

# **POLITECNICO DI MILANO**

**Scuola di Ingegneria Industriale e dell'Informazione**

**Dipartimento di Energia**

**Corso di Laurea Magistrale in Ingegneria Energetica**



## **ANALISI DI CARATTERISTICHE FLUIDODINAMICHE DI FLUSSI BIFASE E TRIFASE**

**Relatore: Prof. L. P. M. Colombo**

**Co-relatore: Prof. G. M. Sotgia**

**Tesi di Laurea di:**

**Massimiliana Di Placido**

**Matricola 841432**

**Anno Accademico 2016-2017**



*Ave Maria!*



# Ringraziamenti

*Deo gratias et Mariae!*

*Ringrazio l'Immacolata, il mio Angelo Custode e tutti gli Angeli che mi hanno assistita.*

*Ringrazio il Prof. Colombo per avermi dato la possibilità di svolgere questo lavoro e per avermi sostenuta e incoraggiata.*

*Un ringraziamento particolare va al Prof. Sotgia che concretamente è stato il mio Angelo Custode durante tutte le prove.*

*Ringrazio tutti coloro che in questo percorso mi hanno accompagnata.*

*Ringrazio tutta la mia famiglia. In particolar modo ringrazio la mia mamma che mi ha sempre sostenuta in tutti questi anni universitari con le sue preghiere e il suo continuo supporto.*

*Ringrazio il mio papà che mi ha sempre incoraggiata. Ricordo la sua frase consueta: "Qual è l'energia del futuro?"*

*Sicuramente l'energia del futuro non sarà di certo io a scoprirla e forse non si scoprirà mai. Quel che conta realmente è l'eternità, dove non dovremo preoccuparci più di come, dove e quando produrre energia; dunque preoccupiamoci ora della sola cosa importante: la salvezza delle anime!*



# Indice

Ringraziamenti .....	5
Indice .....	7
Sommario .....	9
Abstract .....	11
<b>1 Introduzione: Motivazione del lavoro e struttura della tesi .....</b>	<b>13</b>
<b>2 Grandezze caratteristiche dei flussi bi-fase e tri-fase.....</b>	<b>19</b>
2.1 Definizioni .....	19
2.1.1 Grandezze caratteristiche del flusso bifase.....	22
2.1.2 Grandezze caratteristiche del flusso trifase .....	24
2.2 Correlazioni per il grado di vuoto .....	25
2.2.1 Correlazioni “slip ratio” .....	26
2.2.2 Correlazioni $K\alpha_H$ .....	28
2.2.3 Correlazioni “Drift Flux” .....	29
2.2.4 Correlazioni generiche per il grado di vuoto .....	32
<b>3 Descrizione dell’impianto e procedure sperimentali .....</b>	<b>33</b>
3.1 Impianto sperimentale.....	33
3.2 Caratteristiche dei fluidi.....	35
3.2.1 Olio.....	35
3.2.2 Acqua .....	37
3.2.3 Aria.....	37
3.3 Componenti dell’impianto .....	38
3.3.1 Misuratore della portata d’olio.....	38
3.3.2 Misuratore della portata di acqua.....	38
3.3.3 Misuratore della portata di aria .....	39
3.3.4 Sistema di iniezione.....	40
3.3.5 Linee di pressione e trasduttore.....	41
3.3.6 Misure di temperatura .....	42
3.3.7 Acquisizione dati .....	42
3.4 Modalità di esecuzione delle prove sperimentali .....	43
3.4.1 Accorgimenti ed osservazioni .....	45

3.4.2	Tempo di esecuzione di una prova .....	45
3.5	Campagna sperimentale bi-fase .....	46
3.5.1	Elaborazione dei dati.....	46
3.6	Campagna sperimentale tri-fase.....	47
4	Risultati delle indagini teoriche e sperimentali .....	51
4.1	La frazione di vuoto nei flussi tri-fase aria-acqua-olio.....	51
4.2	Ripetibilità delle misure di caduta di pressione nei flussi bifase acqua-olio.....	66
4.2.1	Descrizione dei regimi di moto.....	67
4.2.2	Risultati .....	69
5	Conclusioni .....	81
	Bibliografia .....	84

# Sommario

Data la rilevanza dei fluidi multifase composti da olio viscoso, acqua ed aria nel settore Oil&Gas, il loro studio è attualmente di grande importanza. Questo lavoro, svolto presso il laboratorio di Termofluidodinamica Multifase del Politecnico di Milano, presenta un'analisi di alcune caratteristiche fluidodinamiche di flussi bi-fase e tri-fase in condotti orizzontali in Plexiglas® aventi diametro interno di 40 mm e di 50 mm. Il lavoro è costituito da due parti.

Nella prima parte si è confrontato il grado di vuoto di flussi tri-fase aria-acqua-olio misurato sperimentalmente con il grado di vuoto calcolato con le correlazioni per flussi bi-fase gas-liquido, con l'ipotesi che le due fasi liquide si comportino come "liquido equivalente". Per il confronto tra il grado di vuoto sperimentale e quello ottenuto con le correlazioni sono stati tracciati i Parity Plot ed è stata calcolata la deviazione standard e il MAPE. Si è giunti alla conclusione che le correlazioni di tipo "drift flux" danno una previsione accettabile, che peggiorano all'aumentare del diametro, probabilmente a causa di una maggiore eccentricità della distribuzione delle fasi. Purtroppo non esiste un metodo per decidere a priori quale correlazione utilizzare a seconda dei dati sperimentali disponibili. Tuttavia, emerge chiaramente come, al crescere del diametro, sia necessario disporre di modelli che tengano in considerazione la compresenza di forze inerziali e gravitazionali, al fine di migliorare le predizioni del grado di vuoto.

Nella seconda parte è stata svolta una campagna sperimentale incentrata sulla misura delle cadute di pressione di un flusso bifase acqua-olio in un condotto orizzontale in Plexiglas® avente diametro interno di 50 mm al fine di svolgere un'analisi della ripetibilità delle. Tramite la regressione lineare delle cadute di pressione è stato possibile individuare le cadenti di pressione. Per le cadenti di pressione e il fattore di riduzione di pressione sono stati calcolati i rispettivi valore medio e deviazione standard. Il valore massimo di deviazione standard relativa percentuale delle cadenti di pressione e del fattore di riduzione, tra tutte le condizioni operative, non supera rispettivamente il 7,13% e il 7,39%. Dai bassi valori di deviazioni standard ottenuti si può concludere che si ha una buona ripetibilità delle prove.

**Parole chiave:** flusso tri-fase liquido-liquido-gas olio-acqua-aria, flusso bi-fase liquido-liquido olio-acqua, cadente di pressione; liquido equivalente, grado di vuoto.



# Abstract

Multiphase flows with viscous oil, water and gas are of great importance in the Oil & Gas sector.

This work, carried out at the Multiphase Thermal fluid dynamics Laboratory at *Politecnico di Milano*, provides an analysis of some fluid-dynamic characteristics of two-phase and three-phase flows in horizontal pipelines 40 mm and 50 mm i.d., respectively. The work consisted of two parts.

In the first part, experimental data about the void fraction of gas-liquid-liquid, three-phase flows served as a benchmark for correlations commonly adopted for two-phase gas-liquid flows, under the previously validated assumption that the two liquid phases behave like an equivalent liquid in a wide range of operating conditions. For the comparison, the Parity Plots were plotted and standard deviation and MAPE were calculated. Correlations based on the drift-flux model turned out to yield acceptable predictions, which worsened for the highest diameter, probably due to the greater eccentricity of the phase distribution. Unfortunately, it is impossible to state in advance which modelling approach is most suitable. However, it clearly emerges that, as the diameter increases, it is necessary to take into account the coexistence of inertial and gravitational forces, in order to improve the predictions of the void fraction. In particular, it is recommended to include the Froude number in the model formulation.

In the second part, an experimental campaign was carried out measuring the pressure drop of water-oil, two-phase flow in a horizontal Plexiglas® pipe 50 mm i.d., in order to analyze the repeatability of the measurements for flow regimes characterized by a marked eccentricity of the oil core, very often near to the transition to stratified flow. Mean value and standard deviation of both the pressure gradients and the pressure drop reduction factor were calculated, showing maximum percentage deviations equal to 7,13% and 7,39%, respectively.

**Key words:** three-phase flow oil-water-gas, two-phase flow oil-water, pressure drop, equivalent liquid, void fraction.



# 1 Introduzione: Motivazione del lavoro e struttura della tesi

Questo lavoro ha come scopo la descrizione di uno studio sperimentale riguardante le caratteristiche del moto e del comportamento di flussi multifase in condotti orizzontali. Le principali applicazioni di flussi multifase sono in campo petrolifero, nucleare e processi industriali; risultano di particolare importanza per l'industria dei giacimenti petroliferi.

Dalle previsioni della IEA (International Energy Agency) constatiamo che la domanda energetica è in continuo aumento (Figura 1.1).

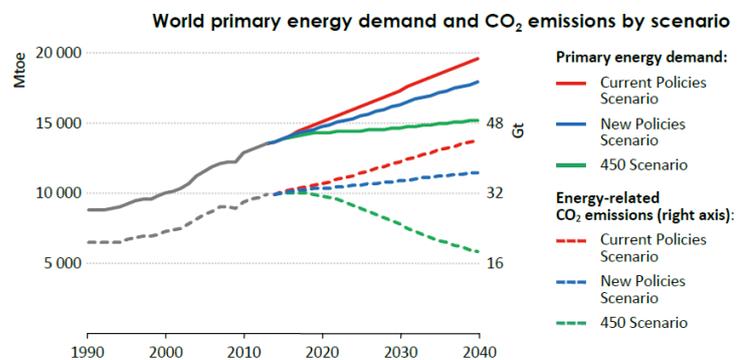


Figura 1.1: Previsione della domanda mondiale di energia primaria, fonte IEA WEO2015 [1]

I combustibili fossili continueranno ad avere un ruolo primario nel panorama energetico mondiale attuale e futuro. Il petrolio, nonostante il recente diffondersi di fonti di energia rinnovabile, resterà comunque una delle principali fonti energetiche.

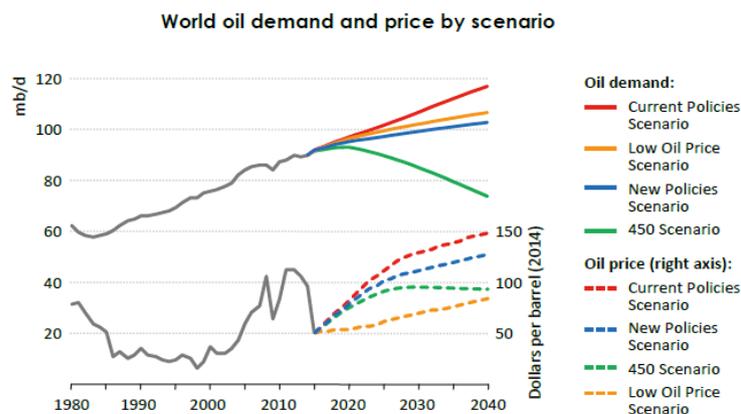


Figura 1.2: Previsione della domanda mondiale e del prezzo dell'olio, fonte IEA WEO 2015 [1]

L'olio pesante può essere visto come una valida alternativa all'olio leggero, soprattutto per ragioni geopolitiche, quali la diversificazione e la sicurezza degli approvvigionamenti. Geograficamente le riserve di oli pesanti sono localizzate per l'87% in Canada, Venezuela e Russia e per la maggior parte al di fuori dell'area Medio Orientale [22] (Figura 1.3).

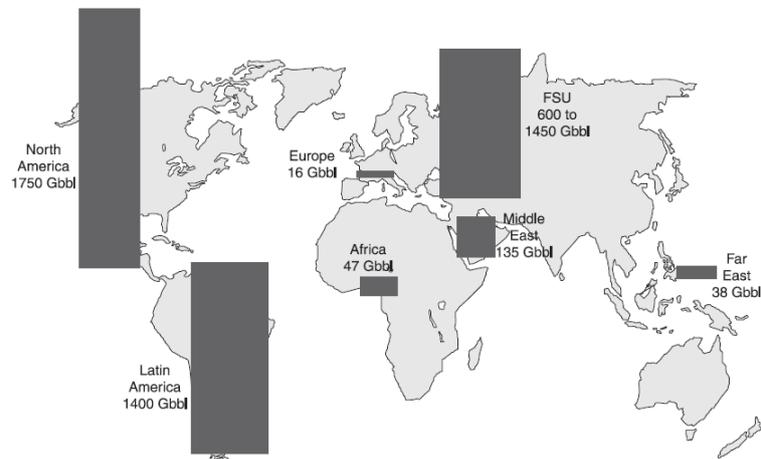


Figura 1.3: Distribuzione geografica degli oli non convenzionali [2]

L'olio non convenzionale (Figura 1.4: nel riquadro rosso) ha tuttavia delle caratteristiche meno pregiate, ad esempio presenta una viscosità elevata, un congruo contenuto di metalli pesanti e un alto tenore di composti solforati e azotati che ne rendono la produzione difficoltosa ed economicamente onerosa [2].

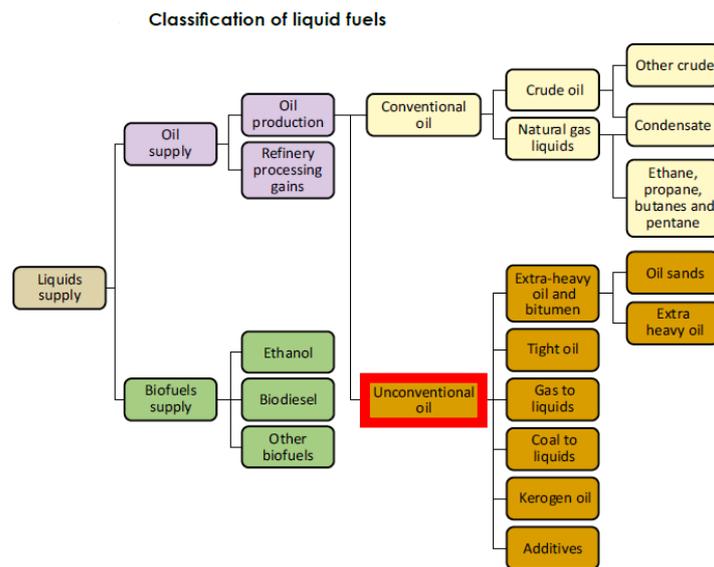


Figura 1.4: Classificazione dei combustibili liquidi, fonte IEA WEO 2015 [1]

L'elevata viscosità dell'olio rispetto a quella dell'acqua rende più difficile l'estrazione e il trasporto dell'olio pesante, comportando maggiori costi di pompaggio. A causa dell'elevata viscosità, infatti, gli oli non convenzionali non possono essere trasportati in quanto tali negli oleodotti, ma richiedono dei trattamenti aggiuntivi. La tecnologia ci offre già nel presente alcune soluzioni che mirano a ridurre la viscosità; altri metodi sono attualmente in via di sperimentazione e sviluppo.

Le tecniche di trasporto principali sono le seguenti quattro macro-categorie [23]:

- Riscaldamento: l'olio perde la viscosità quando viene riscaldato e il pompaggio richiede meno energia. I principali problemi sono nel riscaldamento continuo ed uniforme dei tubi, cracking e corrosione.
- Diluizione: l'olio viene miscelato con un diluente; il problema è la disponibilità dello stesso, anche se si stanno studiando diluenti riciclabili.
- Partial Upgrading: dall'olio pesante si ricavano oli più leggeri e pregiati con distillazioni e hydrotreating.
- Emulsion: l'olio pesante viene disperso in acqua a formare gocce stabilizzate mediante tensioattivi per provocare una diminuzione di viscosità.

