema del trasporto di Reynolds¹ si ricava:

$$\int_{V(t)} \left(\frac{d\rho}{dt} + \rho \frac{\partial v_i}{\partial x_i} \right) dV = 0 \quad (2.8)$$

Infine, se l'integrale di una funzione è pari a zero, anche il suo integrando lo è, per cui:

$$\frac{d\rho}{dt} + \rho \frac{\partial v_i}{\partial x_i} = 0 \quad (2.9)$$

che rappresenta l'*equazione di conservazione della massa*, chiamata anche equazione di continuità.

¹ Data una funzione estensiva F , la sua derivata sostanziale è pari alla derivata nel tempo dell'integrale esteso a un volume materiale $V(t)$ che subisce una deformazione nel tempo della sua funzione intensiva f , l'operatore di derivata sostanziale si può portare all'interno dell'integrale:

$$\frac{dF}{dt} = \frac{d}{dt} \int_{V(t)} f dV = \int_{V(t)} \left(\frac{df}{dt} + f \frac{\partial v_i}{\partial x_i} \right) dV$$

2.2.2 Principio di conservazione della quantità di moto

In questo caso, come grandezza estensiva si considera la quantità di moto di una particella del continuo materiale, ovvero il prodotto della massa dm e velocità v , dove per massa si intende il prodotto tra la sua densità e il suo volume:

$$dm \cdot v = \rho dV \cdot v \quad (2.10)$$

Il principio di conservazione della quantità di moto stabilisce che la variazione nel tempo della quantità di moto deve eguagliare la risultante delle forze esterne che agiscono sul volume materiale $V_{(t)}$ considerato; perciò, la sua derivata sostanziale risulta:

$$\frac{d}{dt} \int_{V_{(t)}} \rho v_i dV = \int_{V_{(t)}} \rho b_i dV + \int_{S_{(V)}} t_i^{(\hat{n})} dS \quad (2.11)$$

dove:

- $\frac{d}{dt} \int_{V_{(t)}} \rho v_i dV$ rappresenta la somma di tutti i contributi elementari della quantità di moto associati a ciascuna particella di volume dV del continuo materiale di volume $V_{(t)}$ con densità ρ e velocità v_i .
- $\int_{V_{(t)}} \rho b_i dV$ è il contributo della risultante delle forze di massa che agiscono sul volume materiale $V_{(t)}$, dove b_i rappresenta il vettore delle forze di massa specifico.
- $\int_{S_{(V)}} t_i^{(\hat{n})} dS$ è il contributo della risultante delle forze di superficie che agiscono sulla superficie $S_{(V)}$ che delimita il volume materiale, dove $t_i^{(\hat{n})}$ rappresenta il vettore di tensione.

Dall'analisi della statica del continuo, il vettore di tensione $t_i^{(\hat{n})}$ si può esplicitare in funzione del tensore degli sforzi σ_{ij} e della normale n_j su cui agisce, per ciò si ha:

$$\frac{d}{dt} \int_{V_{(t)}} \rho v_i dV = \int_{V_{(t)}} \rho b_i dV + \int_{S_{(V)}} \sigma_{ij} n_j dS \quad (2.12)$$

Applicando alla (2.12) il teorema di Gauss² si ricava lo stesso dominio di integrazione per entrambi i contributi delle forze esterne:

$$\frac{d}{dt} \int_{V(t)} \rho v_i dV = \int_{V(t)} \rho b_i dV + \int_{V(t)} \frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j} dV \quad (2.13)$$

Successivamente si applica il corollario del teorema del trasporto di Reynolds³ e si raggruppano i due contributi delle forze esterne sotto lo stesso integrale:

$$\int_{V(t)} \rho \frac{dv_i}{dt} dV = \int_{V(t)} \left(\rho b_i + \frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j} \right) dV \quad (2.14)$$

Se i due integrali devono essere uguali, anche i rispettivi integrandi lo devono essere, per ciò si ricava:

$$\rho \frac{dv_i}{dt} = \rho b_i + \frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j} \quad (2.15)$$

che rappresenta l'*equazione di conservazione della quantità di moto*, chiamata anche equazione del moto di Cauchy.

2.2.3 Principio di conservazione dell'energia

Per ricavare l'equazione che descrive l'ultimo principio di conservazione, bisogna partire considerando un'intorno infinitesimo di superficie dS con normale uscente $\hat{n}$ di un punto qualsiasi in un continuo materiale di volume V racchiuso dalla superficie $S(V)$ (Figura 2.3).

² Definito il vettore v_i , il suo flusso attraverso la superficie chiusa S con normale n_i orientata verso l'esterno del volume V si può esprimere come la divergenza di v_i in dV ed è possibile passare da un'integrale di superficie a un'integrale di volume:

$$\int_S v_i n_i dS = \int_V \frac{\partial v_i}{\partial x_i} dV$$

³ Si ottiene combinando il teorema del trasporto di Reynolds con l'equazione di continuità. Per una grandezza intensiva pari al prodotto di due funzioni $f = \rho \Theta$, si ha:

$$\frac{d}{dt} \int_{V(t)} \rho \Theta dV = \int_{V(t)} \rho \frac{d\Theta}{dt} dV$$

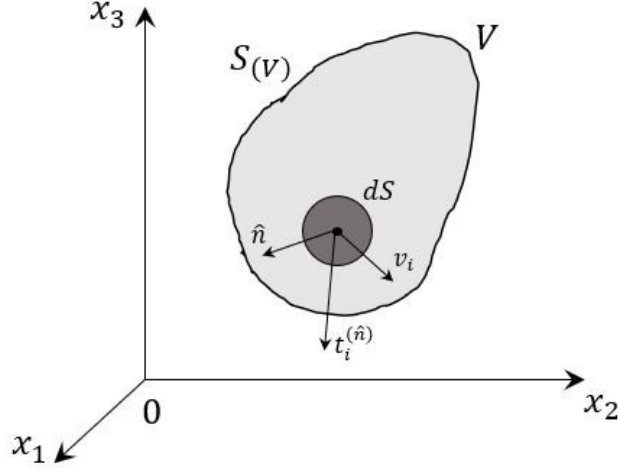


Figura 2.3: Intorno infinitesimo di un punto materiale in un continuo materiale

Valutando la deformazione nel tempo e nello spazio del continuo materiale si definisce il lavoro compiuto dalla forza elementare di superficie che agisce sull'intorno infinitesimo come:

$$v_i t_i^{(\hat{n})} dS = v_i \sigma_{ij} n_j dS \quad (2.16)$$

dove v_i rappresenta la velocità dell'intorno infinitesimo durante la deformazione, mentre $t_i^{(\hat{n})}$ è il vettore di tensione, che moltiplicato per dS , rappresenta lo sforzo per unità di superficie agente sull'intorno infinitesimo e che dall'analisi della statica del continuo può essere esplicitato in funzione del tensore degli sforzi σ_{ij} e della normale n_j .

Per calcolare il contributo del lavoro su tutto il continuo materiale si integra per la superficie S e si applica il teorema di Gauss passando da un integrale di superficie ad un integrale di volume, infine si sviluppa la derivata parziale utilizzando le regole di base del calcolo differenziale, facendo ciò si ottiene:

$$\int_S v_i \sigma_{ij} n_j dS = \int_V \frac{\partial \sigma_{ij} v_i}{\partial x_j} dV = \int_V \left(\sigma_{ij} \frac{\partial v_i}{\partial x_j} + v_i \frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j} \right) dV \quad (2.17)$$

dove:

- $\frac{\partial v_i}{\partial x_j}$ rappresenta il tensore gradiente di velocità le cui componenti sono le derivate parziali della velocità rispetto a ogni direzione coordinata nello spazio.

- $\frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j}$ è il tensore gradiente degli sforzi le cui componenti sono le derivate parziali dello sforzo rispetto a ogni direzione coordinata nello spazio.

Nella (2.17) il tensore gradiente di velocità può essere espresso come somma di un contributo simmetrico e uno antisimmetrico come segue:

$$\frac{\partial v_i}{\partial x_j} = D_{ij} + \Omega_{ij} \quad (2.28)$$

in cui:

- D_{ij} è il tensore velocità di deformazione simmetrico e rappresenta il contributo della velocità con cui avviene il moto di deformazione pura dove cambia la posizione relativa dei punti in un continuo materiale in modulo, direzione e verso.
- Ω_{ij} è il tensore di vorticità antisimmetrico che definisce il contributo della velocità con cui avviene il moto di rotazione rigida nel quale cambia l'orientamento nello spazio del continuo materiale, ma non ne cambia la forma.

Mentre il tensore gradiente degli sforzi viene espresso attraverso la formula inversa dell'equazione (2.15):

$$\frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j} = \rho \frac{dv_i}{dt} - \rho b_i \quad (2.29)$$

Sostituendo la (2.28) e la (2.29) nella (2.17) si ottiene:

$$\int_V \left(\sigma_{ij} \frac{\partial v_i}{\partial x_j} + v_i \frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j} \right) dV = \int_V \left[\sigma_{ij} (D_{ij} + \Omega_{ij}) + v_i \left(\rho \frac{dv_i}{dt} - \rho b_i \right) \right] dV \quad (2.30)$$

A questo punto si osserva che lo stato di tensione interno in un continuo materiale non compie lavoro per effetto del moto di rotazione rigida: infatti, se il moto di un continuo è di rotazione rigida, la distanza relativa tra due punti interni del continuo non cambia. È facile capire questo concetto pensando a una molla che viene ruotata rigidamente senza essere compressa. In questo caso la distanza relativa di due punti appartenenti alla molla non cambia, ma varia soltanto il loro orientamento nello spazio. Perciò per calcolare il lavoro interno di un continuo materiale, il contributo della rotazione rigida Ω_{ij} si considera nullo e si ricava:

$$\int_S v_i \sigma_{ij} n_j dS = \int_V \sigma_{ij} D_{ij} dV + \int_V \rho v_i \frac{\partial v_i}{\partial t} dV - \int_V v_i \rho b_i dV \quad (2.31)$$

Sviluppando la derivata parziale $\frac{\partial v_i}{\partial t}$ e applicando il corollario del teorema del trasporto di Reynolds al terzo termine della (2.31) si ottiene l'*equazione di conservazione dell'energia meccanica*:

$$\frac{d}{dt} \int_V \rho \frac{v^2}{2} dV + \int_V \sigma_{ij} D_{ij} dV = \int_S v_i \sigma_{ij} n_j dS + \int_V v_i \rho b_i dV \quad (2.32)$$

in cui la somma del primo e del secondo termine rappresenta la variazione nel tempo dell'energia meccanica del continuo materiale di volume V , perciò si ha:

- $\frac{d}{dt} \int_V \rho \frac{v^2}{2} dV$ rappresenta la variazione nel tempo dell'energia cinetica del volume V del continuo materiale.
- $\int_V \sigma_{ij} D_{ij} dV$ definisce la variazione dell'energia interna del volume V del continuo materiale, ovvero l'energia che si accumula o si dissipa per effetto del lavoro compiuto nell'unità di tempo dal sistema di sforzi interni per effetto del campo di deformazioni indotte.
- $\int_S v_i \sigma_{ij} n_j dS$ descrive il lavoro compiuto nell'unità di tempo, ovvero la potenza, che si associa alle forze di superficie che agiscono sul continuo materiale.
- $\int_V v_i \rho b_i dV$ descrive il lavoro compiuto nell'unità di tempo associato alle forze di massa che agiscono sul continuo materiale.

La (2.32), quindi, stabilisce che la variazione dell'energia meccanica del sistema, data dalla somma dell'energia cinetica e dell'energia interna, eguaglia il lavoro compiuto nell'unità di tempo dagli sforzi di superficie e di massa.

Si definisce la grandezza estensiva U come l'energia interna del continuo materiale che viene calcolata attraverso un'integrale sul volume del rapporto tra la massa (descritta come prodotto tra densità e volume) e l'energia specifica interna e , ovvero l'energia interna del sistema per unità di massa:

$$U = \int_V \rho e dV \quad (2.33)$$

Il secondo termine della (2.32) può essere riscritto come derivata sostanziale dell'energia interna:

$$\int_V \sigma_{ij} D_{ij} dV = \frac{dU}{dt} = \frac{d}{dt} \int_V \rho e dV \quad (2.34)$$

Inoltre, nel bilancio energetico si introduce l'energia termica che è il contributo che si riferisce agli scambi di calore con l'ambiente esterno. Per fare questo si definisce il calore specifico q per unità di superficie in modo che il suo flusso venga considerato positivo se entrante nel sistema:

$$\int_S q_i n_i dS \quad (2.35)$$

Con questo si ricava l'equazione che definisce il *primo principio della termodinamica*:

$$\frac{d}{dt} \int_V \rho \frac{v^2}{2} dV + \frac{d}{dt} \int_V \rho e dV = \int_S v_i \sigma_{ij} n_j dS + \int_V v_i \rho b_i dV - \int_S q_i n_i dS \quad (2.36)$$

In cui i primi due membri definiscono la variazione nel tempo dell'energia totale associata al volume del continuo materiale che viene rappresentata dalla somma dell'energia cinetica più l'energia interna. Il terzo e il quarto membro definiscono la potenza delle forze di superficie e delle forze di massa. Infine, l'ultimo membro rappresenta il contributo di energia termica dovuto al flusso di calore fornito al sistema.

Se si sottrae la (2.36) con la (2.32), cioè l'equazione che descrive il primo principio della termodinamica con l'equazione di conservazione dell'energia meccanica, si ottiene:

$$\rho \frac{de}{dt} = \sigma_{ij} D_{ij} - \frac{\partial q_i}{\partial x_i} \quad (2.37)$$

che rappresenta l'*equazione dell'energia*, ovvero l'ultima equazione di bilancio necessaria per lo studio della dinamica dei fluidi che descrive la variazione nel tempo dell'energia interna specifica come somma del contributo legato al lavoro compiuto dagli sforzi interni per effetto del campo di deformazioni indotte e del contributo dovuto all'effetto del flusso di calore fornito.

2.3 Reologia dei fluidi

Le tre equazioni di bilancio trovate (2.9), (2.15) e (2.37) sono le equazioni differenziali alle derivate parziali di Cauchy, esse descrivono rispettivamente i principi di conservazione della

massa, della quantità di moto e dell'energia e rappresentano un sistema di equazioni tra loro indipendenti che sta alla base di qualsiasi formulazione analitica quando si studia un problema di tipo dinamico per un continuo materiale, quindi anche per il moto di un fluido, qualsiasi esso sia.

È evidente che tale sistema sia composto da un numero di incognite maggiore rispetto al numero di equazioni presenti, perciò il problema, così com'è, viene considerato indeterminato e non può essere risolto.

Per rendere il problema chiuso, spesso vengono effettuate delle semplificazioni alle formulazioni analitiche, ad esempio, durante i casi studio presenti in questo lavoro di ricerca si considereranno nulli o trascurabili i flussi di calore scambiati dal sistema con l'ambiente esterno, perciò l'ultimo membro dell'equazione dell'energia (2.37) si elide e il sistema di equazioni indipendenti diventa:

$$\begin{cases} \frac{d\rho}{dt} + \rho \frac{\partial v_i}{\partial x_i} = 0 \\ \rho \frac{dv_i}{dt} = \rho b_i + \frac{\partial \sigma_{ij}}{\partial x_j} \\ \rho \frac{de}{dt} = \sigma_{ij} D_{ij} \end{cases} \quad (2.38)$$

Spesso, però, queste semplificazioni non sono sufficienti a rendere il problema determinato, perciò vengono introdotte le cosiddette *equazioni costitutive* che stabiliscono delle relazioni aggiuntive tra le grandezze incognite presenti nel problema e aiutano a trovare una soluzione analiticamente risolvibile (almeno in linea teorica) riducendo il numero delle incognite.

Le equazioni costitutive che verranno introdotte nel sistema di equazioni indipendenti utilizzate per risolvere il problema, solitamente, descrivono un comportamento specifico per un particolare continuo materiale durante una sua applicazione ponendo relazioni tra grandezze di tipo geometrico, cinematico e dinamico.

Generalmente esse descrivono da un punto di vista meccanico e termodinamico il comportamento ideale del materiale durante un suo utilizzo, ma solo in certe condizioni di funzionamento si adattano bene anche a descrivere il comportamento reale, cioè a rappresentare esattamente ciò che accade al materiale durante il suo studio, per questo motivo esistono dei

limiti di validità da tenere in considerazione quando si vogliono utilizzare queste equazioni aggiuntive.

Quando si studia il moto di un fluido, spesso le grandezze dinamiche presenti in queste espressioni riguardano le componenti del tensore degli sforzi σ_{ij} e come esse si legano al tensore velocità di deformazione D_{ij} e ad altre variabili del problema.

È importante, quindi, definire il tensore degli sforzi come un tensore del secondo ordine le cui componenti rappresentano le forze interne (sforzo per unità di area) che agiscono nel continuo materiale. Inoltre, essendo un tensore simmetrico è definito da sei termini indipendenti e può essere espresso attraverso la somma di due contributi:

$$\sigma_{ij} = \tau_{ij} + p\delta_{ij} \quad (2.39)$$

dove:

- τ_{ij} è la componente deviatorica responsabile del cambiamento di forma del materiale senza variazione di volume, essa è composta dal tensore degli sforzi viscosi τ_{ij} .
- $p\delta_{ij}$ è la componente sferica (o idrostatica) responsabile della variazione di volume del materiale (compressione o dilatazione), essa è composta dal delta di Kronecker δ_{ij} e dalla pressione idrostatica p .

La pressione idrostatica p viene definita come un terzo della traccia del tensore degli sforzi, inoltre è positiva se il continuo materiale è in compressione e negativa se è in dilatazione:

$$p\delta_{ij} = \frac{\sigma_{kk}}{3} \delta_{ij} \Rightarrow \begin{cases} \text{se } p > 0 & \rightarrow \text{compressione} \\ \text{se } p < 0 & \rightarrow \text{dilatazione} \end{cases} \quad (2.40)$$

In generale, quando si studia un fluido che sia in quiete o in movimento, si può dire che:

- Per un fluido non viscoso (ideale): $\tau_{ij} = 0$
- Per un fluido viscoso: $\tau_{ij} \neq 0$

Inoltre, si può dire che:

- Se il fluido è in quiete: $\tau_{ij} = 0$

- Se il fluido è in moto: $\tau_{ij} \neq 0$

Quindi se il fluido studiato è fermo, si trova in condizioni idrostatiche, la parte deviatorica è nulla e il tensore degli sforzi è composto solo dalla parte sferica, mentre se il fluido è in moto la parte deviatorica non è nulla e il tensore degli sforzi sarà composto sia dalla parte sferica e sia dalla parte deviatorica.

Nel seguente lavoro si considerano fluidi viscosi e in movimento, per cui la componente deviatorica è sempre $\neq 0$ ed è la parte principale perché responsabile dello scorrimento viscoso dei fluidi in movimento.

A questo punto è stato visto precedentemente che la reologia è quella disciplina capace di studiare le deformazioni della materia quando essa viene sottoposta all'applicazione di sollecitazioni. Il diverso comportamento reologico dei fluidi che sono stati studiati fino ad oggi, ne ha determinato la suddivisione in due grandi categorie: i fluidi newtoniani e i fluidi non-newtoniani.

Di seguito verrà illustrata la descrizione di entrambe le tipologie di fluidi con particolare attenzione ai fluidi non-newtoniani. L'analisi dei fluidi newtoniani e delle leggi matematiche che li governano, aiuteranno ad apprezzare e a comprendere meglio la differenza con i fluidi non-newtoniani [4] [5]. Inoltre, verrà fatta una classificazione per quest'ultimi, proprio in base al loro comportamento reologico. Infine, verranno elencati i modelli reologici per i fluidi non-newtoniani utilizzati in questa trattazione e presenti nel software di calcolo utilizzato.

2.3.1 Fluidi newtoniani

L'equazione costitutiva generale per i fluidi newtoniani è un rapporto di tipo lineare tra il tensore degli sforzi e il tensore di velocità di deformazione:

$$\sigma_{ij} = \sigma_{ij}(D_{ij}) \rightarrow \sigma_{ij} = -p\delta_{ij} + \lambda D_{kk}\delta_{ij} + 2\mu D_{ij} \quad (2.41)$$

dove:

- $p\delta_{ij}$ è la parte sferica (o idrostatica).
- $\lambda D_{kk}\delta_{ij} + 2\mu D_{ij}$ è la parte deviatorica.

In questa relazione, conviene soffermarsi sulla componente deviatorica, ovvero la parte che entra in gioco quando il fluido inizia a muoversi e scorrere, deformandosi nel tempo. Questo termine introduce i cosiddetti sforzi di taglio che portano alla deformazione della forma del fluido, senza però cambiarne il volume.

Il primo membro della parte deviatorica non viene quasi mai considerato. Esso, infatti, è composto dalla viscosità volumetrica, definita come λ , che rappresenta la resistenza del fluido alla compressione e all'espansione, quindi è fondamentale in situazioni in cui il volume del fluido cambia, ad esempio, nei fluidi comprimibili per i quali viene definita l'ipotesi di Stokes:

$$\lambda + \frac{2}{3}\mu = 0 \quad (2.42)$$

Con il termine D_{kk} si indica invece la divergenza della velocità, che rappresenta la traccia del tensore velocità di deformazione e che è nulla per definizione ($D_{kk} = 0$), sia che si considerino fluidi in quiete o in movimento, quando si considerino liquidi (cioè fluidi incompressibili). Per questo motivo il primo termine della parte deviatorica può essere trascurato.

Il secondo termine è composto dal tensore velocità di deformazione:

$$D_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right) \quad (2.43)$$

che, per un fluido newtoniano, si può considerare come segue:

- Fluido in quiete: $D_{ij} = 0$, le componenti del tensore velocità di deformazione sono nulle perché non esistono moti di deformazione del fluido, infatti il tensore degli sforzi è composto solo dalla parte sferica.
- Fluido in moto: $D_{ij} \neq 0$, per cui le componenti del tensore velocità di deformazione non sono nulle e il tensore degli sforzi è composto sia dalla parte sferica e sia dalla parte deviatorica.

Nel secondo termine della parte deviatorica, inoltre, si introduce la viscosità dinamica μ , che misura la resistenza del fluido allo scorrimento.

Perciò, questa viscosità è responsabile della parte deviatorica del tensore degli sforzi quando il fluido è in moto ed è una caratteristica molto importante quando si studia il trasporto del fluido in pipeline.

La viscosità dinamica è tanto maggiore quanto minore è la propensione del fluido a scorrere durante il suo moto: più il fluido è viscoso e più le sue particelle “faticano” a fluire, ovvero a scorrere l’una accanto all’altra.

Un fluido a bassa viscosità scorre più facilmente, mentre un fluido ad alta viscosità fluisce con più difficoltà perché le particelle oppongono una resistenza maggiore. Questa caratteristica, per ciò, è proporzionale, a parità di velocità di deformazione, allo sforzo d’attrito interno che si forma tra le molecole del fluido stesso durante il suo moto, e definisce la forza necessaria per il suo scorrimento.

Per capire meglio questo concetto si può pensare a un sottile strato di fluido inizialmente in quiete e compreso tra due lastre piane parallele e orizzontali. Considerando un sistema di riferimento come quello in Figura 2.4, si applica, ad un certo istante di tempo dt , una forza F , in direzione x , alla piastra superiore. Dopo una breve condizione transitoria, si raggiunge la stazionarietà.

A questo punto la piastra superiore viaggia in moto rettilineo e uniforme con una velocità costante Δv dovuta all’applicazione della forza, mentre la piastra inferiore rimane ferma a velocità nulla. Di conseguenza, anche il fluido tra le piastre si mette in moto e raggiunge una distribuzione di velocità $v_{(y)}$ di tipo lineare caratterizzata dal fatto che le particelle del fluido aderenti alla piastra superiore si muovono a velocità pari a Δv , mentre le particelle che aderenti alla piastra inferiore hanno velocità nulla.

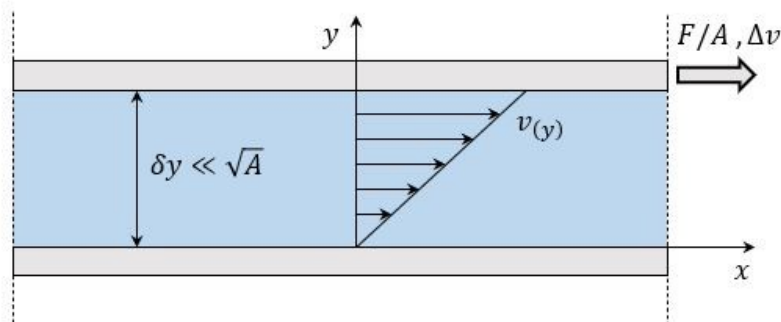


Figura 2.4: Moto di un fluido newtoniano compreso tra due piastre

Considerando la distanza tra le due piastre molto piccola rispetto alle dimensioni lineari del problema, in modo che $\delta y \ll \sqrt{A}$ (con δy spessore tra le piastre e A superficie delle piastre), si può definire la relazione:

$$\frac{F}{A} = \mu \frac{\Delta v}{\delta y} \quad (2.44)$$

che descrive come la forza per unità di superficie che agisce sulla piastra superiore sia proporzionale, attraverso la viscosità, al rapporto $\Delta v / \delta y$ che rappresenta il gradiente di velocità medio all'interno della cavità, nella direzione ortogonale al movimento del fluido.

Se la distanza tra le due piastre δy ha valore infinitesimo dy , il gradiente di velocità medio Δv risulta essere coincidente con il valore locale del gradiente in ogni punto, quindi pari a dv . Infine, visto che la forza per unità di superficie equivale allo sforzo tangenziale τ mediamente applicato alla piastra, la (2.44) diventa:

$$\tau = \mu \frac{dv}{dy} \quad (2.45)$$

che rappresenta la *legge di Newton sulla viscosità* valida per tutti i fluidi newtoniani e che dimostra la proporzionalità diretta tra la tensione tangenziale e il gradiente di velocità attraverso un fattore rappresentato dalla viscosità dinamica.

A questo punto si prende in considerazione un volume infinitesimo di fluido (Figura 2.5) nella cavità considerata, in modo che si trovi all'interfaccia di due piani fluidi che si muovono a velocità diverse e che sono disposti ad una distanza infinitesima dy . Le particelle del piano fluido superiore si muovono a una velocità pari a $v + dv$, mentre quelle al piano fluido inferiore

si muovono a velocità v . La presenza del differenziale di velocità dv , cioè il fatto che ci sia una velocità relativa tra i due piani, fa in modo che nasca una componente di taglio definita dallo sforzo tangenziale τ della legge di Newton sulla viscosità, così facendo il volume infinitesimo di interfaccia si deforma.

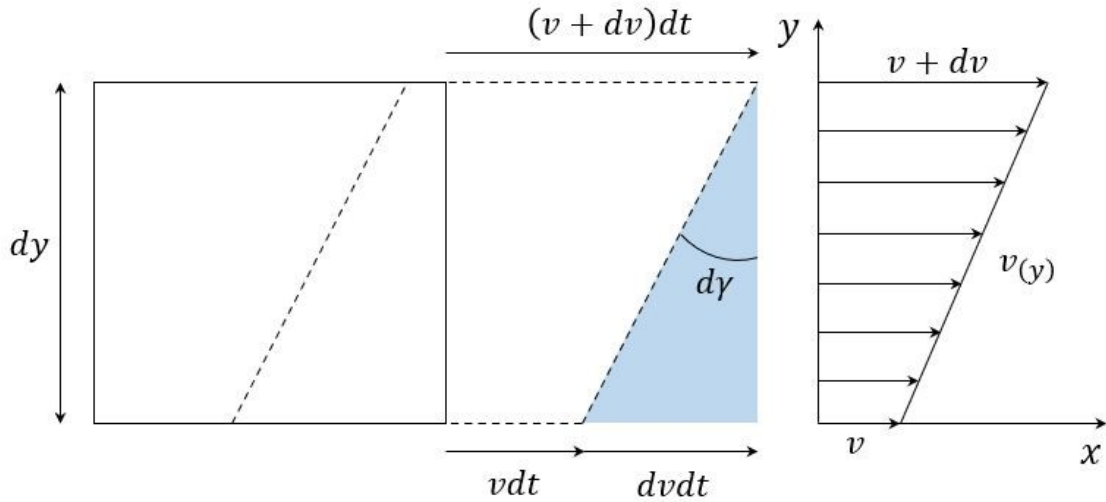


Figura 2.5: Volume infinitesimo di fluido

In Figura 2.5 si definisce con una linea continua il volume infinitesimo nella sua configurazione iniziale e con una linea tratteggiata lo stesso volume dopo un istante di tempo infinitesimo dt .

Si nota che la base inferiore dell'elemento infinitesimo ha subito uno spostamento vdt , mentre quella superiore uno spostamento $(v + dv)dt$, per ciò la base superiore è soggetta a uno spostamento relativo pari a $dvdt$ rispetto alla base inferiore e si ottiene un differenziale di velocità dv che porta il volume infinitesimo a subire una distorsione, ovvero una deformazione a taglio. Così facendo, l'angolo $d\gamma$, inizialmente retto, subisce una variazione e considerando che è infinitesimo, grazie alle regole basi della trigonometria, si può ricavare che:

$$d\gamma = \tan(d\gamma) = \frac{dvdt}{dy} \rightarrow \frac{d\gamma}{dt} = \frac{dv}{dy} \quad (2.46)$$

Quindi la (2.45) diventa:

$$\tau = \mu \frac{d\gamma}{dt} \rightarrow \tau = \mu \dot{\gamma} \quad (2.47)$$

dove:

- τ è lo sforzo di taglio chiamato anche *shear stress* e si misura in $[Pa]$.
- μ è la viscosità dinamica e si misura in $[Pa \cdot s = \frac{kg}{m \cdot s}]$.
- $\dot{\gamma}$ è la velocità di taglio o di deformazione chiamata anche *shear rate* e si misura in $[s^{-1}]$.

La (2.47) è la relazione che descrive il *modello reologico per i fluidi newtoniani* e indica una proporzionalità diretta tra lo *shear stress* e lo *shear rate* dove la costante di proporzionalità è rappresentata dalla viscosità dinamica. Questo significa che un fluido si dice newtoniano quando la sua viscosità rimane costante al variare della velocità di deformazione, come definito dalla relazione lineare appena descritta.

La relazione (2.47) rappresenta l'equazione di una retta che viene solitamente rappresentata su un piano $(\dot{\gamma}, \tau)$ e che prende il nome di *curva di flusso* o *curva reologica*. Il comportamento reologico di un fluido newtoniano nel grafico considerato viene rappresentato attraverso una retta inclinata con inclinazione costante e passante per l'origine, il cui coefficiente angolare viene definito dalla viscosità dinamica (Figura 2.6).

La viscosità dinamica è una proprietà fisica del fluido che può variare con la variazione di pressione e temperatura: $\mu = f(p, T)$. Solitamente, la variazione di temperatura influisce maggiormente sulla viscosità rispetto alla pressione e, in generale, per la maggior parte dei liquidi, la viscosità dinamica diminuisce all'aumentare della temperatura e aumenta al diminuire della temperatura ritenendo, così, la viscosità indipendente dal campo di pressione.

2.3.2 Fluidi non-newtoniani

I fluidi non-newtoniani sono una categoria di fluidi nei quali la viscosità dinamica, oltre che dipendere dalla pressione e dalla temperatura, dipende anche dallo stato di moto del fluido, ovvero dalla velocità di deformazione: $\mu = f(p, T, \dot{\gamma})$, oppure anche dalla deformazione stessa.

In questi fluidi, quindi, la relazione tra *shear stress* e lo *shear rate* non è più lineare e la viscosità non è una costante, ma cambia in funzione della velocità di deformazione a cui è soggetto il fluido, per cui, il tensore degli sforzi viscosi diventa più complesso da definire.

Esistono diverse tipologie di fluidi non-newtoniani che verranno descritti in seguito, ma prima di classificarli occorre definire il concetto di viscosità apparente. Infatti, questi fluidi non possono più essere rappresentati da una retta inclinata nel piano $(\dot{\gamma}, \tau)$ e passante per l'origine come i fluidi newtoniani, ma vengono rappresentati da curve di flusso differenti in base al comportamento reologico che ha ogni tipo di fluido.

Quindi, per i fluidi non-newtoniani non si tiene più conto della viscosità dinamica, ma si definisce la viscosità apparente riferita per un certo *shear rate*, ovvero si approssima la pendenza della curva di flusso alla pendenza della retta secante che interseca la curva in due punti. Si ottiene:

$$\mu_{app} = \frac{\tau^*}{\dot{\gamma}^*} \quad (2.48)$$

I fluidi non-newtoniani vengono classificati in tre macrocategorie [6, pp. 33–44] [7] [8]:

- *Fluidi indipendenti dal tempo*: sono quelli per i quali lo *shear rate* dipende solo dallo *shear stress* definito in un determinato punto del fluido, oltre che, come detto, dai valori di pressione e temperatura a cui dipende la viscosità.
- *Fluidi dipendenti dal tempo*: sono quelli più complessi per i quali lo *shear rate* dipende non solo dallo *shear stress* definito in un determinato punto del fluido, ma anche dalla durata della sollecitazione e quindi dalla precedente storia cinematica del fluido stesso.
- *Fluidi viscoelastici*: sono quelli che presentano sia caratteristiche viscosi appartenenti ai fluidi viscosi, sia caratteristiche elastiche appartenenti ai solidi elastici. Inoltre, questi fluidi mostrano un parziale recupero elastico a seguito della deformazione dovuta all'applicazione di una sollecitazione rimossa.

Questa classificazione è arbitraria e viene utilizzata come schema base da cui partire. Infatti un fluido non-newtoniano nella realtà può mostrare comportamenti misti rispetto a queste macrocategorie, ma per analizzarlo e studiarlo nel dettaglio si individua il comportamento dominante tra quelli esposti e lo si utilizza come punto di partenza per i successivi calcoli.

2.3.2.1 Fluidi non-newtoniani indipendenti dal tempo

La caratteristica principale dei fluidi non-newtoniani indipendenti dal tempo è che la viscosità dipende solo dal valore dello *shear rate*; quindi, per questi fluidi la relazione tra *shear stress* e *shear rate* è una funzione unica e non lineare:

$$\dot{\gamma} = f(\tau) \quad (2.49)$$

I fluidi newtoniani sono semplicemente un caso particolare di questa classificazione con una funzione $f(\tau)$ di tipo lineare.

La maggior parte dei fluidi non-newtoniani rientra in questa macrocategoria che viene a sua volta suddivisa in tre sottocategorie di fluidi con tre differenti comportamenti reologici, esse vengono mostrate nel piano $(\dot{\gamma}, \tau)$ in Figura 2.6 e vengono descritte in seguito.

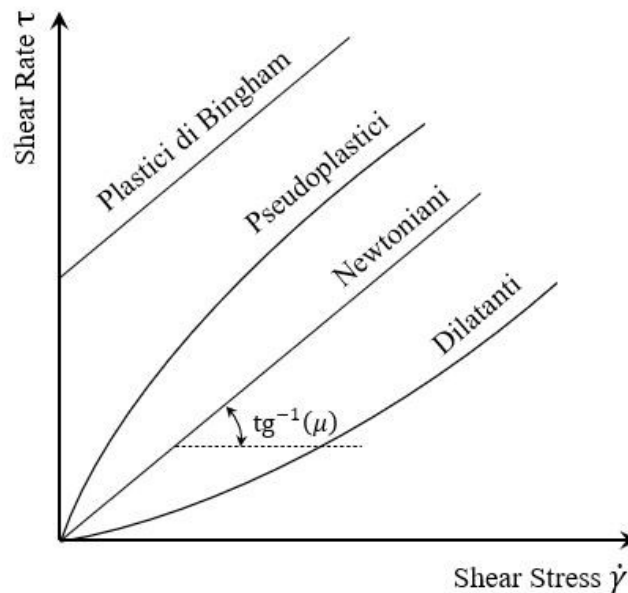


Figura 2.6: Curve di flusso dei fluidi non newtoniani indipendenti dal tempo

Plastici di Bingham o viscoplastici

I fluidi definiti come plastici di Bingham sono caratterizzati dalla presenza di una tensione di soglia o di snervamento, chiamata anche *yield stress* e definita come τ_0 (vedi Figura 2.7). Essa rappresenta lo *shear stress* da raggiungere affinché il fluido cominci a deformarsi e scorrere. Un esempio tipico è il dentifricio nel quale bisogna applicare un certo sforzo per farlo fuoriuscire dal tubetto. Quindi per questi fluidi si può dire che:

- Se $|\tau| < |\tau_0|$ significa che lo *shear stress* applicato, attraverso una sollecitazione, al fluido non è sufficiente a farlo scorrere, ma può subire una deformazione elastica o scorre in massa come un corpo rigido.
- Se $|\tau| > |\tau_0|$ significa che lo *shear stress* applicato al fluido supera il valore di soglia, quindi il fluido comincia a scorrere e si comporta come un materiale viscoso.

Dopo che lo *shear stress* supera lo *yield stress* ($|\tau| > |\tau_0|$), il fluido di Bingham può comportarsi in due modi diversi, per cui l'andamento della curva di flusso nel piano $(\dot{\gamma}, \tau)$ può risultare (vedi Figura 2.7):

- Di tipo lineare come per i fluidi newtoniani, in cui la curva di flusso viene rappresentata da una retta e dove la viscosità dinamica, chiamata in questo caso viscosità plastica μ_p , rimane costante al variare dello *shear rate*.
- Di tipo non lineare come nel caso dei fluidi pseudoplastici che verranno descritti in seguito. Essi vengono rappresentati da una curva di flusso caratterizzata dal fatto che la viscosità apparente diminuisce all'aumentare dello *shear rate* applicato.

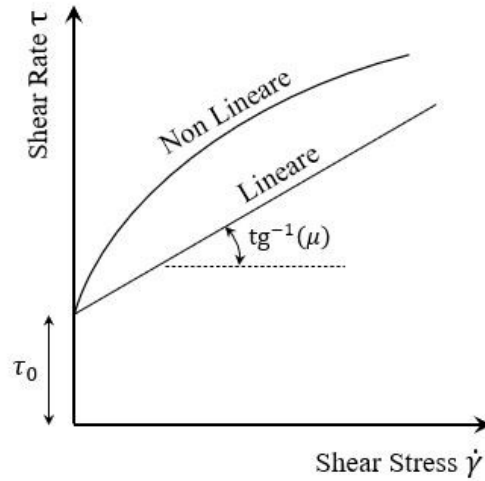


Figura 2.7: Curve di flusso dei plastici di Bingham di tipo lineare e non lineare

Fluidi pseudoplastici o *shear-thinning*

I fluidi pseudoplastici sono, tra i fluidi non-newtoniani, quelli più diffusi, in essi la viscosità apparente diminuisce all'aumentare dello *shear rate* e lo *yield stress* è assente. Questo accade perché la struttura molecolare interna del fluido si rompe o perché le molecole si allineano durante l'aumento dello *shear rate* migliorandone lo scorrimento. La curva di flusso che rappresenta un tipico andamento pseudoplastico è discendente e si può vedere in Figura 2.6.

Solitamente, quando si considerano valori troppo bassi o troppo alti di *shear rate*, l'andamento di questi fluidi diventa di tipo newtoniano, perciò la viscosità risulta essere costante e indipendente dallo *shear rate*, mentre la curva di flusso diventa una retta. La viscosità dinamica per valori troppo bassi e troppo alti di *shear rate* si definisce come:

$$\begin{cases} \mu_0 = \lim_{\dot{\gamma} \rightarrow 0} \frac{\tau}{\dot{\gamma}} & \rightarrow \text{viscosità nulla} \\ \mu_\infty = \lim_{\dot{\gamma} \rightarrow \infty} \frac{\tau}{\dot{\gamma}} & \rightarrow \text{viscosità infinita} \end{cases} \quad (2.50)$$

Quindi, in sostanza, nei fluidi pseudoplastici:

- Per valori di viscosità compresi tra μ_0 e μ_∞ , si ha che la viscosità apparente risulta diminuire all'aumentare dello *shear rate* e la curva di flusso segue un andamento di tipo pseudoplastico.

- Per valori di viscosità minori di μ_0 e maggiori di μ_∞ , la viscosità apparente diventa una costante e la curva di flusso segue un andamento di tipo newtoniano.

I valori di μ_0 e μ_∞ per un fluido pseudoplastico sono difficili da determinare e dipendono da diversi fattori come la concentrazione del polimero presente all'interno del fluido considerato o la distribuzione del peso molecolare del fluido. Ad esempio, si è notato che l'intervallo di *shear rate*, in cui la viscosità apparente è costante e $< \mu_0$, aumenta al diminuire del peso molecolare e della concentrazione del polimero presente all'interno del fluido considerato. Inoltre, dopo aver effettuato molte analisi a parecchi fluidi pseudoplastici è stato riscontrato che per valori di *shear rate* inferiori a $10^{-2} [s^{-1}]$ e superiori a $10^5 [s^{-1}]$, la viscosità diventa costante, questo viene rappresentato in Figura 2.8 in cui si mostra, su scala logaritmica, l'andamento della viscosità apparente e dello *shear stress* in funzione dello *shear rate*.

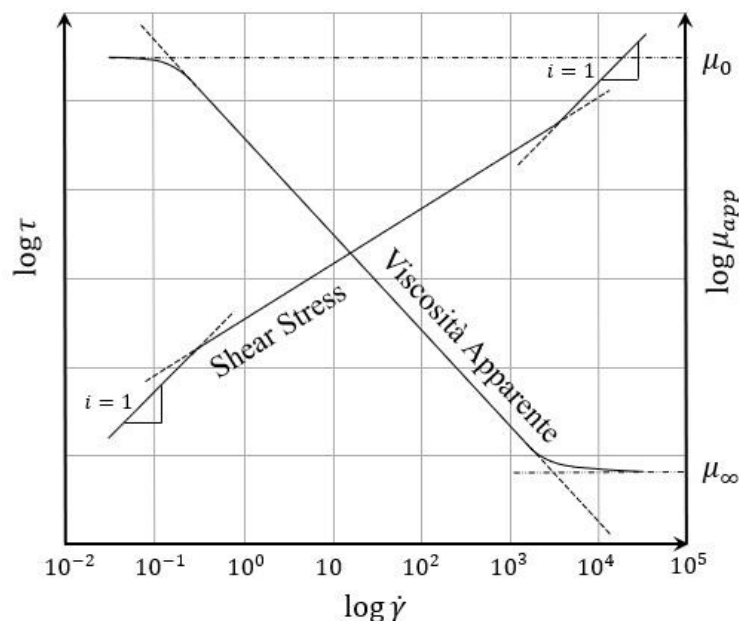


Figura 2.8: Andamento logaritmico shear stress e viscosità apparente per la maggior parte dei fluidi pseudoplastici analizzati

Fluidi dilatanti o *shear-thickening*

I fluidi dilatanti sono caratterizzati dall'assenza dello *yield stress* e dall'aumento della viscosità apparente all'aumentare dello *shear rate*. Essi infatti, con l'aumento di *shear rate*, subiscono un addensamento di particelle rendendo la struttura molecolare più compatta portando ad avere

una resistenza maggiore allo scorrimento. Un tipico andamento dilatante nel piano $(\dot{\gamma}, \tau)$ è rappresentato in Figura 2.6 ed è di tipo crescente.

Tra i fluidi non-newtoniani indipendenti dal tempo, questa sottoclasse ha ricevuto pochissima attenzione nel corso degli anni, di conseguenza la categoria dei fluidi dilatanti è quella meno diffusa e poco studiata in ambito chimico-industriale.

Ultimamente, però, è cresciuto l'interesse per lo studio della movimentazione, del trasporto e del trattamento di fluidi con un elevato carico di solidi, come le sospensioni, che possiedono un comportamento prevalentemente dilatante, anche se tuttora esistono informazioni limitate sul loro comportamento con pochissimi dati affidabili. Ad esempio, lo studio di alcune sospensioni con comportamento dilatante non è stato in grado di definire con certezza se esistano o meno valori di viscosità minime o massime al di fuori dei quali il comportamento del fluido diventi di tipo newtoniano, come nel caso dei fluidi pseudoplastici, ma si è notato che per bassi valori di *shear rate* tali sospensioni si comportino in maniera pseudoplastica.

2.3.2.2 Fluidi non-newtoniani dipendenti dal tempo

La particolarità dei fluidi non-newtoniani dipendenti dal tempo è che la viscosità apparente non dipende più solo dallo *shear rate*, ma anche dal tempo di applicazione dello *shear stress* e, quindi, dalla storia delle sollecitazioni che il fluido subisce durante la sua intera vita.

Per questo motivo il loro comportamento reologico è più complesso rispetto ai fluidi già visti e il metodo utilizzato per analizzarli diventa più elaborato. Infatti, i modelli matematici sviluppati per i fluidi dipendenti dal tempo sono molto più articolati rispetto ai modelli sviluppati per i fluidi indipendenti dal tempo che vedremo successivamente e per poter analizzare il loro comportamento bisogna introdurre variabili (come *shear stress* e *shear rate*) che dipendano dal tempo.

Questa macrocategoria si divide a sua volta in due sottocategorie che vengono descritte più nel dettaglio in seguito e il cui comportamento viene rappresentato sul piano $(\dot{\gamma}, \tau)$ in Figura 2.9.

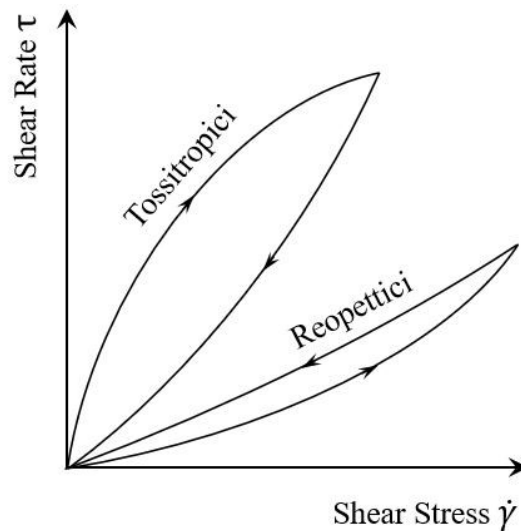


Figura 2.9: Curve di flusso dei fluidi non newtoniani dipendenti dal tempo

Fluidi tissotropici

I fluidi che hanno un comportamento di tipo tissotropico, quando vengono sollecitati con uno *shear rate* costante subiscono nel tempo una diminuzione della viscosità apparente e di conseguenza una diminuzione dello *shear stress*.

Per analizzare meglio ciò che succede a un fluido tissotropico, si può partire da uno stato di quiete del fluido, lo si inizia a sollecitare con un incremento costante di *shear rate*, a questo punto la struttura del fluido in scala molecolare inizia a perdere di continuità e i legami si spezzano, in questo modo la viscosità apparente diminuisce al continuo aumento costante dello *shear rate* (come nel caso dei fluidi pseudoplastici). Una volta che si arriva a un valore massimo di *shear rate*, lo si diminuisce sempre costantemente fino ad arrivare a un valore nullo. Durante questo frangente il fluido presenta un fenomeno di ricostruzione strutturale in cui la viscosità apparente aumenta nuovamente e permettendo al fluido di riposare, esso si rinnova lentamente ritornando alla sua consistenza iniziale, questo permette di ottenere un ciclo di isteresi come mostrato in Figura 2.9 in cui il ramo superiore è relativo alla fase in cui lo *shear rate* aumenta e ha concavità rivolta verso il basso, mentre il ramo inferiore è relativo alla fase in cui lo *shear rate* diminuisce.

L'altezza, la forma e l'area del ciclo di isteresi dipendono da molti fattori come la durata della sollecitazione, la velocità con cui si aumenta e si diminuisce lo *shear rate*, il valore massimo di

shear rate raggiunto, la precedente storia cinematica e le caratteristiche proprie del fluido analizzato. Solitamente maggiore è l'area racchiusa dal ciclo di isteresi e più il comportamento del fluido è dipendente dal tempo, infatti per i fluidi indipendenti dal tempo l'area racchiusa dal ciclo di isteresi è nulla.