Oltre a queste tecniche che mirano a ridurre la viscosità c'è un'altra tecnica di particolare interesse, che ha invece come scopo la riduzione delle perdite di carico: il Core Annular Flow (CAF). Con quest'ultima tecnica si ottiene un flusso bifase olio-acqua, con un annulus di acqua alla parete e un core di olio centrale, in modo tale da diminuire l'attrito dovuto al contatto tra olio e parete e far sì che anche le potenze di pompaggio necessarie per movimentare il flusso diminuiscano [22]. Il problema principale è la stabilità del moto. La tendenza dell'olio ad aderire alla parete porta ad un drastico aumento di perdite di carico e un conseguente aumento della potenza necessaria al pompaggio.

Al fine di quantificare le cadute di pressione negli oleodotti e le potenze di pompaggio, intorno agli anni 50, è cominciato lo studio di flussi di liquidi non miscibili [8] [11] [20] [21], ripreso poi verso la fine degli anni 80.

È interessante studiare anche l'effetto che si ottiene introducendo una terza fase gassosa. Per flussi trifase le ricerche e le pubblicazioni sono molto minori rispetto al caso bifase, per il quale sono state svolte invece molte ricerche teoriche e sperimentali. Il flusso trifase ha un notevole interesse applicativo infatti nella estrazione del petrolio si ha anche la presenza di acqua salmastra e gas naturale [5].

Inizialmente si è cercato di capire se la presenza di gas poteva indurre delle perturbazioni nel flusso bifase liquido - liquido tali da incrementare la resistenza al moto e causare l'insorgere di fenomeni di instabilità, come nell'articolo del 1995 di Hewitt [12] che ne analizza la fenomenologia e le problematiche. L'introduzione di aria in un flusso di olio-acqua, infatti, genera delle strutture fluide

intermittenti, caratterizzate dalla presenza di bolle allungate che potrebbero destabilizzare il flusso e perturbare fortemente le proprietà del flusso iniziale.

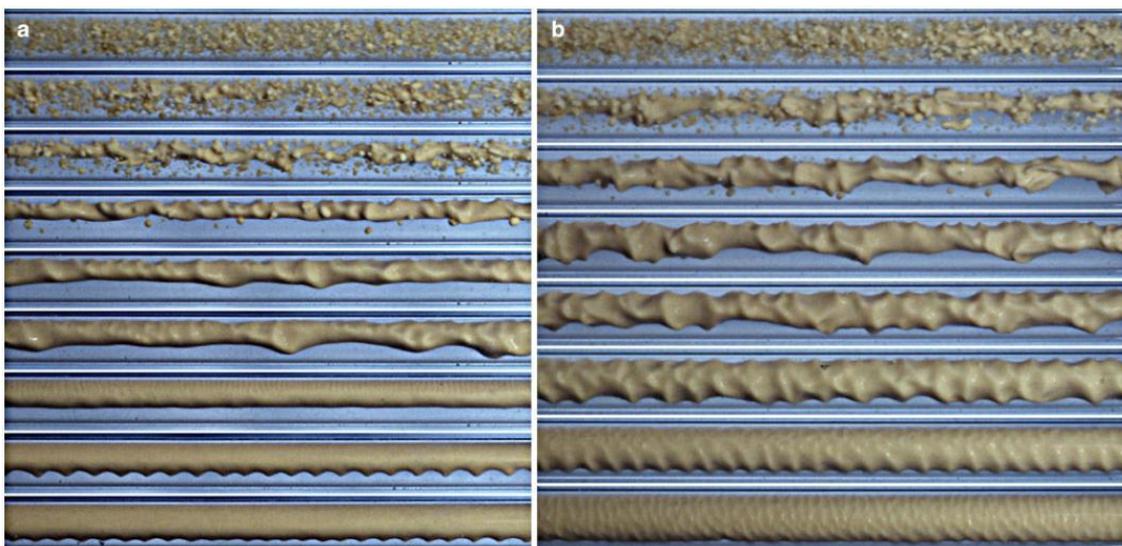
Nello specifico interessa indagare sulla fluidodinamica multifase in condotti di diametro maggiore, nell' intento di operare in condizioni più prossime alla scala industriale.

Presso il Politecnico di Milano dal 1998 è in corso un'attività di ricerca sperimentale sul flusso di liquidi non miscibili e ha contribuito a queste ricerche con numerosi lavori di cui si riportano alcuni risultati utili ai fini di questa tesi:

- **Colombo L.P.M., Guillizzoni M., Sotgia G.M. [9]:** “*Characterization of the critical transition from annular to wavy-stratified flow for oil-water mixtures in horizontal pipes*”

In questo studio è stata analizzata la transizione critica dal flusso anulare a quello stratificato ondoso in tubi orizzontali in Plexyglas® (diametri interni di 21-26-30-40-50 mm) e in Pyrex® (diametri interni 21,5-28-40 mm). Diminuendo a  $J_w$  a  $J_o$  fissata in generale si possono osservare nell'ordine la transizione da regime disperso a regime anulare e poi da anulare a stratificato ondoso (Figura 1.5). La transizione critica si verifica unicamente quando  $J_o$  ha un valore sufficientemente ridotto.

È stato elaborato uno studio del fattore di riduzione delle perdite di carico dell'olio che si riduce di molto e repentinamente quando si ha la transizione critica, a causa del fenomeno di sporcamento del tubo in quanto si ha olio alla parete. Inoltre si è trovato che esiste un valore della velocità della miscela oltre il quale il core anular flow è sempre stabile. In base a questi risultati sono state definite le condizioni operative delle campagne sperimentali relative ai flussi bifase acqua-olio, onde evitare l'istaurarsi dei regimi di moto stratificati, caratterizzati da una cattiva riproducibilità delle misure.



**Figura 1.5:** Variazione dei regimi di moto diminuendo a  $J_w$  a  $J_o$  fissata.

**a)** presenza della transizione critica da regime anulare a stratificato ondoso

**b)** assenza di transizione da regime anulare a regime stratificato

Da questo studio si è ricavato che la transizione critica avviene per

$$Fr D = 0,58 \pm 0,04 [m] \quad (1.1)$$

- **Sotgia G. [27]:** *“Indagine sul flusso bifase olio-acqua-olio con basso flusso specifico di olio e medio numero di Eötvös”*

In questo lavoro è stata eseguita una campagna sperimentale con flussi bi-fase acqua -olio viscoso in un condotto orizzontale di Plexiglas® di diametro 50 mm con ridotte velocità superficiale dell’olio  $J_o$  comprese tra 0,13 a 0,52 m/s. La sperimentazione ha evidenziato sia concordanze che discordanze con quanto osservato in precedenza con diametri inferiori. Il comportamento del flusso ha mostrato la comparsa di una transizione critica verso il moto stratificato ondosio, con aumento quasi a gradino della resistenza al moto, per adesione dell’olio alla parete. Si è ottenuta una bassa ripetibilità dei dati sperimentali e un peggiore accordo con il modello di Brauner. Gli andamenti di  $\varepsilon_{w,max}$  e  $R_{o,max}$  risultano ancora rispettivamente decrescente e crescente con  $J_o$ , salvo per il secondo con  $J_o < 0,25$  m/s ed in corrispondenza di un regime a gocce d’olio disperso.

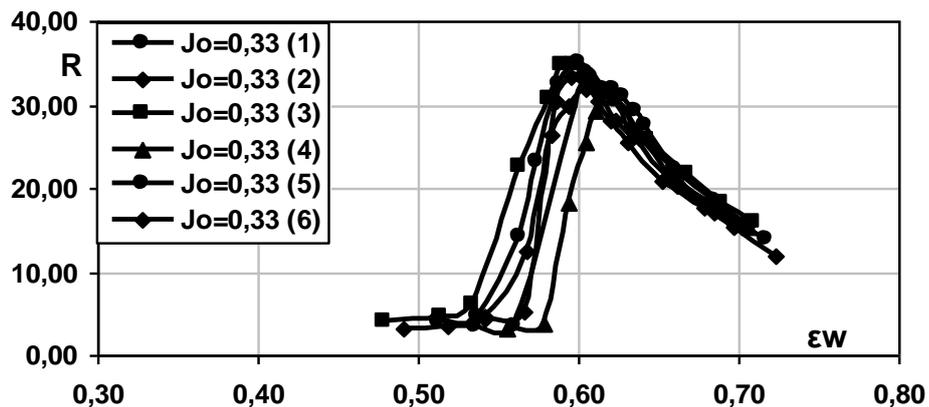


Figura 1.6: Andamento di R con  $\varepsilon_w$  per  $J_o = 0,33$  m/s

- **Caslini F., Castellano J. [7]:** *“Experimental analysis of three-phase oil-water-air flows in horizontal pipes of variable and constant cross section”*

Sono state condotte campagne sperimentali in condotti da 50 mm e 40 mm considerando sia miscele bifase (acqua e olio viscoso) che trifase (aria, acqua e olio viscoso). La caratterizzazione di un regime trifase intermittente è stata effettuata mediante l’utilizzo di strumenti di tipo ottico e di tipo capacitometrico e si è trovata una migliore affidabilità per quello ottico. È stata valutata l’efficacia del modello drift flux per un flusso trifase. I risultati mostrano come il boccaglio (ID 40 mm) ed il Venturi garantiscano mediamente i migliori risultati.

Il presente lavoro vuole fornire un duplice contributo:

- Si prosegue un'analisi dei dati sperimentali ottenuti da Caslini e Castellano [7] con flusso tri-fase acqua-olio-aria e condotti di 40-50 mm, confrontando il grado di vuoto sperimentalmente ottenuto con il grado di vuoto calcolato con correlazioni sviluppate per flussi bi-fase.

La letteratura, infatti, fornisce un gran numero di modelli per predire il grado di vuoto in flussi bi-fase per casi gas-liquido, ma faremo riferimento alle 68 correlazioni dell'articolo di Woldesemayat, M. A., & Ghajar, A. J. (2007) [29].

Sotto l'ipotesi di "liquido equivalente", costituito da una miscela di olio e acqua, si verifica se la validità di questi modelli può essere controllata ed estesa a flussi tri-fase.

- Uno studio al fine di determinare la ripetibilità di misura del gradiente di pressione di un flusso bi-fase olio-acqua in un condotto orizzontale in Plexiglas<sup>®</sup> con diametro interno di 50 mm, in quanto in un precedente lavoro [27] era stata trovata una bassa ripetibilità delle misure per tali condizioni.

## 2 Grandezze caratteristiche dei flussi bi-fase e tri-fase

### 2.1 Definizioni

Si riportano qui alcune delle più comuni definizioni dei parametri che si utilizzeranno in questo lavoro.

La portata massica della miscela è pari alla somma delle portate delle due fasi

$$\Gamma = \Gamma_g + \Gamma_l \quad (2.1)$$

La portata volumetrica della generica fase i-esima è il rapporto fra la portata massica e la densità della fase i-esima

$$Q_i = \frac{\Gamma_i}{\rho_i} \quad (2.2)$$

La portata volumetrica della miscela sarà quindi

$$Q = Q_g + Q_l \quad (2.3)$$

Il flusso massico è il rapporto tra la portata massica della miscela e l'area della sezione trasversale del tubo  $\Omega$

$$G = \frac{\Gamma}{\Omega} \quad (2.4)$$

Il flusso massico apparente della fase i-esima è il flusso massico della fase i-esima fluente da sola nel tubo. La somma dei flussi massici apparenti delle due fasi è pari al flusso massico della miscela

$$G_i^* = \frac{\Gamma_i}{\Omega} \quad (2.5)$$

$$G = G_g^* + G_l^* \quad (2.6)$$

La velocità superficiale o flusso volumetrico è il rapporto tra la portata volumetrica della miscela e l'area della sezione trasversale del tubo  $\Omega$ .

$$J = \frac{Q}{\Omega} \quad (2.7)$$

Le velocità superficiali del gas  $J_g$ , e del liquido  $J_l$ , sono definite come le velocità della fase gassosa o liquida nel tubo assumendo che il flusso sia monofase o gas o liquido rispettivamente.

La velocità superficiale della fase i-esima è il rapporto tra la portata volumetrica della fase i-esima e l'area della sezione trasversale del tubo  $\Omega$ .

$$J_i = \frac{Q_i}{\Omega} \quad (2.8)$$

La velocità superficiale della fase i-esima può anche essere espressa come rapporto del flusso di massa apparente della fase i-esima per la densità della medesima fase, in quanto è la velocità apparente della fase i-esima fluente da sola

$$J_i = \frac{G_i^*}{\rho_i} \quad (2.9)$$

$d\Omega$  è l'area della sezione trasversale di un elemento di miscela ed è pari alla somma delle aree infinitesime delle due fasi

$$d\Omega = d\Omega_g + d\Omega_l \quad (2.10)$$

Il grado di vuoto locale è la porzione della sezione occupata dalla fase gassosa

$$\alpha = \frac{d\Omega_g}{d\Omega} \quad (2.11)$$

Il liquid holdup è la porzione della sezione occupata dalla fase liquida

$$1 - \alpha = \frac{d\Omega_l}{d\Omega} \quad (2.12)$$

Il grado di vuoto mediato sulla sezione trasversale è definito come il rapporto tra l'area occupata dal gas e l'area complessiva occupata dalla miscela gas-liquido. Il grado di vuoto è dato da

$$\bar{\alpha} = \frac{\int_{\Omega} \alpha d\Omega}{\Omega} = \frac{\Omega_g}{\Omega} \quad (2.13)$$

Il "liquid holdup" mediato sulla sezione trasversale è il complementare del grado di vuoto nel tubo, i.e. è la rimanente area occupata dalla fase liquida. Quindi il liquid holdup è

$$1 - \bar{\alpha} = \frac{\Omega_l}{\Omega} \quad (2.14)$$

La velocità effettiva mediata sulla sezione trasversale della fase gassosa è il rapporto tra la velocità superficiale della fase gassosa e il grado di vuoto medio

$$\bar{U}_g = \frac{J_g}{\bar{\alpha}} \quad (2.15)$$

La velocità effettiva mediata sulla sezione trasversale della fase liquida è il rapporto tra la velocità superficiale della fase liquida e il liquid holdup medio

$$\bar{U}_l = \frac{J_l}{1 - \bar{\alpha}} \quad (2.16)$$

Lo “slip ratio” medio è definito come il rapporto delle velocità effettive medie delle due fasi. Se la miscela ha lo slip ratio unitario si è nel caso omogeneo, in cui entrambe le fasi hanno la stessa velocità. Lo slip ratio è definito come

$$\bar{s} = \frac{\bar{U}_g}{\bar{U}_l} \quad (2.17)$$

Il flusso massico effettivo della fase i-esima è il rapporto tra la portata della fase i-esima e l'area occupata da questa fase e può anche essere espresso come il prodotto della densità della fase i-esima e della velocità effettiva media della fase i-esima

$$G_g = \frac{\Gamma_g}{\Omega_g} = \frac{G_g^*}{\bar{\alpha}} = \rho_g \bar{U}_g \quad (2.18)$$

$$G_l = \frac{\Gamma_l}{\Omega_l} = \frac{G_l^*}{1 - \bar{\alpha}} = \rho_l \bar{U}_l \quad (2.19)$$

Il titolo massico medio della miscela è definito come il rapporto della portata massica della fase gassosa con la portata massica totale della miscela.

$$\bar{x} = \frac{\Gamma_g}{\Gamma} \quad (2.20)$$

Il titolo termodinamico medio della miscela è il rapporto tra la differenza tra l'entalpia specifica della miscela e l'entalpia specifica del liquido saturo con l'entalpia latente. Solo all'equilibrio il titolo termodinamico medio è pari al titolo massico medio.

$$\bar{x}_t = \frac{h - h_l}{h_g - h_l} \quad (2.21)$$

Il titolo volumetrico medio della miscela è il rapporto tra la portata volumetrica della fase gassosa e la portata volumetrica della miscela

$$\bar{x}_v = \frac{Q_g}{Q} = \frac{J_g}{J} \quad (2.22)$$

Dalle definizioni date, si possono ricavare le seguenti relazioni tra  $\bar{\alpha}$ ,  $\bar{x}$  e  $\bar{x}_v$

$$\bar{x}_v = \frac{1}{1 + \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{\bar{x}}{1 - \bar{x}}} \quad (2.23)$$

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{1 + \bar{s} \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{\bar{x}}{1 - \bar{x}}} \quad (2.24)$$

La bulk density è la densità del flusso di una singola fase “equivalente” con la stessa portata massica e volumetrica come nella effettiva miscela bifase e può essere scritta in funzione del titolo volumetrico medio della miscela

$$\Gamma = \Gamma_g + \Gamma_l = \rho_g Q_g + \rho_l Q_l \doteq \bar{\rho}_b Q \quad (2.25)$$

$$\bar{\rho}_b = \rho_g \bar{x}_v + \rho_l (1 - \bar{x}_v) \quad (2.26)$$

Avendo dato le definizioni dei parametri più utilizzati in un flusso bifase in relazione al grado di vuoto, presenteremo nel prossimo capitolo le correlazioni.

Utilizzeremo i seguenti pedici per indicare il fluido:

- w: acqua;
- o: olio;
- l: acqua + olio;
- g: aria.

### 2.1.1 Grandezze caratteristiche del flusso bifase

Per rendere più chiari i prossimi capitoli si elencheranno le grandezze caratteristiche principali dei flussi bifase che si incontreranno durante l’elaborazione dei dati.

Velocità superficiale dell’acqua  $J_w$ :

$$J_w = \frac{Q_w}{\Omega} \quad (2.27)$$

Velocità superficiale dell’olio  $J_o$ :

$$J_o = \frac{Q_o}{\Omega} \quad (2.28)$$

dove  $Q_w$  e  $Q_o$  sono rispettivamente la portata volumetrica di acqua e di olio

La velocità superficiale della miscela bi-fase acqua-olio è

$$J = J_o + J_w \quad (2.29)$$

La frazione di input dell’acqua è:

$$\varepsilon_w = \frac{J_w}{J} \quad (2.30)$$

La frazione di input dell'olio è:

$$\varepsilon_o = \frac{J_o}{J} \quad (2.31)$$

Si può notare che in un flusso bi-fase acqua-olio:

$$\varepsilon_w + \varepsilon_o = 1 \quad (2.32)$$

La densità omogenea della miscela è  $\rho_H$ :

$$\rho_H = \rho_o \varepsilon_o + \rho_w \varepsilon_w \quad (2.33)$$

Il gradiente di pressione totale si può esprimere come la somma di tre contributi:

- la caduta di pressione legata all'accelerazione;
- la caduta di pressione legata all'attrito
- la caduta di pressione legata alla variazione di quota geodetica.

Il contributo accelerativo è dovuto alla variazione di quantità di moto nelle due fasi. Questa quantità è significativa in flussi bifase nel caso ci siano transizioni di fase. Nel nostro caso, poiché il flusso è adiabatico e non si hanno transizioni di fase, tra questi tre contributi, quello accelerativo e quello geodetico (condotti orizzontali) sono trascurabili.

La caduta di pressione per attrito costituisce perciò la frazione principale della caduta totale. Questo gradiente di pressione non include soltanto il trasferimento di quantità di moto tra flusso e parete, ma anche lo scambio interno tra le due fasi.

Per il calcolo della caduta di pressione per attrito in un flusso bifase esistono soltanto modelli empirici o semi-empirici. Per i flussi liquido-liquido, in precedenti lavori, svolti presso il DE. PM, si è osservato che il modello di Brauner [6], elaborato per un flusso anulare, fornisce buoni risultati.

Nelle condizioni operative, il flusso della fase acqua risulta sempre in regime turbolento, mentre il flusso della fase olio risulta sempre laminare. Le relazioni empiriche adottate per il calcolo dei coefficienti di attrito, espressi secondo la convenzione di Darcy, sono rispettivamente:

$$f_w = \frac{0,046}{Re_w^{0,2}} \quad (2.34)$$

$$f_o = \frac{16}{Re_o} \quad (2.35)$$

Il coefficiente di riduzione delle perdite di carico riferite al solo olio è definito come rapporto tra il gradiente di pressione dovuto all'attrito dell'olio e il gradiente di pressione dovuto all'attrito del flusso bifase. Poiché si ha un andamento lineare  $(dp/dz) = (\Delta p/\Delta z)$  e il coefficiente di riduzione può essere espresso come rapporto delle rispettive cadenti.

$$R_o = \frac{\left(\frac{dp}{dz}\right)_o^F}{\left(\frac{dp}{dz}\right)_{TP}^F} = \frac{\Delta p_o}{\Delta p} \quad (2.36)$$

Si ha una riduzione delle perdite di carico dell'olio solo quando  $R_o > 1$ .

In questo lavoro il gradiente di pressione del flusso bifase  $(dp/dz)_{TP}^F$  verrà calcolato sperimentalmente e coincide con la cadente misurata in ogni singola prova.

Il gradiente di pressione del solo olio è definito come:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_o^F = \frac{2 f_o G_o^{*2}}{\rho_o D} \quad (2.37)$$

Dove  $G_o^*$  è il flusso massico apparente della fase olio.

Il gradiente di pressione della sola fase acqua è definita come:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_w^F = \frac{2 f_w G_w^{*2}}{\rho_w D} \quad (2.38)$$

Dove  $G_w^*$  è il flusso massico apparente della fase acqua.

### 2.1.2 Grandezze caratteristiche del flusso trifase

Si elencheranno le grandezze principali del flusso trifase olio-acqua-aria che si incontreranno durante le elaborazioni.

Velocità superficiale del gas (aria)  $J_g$ :

$$J_g = \frac{Q_g}{\Omega} \quad (2.39)$$

dove  $Q_g$  è la portata volumetrica di aria.

La velocità superficiale della fase liquida acqua-olio, trattata come liquido "equivalente",  $J_l$  è pari alla somma delle velocità superficiali dei due liquidi acqua e olio:

$$J_l = J_w + J_o \quad (2.40)$$

La velocità superficiale della miscela trifase  $J$  è pari a:

$$J = J_o + J_w + J_g = J_l + J_g \quad (2.41)$$

Frazione di input dell'acqua rispetto all'intera miscela trifase  $\varepsilon_w$ :

$$\varepsilon_w = \frac{J_w}{J} \quad (2.42)$$

Frazione di input dell'olio rispetto all'intera miscela trifase  $\varepsilon_o$ :

$$\varepsilon_o = \frac{J_o}{J} \quad (2.43)$$

Frazione di input dell'aria rispetto all'intera miscela trifase  $\varepsilon_g$ :

$$\varepsilon_g = \frac{J_g}{J} \quad (2.44)$$

Si può notare che in un flusso trifase acqua-olio-aria:

$$\varepsilon_w + \varepsilon_o + \varepsilon_g = 1 \quad (2.45)$$

La densità omogenea della miscela trifase è  $\rho_H$ :

$$\rho_H = \rho_o \varepsilon_o + \rho_w \varepsilon_w + \rho_g \varepsilon_g \quad (2.46)$$

Il numero di Froude "Fr" è definito come rapporto tra l'ordine di grandezza delle forze d'inerzia e quelle di gravità (di galleggiamento), ed è stato opportunamente modificato per tener conto della presenza di due fasi:

$$Fr = \frac{\rho_l J_l^2}{\Delta\rho g D} \quad (2.47)$$

Dove  $\rho_l$  è la densità "omogenea" della miscela liquido equivalente,  $J_l$  è la velocità superficiale della miscela liquido equivalente e  $\Delta\rho$  è la differenza delle densità.

$$\rho_l = \rho_o(1 - \varepsilon_w) + \rho_w \varepsilon_w \quad (2.48)$$

$$\Delta\rho = \rho_w - \rho_o \quad (2.49)$$

## 2.2 Correlazioni per il grado di vuoto

Le diverse correlazioni per il grado di vuoto si sono sviluppate a partire dal 1940. Queste correlazioni sono state ottenute per lo più sperimentalmente in diverse condizioni operative, ma soprattutto per tubi orizzontali.

Le correlazioni per il calcolo del grado di vuoto considerate sono tratte dall'articolo di Melkamu, Woldesemayat, Afshin, Ghajar intitolato "Comparison of void fraction correlations for different flow patterns in horizontal and upward inclined pipes" [29]. In quest'articolo sono presenti 68 correlazioni per il calcolo del grado di vuoto.

In questa analisi utilizzeremo le correlazioni [18] per le quali si hanno le informazioni complete per prevedere il grado di vuoto dai dati a nostra disposizione. Viene utilizzato il criterio per la classificazione delle correlazioni presente nel lavoro di Vijayan et al (2000) [28] che le divide in quattro categorie. Queste sono:

1. correlazioni "Slip ratio"
2. correlazioni  $K\alpha_H$
3. correlazioni "Drift flux"
4. correlazioni generiche per il grado di vuoto

È riportata una breve descrizione di queste categorie e delle correlazioni che ne fanno parte.

### 2.2.1 Correlazioni "slip ratio"

Queste correlazioni sono del tipo

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{1 + \bar{s} \left( \frac{1 - \bar{x}}{\bar{x}} \right)^b \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^c} \quad (2.50)$$

Lo slip ratio può essere espresso come funzione del titolo, del rapporto delle densità e delle viscosità delle due fasi della miscela.

Butterworth (1975) espresse lo slip ratio con una formulazione tale così da ottenere un'espressione generale del tipo

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{1 + A \left( \frac{1 - \bar{x}}{\bar{x}} \right)^b \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^c \left( \frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^d} \quad (2.51)$$

Le costanti (A, b, c, d) per le differenti correlazioni sono riportate nella *Tabella 2.1*.

- 1) La più semplice di queste correlazioni è quella del **modello Omogeneo**, ricavata teoricamente, con l'assunzione che le velocità del gas e del liquido sono uguali e non c'è scorrimento tra i due fluidi. Il modello omogeneo è l'approccio più semplice al problema. Si assume che il flusso bifase è un flusso ideale monofase con pseudo-proprietà ottenute pesando opportunamente le proprietà delle singole fasi. Con quest'assunzione si ha che lo "slip ratio" è unitario in quanto le due velocità coincidono se si ipotizza un'unica fase per ogni valore del titolo massico  $\bar{x}$ . In tal caso, si può dimostrare che il grado di vuoto è anche pari al titolo volumetrico  $\bar{x}_v$ . Si ha quindi che

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{1 + \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{1 - \bar{x}}{\bar{x}}} \quad (2.52)$$

Un'altra importante correlazione è quella di **Lockhart e Martinelli** (1949). La correlazione era grafica con il grado di vuoto correlato al parametro di Lockhart-Martinelli. L'approssimazione empirica di questa rappresentazione grafica fu fatta da Butterworth (1975). È un modello a flussi

separati che considera le due fasi come se fossero artificialmente separate. Viene definito il parametro di Lockhart-Martinelli  $X^2$  come

$$X^2 = \frac{\left(\frac{dp}{dz}\right)_l^F}{\left(\frac{dp}{dz}\right)_g^F} \quad (2.53)$$

Questo parametro dipende dalla caduta di pressione dovuta all'attrito nei due fluidi.

- 2) Un'espressione più complessa tra il titolo di vapore e il grado di vuoto fu ottenuta da **Fujie** (1964) per flussi orizzontali e verticali con o senza riscaldamento. Si considera qui la correlazione per il caso orizzontale che può essere espressa della formulazione delle correlazioni slip ratio. Il termine A è funzione del grado di vuoto e perciò si ha una soluzione iterativa.
- 3) **Smith** (1969) sviluppò una correlazione basata sulla stessa velocità del "core" della miscela omogenea e della fase liquida anulare. L'espressione per la correlazione è

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{1 + A_{PRM} \left(\frac{1 - \bar{x}}{\bar{x}}\right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)} \quad (2.54)$$

Dove la costante è data da

$$A_{PRM} = 0,4 + 0,6 \sqrt{\frac{\frac{\rho_l}{\rho_g} + 0,4 \left(\frac{1 - \bar{x}}{\bar{x}}\right)}{1 + 0,4 \left(\frac{1 - \bar{x}}{\bar{x}}\right)}} \quad (2.55)$$

- 4) Consideriamo tra le correlazioni slip ratio anche la **Chisholm** (1973).

<u>Correlazione</u>	<b>A</b>	<b>b</b>	<b>c</b>	<b>d</b>
<b>Omogeneo</b>	1	1	1	0
<b>Lockhart e Martinelli (1949)</b>	0,28	0,64	0,36	0,07
<b>Fujie (1964)</b>	$\sqrt{K} \bar{\alpha} + 1$	1	1	0
<b>Smith (1969)</b>	$A_{PRM}$	1	1	0
<b>Chisholm (1973)</b>	$\sqrt{1 - \bar{x} \left(1 - \frac{\rho_l}{\rho_g}\right)}$	1	1	0

**Tabella 2.1:** Coefficienti per le correlazioni Slip ratio

## 2.2.2 Correlazioni $K\alpha_H$

La categoria di correlazioni per il grado di vuoto  $K\alpha_H$  introduce invece un fattore correttivo alla correlazione del modello omogeneo. Si hanno, dunque, correlazioni del tipo  $\bar{\alpha} = K\bar{\alpha}_H$ , dove  $K$  è un parametro empirico che può essere costante o funzione multipla (Isbin and Biddle, 1979 [13]) del grado di vuoto del modello omogeneo.