In alcuni casi, quindi, la tissotropia è reversibile perché una volta rimossa la sollecitazione e dopo un tempo di riposo, il fluido può riacquistare il valore di viscosità apparente (o quasi) che aveva inizialmente, ma non per tutti i fluidi tissotropici è così.

Esistono, infatti, alcuni casi particolari di tissotropia, come si può notare in Figura 2.10, dove si osserva il comportamento di certi plastici di Bingham che presentano un andamento di tipo tissotropico. In essi, si effettua lo stesso processo costante di aumento/diminuzione di *shear rate* visto precedentemente (si nota che, essendo viscoplastici, affinché il fluido inizi a scorrere, bisogna raggiungere lo *yield stress*). Ma una volta raggiunto il valore nullo di *shear rate*, questi fluidi possono tornare alla loro condizione iniziale oppure, per alcuni fluidi che vengono chiamati “corpi-falsi”, la viscosità riacquistata rimane inferiore rispetto al valore riferito al campione vergine. In questo ultimo caso la viscosità potrebbe essere riacquistata solo dopo un lungo periodo di riposo.

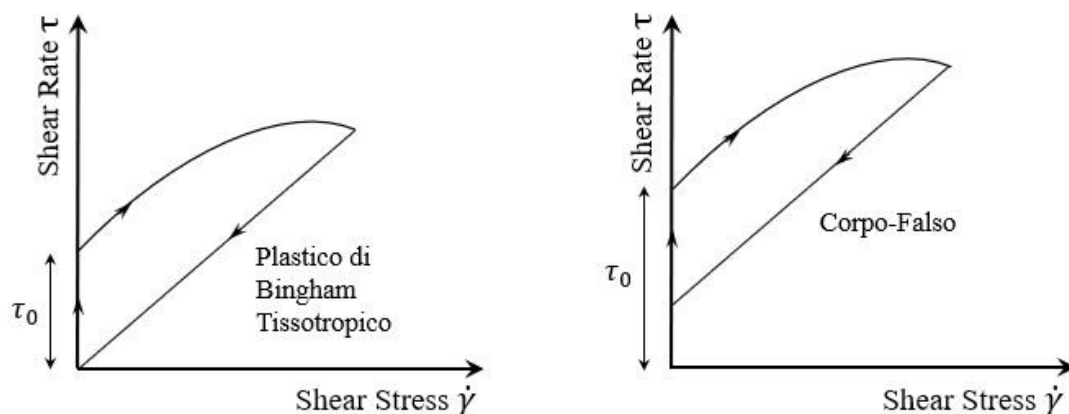


Figura 2.10: Curve di flusso di un plastico di Bingham con comportamento tissotropico (sinistra) e di un corpo-falso (destra)

Fluidi reopettici

Per i fluidi reopettici il comportamento è esattamente l'opposto dei fluidi tissotropici, infatti quando vengono sollecitati con uno *shear rate* costante, questa tipologia di fluido subisce nel tempo un aumento della viscosità apparente e di conseguenza un aumento dello *shear stress*.

Anche in questo caso per analizzare meglio il comportamento reopettico si procede esattamente come nel caso dei fluidi tissotropici, ovvero si applica al fluido in quiete uno *shear rate* che aumenta costantemente fino a un massimo e poi risce fino al valore nullo, applicando un aumento e una diminuzione sempre a velocità costante. In questi fluidi, però, la struttura molecolare si accumula e viene costruita durante l'azione di taglio, ovvero durante l'aumento dello *shear rate*, infatti durante questo periodo la viscosità apparente aumenta e si ottiene un andamento della curva di flusso simile al caso dei fluidi dilatanti, mentre quando il fluido è a riposo o durante la diminuzione dello *shear rate*, la struttura molecolare del fluido si rompe.

Di conseguenza, come già visto, si forma un ciclo di isteresi, mostrato in Figura 2.9, in cui il ramo inferiore è relativo alla fase in cui lo *shear rate* aumenta e ha concavità rivolta verso l'alto, mentre il ramo superiore è relativo alla fase in cui lo *shear rate* diminuisce.

Uguualmente a quanto riportato precedentemente, l'altezza, la forma e l'area del ciclo di isteresi dipendono da fattori come la durata della sollecitazione, la velocità con cui si aumenta e si diminuisce lo *shear rate*, il valore massimo di *shear rate* raggiunto, la precedente storia cinematica e le caratteristiche proprie del fluido analizzato. Inoltre, come già detto, maggiore è l'area racchiusa dal ciclo di isteresi e più il comportamento del fluido è dipendente dal tempo dato che per i fluidi indipendenti dal tempo l'area racchiusa dal ciclo di isteresi è nulla.

2.3.2.3 Fluidi non-newtoniani viscoelastici

Quest'ultima tipologia di fluidi non-newtoniani è caratterizzata dalla presenza di proprietà sia elastiche che viscose, quindi sono fluidi in grado di comportarsi sia come liquidi viscosi che come solidi elastici in base alle condizioni a cui sono sottoposti.

Solitamente un solido perfetto sottoposto all'applicazione di uno sforzo subisce una deformazione, ma una volta che la sollecitazione viene rimossa, il solido riacquista la sua forma originale. Nel caso di questi fluidi però, se lo sforzo applicato supera il limite di snervamento caratteristico del materiale non si avrà più un recupero completo, ma il solido comincerà a fluire comportandosi come un liquido viscoso. Da notare che la deformazione perfettamente elastica e il flusso perfettamente viscoso sono, di fatto, casi limite del comportamento viscoelastico.

Inoltre, quando questi fluidi si comportano in modo elastico, obbediscono alla legge di Hooke sui solidi elastici in cui lo sforzo applicato σ (stress) è direttamente proporzionale alla deformazione subita ε (strain) attraverso la costante elastica di proporzionalità definita dal modulo di Young E :

$$\sigma = E \cdot \varepsilon \quad (2.51)$$

Infine, per lo studio dei fluidi viscoelastici è possibile integrare il comportamento elastico con quello viscoso combinando la legge di Hooke con la legge di Newton sulla viscosità, ma in questa trattazione questi fluidi non newtoniani non verranno considerati, quindi nemmeno approfonditi.

2.3.3 Modelli reologici

I modelli reologici sono rappresentazioni matematiche utilizzate per descrivere la capacità dei materiali a deformarsi o a scorrere sotto l'azione di forze, sono quindi fondamentali per descrivere il comportamento di fluidi complessi come quelli non-newtoniani. Solitamente sono modelli empirici dettati dall'osservazione sperimentale combinata ad un approccio analitico, altre volte sono formulate sulla base di fondamenti teorici. Ma in ogni caso, più è complesso il comportamento di un fluido e più è difficile trovare un modello analitico che possa rappresentarlo in ogni suo aspetto, per questo motivo negli anni, tra i fluidi non newtoniani, sono stati maggiormente studiati quelli indipendenti dal tempo che sono considerati, tra tutte le tipologie viste, i più "semplici" da analizzare, studiare e catalogare. Spesso, invece, per fluidi ancora più complessi è possibile che un modello reologico vada bene per il fluido considerato solo per determinati range di valori in gioco (es. solo per un certo intervallo di *shear rate*, solo per un certo intervallo di viscosità, ecc.) e che al di fuori di questi valori possa essere rappresentato da un altro modello reologico (come è stato descritto per i fluidi pseudoplastici: per valori troppo alti o troppo bassi di viscosità si utilizza il modello reologico per i fluidi newtoniani).

Si capisce, quindi, che la scelta del giusto modello reologico da utilizzare quando si studia il comportamento di un determinato fluido è fondamentale ed è una delle prime analisi da considerare in uno studio come questo.

Di seguito vengono introdotti e descritti i quattro modelli reologici presenti nel software di calcolo utilizzato per lo studio di simulazione dinamica del trasporto in pipeline delle tre tipologie di fluido analizzate. Questi modelli sono tra i più famosi ed utilizzati in ricerca e nelle applicazioni pratiche perché descrivono il comportamento dei fluidi indipendenti dal tempo che sono tra quelli non newtoniani, i più rilevanti.

Nel software di calcolo utilizzato vi è anche il modello reologico per i fluidi newtoniani che non verrà specificato perché già visto e discusso ampiamente in precedenza.

2.3.3.1 Modello Power Law

Il modello Power Law o modello di Ostwald de Waele è il più diffuso e il più frequentemente utilizzato per descrivere il comportamento dei fluidi pseudoplastici, la sua espressione definisce la seguente relazione tra *shear stress* e *shear rate*:

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad (2.52)$$

dove:

- K è chiamato indice di consistenza fluida e si misura in $[Pa \cdot s^n]$.
- n è l'esponente della legge di potenza, chiamato anche indice di comportamento del fluido o indice di pseudoplasticità.

L'unità di misura di K dipende dal valore dell'esponente n , perciò i valori di K confrontabili sono quelli con lo stesso valore dell'esponente n , inoltre i due parametri K e n sono empirici e servono come adattamento alla curva di flusso.

Dalla (2.52), inoltre, si può vedere che l'indice di pseudoplasticità n controlla quanto un fluido si discosta dal comportamento newtoniano.

Si nota infatti, che la (2.52) in termini di viscosità apparente diventa:

$$\mu_{app} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K\dot{\gamma}^{(n-1)} \quad (2.53)$$

in cui si vede facilmente che:

- Per $n < 1$, il comportamento del fluido è di tipo pseudoplastico perché con l'aumento della viscosità si prevede una diminuzione dello *shear rate*, inoltre per l'espressione (2.52) il valore dell'esponente n deve essere compreso tra i valori 0 e 1.
- Per $n = 1$, il comportamento del fluido è di tipo newtoniano e in questo caso l'equazione (2.52) diventa equivalente all'equazione (2.47) che descrive il modello reologico per i fluidi newtoniani, dove la viscosità dinamica μ viene, quindi, rappresentata dal valore dell'indice di consistenza K .
- Per $n > 1$, il comportamento del fluido è di tipo dilatante perché dalla (2.53) si può osservare che per un aumento della viscosità si prevede un aumento dello *shear rate*.

Il modello Power Law rappresenta l'espressione più semplice per descrivere il comportamento dei fluidi pseudoplastici, ma ha lo svantaggio di poter essere applicato solo per un limitato range di *shear rate*, infatti i valori dei due parametri K e n vengono determinati sperimentalmente in funzione del range di *shear rate* considerato. Inoltre, questo modello non è in grado di definire i valori di viscosità nulla μ_0 e viscosità infinita μ_∞ all'interno dei quali i fluidi pseudoplastici si comportano come tali.

La rappresentazione della legge di potenza, solitamente, si effettua attraverso un piano $(\dot{\gamma}, \tau)$ su una scala doppio logaritmica in cui, come mostrato in Figura 2.8, l'andamento pseudoplastico viene definito da una retta.

2.3.3.2 Modello di Bingham

Il modello plastico di Bingham descrive il comportamento dei fluidi viscoplastici nel caso in cui si comportino con andamento di tipo lineare dopo il superamento dello *yield stress*, ovvero nel caso in cui la viscosità rimanga costante al variare dello *shear rate*. L'espressione è data da:

$$\begin{cases} \tau = \tau_0 + \mu_p \dot{\gamma} & \text{per } |\tau| > |\tau_0| \\ \dot{\gamma} = 0 & \text{per } |\tau| < |\tau_0| \end{cases} \quad (2.54)$$

dove:

- τ_0 è lo *yield stress* e si misura in $[Pa]$.

- μ_p è la viscosità che per questa tipologia di fluidi viene chiamata viscosità plastica e si misura in $[Pa \cdot s]$.

Nel modello, inoltre, i valori di *yield stress* τ_0 e di viscosità plastica μ_p vengono trattati come costanti di adattamento alla curva di flusso per il fluido viscoplastico analizzato.

2.3.3.3 Modello Herschel-Bulkley

Il modello di Herschel-Bulkley è utilizzato per descrivere il comportamento dei fluidi viscoplastici nel caso in cui si comportino con andamento di tipo non lineare dopo il superamento dello *yield stress*, quindi nel caso in cui la viscosità diminuisca all'aumentare dello *shear rate*. I plastici di Bingham, quindi, in questo caso si comportano come dei fluidi pseudoplastici aventi una tensione di snervamento e vengono definiti dall'espressione:

$$\begin{cases} \tau = \tau_0 + K\dot{\gamma}^n & \text{per } |\tau| > |\tau_0| \\ \dot{\gamma} = 0 & \text{per } |\tau| < |\tau_0| \end{cases} \quad (2.55)$$

dove:

- τ_0 è lo *yield stress* e si misura in $[Pa]$.
- K è l'indice di consistenza fluida e si misura in $[Pa \cdot s^n]$.
- n è l'indice di comportamento del fluido.

Il modello di Herschel-Bulkley è una generalizzazione del modello plastico di Bingham, infatti se si pone l'indice di comportamento del fluido pari a 1, la (2.55) diventa pari alla (2.54) e K assume il significato di viscosità plastica μ_p .

Per il modello di Herschel-Bulkley però, essendo dedicato a fluidi pseudoplastici con *yield stress*, l'indice di comportamento del fluido deve essere < 1 , ma mai negativo, la spiegazione di questo si è vista per il modello Power Law.

Inoltre, è interessante notare che per $\tau_0 = 0$, la (2.55) diventa uguale al modello Power Law per fluidi pseudoplastici senza *yield stress*, cioè alla (2.52).

Come la legge di potenza, infatti, le dimensioni di K dipendono dal valore dell'esponente n ed è possibile confrontare solo valori di K con lo stesso valore dell'esponente n . Per di più,

esattamente come il modello Power Law, il significato fisico dei parametri K e n è lo stesso perché servono all'adattamento per la curva di flusso. Ma, in questo caso, i parametri in gioco sono tre perché è presente anche lo *yield stress* utile a fornire un modello reologico con adattamento leggermente migliore per alcuni dati sperimentali.

2.3.3.4 Modello Robertson-Stiff

Il modello di Robertson-Stiff è una variante del modello Power Law per i fluidi pseudoplastici, ma possiede un parametro in più che permette di modellare meglio il comportamento del fluido per valori alti e bassi di *shear rate*. La sua formulazione analitica è data da:

$$\tau = A(|\dot{\gamma}| + C)^B \quad (2.56)$$

dove:

- A è l'indice di consistenza fluida K presente nella legge di potenza e, come prima, si misura in $[Pa \cdot s^n]$.
- B rappresenta l'indice di comportamento del fluido n .
- C rappresenta lo *shear rate* di soglia misurato in $[s^{-1}]$.

Il termine C serve per evitare che τ si annulli per *shear rate* pari a zero e aiuta a modellare meglio il comportamento reale dei fluidi per valori bassi di *shear rate* dove il modello Power Law non arriva. Mentre l'indice di comportamento del fluido, che in questo caso è rappresentato da B , deve essere sempre < 1 , ma non negativo come si è già visto per il modello Power Law.

La viscosità apparente per questo modello è data da:

$$\mu_{app} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = \frac{A(|\dot{\gamma}| + C)^B}{\dot{\gamma}} \quad (2.57)$$

In questa formula si osserva che la viscosità rimanga più alta per bassi valori di *shear rate* e che poi decresca gradualmente con l'aumentare della deformazione, quindi, al contrario della legge di potenza, in questo caso vengono rappresentati bene i dati sperimentali a basse velocità di deformazione.

Infine, dall'espressione della formula (2.56) è possibile osservare che il modello non prevede uno *yield stress*, quindi non va bene per i plastici di Bingham con comportamento pseudoplastico.

2.4 Fluidi oggetto di studio

2.4.1 Olio pesante

Con il termine petrolio si indica un miscuglio di sostanze che si trova nel sottosuolo prevalentemente allo stato liquido di colore nero/marrone che può avere tonalità verdi o giallastre in base alla sua composizione. Il nome deriva dal latino *petroleum* che significa “olio di roccia”, infatti si estrae dai pori e dalle fratture di particolari tipi di rocce del sottosuolo ed è presente solo se si verificano una sequenza di eventi che avvengono nel corso di milioni di anni e che formano il cosiddetto giacimento petrolifero, un deposito stratificato in cui i fluidi presenti si posizionano in funzione della propria densità: in sommità si ha il gas naturale perché ha densità minore, poi il petrolio liquido ed infine l'acqua con densità maggiore (Figura 2.11). [9]

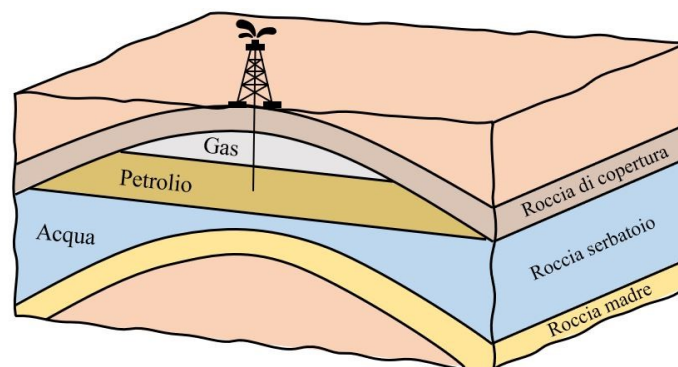


Figura 2.11: Schema semplificato di un giacimento petrolifero

Il petrolio greggio deriva dalla decomposizione di organismi marini che, accumulandosi sul fondale, vengono sepolti e compattati sotto strati di sedimenti. Qui, trovandosi in condizioni estreme di pressione e temperatura, si innescano reazioni chimiche che trasformano la materia organica in idrocarburi liquidi. L'insieme di queste condizioni viene chiamato “finestra dell'olio”.

Dal punto di vista chimico è formato da una miscela di idrocarburi, ovvero composti organici contenenti atomi di idrogeno e carbonio che si legano tra loro formando catene più o meno

lunghe, ma la sua composizione può essere costituita anche da altri elementi in minor quantità come zolfo, azoto, ossigeno e metalli in tracce.

Il greggio può essere classificato in funzione delle proprie caratteristiche fisiche e chimiche. L'American Petroleum Institute (API) negli anni '20, ha sviluppato una scala che classifica il petrolio in base alla sua densità relativa rispetto a quella dell'acqua, definendo il grado API come:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{SG}} - 131.5$$

dove:

- SG è la gravità specifica del petrolio, ovvero il rapporto tra la sua densità e quella dell'acqua in condizioni standard, cioè alla temperatura di 60 °F (15.56 °C). È un valore adimensionale.
- 141.5 e 131.5 sono due costanti empiriche adimensionali.

Il grado API classifica il petrolio nel seguente modo:

- Leggero (*Light crude oil*) per $\text{API} > 31.1^{\circ}$
- Medio (*Medium crude oil*) per $22.3^{\circ} < \text{API} < 31.1^{\circ}$
- Pesante (*Heavy crude oil*) per $\text{API} < 22.3^{\circ}$
- Extra-pesante (*Extra-heavy oil*) per $\text{API} < 10^{\circ}$

La scala è inversamente proporzionale: più il grado API è elevato e più il petrolio è leggero.

Il punto di riferimento è l'acqua, che ha grado API pari a 10°; infatti il petrolio, che di solito ha $\text{API} > 10^{\circ}$ (ad eccezione di quello extra-pesante), è più leggero dell'acqua e galleggia su di essa quando si trovano insieme come nel caso del giacimento petrolifero.

Questo indice è fondamentale per capire con che tipo di olio si ha a che fare, come può essere sfruttato e che valore commerciale ha sul mercato. Inoltre, aiuta a capire se è economicamente vantaggioso estrarlo e che tipo di impianto di raffinazione è necessario prevedere a valle.

Gli oli medi e leggeri sono quelli più semplici da trattare perché richiedono impianti di raffinazione meno complessi, per questo sono i più richiesti sul mercato globale, mentre gli oli pesanti e extra-pesanti sono particolarmente densi e altamente viscosi. Questo li rende molto difficili da trasportare in *pipeline*; inoltre, richiedono una raffinazione avanzata, più complessa e più costosa.

In particolare, l'olio pesante è caratterizzato da un rapporto H/C basso con un peso molecolare elevato grazie alla presenza di catene di idrocarburi medio-lunghi e di sostanze impure in percentuali maggiori, come i metalli pesanti (vanadio e nichel). Esso contiene in quantità maggiore idrocarburi complessi come gli asfalteni e le resine, che implicano molecole aromatiche con molti anelli di carbonio, mentre possiede percentuali paraffiniche inferiori rispetto agli oli più leggeri. [10]

L'olio pesante è, quindi, un idrocarburo liquido ad alta densità che si comporta in modo non-newtoniano quando scorre lungo una tubazione, specialmente quando la temperatura raggiunge valori al di sotto del *pour point*, ovvero il punto di gelificazione che rappresenta la temperatura più bassa al di sotto della quale l'olio non riesce più a fluire liberamente a causa dell'aumento della viscosità e della formazione di strutture semi-solide all'interno del fluido stesso.

Nella progettazione degli impianti petroliferi e nel trasporto dei greggi pesanti è bene tenere a mente e conoscere il *pour point* in modo da evitare problemi di pompaggio o blocchi lungo le *pipeline*. Per fronteggiare queste difficoltà spesso si utilizzano tecniche di additivazione per ridurre la viscosità o per abbassare il punto di gelificazione, ma anche tecniche di riscaldamento del fluido.

Nel primo caso l'olio pesante può essere diluito con idrocarburi leggeri come condensati, nafta, gasolio o persino petrolio leggero. Questo riesce a ridurre la viscosità della miscela facilitandone il pompaggio e quindi il trasporto fino alla successiva raffinazione. È una tecnica ben collaudata e molto efficace, ottima per i climi freddi, anche se bisogna tenere in considerazione il costo del diluente e la necessità di separare i componenti a valle.

Un'altra tecnica, chiamata *emulsified heavy oil*, comprende la formazione di un'emulsione stabile tra il greggio pesante e l'acqua. Il processo di emulsione consiste nello scomporre l'olio pesante in piccole goccioline che si disperdono nell'acqua circostante. In questa miscela, poi,

viene aggiunto un tensioattivo che ha il ruolo di emulsionante, cioè evita che l'acqua si separi dal greggio riducendo la tensione superficiale tra i due e riducendo la viscosità complessiva. In questo modo il trasporto diventa più semplice, perché una minor viscosità porta a una minor resistenza tra gli strati di fluido e la tubazione stessa durante il trasporto.

Esiste, inoltre, l'utilizzo di *drag-reducing agents* (DRA), ovvero additivi chimici ad alta efficienza che non agiscono sulla viscosità del greggio pesante o sulla sua struttura interna, ma sono in grado di ridurre la resistenza d'attrito tra il fluido e la parete della *pipeline*. Questo permette di ridurre la turbolenza del greggio durante il suo trasporto migliorando e aumentando il flusso trasportato a parità di pressione e riducendo il consumo energetico del pompaggio. In pratica, i DRA sono polimeri lineari ad alto peso molecolare che agiscono quando il flusso tende a diventare turbolento assorbendo parte dell'energia cinetica delle fluttuazioni turbolente e smorzando, in questo modo, le vorticosità della zona centrale della tubazione in cui si generano le principali perdite di carico. Questa tecnica aumenta la capacità delle condotte e riduce i consumi energetici per il trasporto, ma, al tempo stesso, i DRA hanno un costo elevato da tenere in considerazione.

La tecnica che verrà utilizzata durante questo studio di ricerca è quella che comprende l'utilizzo del *pour point depressant* (PPD), una sostanza chimica, che si aggiunge all'idrocarburo liquido, in grado di abbassare la temperatura di *pour point* per permettere al fluido di scorrere e di essere pompato anche a temperature più basse.

Il PPD agisce sulla struttura interna del fluido: è noto, infatti, che gli oli pesanti contengono paraffine che a basse temperature cristallizzano, formando strutture reticolari cerosi che compromettono lo scorrimento del fluido. Il PPD agisce modificando e impedendo la cristallizzazione delle cere paraffiniche, oltre a disperdere i cristalli limitandone la crescita. L'olio pesante, inoltre, contiene asfalteni, grandi molecole poliaromatiche che tendono a flocculare in soluzione, ovvero a formare aggregati che inglobano altri componenti (resine e paraffine) ostruendo le *pipeline* e i sistemi di pompaggio: qui il PPD agisce stabilizzando gli asfalteni, impedendone l'aggregazione e riducendo le forze di coesione tra le molecole.

L'uso e l'efficacia di questi additivi dipende dalla composizione del greggio, infatti la loro scelta è importante perché non devono interferire con altre proprietà del fluido (lubrificazione

o stabilità chimica) e non possono essere utilizzati in contemporanea con altri additivi, emulsionanti o DRA. I PPD più utilizzati sono i copolimeri di etilene-vinil acetato (EVA), ottimi per la cristallizzazione delle cere paraffiniche, e i polimetacrilati (PMA), molto buoni per migliorare la fluidità a basse temperature. Questi additivi sono costosi e, se non diluiti, in modo ottimale perdono di efficacia; inoltre, bisogna tenere a mente che non eliminano completamente il problema perché non rimuovono il *pour point*, ma semplicemente lo abbassano di una certa quantità.

È possibile, infine, impiegare calore per ridurre la viscosità e rompere le strutture semi-solide che impediscono al fluido di scorrere. Il riscaldamento può avvenire a monte nei serbatoi di stoccaggio, oppure direttamente lungo le pipeline attraverso resistenze elettriche, tubi a vapore o tubi coibentati, azionati sia in continuo, sia attraverso cicli di riscaldamento intermittente utilizzati per minimizzare i costi energetici.

Gli idrocarburi possono essere classificati anche in base alla quantità di zolfo (S) all'interno della miscela petrolifera come:

- Dolce (*Sweet crude oil*) se $S < 0.5 \%$
- Acido (*Sour crude oil*) se $S > 0.5 \%$

È curioso sapere che l'origine del termine “dolce” deriva dal XIX secolo in cui esistevano i cosiddetti “assaggiatori di petrolio” che assaggiando i greggi a basso contenuto di zolfo lo definirono dal gusto dolciastro.

Lo zolfo è un elemento indesiderato nei processi di raffinazione e se non viene rimosso in modo adeguato può contribuire all'inquinamento atmosferico attraverso l'emissione di ossidi di zolfo (SO_x), per questo, quando è presente bisogna prevedere un processo di desolforazione nell'impianto di raffinazione. Si può dire quindi che i greggi a basso contenuto di zolfo sono quelli più pregiati e facili da raffinare oltre ad essere molto richiesti sul mercato. Al contrario, il petrolio acido è più difficile da trattare, contiene più impurità come l'idrogeno solforato (H_2S) e crea un maggior impatto ambientale. Di solito l'olio pesante contiene più zolfo di quello leggero, quindi è spesso acido.

Il petrolio può essere classificato anche attraverso criteri meno conosciuti e utilizzati. Ad esempio, l'International Energy Agency (IEA) si serve di un approccio più integrato perché considera parametri non solo strettamente fisici come il grado API, ma anche di tipo ambientale, energetico e politico, oppure l'Organization of Petroleum Exporting Countries (OPEC) che considera i greggi in base alla loro origine geografica e qualità commerciale.

Di seguito viene riportata una tabella che indica le principali riserve di olio pesante nel mondo. Esse vengono denominate con un nome specifico che le caratterizza; inoltre, ogni olio viene descritto con le relative caratteristiche riguardanti il grado API, la percentuale di zolfo e le riserve stimate. Bisogna tenere a mente, però, che tali stime possono variare a seconda delle fonti, delle fluttuazioni dei prezzi del petrolio e delle tecnologie di estrazione utilizzate.

Nome del greggio	Paese	Grado API	Zolfo	Tipo	Riserve stimate [Gbbbl]	Fonti
Orinoco Belt	Venezuela	8.5-13°	~ 3-4 %	extra-pesante e acido	200+	PDVSA, OPEC, IEA
Western Canadian Select	Canada	19-22°	~ 3.3 %	pesante e acido	170+	NRCan, IEA
Athabasca Bitumen	Canada	7-9°	~ 4-5 %	extra-pesante e acido	165+	NRCan, IEA, CAPP
Cold Lake Blend	Canada	~ 20°	~ 3.5 %	pesante e acido	35+	CAPP
Merey	Venezuela	~ 16°	~ 2.5 %	pesante e acido	30+	PDVSA, USGS
Hamaca	Venezuela	8-10°	~ 2.8 %	extra-pesante e acido	15+	PDVSA, IEA
Boscan	Venezuela	~ 10°	~ 5.4 %	extra-pesante e acido	10+	PDVSA, USGS
Bachaquero	Venezuela	11-13°	~ 2-3 %	extra-pesante e acido	5+	PDVSA, USGS

Tabella 2.1: Principali riserve globali di petrolio pesante ed extra-pesante

2.4.2 Acqua viscosizzata

Il recupero di idrocarburi dai giacimenti petroliferi prevede tecniche di estrazione complesse. Inizialmente si sfrutta la pressione naturale del giacimento per l'estrazione dell'olio più leggero, poi, quando diminuisce diventa necessario iniettare acqua o gas all'interno del giacimento stesso per mantenere alta la pressione e favorire la spinta del petrolio verso i pozzi produttivi.

Queste procedure sono definite standard, ma a volte, per mantenere alta la quota idrocarburica estratta negli impianti di produzione è necessario utilizzare delle tecniche di recupero avanzate che vengono definite EOR (*Enhanced Oil Recovery*) e che mirano ad aumentare la quantità di petrolio recuperata da un giacimento, quando le tecniche tradizionali non hanno più effetto. Nella pratica queste tecniche prevedono la reiniezione all'interno del giacimento di un ulteriore fluido, che può essere un gas, un fluido ad alta temperatura o una soluzione acquosa additivata. L'iniezione di questi fluidi permette di mantenere una certa pressione all'interno del giacimento

per rendere produttivo l'impianto petrolifero e migliorare la mobilità dell'olio verso i pozzi produttivi, aumentando il *volumetric sweep*. Oltre a questo, il fluido iniettato può abbassare la viscosità del fluido estratto, rendendolo più scorrevole.

La tecnica *chemical EOR* [11] prevede quindi l'iniezione di acqua additivata nel giacimento per migliorare la capacità del sistema di mobilitare il petrolio residuo all'interno della roccia serbatoio. Per veicolare i reagenti chimici all'interno del giacimento si utilizza una soluzione a base acquosa, perché l'acqua è un ottimo solvente e un buon mezzo di trasporto, oltre ad essere economica e facile da adoperare. Questa tecnica può dividersi in tre tipologie in base alla sostanza chimica che viene disciolta in acqua:

- *Polymer flooding*
- *Surfactant flooding*
- *Alkaline flooding*

Il *polymer flooding* [12] è la procedura più diffusa ed è quella che riguarda il presente lavoro . Essa prevede l'impiego e l'iniezione di una miscela fluida composta da acqua più polimeri idrosolubili. L'iniezione di questa soluzione polimerica nel giacimento petrolifero, in primo luogo, ha la funzione di bilanciare il volume entrante (iniettato) e uscente (estratto) dal giacimento in modo da mantenere una pressione tale da garantire l'estrazione del petrolio residuo. In secondo luogo, i polimeri aumentano la viscosità della soluzione acquosa iniettata, permettendo all'acqua di non migrare verso i pozzi di produzione e limitando la sua mobilità all'interno del giacimento.

L'aumento della viscosità del fluido iniettato ha come effetto quello di limitare il fenomeno del *channeling*, ovvero il rischio che si creino vie preferenziali per il flusso, che predilige percorsi a minor resistenza nel giacimento. In questo modo non si ha il pericolo che l'acqua bypassi l'olio. Inoltre, questa tecnica massimizza l'efficienza dello spiazzamento aumentando il *volumetric sweep*, ovvero l'efficienza con cui il fluido iniettato mobilita il petrolio verso i pozzi produttivi. Di conseguenza, aumenta l'olio prodotto e si riduce quello residuo (si produce più petrolio per un dato volume d'acqua iniettato).

I polimeri utilizzati per questa tecnica sono idrosolubili a catena lunga e devono essere progettati per aumentare la viscosità dell'acqua senza compromettere la compatibilità chimica con il giacimento. Sono costosi e possono essere in polvere o liquidi, ma anche sintetici o naturali. Di solito vengono disciolti in acqua tramite impianti di miscelazione posti in superficie, prima di essere iniettati attraverso pozzi dedicati. Durante questo procedimento bisogna tenere in considerazione alcuni parametri fisici del giacimento come pH, salinità, temperatura o pressione, per evitare la degradazione chimica che possono subire i polimeri durante l'iniezione. Inoltre, può capitare che ci sia incompatibilità con le rocce presenti nel giacimento a causa di alcuni fenomeni che si possono verificare come l'adsorbimento o l'intasamento dei pori.

L'acqua viscosizzata con l'uso di questi polimeri, quindi, aumenta di viscosità e contemporaneamente assume un comportamento non-newtoniano. La sua reologia sarà oggetto di questo studio, dove verrà analizzata per concentrazioni differenti di polimeri disciolti.

I polimeri disciolti in acqua utilizzati nella tecnica *polymer flooding* possono essere di tre tipologie:

- Poliacrilamide (PAM)
- Poliacrilamide parzialmente idrolizzata (HPAM)
- Biopolimero

Il PAM è un polimero sintetico idrosolubile che ha una struttura a catena lineare costituita da monomeri di acrilammide, la sua formula base è $(C_3H_5NO)_n$ e tipicamente è venduto in polvere. Anche a basse concentrazioni è in grado di aumentare di molto la viscosità dell'acqua; inoltre, è economico e facilmente disponibile sul mercato. Il PMA è sensibile alla salinità dell'acqua perché la presenza di ioni Ca^{2+} e Mg^{2+} riduce l'efficacia del polimero che, invece, ha un buon comportamento reologico a bassa salinità. Un aspetto da considerare quando lo si utilizza è che, una volta iniettato nel giacimento, è soggetto a degradazione termica, perché perde efficienza sopra i 70-80°C, e a degradazione meccanica, perché la sua struttura può rompersi a causa dell'elevato sforzo di taglio durante il pompaggio.

Il HPAM è una versione modificata e più stabile del PAM in cui parte dei gruppi ammidici (RCONH_2) viene trasformata in gruppi carbossilici ($-\text{COOH}$) attraverso idrolisi. Questa variazione aumenta la carica negativa del polimero, migliorandone le proprietà in ambiente salino. Il HPAM è, quindi, più tollerante alla salinità rispetto al PAM, anche se rimane sensibile agli ioni Ca^{2+} e Mg^{2+} ; inoltre, è adatto a condizioni di temperatura più elevate (fino a 90°C) e questo lo rende più stabile a lungo termine nei giacimenti; la degradazione termica si ha solo sopra i 100°C . Questo polimero è considerato lo standard industriale, quindi quello maggiormente utilizzato per le tecniche di *polymer flooding*, ma quando viene iniettato nel giacimento bisogna tenere in considerazione il rischio della perdita di efficienza a causa del possibile effetto di adsorbimento nei pori della roccia.

Il biopolimero, infine, è un polimero naturale che viene prodotto da batteri, alghe o piante. È ottimo in condizioni estreme dove i polimeri sintetici falliscono, in quanto ha una elevatissima stabilità termica e salina e una miglior tolleranza verso i batteri naturali del giacimento. A differenza di quelli sintetici, i biopolimeri sono biodegradabili, quindi più accettati a livello ambientale, anche se ancora in fase di sviluppo industriale. Sono più costosi dei polimeri sintetici e possono avere problemi di filtrazione all'interno del *reservoir*, inoltre, sono più difficili da gestire nei sistemi di preparazione e di pompaggio.

In Tabella 2.2 vengono riassunte in breve le differenze principali tra i polimeri usati per il *polymer flooding*.

	PAM	HPAM	Biopolimeri
Origine	sintetica	sintetica	naturale
Viscosità	alta	molto alta	alta
Tolleranza alla salinità	bassa	media	alta
Tolleranza al calore	bassa	media	alta
Stabilità chimica	media	buona	ottima
Costo	basso	medio	alto

Tabella 2.2: Principali differenze tra PAM, HPAM e biopolimeri

Tra le altre tecniche *chemical EOR* si ha il *surfactant flooding* che consiste nell'iniettare tensioattivi per ridurre la tensione interfacciale tra olio e acqua in modo da liberare il petrolio intrappolato tra i pori della roccia, riducendo la capillarità e aumentando la mobilità dell'olio

residuo. Queste sostanze sono meno comuni perché molto costose e più sensibili alle condizioni del giacimento (es. salinità, temperatura, pressione).

L'*alkaline flooding*, invece, inietta nel giacimento soluzioni alcaline (es $NaOH$, Na_2CO_3) che reagiscono con gli acidi organici presenti nel petrolio per produrre tensioattivi direttamente in situ. Le funzioni sono le stesse della tecnica *surfactant flooding*, perché il fluido iniettato riduce la tensione interfacciale tra olio e acqua aumentando la mobilità del petrolio. Tuttavia, questa tecnica pone molti problemi di compatibilità geochimica e può portare alla formazione di incrostazioni o corrosione, e per ciò è raramente utilizzata.

A volte è possibile combinare tutte tre le sostanze chimiche in un'unica soluzione acquosa per ottenere un effetto sinergico, questa pratica viene chiamata *ASP flooding* (*Alkaline-Surfactant-Polymer*) ed è tanto efficace quanto complessa da gestire, e per questo spesso viene studiata prima in impianti pilota.

Per concludere, le tecniche EOR sono quelle tecniche terziarie che vanno in soccorso alle riserve petrolifere considerate ormai esaurite. Tra queste, il *polymer flooding* è un metodo molto diffuso, specialmente in Cina, paese considerato leader mondiale fin dagli anni 2000. Questa tecnica ha infatti aumentato il recupero petrolifero in molti impianti cinesi esistenti: basti pensare che nel giacimento petrolifero Daqing nella Manciuria settentrionale, il tasso di recupero è aumentato di circa il 22.3% rispetto all'uso delle tecniche di estrazione tradizionali. La Cina, inoltre, è esperta anche di tecnologie miste come il *ASP flooding* ed è un ottimo produttore di HPAM sul mercato globale.

L'uso di *polymer flooding* è stato studiato anche in Argentina (Golfo San Jorge) e in India (Rajasthan) nel giacimento Mangala dove l'iniezione di polimeri ha migliorato in modo significativo il recupero di olio medio e pesante. In altri paesi, come la Colombia, si studiano impianti pilota di tipo *ASP flooding* dove si combinano polimeri HPAM con biopolimeri per cercare di migliorare la mobilità di oli pesanti.

2.4.3 FORSU

Per FORSU (*Frazione Organica del Rifiuto Solido Urbano*) si intende il materiale organico proveniente dalla raccolta differenziata, ovvero gli scarti alimentari provenienti da rifiuti

domestici e commerciali, ma anche residui vegetali da sfalci e potature leggere e, in piccola parte, da carta compostabile. Essi costituiscono circa il 30-40% in peso del totale dei rifiuti solidi urbani. [13]

Il CIC (*Consorzio Italiano Compostatori*) fornisce una stima della composizione in peso secco della FORSU ripartendo le percentuali come segue:

- 70-80% scarti alimentari (avanzi di cibo, alimenti scaduti, ecc.).
- 10-20% residui vegetali da giardinaggio leggero (sfalci d'erba, rami, fogliame, ecc.).
- < 10% carta compostabile e piccoli contaminati organici (carta assorbente da cucina, tovaglioli, filtri di caffè, ecc.).

Su base umida però, gli scarti alimentari possono arrivare fino al 90% grazie all'elevato contenuto d'acqua.

Secondo il *Rapporto Rifiuti Urbani 2024* di ISPRA [14], la frazione organica rappresenta il 38.3% dei rifiuti differenziati e ha raggiunto i 7.5 Mt nel 2023. ISPRA, inoltre classifica la frazione organica come mostrato in Figura 2.12 da cui si evince che la FORSU sia composta principalmente da scarti alimentari e residui vegetali.

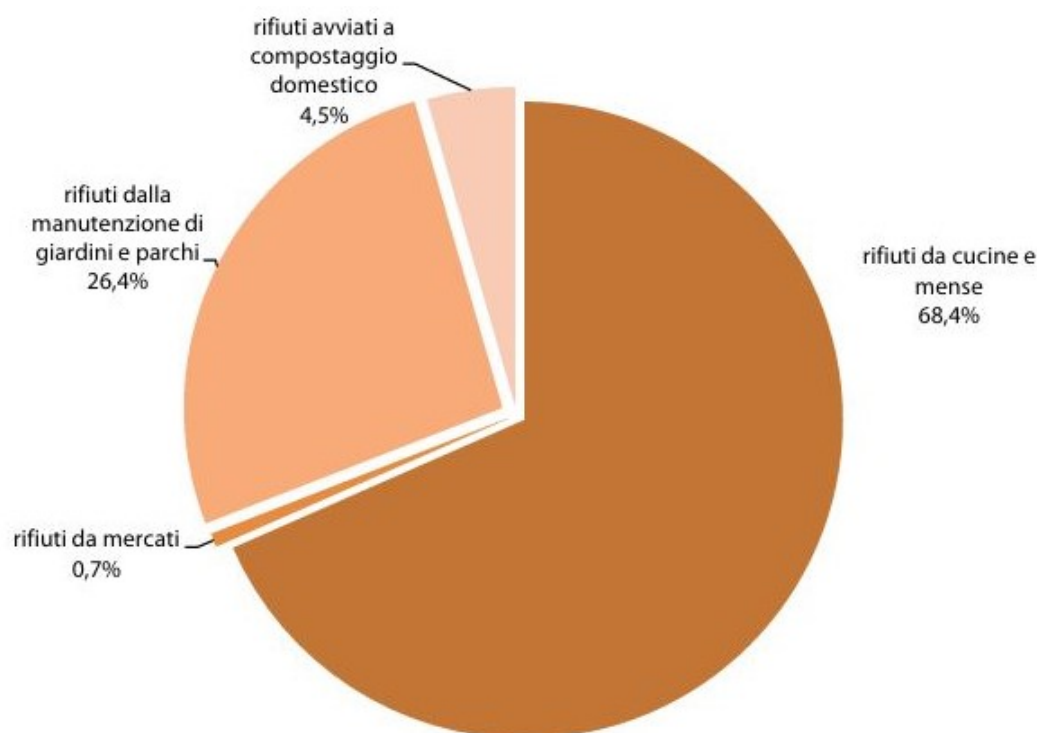


Figura 2.12: Ripartizione della raccolta differenziata nazionale della frazione organica, anno 2023 (fonte ISPRA, Rapporto Rifiuti Urbani 2024)

In ambito impiantistico e operativo, quando si parla di FORSU, la si considera in due modi:

- FORSU, che riguarda solo rifiuti alimentari e assimilabili.
- FORSU + verde, che include anche sfalci, potature leggere triturate e fogliame.

La strategia adottata dal SIGR (*Sistema Integrato di Gestione dei Rifiuti*) per il trattamento del rifiuto organico è quella di sfruttarlo al meglio, limitando il suo impatto ambientale e l'inquinamento legato allo smaltimento dei rifiuti, favorendo così il concetto di economia circolare per il riutilizzo dei materiali. Il D.Lgs. 152/2006 [15], infatti promuove la gestione sostenibile del rifiuto organico attraverso alcuni trattamenti biologici in grado di sfruttare la natura biodegradabile della FORSU.

Tra questi trattamenti vi è il compostaggio, un processo aerobico che sfrutta l'attività di microrganismi (muffe, batteri e funghi) per degradare la componente organica presente nel rifiuto e convertirla in compost, un nuovo materiale ricco di sostanze nutritive che viene utilizzato come fertilizzante o ammendante per il suolo agricolo.

La digestione anaerobica, invece, è un processo che sfrutta la biodegradabilità della FORSU. Essa costituisce un trattamento specifico in cui, grazie all'azione di microrganismi, si ottengono due prodotti: biogas e digestato. Il biogas, composto principalmente da metano (50-70% di CH_4) e anidride carbonica (30-50% di CO_2), può essere utilizzato per produrre energia elettrica e termica tramite cogenerazione, mentre il digestato è un materiale molto simile al compost che, dopo essere stato ulteriormente trattato, può essere sfruttato come ammendante o fertilizzante agricolo.

Tuttavia, questi due processi biologici possono essere abbinati sfruttando la frazione organica in un trattamento integrato, combinando compostaggio aerobico e digestione anaerobica.

Si osserva in Figura 2.13 come, dai dati ISPRA 2023, sia stato suddiviso lo sfruttamento della frazione organica da raccolta differenziata.

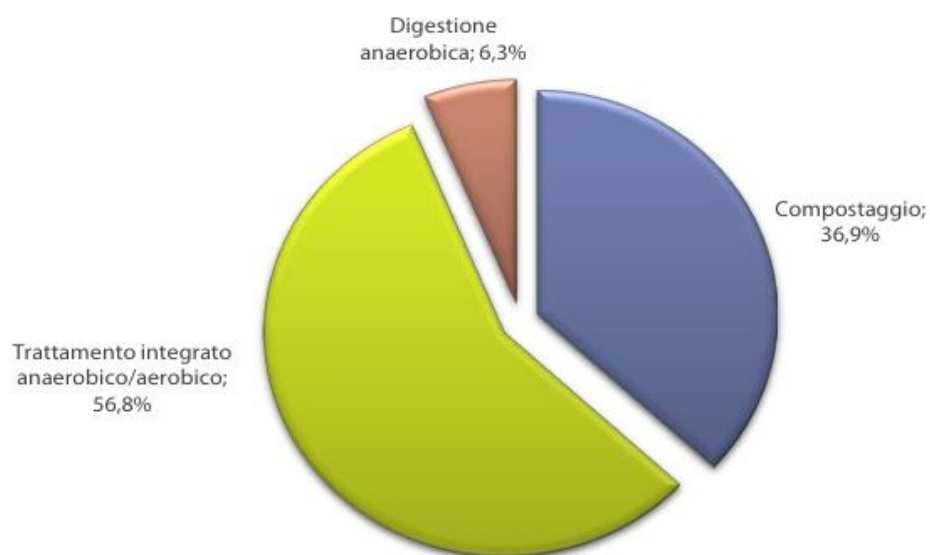


Figura 2.13: Trattamento biologico della frazione organica da raccolta differenziata, anno 2023 (fonte ISPRA, Rapporto Rifiuti Urbani 2024)

Può capitare, inoltre, che la FORSU debba essere trasferita nei termovalorizzatori o conferita in discarica. Questo avviene molto raramente e solo quando non è stata differenziata correttamente o contiene materiale contaminante per il trattamento biologico (plastica, vetro, metalli, ecc.).

La FORSU, una volta arrivata nei centri di raccolta, subisce dei pretrattamenti prima di essere mandata a processo biologico. Tra questi, il primo è la rimozione, dove possibile, delle impurità e dei materiali non compostabili che finiscono erroneamente nell'organico. Questo avviene tramite vagliature, soffiatori o deferrizzatori in grado di rimuovere corpi estranei grossolani (vetro), frazioni più leggere (plastiche sottili, tessuti) e materiali metallici, permettendo di ottenere un composto uniforme senza contaminanti o materiali che potrebbero danneggiare gli impianti che seguono a valle e ottimizzando i processi biologici successivi.

Successivamente, la frazione organica viene mandata a triturazione dove lame rotanti frantumano il materiale in modo da ridurre la pezzatura e aumentare la superficie specifica, ovvero la superficie di contatto tra microrganismi e substrato, così da migliorare la rapidità di decomposizione della materia organica nella successiva fase biologica. Questo pretrattamento aiuta a evitare la presenza nel fluido di particelle troppo grandi, che potrebbero causare problemi durante il suo trasporto.

Compostaggio e degradazione anaerobica hanno una propria pezzatura ottimale da cui dipende la buona riuscita del prodotto finale. Solitamente il processo aerobico ha bisogno di dimensioni più grossolane (2-5 cm), mentre il processo anaerobico ha bisogno di una miscela più fine (≤ 1 cm).