- 5) **Armand** (1946) formulò una correlazione per considerare la natura non omogenea del flusso bifase introducendo una costante pari a 0,833 così dal poter esprimere il grado di vuoto come

$$\bar{\alpha} = 0,833\bar{\alpha}_H \quad (2.56)$$

- 6) Le modifiche di **Chisholm** (1983) e **Armand** (1946) hanno portato alla seguente correlazione

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{\bar{\alpha}_H + (1 - \bar{\alpha}_H)^{0,5}} \bar{\alpha}_H \quad (2.57)$$

- 7) La correlazione di **Bankoff** (1960) è stata sviluppata da un'analisi su un singolo fluido variando la densità e il profilo di velocità per un flusso verticale. La formulazione iniziale dell'equazione era

$$\frac{1}{\bar{x}} = 1 - \frac{\rho_l}{\rho_g} \left(1 - \frac{K_B}{\bar{\alpha}}\right) \quad (2.58)$$

Con  $K_B = 0,71 + (1,45 \times 10^{-2})P$ ,  $P$  in MPa

La correlazione è quindi

$$\bar{\alpha} = K_B \bar{\alpha}_H \quad (2.59)$$

- 8) La correlazione di **Nishino e Yamazaki** (1963) è data da

$$\bar{\alpha} = 1 - \left[ \frac{1 - \bar{x} \rho_g}{\bar{x} \rho_l} \right]^{0,5} \bar{\alpha}_H^{0,5} \quad (2.60)$$

- 9) La correlazione di **Guzhov et al.** (1967) può essere applicata a regimi di moto plug flow e a flussi stratificati per tubi orizzontali o con piccole inclinazioni ( $\pm 9^\circ$ ). La correlazione è in funzione del grado di vuoto omogeneo e del numero di Froude della miscela. Il numero di Froude indica il rapporto tra la l'effetto dinamico e quello gravitazionale.

$$\bar{\alpha} = 0,81\bar{\alpha}_H \left(1 - \exp(-2,2\sqrt{Fr})\right) \quad (2.61)$$

$$Fr = \frac{J^2}{gD} \quad (2.62)$$

10) **Greskovich e Cooper** (1975) hanno sviluppato una correlazione per aria e acqua per flussi in tubi inclinati. Fu osservato che i dati mostravano una piccola dipendenza dal diametro ma una considerevole dipendenza dall'angolo d'inclinazione.

$$\bar{\alpha} = \left( 1 + 0.671 \left( \frac{(\sin\theta)^{0.263}}{Fr^{0.5}} \right) \right)^{-1} \bar{\alpha}_H \quad (2.63)$$

11) Una formulazione modificata della correlazione di Armand (1946), che considera anche il titolo massico medio della miscela, fu sviluppata da **Armand e Massina** e viene riportata da Leung (2005) [16].

$$\bar{\alpha} = (0.833 + 0.167\bar{x}) \bar{\alpha}_H \quad (2.64)$$

### 2.2.3 Correlazioni "Drift Flux"

Il modello di Drift è stato sviluppato a partire dal 1965, quando Zuber e Findlay [10] scrissero un'espressione per prevedere il grado di vuoto che considera la non uniformità del flusso e la diversa velocità tra le due fasi. Questo modello è applicabile a qualsiasi regime di moto. L'espressione generale è

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{C_0 J + \bar{U}_{gj}} = \frac{\bar{x}_v}{C_0 + \frac{\bar{U}_{gj}}{J}} \quad (2.65)$$

dove  $C_0$  è il "distribution parameter" e  $\bar{U}_{gj} = \bar{U}_g - C_0 J$  è la "drift velocity", definita come la differenza tra la velocità della fase gas e il prodotto del parametro  $C_0$  con la velocità globale del flusso  $J$ .

Il maggior numero di correlazioni per il grado di vuoto riportate in letteratura sono basate sul modello drift flux. Per flussi omogenei si ha che  $C_0 = 1$  e la drift velocity è nulla.

12) **Filimonov et al.** (1957) hanno correlato i dati per vapore-acqua alla relazione di drift flux con il parametro di distribuzione  $C_0$  e la drift velocity  $\bar{U}_{gj}$  ottenendo la correlazione

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{J + \bar{U}_{gj}} \quad (2.66)$$

$$\bar{U}_{gj} = (0,65 - 0,00385P) \left( \frac{D_H}{0,063} \right)^{0,25} \text{ per } P < 12,7\text{MPa}$$

$$\bar{U}_{gj} = (0,33 - 0,00133P) \left( \frac{D_H}{0,063} \right)^{0,25} \text{ per } P \geq 12,7\text{MPa}$$

Con  $C_0 = 1$

13) La correlazione di **Wilson et al.** (1961) come riportata da Gardner (1980) è

$$\bar{\alpha} = 0,56157F^{0,62086} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0,0917} \left( \frac{L}{D} \right)^{0,11033} \quad \text{per } F < 2 \quad (2.67)$$

$$\bar{\alpha} = 0,68728F^{0,41541} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0,10737} \left( \frac{L}{D} \right)^{0,11033} \quad \text{per } F \geq 2 \quad (2.68)$$

Viene definito un numero di Froude modificato,  $F = J_g \left( \frac{\rho_l - \rho_g}{g\sigma} \right)^{0,25}$  e un parametro della lunghezza di Laplace,  $L = \left[ \frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_g)} \right]^{0,5}$  e il diametro del tubo D.

14) **Nicklin et al.** (1962) hanno ottenuto una correlazione da esperimenti in un tubo verticale dal diametro di 25,4 mm. La costante 1,2 nell'espressione dà risultati accurati per numeri di Reynolds maggiori di 8000 e approssimati per valori minori. La correlazione è

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,2J + 0,35\sqrt{gD}} \quad (2.69)$$

15) **Hughmark** nel 1965 sviluppò una correlazione per slug flow. Per tubi orizzontali la correlazione è data da

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,2J} \quad (2.70)$$

16) La correlazione di **Gregory e Scott** (1969) è

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,19J} \quad (2.71)$$

**Rouhani e Axelsson** (1970) hanno sviluppato due correlazioni per diverse regioni di flow boiling utilizzando la drift flux analisi di Zuber e Findlay (1965). La correlazione è data da

$$\bar{\alpha} = \frac{\bar{x}/\rho_g}{\left[ C_0 \left( \frac{\bar{x}}{\rho_g} + \frac{1 - \bar{x}}{\rho_l} \right) + \frac{\bar{U}_{gj}}{G} \right]} \quad (2.72)$$

$$\text{Dove } \bar{U}_{gj} = \left( \frac{1,18}{\sqrt{\rho_l}} \right) (g\sigma(\rho_l - \rho_g))^{0,25}$$

17.a) **Rouhani I:**  $C_0 = 1 + 0,2(1 - \bar{x})$

17.b) **Rouhani II:**  $C_0 = 1 + 0,2(1 - \bar{x})(gD)^{0,25} \left( \frac{\rho_l}{G} \right)^{0,5}$

18) La variazione alla correlazione di Nicklin et al. (1962) fu fatta da **Bonnecaze et al.** (1971)

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,2J + 0,35\sqrt{gD} \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_l}\right)} \quad (2.73)$$

19) La correlazione di **Mattar e Gregory** (1974) è espressa come

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,3J + 0,7} \quad (2.74)$$

20) **Kokal e Stanislav** (1989) hanno correlato i loro dati sperimentali aria-olio ottenuti per tubi orizzontali o quasi orizzontali ( $\pm 9^\circ$ ) utilizzando il modello drift flux. Questa correlazione è applicabile a tutti i regimi di moto.

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,2J + 0,345 \sqrt{\frac{g D (\rho_l - \rho_g)}{\rho_l}}} \quad (2.75)$$

Coddington e Macian (2002) hanno comparato alcune correlazioni basate sull'analisi drift flux di Zuber e Findlay (1965) del tipo

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{C_0 J + \bar{U}_{gj}} \quad (2.76)$$

21) Per la correlazione di **Toshiba** presentata nel 1989, i valori dei parametri sono  $C_0 = 1,08$  e  $\bar{U}_{gj} = 0,45$  si ha quindi

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,08J + 0,45} \quad (2.77)$$

22) **Jowitt** sviluppò una correlazione nel 1981. I parametri dell'espressione drift flux, così come riportata da Coddington e Marian (2002) sono espressi come  $C_0 = 1 + \exp\left(-0,061 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}}\right)$  e  $\bar{U}_{gj} = 0,034 \left(\sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} - 1\right)$  e la correlazione risulta

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1 + \exp\left(-0,061 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}}\right) J + 0,034 \left(\sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} - 1\right)} \quad (2.78)$$

## 2.2.4 Correlazioni generiche per il grado di vuoto

Le correlazioni per il grado di vuoto che sono in questa categoria sono per lo più di natura empirica.

- 23) **Flanigan** (1958) ottenne una correlazione generica in forma grafica che fu convertita in equazione da AGA (American Gas Association). Questa correlazione assume che l'inclinazione del tubo non ha effetti sul grado di vuoto, che funzione soltanto della velocità superficiale del gas.

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{1 + 3,063J_g^{-1.006}} \quad (2.79)$$

- 24) La correlazione di **Huq e Loth** (1992) è data da

$$\bar{\alpha} = 1 - \frac{2(1 - \bar{x})^2}{1 - 2\bar{x} + \left[1 + 4\bar{x}(1 - \bar{x}) \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1\right)\right]^{0,5}} \quad (2.80)$$

- 25) **Graham et al.** (2001) hanno sviluppato una correlazione introducendo il parametro di Froude che è il rapporto tra l'energia cinetica del vapore e l'energia richiesta per pompare il liquido dal basso del tubo fino all'alto.

$$\bar{\alpha} = \left(1 + \frac{1}{Ft} + \frac{1}{X_{tt}}\right)^{-0,321} \quad (2.81)$$

$$\text{Con } Ft = \left(\frac{G^2 \bar{x}^3}{(1 - \bar{x}) \rho_g^2 g D}\right)^{0,5}$$

## 3 Descrizione dell'impianto e procedure sperimentali

In questo capitolo verrà descritto l'impianto usato durante la sperimentazione, inoltre verrà descritta la procedura di esecuzione delle prove sperimentali ed il sistema di acquisizione ed elaborazione dei dati.

### 3.1 Impianto sperimentale

Gli esperimenti sono stati effettuati presso il laboratorio di Termo-Fluida Dinamica Monofase e Multifase nel Dipartimento di Energia del Politecnico di Milano (DE. PM). – sede di Milano Bovisa. (Figura 3.1).

Dal 1997 è presente un'attività di ricerca che si occupa di caratterizzare la fluido-dinamica di miscele bifase e trifase, le proprietà e i regimi di moto.



**Figure 3.1:** Laboratorio di Termo-Fluida Dinamica Monofase e Multifase nel Dipartimento di Energia del Politecnico di Milano [4]

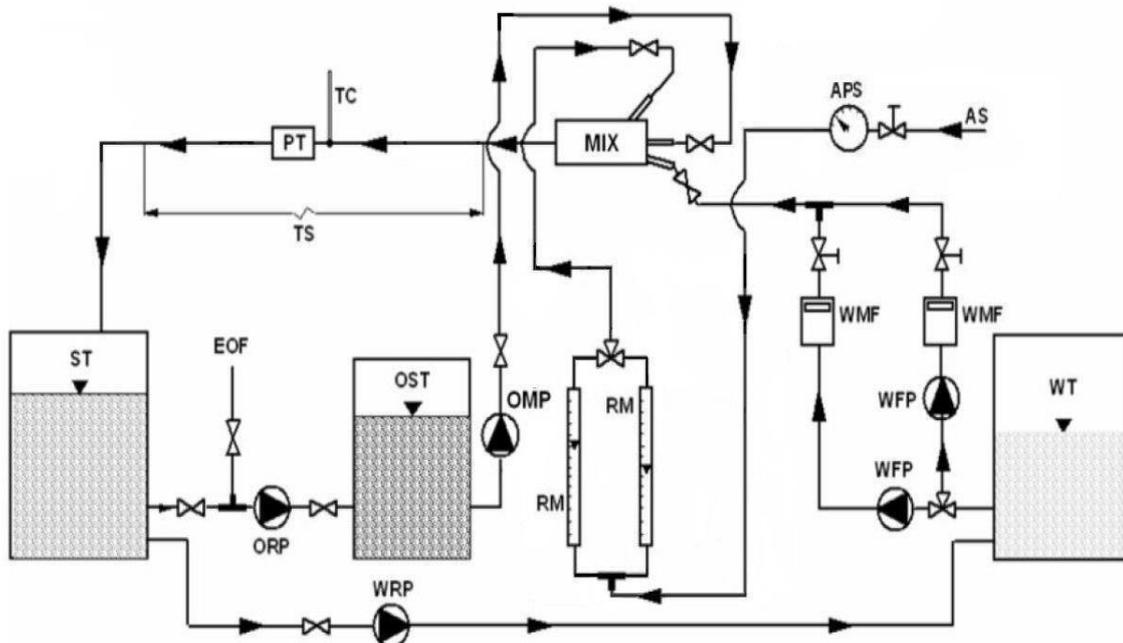


Figura 3.2: Schema dell'impianto

I componenti dell'impianto (gli acronimi sono in lingua inglese) sono:

- APS: Air Pressure Setup
- AS: Air Supplying line
- EOF: External Oil Feeding
- Mix: Phase Inlet Mixer
- OMP: Oil Metering Pump
- OST: Oil Supply Tank ( $0,5 m^3$ )
- PT: Pressure Transducer
- RM: Variable Area Flow Meter
- ST: Phase Collector/Separator Tank ( $1,0 m^3$ )
- TC: Thermocouple (k-type)
- TS: Test Section
- WFP: Water Feeding Pump
- WMF: Water Magnetic Flowmeter
- WRP: Water Recovering Pump
- WT: Water Supplying Tank ( $5 m^3$ )

Nella Figura 3.2 è riportato lo schema sintetico del circuito. Si tratta di un sistema, ben collaudato nel corso di precedenti ricerche, con condotti in Plexiglas® orizzontali o poco inclinati e con possibilità di variare il diametro interno da 17,5 mm a 50 mm.

I tipi di flussi utilizzati con questo impianto sono i seguenti:

- Gas-liquido (aria-acqua, aria-olio)
- Liquido-liquido (olio-acqua)
- Liquido-liquido-gas (olio-acqua-aria)

L'apparato sperimentale è composto da una sezione di prova in Plexiglas® di lunghezza totale pari a circa 12 metri. Uno dei vantaggi di lavorare con tubi in Plexiglas® è quello di poter procedere ad un'analisi visiva del flusso.

Lungo il condotto sono presenti delle prese di pressione attraverso le quali è possibile calcolare la caduta di pressione al passaggio della miscela. Alla fine dell'esperimento la miscela acqua-olio va nel serbatoio ST n cui i due liquidi si separano per gravità

## 3.2 Caratteristiche dei fluidi

Di fondamentale importanza è la conoscenza delle caratteristiche fisico - reologiche dei fluidi di lavoro. Segue perciò una breve descrizione dei fluidi utilizzati e delle loro caratteristiche.

### 3.2.1 Olio

L'olio utilizzato è il Milpar 220®, che è un olio lubrificante a medio-alta viscosità con flash point a 270°C, prodotto da Oleotecnica S.p.a (Segrate, Milano). L'olio è prelevato dal serbatoio ST da una pompa dosatrice (*Figura 3.3*) la cui portata è regolata tramite un volantino calibrato integrato alla pompa. (*Figura 3.4*).

Le misure delle proprietà fisiche e reologiche dell'olio sono state eseguite nel 2013 presso la Stazione Sperimentale per le Industrie degli oli e dei Grassi (SSOG) di Milano, secondo gli standards ASTM D 445/2010 e ASTM D 4052/1996. La densità misurata a 25°C è  $\rho_o = 890 \text{ kg/m}^3$  e varia leggermente con la temperatura, perciò nelle nostre condizioni operative è ragionevole considerarla costante. Invece sia la viscosità dinamica che la viscosità cinematica variano esponenzialmente con la temperatura, da come si può osservare dalla *Tabella 3.1*.



**Figura 3.3:** Pompa volumetrica dosatrice [4]



**Figura 3.4:** Volantino regolatore [4]

$T_o(^{\circ}C)$	$\mu_o(Pa s)$	$\nu_o(mm^2/s)$
20	1,21	1331,0
25	0,83	910,3
30	0,58	640,9
40	0,30	334,2

**Tabella 3.1:** Tabella delle proprietà dell'olio

Si evidenzia come al crescere della temperatura il legame con la viscosità sia di tipo esponenziale decrescente, ossia ad un aumento di temperatura anche modesto la viscosità subisce una drastica riduzione. La rilevazione della temperatura è perciò molto importante.

L'olio utilizzato in questa campagna sperimentale è utilizzato da molti anni nel laboratorio (DE. PM.) ed è sempre stato fatto fluire insieme con l'acqua. Sarebbe utile poter costantemente monitorare la viscosità dell'olio e la quantità di acqua che inevitabilmente rimane emulsionata. A tal proposito, in base ai risultati forniti dalla SSOG, si ricorda che l'olio, quando ha appena effettuato una buona circolazione nell'impianto, ha una quantità di acqua che in alcuni casi limite è risultata anche del 33%, e che quindi sarebbe corretto parlare di una "emulsione" di acqua in olio. Questa è però una condizione limite e che si verifica solo alla fine della prova, mentre l'olio riposato ha caratteristiche simili all'olio nuovo. Si è trovato che la densità dell'emulsione rimane per lo più uguale a quella dell'olio mentre la viscosità dinamica si discosta lievemente a causa del continuo processo di emulsione. Il campione di olio analizzato dalla SSOG nel 2013 presentava un contenuto di acqua del 22,7% determinato con il metodo di Karl Fischer secondo lo standard ASTM D 6304.

### 3.2.2 Acqua

L'acqua utilizzata durante le prove è acqua di acquedotto. Le sue proprietà reologiche sono state misurate alla SSOG di Milano nel 2013 e sono riportate nella *Tabella 3.2*. Tali valori sono considerati costanti, dato che lo sporcamento dell'acqua provocato dall'olio non li influenza in modo apprezzabile.

Densità	Viscosità dinamica	Tensione superficiale	Tensione superficiale olio-acqua
$\rho_w(kg/mm^3)$	$\mu_w(Pa s)$	$\sigma_w(N/m)$	$\sigma_{o-w}(N/m)$
1000	0,001	0,073	0,020

*Tabella 3.2: Tabella delle proprietà dell'acqua*

### 3.2.3 Aria

La fase gassosa adoperata nella campagna sperimentale è aria ambiente compressa a 0,8 MPa e distribuita al laboratorio dalla linea di distribuzione del Dipartimento di Energia. Con una buona approssimazione, trascurando gli effetti della compressibilità, l'aria può essere ritenuta un gas perfetto e il suo comportamento viene descritto di stato (3.1)

$$\rho_g v = \frac{nRT}{M_g} \quad (3.1)$$

Dove  $T$  è la temperatura in K,  $P$  è la pressione assoluta in Pa,  $R$  è la costante universale dei gas (8314,34 J/kmolK),  $M_g$  è la massa molecolare dell'aria (28,966kg/kmol).

Nonostante la pressione dell'aria nel condotto sia maggiore di quella ambiente, la loro differenza è trascurabile ed è uguale alla minore perdita di carico all'uscita del condotto. Perciò si assume che la pressione dell'aria nel condotto è uguale alla pressione ambiente così da poter più facilmente valutare le sue proprietà. Con questa assunzione si ottiene un errore irrilevante. Un'ulteriore ragione per cui questa approssimazione sia accettabile è dovuta al fatto che per entrambe le fasi liquide la densità è di due ordini di grandezza superiore rispetto a quella dell'aria. Le proprietà dell'aria sono riportate nella *Tabella 3.3*.

Densità	Viscosità dinamica
$\rho_g(kg/mm^3)$	$\mu_g(Pa s)$
1,2	$1,85 \times 10^{-5}$

*Tabella 3.3: Tabella delle proprietà dell'aria*

### 3.3 Componenti dell'impianto

#### 3.3.1 Misuratore della portata d'olio

L'olio utilizzato è un fluido dielettrico, perciò non è possibile misurare la portata con un trasduttore magnetico induttivo come quello usato per la misura della portata d'acqua. L'olio è prelevato dal serbatoio OST con una pompa dosatrice a ingranaggi. La portata di olio è controllata da un volantino di regolazione che agisce sulla velocità di rotazione della pompa.

La portata è misurata, in un tratto di condotto dotato di un trasduttore di pressione differenziale e di una termocoppia di tipo K, mediante la relazione di Hagen-Poiseuille:

$$\dot{V}_o = \frac{\Delta p \pi D_i^4}{128 \mu_o L} \quad (3.2)$$

$\mu_o$  è la viscosità dinamica dell'olio ed è funzione della temperatura;  $\Delta p$  è la caduta di pressione misurata dal trasduttore sulla sezione di prova di diametro D e lunghezza L.

La calibratura è stata effettuata utilizzando la relazione di Hagen-Poiseuille (3.2) con l'ipotesi che il moto sia laminare e pienamente sviluppato. Si è ottenuta quindi una relazione di proporzionalità diretta tra la velocità superficiale dell'olio  $J_o$  e la posizione del volantino (Tabella 3.4).

DN50	
Volantino	$J_o$ [m/s]
2	0,1498
3	0,2246
4	0,2995
5	0,3744
6	0,4493

(Tabella 3.4): Corrispondenza tra  $J_o$  e il n° di giri del volantino della pompa dosatrice

#### 3.3.2 Misuratore della portata di acqua

La portata d'acqua è fornita con una pompa centrifuga e le misure di portata d'acqua sono effettuate con un flussometro Promag 30 FT 15 prodotto dalla Endress+Hanser (Figura 3.5).



**Figura 3.5:** Pompa centrifuga e misuratore di portata d'acqua [4]

Il funzionamento del misuratore di portata si basa sulla legge d'induzione elettromagnetica di Faraday, secondo la quale elettromotrice viene indotta in un conduttore immerso in un campo magnetico variabile nel tempo.

Lo strumento ha un fondo scala regolabile tra 0,5 e 10 m/s e avendo un diametro nominale di 15 mm, a tali valori di velocità del flusso corrispondono portate volumiche rispettivamente di 0,3 e  $6 \text{ m}^3/\text{s}$  (0,083 l/s e 1,67 l/s).

La portata istantanea viene visualizzata su un display digitale posto sullo strumento mentre il collegamento (in corrente) alla scheda di acquisizione dati del calcolatore permette di effettuare letture mediate per le singole prove. Lo strumento, tarato direttamente nello stabilimento di produzione secondo gli standard internazionali, in condizioni di riferimento presenta un'incertezza di misura dello 0,5% del valore indicato.

### 3.3.3 Misuratore della portata di aria

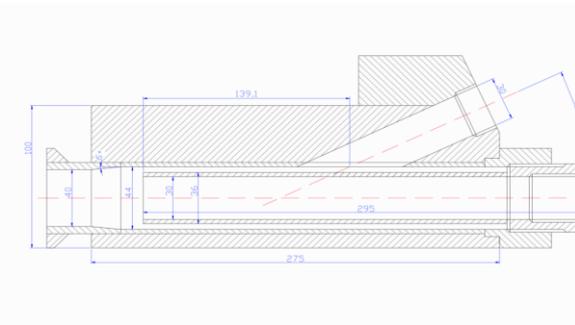
La portata d'aria in pressione introdotta nell'impianto viene misurata con un flussometro ASAMETRO E5-2600/H prodotto dalla ASA. La pressione massima ammissibile è 21 bar. Il flussometro ad area variabile è un dispositivo di misura costituito da una condotta verticale tronco-conica all'interno della quale scorre il fluido la cui portata è la grandezza oggetto di misurazione. Nella condotta è presente un galleggiante: la grandezza di cui si effettua la lettura è la quota dello stesso nella condotta. Attraverso questa indicazione si ricava la portata del flusso di aria.

### 3.3.4 Sistema di iniezione

Una corretta introduzione dei fluidi di lavoro all'interno del condotto è alla base di una buona riuscita della prova sperimentale. È necessario che l'olio non vada a contatto con le pareti del condotto, altrimenti non sarebbero evidenti i benefici della "lubrificazione" con acqua. L'introduttore in Plexiglas® utilizzato per l'immissione dei fluidi nel condotto è mostrato nelle Figure 3.6 e 3.7.



**Figura 3.6:** Sistema di iniezione [4]



**Figura 3.7:** Sezione dell'introduttore [4]

L'ottimizzazione di questo importante elemento è stata realizzata grazie ad una collaborazione tra il Politecnico di Milano e l'Università degli Studi di Brescia. Questo iniettore consente di mantenere le due fasi liquide separate, favorendo il regime di moto anulare e riducendo al minimo lo scambio di quantità di moto tra le fasi [10].

L'introduttore è costituito da:

- ingresso di olio attraverso il condotto a sezione circolare ed asse orizzontale;
- ingresso di acqua attraverso il condotto a sezione circolare ed asse inclinato di 25°;
- zona centrale dove l'acqua scorre in un anello coassiale alla sezione circolare in cui scorre l'olio;
- zona di introduzione dell'aria;
- raccordo con il condotto di prova tramite un convergente, poiché l'introduttore è stato progettato in modo da essere adattabile a tubi di diversi diametri. Si constata che l'utilizzo di un convergente non provoca apprezzabili variazioni nei regimi di moto.

Si ha dunque che l'olio e l'acqua vengono immessi nel condotto mediante un introduttore coassiale progettato in modo che inizialmente l'acqua fluisca alla parete e l'olio occupi la parte centrale del condotto. L'iniettore del gas è posto immediatamente a valle dell'introduttore coassiale, nella parte superiore del condotto.

### 3.3.5 Linee di pressione e trasduttore

Al fine di misurare le cadute di pressione il condotto è dotato di prese di pressione poste a distanza nota le une dalle altre. Le prese confluiscono attraverso appositi tubi capillari in un collettore (Figure 3.8 e 3.9) grazie al quale, tramite l'apertura di apposite valvole a sfera, è possibile la messa in comunicazione del segnale di pressione con il trasduttore differenziale.



Figura 3.8: Collettore delle prese di pressione

Il collettore è dotato di 23 canali, una delle quali è occupata dalla presa collegata al + del trasduttore di pressione, i restanti 22 canali sono liberamente selezionabili per l'accoppiamento con le prese di pressione. Il - del trasduttore è invece collegato ad una presa a monte.

Il trasduttore è del tipo C230 prodotto dalla Setra System (Figura 3.10) e ha le caratteristiche riportate nella Tabella 3.5



Figure 3.9: Una delle prese di pressione del condotto  
[4]



Figure 3.10: Trasduttore di pressione

Output (V)	Range (kPa)	Accuratezza
0,5-5,05	0-6,89	±0,5% del fondo scala

**Tabella 3.5:** Caratteristiche del trasduttore

### 3.3.6 Misure di temperatura

La temperatura è un dato fondamentale, poiché la viscosità è fortemente dipendente da essa. Lo strumento utilizzato per la misurazione è una termocoppia di tipo K (Nichel - 10% Cromo (+) vs Nichel - 6% Alluminio (-)). Data l'importanza, le termocoppie impiegate sul condotto di prova sono state tarate presso il centro S.I.T. del Dipartimento di Energetica del Politecnico di Milano, con un'incertezza di misura pari a 0,2°C.

### 3.3.7 Acquisizione dati

Il trasduttore di pressione e il flussometro magnetico-induttivo utilizzati nell'impianto convertono le grandezze fisiche misurate in segnali elettrici analogici, che devono essere convertiti ulteriormente tramite una scheda di acquisizione in segnali digitali. Una scheda di acquisizione dati LAB-PC-1200 della National Instruments provvede alla conversione A/D (Figura 3.11).



**Figura 3.11:** Processo acquisizione dati [4]

La procedura di acquisizione automatica dei dati è stata implementata con LabVIEW® (Figura 3.12), che è un linguaggio di programmazione grafica prodotta dalla National Instruments. Tale codice consente di creare ciò che viene definito uno strumento virtuale, ovvero una serie di pulsanti su display consentono la gestione di tutti gli strumenti ad esso collegati attraverso la scheda di acquisizione dati. Sul monitor del calcolatore viene visualizzata una schermata che consente di monitorare in tempo reale, sia graficamente che numericamente, tutte le grandezze oggetto della misurazione, in modo da controllare l'andamento del fenomeno. Al termine di ogni acquisizione, della durata di 15 secondi, i valori medi delle grandezze istantanee vengono visualizzati e salvati su un file Excell®. Il tempo di acquisizione scelto consente di ottenere valori medi stabilizzati, essendo

trascurabile l'oscillazione del segnale del trasduttore dovuta ad eventuali disturbi elettrici, ma soprattutto alle irregolarità proprie del fenomeno in analisi.

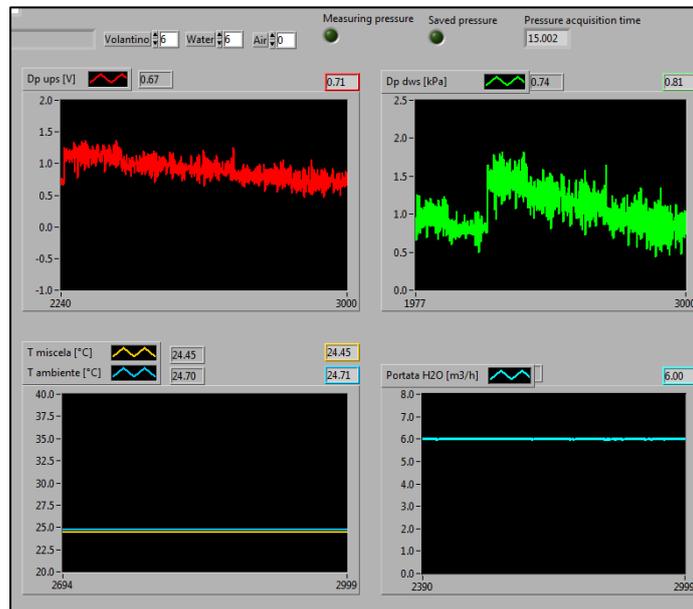


Figura 3.12: LabVIEW

### 3.4 Modalità di esecuzione delle prove sperimentali

L'attività sperimentale ha evidenziato una dipendenza del fenomeno dalle modalità operative e da altri fattori, ad esempio, la procedura di introduzione dei fluidi o lo sporcamento del condotto. La procedura standard, consolidata dall'esperienza pregressa, di esecuzione delle prove può essere dunque schematizzata come segue [19]:

- avvio del programma di acquisizione LabVIEW®;
- posizionamento del volantino di regolazione della portata di olio sul valore desiderato; in tutti i casi la prova viene eseguita a portata di olio costante;
- apertura della valvola di immissione dell'acqua posta a ridosso dell'introduttore;
- avvio della pompa centrifuga di erogazione dell'acqua;
- pulizia dell'impianto con abbondante flusso di acqua in modo tale da eliminare eventuali tracce di olio dalle pareti del condotto; una tantum, contemporaneamente a questa fase, si può procedere all'operazione di flussaggio con acqua dei tubi capillari e del collettore delle prese di pressione in modo da rimuovere le piccole bolle d'aria che periodicamente rimangono intrappolate e che potrebbero causare un disturbo del segnale di pressione;
- nel caso dell'espansione, la variazione di sezione è tale da generare talvolta una sacca d'aria ristagnante immediatamente a valle della singolarità, per rimuoverla è sufficiente

incrementare, per un breve lasso di tempo, la portata di acqua fino al valore massimo; questa operazione è svolta contemporaneamente alla precedente;