L'ultimo pretrattamento che la FORSU subisce è la miscelazione. Qui la presenza di agitatori meccanici o coclee permette di omogeneizzare il fluido, unendolo ad altri co-substrati in quantità e modalità che dipendono dal processo biologico successivo. In genere, se la FORSU è destinata al compostaggio, in fase di miscelazione viene aggiunta della frazione verde, mentre per la digestione anaerobica il fluido viene miscelato in vasca con acqua o fanghi di depurazione. Queste aggiunte si fanno per ricavare una quantità di umidità in peso ottimale per il processo biologico.

Come visto precedentemente, la FORSU è composta in percentuale maggiore da scarti alimentari che hanno un'umidità pari a 75-85% p/p, mentre la frazione verde, con residui di potature e carta compostabile, ha un'umidità del 45-60% p/p. Affinché il compostaggio avvenga con successo, il fluido in ingresso deve avere un'umidità in peso del 50-60% p/p. Ciò si ottiene grazie all'aggiunta di materiale lignocellulosico (frazione verde), che permette di assorbire

l'umidità, aumentare la porosità e riequilibrare il rapporto C/N del fluido. Per questo motivo, solitamente, non è necessaria l'aggiunta di acqua nella miscela destinata ad un processo aerobico, a meno che sia presente troppa frazione verde o il clima sia eccessivamente torrido.

Nella digestione anaerobica, invece, il fluido viene miscelato in vasca con acqua o fanghi di depurazione perché, prima del processo, l'umidità deve raggiungere valori molto alti, intorno al 70-85% p/p. Di conseguenza, quando la FORSU è destinata a questo trattamento, non viene aggiunta nessuna frazione verde.

L'umidità, inoltre, è un parametro che influisce sul potere calorifico (PCI), fondamentale per valutare il potenziale energetico di un materiale nei processi di combustione diretta come la termovalorizzazione o nella stima dell'energia recuperabile dai processi di produzione del biogas. La FORSU, però ha un PCI tal quale molto basso a causa dell'elevata presenza di acqua (1.5-3.5 MJ/kg), mentre nel secco i valori si alzano (14-18 MJ/kg). Questo fa in modo che il fluido venga mandato ai termovalorizzatori molto raramente e solo quando non ci sono altre alternative.

Si può dire che la triturazione e la miscelazione aiutano il trasporto in *pipeline* rendendolo più sicuro ed efficiente. La triturazione, infatti, rendere il fluido più omogeneo e uniforme, con pezzatura più fine: questo porta ad avere meno attrito tra le pareti della tubazione quando il fluido viene trasportato e si evitano intasamenti dovuti a frammenti grossolani che possono occludere le valvole o bloccare le pompe, favorendo un flusso continuo. La miscelazione, invece, aiuta a fluidificare la miscela, rendendo più facile il pompaggio e stabilizza il materiale ottimizzando la decomposizione biologica a valle.

Un aspetto importante che influisce sulla densità, viscosità e fluidità della FORSU è il contenuto di ST (Solidi Totali), che rappresenta la quantità di materia solida (organica e inorganica) presente in un campione di fluido espresso in percentuale sul peso totale. Da esso dipende la trasportabilità della miscela fluida.

I ST, infatti, comprendono sia la sostanza organica biodegradabile che i solidi inerti presenti nella FORSU, perciò maggiore è la percentuale presente e più difficile è il trasporto in *pipeline*, perché il fluido diventa più pastoso e semisolido. In genere, la FORSU destinata ai processi di compostaggio ha una quantità di ST maggiore (> 25-30%), mentre se destinata a digestione

anaerobica richiede valori più bassi (< 10-15%) ed è, quindi, più facile da spostare da un comparto all'altro perché maggiormente diluita.

La sostanza organica biodegradabile presente nei ST viene definita SV (Solidi Volatili) e rappresenta la parte facilmente degradabile biologicamente. Essendo la FORSU una sostanza altamente biodegradabile, si può intuire che in essa la percentuale di SV è molto alta, con valori che arrivano fino all'80-95% e oltre.

Durante il trasporto in *pipeline*, si tiene conto anche di un'altra caratteristica fisica, la densità. Solitamente, la densità tal quale della FORSU è elevata grazie all'alto contenuto di umidità e alla presenza di residui alimentari. In genere i valori si aggirano a 400-600 kg/m³, ma quando la miscela è particolarmente compatta e umida può arrivare anche a 1000-1150 kg/m³.

Per concludere, dal punto di vista della composizione chimica, la FORSU è ricca di carbonio (40-50%), mentre è costituita, in quantità minori, da idrogeno (5-7%), azoto (1.5-3%), zolfo, potassio e fosforo.

Di seguito si riassumono le proprietà generali della FORSU, sottolineando il fatto che le caratteristiche fisiche e chimiche possono variare a seconda dell'origine geografica, del periodo dell'anno e delle normative locali riguardanti la raccolta differenziata.

Parametri	Compostaggio	Digestione anaerobica
Frazione Verde	Presente	Non presente
Granulometria	20-50 mm	0.5-10 mm
Umidità	50-60% p/p	70-85% p/p
Densità	400-600 kg/m ³	1000-1150 kg/m ³
ST	> 25-30%	< 10-15%
SV	80-95%	80-95%

Tabella 2.3: Caratteristiche generali della FORSU in funzione del trattamento biologico

3 Metodo di calcolo

Per l'analisi del trasporto in *pipeline* sono stati utilizzati due software di calcolo numerico avanzato molto comuni nell'industria dell'Oil&Gas, ciascuno dei quali tratta aspetti differenti:

- PVTsim si occupa della caratterizzazione dei fluidi.
- OLGA si occupa della simulazione fluidodinamica di fluidi mono e multifase.

Di seguito si analizzano più nel dettaglio i due programmi.

3.1 Software PVTsim

PVTsim (*Pressure-Volume-Temperature Simulation*) è un simulatore termodinamico che permette la caratterizzazione dei fluidi mono e multifase, consentendo di prevedere il loro comportamento sia in condizioni di giacimento, sia in condizioni particolari di pressione e temperatura. È quindi un programma di modellazione avanzata che utilizza un metodo basato sulla termodinamica classica in cui si applicano equazioni di stato calibrate (EoS) per ciascun fluido analizzato. [16]

Il software viene utilizzato principalmente nell'industria petrolifera per la simulazione dei processi di produzione di idrocarburi. In particolare, nel settore Flow Assurance è uno strumento utile per prevedere e gestire problemi legati al comportamento dei fluidi durante il loro trasporto e la fase di produzione petrolifera, al fine di garantire un flusso continuo ed efficiente. Per poter fare questo, il programma cerca di anticipare e mitigare problemi di produzione legati agli idrocarburi come la precipitazione di solidi (cere, asfalteni e idrati) che possono depositarsi nelle tubazioni, nei pozzi e nelle apparecchiature di processo, causando blocchi, riduzioni del flusso e danni alle infrastrutture. In ambito petrolifero, inoltre, PVTsim è in grado di ottimizzare processi di separazione dei fluidi multifase (gas-olio-acqua) per migliorare le condizioni operative e massimizzare l'efficienza della separazione riducendo al minimo la formazione di emulsioni o schiume.

Quando si analizza un fluido, PVTsim tiene conto della sua composizione chimica e di come questa cambi in funzione di pressione e temperatura. Se il fluido analizzato è un idrocarburo (come nel caso dell'olio pesante), si definisce un campione specificando i suoi componenti e

pseudocomponenti in modo che, al variare di alcune condizioni, si possa verificare come ciascun componente si modifichi. Se il fluido è multifase, è possibile studiare le proprietà termodinamiche (densità, viscosità, tensione superficiale, ecc.) di ogni singola fase e in quali condizioni di pressione e temperatura esiste la singola fase: liquido (olio o acqua) o gas. [17]

Questo programma, inoltre, permette di definire il diagramma di fase del fluido analizzato, un grafico che lega due o più coordinate termodinamiche (solitamente pressione e temperatura), e di stabilire in che fase si trovi il fluido in certe condizioni di pressione e temperatura.

Per questa tesi, PVTsim è stato utilizzato principalmente per creare file di input da integrare in simulatori di calcolo numerici come OLGA. Si è creato, infatti un file per ciascun fluido analizzato in grado di fornire dati di input accurati sulle proprietà dei fluidi (densità, viscosità, tensione interfacciale, ecc.) in modo da poter simulare il loro comportamento durante il trasporto in *pipeline* tenendo conto degli effetti di pressione e temperatura. Per quanto riguarda i valori di viscosità di ciascun fluido studiato, però, i valori calcolati da PVTsim sono stati sostituiti con quelli stimati da OLGA, come spiegato nel seguito.

3.2 Software OLGA

OLGA (*Oil and Gas Simulator*) è un software di simulazione fluidodinamica multifase avanzata, monodimensionale, usato principalmente nell'ambito dell'Oil&Gas, per modellare il comportamento dinamico dei flussi di fluidi mono e multifase all'interno di *pipeline* nei sistemi di trasporto per la produzione di petrolio. [18]

È un programma in grado non solo di simulare flussi stazionari (*steady state*) all'interno di condotte, ma anche comportamenti di tipo transitorio (*transient state*) in cui le proprietà del fluido (velocità, pressione, temperatura, ecc.) variano nel tempo in un dato punto. Lo studio del trasporto dinamico dei fluidi permette, inoltre, di definire quando si passa da un regime laminare a uno turbolento e viceversa.

Nell'industria petrolifera, OLGA aiuta ad analizzare alcune particolari attività che vengono svolte durante il sistema di trasporto dei fluidi, come, ad esempio, la pianificazione di avvii (*start up*) o arresti (*shut down*) del sistema e operazioni di pigging, oltre a prevedere e mitigare alcuni problemi operativi che si possono verificare come la formazione di cere, idrati, emulsioni

e slugging. Questo software, quindi, è uno strumento utile ad identificare le condizioni operative ottimali per la produzione petrolifera e non solo.

OLGA è un simulatore di tipo semi-CFD (*Computational Fluid Dynamics*) perché non utilizza un metodo CFD tradizionale 3D, ma si basa su una simulazione puramente unidimensionale che fa uso di una discretizzazione spaziale Δx lungo la lunghezza del condotto. Il software suddivide la condotta in una rete di segmenti o celle (*control volumes*), disposti in sequenza lungo il sistema, che possono avere lunghezze diverse senza limitazioni (lunghezze più fitte per una *mesh* più densa) con l'unica eccezione di mantenere i rapporti di lunghezza tra ogni segmento adiacente compresi tra 0.5 e 2:

$$0.5 \leq \frac{\Delta x_i}{\Delta x_{i+1}} \leq 2 \quad (3.1)$$

Per l'integrazione temporale, OLGA applica il criterio CFL (*Courant Friedrich Levy*) che permette di ottenere una condizione di stabilità numerica per la risoluzione di equazioni differenziali iperboliche che governano la dinamica dei fluidi, come le equazioni di conservazione della massa, della quantità di moto e dell'energia. È presente, infatti, un controllo automatico del passo temporale Δt che garantisce che la propagazione numerica delle quantità trasportate dal fluido non violi il vincolo posto dalla velocità fisica di propagazione, ovvero non "viaggi" più velocemente attraverso un segmento della *mesh* di quanto possibile in base alle condizioni del moto.

Nel caso 1D di OLGA e considerando un fluido monofase, il criterio CFL si esprime come:

$$Co = \frac{v \cdot \Delta t}{\Delta x} \quad (3.2)$$

dove:

- Co è il numero adimensionale di Courant che rappresenta il rapporto tra la distanza percorsa dall'informazione fisica in un passo temporale Δt per la dimensione del segmento Δx .
- v è la velocità di convezione fisica nel sistema.
- Δt è il passo temporale utilizzato nella simulazione.

- Δx è la dimensione spaziale del segmento i -esimo.

Il valore del numero di Courant dipende dal tipo di equazioni differenziali da risolvere e dal metodo utilizzato:

- Per metodi espliciti la soluzione numerica diverge per $Co \leq 1$.
- Per metodi impliciti $Co > 1$, anche se un valore troppo elevato riduce l'accuratezza della soluzione.

In pratica, OLGA adatta automaticamente il passo temporale Δt per garantire la stabilità numerica e, nel caso in cui il fluido utilizzato sia multifase, il numero di Courant viene calcolato localmente per ogni cella basandosi sulla velocità della fase più veloce (tipicamente il gas).

Il software risulta essere particolarmente adatto alla simulazione di transitori di flussi di massa piuttosto lenti, utile quando si studiano lunghe linee di trasporto dove tempi di simulazione possono andare da ore a diversi giorni, e talvolta anni. Ma è ottimo anche per transitori rapidi come il colpo d'ariete o le sovrappressioni in generale.

Le variabili di stato come pressione, temperatura o velocità vengono considerate uniformi all'interno della cella della *mesh*, quindi vengono assegnate al centro del volume di controllo, mentre i flussi uscenti ed entranti vengono calcolati tra l'interfaccia di una cella e la sua adiacente. Per ogni cella, infatti, si risolvono le equazioni di conservazione della massa (2.9), della quantità di moto (2.15) e dell'energia (2.37).

OLGA si serve di un modello a tre fluidi in cui vengono applicate equazioni di continuità e di bilancio della quantità di moto separate per gas, olio e acqua, mentre l'equazione dell'energia è unica perché nella miscela si assumono tutte le fasi alla stessa temperatura.

Il programma, quindi, risolve sette equazioni di conservazione secondo uno schema di soluzione sequenziale: tre per la massa, tre per la quantità di moto e una per l'energia. Ciò, però, non è sufficiente a chiudere il sistema di equazioni differenziali e per questo motivo OLGA introduce un'equazione di stato per la pressione, ovvero un'equazione in grado di legare le variabili termodinamiche in gioco, usando modelli semplificati o empirici oppure servendosi di software esterni come nel caso del software PVTsim usato in questa tesi.

In OLGA alcune proprietà fisiche, come densità e velocità della miscela, vengono calcolate dal software in modo separato per ogni fase (gas e liquida), mentre altre, come pressione e temperatura, sono considerate uniche per tutte le fasi, assumendo un equilibrio locale dal punto di vista termodinamico: questo garantisce una certa semplificazione del modello multifase unidimensionale.

Come già specificato, OLGA dispone di cinque modelli reologici per lo studio del comportamento newtoniano e non-newtoniano dei fluidi trasportati, ciascuno caratterizzato da una relazione tra sforzo di taglio (*shear stress*) e velocità di taglio (*shear rate*). Questi modelli sono stati già trattati in precedenza e vengono riassunti in Tabella 3.1.

Modello reologico	Equazione
Newtoniano	$\tau = \mu\dot{\gamma}$
Power Law	$\tau = K\dot{\gamma}^n$
Bingham	$\tau = \tau_0 + \mu_p\dot{\gamma}$
Herschel–Bulkley	$\tau = \tau_0 + K\dot{\gamma}^n$
Robertson-Stiff	$\tau = A (\dot{\gamma} + C)^B$

Tabella 3.1: Modelli reologici presenti in OLGA

4 Casi studio

4.1 Considerazioni generali

Per questa tesi è stato scelto un dominio di calcolo simile per i tre fluidi che comprende una tubazione cilindrica composta da un unico strato in *carbon steel* (acciaio al carbonio), una lega metallica costituita principalmente da ferro e carbonio, le cui caratteristiche vengono descritte in seguito:

Materiale	Calore specifico [J/kg · °C]	Conducibilità termica [W/m · K]	Densità [kg/m ³]
Carbon steel	470	45	7850

Tabella 4.1: Proprietà del carbon steel

La tubazione è stata considerata immersa in acqua marina che si trova in movimento con una velocità costante di 1 m/s. Questo è stato fatto per avere un coefficiente di scambio termico (trasmissione termica) maggiore, in modo da facilitare lo scambio di calore tra la superficie esterna della tubazione e l'acqua marina evitando eventuali accumuli di calore lungo la *pipeline* che possono compromettere il trasporto dei fluidi.

Generalmente, il coefficiente di scambio termico dipende sia dalla velocità del fluido esterno (acqua in questo caso), che dalle sue proprietà fisiche come densità e viscosità. Di seguito vengono descritte le caratteristiche che sono state utilizzate di default da OLGA per l'acqua marina:

Materiale	Calore specifico [J/kg · K]	Conducibilità termica [W/m · K]	Densità [kg/m ³]	Velocità [m/s]	Viscosità [N · s/m ²]
Acqua	3978	0.587	1028.4	1	1.40x10 ⁻³

Tabella 4.2: Proprietà dell'acqua marina

Nei casi che sono stati analizzati, la temperatura dell'acqua esterna viene definita uguale alla temperatura del fluido trasportato.

Per ogni caso analizzato è stata considerata una scabrezza assoluta di 0.4 mm in modo da avere una tubazione in acciaio parzialmente usurata, mentre lo spessore è fissato a 9 mm.

Nei modelli di OLGA, inoltre, è implicita la condizione *no-slip* nel quale si assume che la velocità del fluido trasportato, in prossimità della parete, sia uguale alla velocità della superficie stessa, quindi, considerando una tubazione ferma, la velocità del fluido sulla parete è nulla.

Questa condizione tiene conto degli effetti di attrito tra fluido-parete permettendo la formazione di un gradiente di velocità tra parete e centro della tubazione che genera forze di taglio interne al fluido causate dal fatto di avere strati adiacenti a velocità diverse, infatti maggiore è il gradiente di velocità e maggiore saranno le forze di taglio generate. Inoltre, se la viscosità del fluido in movimento è elevata, come nel caso dei fluidi non-newtoniani, significa che gli strati adiacenti del fluido oppongono maggior resistenza e per superarla mantenendo il flusso viene richiesta una quantità maggiore di energia che si manifesta con una caduta di pressione tra ingresso e uscita della *pipeline*. Per questo motivo una viscosità elevata comporta una maggiore perdita di carico lungo la tubazione.

La condizione *no-slip* è sicuramente valida per il trasporto di fluidi newtoniani, ma viene spesso assunta anche nei casi non-newtoniani.

Per i tre casi studiati, la tubazione è stata definita come un'unica condotta rettilinea avente un dislivello tra ingresso e uscita pari a 1 m. Inoltre, nella parte iniziale della *pipeline* si trova un nodo di tipo chiuso che viene combinato con una sorgente di massa nella quale si definisce la portata massica o volumetrica in ingresso alla tubazione, diversa per ogni fluido analizzato. Mentre nella parte finale della *pipeline* è stato inserito un nodo di pressione in cui viene definita una pressione d'uscita pari a 15 bar. Tuttavia, si deve notare che questo valore assunto come condizione al contorno non ha un impatto significativo sul modello di flusso poiché i fluidi sono stati considerati monofase e le velocità, così come le perdite di pressione, non dipendono dalla pressione di uscita della condotta: esso tuttavia garantisce che non siano presenti nella condotta tratti di moto in depressione. Di seguito si riporta uno schema generale della tubazione appena descritta, tratto dall'interfaccia grafica di OLGA:

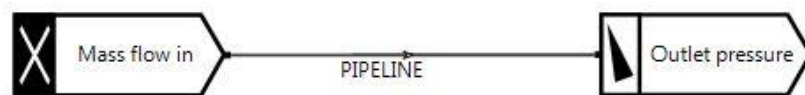


Figura 4.1: Schema generale pipeline (fonte OLGA 2016 User manual, Version 2016.2)

La tubazione così definita è stata suddivisa in segmenti (celle di calcolo) uguali lunghi ciascuno 10 m ed è stata considerata una lunghezza della linea di 2 km. Considerando il dislivello di 1 m e la lunghezza della *pipeline*, l'inclinazione (pendenza) della tubazione è pari a $i = 0.1 \%$.

Di seguito si osserva un grafico che rappresenta la geometria della *pipeline* appena definita:

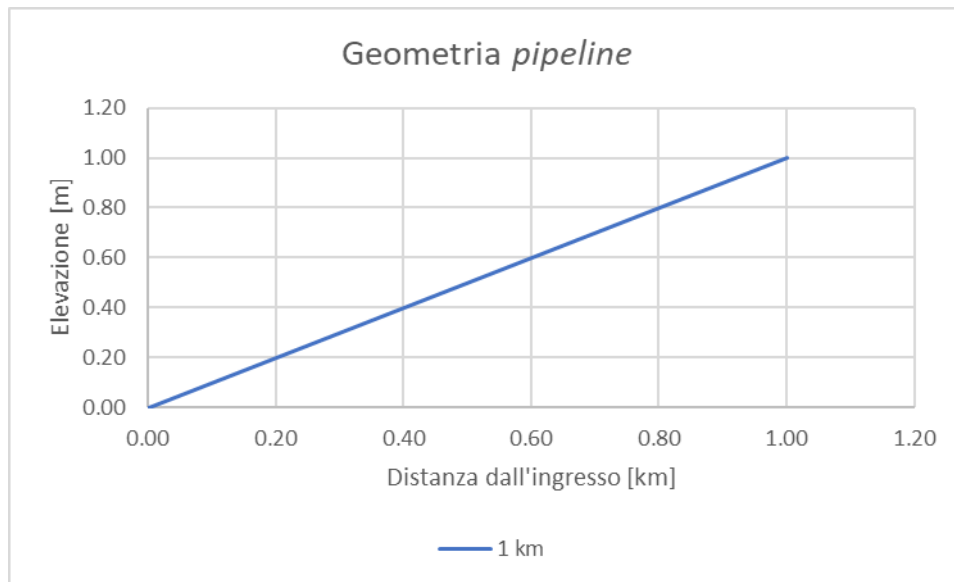


Figura 4.2: Geometria pipeline

Le analisi sono state svolte per quattro differenti diametri interni alla *pipeline*:

- 5 in
- 6 in
- 7 in
- 8 in

Mentre il caso base preso in considerazione per tutti e tre i fluidi analizzati è stato quello caratterizzato da una *pipeline* di diametro interno di 6 in.

4.2 Caso studio 1: Olio pesante

L'olio pesante che è stato utilizzato per questo studio ha dei valori di pozzo che comprendono un *pour point* di circa 30 °C: ciò significa che è necessario mantenere temperature molto elevate

affinché si riesca a trasportare il fluido. Questo ha portato ad analizzare il trasporto di questo fluido in due modalità:

- Olio pesante grezzo.
- Olio pesante con l'aggiunta di un PPD.

Quest'ultima modalità è stata considerata aggiungendo all'olio una quantità di 2000 ppm di PPD che permette di abbassare la temperatura di *pour point* fino a circa 12 °C.

In entrambe le situazioni è stata inserita una sorgente di massa nella parte iniziale della *pipeline* in cui si definisce la portata volumetrica in ingresso alla tubazione pari a 15000 STB/d.

Conoscendo la portata e i diversi diametri della *pipeline*, di seguito vengono definite le velocità del fluido quando si trova a pieno regime stazionario.

Q		d		v
[STB/d]	[m ³ /s]	[in]	[m]	[m/s]
15000	0.028	5	0.127	2.18
15000	0.028	6	0.152	1.51
15000	0.028	7	0.178	1.11
15000	0.028	8	0.203	0.85

Tabella 4.3: Velocità del fluido per ogni diametro della pipeline

4.2.1 Proprietà reologiche

L'olio grezzo utilizzato è caratterizzato dalle proprietà riassunte in Tabella 4.4.

Parametri	Valori	u.m.
Densità (60 °F)	851.5	kg/m ³
Gravità specifica	0.8523	-
Grado API (60 °F)	34.52	°
Viscosità cinematica (120 °F)	7.76	mm ² /s
Asfaltene	0.9	%
Pour point	36	°C

Tabella 4.4: Proprietà olio grezzo

In un laboratorio esterno è stato utilizzato un reometro per misurare le proprietà reologiche del fluido, sia in condizioni grezze, sia con l'aggiunta del PPD.

Per fare questo, è stata definita una velocità angolare, in giri/secondo (RPM), con cui si fa ruotare il rotore del reometro. A questa velocità è associato un certo *shear rate* e, di conseguenza, lo strumento misura il valore di *shear stress* e, attraverso la formula (2,47), il valore di viscosità corrispondente. Questo metodo è stato usato per l'olio pesante considerando differenti velocità angolari, quindi differenti *shear rate*, e misurando ogni volta i corrispettivi valori di viscosità. Ciò è stato fatto per diverse temperature: 10 °C, 20 °C, 30 °C e 40 °C.

È curioso notare che i valori di *shear stress* dell'olio senza PPD sono molto più alti rispetto a quelli dell'olio con il PPD. Inoltre, si nota anche che con l'aumento della temperatura, la viscosità diminuisce.

Di seguito i risultati ottenuti da laboratorio:

Temperatura [°C]			Olio pesante		Olio pesante + 2000 ppm di PPD	
	Shear rate		Viscosità [mPa · s]	Shear Stress [Pa]	Viscosità [mPa · s]	Shear Stress [Pa]
	[1/s]	[RPM]				
10	3	2.10	116659	349.98	1869	5.61
	5	3.50	44496	222.48	945	4.73
	10	6.99	14196	141.96	605	6.05
	20	13.98	6395	127.89	449	8.99
	30	20.97	4573	137.19	380	11.39
	50	34.96	3119	155.96	308	15.40
	70	48.94	2564	179.49	270	18.90
	100	69.91	2135	213.53	231	23.10
20	3	2.10	7541	22.62	322	0.97
	5	3.50	4614	23.07	181	0.90
	10	6.99	2963	29.63	133	1.33
	20	13.98	2099	41.99	103	2.05
	30	20.97	1762	52.85	83	2.50
	50	34.96	1496	74.81	58	2.90
	70	48.94	1374	96.19	48	3.36
	100	69.91	1268	126.75	40	4.00
30	3	2.10	2418	7.25	43	0.13
	5	3.50	1314	6.57	16	0.08
	10	6.99	618	6.18	14	0.14
	20	13.98	347	6.94	11	0.21
	30	20.97	241	7.23	11	0.32
	50	34.96	163	8.13	10	0.50
	70	48.94	118	8.25	10	0.67
	100	69.91	93	9.28	10	0.95
40	3	2.10	16	0.05	15	0.05
	5	3.50	14	0.07	14	0.07
	10	6.99	13	0.13	13	0.13
	20	13.98	12	0.23	10	0.21
	30	20.97	11	0.33	10	0.29
	50	34.96	11	0.53	9	0.44
	70	48.94	10	0.71	7	0.49
	100	69.91	10	1.00	7	0.68

Tabella 4.5: Valori di shear stress, shear rate e viscosità da laboratorio

Si è costruita, così, la curva reologica con i dati di laboratorio che mette in relazione *shear rate* e *shear stress* per ogni temperatura considerata, sia per fluido senza PPD, sia per fluido con PPD. Viene mostrato il caso senza PPD in Figura 4.3.

L'andamento dei dati sembra essere lineare (a meno del caso a 10 °C), tanto che è stato possibile definire una linea di regressione lineare nel caso a 20 °C con un R^2 che supera i 0.9 sia per l'olio senza PPD, sia per l'olio con PPD.

In entrambi i casi a 20 °C, quindi, si ha la presenza (anche se lieve) di un intercetta verticale che corrisponde allo *yield stress*, questo, in una prima osservazione, sembrerebbe indicare l'andamento newtoniano del fluido dopo il superamento dello *yield stress*. Tuttavia, la Figura 4.4 mostra come la viscosità diminuisca all'aumentare dello *shear rate*, suggerendo un andamento pseudoplastico (*shear thinning*) del fluido con presenza di *yield stress*. Dato il piccolo scostamento dalla linearità, si è quindi deciso di utilizzare il modello di Bingham sia per l'olio che per l'olio con l'aggiunta di PPD.

Inoltre, come ci si aspetta, a parità di *shear rate*, lo *shear stress* aumenta al diminuire della temperatura.

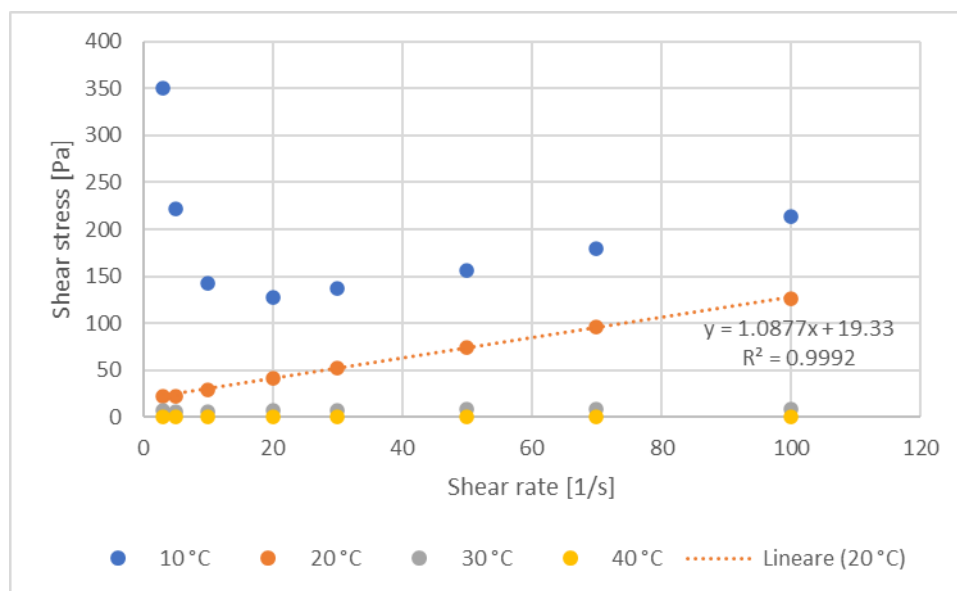


Figura 4.3: Curve di flusso per olio pesante

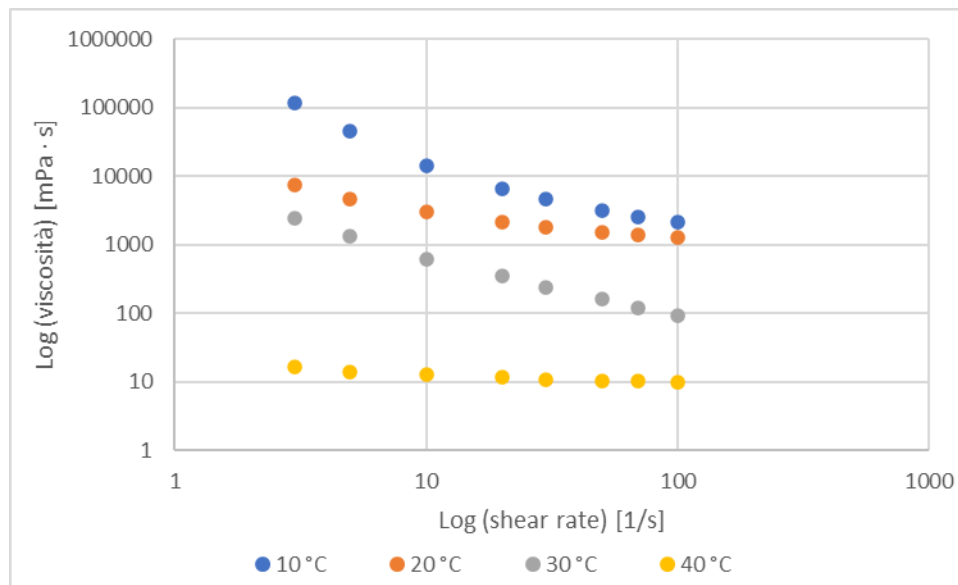


Figura 4.4: Andamento shear rate e viscosità su scala logaritmica per olio pesante

Con i dati di laboratorio è stato possibile costruire una tabella chiamata FANNTABLE da inserire in OLGA per sovrascrivere le proprietà reologiche del fluido. In questo file vengono definiti, prima di tutto, i valori di *shear rate* scelti in laboratorio, poi si costruisce la tabella in cui per ogni riga si ha temperatura e pressione di misurazione corrispondenti e successivamente i valori di *shear stress* correlati agli *shear rate*. Infine, si definiscono i range di pressione e temperatura in cui esistono i valori e con cui OLGA genera il suo file reologico.

Sono state definite due FANNTABLE, una per l'olio grezzo e una per l'olio con l'aggiunta di PPD, di cui si riporta nel seguito un esempio.

```

<Fanntable label>
FannTable
</Fanntable label>
<Shear rate>
2.10, 3.50, 6.99, 13.98, 20.97, 34.96, 48.94, 69.91
</Shear rate>
<Shear stress point>
10, 1, 349.9764, 222.482, 141.956, 127.892, 137.193, 155.96, 179.487, 213.53
10, 700, 349.9764, 222.482, 141.956, 127.892, 137.193, 155.96, 179.487, 213.53
20, 1, 22.6227, 23.071, 29.632, 41.988, 52.845, 74.805, 96.187, 126.75
20, 700, 22.6227, 23.071, 29.632, 41.988, 52.845, 74.805, 96.187, 126.75
30, 1, 7.254, 6.569, 6.177, 6.942, 7.233, 8.125, 8.253, 9.28
30, 700, 7.254, 6.569, 6.177, 6.942, 7.233, 8.125, 8.253, 9.28
40, 1, 0.0489, 0.07, 0.126, 0.23, 0.33, 0.525, 0.714, 1
40, 700, 0.0489, 0.07, 0.126, 0.23, 0.33, 0.525, 0.714, 1
</Shear stress point>
<Pressure Range>
1, 700, 30
</Pressure Range>
<Temperature Range>
10, 40, 4
</Temperature Range>

```

Figura 4.5: FANNTABLE per l'olio pesante senza PPD

Queste tabelle vengono utilizzate da OLGA per calcolare i parametri reologici del fluido in funzione di pressione e temperatura per tutti i modelli reologici disponibili nel programma, come mostrato in Tabella 4.6 per l'olio senza PPD.

Temperatura [°C]	Pressione [bar]	Newtonian	Herschel-Bulkley			Power Law		Bingham		Robertson-Stiff		
		μ_p [Pa · s]	K [Pa · s ⁿ]	n [-]	τ_0 [Pa]	K [Pa · s ⁿ]	n [-]	μ_p [Pa · s]	τ_0 [Pa]	A [Pa · s ⁿ]	B [-]	C [s ⁻¹]
10	1	2.52	0.29	1.00	140.39	363.51	-0.20	0.29	140.39	247.12	-0.12	0.00
10	700	2.52	0.29	1.00	140.39	363.51	-0.20	0.29	140.39	247.12	-0.12	0.00
20	1	1.41	1.11	0.96	16.79	10.29	0.47	0.93	17.44	1.32	0.93	15.64
20	700	1.41	1.11	0.96	16.79	10.29	0.47	0.93	17.44	1.32	0.93	15.64
30	1	0.12	0.00	1.32	6.26	5.28	0.07	0.02	6.09	0.00	4.20	1280.00
30	700	0.12	0.00	1.32	6.26	5.28	0.07	0.02	6.09	0.00	4.20	1280.00
40	1	0.01	0.01	0.94	0.01	0.02	0.86	0.01	0.02	0.01	0.94	1.12
40	700	0.01	0.01	0.94	0.01	0.02	0.86	0.01	0.02	0.01	0.94	1.12

Tabella 4.6: Parametri reologici ricavati da OLGA per olio senza PPD

OLGA restituisce i valori di *shear stress* per ogni modello (Tabella 4.7) in funzione della pressione e della temperatura, valori che cercano di adattarsi ai dati presenti nella FANNTABLE.

FANNTABLE		Newtonian	Herschel–Bulkley	Power Law	Bingham	Robertson-Stiff
γ [RPM]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]
2.10	22.62	5.06	21.70	19.36	21.95	21.76
3.50	23.07	8.43	24.10	24.60	24.18	24.13
6.99	29.63	16.83	29.95	34.03	29.72	29.96
13.98	41.99	33.66	41.34	47.12	40.84	41.41
20.97	52.85	50.49	52.50	57.00	51.95	52.63
34.96	74.81	84.18	74.45	72.45	74.20	74.57
48.94	96.19	117.84	96.03	84.84	96.42	96.01
69.91	126.75	168.33	127.97	100.30	129.77	127.54

Tabella 4.7: Shear stress per ogni modello reologico per olio senza PPD a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $p = 1\text{ bar}$

In questo modo con PVTsim è stato definito l'olio pesante da inserire in OLGA con le proprie caratteristiche fisiche e chimiche, mentre le proprietà reologiche del fluido vengono sovrascritte grazie alla presenza della FANNTABLE.

Dopodiché sono state costruite e confrontate le curve di flusso per ciascun modello reologico e per temperature diverse come mostrato in Figura 4.6 e Figura 4.7, in cui vengono rappresentate rispettivamente le curve reologiche per la temperatura di $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $40\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Si osserva che per entrambi i grafici, i modelli reologici cercano di avvicinarsi ai valori della FANNTABLE e che con l'aumento della temperatura tutte le curve reologiche si approssimano ad un andamento newtoniano in cui la viscosità rimane costante all'aumentare dello *shear rate*; questo è tipico dei fluidi non-newtoniani che si trovano ad alte temperature.

Si nota, infine, che per temperatura $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ (caso più critico) i modelli che si adattano meglio ai valori della FANNTABLE sono il modello di Bingham e il modello Herschel-Bulkley (si trova sovrapposto al modello di Bingham).

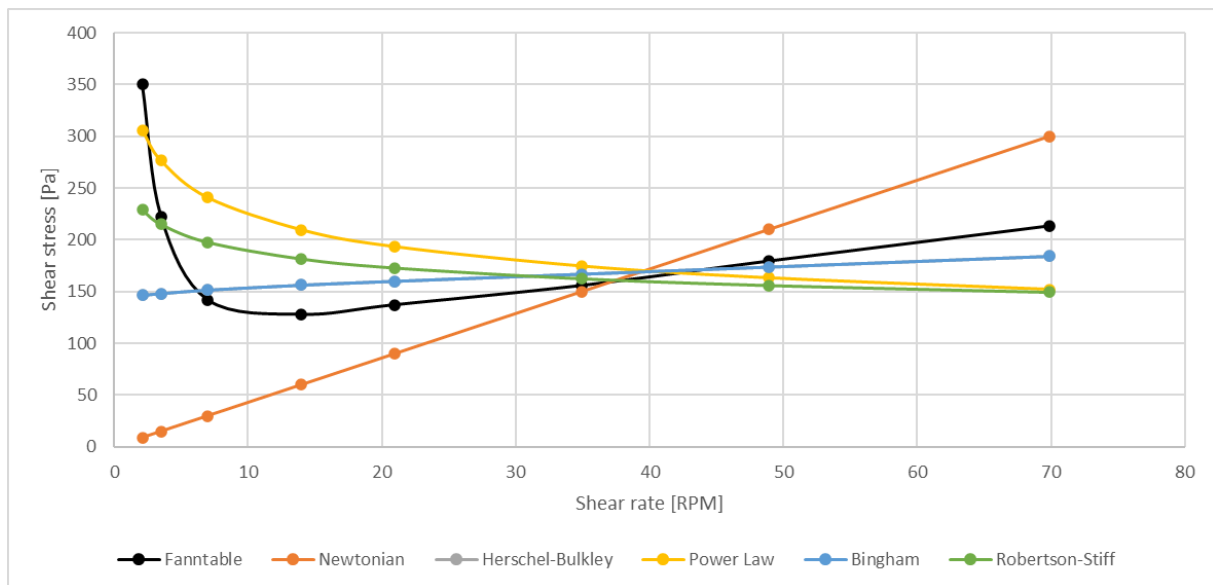


Figura 4.6: Curve di flusso per $T = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

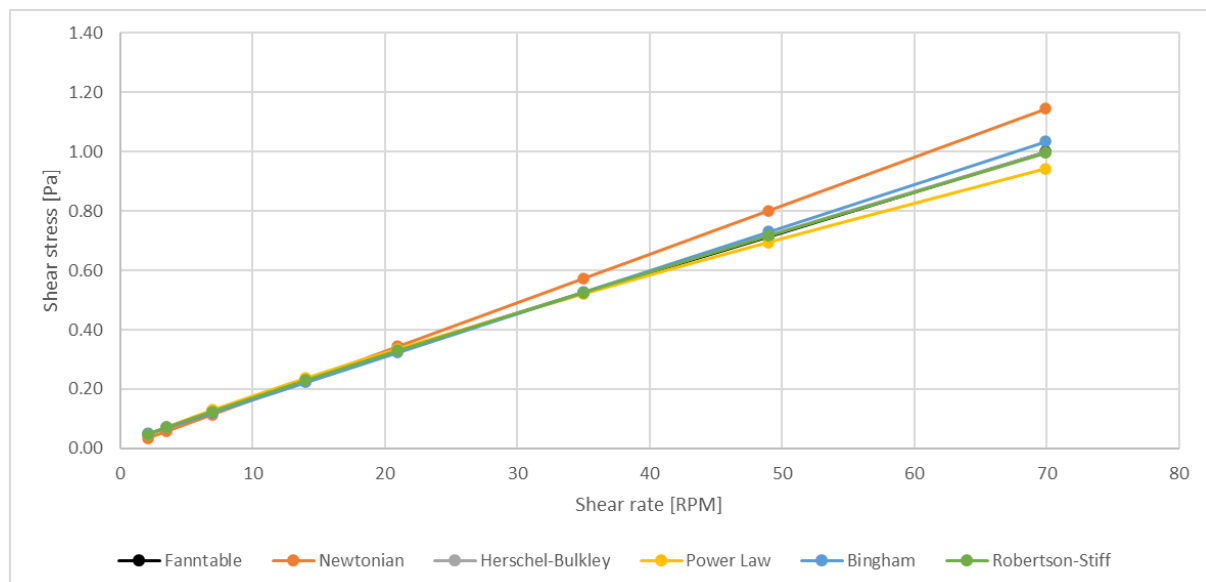


Figura 4.7: Curve di flusso per $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$

4.2.2 Scenari

Le simulazioni termiche e idrauliche, nel caso dell'olio pesante con e senza PPD, sono state seguite considerando tre diverse condizioni di temperatura costante nel tempo:

- $10\text{ }^{\circ}\text{C}$

- 20 °C
- 30 °C

Si ricorda che, per semplificazione, la temperatura esterna viene definita uguale alla temperatura del fluido trasportato in modo da non considerare lo scambio di calore con l'esterno, evitando così che la temperatura vari in funzione dell'ambiente circostante (si evitano effetti giornalieri o stagionali).

Si ricorda che il caso base preso in considerazione per analizzare l'olio pesante con e senza PPD è quello caratterizzato da una *pipeline* di lunghezza 2 km e un diametro interno di 6 in.

Sono stati simulati due differenti scenari:

- Regime stazionario
- Regime transitorio

Nel caso di regime stazionario, le simulazioni hanno descritto il comportamento termico e fluidodinamico dell'olio pesante in condizioni di flusso continuo, quindi i risultati finali che verranno analizzati si riferiscono a una condizione stabile di flusso.

Nel caso di regime transitorio è stato simulato uno *shut down*, ovvero un arresto completo della linea, e un successivo *restart* in cui si riportano le condizioni a pieno regime in modo controllato.

La fase di *restart*, quando si trasportano fluidi non-newtoniani e altamente viscosi, è molto delicata perché si rischiano picchi di sovrappressioni o colpi d'ariete che possono danneggiare la struttura o le apparecchiature presenti (valvole, pompe, ecc.) lungo il sistema di trasporto. Durante questa procedura, infatti, la portata in ingresso alla linea (e quindi la velocità) viene aumentata gradualmente nel tempo fino a raggiungere la portata di progetto stabilita.

Questo incremento graduale e controllato della portata viene chiamato *ramp up* e viene svolto da valvole di controllo che modulano gradualmente il flusso fino a una condizione di regime in sicurezza.

4.3 Caso studio 2: Acqua viscosizzata

In questo caso studio viene utilizzata una miscela fluida tipicamente usata nella tecnica *polymer flooding*, composta da acqua additivata con un polimero sintetico che ne aumenta la viscosità.

Il polimero viscosizzante utilizzato è definito dalla seguente composizione chimica:

Componente	Massa [g]
NaCl	23.35
KCl	0.19
CaCl ₂ ·2H ₂ O	0.81
MgCl ₂ ·6H ₂ O	1.29
SrCl ₂ ·6H ₂ O	0.07

Tabella 4.8: Composizione chimica del polimero sintetico di iniezione

L'analisi per il trasporto in *pipeline* per questa miscela fluida è stata fatta variando le concentrazioni di polimeri disciolti all'interno dell'acqua stessa, in particolare sono state considerate tre diverse concentrazioni:

- 8000 ppm
- 10000 ppm
- 12000 ppm

Considerando una densità dell'acqua approssimata a 1000 kg/m^3 , è stata introdotta una sorgente di massa nella parte iniziale della *pipeline* che definisce la portata massica in ingresso alla tubazione pari a 27.60 kg/s .

Conoscendo la portata e i diversi diametri della *pipeline*, di seguito vengono definite le velocità del fluido quando si trova a pieno regime stazionario.

Q		ρ	d		ν
[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/m ³]	[in]	[m]	[m/s]
27.60	0.028	1000	5	0.127	2.18
27.60	0.028	1000	6	0.152	1.51
27.60	0.028	1000	7	0.178	1.11
27.60	0.028	1000	8	0.203	0.85

Tabella 4.9: Velocità del fluido per ogni diametro della pipeline

4.3.1 Proprietà reologiche

Anche in questo caso, un laboratorio esterno ha utilizzato un reometro per misurare le proprietà reologiche del fluido.

Sono stati definiti diversi valori di velocità angolare, in giri/secondo (RPM), e sono stati misurati i relativi valori di *shear stress*, dopodiché è stato possibile calcolare le corrispondenti viscosità tramite la formula (2.47).

Questo è stato fatto per una miscela acquosa con tre differenti concentrazioni di polimeri disciolti: 8000 ppm, 10000 ppm e 12000 ppm.

Ciascuna miscela acqua-polimero è stata analizzata per tre diverse temperature: 20 °C, 30 °C e 50 °C.

I dati ottenuti da laboratorio dimostrano che a parità di concentrazione di polimero disciolto, la viscosità diminuisce con l'aumento di temperatura. Inoltre, si nota che a temperatura costante, la viscosità aumenta con l'aumento della concentrazione di polimero nella miscela.

Di seguito si riportano i risultati ottenuti da laboratorio per il caso a 20 °C (caso più critico).

Temperatura [°C]	Shear rate		8000 ppm		10000 ppm		12000 ppm	
			Viscosità [cP]	Shear Stress [Pa]	Viscosità [cP]	Shear Stress [Pa]	Viscosità [cP]	Shear Stress [Pa]
	[1/s]	[RPM]						
20	0.10	0.06	10200	1.02	21400	2.14	31800	3.18
	0.14	0.08	7950	1.11	15900	2.23	25700	3.60
	0.19	0.11	6400	1.24	12300	2.39	20100	3.90
	0.27	0.16	5190	1.40	9730	2.62	15600	4.20
	0.37	0.22	4190	1.56	7690	2.87	12200	4.55
	0.52	0.30	3350	1.74	6060	3.14	9570	4.96
	0.72	0.42	2670	1.92	4750	3.42	7480	5.38
	1.00	0.59	2110	2.11	3730	3.73	5830	5.83
	1.39	0.82	1670	2.32	2920	4.06	4550	6.32
	1.93	1.13	1320	2.55	2280	4.40	3540	6.83
	2.68	1.57	1040	2.79	1790	4.80	2760	7.40
	3.73	2.19	822	3.07	1400	5.22	2150	8.02
	5.18	3.04	650	3.37	1100	5.70	1670	8.65
	7.20	4.23	518	3.73	866	6.24	1300	9.36
	10.00	5.87	413	4.13	682	6.82	1010	10.10
	13.90	8.17	331	4.60	538	7.48	789	10.97
	19.30	11.34	266	5.13	426	8.22	614	11.85
	26.80	15.74	214	5.74	337	9.03	481	12.89
	37.30	21.91	173	6.45	268	10.00	376	14.02
	51.80	30.43	140	7.25	213	11.03	298	15.44
	72.00	42.30	114	8.21	171	12.31	235	16.92
	100	58.74	94	9.36	138	13.80	187	18.70
	139	81.65	77	10.76	112	15.57	150	20.85
	193	113	65	12.53	92	17.78	122	23.55
	268	157	55	14.69	77	20.53	100	26.80
	373	219	47	17.49	64	24.02	83	31.11
	518	304	41	20.98	55	28.39	71	36.83
	720	423	35	25.49	47	34.06	62	44.64
	1000	587	32	31.90	41	41.10	55	54.90

Tabella 4.10: Valori di shear stress, shear rate e viscosità di laboratorio per $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Con questi dati di laboratorio sono state costruite le curve reologiche che mettono in relazione lo *shear rate* con lo *shear stress*, per ciascuna concentrazione.