- apertura della valvola di immissione dell'olio posta a ridosso dell'introduttore;
- avvio della pompa dosatrice dell'olio;
- riduzione della portata di acqua fino ad ottenere il valore desiderato, la portata viene mantenuta costante per tutta la durata dell'esperimento;
- nei casi di flusso trifase si procede, inoltre, all'introduzione del flusso d'aria e progressivo incremento della portata in modo da aumentare la frazione volumica. La variazione di portata dell'aria deve essere sufficientemente lenta per permettere al flusso di stabilizzarsi.
- non appena il regime di moto appare stabile si aprono, una alla volta, le opportune valvole poste sul collettore delle prese di pressione così da ottenere un segnale al trasduttore differenziale; ad ogni apertura di un canale deve corrispondere l'avvio di una lettura in LabVIEW®;
- nel momento in cui si osserva che il livello dell'acqua nel serbatoio è calato oltre la minima soglia si provvede a terminare la prova in corso e, alla fine della stessa, si deve procedere allo spegnimento della pompa dosatrice dell'olio;
- chiusura della valvola di immissione dell'olio posta a ridosso dell'introduttore;
- incremento della portata di acqua, per quanto possibile, in maniera tale da effettuare già un prelavaggio del tubo per la prova successiva; in questa fase è opportuno esercitare una certa cautela, in quanto inevitabilmente nel serbatoio dell'acqua durante il recupero di quest'ultima finisce anche una discreta quantità di olio, se non si interrompesse per tempo la pompa centrifuga, ad un certo punto questa pescherebbe anche olio andando a sporcare senza possibilità di intervento immediato le pareti del tubo: tale evenienza richiederebbe di saltare la successiva prova perché tutta l'acqua servirebbe per pulire il tubo; talvolta nel corso di questa pulizia finale è stato aperto anche il circuito dell'aria allo scopo di rendere più efficace il lavaggio;
- chiusura della valvola di immissione dell'acqua posta a ridosso dell'introduttore;
- si collezionano i dati e si procede all'elaborazione degli stessi;
- Separazione per gravità dei fluidi nel serbatoio di raccolta; le fasi descritte in seguito prevedono che i fluidi siano decantati in maniera soddisfacente;
- apertura della valvola di recupero dell'acqua;
- avvio della pompa di recupero dell'acqua; è necessario prestare attenzione nel corso di questa operazione dal momento che il livello di acqua nel serbatoio di raccolta non deve scendere al di sotto di una certa soglia, altrimenti la pompa pescherebbe olio;
- arresto della pompa di recupero dell'acqua e chiusura della sua valvola;
- apertura della valvola di recupero dell'olio;
- avvio della pompa di recupero dell'olio;

- recuperato l'olio si procede all'arresto della pompa e alla chiusura della valvola; è importante osservare che è sempre opportuno chiudere le valvole delle pompe solo dopo averle arrestate, a maggior ragione per le pompe ad ingranaggi.

### 3.4.1 Accorgimenti ed osservazioni

Quando i liquidi vengono lasciati decantare per molte ore, specie durante il fine settimana, l'olio si separa dall'acqua in maniera marcata, formando 3 stratificazioni: la prima e più leggera è costituita dall'olio originario, la seconda è una fase intermedia costituita da un olio emulsionato e infine si ha lo strato di acqua. L'esperienza di laboratorio tuttavia suggerisce che i risultati che si ottengono con l'olio ben separato e con l'emulsione oleosa siano molto simili, ma si provvede comunque alla miscelazione per avere un'unica fase;

Durante i recuperi dei fluidi inevitabilmente una certa quantità di olio finisce nel serbatoio dell'acqua e viceversa una certa quantità di acqua finisce nel serbatoio dell'olio: livelli minimi sono tollerabili e non compromettono la buona riuscita degli esperimenti in quanto, essendo fluidi non miscibili, tendono a separarsi. Sfruttando questa caratteristica i bocchettoni delle pompe sono posizionati strategicamente in modo tale da pescare alle altezze opportune il fluido di interesse. Nel momento in cui le quantità diventano eccessive è invece auspicabile eliminarle secondo due strategie:

1. la rimozione dell'acqua dal fondo del serbatoio dell'olio è semplice e richiede unicamente di aprire con una apposita valvola un canale secondario di spurgo, attivando allo stesso tempo una piccola pompa di aspirazione che invia l'acqua al suo serbatoio;
2. la rimozione dell'olio dal serbatoio dell'acqua è più laboriosa poiché non ci sono canali di spurgo e pompe dedicate all'operazione, in questo caso è necessario provvedere ad azionare la pompa centrifuga con lo scopo di svuotare interamente il serbatoio WT sia dall'acqua, sia dall'olio; i fluidi sono dunque scaricati nel serbatoio di raccolta dove è sufficiente attendere la decantazione per procedere al recupero dei fluidi come già precedentemente descritto;

### 3.4.2 Tempo di esecuzione di una prova

I tempi medi di esecuzione delle prove sono variabili in funzione principalmente delle portate dei fluidi in analisi. In *Tabella 3.6* sono riportati i tempi e le fasi di ciascuna prova. Nel complesso il tempo che intercorre tra l'inizio di una prova e quella successiva è di circa 45 minuti.

TIPO DI OPERAZIONE	DURATA
Operazioni preliminari (avvio e impostazione di LabVIEW®, regolazione volantino, controllo collegamento alimentatori)	30 secondi
Pulizia iniziale del tubo	30 secondi
Misurazioni	Fino a 5 minuti
Pulizia finale del tubo	15 secondi
Decantazione dei fluidi	Al minimo 30 minuti
Recupero completo dell'acqua (ad ogni prova)	2 minuti
Recupero completo dell'olio (ogni 2-3 prove)	15 minuti
Decantazione acqua nel serbatoio WT	4-5 minuti

**Tabella 3.6:** Durata media delle operazioni

## 3.5 Campagna sperimentale bi-fase

### 3.5.1 Elaborazione dei dati

I parametri per ciascuna prova possono essere divisi in tre categorie:

- I. Parametri da inserire prima di ogni prova:
  - Diametro del condotto [m]
  - Numero di giri del volantino della pompa dosatrice dell'olio, al quale è associato la relativa velocità superficiale  $J_o$  [m/s] per mezzo della tabella di taratura riportata in *Tabella 3.4*
  - Distanze di ciascuna presa rispetto al trasduttore [m]
  - Densità dell'acqua e dell'olio [kg/m<sup>3</sup>]
- II. Parametri ottenuti con il programma LabVIEW®:
  - Temperatura media dell'ambiente nel corso della prova [°C]
  - Temperatura media della miscela nel corso della prova [°C]
  - Portata volumetrica dell'acqua [m<sup>3</sup>/h]
  - Tensione [V] ai capi del trasduttore
  - Cadute di pressione di ogni singola presa rispetto al trasduttore [kPa]
- III. Parametri ottenuti mediante Microsoft Excel® elaborando i precedenti parametri:
  - Velocità superficiale dell'acqua  $J_w$  [m/s];

- Frazione di input dell'acqua  $\varepsilon_w$  [-];
- Frazione di input dell'olio  $\varepsilon_o$  [-];
- Cadente di pressione ricavata attraverso la regressione lineare dei dati [kPa/m];
- Media delle cadenti di pressione delle prove ripetute [kPa/m];
- Densità omogenea della miscela  $\rho_H$  [kg/m<sup>3</sup>];
- Deviazione standard del valore assoluto delle cadenti [-];
- Viscosità dinamica dell'acqua e dell'olio [Pa·s];
- Gradiente di pressione della sola fase acqua  $\left(\frac{dp}{dz}\right)_{f,w}$  [kPa/m]
- Gradiente di pressione del solo olio  $\left(\frac{dp}{dz}\right)_{f,o}$  [kPa/m]
- Fattore di riduzione delle perdite di carico riferite al solo olio  $R_o$  [-];
- Moltiplicatore rispetto alla fase liquida acqua  $\phi_w^2$  [-];
- Numero di Froude Fr [-]
- Numero di Froude moltiplicato per il diametro del condotto D [m]

Per ogni volantino d'olio (2-3-4-6) solo state eseguite 12 prove per ogni  $J_w$ . Quando sono state registrate delle irregolarità durante l'esecuzione è stato necessario ripetere più volte la prova.

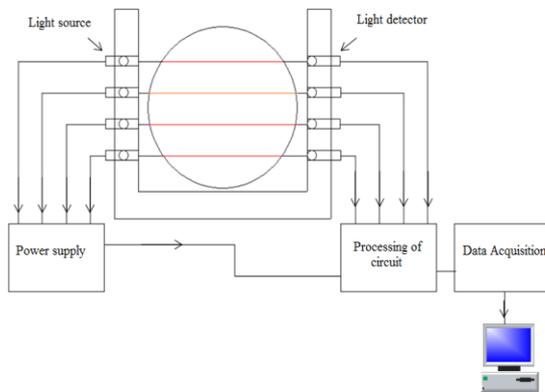
### 3.6 Campagna sperimentale tri-fase

Come risultato della campagna sperimentale effettuata presso il Laboratorio Multifase del DE.PM da Caslini e Castellano [7], per valutare le velocità delle bolle/slugs e quindi per il calcolo sperimentale del grado di vuoto di un flusso tri-fase sono state utilizzate sonde ottiche e sensori capacitivi e si è visto che il metodo più accurato è quello con sonde ottiche.

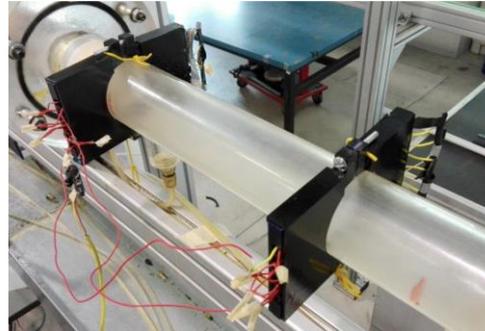
Le sonde ottiche sono state sviluppate per misurare la velocità di traslazione delle bolle in condizioni di flusso intermittente. Il sistema è mostrato in *Figura 3.13*. Ci sono due parti che hanno funzioni diverse: la prima contiene quattro punti di sorgente luminosa a LED (modello GL5528), la seconda, il ricevitore, consiste in quattro rivelatori LDR (resistori dipendenti dalla luce).

LED e LDR sono collocati in una cavità cilindrica ortogonale all'asse del tubo, in modo che la luce provenendo dalla fonte è collimata in un fascio stretto diretto verso il rilevatore. Sono fatti di un materiale semiconduttore e funzionano secondo il principio di fotoconduttività. Quando i fotoni incidono sul dispositivo, gli elettroni della banda di valenza del semiconduttore vanno alla banda di conduzione diventando portatori di cariche. Il risultato è una diminuzione della resistenza elettrica

dipendente dall'intensità della luce catturata; la tensione in uscita cambia quindi in base al valore della resistenza [14].



**Figura 3.13:** sonda ottica [7]



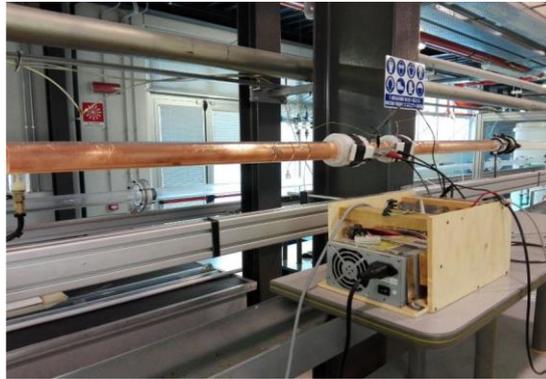
**Figure 3.14:** sensori ottici su condotto da 50 mm [7]

Il segnale di uscita è determinato dall'intensità di luce catturata da rilevatori, che dipende dalle interazioni tra il fascio di luce e la miscela che fluisce nel condotto. Questa è fortemente dipendente dalla fase contenuta, dalla sua distribuzione spaziale e dalle configurazioni interfacciali che caratterizzano il regime di moto. I tipi di interazione sono numerosi, ad es. assorbimento, rifrazione, riflessione e scattering della luce [14], e dipendono dalla presenza di bolle, di goccioline disperse nella fase e di interfacce wavy.

Un valore di segnale più elevato è dovuto a una maggiore quantità di luce e quindi alla presenza della fase gassosa; al contrario, un valore di segnale più basso si ha quando il raggio di luce viaggia principalmente attraverso la fase liquida. Nonostante acqua e olio abbiano un diverso coefficiente di assorbimento, la sonda non è in grado di distinguerli. Negli slugs, ad eccezione delle condizioni di bassa velocità, la fase olio viene dispersa nell'acqua e la luce attraversa entrambe le fasi liquide. Pertanto, un basso valore del segnale significa presenza di liquido tra la sorgente luminosa e il sensore. Considerando il flusso intermittente, i picchi del segnale rappresentano le "elongated bubbles" mentre i valori minimi rappresentano gli "slugs".

Il sensore capacitivo utilizzato è stato sviluppato dall'Università di Brescia. Il dispositivo è un condensatore con una piastra di polarizzazione collegata a un generatore di funzioni, e con una piastra di misurazione collegata al misuratore di capacità. Il principio di funzionamento consiste nel relazionare la permittività effettiva misurata della miscela fluente nel condotto con quella dei fluidi puri. La modalità di funzionamento del sensore di capacità è quindi simile a una delle sonde ottiche: rileva la presenza di una bolla o di una slug dando come uscita a segnale di tensione. Di solito i sensori capacitivi sono utilizzati in caso di fluidi non conduttivi, questo non è il caso dell'acqua di rubinetto utilizzata per il flusso trifase considerato.

A differenza della sonda ottica, il cui segnale è simile a un'onda quadra, il misuratore di capacità misura una proprietà mediata sul volume; tuttavia, si ottiene un output meno rumoroso. La capacità dipende in gran parte dal regime di moto e ciò si traduce in una grande variabilità della forma del segnale.



**Figura 3.15:** Sensore capacitivo

La velocità di passaggio della bolla più probabile potrebbe essere determinata con il metodo della mutua correlazione per due segnali uscenti da due sonde poste ad una distanza nota  $L$ . Questi sensori rilevano variazioni delle proprietà della miscela fluida, come l'assorbimento di luce, per la sonda ottica, o la permittività elettrica in caso di sonda capacitiva. Il segnale di uscita di ciascun sensore è quindi modulato dalle variazioni spaziali e temporali nella proprietà rilevata del fluido che scorre, in modo apparentemente casuale o non periodico.

Il ritardo tra i segnali di uscita dei due sensori può essere trovato calcolando la funzione cross-correlation delle loro registrazioni temporali  $s_1(t)$  e  $s_2(t)$  su un periodo di misurazione  $T$ . Il tempo di transito della fase dispersa tra il due sensori è trovato osservando il ritardo temporale  $\tau_m$  a cui la funzione di cross-correlation ha un massimo. Poiché la distanza tra i due sensori  $L$  è nota, il la velocità di traslazione della bolla può essere trovata come:

$$u_b = \frac{L}{\tau_m} \quad (3.3)$$

Pertanto, sapendo, la velocità effettiva del gas nella sezione trasversale stimata dalle sonde e la velocità superficiale del gas, è possibile valutare la frazione di vuoto.



## 4 Risultati delle indagini teoriche e sperimentali

### 4.1 La frazione di vuoto nei flussi tri-fase aria-acqua-olio

Con varie ricerche negli anni sono stati calcolati molti valori di grado di vuoto in diverse condizioni, così da sviluppare numerose correlazioni empiriche e verificare alcune relazioni teoriche ottenute per flussi bifase. Questi dati sperimentali sono stati ottenuti per diverse configurazioni, utilizzando tubi di diverso diametro e lunghezza, con diversa inclinazione e diversi fluidi a diversa temperatura e pressione.

Delle 68 correlazioni dell'articolo [29] ne sono state analizzate soltanto 46, perché alcune correlazioni sono per condizioni estremamente diverse dalle nostre condizioni operative; ad esempio sono state escluse a priori le correlazioni per miscele vapore-acqua. Non sono state escluse, invece, dalla nostra analisi le correlazioni sviluppate per condotti verticali, nonostante la nostra campagna sperimentale è stata effettuata con tubi orizzontali perché i valori del numero di Froude sono in molti casi sufficientemente elevati da considerare importante l'ordine di grandezza delle forze di inerzia rispetto a quello delle forze gravitazionali.

Le correlazioni del grado di vuoto analizzate sono state presentate e descritte nel Capitolo 2.2, ciascuna nella propria categoria.

Procediamo, perciò ora, con il confronto tra il grado di vuoto calcolato con tali correlazioni e il grado di vuoto misurato sperimentalmente come indicato nel Capitolo 3.4.

L'obiettivo di questo lavoro è di verificare se le correlazioni per il grado di vuoto, sviluppate per flussi bifase gas-liquido, danno una previsione accettabile dei dati sperimentali ottenuti con fluidi trifase gas-acqua-olio presso il DE. PM con condotti orizzontali da 40 mm e 50 mm [7].

Il flusso trifase aria-acqua-olio, può essere modellizzato secondo Lahey et al. [3] come un flusso bifase, costituito da aria e "liquido equivalente".

Alcune correlazioni, come la Wilson et al. e la Rouhani, tengono conto anche della tensione superficiale. Vista la difficile individualizzazione dell'interfaccia reale tra aria olio o acqua nel flusso trifase, si considera sia la correlazione con il valore della tensione superficiale aria-acqua, che con il valore della tensione superficiale aria-olio.

Sono stati realizzati i Parity Plot (PP), diagrammi con punti dispersi in cui si comparano i dati sperimentali del grado di vuoto con quelli ottenuti dalle correlazioni. La bisettrice  $y=x$  è la retta di riferimento. Quanto più il coefficiente angolare della retta che interpola i punti è vicino all'unità tanto più la correlazione dà una buona stima dei dati sperimentali.

Si è deciso di confrontare soltanto le correlazioni che hanno coefficiente angolare del PP maggiore di 0,80 e minore di 1,20 per almeno uno dei due condotti. Nella *Tabella 4.1* sono elencate le 25 correlazioni che rientrano in questo range e sono riportati dettagliatamente tutti i risultati ottenuti.

Per effettuare il confronto del grado di vuoto misurato con il grado di vuoto calcolato con le correlazioni sono state utilizzati principalmente due parametri: la deviazione standard e il MAPE.

La deviazione standard è così definita:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (\alpha_{misurato} - \alpha_{calcolato})^2}{N - 1}} \quad (4.1)$$

La deviazione standard si rivela molto utile per quantificare l'intervallo entro il quale si distribuiscono le varie misure. Il 68% delle nostre misure dovrebbe trovarsi all'interno dell'intervallo centrato sulla media e di estremi  $+\sigma$  e  $-\sigma$ .

Il MAPE (Mean absolute percentage error) è l'errore assoluto medio percentuale

$$MAPE = \frac{100}{n} \sum_{j=1}^n \left| \frac{\alpha_{misurato} - \alpha_{calcolato}}{\alpha_{misurato}} \right| \quad (4.2)$$

Si osserva che le correlazioni che meglio descrivono i dati sperimentali sono le correlazioni del tipo Drift Flux (capitolo 2.2.3). Anche molte delle correlazioni del tipo  $K\alpha_H$  (capitolo 2.2.2) danno una buona approssimazione.

Per il tubo da 40 mm:

- Tra le 25 correlazioni selezionate solo 23 appartengono al range [0,8-1,20]. La correlazione Homogeneous (1) e la correlazione Greskovich e Cooper (10) hanno il coefficiente angolare del PP pari a 1,22, ma nonostante ciò sono riportate nella tabella perché per il condotto da 50 mm rientrano nel range.
- Tra questa 25 correlazioni, 16 correlazioni ci danno un MAPE minore del 10%, 9 correlazioni ci danno un MAPE minore del 5% e 4 correlazioni ci danno un MAPE minore del 3%.
- Tra questa 25 correlazioni, 23 ci danno una deviazione standard percentuale minore del 10%, 18 correlazioni ci danno una deviazione standard percentuale minore del 5% e 1 correlazione ci dà una deviazione standard percentuale minore del 3%.

	D = 40 mm			D = 50 mm			PP 40/50
	coefficiente angolare PP	SDEV %	MAPE %	coefficiente angolare PP	SDEV %	MAPE %	
<i>Slip ratio correlations</i>							
1) Homogeneous	1,220	4,095	18,474	1,134	6,373	24,659	0,995
2) Fujie	1,010	4,431	6,576	0,940	4,666	4,011	0,993
3) Smith	0,887	4,671	5,182	0,823	8,940	7,248	0,995
4) Chilsolm	0,925	4,589	3,531	0,858	9,079	7,812	0,996
<i>K<sub>ε</sub>H correlations</i>							
5) Armand	1,016	3,411	2,812	0,944	5,297	4,971	0,995
6) Chisholm and Armand	0,924	5,522	3,814	0,858	9,088	7,810	0,996
7) Bankoff	0,868	2,913	15,712	0,806	4,524	11,419	0,995
8) Nishino and Yamazaki	0,807	5,308	31,665	0,751	3,306	28,334	0,993
9) Guzhov et al.	0,989	3,306	4,597	0,928	4,270	3,549	1,004
10) Greskovich and Cooper	1,220	4,095	18,474	1,134	6,358	24,609	0,995
11) Armand and Massina	1,017	3,418	2,810	0,945	5,290	4,979	0,995
<i>Drift flux correlations</i>							
12) Filmonov	1,102	5,512	4,828	0,973	2,952	6,807	0,941
13.w) Wilson et al. ( $\sigma_w$ )	1,094	27,304	61,558	0,866	28,308	42,000	0,839
13.o) Wilson et al. ( $\sigma_o$ )	1,130	28,221	66,986	0,873	31,468	47,917	0,817
14) Nicklin et al.	0,986	3,450	7,838	0,897	2,540	7,288	0,972
15) Hughmark	1,017	3,412	2,798	0,945	5,299	4,993	0,995
16) Gregory and Scott	1,025	3,441	2,614	0,953	5,343	5,509	0,995
17.a.w) Rouhani and Axelsson I ( $\sigma_w$ )	0,990	3,416	7,151	0,961	4,567	12,093	1,039
17.a.o) Rouhani and Axelsson I ( $\sigma_o$ )	0,994	3,377	6,387	0,969	4,607	11,036	1,044
17.b.w) Rouhani and Axelsson II ( $\sigma_w$ )	1,040	3,199	2,867	0,844	3,451	22,009	0,868
17.b.o) Rouhani and Axelsson II ( $\sigma_o$ )	1,045	3,105	2,464	0,850	3,448	21,158	0,871
18) Bonnecaze et al.	0,986	3,449	7,832	0,897	2,542	7,276	0,972
19) Mattar and Gregory	0,854	4,137	24,110	0,757	2,133	27,014	0,945
20) Kokal and Stanislav	0,986	3,444	7,757	0,898	2,566	7,146	0,972
21) Toshiba	1,050	4,567	5,868	0,941	2,173	7,194	0,956
22) Jowitt	0,926	5,454	20,285	0,802	3,412	25,763	0,922
<i>General correlations</i>							
23) Flanigan	0,896	9,515	24,500	0,666	7,124	43,080	0,787
24) Hug and Loth	0,854	4,721	7,401	0,793	8,833	7,847	0,995
25) Graham et al	0,849	14,245	11,950	0,712	16,383	11,590	0,891

LEGENDA	coeff. PP	SDEV	MAPE
	0,98-1,02	[0%-3%]	[0%-3%]
	0,95-1,05	(3%-5%)	(3%-5%)
	0,90-1,10	(5%-10%)	(5%-10%)
	0,85-1,15	(10%-15%)	(10%-15%)
	0,80-1,20	(15%-20%)	(15%-20%)
	<0,8;>1,2	>20%	>20%

Tabella 4.1: confronto grado di vuoto misurato con grado di vuoto calcolato con le correlazioni

Per il tubo da 50 mm:

- Tra le 25 correlazioni selezionate solo 20 appartengono al range [0,8-1,20]. Le 5 correlazioni che non rientrano nel range sono state comunque state analizzate perché per il condotto da 40 mm avevano dato risultati accettabili.

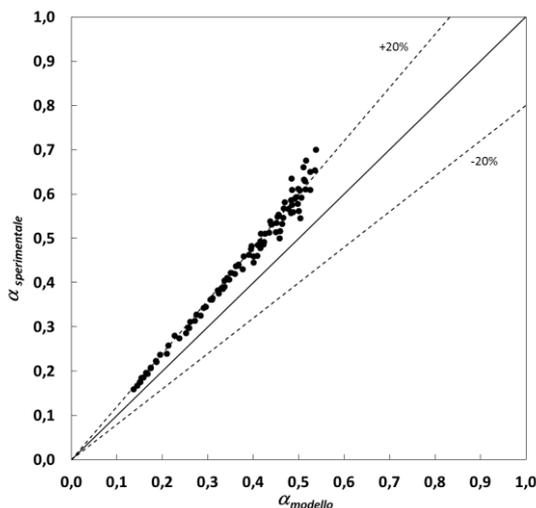
- Tra queste 25 correlazioni, 15 correlazioni ci danno un MAPE minore del 10%, 5 correlazioni ci danno un MAPE minore del 5% e nessuna correlazione ha MAPE minore del 3%.

Tra queste 25 correlazioni, 23 correlazioni ci danno una deviazione standard percentuale minore del 10%, 12 correlazioni ci danno una deviazione standard percentuale minore del 5% e 6 correlazioni ci danno una deviazione standard percentuale minore del 3%.

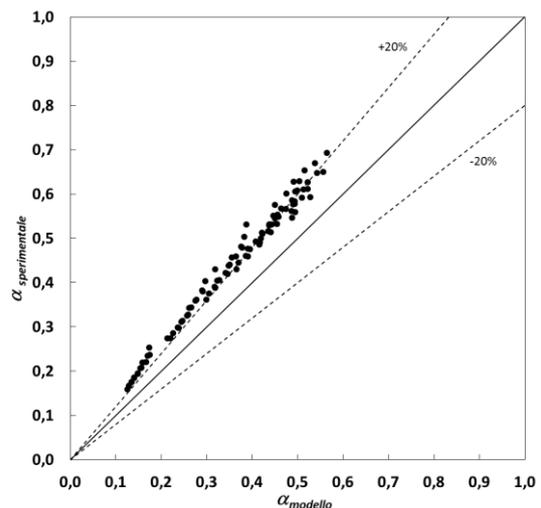
Le caratteristiche delle correlazioni che danno una buona stima dei dati sperimentali sono molto diverse tra loro.

Prima di tutto è doveroso affermare che le possibili discordanze tra le correlazioni considerate e i dati sperimentali potrebbero essere attribuite innanzitutto al diverso comportamento fisico del flusso trifase rispetto al bifase, per cui sono state sviluppate.

Si mostrano i PP ottenuti con la correlazione Homogeneous (1) per entrambi i condotti (Figure 4.1 e 4.2), in quanto questo modello è significativo dal punto di vista teorico (Capitolo 2.2). Si osserva che si ha una sovrastima di circa il 22% dei valori sperimentali, applicando il modello omogeneo.



**Figura 4.1:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione *Homogeneous* per il condotto da 40 mm



**Figura 4.2:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione *Homogeneous* per il condotto da 50 mm

Si è scelto di dividere in ulteriori range i valori del coefficiente angolare del PP per poter meglio analizzare i risultati. In particolare si è suddiviso l'intervallo [0,80-1,20] nei seguenti sotto-intervalli:

- [0,98-1,02]: in questo intervallo c'è uno scostamento massimo del coefficiente del PP dall'unità del 2%;
- [0,95-0,98)  $\cup$  (1,02-1,05]: in questo intervallo c'è uno scostamento massimo del coefficiente del PP dall'unità del 5%;

- [0,90-0,95)  $\cup$  (1,05-1,10]: in questo intervallo c'è uno scostamento massimo del coefficiente del PP dall'unità del 10%;
- [0,85-0,90)  $\cup$  (1,10-1,15]: in questo intervallo c'è uno scostamento massimo del coefficiente del PP dall'unità del 15%;
- [0,80-0,85)  $\cup$  (1,15-1,20]: in questo intervallo c'è uno scostamento massimo del coefficiente del PP dall'unità del 20%.

Per il condotto da 40 mm ci sono 9 correlazioni aventi il coefficiente angolare del PP compreso nell'intervallo [0,98-1,02] e sono:

- I. La correlazione di Fujie (2), che è una correlazione "slip ratio", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 10%;
- II. La correlazione di Armand (5), che è una correlazione  $K\alpha_H$ , ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 3%;
- III. La correlazione di Guzhov et al. (9), che è una correlazione  $K\alpha_H$ , ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 5%;
- IV. La correlazione di Armand e Massina (11), che è una correlazione  $K\alpha_H$ , ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 3%;
- V. La correlazione di Nicklin et al. (14), che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 10%;
- VI. La correlazione di Hughmark (15), che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 3%;
- VII. La correlazione di Rouhani e Axelsson I (17.a.w) nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-acqua, che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 3%; La correlazione di Rouhani e Axelsson I (17.a.o) nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 3%;
- VIII. La correlazione di Bonnacaze et al. (18), che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 10%;
- IX. La correlazione di Kokal e Stanislav (20), che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 10%;

Tra queste nove correlazioni, la correlazione di Rouhani e Axelsson I, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, si scosta soltanto dello 0,6% dall'unità, ma si osserva che ha il MAPE maggiore al 5%. Le correlazioni, di Fujie e di Rouhani e Axelsson I, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-acqua, si scostano entrambe soltanto del 1% dall'unità, ma hanno anche esse MAPE maggiore del 5%.

Per quanto riguarda le correlazioni di tipo  $K\alpha_H$  riportiamo le seguenti conclusioni. La correlazione di Armand il grado di vuoto del modello omogeneo è moltiplicato per il coefficiente 0,833, così da correggere tale modello che forniva una sovrastima del 22% dei dati sperimentali, e da ottenere uno scostamento del coefficiente angolare del PP di solo 1,6% dall'unità; la correlazione di Armand e Massina, che è una formulazione modificata della correlazione di Armand, che considera anche il titolo massico medio della miscela, dà un coefficiente angolare del PP che si scosta dell'1,7% dall'unità. Queste due correlazioni forniscono infatti risultati molto simili; entrambe hanno deviazione standard di circa 3,41% e MAPE pari a 2,81%. Per la correlazione di Guzhov et al. il fattore correttivo della correlazione del modello omogeneo è una funzione del grado di vuoto omogeneo e del numero di Froude della miscela; tra queste correlazioni di tipo  $K\alpha_H$  è quella che ha coefficiente angolare del PP che si scosta meno dall'unità: solo dell'1,1%. Inoltre tra queste nove correlazioni quella di Guzhov et al. è anche quella con la deviazione standard minore: soltanto 3,306%.