Si mostra in Figura 4.8 il caso a temperatura costante di $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ e si nota che l'andamento delle curve è tipicamente non-newtoniano perché la viscosità non rimane costante al variare dello *shear rate*, inoltre le curve possono essere descritte attraverso una legge di potenza come nel caso di 1000 ppm in cui si ricava una formula analitica che viene descritta dai parametri 3.6901 e 0.306, che si adatta bene ai dati di laboratorio, infatti possiede un R^2 che supera i 0.9.

Mentre in Figura 4.9 viene definito l'andamento su scala logaritmica tra *shear rate* e viscosità (sempre per il caso a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$) e si osserva l'andamento pseudoplastico (*shear thinning*) della miscela fluida in quanto la viscosità diminuisce all'aumentare dello *shear rate*.

Per questi motivi, il comportamento della miscela acqua-polimero durante il trasporto può essere espresso facilmente dalla legge di potenza descritta dal modello Power Law, il più diffuso e il più frequentemente utilizzato per descrivere il comportamento dei fluidi pseudoplastici.

Infine, come osservato in Tabella 4.10, anche dai grafici si può notare che, a parità di *shear rate*, lo *shear stress* aumenta all'aumentare della concentrazione di polimeri disciolti.

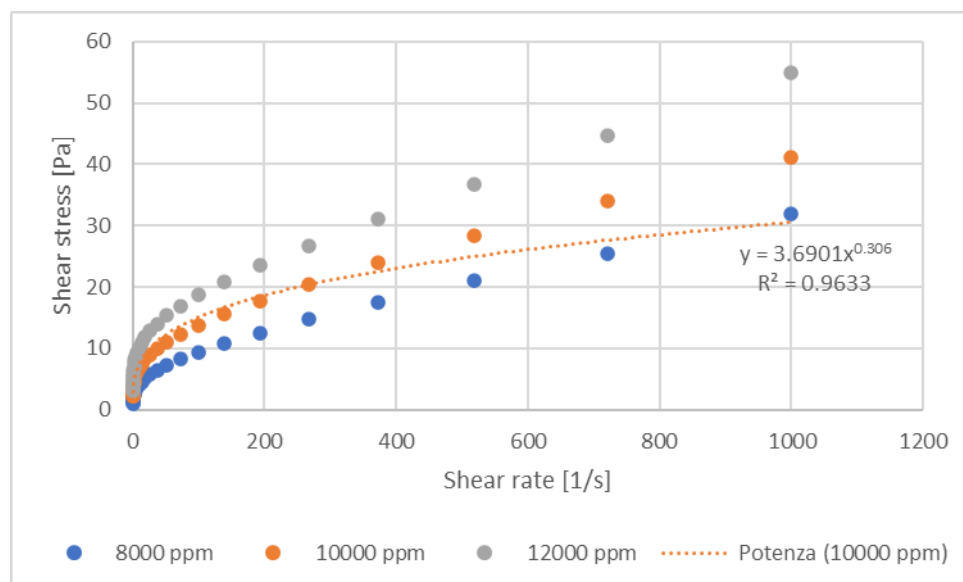


Figura 4.8: Curve di flusso per acqua viscosizzata a 20 °C

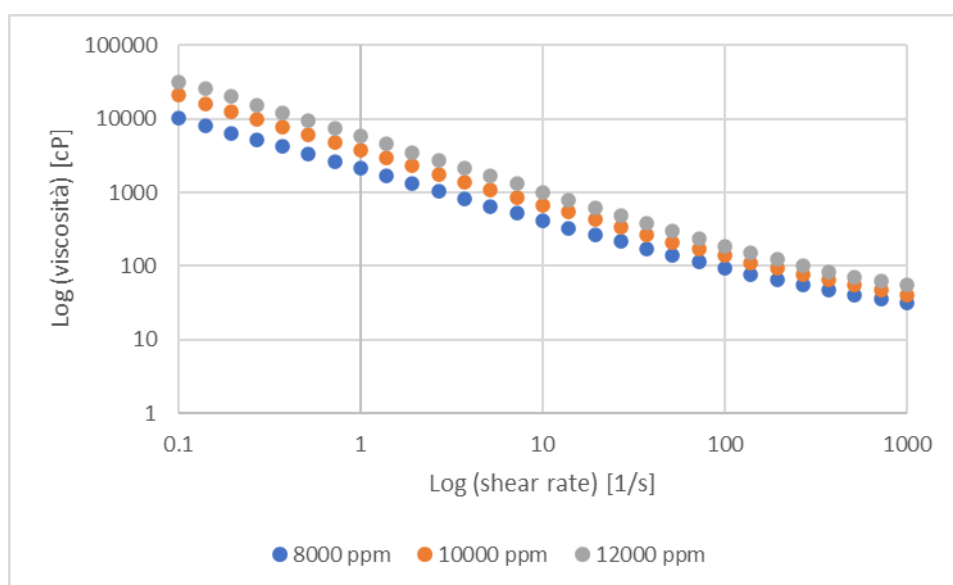


Figura 4.9: Andamento shear rate e viscosità su scala logaritmica per acqua viscosizzata a 20 °C

Di seguito viene riportato un grafico che rappresenta le curve di flusso per una miscela con concentrazione di polimeri sintetici costante (10000 ppm) e temperatura variabile. Si nota che lo *shear stress* diminuisce con l'aumento di temperatura.

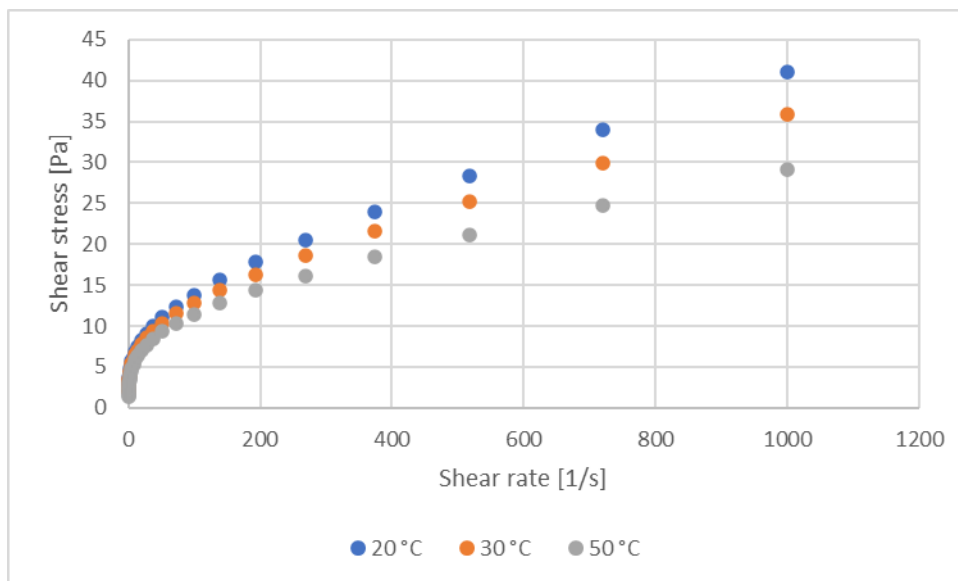


Figura 4.10: Curve di flusso per acqua viscosizzata con concentrazione di polimeri disciolti pari a 10000 ppm

Anche in questo caso è stato necessario costruire la FANNTABLE con i dati di laboratorio da inserire in OLGA affinché sovrascriva le proprietà reologiche della miscela. La struttura della tabella è la stessa descritta in precedenza e rappresentata schematicamente in Figura 4.5.

Per questo caso studio sono state costruite tre FANNTABLE per concentrazioni di 8000 ppm, 10000 ppm e 12000 ppm.

Queste tabelle vengono utilizzate da OLGA per calcolare i parametri reologici del fluido in funzione di pressione e temperatura per tutti i modelli reologici disponibili nel programma, come mostrato in Tabella 4.11 nel caso di una concentrazione pari a 10000 ppm. I modelli non-newtoniani presenti in OLGA influenzano il flusso correggendo la viscosità del fluido e i fattori di attrito di parete.

Temperatura [°C]	Pressione [bar]	Newtonian	Herschel-Bulkley			Power Law		Bingham		Robertson-Stiff		
		μ_p [Pa · s]	K [Pa · s ⁿ]	n [-]	τ_0 [Pa]	K [Pa · s ⁿ]	n [-]	μ_p [Pa · s]	τ_0 [Pa]	A [Pa · s ⁿ]	B [-]	C [s ⁻¹]
20	1	0.07	2.06	0.40	1.31	3.61	0.29	0.06	3.18	3.02	0.34	0.28
20	700	0.07	2.06	0.40	1.31	3.61	0.29	0.06	3.18	3.02	0.34	0.28
30	1	0.06	2.19	0.37	1.01	3.39	0.29	0.05	2.97	3.00	0.32	0.17
30	700	0.06	2.19	0.37	1.01	3.39	0.29	0.05	2.97	3.00	0.32	0.17
50	1	0.05	0.04	1.00	2.30	2.81	0.31	0.04	2.30	2.81	0.31	0.00
50	700	0.05	0.04	1.00	2.30	2.81	0.31	0.04	2.30	2.81	0.31	0.00

Tabella 4.11: Parametri reologici ricavati da OLGA per acqua viscosizzata con concentrazione polimerica pari a 10000 ppm

OLGA restituisce i valori di *shear stress* per ogni modello in funzione della pressione e della temperatura, valori che cercano di adattarsi ai dati presenti nella FANNTABLE, come mostrato in Tabella 4.12.

FANNTABLE		Newtonian	Herschel-Bulkley	Power Law	Bingham	Robertson-Stiff
γ [RPM]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]	τ [Pa]
0.06	2.14	0.01	2.25	1.93	3.24	2.30
0.08	2.23	0.01	2.35	2.10	3.25	2.37
0.11	2.39	0.01	2.49	2.31	3.27	2.46
0.16	2.62	0.02	2.66	2.57	3.29	2.60
0.22	2.87	0.03	2.84	2.83	3.31	2.75
0.30	3.14	0.04	3.03	3.10	3.33	2.93
0.42	3.42	0.05	3.26	3.42	3.36	3.16
0.59	3.73	0.07	3.53	3.78	3.39	3.44
0.82	4.06	0.10	3.83	4.16	3.43	3.77
1.13	4.40	0.13	4.17	4.57	3.48	4.13
1.57	4.80	0.19	4.55	5.03	3.53	4.57
2.19	5.22	0.26	5.00	5.55	3.60	5.06
3.04	5.70	0.36	5.51	6.11	3.68	5.62
4.23	6.24	0.50	6.09	6.73	3.79	6.26
5.87	6.82	0.69	6.74	7.41	3.95	6.98
8.17	7.48	0.96	7.50	8.17	4.17	7.79
11.34	8.22	1.34	8.35	9.00	4.47	8.70
15.74	9.03	1.86	9.32	9.91	4.89	9.71
21.91	10.00	2.59	10.44	10.92	5.47	10.87
30.43	11.03	3.59	11.70	12.02	6.29	12.15
42.30	12.31	4.99	13.15	13.24	7.41	13.59
58.74	13.80	6.93	14.79	14.58	8.98	15.19
81.65	15.57	9.63	16.67	16.06	11.16	17.00
113.38	17.78	13.38	18.81	17.69	14.18	19.01
157.43	20.53	18.57	21.24	19.48	18.37	21.27
219.12	24.02	25.85	24.04	21.47	24.24	23.81
304.29	28.39	35.90	27.20	23.64	32.35	26.63
422.96	34.06	49.90	30.82	26.04	43.64	29.80
587.44	41.10	69.31	34.94	28.68	59.29	33.34

Tabella 4.12: Shear stress per ogni modello reologico per acqua viscosizzata con concentrazione polimerica pari a 10000 ppm a $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $p = 1\text{ bar}$

In questo modo con PVTsim è stata definita la miscela fluida acqua-polimero da inserire in OLGA con le proprie caratteristiche fisiche e chimiche, ma le proprietà reologiche del fluido vengono sovrascritte grazie alla presenza della FANNTABLE.

Infine, sono state costruite e confrontate le curve di flusso per ciascun modello reologico e per temperature diverse come mostrato in Figura 4.9 per il caso a 20 °C.

Si osserva che i modelli reologici cercano di avvicinarsi ai valori della FANNTABLE e che tra i modelli che meglio approssimano i dati vi sono il modello Herschel-Bulkley, il modello Robertson-Stiff e il modello Power Law. Quest'ultimo è stato scelto per descrivere il comportamento non-newtoniano dell'acqua viscosizzata durante il trasporto in *pipeline*.

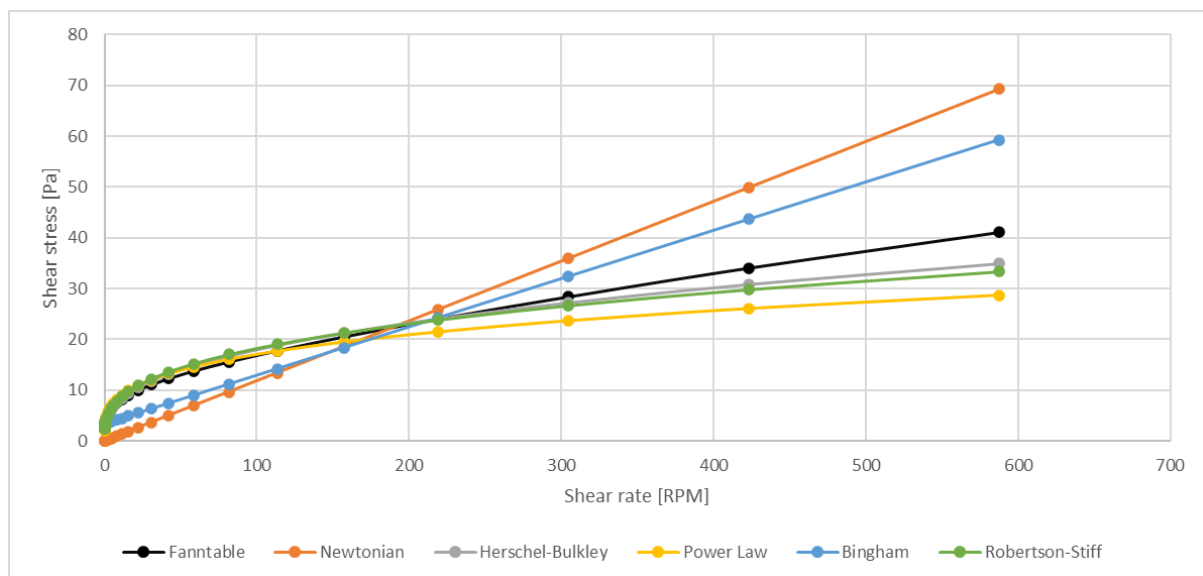


Figura 4.11: Curve di flusso per $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

4.3.2 Scenari

Le simulazioni termiche e idrauliche per l'acqua additivata sono state seguite considerando quattro diverse condizioni di temperatura costante nel tempo:

- 20 °C
- 30 °C
- 40 °C

- 50 °C

Si ricorda che, per semplificazione, la temperatura esterna viene definita uguale alla temperatura del fluido trasportato in modo da non considerare lo scambio di calore con l'esterno, evitando così che la temperatura vari in funzione dell'ambiente circostante (si evitano effetti giornalieri o stagionali).

Si ricorda che il caso base preso in considerazione per analizzare il fluido è quello caratterizzato da una *pipeline* di lunghezza 2 km e un diametro interno di 6 in.

Sono stati simulati due differenti scenari:

- Regime stazionario
- Regime transitorio

Nel caso di regime stazionario, le simulazioni hanno descritto il comportamento termico e fluidodinamico dell'acqua viscosizzata in condizioni di flusso continuo, quindi i risultati finali che verranno analizzati si riferiscono a una condizione stabile di flusso.

Nel caso di regime transitorio è stato simulato uno *shut down*, ovvero un arresto completo della linea, e un successivo *restart* in cui si riportano le condizioni a pieno regime in modo controllato, analogamente al caso 1 relativo all'olio pesante.

4.4 Caso studio 3: FORSU

Per questo caso studio è stata considerata una miscela fluida composta da FORSU e acqua. La portata di FORSU da trattare è fissa e pari a 6250 kg/h con una densità di 1085 kg/m³.

In particolare sono state considerate diverse percentuali di solidi totali (ST) presenti nella miscela, riferite alla frazione secca, ovvero a quanto è diluito il fluido:

- 8%
- 12%
- 16%
- 20%

- 24%
- 28%

Di conseguenza, per ciascuna percentuale è stata calcolata la quantità d'acqua necessaria per diluire la FORSU, utilizzando una semplice proporzione:

$$Q_{ST} : \%_{ST} = Q_{H2O} : (1 - \%_{ST}) \quad (4.1)$$

Infine, è stata definita la portata totale in kg/s (portata FORSU + portata d'acqua) da inserire come portata massica in ingresso alla tubazione attraverso l'introduzione di una sorgente di massa nella parte iniziale della *pipeline*. Le portate calcolate sono riassunte in Tabella 4.13.

ST [%]	Q _{ST} [kg/h]	Q _{H2O} [kg/h]	Q _{tot}	
			[kg/h]	[kg/s]
8	6250	71875	78125	21.70
12	6250	45833	52083	14.47
16	6250	32813	39063	10.85
20	6250	25000	31250	8.68
24	6250	19792	26042	7.23
28	6250	16071	22321	6.20

Tabella 4.13: Portate totali per differenti % di ST

Conoscendo la portata e i diversi diametri della *pipeline*, di seguito vengono definite le velocità del fluido quando si trova a pieno regime stazionario.

ST [%]	Q		ρ_{tot} [kg/m ³]	d		v [m/s]
	[kg/s]	[m ³ /s]		[in]	[m]	
8	21.70	0.022	1007	5	0.127	1.70
				6	0.152	1.18
				7	0.178	0.87
				8	0.203	0.67
12	14.47	0.014	1010	5	0.127	1.13
				6	0.152	0.79
				7	0.178	0.58
				8	0.203	0.44
16	10.85	0.011	1014	5	0.127	0.85
				6	0.152	0.59
				7	0.178	0.43
				8	0.203	0.33
20	8.68	0.009	1017	5	0.127	0.67
				6	0.152	0.47
				7	0.178	0.34
				8	0.203	0.26
24	7.23	0.007	1020	5	0.127	0.56
				6	0.152	0.39
				7	0.178	0.29
				8	0.203	0.22
28	6.20	0.006	1024	5	0.127	0.48
				6	0.152	0.33
				7	0.178	0.24
				8	0.203	0.19

Tabella 4.14: Velocità del fluido per ogni diametro della pipeline

4.4.1 Proprietà reologiche

La caratterizzazione reologica della miscela fluida è stata fondamentale per poter descrivere il comportamento del fluido.

Per prima cosa, sapendo che la densità della FORSU è 1085 kg/m³ e considerando la densità dell'acqua pari a 1000 kg/m³, è stata definita la densità della miscela fluida secondo la seguente formula:

$$\rho_{tot} = x_{ST} \cdot \rho_{ST} + (1 - x_{ST}) \cdot \rho_{H2O} \quad (4.2)$$

dove:

- x_{ST} è la percentuale di ST.
- ρ_{ST} è la densità della FORSU.
- ρ_{H2O} è la densità dell'acqua.
- ρ_{tot} è la densità totale della miscela fluida.

I risultati ottenuti sono riassunti in Tabella 4.15.

ST [%]	ρ_{ST} [kg/m ³]	ρ_{H2O} [kg/m ³]	ρ_{tot} [kg/m ³]
8	1085	1 000	1007
12	1085	1 000	1010
16	1085	1 000	1014
20	1085	1 000	1017
24	1085	1 000	1020
28	1085	1 000	1024

Tabella 4.15: Densità della miscela fluida per differenti % di ST

Inoltre, per questo fluido erano disponibili solamente i dati reologici (*shear rate*, *shear stress* e viscosità) per una percentuale di ST al 24% a una temperatura di 25 °C e per una pressione di 12.8 bar. Perciò è stato necessario condurre una ricerca di modelli reologici sviluppati per fluidi di questa natura ed è stato scelto un modello reologico presente in letteratura per liquame bovino che tiene conto delle variazioni del contenuto di solidi totali e della temperatura del fluido [19, p. 198] e rappresentato dalla seguente formula:

$$\tau = \mu_0 \gamma + K'' \gamma^n \quad (4.3)$$

dove:

- τ è lo *shear stress* [Pa].
- μ_0 è la viscosità limite [Pa · s].
- γ è lo *shear rate* [1/s].
- K'' è un parametro reologico [Pa · sⁿ].
- n è un parametro reologico costante e adimensionale pari a 0.307.

La viscosità limite μ_0 viene calcolata in funzione del contenuto di solidi totali e della temperatura con la formula:

$$\mu_0 = 5.24 \cdot 10^{-6} e^{\left(0.0868 \cdot TS + \frac{18.1}{R \cdot T}\right)} \quad (4.4)$$

dove:

- TS è il contenuto di solidi totali in [%].
- R è la costante universale dei gas pari a 8315 J/kmol·K.
- T è la temperatura [K].

mentre il parametro reologico K'' dipende anch'esso dal contenuto di solidi totali e della temperatura e viene definito dalla formula:

$$K'' = 2.428 \cdot 10^{-3} e^{\left(0.2499 \cdot TS + \frac{7.39}{R \cdot T}\right)} \quad (4.5)$$

A questo punto si sono calcolati i valori di *shear stress* utilizzando questo modello reologico per il caso a temperatura 25 °C con un contenuto di solidi totali pari a 24% e si sono confrontati i risultati con i dati sperimentali già in possesso.

È stato costruito un grafico (Figura 4.12) che mette in relazione *shear rate* e *shear stress* e che confronta i valori sperimentali con quelli ottenuti da modello.

Da esso si osserva la necessità di calcolare un fattore correttivo e si nota che l'andamento della curva di flusso dei dati sperimentali non è tipicamente newtoniano, perché la viscosità non rimane costante al variare dello *shear rate* (soprattutto a valori bassi di *shear rate*).

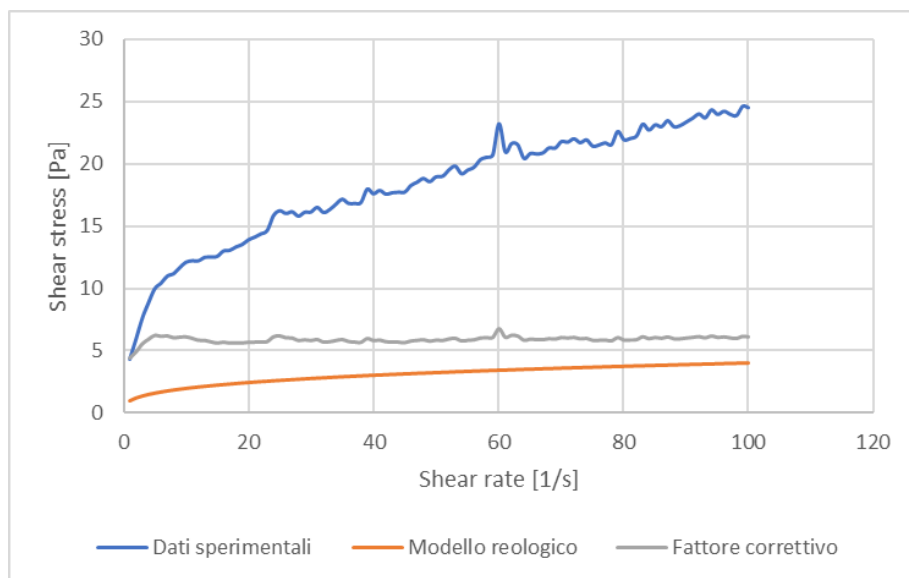


Figura 4.12: Curve di flusso per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

Dopodiché, in Figura 4.13 viene definito l'andamento su scala logaritmica tra *shear rate* e viscosità sia per i dati sperimentali, sia per i dati ottenuti dal modello reologico. Da qui si nota che la viscosità diminuisce all'aumentare dello *shear rate*, descrivendo un andamento di tipo pseudoplastico (*shear thinning*) del fluido analizzato.

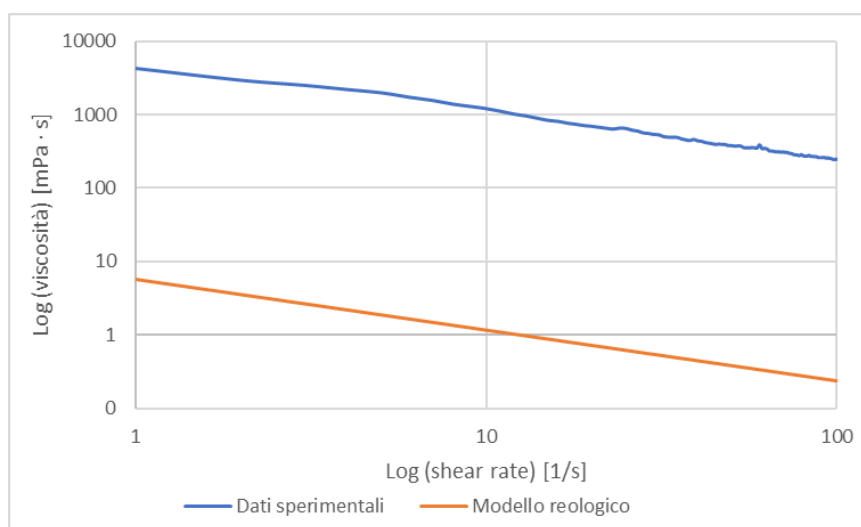


Figura 4.13: Andamento *shear rate* e viscosità su scala logaritmica per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

Il modello reologico utilizzato, però, non è presente in OLGA, perciò è stato necessario adattarlo ai modelli non-newtoniani già visti in precedenza e presenti nel software. Osservando l'andamento pseudoplastico della curva di flusso è possibile considerare due modelli non-

newtoniani: il modello Herschel-Bulkley con la presenza dello *yield stress* (intercetta verticale) oppure il modello Power Law senza *yield stress*.

Sono, quindi, stati definiti i parametri reologici che interpolano al meglio i risultati sperimentali dei due modelli per il caso con 24% di ST a 25 °C e si sono ottenuti i seguenti risultati:

- Modello Power Law:

$$\tau = K \cdot \gamma^n \rightarrow \tau = 5.2099 \cdot \gamma^{0.3334}$$

- Modello Herschel-Bulkley:

$$\tau = \tau_0 + K \cdot \gamma^n \rightarrow \tau = 4.28 + 3 \cdot \gamma^{0.410432}$$

Di seguito vengono riportati graficamente i due modelli adattati ai dati sperimentali.

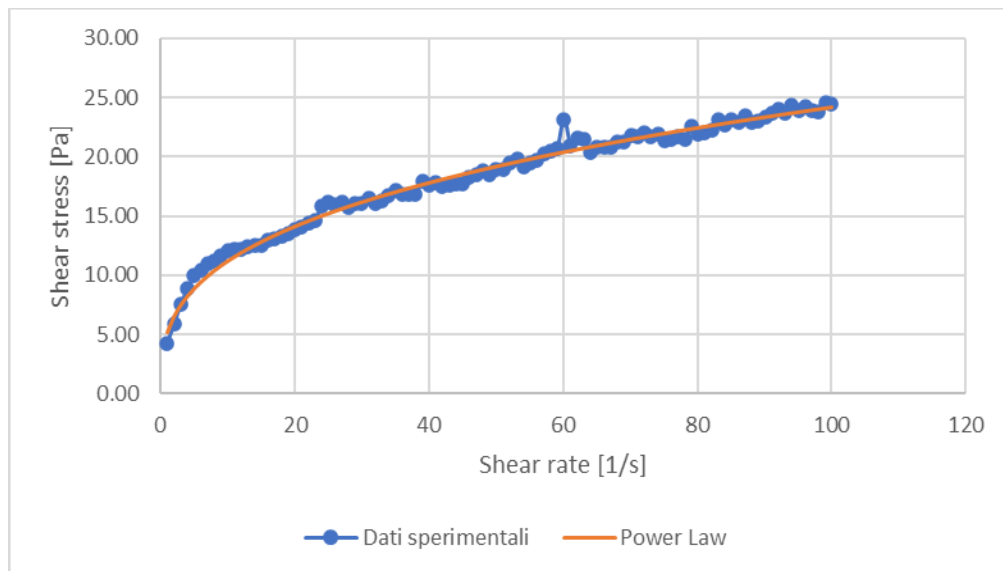


Figura 4.14: Curva di flusso di adattamento da modello Power Law per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

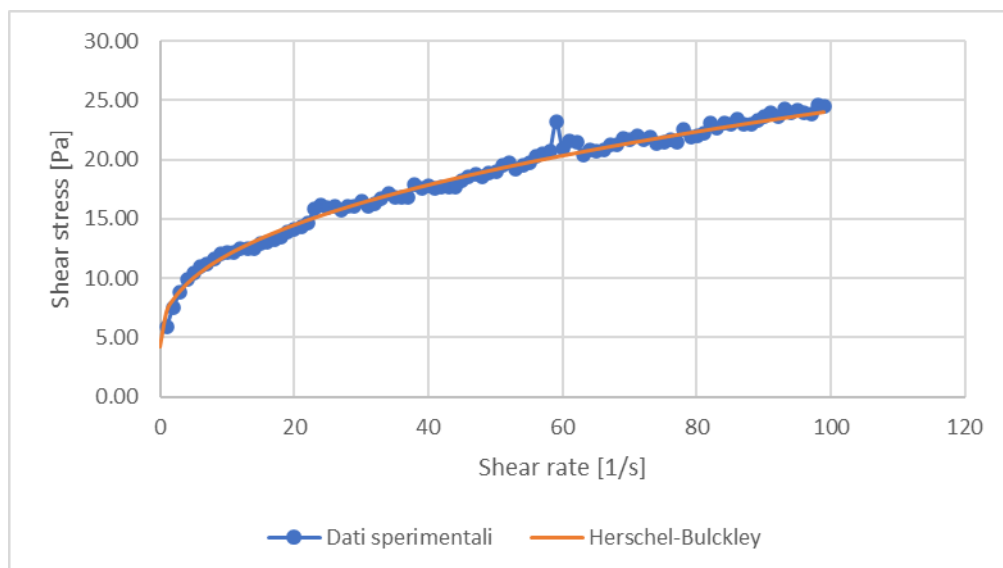


Figura 4.15: Curva di flusso di adattamento da modello Herschel-Bulkley per 24% di ST e $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

Si nota che entrambi fittano bene i dati sperimentali, ma il modello Herschel-Bulkley si adatta meglio per valori bassi di *shear rate*, rendendolo più adatto alle simulazioni di *restart*. Di conseguenza, il modello Herschel-Bulkley viene scelto come modello per il trasporto della FORSU.

Una volta selezionato il modello reologico da applicare, è stato necessario determinare i parametri reologici da inserire in OLGA, per diversi contenuti di solidi totali nella miscela.

ST [%]	τ_0 [Pa]	K [Pa · s ⁿ]	n [-]
8	0.11	0.04	0.47
12	0.29	0.11	0.46
16	0.79	0.30	0.46
20	2.15	0.90	0.44
24	5.83	2.30	0.45
28	15.85	6.25	0.45

Tabella 4.16: Parametri reologici per il modello Herschel-Bulkley per diverse % di ST

Infine, si osserva una curiosità: calcolando i valori di *shear rate* utilizzando il modello reologico (4.3) preso in letteratura per diverse % di ST, considerando una temperatura fissa di $25\text{ }^{\circ}\text{C}$, si nota in Figura 4.16 che all'aumentare dei solidi totali presenti nella miscela, aumenta anche lo *shear stress*.

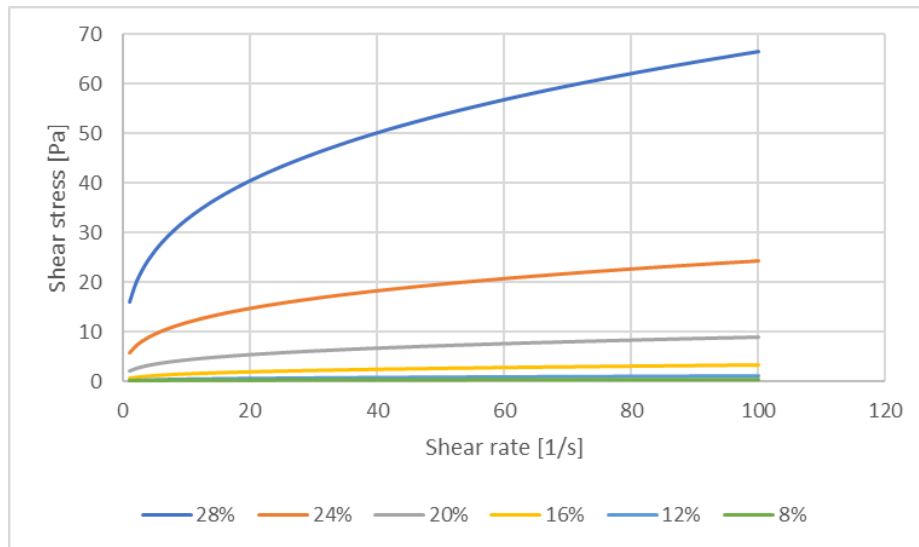


Figura 4.16: Curva di flusso per differenti % di ST e per $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

Di seguito si riporta anche l'andamento logaritmico tra *shear rate* e viscosità per diverse % di ST a temperatura costante di $25\text{ }^{\circ}\text{C}$, da cui si conferma l'andamento pseudoplastico (*shear thinning*) della miscela fluida.

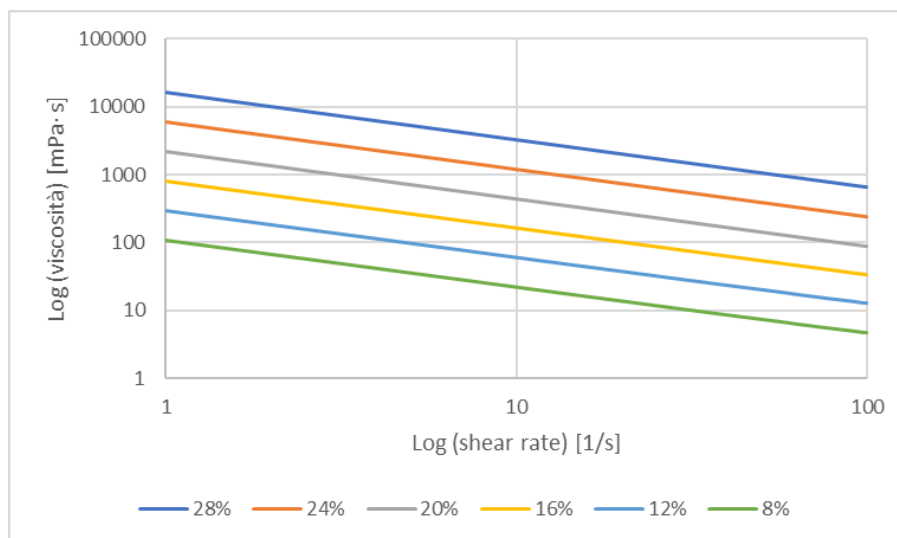


Figura 4.17: Andamento *shear rate* e viscosità su scala logaritmica per differenti % di ST e per $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

4.4.2 Scenari

Le simulazioni termiche e idrauliche, nel caso della FORSU, sono state seguite considerando quattro diverse condizioni di temperatura costante nel tempo:

- 10 °C
- 20 °C
- 30 °C
- 40 °C

Si ricorda che, per semplificazione, la temperatura esterna viene definita uguale alla temperatura del fluido trasportato in modo da non considerare lo scambio di calore con l'esterno, evitando così che la temperatura vari in funzione dell'ambiente circostante (si evitano effetti giornalieri o stagionali).

Si ricorda che il caso base preso in considerazione per analizzare la FORSU è quello caratterizzato da una *pipeline* di lunghezza 2 km e un diametro interno di 6 in.

Sono stati simulati due differenti scenari:

- Regime stazionario
- Regime transitorio

Nel caso di regime stazionario, le simulazioni hanno descritto il comportamento termico e fluidodinamico della miscela fluida in condizioni di flusso continuo, quindi i risultati finali che verranno analizzati si riferiscono a una condizione stabile di flusso.

Nel caso di regime transitorio è stato simulato uno *shut down*, ovvero un arresto completo della linea, e un successivo *restart* in cui si riportano le condizioni a pieno regime in modo controllato, analogamente ai casi studio 1 e 2 relativi ad olio pesante e acqua viscosizzata.

5 Risultati

In questo capitolo si riassumono i principali risultati delle analisi stazionarie e transitorie eseguite per i tre fluidi.

5.1 Risultati caso studio 1: Olio pesante

Si ricorda che in questo caso l'analisi ha riguardato olio pesante con e senza PPD e che, nel caso di olio con l'aggiunta di PPD, all'olio pesante sono stati aggiunti 2000 ppm di PPD.

5.1.1 Regime stazionario

Per prima cosa si sono confrontati i dati di laboratorio (cioè della FANNTABLE) di *shear rate* e *shear stress* con i dati ottenuti da OLGA utilizzando il modello di Bingham, sia per l'olio con PPD che per l'olio senza PPD.

In Figura 5.1 e Figura 5.2 sono riportati i risultati ottenuti per una *pipeline* di lunghezza pari a 2 km e per diverse temperature dell'olio, variando per ogni caso il diametro della condotta in modo da ottenere valori medi diversi di *shear rate*.

Per l'olio con PPD i dati ricavati da OLGA sono bene allineati ai dati di laboratorio per tutte le temperature considerate, mentre per l'olio senza PPD, si adattano bene, tranne quando la temperatura del fluido si abbassa a 10 °C, dove l'accordo è solo approssimato.

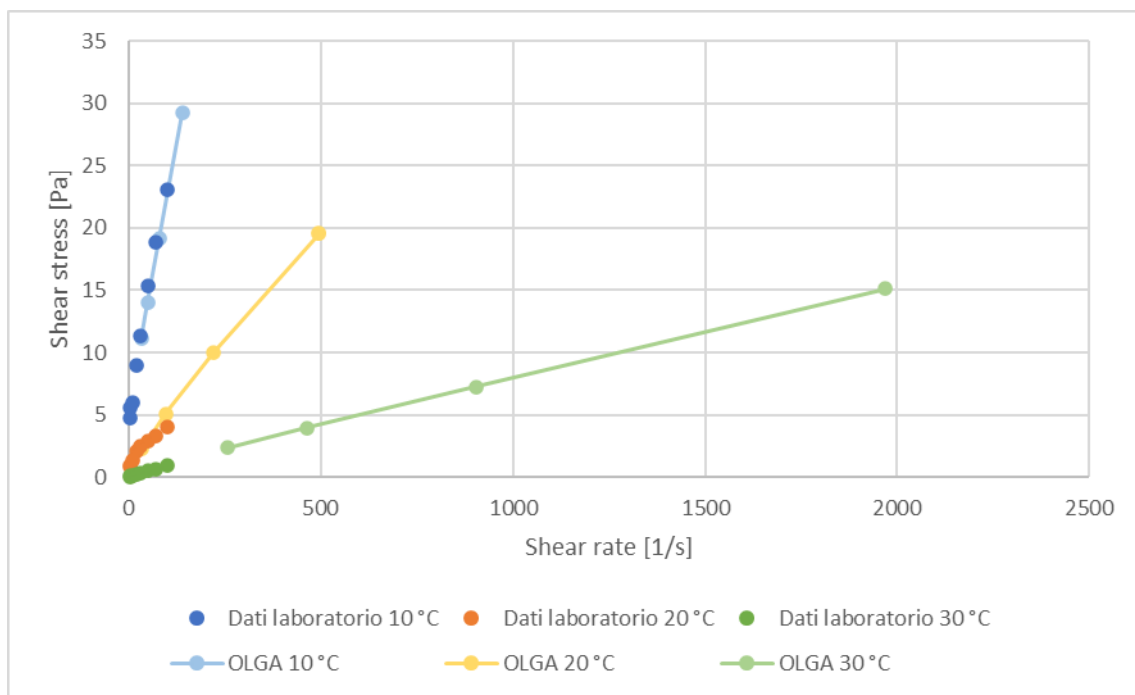


Figura 5.1: Confronto tra curve di flusso date da dati di laboratorio e da dati di OLGA da modello di Bingham per olio con PPD e pipeline di

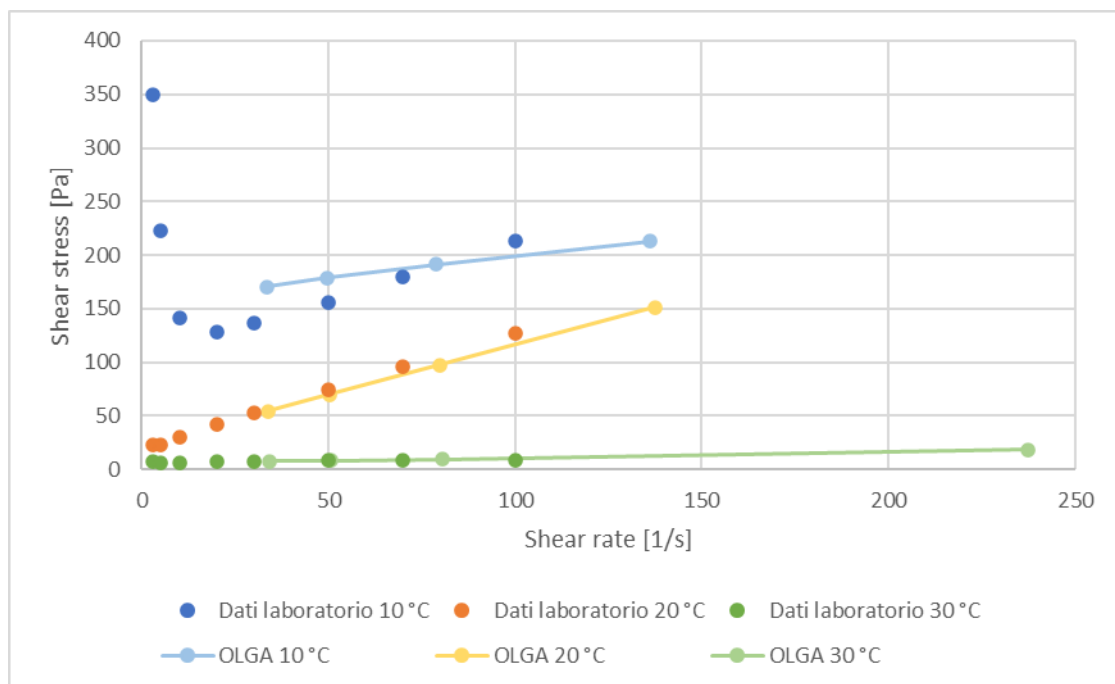


Figura 5.2: Confronto tra curve di flusso date da dati di laboratorio e da dati di OLGA da modello di Bingham per olio senza PPD e pipeline di $L = 2$ km

Successivamente è stata verificata l'efficacia del PPD utilizzato, valutando se la sua presenza nel fluido è effettivamente in grado di mitigare il comportamento pseudoplastico (*shear thinning*) durante il trasporto. Ciò si osserva in Figura 5.3, dove sono messi in relazione viscosità e *shear rate*, in scala semi-logaritmica. In questo caso, i diversi valori di *shear rate* sono stati ottenuti variando il diametro della *pipeline* e mantenendo una temperatura costante di 20 °C. Come si può notare, i valori di viscosità nel caso di olio pesante senza PPD sono molto maggiori del caso in cui si è in presenza del PPD.

In assenza di PPD, il fluido presenta effettivamente un comportamento *shear thinning* e la viscosità diminuisce all'aumentare dello *shear rate*, passando da 1.62 Pa·s (= 1620 cP) per un $d = 8$ in, fino a 1.10 Pa·s (= 1100 cP) per un $d = 5$ in. Con l'aggiunta del PPD, la viscosità rimane pressoché costante ad un valore di circa 0.05 Pa·s (= 50 cP), anche aumentando lo *shear rate*: ciò evidenzia come, in presenza di PPD, la viscosità sia indipendente dallo *shear rate* e il fluido assuma un comportamento newtoniano.

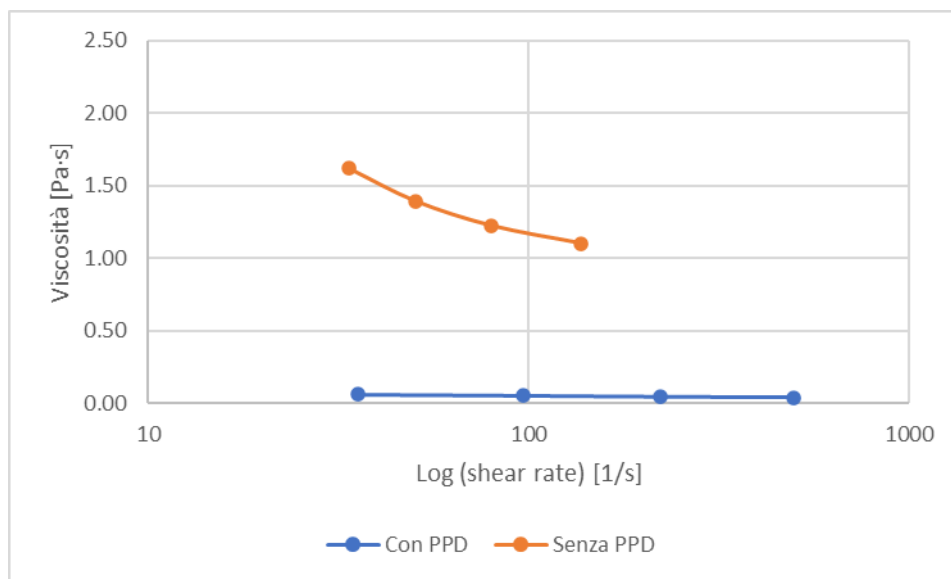


Figura 5.3: Andamento di *shear rate* e viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C

Come detto, il grafico sopra riportato fa riferimento a una *pipeline* di lunghezza 2 km e considerando una temperatura del fluido in ingresso di 20 °C, ma lo stesso risultato è stato ottenuto anche per le temperature di 10 °C e 30 °C.

Dato che, in presenza di PPD, la viscosità diminuisce e gli strati adiacenti del fluido oppongono meno resistenza fra loro, l'energia meccanica richiesta alla pompa per mantenere il flusso costante (portata costante) e vincere le forze viscosive interne al fluido è minore. Questo significa che per l'olio con PPD, la caduta di pressione (perdita di carico) tra ingresso e uscita lungo la tubazione è minore rispetto al caso senza PPD (Figura 5.4).

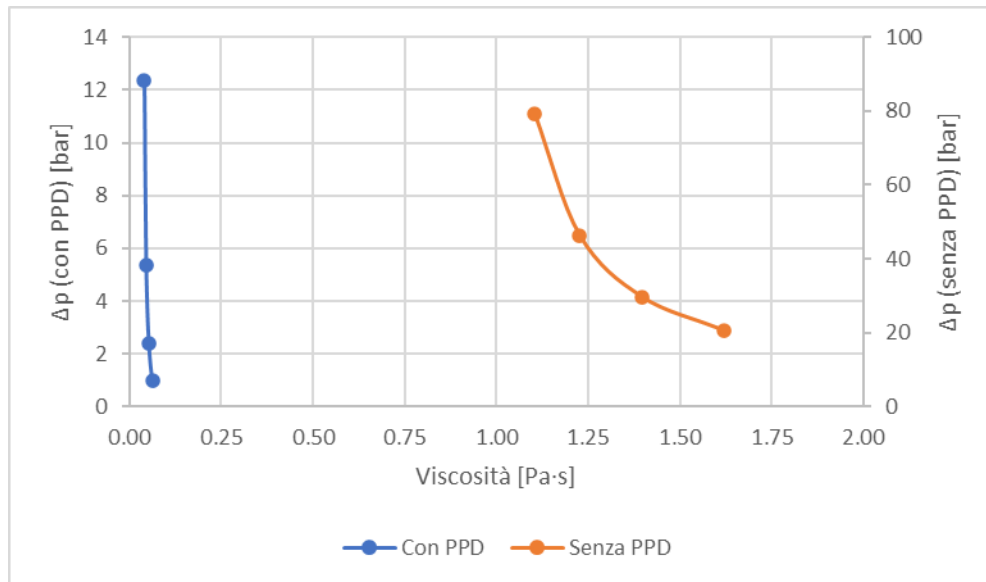


Figura 5.4: Andamento della perdita di carico e della viscosità per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ a $T = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Dal grafico appena riportato si osserva, ancora una volta, il concetto di pseudoplasticità dell'olio senza PPD, mentre di seguito (Figura 5.5) vengono mostrati in dettaglio i valori di viscosità nel caso in cui si è in presenza del PPD per pipeline a diametri variabili.

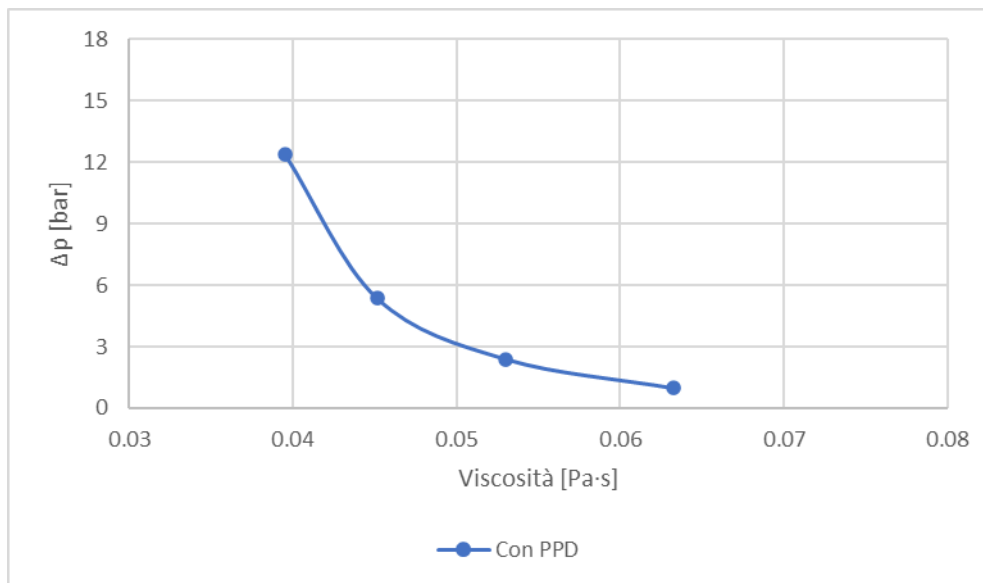


Figura 5.5: Andamento della perdita di carico e della viscosità per olio con PPD in pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C

Si osserva infatti, che per l'olio con PPD, i valori di viscosità variano da 0.04 Pa·s a 0.06 Pa·s, quindi come detto precedentemente, con una media di 0.05 Pa·s (= 50 cP).

Il grafico di Figura 5.4 fa riferimento a una *pipeline* di lunghezza 2 km, considerando una temperatura del fluido in ingresso di 20 °C, ma lo stesso tipo di andamento è stato ottenuto sia per una temperatura del fluido in ingresso di 10 °C, con viscosità maggiori e perdite di carico maggiori, sia con una temperatura del fluido in ingresso di 30 °C, con valori di viscosità minori e perdite di carico minori.

Di seguito si riporta una classificazione grossolana dei valori tipici di viscosità per olii greggi a temperatura di 20-25 °C:

- Olio leggero (*light oil*): 1-10 cP
- Olio medio (*medium oil*): 10-100 cP
- Olio pesante (*heavy oil*): 100-10000 cP
- Olio extra-pesante (*extra-heavy oil*): > 10000 cP

Perciò, dai valori appena visti di viscosità, si può affermare che in assenza di PPD si può parlare certamente di olio pesante, mentre quando si aggiunge il PPD, anche un olio pesante raggiunge i valori di viscosità tipici di un olio medio.

L'andamento della distribuzione dello sforzo di taglio medio nella condotta può essere ricavato da semplici considerazioni basate sull'equilibrio idrodinamico.

Se si effettua un bilancio di forze su un cilindro di fluido che scorre lungo una tubazione cilindrica, infatti, si devono considerare i seguenti contributi:

- Forza di pressione in $[N]$, è la forza assiale (parallela all'asse del cilindro) che agisce sulla sezione circolare di fluido dovuta alla differenza di pressione ed è data da:

$$F_p = \Delta p \cdot \pi r^2 \quad (5.1)$$

dove Δp è la differenza di pressione in $[Pa]$ e πr^2 è l'area della sezione circolare di raggio r in $[m^2]$.

- Forza di taglio in $[N]$, è la forza tangenziale che agisce sulla superficie laterale del cilindro di fluido dovuta alla sua viscosità, cioè alla resistenza viscosa esistente tra gli strati di fluido ed è data da:

$$F_\tau = \tau(r) \cdot 2\pi r L \quad (5.2)$$

dove $\tau(r)$ è lo *shear stress*, cioè lo sforzo di taglio tangenziale dovuto alla viscosità del fluido in $[Pa]$ e $2\pi r L$ è la superficie laterale del cilindro di fluido di raggio r e lunghezza L in $[m^2]$.

L'equilibrio tra queste due forze porta a:

$$F_p = F_\tau \rightarrow \Delta p \cdot \pi r^2 = \tau(r) \cdot 2\pi r L \quad (5.3)$$

da cui:

$$\tau(r) = \frac{\Delta p \cdot r}{2L} \quad (5.4)$$

La (5.4) definisce, quindi, la distribuzione radiale dello *shear rate* rispetto alla sezione trasversale del cilindro (o tubazione), da cui si denota che lo *shear stress* è pari a zero al centro,

cioè lungo l'asse del cilindro, e cresce linearmente fino a un massimo alla parete del cilindro dove il raggio è pari a r .

Dall'inverso della (5.4) si può ricavare:

$$\Delta p = \frac{\tau(r) \cdot 2L}{r} = \frac{\tau(r) \cdot 4L}{d} \quad (5.5)$$

che fornisce la caduta di pressione lungo la linea, che dipende linearmente dallo *shear stress*. Tuttavia, è noto che lo *shear stress* dipende dalla viscosità in modo non lineare per fluidi non-newtoniani come quelli analizzati in questo studio. Perciò si sono messi a grafico (Figura 5.6) questi tre parametri per il caso dell'olio con PPD, confermando come l'andamento della pressione in funzione dello *shear stress* è praticamente lineare, mentre la viscosità varia con un andamento esponenziale, proprio perché il fluido trattato è di tipo non-newtoniano.

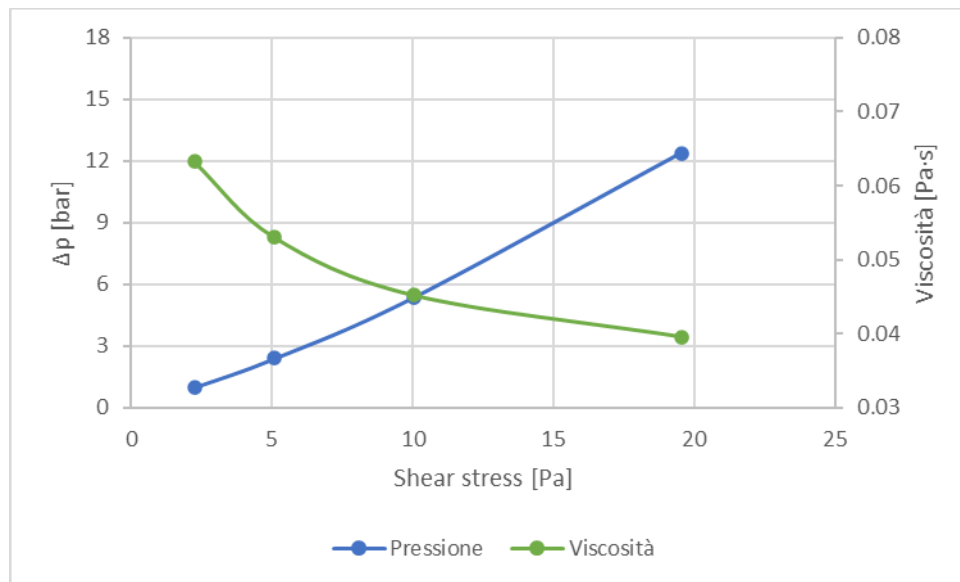


Figura 5.6: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello *shear stress* per olio con PPD in pipeline di $L = 2 \text{ km}$ a $T = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

È stato costruito lo stesso grafico per il caso in assenza di PPD e il risultato risulta simile con l'unica eccezione di avere valori maggiori di Δp , viscosità e *shear stress*.

Si ricorda altresì che nei fluidi la viscosità è un parametro che dipende strettamente dalla temperatura. Quando si trattano liquidi, però, la viscosità viene descritta in funzione della

temperatura solitamente dalla legge di Arrhenius, un modello empirico definito dalla seguente equazione:

$$\mu(T) = Ae^{\frac{E}{RT}} \quad (5.6)$$

dove:

- $\mu(T)$ è la viscosità dinamica del fluido in $[Pa \cdot s]$ che dipende dalla temperatura.
- A è detto fattore pre-esponenziale e dipende dal fluido, è espresso in $[Pa \cdot s]$.
- E è l'energia di attivazione al flusso in $[kmol/J]$.
- R è la costante universale dei gas pari a $8315 J/kmol \cdot K$.
- T è la temperatura assoluta del fluido in $[K]$.

Come già ricordato, la viscosità misura l'attrito interno di un fluido, ciò vuol dire che descrive le interazioni molecolari presenti al suo interno, più alta è la viscosità e maggiori sono le forze attrattive e repulsive che legano chimicamente gli elementi (molecole e atomi) del fluido. L'aumento di temperatura dona alle molecole del fluido calore sottoforma di energia cinetica, quest'energia in più, che viene definita da E nella (5.6), è utilizzata dal fluido per vincere queste forze intermolecolari e migliorare così lo scorrimento delle particelle quando il fluido è in movimento. Si capisce bene, quindi, che maggiore è la temperatura e più energia cinetica c'è per vincere la resistenza d'attrito e facilitare lo scorrimento del fluido. Per questo motivo, nei liquidi, maggiore è la temperatura e minore è la viscosità.

Questo concetto viene descritto dalla (5.6) in cui, se aumenta la temperatura, l'esponente $\frac{E}{RT}$ diminuisce, quindi la viscosità si riduce. Ciò comporta, a parità di portata trasportata, un aumento della velocità con cui si deformano gli strati di fluido, ovvero un aumento dello *shear rate*.

Perciò, è stato studiato, per l'olio con e senza PPD, un aumento di temperatura, simulando il trasporto in *pipeline* a $10^\circ C$, $20^\circ C$ e $30^\circ C$. L'andamento della viscosità e dello *shear rate* per entrambi i fluidi si può vedere in Figura 5.7.

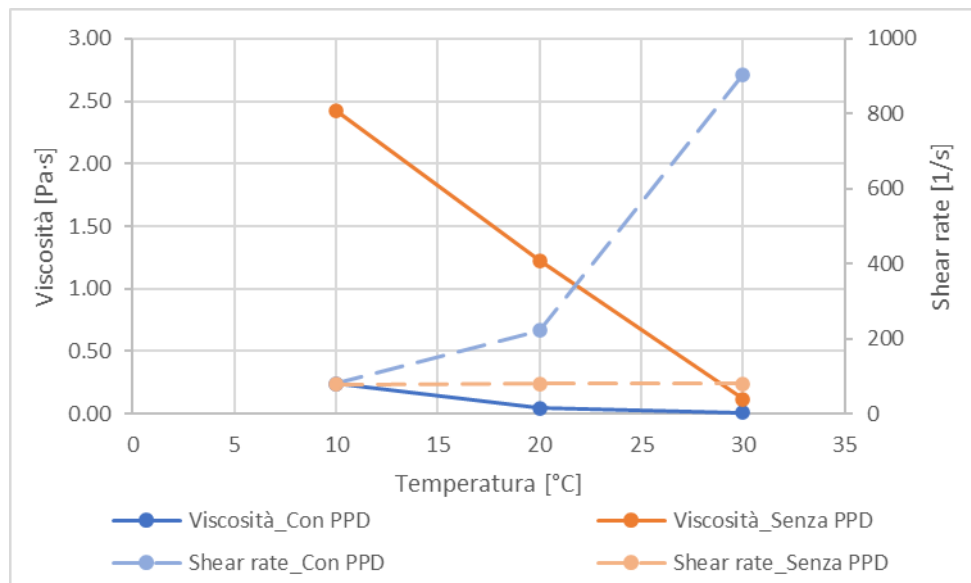


Figura 5.7: Andamento della viscosità e dello shear rate in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Da notare anche in questo caso che la presenza di PPD riduce drasticamente i valori di viscosità.

Per quanto riguarda l'olio con PPD, l'aumento di temperatura porta a ridurre la viscosità da $0.24 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ($= 241 \text{ cP}$) a 10°C , fino a $0.008 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ($= 8 \text{ cP}$) a 30°C , riducendo la viscosità di circa 230 cP . Mentre per l'olio senza PPD, si passa da $2.43 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ($= 2430 \text{ cP}$) a 10°C , fino a $0.117 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ($= 117 \text{ cP}$) a 30°C , riducendo la viscosità di circa 2310 cP . Questo significa che la temperatura influisce molto di più nell'olio in assenza di PPD.

Per i valori di *shear rate* le cose sono diverse: prima di tutto, si riscontrano valori maggiori in presenza di PPD. Questo andamento è dovuto al fatto che lo *shear rate*, che rappresenta la velocità con cui il fluido si deforma, è maggiore quando il fluido analizzato ha una viscosità più bassa in condizioni di equilibrio. In presenza di PPD, quindi si passa da 79.26 1/s a 10°C , fino a un massimo di 904.20 1/s a 30°C , mentre in assenza di PPD, il valore di *shear rate* rimane pressoché costante intorno a 79 1/s , questo potrebbe essere dovuto al flusso laminare dell'olio senza PPD in contrasto al flusso turbolento dell'olio con PPD (questo concetto verrà spiegato meglio in seguito).

Alla luce di quanto riportato sopra, si deduce che lo *shear stress*, all'aumentare della temperatura, diminuisce perché la spinta da applicare al fluido affinché scorra si riduce. Ciò si osserva in Figura 5.8 sia per il caso con PPD, sia per quello senza PPD.

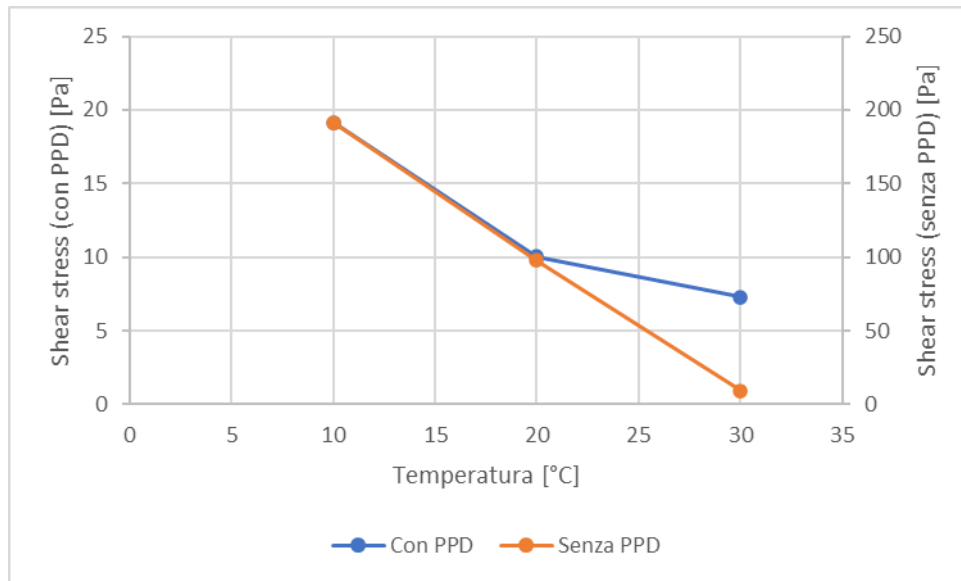


Figura 5.8: Andamento dello shear stress in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

A livello analitico significa che la caduta di viscosità dovuta all'aumento di temperatura è predominante rispetto all'aumento di *shear rate*, perciò lo *shear stress* diminuisce.

Per l'olio con PPD si va da 19.15 Pa a 7.28 Pa passando rispettivamente da 10 °C a 30 °C, mentre in assenza di PPD si passa da 191.29 Pa a 10 °C, fino a 9.40 Pa a 30 °C.

Dato che la spinta da applicare al fluido affinché scorra (*shear stress*) diminuisce all'aumentare della temperatura, ci si aspetta, allo stesso modo, che la pressione richiesta alla pompa per mantenere il flusso costante (portata costante) si riduca anch'essa, perciò la caduta di pressione lungo la linea diminuisce con la temperatura. Questo fenomeno si osserva proprio in Figura 5.9 per entrambi i casi con e senza PPD.

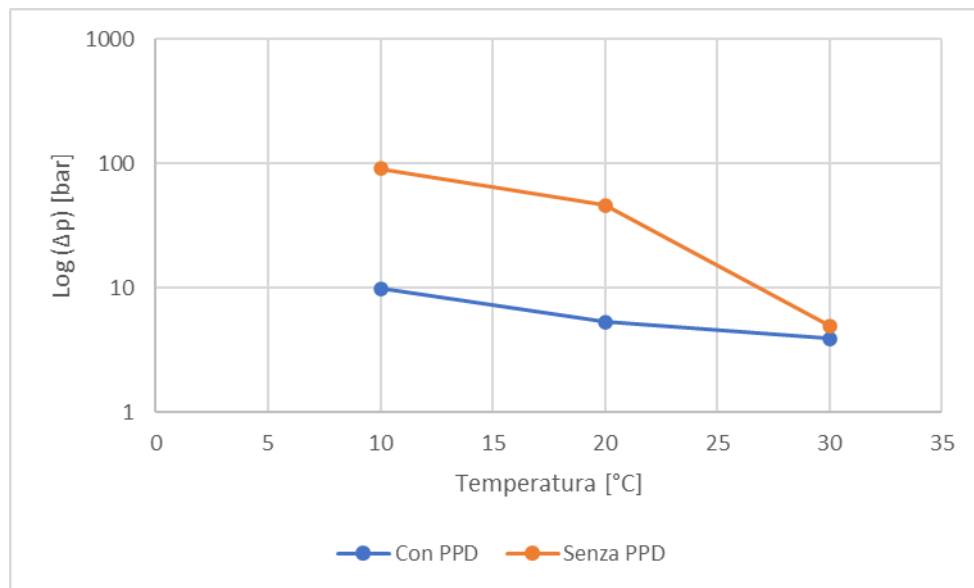


Figura 5.9: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ e $d = 6 \text{ in}$

Si osserva che per l'olio con PPD le pressioni sono molto inferiori e vanno da 9.93 bar a 10 °C a 3.91 bar a 30 °C, quindi un aumento di 20 °C del fluido consente di ridurre 6 bar.

Per l'olio senza PPD invece si passa da 106.38 bar a 10 °C, fino a 19.97 bar a 30 °C. In questo caso, un aumento di 20 °C del fluido ha portato a ridurre la perdita di pressione di 86.41 bar. È, quindi, fondamentale aumentare la temperatura se si vuole trasportare un fluido di questo tipo lungo la *pipeline* considerata.

In fluidodinamica è fondamentale conoscere il tipo di moto del fluido trasportato, non solo per prevedere il suo comportamento all'interno della *pipeline*, ma perché, quando si progetta un sistema di trasporto, è necessario anche e soprattutto calcolare correttamente le perdite di carico lungo la linea e quindi dimensionare le pompe necessarie a mantenere il flusso.

Il tipo di moto si definisce attraverso il numero di Reynolds (introdotto da Osborne Reynolds nel 1883), un valore adimensionale dato dal rapporto tra le forze inerziali e le forze viscosi del fluido trasportato:

$$Re = \frac{\text{forze inerziali}}{\text{forze viscosi}} = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} \quad (5.7)$$

dove:

- v è la velocità del fluido all'interno della tubazione in $[m/s]$.
- d è il diametro della tubazione in $[m]$.
- ρ è la densità del fluido in $[kg/m^3]$.
- μ è la viscosità dinamica del fluido in $[Pa \cdot s]$.

Sperimentalmente si è visto che per il flusso all'interno di un tubo cilindrico si ha:

- $Re < 2000$ indica un moto di tipo laminare dove il flusso è ordinato senza mescolamenti e le particelle che compongono il fluido si muovono perpendicolarmente tra di loro (vincono le forze viscosi).
- $2000 < Re < 4000$ caratterizza un moto transitorio in cui il flusso potrebbe mantenersi laminare, ma con una piccola perturbazione si può trasformare in turbolento.
- $Re > 4000$ indica un moto turbolento in cui il flusso diventa disordinato e caotico, soggetto a mescolamenti con la formazione di vortici (vincono le forze inerziali).

Da questo si capisce che per i fluidi altamente viscosi come nel caso dell'olio senza PPD, il flusso è governato dalle forze viscosi, quindi rimane laminare in tutti i casi analizzati. Mentre in presenza di PPD, il flusso rimane laminare solo per una temperatura di 10 °C come si mostra in Figura 5.10.

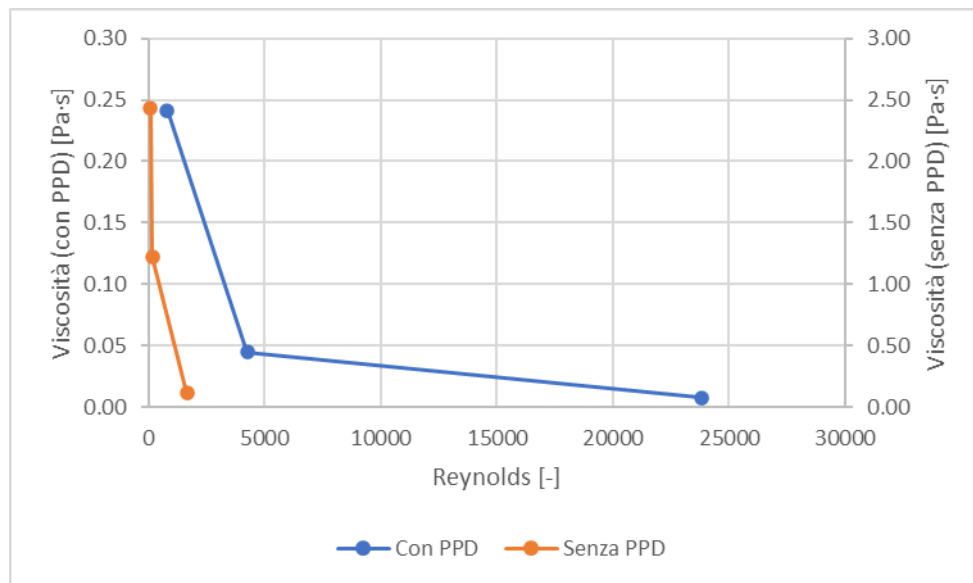


Figura 5.10: Andamento della viscosità e del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Si nota che senza PPD, il numero di Reynolds, nel caso peggiore (a 30°C), rimane a 1645 garantendo un comportamento laminare del flusso e questo è dovuto al fatto che l'alta viscosità del fluido garantisce una certa stabilità in cui difficilmente le particelle riescono a mescolarsi tra di loro.

Per l'olio in presenza di PPD, dove la viscosità diminuisce, diventa più facile l'insorgenza di un moto turbolento: infatti, si ottengono valori del numero di Reynolds pari a 4246 e 23818 rispettivamente per temperature di 20 °C e 30 °C. Solamente nel caso a 10 °C Reynolds rimane a 794, questo perché per temperature così basse la viscosità rimane alta, intorno a 241 cP (tipica degli oli pesanti) e le forze intermolecolari sono ancora abbastanza "forti" da evitare il mescolamento delle particelle di fluido assicurando un flusso ordinato come quello laminare.

Si specifica un aspetto: per ciascun fluido (con e senza PPD), il numero di Reynolds aumenta all'aumentare della temperatura perché, come visto precedentemente, più la temperatura è alta e più i valori di viscosità aumentano. È vero che allo stesso tempo la densità del fluido diminuisce, ma in maniera percentualmente molto più ridotta della viscosità, perciò, nel complesso, il rapporto ρ/μ della formula (5.7) aumenta, facendo aumentare anche il numero di Reynolds. Questo vale per i liquidi, ma non per i gas.

Di seguito si riportano e si analizzano anche i valori di *shear rate* in funzione del numero di Reynolds (Figura 5.11).

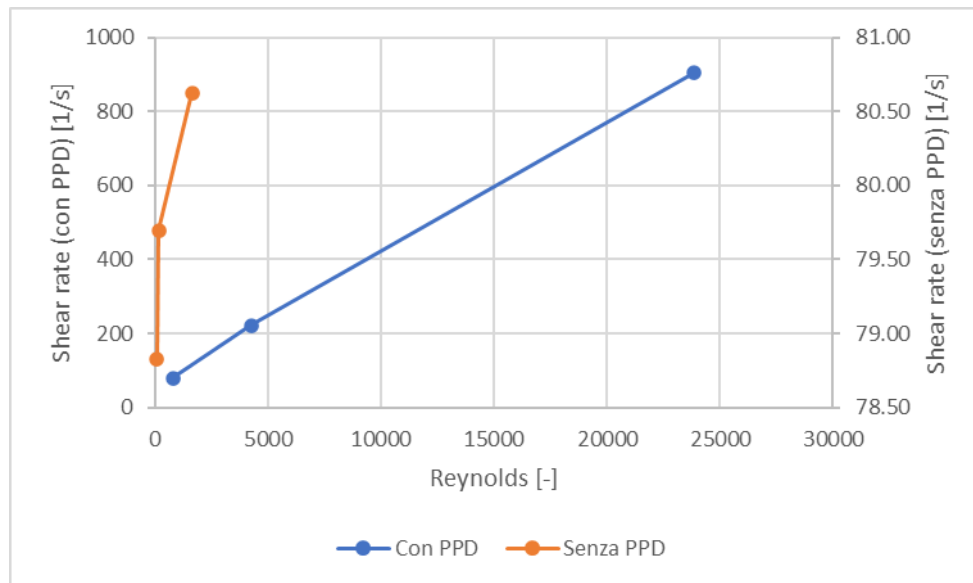


Figura 5.11: Andamento dello shear rate e del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Come detto, il numero di Reynolds in assenza di PPD è limitato grazie alle viscosità elevate del fluido, e questo garantisce un flusso laminare del fluido quando viene trasportato: ciò è evidente anche esaminando i valori di *shear rate* che per olio senza PPD sono pressoché costanti con valori molto bassi, perché la velocità con cui si deformano gli strati di fluido è molto ridotta e questo garantisce un flusso laminare.

In presenza di PPD invece, si raggiungono valori molto elevati perché la velocità di deformazione del fluido aumenta a causa della transizione al moto turbolento.

Considerando un diametro di 6 in, la velocità dell'olio all'interno della pipeline in regime stazionario è costante e pari a 1.51 m/s (Tabella 4.3). Per questo caso, è stato visto come, variando la temperatura del fluido (10 °C, 20 °C e 30°C), la viscosità cambi e, di seguito si riporta il comportamento della caduta di pressione lungo la linea dovuto alla variazione termica in relazione al numero di Reynolds. Si nota come, a temperatura fissa, la caduta di pressione è maggiore per l'olio senza PPD e il numero di Reynolds è maggiore per l'olio con PPD.

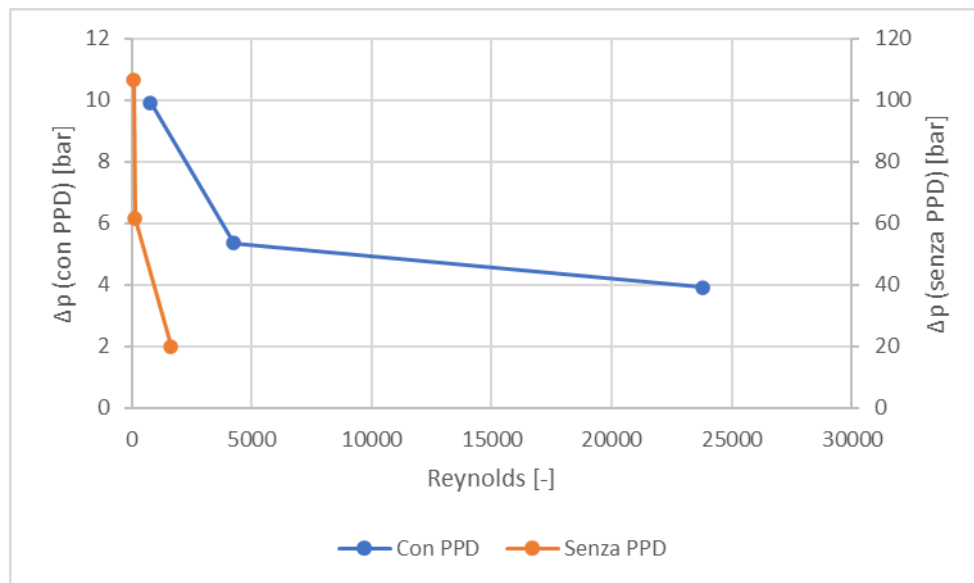


Figura 5.12: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Dal grafico si osserva come, in entrambi i casi, la perdita di carico lungo la *pipeline* diminuisce passando da una temperatura di 10 °C a 30 °C.

L'aumento di temperatura porta a un aumento anche del numero di Reynolds perché, come visto, a temperature maggiori la viscosità del fluido diminuisce, quindi l'attrito interno tra le particelle del fluido diminuisce favorendo lo scorrimento del fluido che più facilmente passa da un moto laminare a uno turbolento.

Si è notato che lungo la *pipeline*, l'olio trasportato, sia esso con o senza PPD, tende a scaldarsi durante il trasporto, fino ad aumentare anche di qualche grado all'uscita della tubazione.

Questo fenomeno è dovuto all'attrito viscoso ed è, quindi, tipico del trasporto di fluidi altamente viscosi e non-newtoniani. Quello che succede è che, quando un fluido scorre lungo una *pipeline*, gli strati adiacenti di fluido che si muovono a velocità diverse all'interno della tubazione possiedono un'energia meccanica associata al moto che viene convertita in energia termica attraverso la dissipazione viscosa, quindi più attrito interno c'è tra gli strati di fluido e più calore si genera. Essendo, poi, il sistema adiabatico, il calore continua ad accumularsi facendo crescere la temperatura lungo la condotta.

Per la *pipeline* considerata ($L = 2$ km e $d = 6$ in), il trasporto di olio con PPD ha dato risultati diversi rispetto all'olio senza PPD: questo è dovuto alla differenza di viscosità, infatti ci si aspetta che senza PPD, essendo il fluido più viscoso, si abbia maggior attrito interno che trasforma più energia meccanica in calore, quindi che l'olio senza PPD si scaldi di più rispetto all'olio con PPD lungo la tubazione e, in effetti, i risultati confermano questo concetto (Figura 5.13).

Nel caso base ($d = 6$ in), considerando il fluido a $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, la temperatura aumenta di $0.43\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'olio con PPD e di $4.00\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'olio senza PPD. Mentre se l'olio entra in tubazione a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, l'aumento diminuisce di $0.08\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'olio con PPD e di $2.00\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'olio senza PPD. Infine se si lavora a $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, la temperatura del fluido aumenta di $0.03\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'olio con PPD e di $0.20\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'olio senza PPD. Questo significa che più il fluido trasportato si trova a temperature minori e più l'aumento di calore è rilevante.

Inoltre, è curioso notare che per ogni temperatura ($10\text{ }^{\circ}\text{C}$, $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 30°C) è stato analizzato l'aumento di temperatura per diversi diametri e si è visto come diminuendo il diametro della *pipeline*, la temperatura del fluido trasportato aumenti sempre di più. Questo è facilmente spiegabile dal fatto che diminuendo il diametro della *pipeline*, ma mantenendo il flusso costante (portata costante), la velocità del fluido all'interno della tubazione aumenta e questo porta ad avere un aumento dell'energia meccanica del flusso che è dovuta non solo all'energia di pressione che imprime la pompa all'ingresso della *pipeline*, ma anche all'energia cinetica $\frac{1}{2}\rho v^2$ del flusso. Per questa ragione il fluido ha più energia meccanica da trasformare in calore e di conseguenza il sistema si scalda di più.

Nel caso con temperatura del fluido all'ingresso di $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, si osserva in Figura 5.13 che per la situazione più critica, quella con olio senza PPD, la temperatura si alza di $0.88\text{ }^{\circ}\text{C}$ nel caso a $d = 8$ in, mentre se il diametro si riduce a 5 in, la temperatura aumenta di $3.30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

In conclusione, il caso peggiore si ha quando il fluido si trova in assenza di PPD, a $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ e la *pipeline* ha diametro minore: in questo caso, infatti, l'aumento di temperatura arriva fino a $5.40\text{ }^{\circ}\text{C}$.

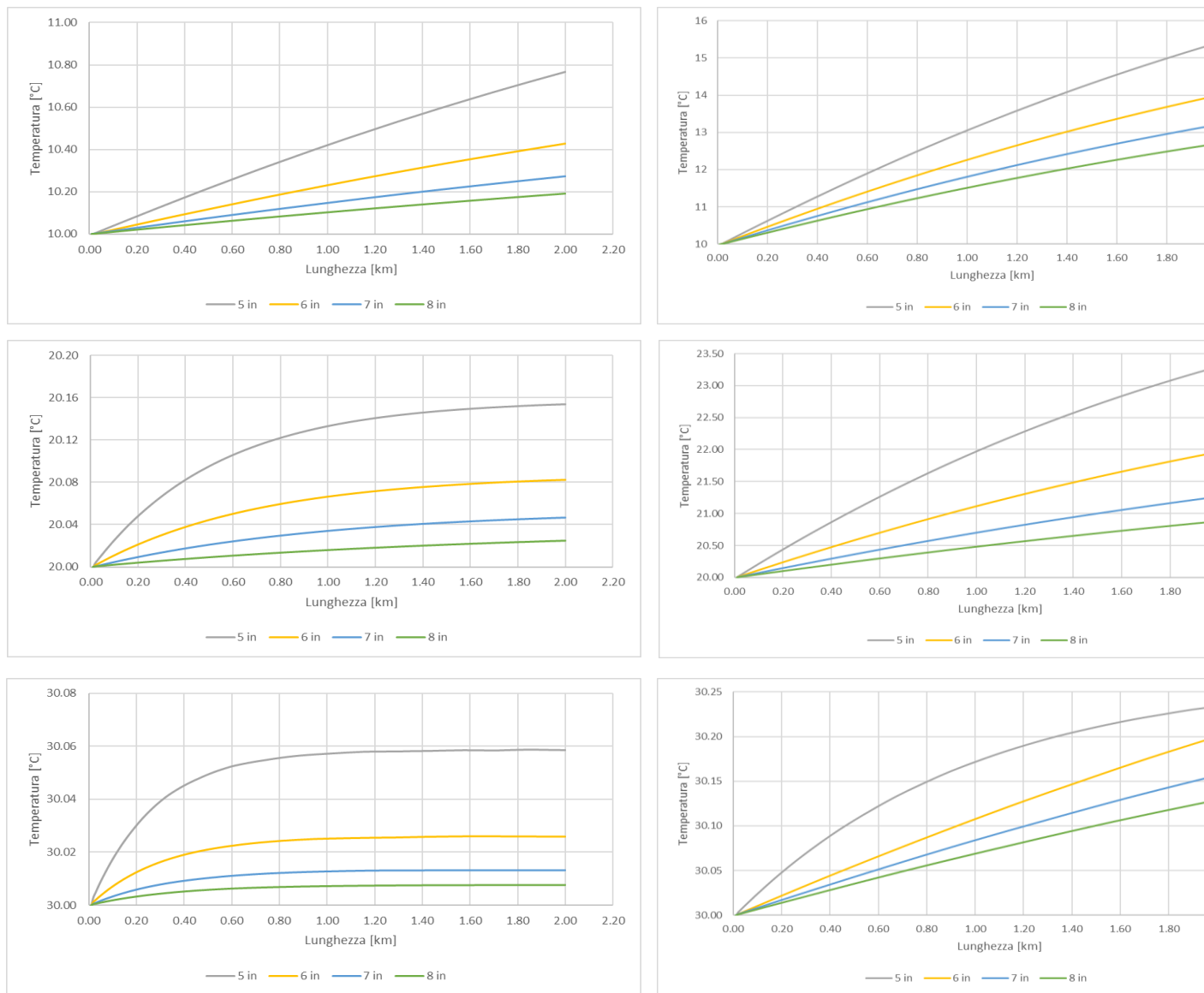


Figura 5.13: Andamento della temperatura lungo la pipeline di $L = 2$ km per diametri diversi, a sinistra i risultati del trasporto di olio pesante con PPD, a destra per l'olio senza PPD

5.1.2 Regime transitorio

Inizialmente è stato simulato un arresto completo della linea (*shut down*) per un tempo necessario a svuotare completamente la *pipeline*, dopodiché, data l'elevata differenza di viscosità tra i due fluidi analizzati, è stato necessario effettuare un riavvio del flusso graduale considerando diversi tempi di *ramp-up* a seconda dell'olio con o senza PPD. Questa analisi ha avuto l'obiettivo di definire il tempo minimo di riavvio della linea per evitare i picchi di

sovrappressione che solitamente si verificano, soprattutto nel caso del trasporto di fluidi altamente viscosi.

Per l'olio con e senza PPD è stato effettuato un *restart* per tutte e tre le temperature studiate: 10 °C, 20 °C e 30 °C.

I tempi di *ramp-up* per l'olio con PPD sono stati:

- 0.5 min
- 1 min
- 2 min
- 3 min
- 4 min
- 5 min

I tempi di *ramp-up* per l'olio senza PPD sono stati maggiori considerando l'elevata viscosità del fluido rispetto all'olio con PPD:

- 5 min
- 7 min
- 10 min
- 15 min

In generale si osserva che, come già visto, a temperature più basse si hanno pressioni maggiori in linea e per tempi minori di *ramp-up* le pressioni di picco aumentano.

I risultati sono esposti in Figura 5.14 per una *pipeline* di $L = 2$ km e diametro 6 in, da cui si osserva che per l'olio con PPD a 20 °C e 30 °C non si ha alcun picco di pressione, infatti durante il riavvio non si supera la pressione richiesta in regime stazionario. Nel caso a 10 °C, invece, a causa di una viscosità più elevata (241 cP), si crea un picco di pressione iniziale che, per tutti i tempi di *ramp-up* considerati, non supera i 70 bar, arrivando a un massimo di 63.95 bar quando il tempo di riavvio della linea è di 0.5 min.

Per l'olio senza PPD, invece, le viscosità sono molto più alte, per questo motivo sono stati simulati dei riavvii della linea con tempi di *ramp-up* maggiori. Le viscosità così elevate hanno causato per tutte le temperature considerate, dei picchi di pressione al riavvio. A 10 °C, quando l'olio senza PPD ha una viscosità di 2428 cP il picco raggiunge sovrapressioni eccessive arrivando addirittura a 380.60 bar per un tempo di riavvio di 5 min, mentre aumentando il *ramp-up* fino a 15 minuti il picco scende fino a 206.75 bar, ancora eccessivamente elevato. Quando la temperatura del fluido è di 20 °C, il picco può essere accettabile, ma dipende dai casi. Per tempi di riavvio di 5 min si arriva a 79.31 bar, una sovrapressione che potrebbe dare problemi alla linea, quindi si consiglia di prevedere tempi di riavvio maggiori. Nel caso a 30 °C invece, il picco rimane al di sotto di 40 bar in tutti i casi grazie a una viscosità più bassa (117 cP).

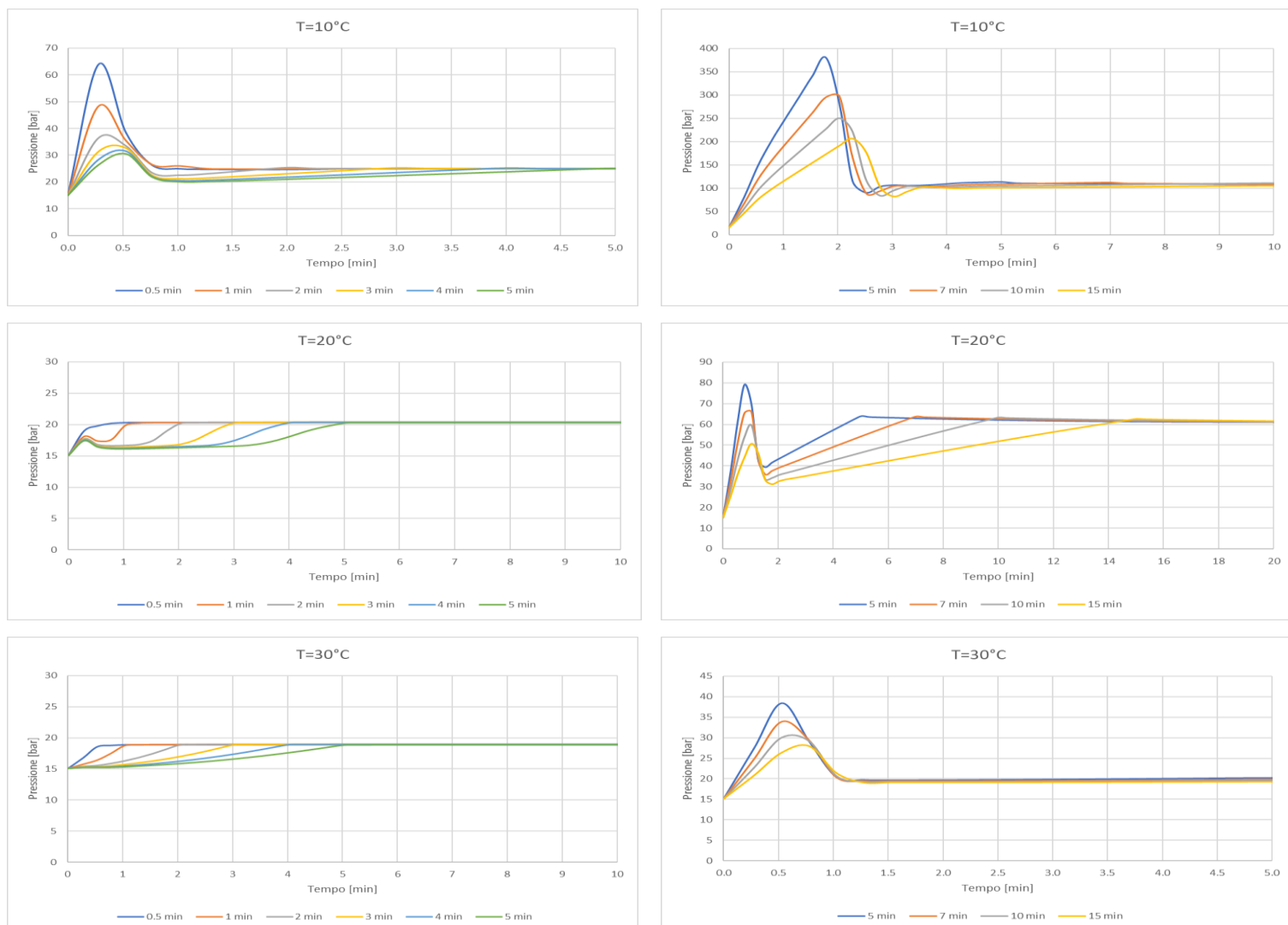


Figura 5.14: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti e pipeline di $L = 2 \text{ km}$ e $d = 6 \text{ in}$, a sinistra i risultati per l'olio pesante con PPD, a destra per l'olio senza PPD

Per l'olio con PPD, quindi, il caso peggiore per il riavvio della linea è quando il fluido si trova a 10°C arrivando a un massimo di 63.95 bar, perciò per definire la pressione massima di esercizio da garantire alla pompa, si considera un margine di sicurezza del 10-25% in modo da garantire la sicurezza, sia in regime stazionario che transitorio e prevenire possibili guasti in rete. Sapendo che i fluidi trattati in questo studio sono altamente viscosi, si considererà un margine di sicurezza del 25%, per cui, nel caso dell'olio con PPD, bisogna prevedere l'utilizzo di una pompa che abbia una pressione massima di esercizio di almeno 80 bar.

Si è voluto valutare un *restart* a 10 °C per l'olio con PPD anche per i diversi diametri visti in precedenza. In particolare i tempi di riavvio sono stati:

- 0.5 min
- 1 min
- 5 min

Per prima cosa si nota che, come ci si aspetta, per diametri minori, i picchi di pressione al riavvio della linea sono maggiori, quindi l'unico caso da attenzionare è per la *pipeline* con diametro 5 in. In questo caso, infatti, quando il tempo di riavvio è di mezzo minuto, la pressione arriva a 102.81 bar e quando è di 1 minuto si arriva a 70.11 bar, sono sovrappressioni eccessivamente elevate per la pressione massima di esercizio considerata, perciò si consiglia, in questi casi, di effettuare un riavvio con tempi di *ramp-up* superiori a 1 minuto per evitare qualsiasi tipo di guasto lungo la linea.

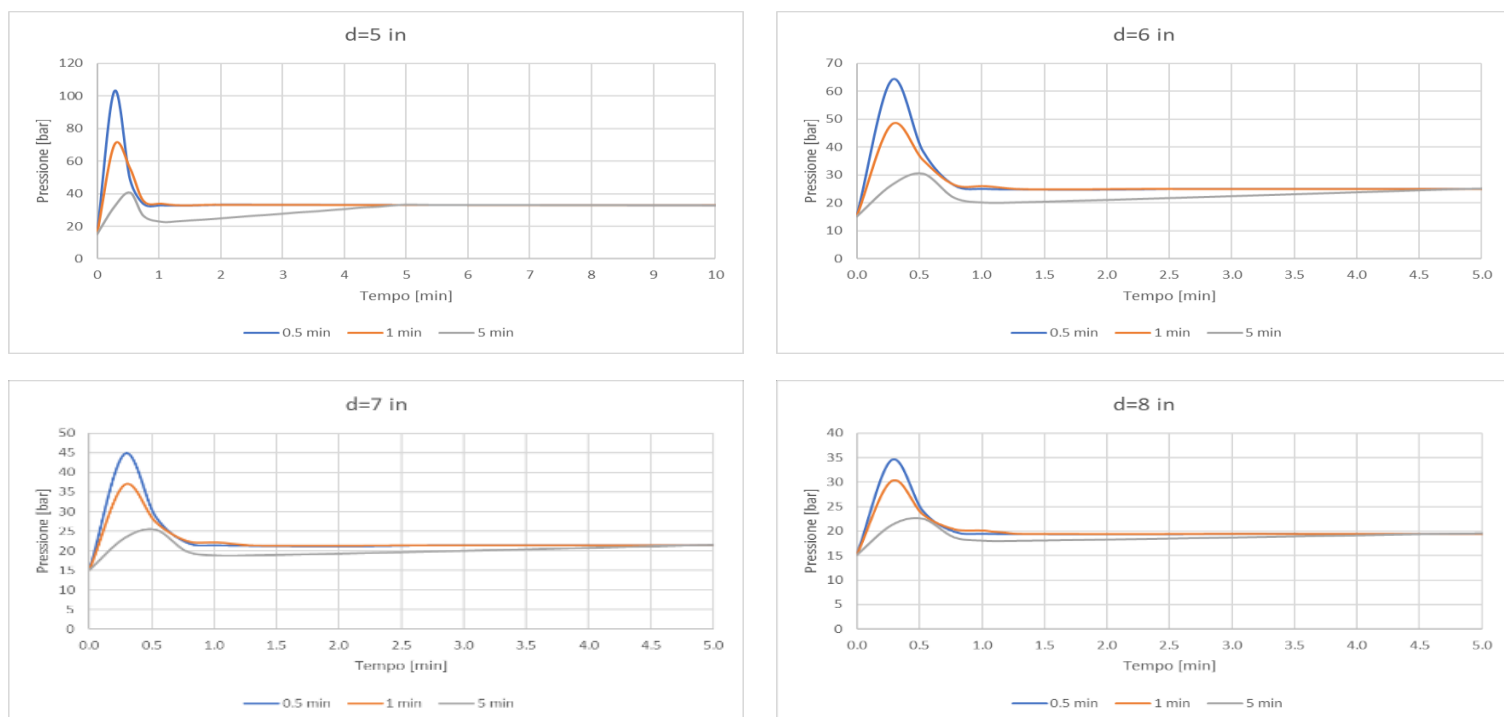


Figura 5.15: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per olio con PPD a 10 °C

Per mantenere la stessa pompa anche per l'olio senza PPD, si dovrebbe mantenere il fluido a temperature elevate perché, come detto, i casi di riavvio della linea con temperatura del fluido di 30 °C non hanno richiesto sovrapressioni che non hanno superato i 40 bar.

Per questo motivo si voluto valutare un *restart* a 30 °C anche per i diversi diametri visti in precedenza. In particolare i tempi di riavvio utilizzati sono stati:

- 5 min
- 10 min
- 15 min

Anche in questo caso si nota che per diametri minori, i picchi di pressione al riavvio della linea sono maggiori, perciò è bene prestare particolare attenzione al caso della *pipeline* con diametro di 5 in. In questo caso, per tutti i tempi di riavvio considerati, i picchi di pressione non superano mai i 60 bar, arrivando a un massimo di 51.36 bar per un tempo di riavvio di 5 minuti, perciò i dati risultano accettabili per una pressione massima di esercizio di 80 bar.

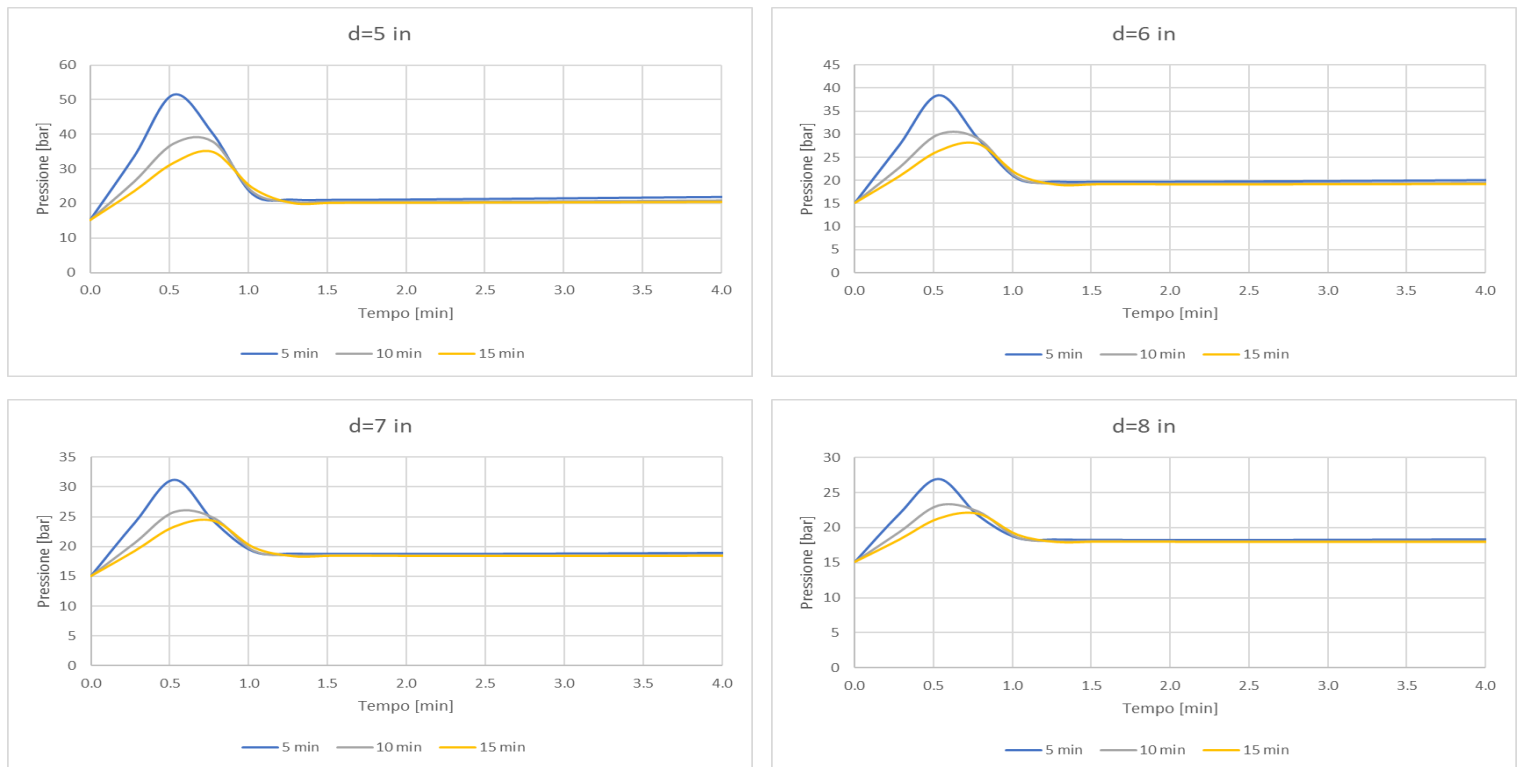


Figura 5.16: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per olio senza PPD a 30 °C

5.2 Risultati caso studio 2: Acqua viscosizzata

Si ricorda che, per questo caso studio, è stata analizzata dell'acqua additivata con tre diverse concentrazioni di polimeri sintetici disciolti: 8000 ppm, 10000 ppm, 12000 ppm.

5.2.1 Regime stazionario

Per prima cosa si sono confrontati i dati di laboratorio (cioè della FANNTABLE) di *shear rate* e *shear stress* con i dati ottenuti da OLGA utilizzando il modello Power Law, per ciascuna concentrazione di polimeri disciolti. Di seguito si osservano i risultati confrontati per una *pipeline* variando il diametro e con temperatura costante del fluido di 20°C (Figura 5.17).

Da questo grafico si può notare che i dati ricavati da OLGA si adattano bene ai dati di laboratorio per le concentrazioni di 10000 ppm e 12000 ppm, mentre nel caso con 8000 ppm di polimeri disciolti, i valori ricavati da modello si adattano bene tranne per il caso in cui si considera un diametro della *pipeline* di 5 in (ovvero quello in cui lo *shear rate* medio raggiunge il valore di 280 s⁻¹). Ciò può essere dovuto al fatto che ci siano stati dei problemi tecnici di compilazione o di bug del software, per questo motivo i valori relativi a 8000 ppm per la *pipeline* di diametro 5 in non verranno considerati in seguito.

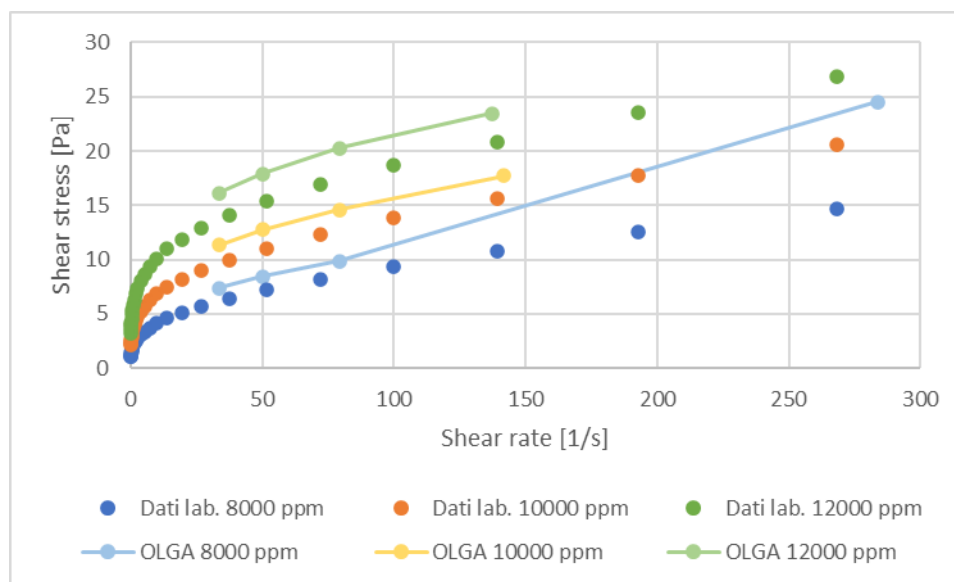


Figura 5.17: Confronto tra curve di flusso date da dati di laboratorio e da dati di OLGA da modello Power Law per acqua viscosizzata a 20 °C e pipeline di $L = 2\text{km}$

L'adattamento dei dati è stato fatto anche per le temperature di 30 °C e 50 °C e i risultati ottenuti sono stati simili.

Successivamente, i dati ottenuti da OLGA sono stati messi su grafico per descrivere la relazione tra viscosità e *shear rate* (su scala logaritmica) e si è osservato (come visto dai dati di laboratorio) che l'acqua viscosizzata si comporta come un fluido pseudoplastico (*shear thinning*), ovvero che la viscosità diminuisce all'aumentare dello *shear rate*. Ciò si osserva in Figura 5.18 per ogni concentrazione di polimeri studiata, dove i valori sono stati ottenuti variando il diametro della *pipeline* e mantenendo una temperatura costante della miscela fluida di 20 °C. Questo comportamento è stato osservato anche per temperature di 30 °C, 40 °C e 50 °C.

Dal grafico si osserva che i valori di viscosità aumentano all'aumentare della concentrazione di polimeri disciolti, questo perché i polimeri sintetici idrosolubili utilizzati per questo caso studio hanno proprio lo scopo di aumentare la viscosità del fluido in cui vengono miscelati.

Nel caso a 20 °C di Figura 5.18 si osserva che per una concentrazione di 8000 ppm, la viscosità varia da 0.22 Pa·s (= 220 cP) per un $d = 8$ in, a 0.12 Pa·s (= 120 cP) per un $d = 6$ in, mentre per una concentrazione di 10000 ppm, varia da 0.34 Pa·s (= 340 cP) per un $d = 8$ in, a 0.13 Pa·s (= 130 cP) per un $d = 5$ in ed infine per la concentrazione di 12000 ppm la viscosità varia da 0.48 Pa·s (= 480 cP) per un $d = 8$ in fino a 0.17 Pa·s (= 170 cP) per $d = 5$ in.

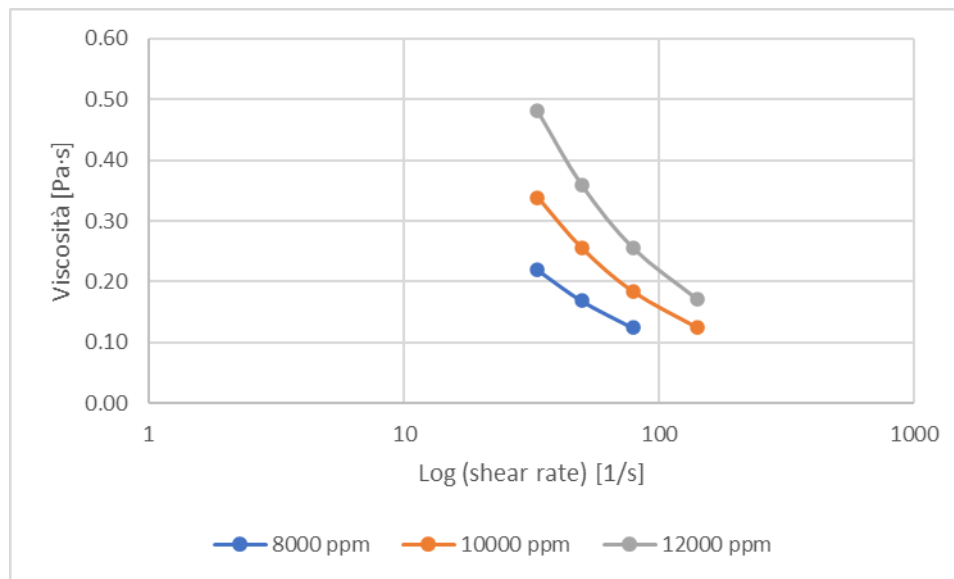


Figura 5.18: Andamento di shear rate e viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C

Si ricorda che aumentare la viscosità dell'acqua utilizzata è fondamentale per la tecnica *polymer flooding* che, tra le funzioni principali, ha quella di limitare la migrazione della soluzione acquosa nel giacimento verso i pozzi di produzione. Avere una viscosità più elevata, infatti, permette al fluido di limitare la sua mobilità all'interno del giacimento petrolifero. Questo fenomeno, però, deve essere controllato e studiato nel dettaglio, perché un aumento della viscosità del fluido significherebbe avere un attrito interno maggiore tra gli strati del fluido stesso e questo renderebbe il trasporto in *pipeline* più complicato, perché la soluzione opporrà maggior resistenza al moto. Per ciò, bisogna valutare con attenzione la concentrazione di polimeri sintetica ottimale, in modo da permettere un trasporto sicuro ed efficace in *pipeline* e allo stesso tempo una certa immobilità all'interno del giacimento.

Per osservare meglio questo concetto, in Figura 5.19 si definisce il rapporto tra viscosità e concentrazione di polimeri e si nota che la proporzionalità è diretta tra questi due valori.

È stata considerata una *pipeline* di lunghezza 2 km e diametro 6 in e, per ogni concentrazione studiata (8000, 10000 e 12000 ppm), si è calcolato il valore della viscosità della miscela fluida che scorre all'interno della tubazione in regime stazionario, per quattro differenti temperature.

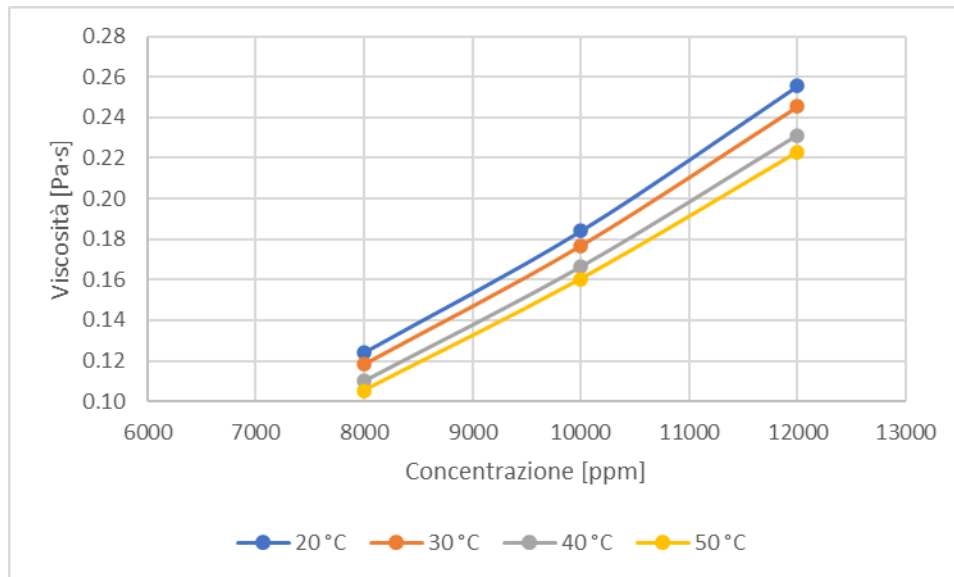


Figura 5.19: Andamento della viscosità in funzione della concentrazione dei polimeri disciolti per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ e $d = 6 \text{ in}$

Prima di tutto si nota che a concentrazioni più elevate (12000 ppm), i valori di viscosità sono maggiori, poi si osserva che, per una determinata concentrazione di polimeri, la viscosità aumenta al diminuire della temperatura, come già discusso e previsto per un liquido.

A 20 °C, infatti, si passa ad avere una viscosità di 0.124 Pa·s per 8000 ppm di polimeri disciolti fino a 0.256 Pa·s quando si arriva ad avere una concentrazione di polimeri di 12000 ppm. Questo significa che a 20 °C, un aumento di 4000 ppm di polimeri fa aumentare la viscosità del fluido di 0.132 Pa·s.

Nel caso di una concentrazione di 12000 ppm di polimeri, la viscosità del fluido passa da 0.256 Pa·s a 20 °C, fino a 0.223 Pa·s a 50 °C: la dipendenza dalla temperatura non è quindi elevata, in quanto un aumento di 30 °C porta a ridurre la viscosità soltanto di 0.033 Pa s.

Dato che, per concentrazioni maggiori di polimeri idrosolubili, la viscosità aumenta e, quindi, l'energia meccanica richiesta alla pompa per mantenere la portata costante e vincere le forze viscose interne al fluido è maggiore. Questo significa che più alta è la concentrazione di polimeri nell'acqua viscosizzata, maggiore è la caduta di pressione tra ingresso e uscita lungo la tubazione, quindi per 12000 ppm ci si aspetta un Δp maggiore rispetto al caso di 8000 ppm.

Il risultato riportato in Figura 5.20 conferma quanto detto, evidenziando un andamento lineare tra il Δp e la concentrazione di polimeri disciolti in acqua.

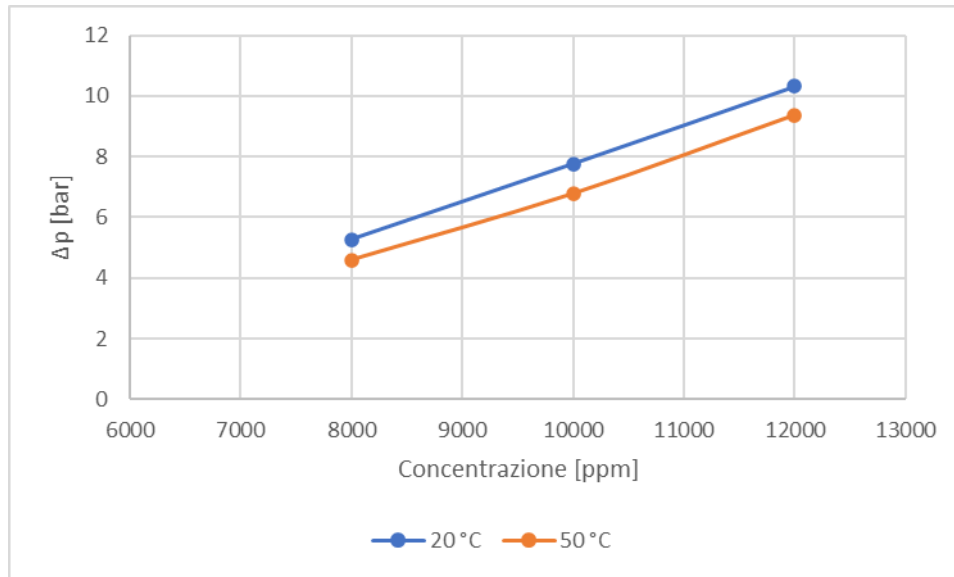


Figura 5.20: Andamento della perdita di carico in funzione della concentrazione di polimeri disciolti in acqua viscosizzata per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C

Dal grafico soprariportato si osserva la caduta di pressione per il trasporto di acqua viscosizzata a 20 °C e 50 °C in una *pipeline* di lunghezza 2 km e diametro 6 in. Si nota che a 20 °C, il Δp passa da 5.27 bar per 8000 ppm, a 10.31 bar per 12000 ppm, mentre a 50 °C il Δp passa da 4.58 bar per 8000 ppm, a 9.37 bar per 12000 ppm.

Inoltre, si osserva che la caduta di pressione diminuisce con l'aumento di temperatura, questo perché, come visto, la viscosità del fluido diminuisce.

La (5.5) definisce la caduta di pressione lungo la linea, che dipende linearmente dallo *shear stress*. È noto come lo *shear stress* dipenda dalla viscosità in modo non lineare per i fluidi non-newtoniani come l'acqua viscosizzata, perciò in Figura 5.21 viene descritto l'andamento e le relazioni tra questi tre parametri per una concentrazione di polimeri disciolti di 12000 ppm (caso più sfavorevole). Dal grafico si osserva come l'andamento della pressione in funzione dello *shear stress* sia lineare, mentre la viscosità varia con un andamento esponenziale rispetto allo *shear stress*, proprio perché il fluido trattato è di tipo non-newtoniano.

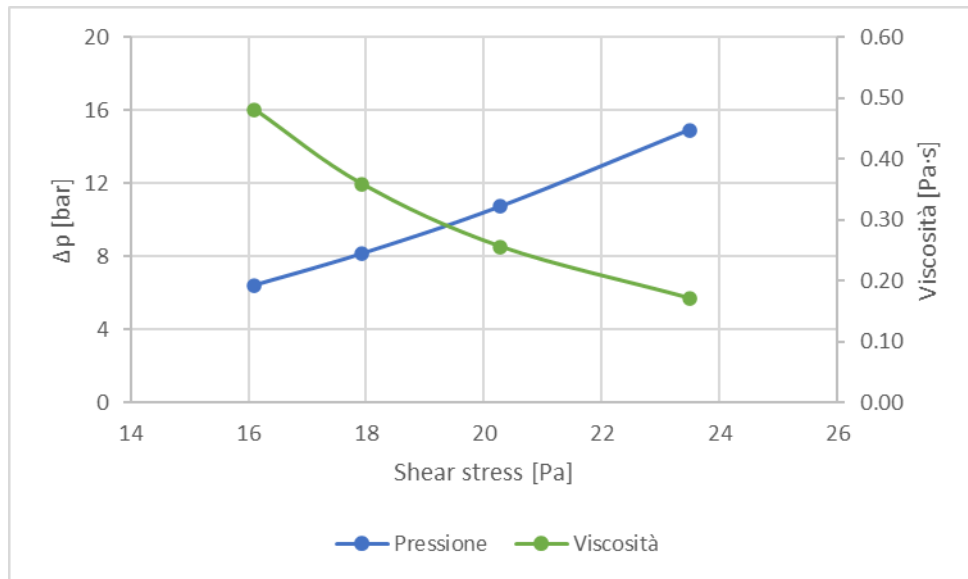


Figura 5.21: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello shear stress per acqua viscosizzata con concentrazione di polimeri disciolti di 12000 ppm in pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C

Lo stesso grafico è stato costruito per le altre due concentrazioni di 8000 ppm e 10000 ppm, ottenendo lo stesso andamento, ma con valori di Δp , viscosità e *shear stress* minori.

Come visto dalla legge di Arrhenius descritta dalla formula (5.6), la viscosità dipende fortemente dalla temperatura in cui si trova il fluido considerato e, nei liquidi, maggiore è la temperatura e minore è la viscosità come si osserva in Figura 5.22.

Si nota, anche in questo caso, come le viscosità sono maggiori per concentrazioni di polimeri disciolti maggiori; inoltre, si può vedere che la viscosità diminuisce (anche se lentamente) all'aumentare della temperatura, in particolare, per 8000 ppm, la viscosità si riduce di 18.79 cP passando da 20 °C (= 124.10 cP) a 50 °C (= 105.31 cP), per 10000 ppm di polimeri disciolti, la viscosità si riduce di 23.89 cP passando da 20 °C (= 184.14 cP) a 50 °C (= 160.25 cP) e per 12000 ppm si riduce di 32.84 cP passando da 20 °C (= 255.69 cP) a 50 °C (= 222.85 cP). Perciò, si può affermare che, più l'acqua viscosizzata contiene elevate concentrazioni di polimeri disciolti e più la sua viscosità è maggiore e maggiormente influenzata dalla temperatura.

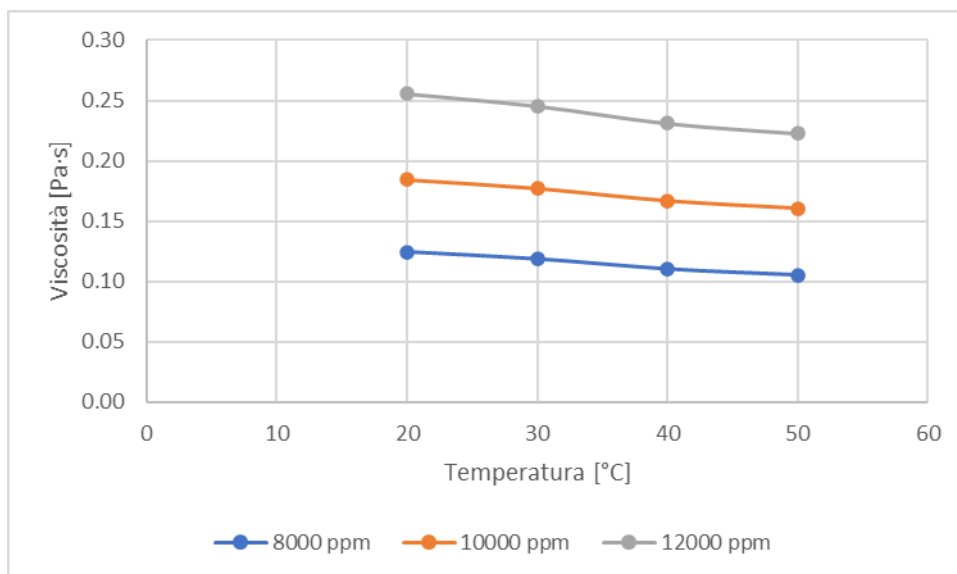


Figura 5.22: Andamento della viscosità in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Alla luce di quanto riportato sopra, si deduce che lo *shear stress*, all'aumentare della temperatura, diminuisca perché la spinta da applicare al fluido affinché scorra si riduce, ciò si osserva in Figura 5.23 per ciascuna concentrazione di polimeri disciolti considerata.

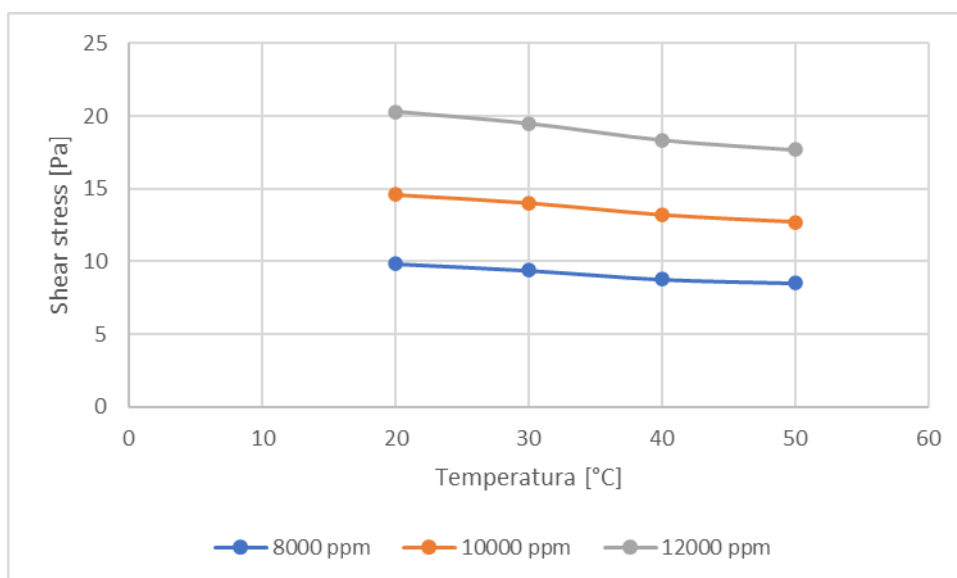


Figura 5.23: Andamento dello *shear stress* in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

A livello analitico, la caduta di viscosità dovuta all'aumento di temperatura è predominante rispetto allo *shear rate* che rimane costante, perciò lo *shear stress* diminuisce.

Dalla Figura 5.23, lo *shear stress* diminuisce all'aumentare della temperatura, ma in maniera abbastanza irrilevante, infatti, per il caso a 8000 ppm di polimeri disciolti, lo *shear stress* diminuisce di 1.32 Pa passando ad una temperatura del fluido di 20 °C in cui si hanno 9.85 Pa di *shear stress*, a una temperatura di 50 °C con 8.53 Pa di *shear stress*. Mentre per il caso a 10000 ppm di polimeri disciolti, lo *shear stress* diminuisce di 1.89 Pa, passando ad una temperatura del fluido di 20 °C in cui si hanno 14.61 Pa di *shear stress*, a una temperatura di 50 °C con 12.72 Pa di *shear stress*. Infine, nel caso a 12000 ppm di polimeri disciolti, lo *shear stress* diminuisce di 2.60 Pa passando ad una temperatura del fluido di 20 °C in cui si hanno 20.28 Pa di *shear stress*, a una temperatura di 50 °C con 17.68 Pa di *shear stress*.

Anche questi risultati indicano che, se la miscela fluida ha una concentrazione di polimeri disciolti elevata (12000 ppm), il fluido è più influenzato dalla temperatura. Infatti la viscosità diminuisce di più all'aumentare della temperatura se la concentrazione di polimeri è più alta e gli attriti interni tra gli strati di fluido diminuiscono di più, cosicché il fluido diventa più scorrevole e ci vuole uno sforzo minore (*shear stress*) per trasportarlo in *pipeline*.

Detto questo, visto che la resistenza del fluido allo scorrimento (*shear stress*) diminuisce all'aumentare della temperatura, ci si aspetta, allo stesso modo, che la pressione richiesta alla pompa per mantenere la portata costante si riduca e, quindi, che la caduta di pressione lungo la linea diminuisca con la temperatura. Questo fenomeno si osserva proprio in Figura 5.24 per tutte le concentrazioni di polimeri disciolti studiati.

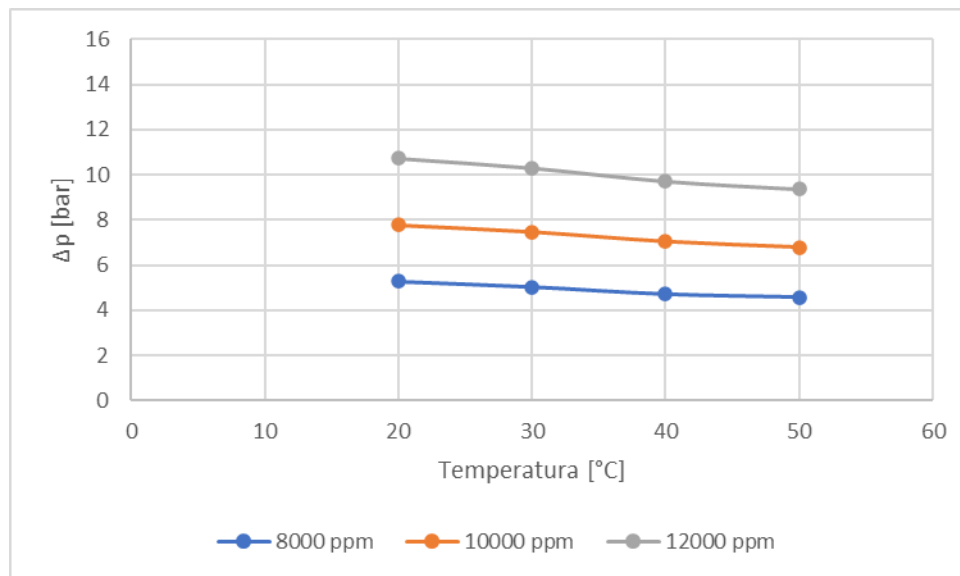


Figura 5.24: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ e $d = 6 \text{ in}$

Nel caso a 8000 ppm di polimeri, le pressioni sono minori e vanno da 5.27 bar a 20 °C, fino a 4.58 bar a 50 °C, quindi un aumento di 30 °C del fluido ha portato a ridurre la caduta di pressione di 0.69 bar.

Nel caso a 10000 ppm di polimeri, le pressioni vanno da 7.77 bar a 20 °C, fino a 6.77 bar a 50 °C, quindi un aumento di 30 °C del fluido ha portato a ridurre la caduta di pressione di 1 bar.

Nel caso a 12000 ppm di polimeri, le pressioni sono maggiori e vanno da 10.74 bar a 20 °C, fino a 9.37 bar a 50 °C, quindi un aumento di 30 °C del fluido ha portato a ridurre la caduta di pressione di 1.36 bar.

Anche con questi valori si nota come l'aumento di temperatura influenza maggiormente il fluido a concentrazione di polimeri disciolti maggiore. In particolare, la perdita di carico lungo la linea è maggiore se la temperatura del fluido è maggiore.

Quindi, se si vuole trasportare più facilmente un fluido di questo tipo lungo una *pipeline*, conviene ridurre la concentrazione di polimeri disciolti in soluzione invece di aumentare la temperatura del fluido, perché la riduzione di polimeri disciolti permette di richiedere alla pompa una prevalenza minore, dovendo vincere perdite di carico minori. Ma, bisogna prestare attenzione perché, riducendo troppo la concentrazione di polimeri disciolti, si ha il rischio che la soluzione acquosa ottenuta, essendo poco viscosa, aumenti la sua mobilità all'interno del

giacimento rischiando di migrare verso i pozzi di produzione e questo causerebbe problemi all'impianto di produzione petrolifera.

Come già visto nella formula (5.7), il numero di Reynolds è governato dal rapporto tra le forze inerziali e le forze viscosi e definisce il tipo di moto che si può avere all'interno della *pipeline* quando si trasporta un fluido.

Solitamente, per un liquido, l'aumento di viscosità riduce il numero di Reynolds, questo perché, quando scorre, tende a mantenere più facilmente un flusso in regime laminare (le particelle tendono ad essere più ordinate senza troppi mescolamenti).

In Figura 5.25 si nota come, maggiore è la concentrazione di polimeri nella miscela (maggiore è la viscosità) e più il moto tende ad essere laminare perché il numero di Reynolds è minore.

Nei casi a 12000 ppm e 10000 ppm, infatti, il moto rimane laminare per qualsiasi temperatura considerata, mentre per il caso a 8000 ppm, il flusso inizialmente (a 20 °C) è laminare, ma più si alza la temperatura e più il flusso entra in un moto transitorio, dove il moto potrebbe essere ancora di tipo laminare, ma con piccole perturbazioni può trasformarsi più facilmente in turbolento.

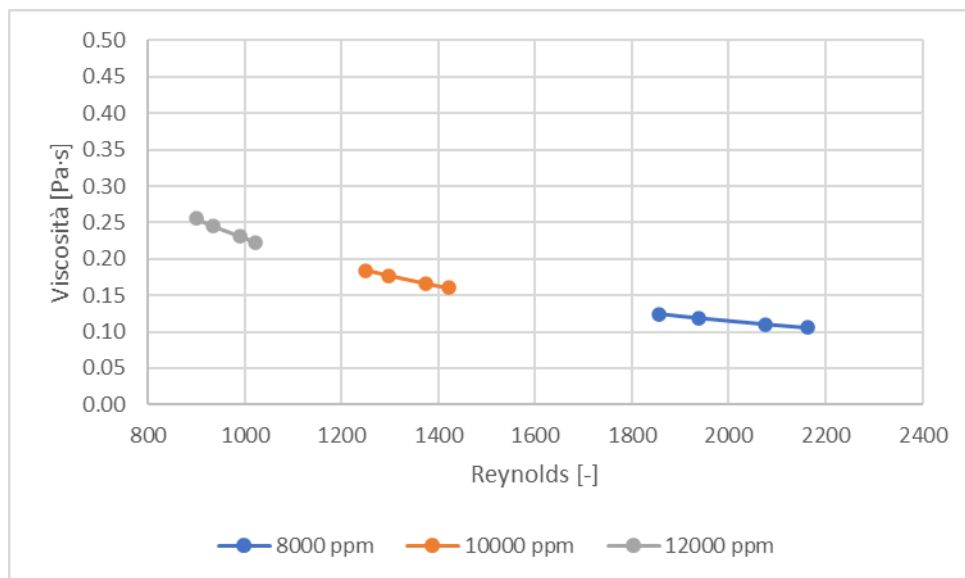


Figura 5.25: Andamento della viscosità e del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

I valori di viscosità del grafico sono già stati visti e analizzati in Figura 5.21, mentre per 12000 ppm di polimeri, il numero di Reynolds va da 900 a 1022 passando da 20 °C a 50 °C, per 10000

ppm si passa da 1250 a 1422 aumentando la temperatura da 20 °C a 50 °C e nel caso con 8000 ppm di polimeri si va da 1855 a 2163 passando da 20 °C a 50 °C.

Si specifica un aspetto: per ciascun fluido (con e senza PPD), il numero di Reynolds aumenta all'aumentare della temperatura, questo perché, come visto precedentemente, più la temperatura è alta e più i valori di viscosità aumentano, nel frattempo la densità del fluido diminuisce, ma in maniera molto più controllata della viscosità, perciò, nel complesso, il rapporto ρ/μ della formula (5.7) aumenta facendo aumentare anche il numero di Reynolds. Questo vale per i liquidi, ma non per i gas.

Di seguito si riportano e si analizzano anche i valori di *shear rate* in funzione del numero di Reynolds (Figura 5.26).

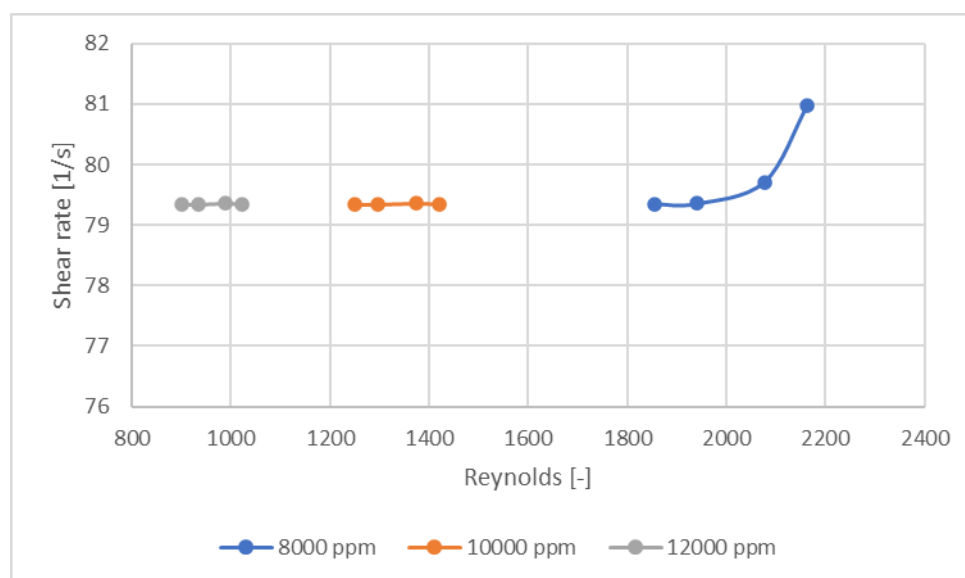


Figura 5.26: Andamento dello *shear rate* e del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

In questo grafico si nota che a maggior concentrazione di polimeri disciolti (quindi a maggior viscosità) il numero di Reynolds diminuisce, inoltre lo *shear rate* rimane pressoché costante (intorno a 79.34 1/s) per tutti i casi considerati.

Si può osservare, però, che si ha un leggero aumento di *shear rate* nel caso a 8000 ppm quando la temperatura comincia ad aumentare. Questo può essere dovuto a due fenomeni: in primis al fatto che, aumentando la temperatura, la viscosità diminuisce, quindi si ha meno attrito interno nel fluido che permette di aumentare la velocità con cui si deforma durante lo scorrimento

(*shear rate*) e, nel frattempo, il numero di Reynolds aumenta a tal punto che si passa da un moto puramente laminare a un moto che con piccole perturbazioni può diventare turbolento (moto transitorio).

Considerando un diametro di 6 in, la velocità dell'acqua viscosizzata all'interno della pipeline in regime stazionario è costante e pari a 1.51 m/s (Tabella 4.9). Per questo caso, è stato visto come, variando la temperatura del fluido (10 °C, 20 °C e 30°C), la viscosità cambi e, di seguito si riporta il comportamento della caduta di pressione lungo la linea dovuto alla variazione termica in relazione al numero di Reynolds. Anche in questo caso si nota come, maggiore è la concentrazione di polimeri nella miscela più il moto tende ad essere laminare perché il numero di Reynolds è minore.

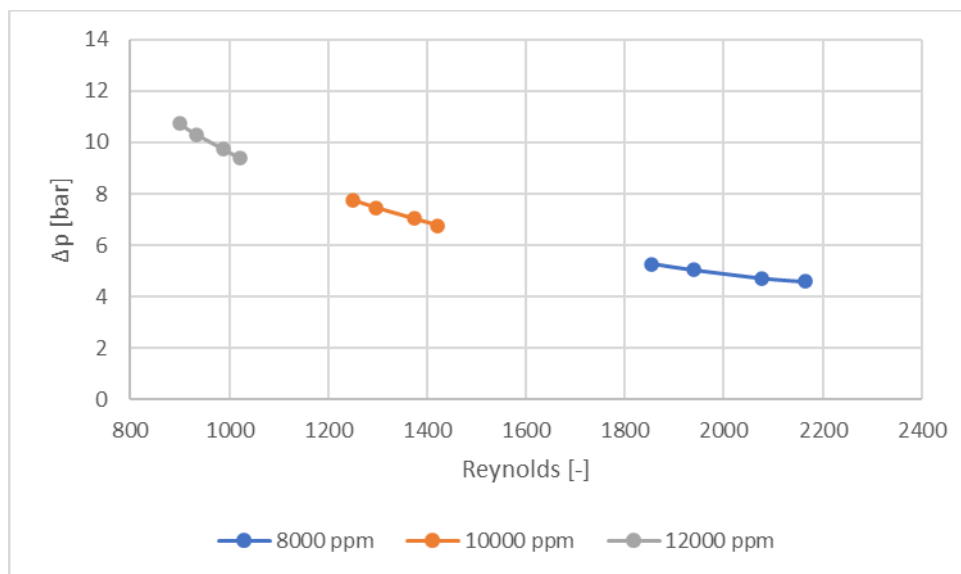


Figura 5.27: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione del numero di Reynolds per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Dal grafico si osserva inoltre che per ogni concentrazione di polimeri considerata, il numero di Reynolds aumenta all'aumentare della temperatura perché la viscosità decresce favorendo il moto turbolento.

Come si è visto per l'olio pesante, anche per l'acqua viscosizzata si è notato un innalzamento della temperatura lungo la *pipeline* durante il trasporto.

Come per il caso studio precedente, ci si aspetta che a fluido più viscoso corrisponda un maggior innalzamento della temperatura, perciò, la soluzione acquosa con una più alta concentrazione

di polimeri sintetici disciolti corrisponde una maggior aumento di temperatura. Questo si può osservare in Figura 5.28 per concentrazioni di polimeri di 8000 ppm e 12000 ppm, il caso con 10000 ppm non è stato inserito, ma i risultati confermano quanto riportato.

Nel caso base ($d = 6$ in), considerando il fluido a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, la temperatura aumenta di $0.08\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'acqua viscosizzata con 8000 ppm di polimeri e di $0.22\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri. Mentre se il fluido entra in tubazione a $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, l'aumento è solo di $0.07\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'acqua viscosizzata con 8000 ppm di polimeri e di $0.20\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri. Se la soluzione acquosa entra in tubazione a $40\text{ }^{\circ}\text{C}$, l'aumento è solo di $0.06\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'acqua viscosizzata con 8000 ppm di polimeri e di $0.18\text{ }^{\circ}\text{C}$ per l'acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri. Infine, se il fluido entra a $50\text{ }^{\circ}\text{C}$, la temperatura aumenta di $0.05\text{ }^{\circ}\text{C}$ per 8000 ppm di polimeri disciolti e $0.17\text{ }^{\circ}\text{C}$ per 12000 ppm di polimeri disciolti.

Come visto per l'olio pesante, è stato analizzato l'aumento di temperatura per diversi diametri, osservando ancora una volta come, diminuendo il diametro della *pipeline*, la temperatura del fluido trasportato aumenti sempre di più.

Nel caso a temperatura del fluido all'ingresso di $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, si osserva che, in Figura 5.28, considerando il caso più critico con 12000 ppm di polimeri disciolti in soluzione, la temperatura si alza di $0.13\text{ }^{\circ}\text{C}$ nel caso a $d = 8$ in, mentre se il diametro si riduce a 5 in, la temperatura aumenta di $0.30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

In conclusione, il caso peggiore si ha quando il fluido si trova con una concentrazione di polimeri disciolti maggiore, quindi di 12000 ppm, a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ e la *pipeline* ha il diametro minore (5 in), in questo caso l'aumento di temperatura arriva fino a $0.30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

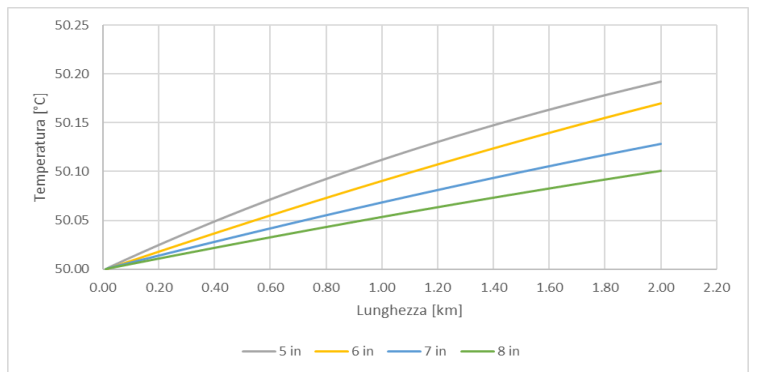
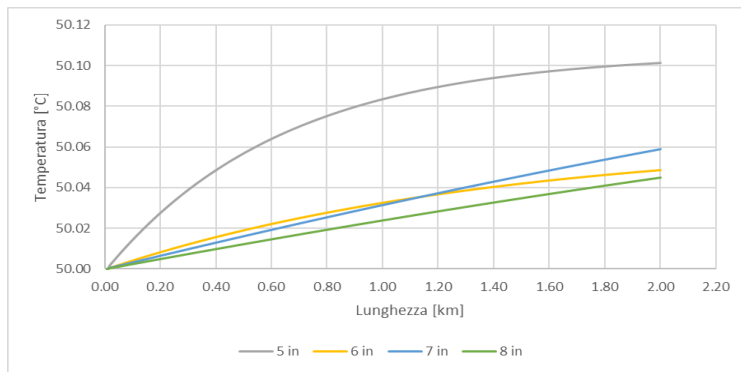
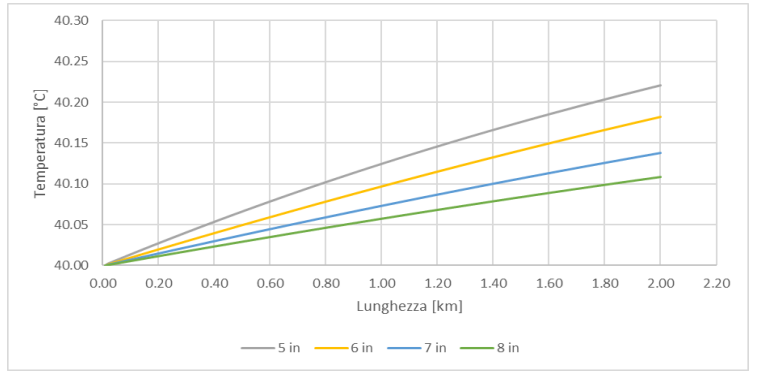
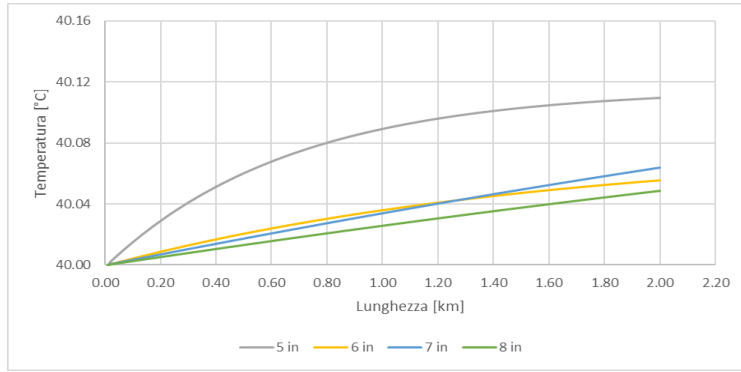
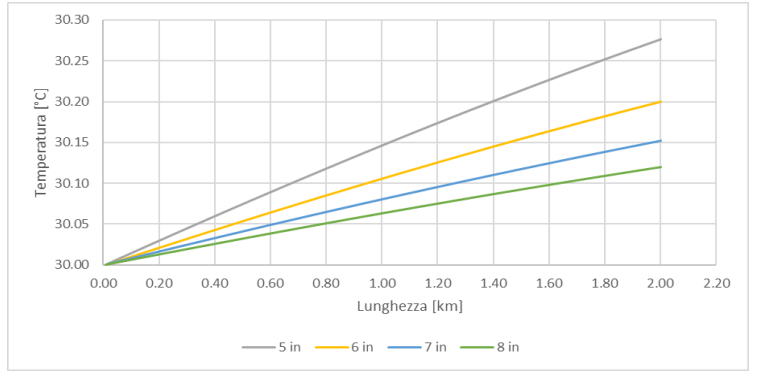
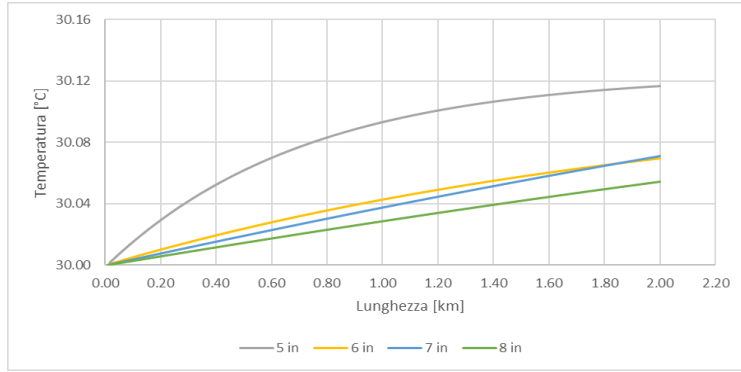
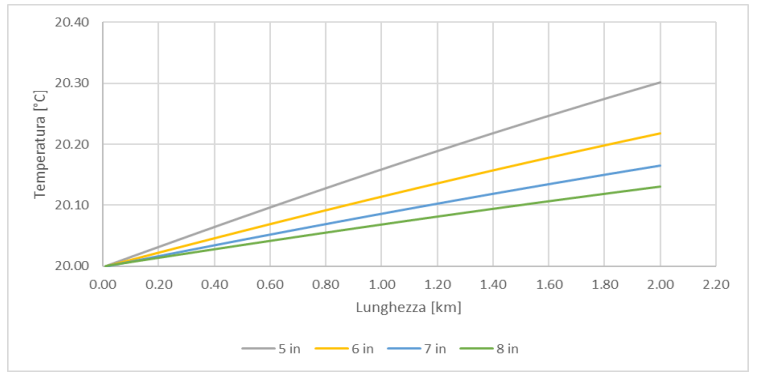
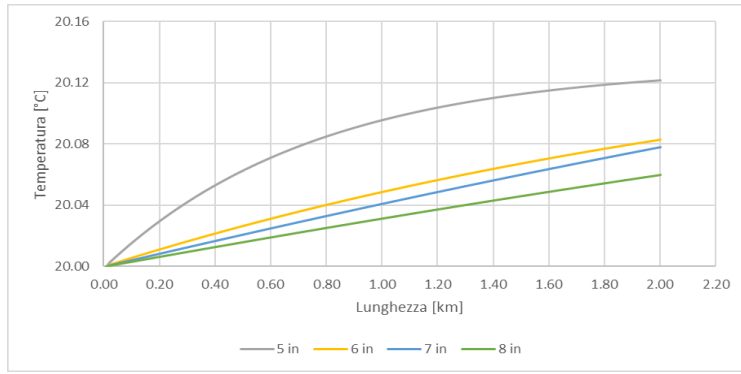


Figura 5.28: Andamento della temperatura lungo la pipeline di $L = 2$ km per diametri diversi, a sinistra i risultati per un'acqua viscosizzata con 8000 ppm di polimeri disciolti, a destra per un'acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri disciolti

5.2.2 Regime transitorio

Inizialmente è stato simulato un arresto completo della linea (*shut down*) per un tempo necessario a svuotare completamente la *pipeline*, dopodiché è stato necessario effettuare un riavvio del flusso graduale considerando diversi tempi di *ramp-up*:

- 0.5 min
- 1 min
- 5 min
- 10 min
- 15 min

Questa analisi ha avuto l'obiettivo di definire il tempo minimo di riavvio della linea per evitare picchi di sovrappressione che solitamente si verificano, soprattutto nel caso del trasporto di fluidi altamente viscosi.

Il *restart* è stato effettuato per una soluzione acquosa con le tre concentrazioni di polimeri disciolti già visti in precedenza (8000 ppm, 10000 ppm, 12000 ppm) e per tutte le temperature studiate: 20 °C, 30 °C, 40 °C e 50 °C.

In generale si osserva che, per concentrazioni maggiori di polimeri disciolti in soluzione, si hanno picchi di pressione maggiori in linea, questo è dovuto a una maggiore viscosità. Inoltre, come visto per il precedente fluido, per tempi minori di *ramp-up* le pressioni di picco aumentano.

I risultati sono esposti in Figura 5.29, Figura 5.30 e Figura 5.31 per una *pipeline* di $L = 2$ km e diametro 6 in e si osserva che in tutti i casi considerati è presente un picco di pressione, quindi durante il riavvio si supera sempre la pressione richiesta in regime stazionario.

Si nota che, per una quantità di polimeri disciolti di 8000 ppm, il picco di pressione non cambia molto all'aumentare della temperatura del fluido, questo significa che la temperatura, ancora una volta, non influenza di molto il comportamento reologico dell'acqua viscosizzata quando la quantità di polimeri è limitata all'interno della soluzione acquosa. Ma, aumentando la

quantità di polimeri disciolti, il picco di pressione aumenta all'aumentare della temperatura, quindi a concentrazioni di polimeri maggiori in soluzione, il fluido è maggiormente influenzato dalla temperatura stessa.

Questo porta a dire che, per il caso con 8000 ppm e per qualsiasi temperatura, il picco più alto di pressione si ha, come logico, con il tempo di *ramp-up* minore (0.5 min), arrivando a una pressione di 24.22 bar, mentre, per il caso con 10000 ppm e 12000 ppm, il picco più alto si ha avuto a temperatura minore (20 °C), arrivando a pressioni rispettivamente di 34.93 bar e 56.56 bar.

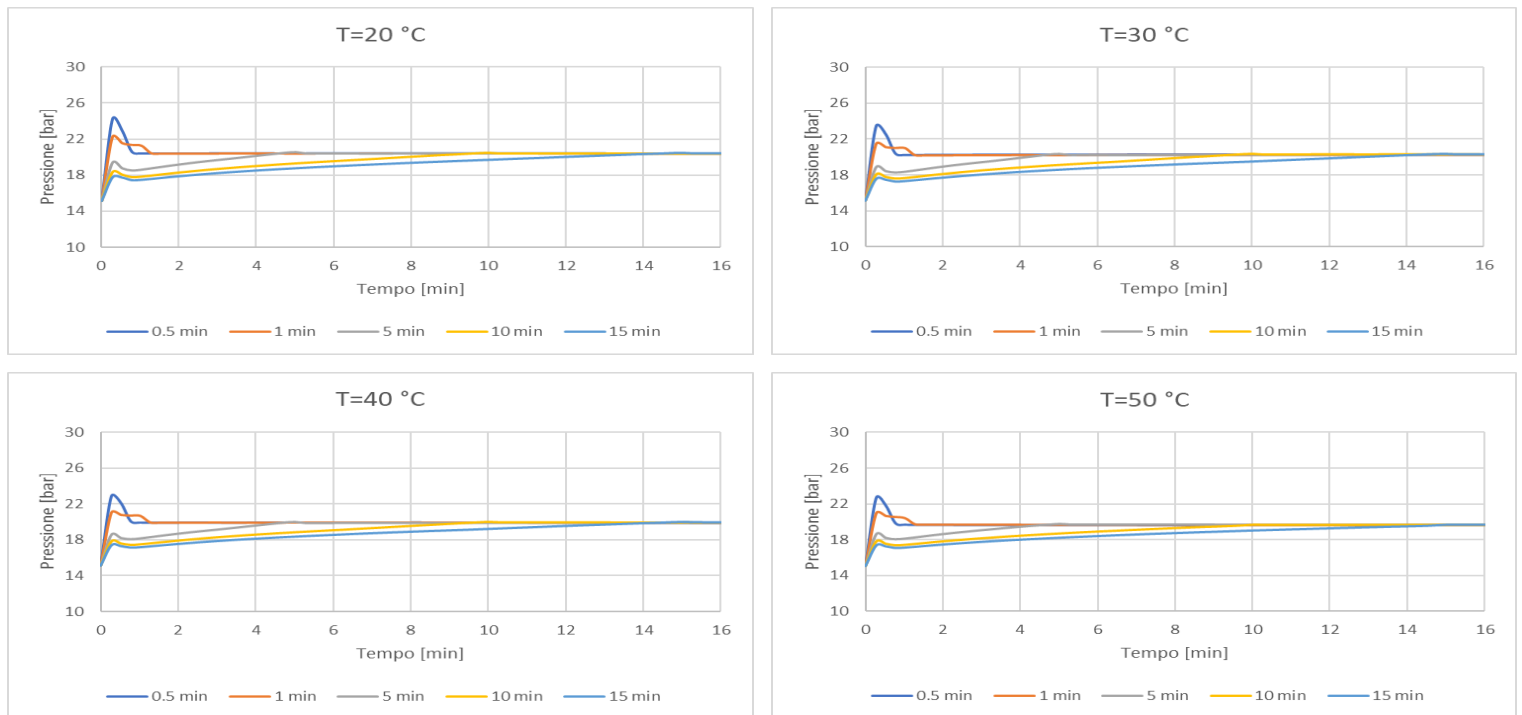


Figura 5.29: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per l'acqua viscosizzata con 8000 ppm di polimeri disciolti e pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

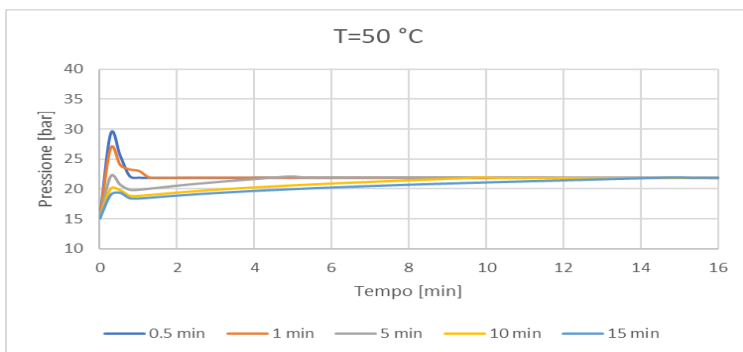
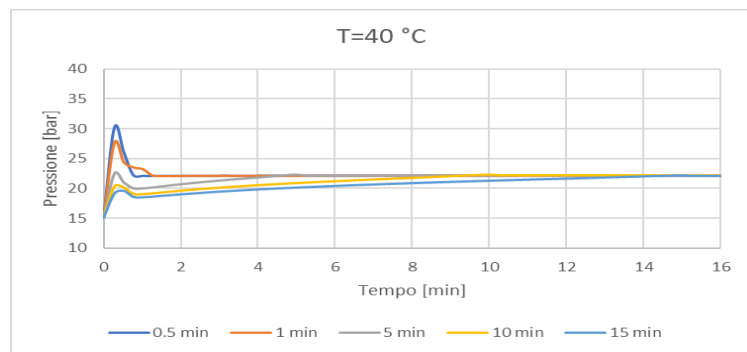
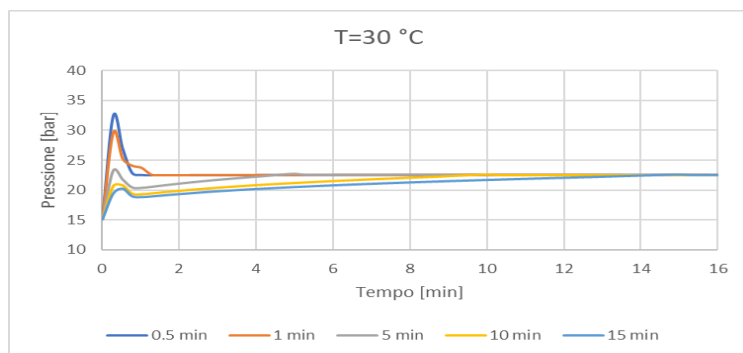
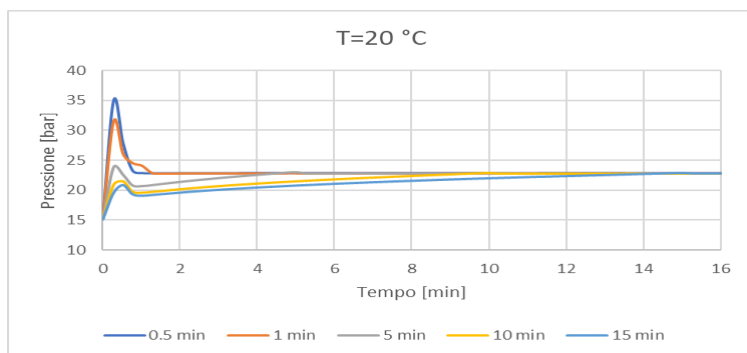


Figura 5.30: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per l'acqua viscosizzata con 10000 ppm di polimeri disciolti e pipeline di $L = 2\text{ km}$ e $d = 6\text{ in}$

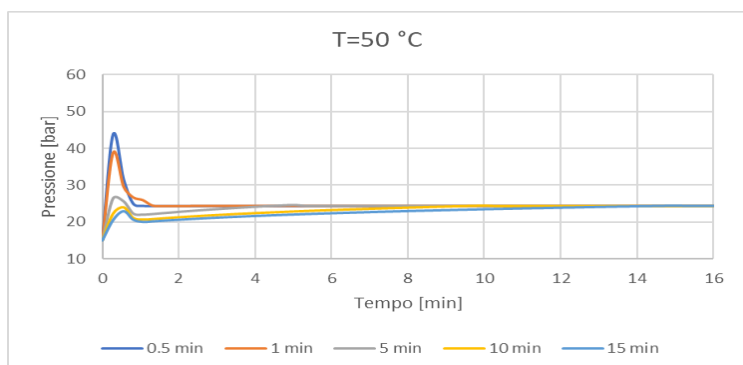
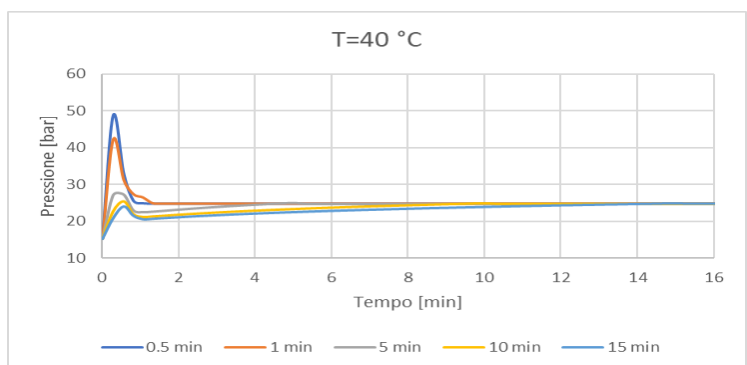
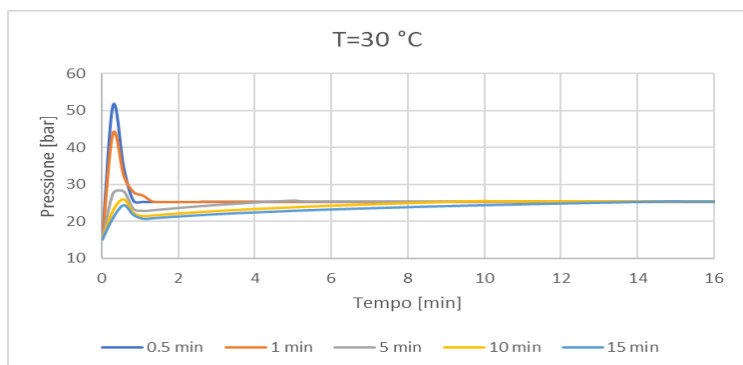
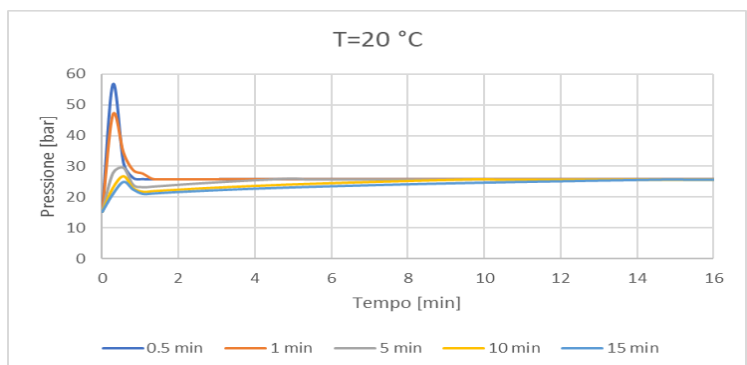


Figura 5.31: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per l'acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri disciolti e pipeline di $L = 2\text{ km}$ e $d = 6\text{ in}$

Dato che il picco più alto si ha avuto nel caso con 12000 ppm di polimeri, arrivando a 56.56 bar, considerando un margine di sicurezza del 25%, si definisce la pressione massima di esercizio che deve garantire la pompa pari a 70 bar.

Il caso più critico per il riavvio della linea si presenta quando il fluido si trova a 20 °C, per questo motivo si è voluto valutare un *restart* a questa temperatura per i diversi diametri studiati, utilizzando gli stessi tempi di riavvio visti in precedenza.

Si riportano soltanto i dati ottenuti per il caso con 12000 ppm di polimeri disciolti perché, tra i casi analizzati per l'acqua viscosizzata, è quello con un valore di viscosità maggiore, quindi quello che potrebbe creare più problemi in fase di riavvio.

Per prima cosa si nota che per diametri minori i picchi di pressione al riavvio della linea sono maggiori, quindi l'unico caso da attenzionare perché maggiormente critico è per la *pipeline* con diametro 5 in. In questo caso, per un tempo di riavvio di 0.5 min, la pressione arriva fino a 86.59 bar, pressione eccessivamente elevata rispetto alla pressione richiesta alla pompa. Mentre, se si raddoppia il tempo di riavvio (1 minuto), la pressione cala fino a 68.80 bar diventando accettabile per la pressione massima di esercizio stabilita.

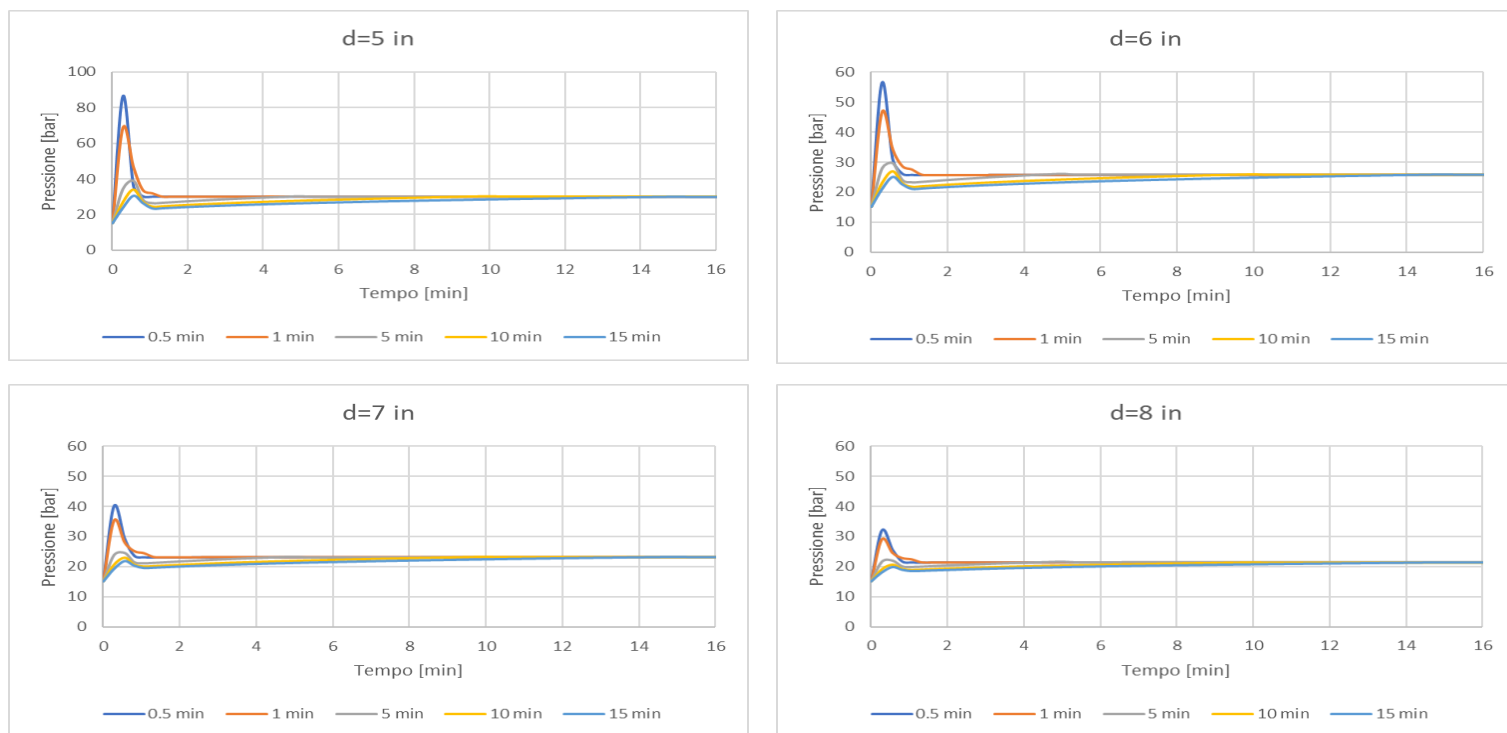


Figura 5.32: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per acqua viscosizzata con 12000 ppm di polimeri disciolti a 20 °C

5.3 Risultati caso studio 3: FORSU

Si ricorda che il fluido analizzato per questo caso studio è una miscela fluida composta da FORSU e acqua, analizzata per diverse percentuali di solidi totali (ST): 8%, 12%, 16%, 20%, 24%, 28%.

5.3.1 Regime stazionario

Per prima cosa si sono confrontati gli unici dati reologici disponibili con i dati ottenuti da OLGA utilizzando il modello Herschel-Bulkley. I dati disponibili riguardavano una miscela fluida di acqua e FORSU con una percentuale di ST al 24% a una temperatura di 25 °C e per una pressione di 12.8 bar, quindi si sono confrontati con i risultati per un fluido con la stessa percentuale di ST, ma con temperatura di 20 °C per una *pipeline* variando il diametro (Figura 5.33).

Dal questo grafico si può notare come i dati ricavati da OLGA si adattano bene ai dati che si avevano a disposizione, per cui l'adattamento del software può essere considerato accettabile così come risultati che si vedranno in seguito.

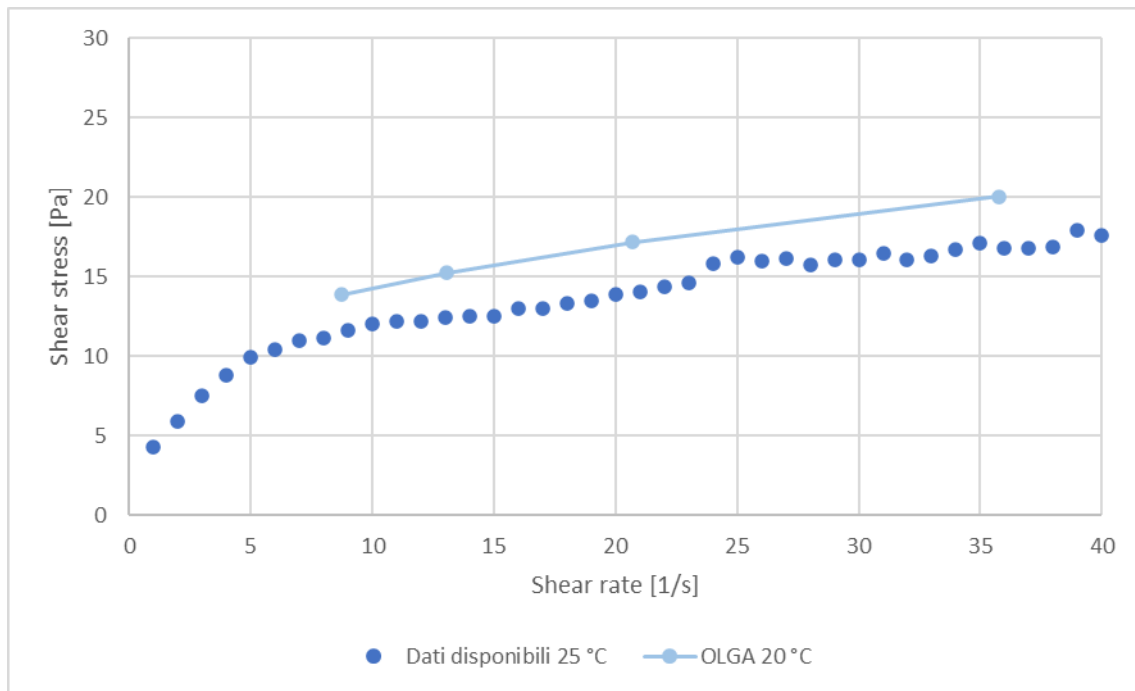


Figura 5.33: Confronto tra curve di flusso date da dati disponibili e da dati di OLGA da modello Herschel-Bulkley per FORSU con 24% di ST e per pipeline di $L = 2\text{km}$

L'adattamento dei dati è stato fatto anche per 10 °C, 30 °C e 40 °C e i risultati ottenuti sono stati simili, quindi accettabili.

Successivamente, i dati ottenuti da OLGA sono stati messi su grafico per descrivere la relazione tra viscosità e *shear rate*, quest'ultimo su scala logaritmica. Da esso è stato osservato e confermato un comportamento del fluido di tipo pseudoplastico (*shear thinning*) in cui la viscosità diminuisce all'aumentare dello *shear rate*. Il grafico si può vedere in Figura 5.34 e in Figura 5.35 dove i valori sono stati ottenuti variando la percentuale di ST presenti nella miscela che si trova a 20 °C per una *pipeline* in cui si varia il diametro, ma questo comportamento è stato riscontrato anche per temperature del fluido di 10 °C, 30 °C e 40 °C.

In particolare, si osserva che il comportamento pseudoplastico è più accentuato per percentuali di ST maggiori. Questo significa che più la miscela è diluita e più tende a comportarsi come un fluido newtoniano. Ciò comporta il fatto che maggiori sono le percentuali di ST e più alti sono

i valori di viscosità del fluido, come si vede nei grafici sotto riportati. Il significato fisico di questo risultato è molto semplice: quando, in una miscela come quella studiata, le percentuali di ST sono elevate (cioè è maggiore la presenza di solidi dispersi nel fluido), la FORSU non costituisce un liquido puro (come viene trattato in questo studio), ma una sospensione complessa di acqua e particelle in sospensione (colloidi): questo porta al fatto che al crescere di queste particelle, aumentano anche l'attrito interno e le interazioni tra esse, e ciò ha come effetto quello di aumentare la viscosità dell'intera miscela fluida e di favorire un suo comportamento non-newtoniano.

Dai dati in **Errore. L'origine riferimento non è stata trovata.** si osserva che per una soluzione acquosa con 8% di ST, la viscosità varia da 0.005 Pa·s (= 5 cP) per un $d = 5$ in, a 0.013 Pa·s (= 13 cP) per un $d = 8$ in, mentre per una soluzione acquosa con 12% di ST, la viscosità varia da 0.017 Pa·s (= 17 cP) per un $d = 5$ in, fino a 0.047 Pa·s (= 47 cP) per un $d = 8$ in ed infine per 16% di ST, la viscosità varia da 0.057 Pa·s (= 57 cP) per un $d = 5$ in, fino a 0.157 Pa·s (= 157 cP) per un $d = 8$ in.

Dai dati in **Errore. L'origine riferimento non è stata trovata.** si osserva che per una soluzione acquosa con 20% di ST, la viscosità varia da 0.184 Pa·s (= 184 cP) per un $d = 5$ in, a 0.518 Pa·s (= 518 cP) per un $d = 8$ in, mentre per una soluzione acquosa con 24% di ST, la viscosità varia da 0.56 Pa·s (= 56 cP) per un $d = 5$ in, fino a 1.59 Pa·s (= 1590 cP) per un $d = 8$ in ed infine per 28% di ST, la viscosità varia da 1.70 Pa·s (= 1700 cP) per un $d = 5$ in, fino a 4.86 Pa·s (= 4860 cP) per un $d = 8$ in.

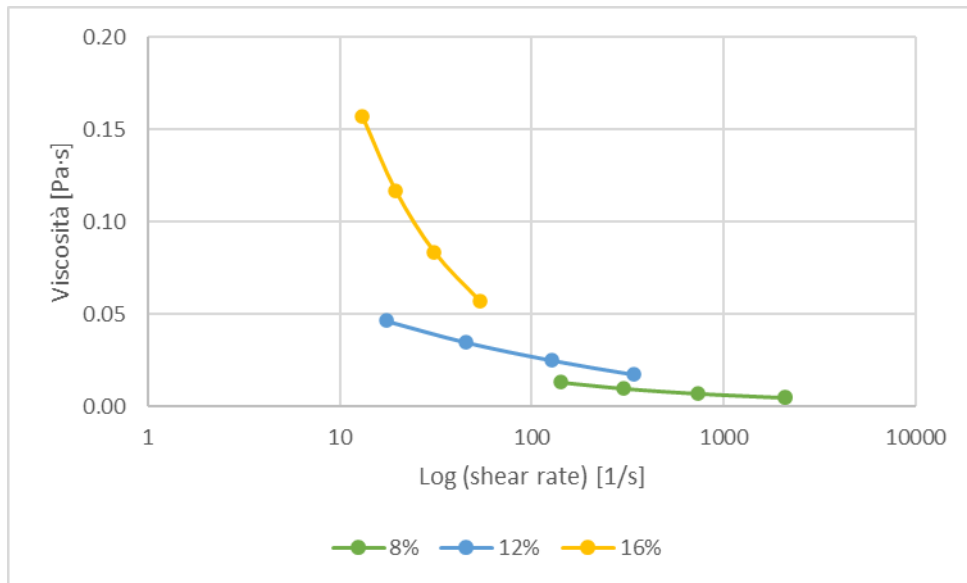


Figura 5.34: Andamento di shear rate e viscosità per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ a $T = 20 \text{ °C}$

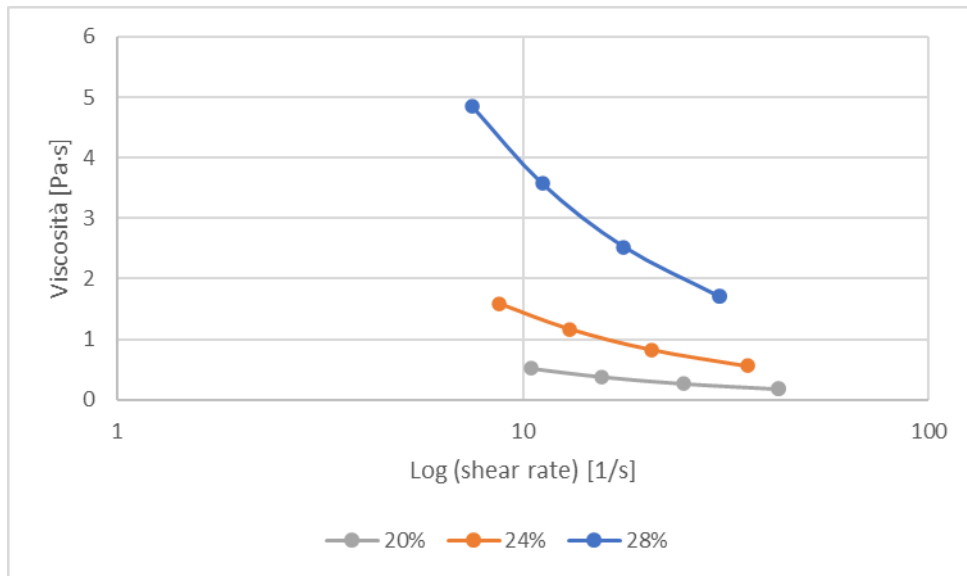


Figura 5.35: Andamento di shear rate e viscosità per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ a $T = 20 \text{ °C}$

Come visto, per concentrazioni maggiori di ST nella miscela fluida la viscosità aumenta, perciò gli strati adiacenti del fluido oppongono più resistenza fra loro e l'energia meccanica richiesta alla pompa per mantenere il flusso costante (portata costante) e vincere le forze viscosive interne al fluido è maggiore. Questo significa che maggiore è la concentrazione di ST, maggiore è la caduta di pressione tra ingresso e uscita lungo la tubazione è elevata, quindi ci si aspetta che la caduta di pressione per una soluzione acquosa con 28% di ST sia maggiore rispetto al caso con 8% di ST (più il fluido è viscoso e più perdita di carico si ha lungo la *pipeline*).

I valori di Figura 5.36 e Figura 5.37 sono stati ottenuti per una *pipeline* di lunghezza 2 km, che considera il fluido a temperatura in ingresso di 20 °C, ma gli stessi andamenti sono stati ottenuti per temperature del fluido di 10 °C, 30 °C e 40 °C senza particolari variazioni di Δp . Questo significa che il comportamento fluidodinamico della miscela analizzata non dipende particolarmente dalla variazione di temperatura.

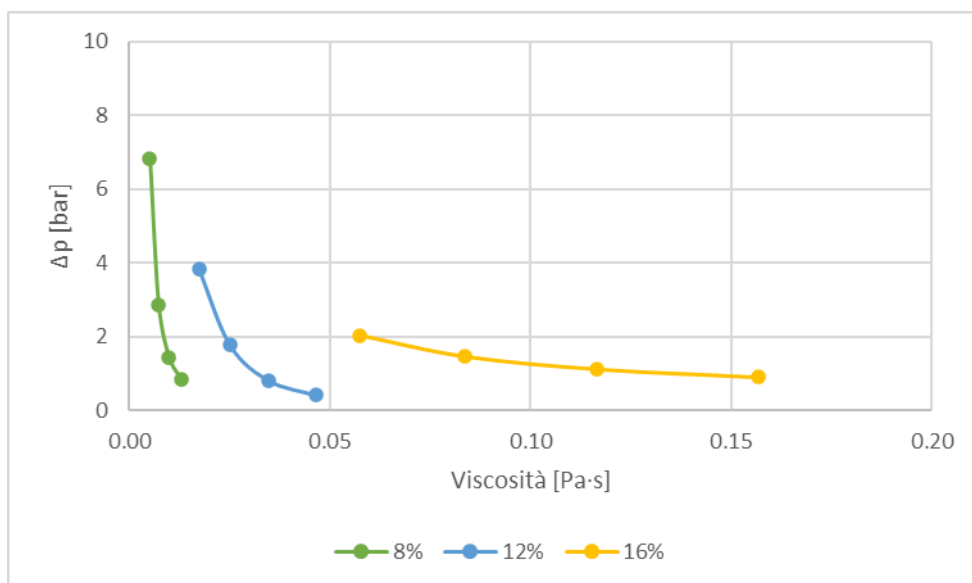


Figura 5.36: Andamento della perdita di carico e della viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C

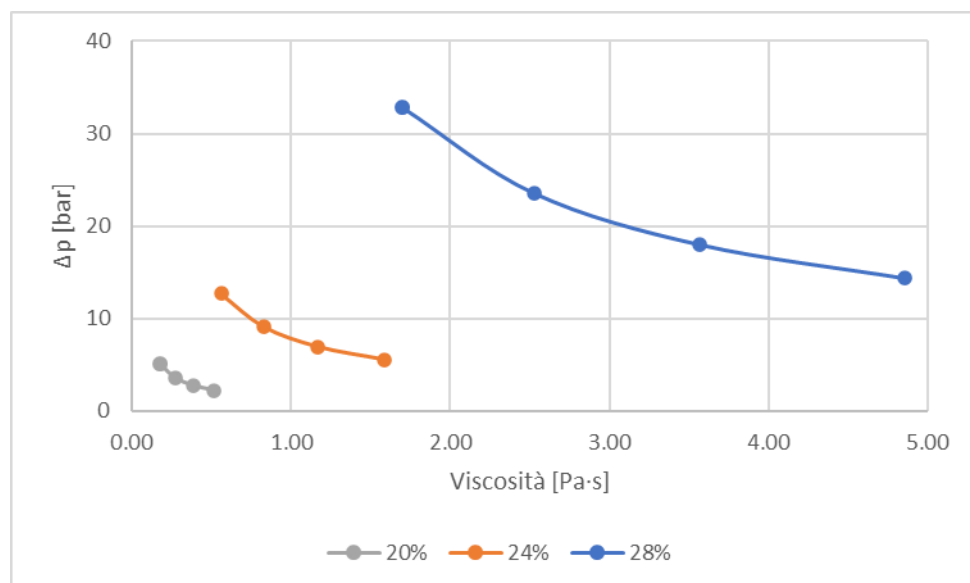


Figura 5.37: Andamento della perdita di carico e della viscosità per pipeline di $L = 2$ km a $T = 20$ °C

Dai grafici soprariporati si osserva, ancora una volta, che ad una maggiore percentuale di ST corrisponde una viscosità più elevata.

Si nota, inoltre, che, per percentuali basse di ST, la viscosità non varia di molto, ma a percentuali alte, la variazione è più evidente. Per esempio, nel caso con 8% di ST, la viscosità rimane quasi costante, passando da 0.005 Pa·s a 0.013 Pa·s, quindi aumentando di 0.008 Pa·s, mentre nel caso con 28% di ST, si passa da 1.70 Pa·s a 4.86 Pa·s, ovvero un aumento di 3.16 Pa·s. Questo evidenzia il comportamento pseudoplastico per percentuali maggiori di ST. Per cui la miscela fluida analizzata tende a comportarsi in modo non-newtoniano (pseudoplastico) quando la quantità di solidi è maggiore, come spiegato più sopra. Inoltre, se la viscosità aumenta, l'attrito viscoso cresce e, quindi, lo sforzo necessario per far scorrere il fluido all'interno della *pipeline* è maggiore e la caduta di pressione tra ingresso e uscita sarà maggiore.

Dalla (5.5), infatti, si sa che la caduta di pressione lungo la linea dipende linearmente dallo *shear stress* ed è noto come quest'ultimo dipenda dalla viscosità in modo non lineare per i fluidi non-newtoniani. In Figura 5.38 e in Figura 5.39, viene descritto l'andamento di Δp e viscosità in funzione dello *shear stress* per concentrazioni di ST rispettivamente di 8% e 28% (sono stati costruiti gli stessi grafici per le altre concentrazioni di ST considerate e gli andamenti delle curve sono stati simili).

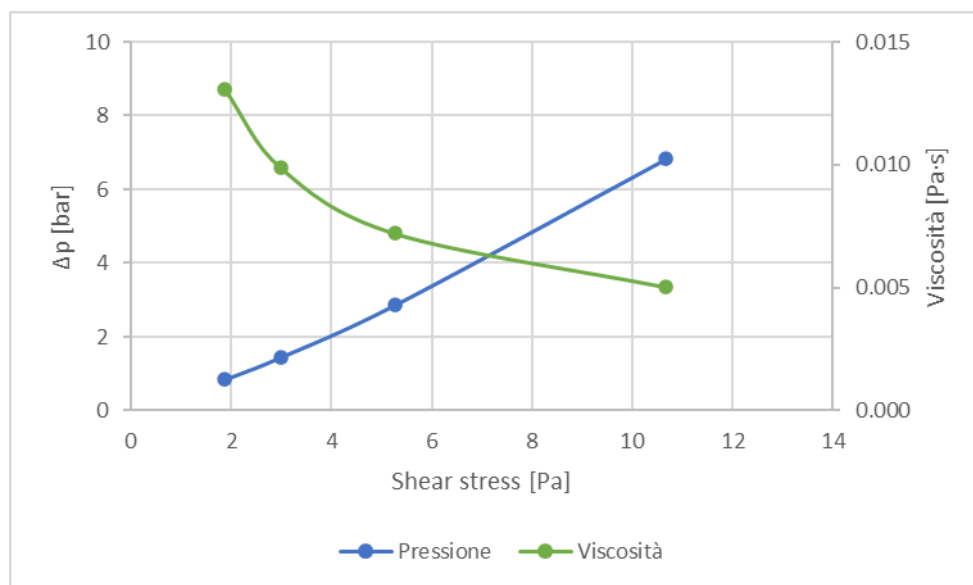


Figura 5.38: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello shear stress per 8% di ST in pipeline di $L = 2 \text{ km}$ a $T = 20 \text{ °C}$

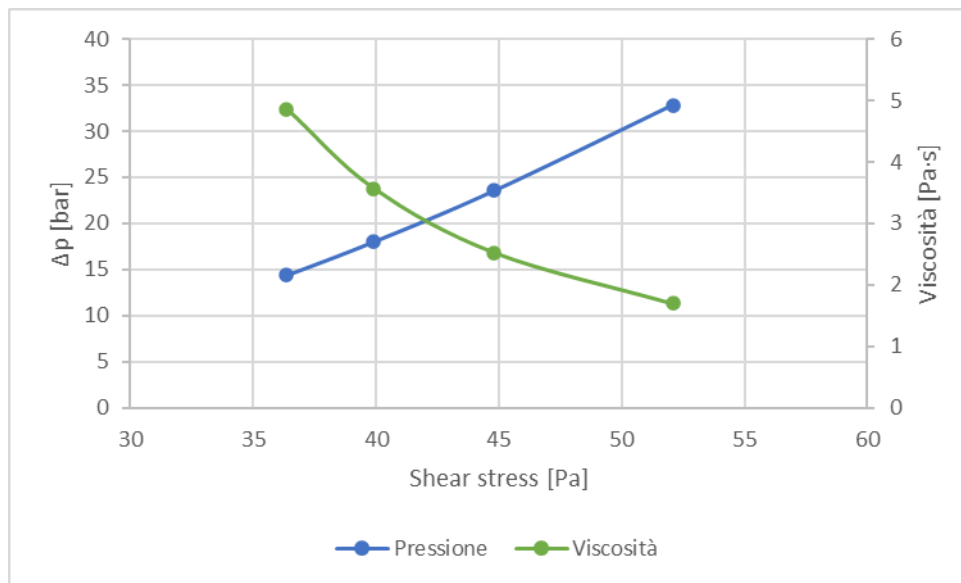


Figura 5.39: Andamento della perdita di carico e della viscosità in funzione dello *shear stress* per 28% di ST in pipeline di $L = 2 \text{ km}$ a $T = 20^\circ \text{C}$

Dai grafici è possibile notare che, prima di tutto, i valori di viscosità e di perdita di carico nel caso con 28% di ST sono molto più elevati del caso con solo l'8% di ST, questo conferma quanto detto precedentemente (maggior % di ST = maggiore viscosità = maggior Δp). Si nota anche che, variando il diametro della tubazione da 5 in a 8 in, la caduta di pressione per il caso con l'8% di ST si riduce di 6 bar (da 6.84 bar a 0.84 bar), mentre per il caso con 8% di ST, la caduta di pressione diminuisce di 18.45 bar (da 32.84 bar a 14.38 bar). Quindi, la caduta di pressione lungo la pipeline è maggiormente influenzata dalla percentuale di ST quando quest'ultima è sono maggiore.

Infine, si osserva che, sia per il caso con 8% di ST, che per il caso con 28% di ST, l'andamento della pressione in funzione dello *shear stress* è lineare, mentre la viscosità varia con un andamento esponenziale rispetto lo *shear stress*, proprio perché il fluido trattato è di tipo non-newtoniano.

La legge di Arrhenius descritta dalla formula (5.6), definisce come la viscosità dipenda fortemente dalla temperatura in cui si trova il fluido considerato e un aumento della temperatura riduce le forze intermolecolari delle particelle aumentando l'energia cinetica quando il fluido viene trasportato. Questo, dovrebbe valere anche per la FORSU, ma i risultati ottenuti da OLGA in Figura 5.40 non confermano questo fenomeno; infatti, si nota come, nel caso più severo, con

28% di ST, la viscosità rimanga fissa a circa 2.50 Pa·s per temperature comprese tra 10 °C e 40 °C e lo stesso vale per tutte le percentuali di ST studiate.

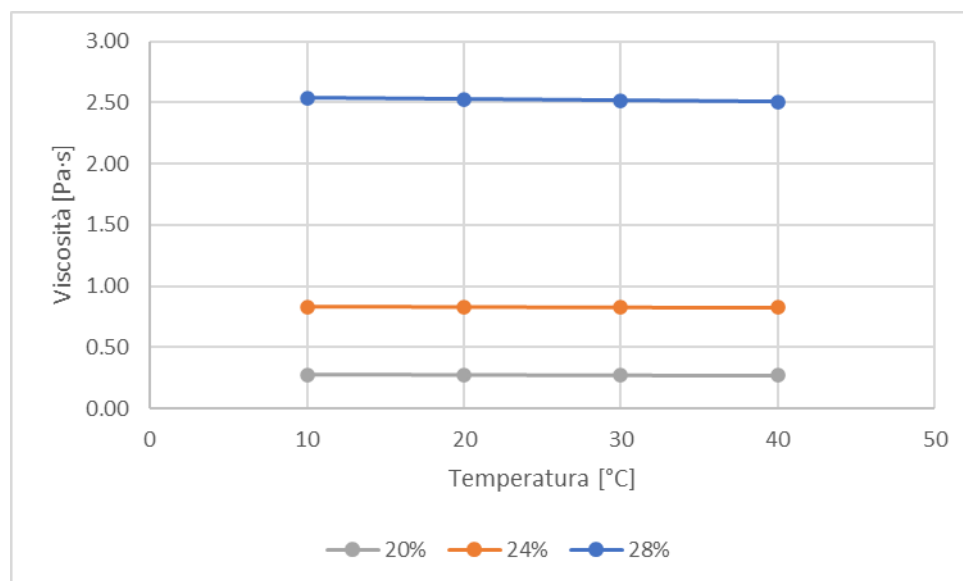


Figura 5.40: Andamento della viscosità in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

La FORSU è un fluido complesso contenente sostanze organiche, grassi, fibre e particelle solide, quindi l'aumento di temperatura può comportare diversi cambiamenti alle sostanze presenti. Infatti, all'interno della FORSU ci possono essere strutture organiche formate da amidi, proteine e/o polisaccaridi che intrappolano l'acqua al loro interno, ma con l'aumento di calore queste reti tendono a rompersi rendendo il fluido meno viscoso. Inoltre, nella FORSU sono presenti anche grassi e/o lipidi che a basse temperature solidificano, quindi, un aumento di temperatura comporta una loro fluidificazione favorendo ulteriormente la riduzione della viscosità del fluido. Infine, bisogna tenere in considerazione la presenza microbica all'interno della FORSU: infatti, per le temperature considerate in questo studio (10-40 °C), i microrganismi presenti nel fluido sono di tipo mesofilo e un'elevata temperatura favorisce l'attività microbica favorendo la degradazione della sostanza organica presente e questo potrebbe influire anche sulla viscosità dell'intera miscela fluida.

A livello reologico però, questi fenomeni dovuti all'aumento di temperatura non sono stati considerati dal software perché anche i valori di *shear rate* e quindi di *shear stress*, non variano con la temperatura come si osserva in Figura 5.41.

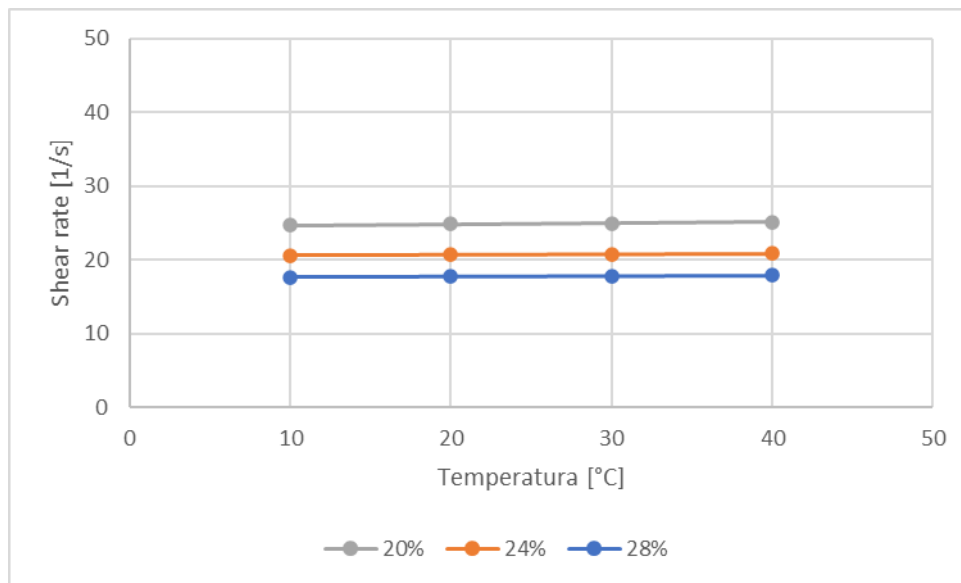


Figura 5.41: Andamento dello shear rate in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ e $d = 6 \text{ in}$

Mentre in Figura 5.42 si vede che, non variando lo *shear stress* (guarda formula (5.5)), non cambia neanche la perdita di pressione tra ingresso e uscita lungo la linea.

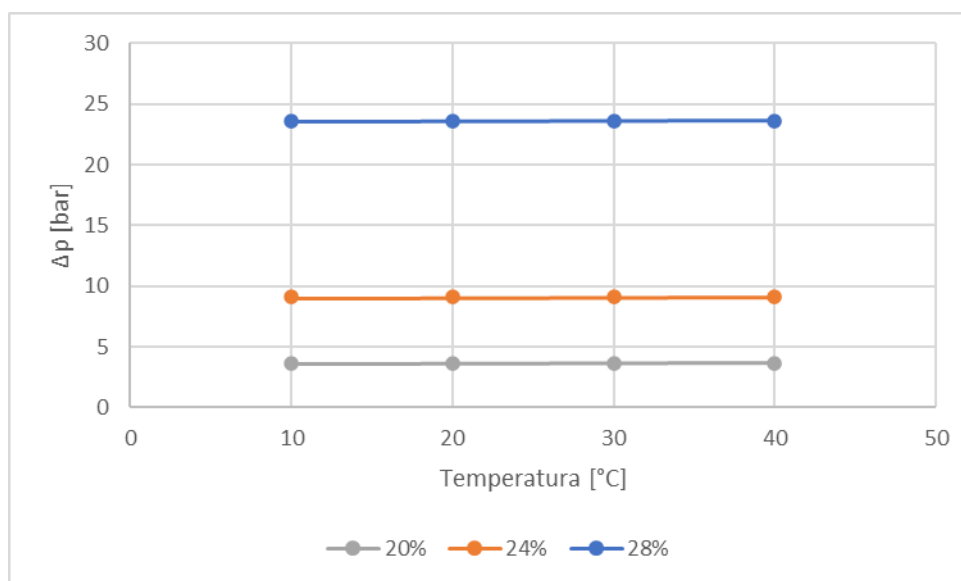


Figura 5.42: Andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione della temperatura per pipeline di $L = 2 \text{ km}$ e $d = 6 \text{ in}$

Considerando il fluido sempre a 20°C , di seguito si riporta il rapporto tra la viscosità e la percentuale di ST presenti nella miscela. Si nota, come detto prima, che all'aumentare della quantità di ST, aumenta anche la viscosità in modo esponenziale perché il numero di particelle in sospensione cresce e si ha maggior attrito interno che comporta una maggior resistenza del

fluido allo spostamento dinamico. Per questo motivo bisogna studiare in maniera approfondita la percentuale ottimale di ST da mantenere in soluzione per favorire il trasporto in *pipeline* e renderlo più sicuro ed efficiente.

I valori sono stati ricavati da OLGA per una *pipeline* di diametro 6 in, variando la percentuale di ST. Gli stessi risultati sono stati ottenuti considerando la miscela fluida a 10 °C, 30 °C e 40 °C.

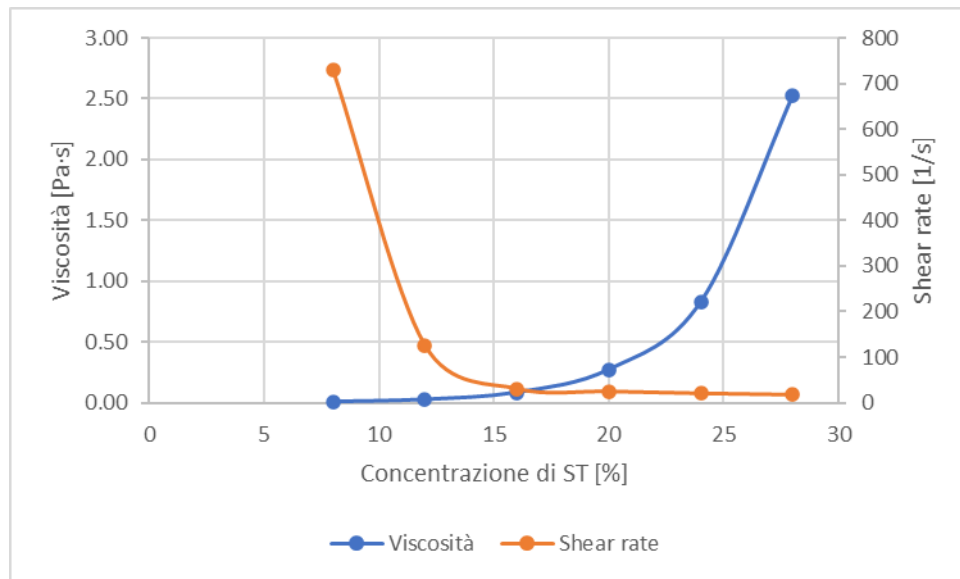


Figura 5.43: Andamento della viscosità e dello shea rate in funzione della concentrazione di ST per FORSU a 20 °C e pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

In Figura 5.43 si nota che a 20 °C (i risultati sono uguali per le altre temperature) la viscosità passa da 0.007 Pa·s (= 7 cP) per 8% di ST, fino a 2.53 Pa·s (= 2527 cP) per 28%, quindi aumentando di 20% i ST nella miscela, la viscosità aumenta di 2.52 Pa·s.

Allo stesso modo, i valori dello *shear rate* aumentano al diminuire della viscosità perché meno il fluido è viscoso e più velocemente tende a deformarsi se sotto sforzo. Dal grafico si nota che lo *shear rate* è pari a 731 1/s per 8% di ST e si riduce fino a 18 1/s per 28% di ST. Si osserva, inoltre, che da una concentrazione di 16% di ST in su, la viscosità inizia ad aumentare e lo *shear rate* a diminuire in modo esponenziale.

È curioso osservare l'andamento dello *shear stress* in funzione della concentrazione di ST descritto in Figura 5.44 per una temperatura di 20 °C. Si nota, infatti, che partendo da concentrazioni elevate di ST (28%), lo sforzo necessario affinché il fluido scorra è maggiore

perché le viscosità sono elevate. Man mano che la quantità di ST diminuisce, anche questo sforzo diminuisce, perché le interazioni interne tra le particelle solide della miscela diminuiscono (l'attrito viscoso interno si riduce), ma questa riduzione di *shear rate* si ha solo fino al 16% di ST, mentre per concentrazioni inferiori si ha una risalita.

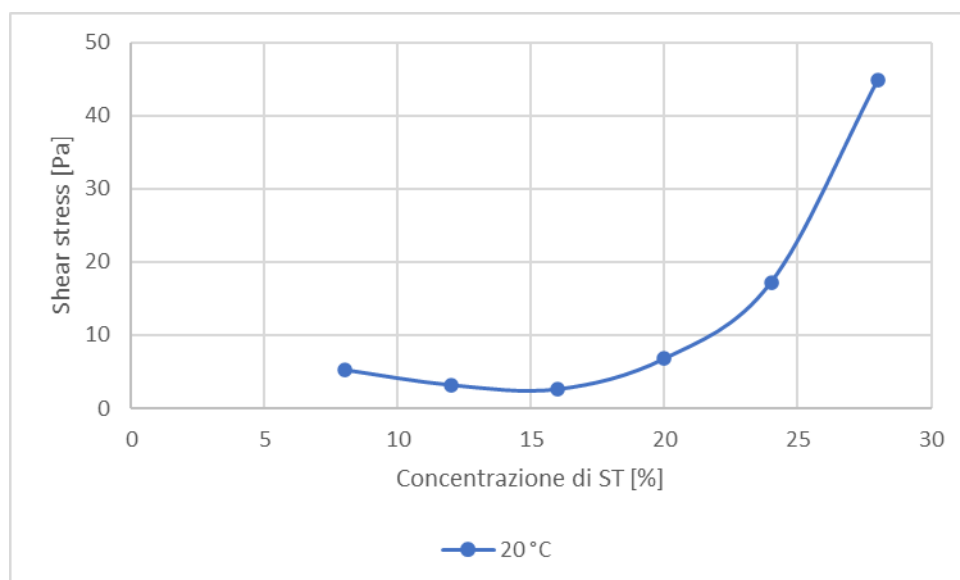


Figura 5.44: Andamento dello shear stress in funzione della concentrazione di ST per FORSU a 20 °C e pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Sembrerebbe, quindi che la percentuale ottimale di ST per favorire lo scorrimento in *pipeline* sia intorno al 16%, perché oltre questa percentuale lo sforzo per mantenere un flusso costante (portata costante) all'interno della *pipeline* aumenta, determinando un aumento della perdita di pressione in linea e, in ultima analisi, un aumento della prevalenza richiesta alla pompa.

Considerando una *pipeline* di diametro 6 in che trasporta la FORSU a 20 °C, si osserva l'andamento della caduta di pressione lungo la linea in funzione della percentuale di ST in Figura 5.45.

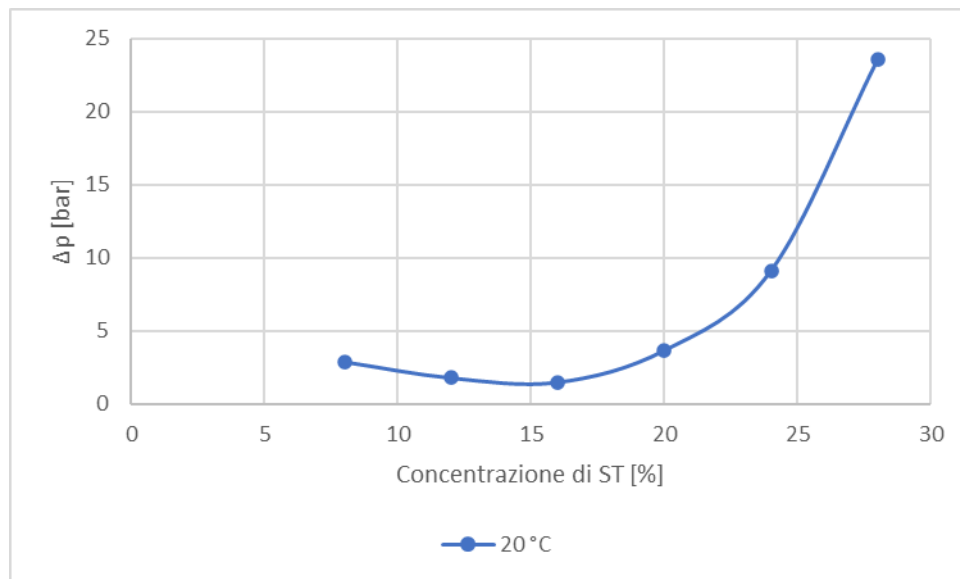


Figura 5.45: Andamento della caduta di pressione in funzione della concentrazione di ST per FORSU a 20 °C e pipeline di $L = 2 \text{ km}$ e $d = 6 \text{ in}$

Dal grafico si conferma che la percentuale ottimale è quella con il 16% di ST perché la perdita di pressione per questo caso è minima.

Si osserva, infatti che per 28% di ST, la caduta di pressione arriva fino a 23.57 bar, mentre a 16% di ST si riduce di 22.11 bar, perché la caduta di pressione arriva a 1.46 bar. Mentre, se si riduce ulteriormente la percentuale di ST fino a 8%, la caduta di pressione aumenta fino a 2.87 bar.

Come visto per l'olio pesante e l'acqua viscosizzata, l'aumento di viscosità riduce il numero di Reynold, questo perché, quando scorre, tende a mantenere più facilmente un flusso in regime laminare. In Figura 5.46 si osserva che per percentuali minori di ST nella miscela, la viscosità diminuisce e allo stesso modo il numero di Reynolds aumenta esponenzialmente favorendo un moto turbolento in tubazione.

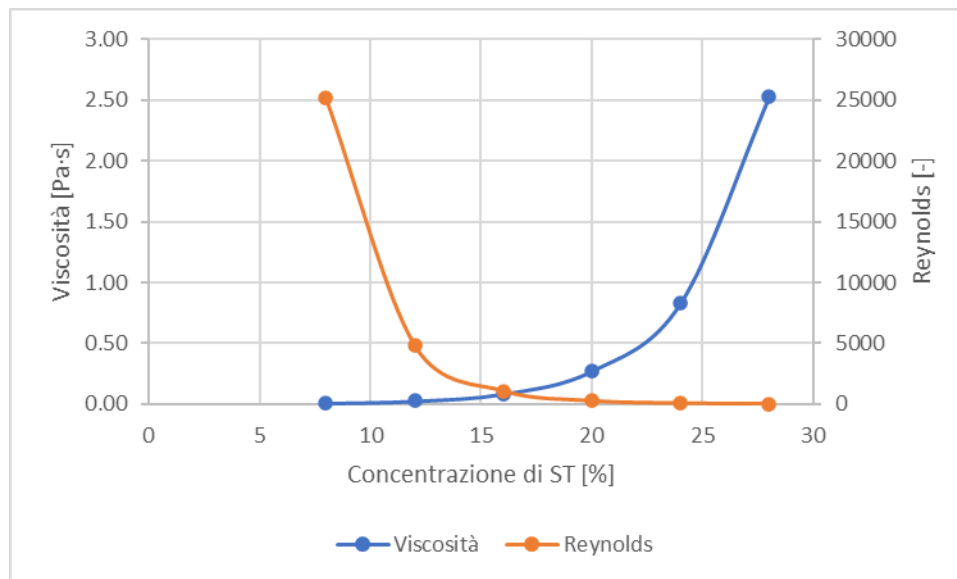


Figura 5.46: Andamento della viscosità e del numero di Reynolds in funzione della percentuale di ST nella FORSU a 20 °C per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Si nota che per percentuali da 28% a 16%, il numero di Reynolds rimane basso definendo un moto laminare, ma per percentuali da 12% a 8%, il numero di Reynolds aumenta vertiginosamente favorendo un moto turbolento.

Come si è visto per l'olio pesante e per l'acqua viscosizzata, anche la FORSU quando viene trasportata comporta un innalzamento della temperatura lungo la *pipeline*.

Come per i casi studio precedenti, ci si aspetta che a fluido più viscoso corrisponda un maggior innalzamento della temperatura, perciò, la soluzione acquosa con una più alta concentrazione di ST corrisponde a un maggior aumento di temperatura. Questo si osserva in Figura 5.47 in cui vengono riportati solo i valori per una FORSU a 10 °C, ma i risultati per le altre temperature studiate sono stati simili (si è presa in considerazione la temperatura più bassa perché corrisponde al caso peggiore, ovvero in cui si ha un maggior aumento di temperatura tra ingresso e uscita e il fluido è più viscoso).

Come è stato previsto, considerando il caso base ($d = 6$ in) con il fluido a 10 °C, il più alto aumento di temperatura si ha avuto per una FORSU con 28% di ST, in cui la temperatura si aumenta di 0.95 °C, mentre per 24% di ST la temperatura aumenta di 0.38 °C, per 20% di ST, si alza di 0.15 °C, per 16% di ST aumenta di 0.06 °C, per 12% e 8% di ST, la temperatura sale solo di 0.02 °C.

Come visto per l'olio pesante e per l'acqua viscosizzata, è stato analizzato l'aumento di temperatura per diversi diametri, osservando ancora una volta come, diminuendo il diametro della *pipeline*, la temperatura del fluido trasportato aumenti sempre di più.

Nel caso a temperatura del fluido all'ingresso di 10 °C, si osserva che, in Figura 5.47, considerando il caso più critico in cui si ha 28% di ST nella miscela fluida, la temperatura si alza di 0.60 °C nel caso a $d=8$ in, mentre se il diametro si riduce a 5 in, la temperatura aumenta di 1.31 °C.

In conclusione, il caso peggiore si ha quando il fluido si trova con una concentrazione di solidi totali maggiore, quindi 28%, a 10 °C e la *pipeline* ha il diametro minore (5 in), in questo caso l'aumento di temperatura arriva fino a 1.31 °C.

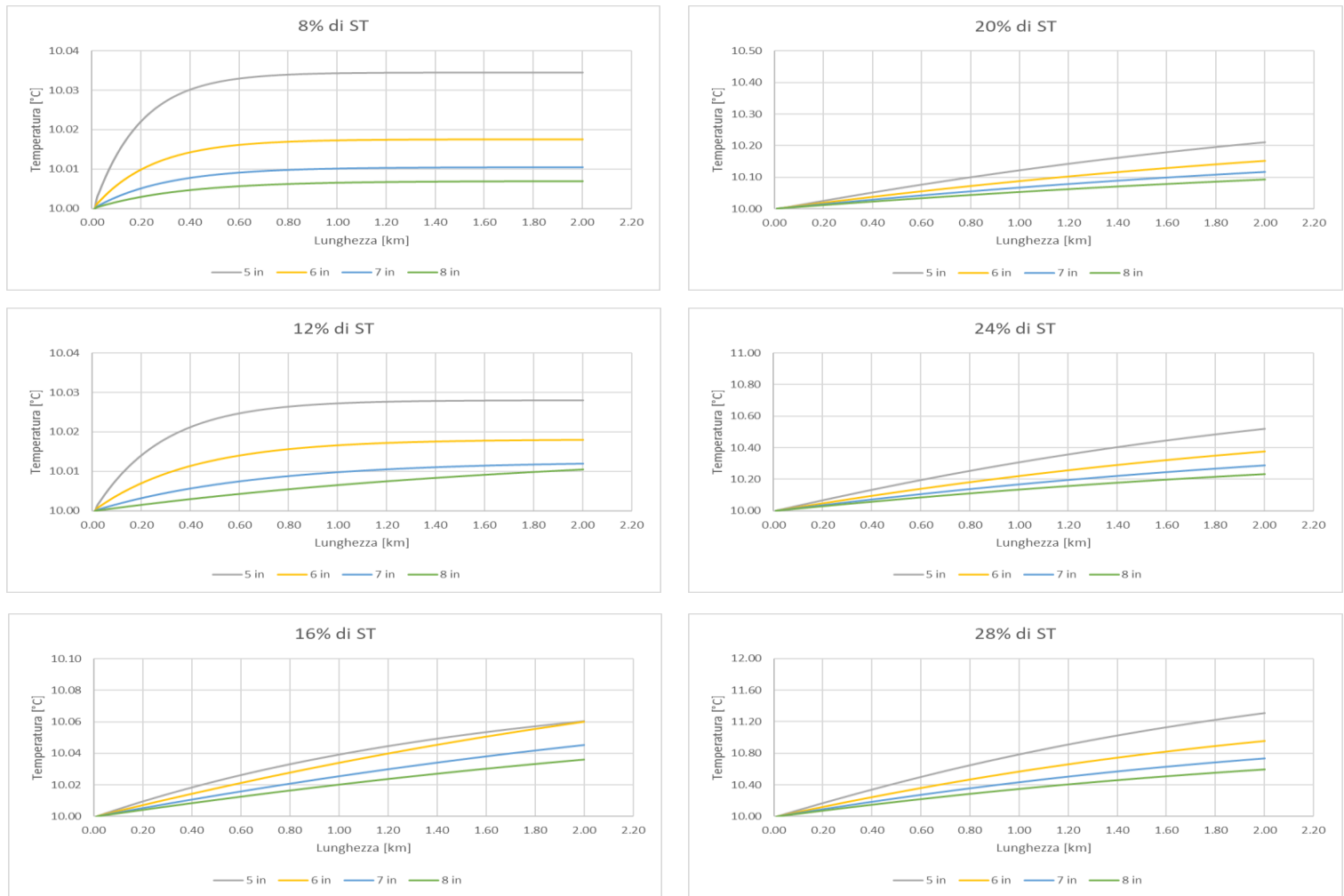


Figura 5.47: Andamento della temperatura della FORSU a 10 °C lungo la pipeline di $L = 2$ km per diametri diversi e per concentrazioni diverse di ST

5.3.2 Regime transitorio

Inizialmente è stato simulato un arresto completo della linea (*shut down*) per un tempo necessario a svuotare completamente la *pipeline*, dopodiché è stato necessario effettuare un riavvio del flusso graduale considerando diversi tempi di *ramp-up*:

- 0.5 min
- 1 min
- 5 min
- 10 min

– 15 min

Questa analisi ha avuto l'obiettivo di definire il tempo minimo di riavvio della linea per evitare picchi di sovrappressione che solitamente si verificano, soprattutto nel caso del trasporto di fluidi altamente viscosi.

Il *restart* è stato effettuato per la FORSU con diverse percentuali di solidi totali visti già visti in precedenza (28%, 24%, 20%, 16%, 12% e 8%) e per tutte le temperature studiate: 10 °C, 20 °C, 30 °C e 40 °C.

In generale si è osservato che, per tempi minori di *ramp-up* le pressioni di picco aumentano, inoltre per concentrazioni maggiori di ST in soluzione, si hanno picchi di pressione maggiori in linea, questo è dovuto a una maggiore viscosità del fluido.

Si è notato anche che, per temperature più basse, il picco di pressione aumenta, perciò, di seguito, vengono esposti i risultati nel caso più sfavorevole, ovvero quando la FORSU si trova a 10°C per una *pipeline* di $L = 2$ km e diametro 6 in, per diverse concentrazioni di ST.

Si nota che, per il caso a 28% di ST, non è stato fatto il riavvio per tempi di *ramp-up* di 0.5 min e 1 min.

I picchi di pressione maggiore si hanno per concentrazioni pari a 20%, 24% e 28% di ST, ma le pressioni non raggiungono mai i 60 bar.

In particolare, il caso con 20% di ST arriva a una pressione di picco massima di 29.66 bar per un tempo di *ramp-up* di mezzo minuto, mentre nel caso con 24% di ST si arriva fino a 54.27 bar per lo stesso tempo di *ramp-up* e, infine, nel caso peggiore con 28% di ST si arriva fino a 52.01 bar per un tempo di riavvio di 5 minuti.

Mentre i casi con 8%, 12% e 16% non presentano particolari picchi di pressione per il riavvio, mantenendo circa la pressione richiesta in regime stazionario.

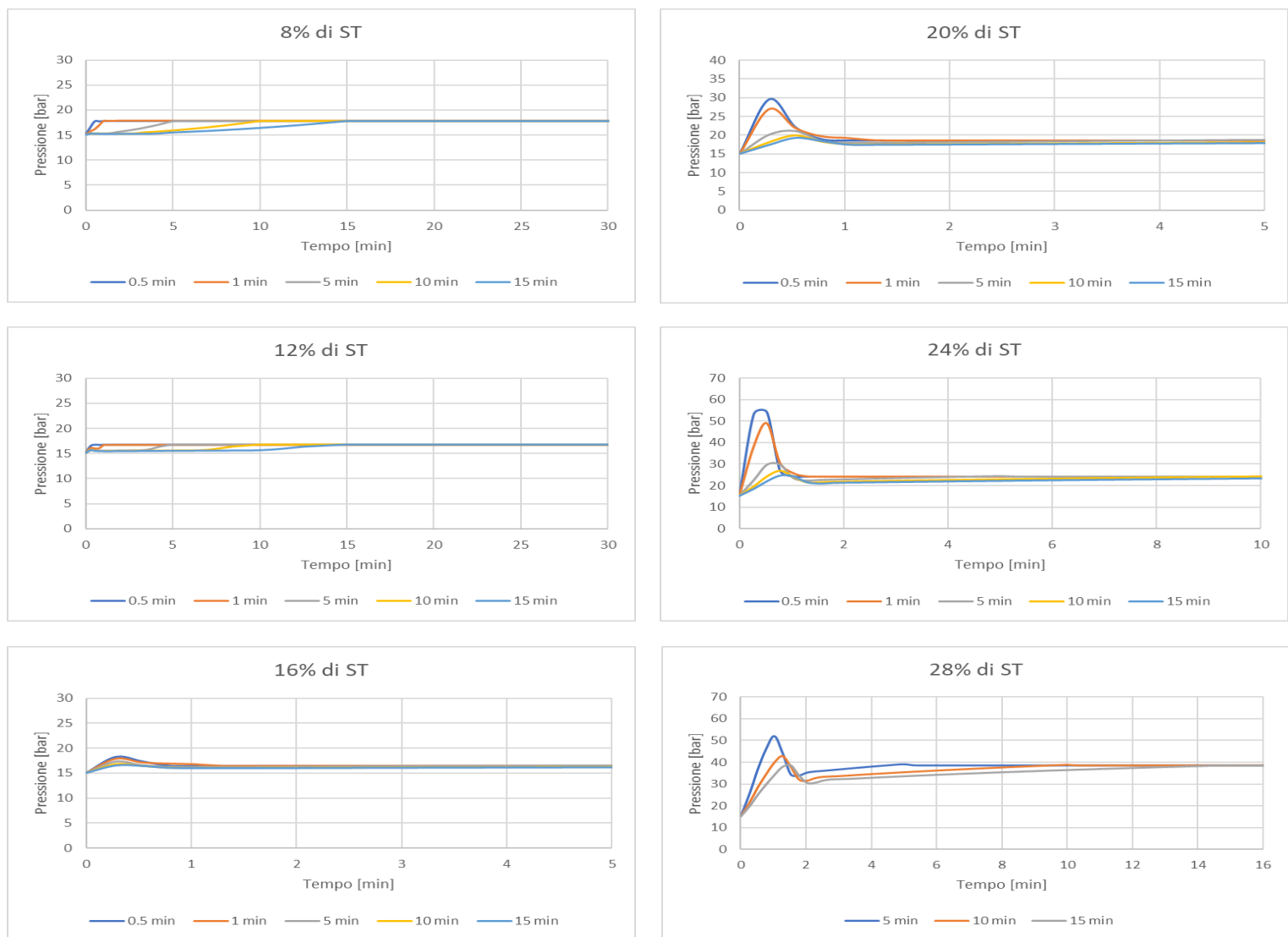


Figura 5.48: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per FORSU a 10 °C e concentrazioni diverse di ST per pipeline di $L = 2$ km e $d = 6$ in

Dato che il caso peggiore si ha avuto nel caso con 24% di ST arrivano a una sovrappressione pari a 54.27 bar, si considera una pressione massima di esercizio per il trasporto della FORSU pari a 70 bar, mantenendo un margine di sicurezza del 25%, in questo modo è possibile mantenere il sistema in sicurezza per qualsiasi concentrazione di ST considerata.

I casi più critici per il riavvio della linea si hanno per percentuali elevate di ST, per questo motivo si riportano i casi di *ramp-up* per FORSU con 24% e 28% di ST per diametri diversi, utilizzando gli stessi tempi di riavvio visti in precedenza.

Per entrambi i casi, la situazione peggiore (rispetto al picco di pressione) si ha quando si riduce il diametro della *pipeline* a 5 in.

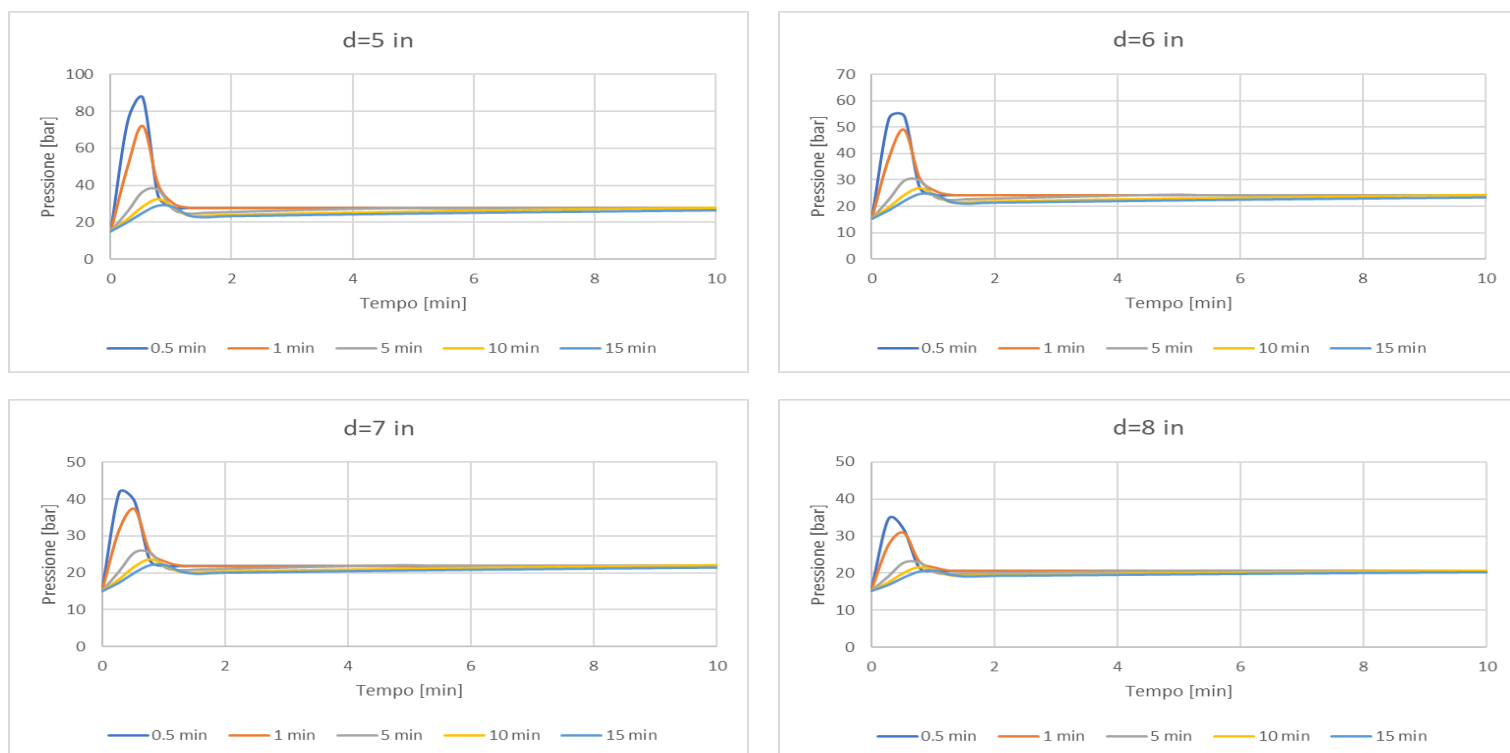


Figura 5.49: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per FORSU a 10 °C e 24% di ST per pipeline di $L = 2$ km e diversi diametri

Per una FORSU con 24% di ST, infatti il picco più alto si ha per diametro 5 in e arriva fino a 87.18 bar per tempo di riavvio di mezzo minuto, poi si riduce fino a 71.89 bar per tempo di riavvio di 1 minuto. Queste sono pressioni troppo elevate, quindi, per questo caso, si preferisce allungare il tempo di riavvio di 5 minuti riducendo il picco fino a 36.67 bar. Nel caso con diametro a 6 in, il picco massimo si ha per tempo di *ramp-up* di 0.5 minuti, arrivando a 54.27 bar, mentre per tutti gli altri casi con 24% di ST, la pressione di picco non ha superato i 50 bar.

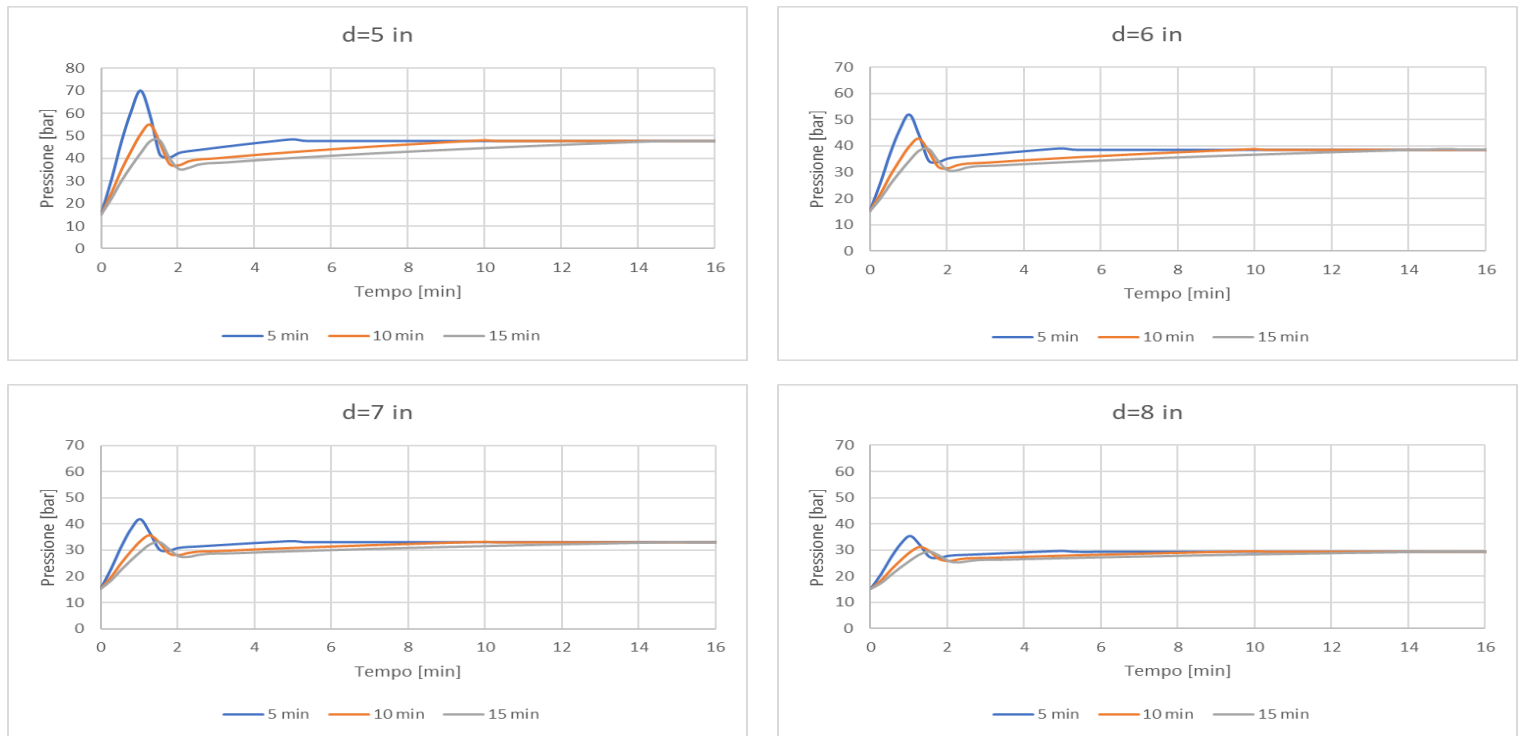


Figura 5.50: Andamento della pressione durante il ramp-up per tempi di riavvio richiesti per FORSU a 10 °C e 28% di ST per pipeline di $L = 2$ km e diversi diametri

Per una FORSU con 28% di ST, il picco più alto si ha per diametro 5 in, arrivando a una sovrappressione di 70.17 bar per un tempo di riavvio di 5 minuti. Questa è una pressione eccessiva per la pompa considerata, perciò si riduce il tempo di *ramp-up* fino a 10 minuti riducendo il picco fino a 55.08 bar, in quest'ultimo caso la pressione di picco è accettabile. Per *pipeline* con diametro a 6 in, la pressione di picco massima si ha per tempo di *ramp-up* di 5 minuti, arrivando a 52.01 bar, mentre per tutti gli altri casi con 28% di ST, non supera i 50 bar.

Per tutti gli altri casi (ovvero per le altre percentuali di ST) i *ramp-up* studiati non hanno mai superato i 50 bar, anche riducendo il diametro a 5 in.

6 Conclusioni

Con le analisi effettuate si è approfondito il comportamento fluidodinamico di tre fluidi distinti (olio pesante, acqua viscosizzata e FORSU) durante il loro trasporto in *pipeline*. Esaminando le caratteristiche reologiche durante il moto, sono state individuate ripercussioni sia in regime stazionario, sia durante la fase di riavvio della linea (regime transitorio).

Di seguito si riassume quanto riscontrato:

- Tutti i fluidi studiati hanno rilevato inizialmente un comportamento non-newtoniano di tipo pseudoplastico (*shear thinning*) dove la viscosità diminuiva all'aumentare dello *shear rate*. Quando all'olio pesante è stato aggiunto il *pour-point depressant* (PPD), il suo comportamento reologico ha assunto un andamento newtoniano. L'acqua viscosizzata, invece, ha mantenuto il suo comportamento pseudoplastico per tutte le concentrazioni di polimeri disciolti. Infine, la FORSU ha riscontrato un comportamento pseudoplastico più accentuato per percentuali di *solidi totali* (ST) maggiori.
- Lo studio termico svolto ha permesso di comprendere l'influenza della temperatura sulle proprietà reologiche dei fluidi. La temperatura, infatti, può avere un effetto decisivo sulla viscosità a seconda del tipo di fluido. L'olio pesante è stato il fluido che più di tutti ha variato il suo comportamento reologico in funzione della temperatura con una variazione di viscosità più marcata in assenza di PPD. L'acqua viscosizzata, invece, non subisce grossi cambiamenti, mentre la FORSU sembra esserne completamente indipendente.
- La variazione di viscosità dei tre fluidi è stata esaminata anche singolarmente, approfondendo le caratteristiche fisiche intrinseche che contraddistinguono la natura di ciascun fluido. L'olio pesante, infatti, ha ottenuto viscosità decisamente più elevate in assenza di PPD. L'acqua viscosizzata, invece, ha rilevato viscosità maggiori per concentrazioni più elevate di polimeri disciolti nella miscela. Infine, la FORSU ha riscontrato valori di viscosità più elevate per percentuali di ST maggiori.
- In regime stazionario è stato visto come più la viscosità del fluido è elevata, e più i suoi strati interni oppongono resistenza durante il moto. Questo comporta un incremento

della perdita di carico frizionale lungo la linea: quando un fluido altamente viscoso scorre lungo una tubazione, la prevalenza richiesta alla pompa per mantenere una portata costante all'interno della *pipeline* e vincere le forze interne viscosse è più elevata rispetto a fluidi con viscosità ridotta.

- Durante lo studio in regime stazionario dei fluidi analizzati si è osservato come all'aumentare della viscosità, il moto tendesse ad essere laminare. Questo risultato si ha grazie all'elevato attrito interno tra le particelle del fluido che impediscono di mescolarsi tra loro favorendo un moto laminare anziché turbolento.
- Si è osservato che i fluidi analizzati, essendo altamente viscosi, quando vengono trasportati lungo una *pipeline*, tendono a scaldarsi da soli. Questo perché gli strati interni del fluido possiedono un'energia meccanica associata al moto che viene convertita in energia termica attraverso la dissipazione viscosa, quindi maggiore è l'attrito interno, più il fluido si scalda. Nei casi studiati l'aumento massimo di temperatura si ha avuto nel caso dell'olio pesante in assenza di PPD, con un aumento del 54% quando l'olio in ingresso si trovava a 10°C.
- Durante lo studio in regime transitorio, invece, si sono osservati picchi pressione anche elevati dovuti al riavvio graduale della linea per tempi differenti. Questo è stato necessario per valutare la pressione massima di esercizio da garantire alla pompa in modo da mantenere la tubazione in sicurezza e prevenire guasti lungo la linea. In generale, le sovrappressioni sono risultate maggiori in caso di fluido con viscosità maggiori, ad esempio, per l'olio pesante, i picchi più elevati si sono avuti in assenza di PPD e per temperature minori. L'acqua viscosizzata invece, ha riscontrato sovrappressioni maggiori per concentrazioni di polimeri disciolti maggiori e per la FORSU sono stati riscontrati picchi più elevati per percentuali maggiori di ST.

È da attenzionare lo studio della FORSU in quanto le caratteristiche reologiche non sono state influenzate in alcun modo dalla temperatura, questo potrebbe essere dovuto al fatto che, considerando una situazione dinamica come il flusso, i batteri, anche con un aumento di temperatura, non riescano a riprodursi. In questo modo la crescita batterica dovuta all'aumento della temperatura viene meno e la presenza microbica non influisce sulla viscosità del fluido

stesso. Si potrebbe pensare di sviluppare equazioni analitiche che descrivano la crescita batterica in funzione della temperatura per fluidi come la FORSU, ma solo in casi in cui le velocità del flusso siano estremamente basse o in caso di ristagno del fluido lungo particolari tratti di tubazioni.

Per concludere, si consigliano ulteriori sviluppi futuri sullo studio reologico che potrebbero riguardare l'analisi di altri scenari transitori, come l'influenza termica della stagionalità e/o la variazione termica giornaliera. Questi nuovi scenari potrebbero approfondire il comportamento viscoso dei tre fluidi nei casi più critici come l'inverno o la notte (periodi in cui la temperatura si può ridurre drasticamente andando a inficiare sulla viscosità dei fluidi e quindi sull'efficienza del trasporto).

Bibliografia

- [1] Giorgio Graziani, *Introduzione alla fluidodinamica*. Nuova Cultura, 2023.
- [2] Mario Gallati e Stefano Sibilla, *Fondamenti di idraulica*. Carocci, 2009.
- [3] D. Citrini e G. Nosedà, *Idraulica*, 2°. Milano: Casa Editrice Ambrosiana, C.E.A., 1987.
- [4] Rajendra P. Chhabra, «Non-Newtonian Fluids: An Introduction», in *Rheology of Complex Fluids*, 1°, India: Indian Institute of Technology Madras, 2010, p. pp 3-34.
- [5] W. F. Hughes e J. A. Brighton, *Fluidodinamica: correnti subsoniche e supersoniche, moto turbolento incomprensibile, moto di strato limite ipersonico, magnetoidrodinamica, fluidi non newtoniani*, vol. Collana Schaum, 38 voll. Milano: Etas Libri, 1978.
- [6] M. Pinelli, C. Buratto, e S. Trillo, «Analisi Numerica e Sperimentale delle Prestazioni di Pompe Centrifughe per Fluidi Non-Newtoniani», Dottorato di ricerca, Università degli Studi di Ferrara, 2014. Consultato: 4 marzo 2025. [Online]. Disponibile su: <https://tesidottorato.depositolegale.it/static/PDF/web/viewer.jsp>
- [7] R. P. Chhabra e J. F. Richardson, *Non-Newtonian Flow And Applied Rheology*, 2°. in Engineering Applications. Gran Bretagna: Butterworth-Heinemann, B.H., 2008.
- [8] R. P. Chhabra e J. F. Richardson, *Non-Newtonian Flow In The Process Industries*, 1°. Gran Bretagna: Butterworth-Heinemann, B.H., 1999.
- [9] ENI, «Petrolio», Eniscuola. Consultato: 15 settembre 2025. [Online]. Disponibile su: <https://eniscuola.eni.com/it-IT/energia/petrolio.html>
- [10] Student Energy, «Heavy Oil», studentenergy. Consultato: 5 maggio 2025. [Online]. Disponibile su: <https://studentenergy.org/source/heavy-oil/>
- [11] A. Ragab e E. M. Mansour, «Enhanced Oil Recovery: Chemical Flooding», in *Geophysics and Ocean Waves Studies*, K. S. Essa, M. Di Risio, D. Celli, e D. Pasquali, A c. di, Londra: IntechOpen, 2021, p. 13. doi: 10.5772/intechopen.90335.
- [12] A. Thomas, «Polymer Flooding», in *Chemical Enhanced Oil Recovery (cEOR) - a Practical Overview*, IntechOpen, 2016, p. 200. doi: 10.5772/64623.
- [13] Biocustom, «Biocustom - Trattamento della FORSU», Biocustom. Consultato: 25 marzo 2025. [Online]. Disponibile su: <https://www.biocustom.it/2022/02/07/trattamento-della-forsu/>
- [14] A. Mangiolfi e M. Viozzi, «Rapporto Rifiuti Urbani», ISPRA (Istituto Superiore per la Protezione e la Ricerca Ambientale), Via Vitaliano Brancati, 48 – 00144 Roma, Statistico Edizione 2024, dic. 2024. [Online]. Disponibile su: www.isprambiente.gov.it
- [15] *Decreto Legislativo 152/2006, Norme in materia ambientale*, vol. 1-6 parti. 2006.
- [16] Calsep, *PVTsim Nova Method Documentation*. (2023). C++. Calsep.
- [17] Karen Schou Pedersen e Peter L. Christensen, *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*. Broken Sound Parkway NW,,: Taylor & Francis Group, LLC, 2007.
- [18] Schlumberger, SLB, *OLGA DYNAMIC MULTIPHASE FLOW SIMULATOR OLGA*. (2017). Schlumberger, SLB.
- [19] Dr. H. Panda, *The Complete Book on Biological Waste Treatment and Utilization*. New Delhi, India: NIIR Project Consultancy Services, 2013.