Per quanto riguarda le correlazioni di tipo "drift flux" riportiamo le seguenti conclusioni.

Le correlazioni di Hughmark, Nicklin et al., Bonnacaze, Kokal e Stanislav sono tutte espresse con "distribution parameter"  $C_0 = 1,2$  nella seguente forma:

$$\bar{\alpha} = \frac{J_g}{1,2J + \bar{U}_{gj}} \quad (4.3)$$

In queste correlazioni cambia soltanto la "drift velocity". Per la correlazione di Hughmark la "drift velocity" è nulla, come nel modello omogeneo e come sarebbe ragionevole aspettarsi nel caso di tubo orizzontale, e si ha uno scostamento del coefficiente angolare del PP di 1,7% dall'unità; tra queste nove correlazioni questa è quella con MAPE minore, pari solo al 2,798%. La correlazione di Nicklin et al. è stata formulata per condotti verticali con "drift velocity"  $\bar{U}_{gj} = 0,35\sqrt{gD}$ ; tiene conto perciò anche della giacitura e del diametro. La correlazione di Bonnacaze et al. è una variazione della correlazione di Nicklin et al., in quanto si differenzia da quest'ultima esclusivamente per il termine  $\left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_l}\right)$  nella "drift velocity"; tiene conto anche del rapporto delle densità dei fluidi. La correlazione di Kokal e Stanislav è stata sviluppata per tubi orizzontali esprimendo la "drift velocity" come  $\bar{U}_{gj} = 0,345 \sqrt{\frac{gD(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l}}$ . Queste ultime tre correlazioni, aventi una formulazione molto simile, danno tutte uno scostamento del coefficiente angolare del PP di 1,4% dall'unità; anche la deviazione standard e il MAPE sono per tutte e tre rispettivamente all'incirca pari a 3,45% e a 7,8%.

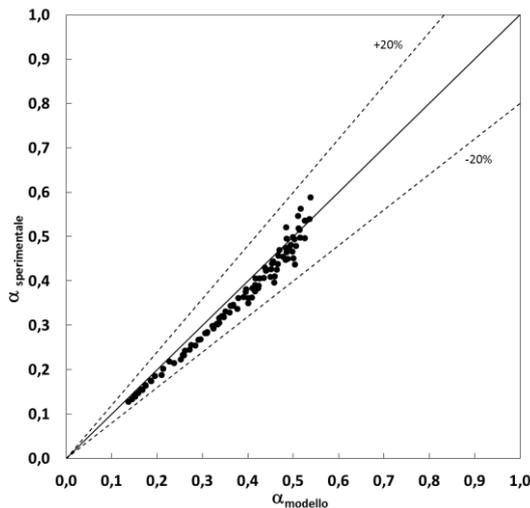
La correlazione di Rouhani e Axelsson I ha una formulazione più complessa; è espressa anche in funzione del titolo massico medio della miscela e della tensione superficiale, oltre che dell'accelerazione gravitazionale, del diametro e del rapporto delle densità. Si ottengono risultati diversi nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-acqua e nel caso in cui si consideri la

tensione superficiale aria-olio. Tra queste nove correlazioni, la correlazione di Rouhani e Axelsson I, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, si scosta soltanto dello 0,6% dall'unità; nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-acqua, si scosta dell'1% dall'unità. In entrambi i casi si ha deviazione standard di circa 3,4%, però il MAPE è maggiore del 5%.

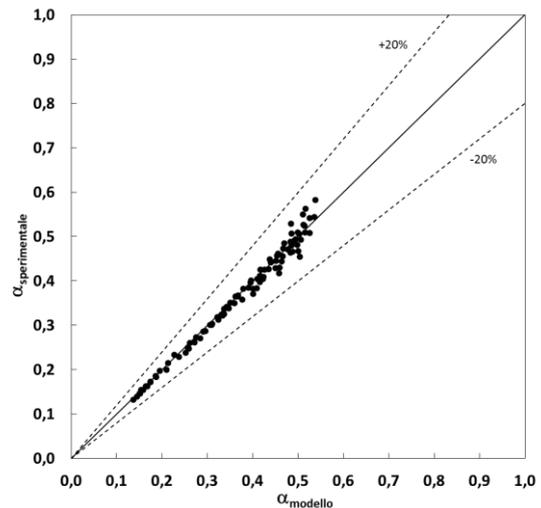
Anche la correlazione di Fujie, che ha coefficiente angolare del PP che si scosta dall'unità di soltanto l'1% dall'unità, dà purtroppo un valore del MAPE maggiore del 5%.

Si osserva quindi che per queste nove correlazioni, nonostante il coefficiente del PP sia molto vicino all'unità, i punti tendono a discostarsi dalla bisettrice, soprattutto per quelle correlazioni che hanno MAPE maggiore del 5%.

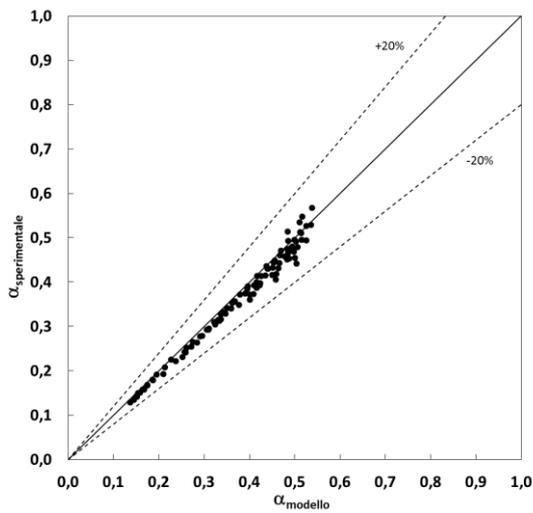
Per queste correlazioni riportiamo i PP nelle *Figure 4.3-12*



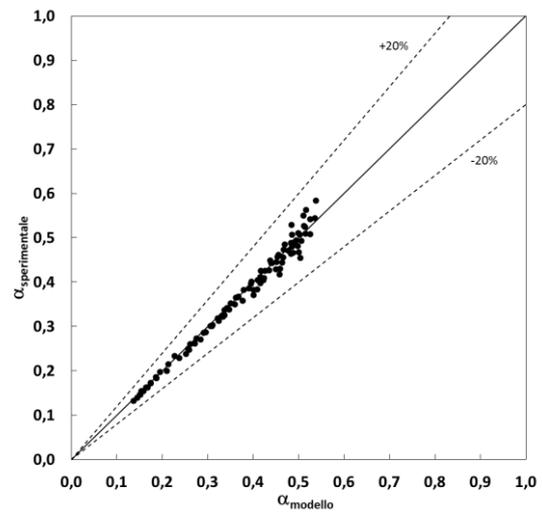
**Figura 4.3:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Fujie** per il condotto da **40 mm**



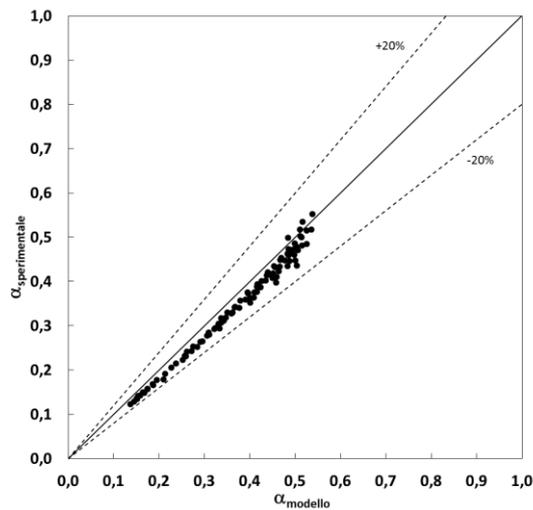
**Figura 4.4:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Armand** per il condotto da **40 mm**



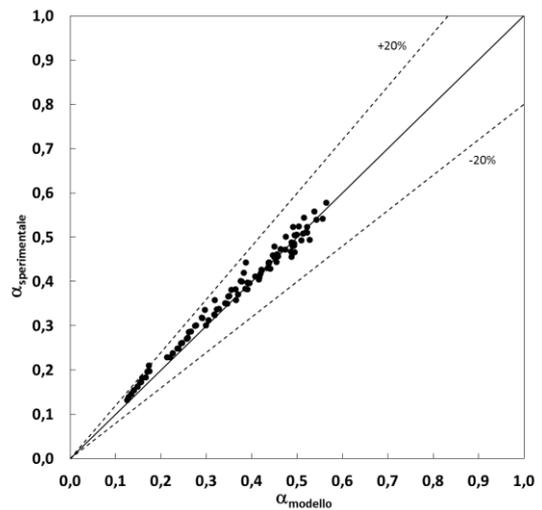
**Figura 4.5:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Guzhov et al.** per il condotto da 40 mm



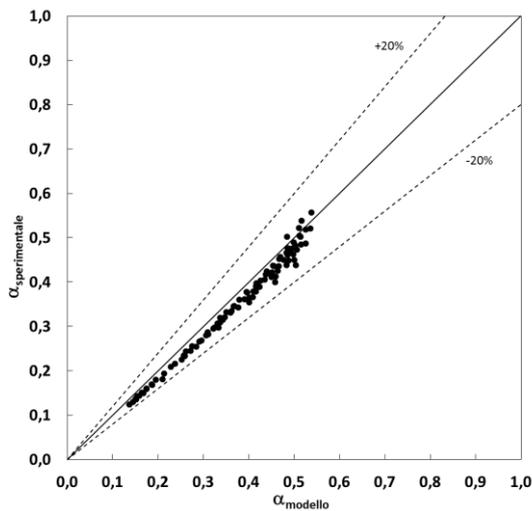
**Figura 4.6:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Armand e Massina** per il condotto da 40 mm



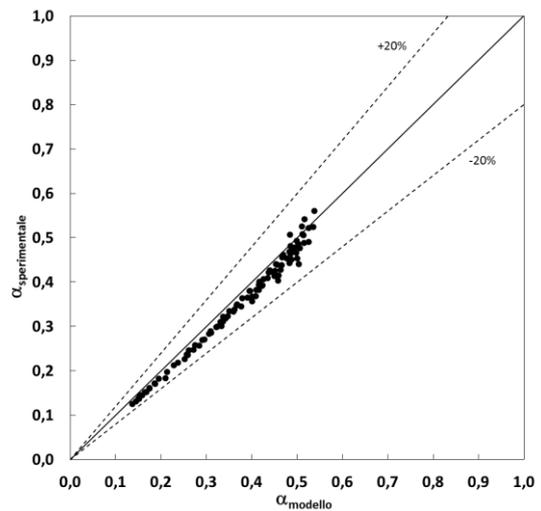
**Figura 4.7:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Nicklin et al.** per il condotto da 40 mm



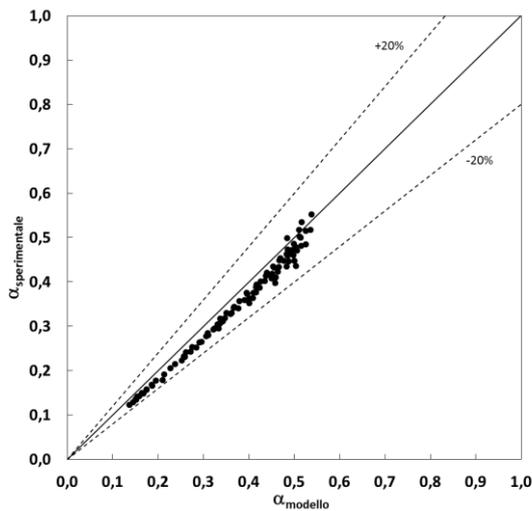
**Figura 4.8:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Hughmark** per il condotto da 40 mm



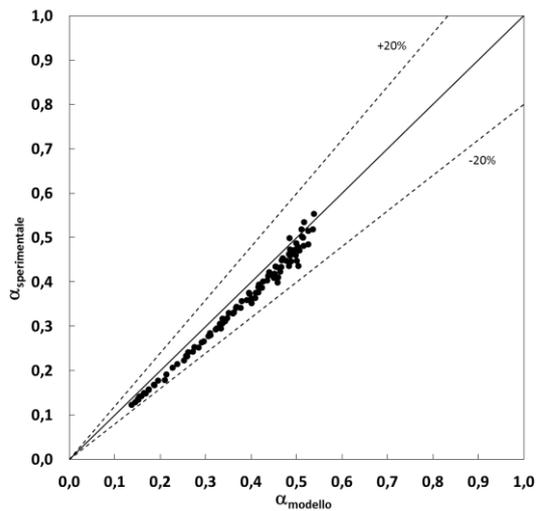
**Figura 4.9:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Rouhani e Axelsson I**, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale **aria-acqua**, per il condotto da **40 mm**



**Figura 4.10:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Rouhani e Axelsson I**, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale **aria-olio**, per il condotto da **40 mm**



**Figura 4.11:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Bonnecaze et al.** per il condotto da **40 mm**



**Figura 4.12:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Kokal e Stanislav** per il condotto da **40 mm**

Per il condotto da 40 mm ci sono 2 correlazioni aventi il coefficiente angolare del PP compreso nell'intervallo  $[0,95-0,98) \cup (1,02-1,05]$  e sono:

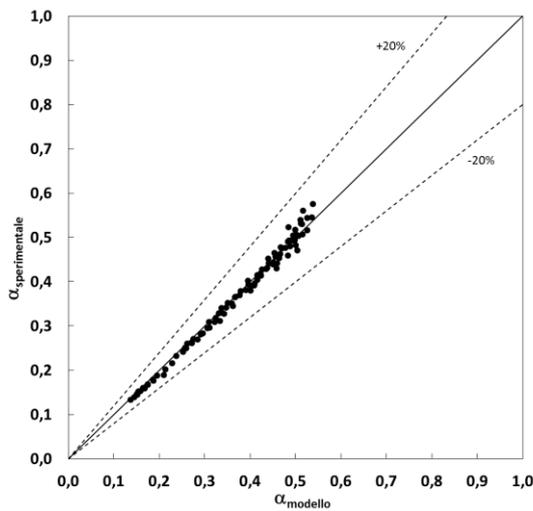
- I. La correlazione di Rouhani e Axelsson II (17.b.w) nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-acqua, che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore

del 5% e MAPE minore del 3%; La correlazione di Rouhani e Axelsson II (17.b.o) nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, che è una correlazione “drift flux”, ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 3%;

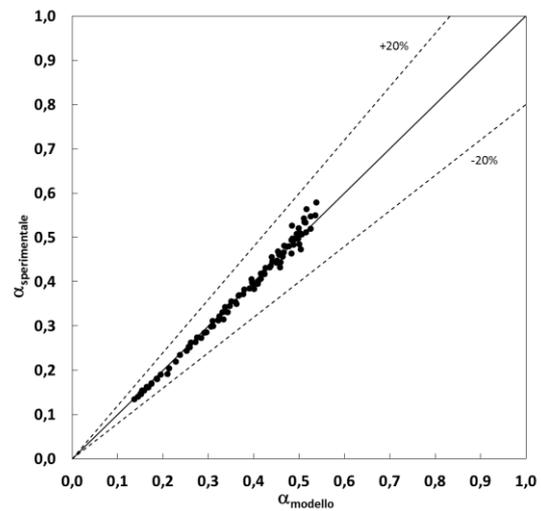
- II. La correlazione di Gregory e Scott (16), che è una correlazione “drift flux”, ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 3%;

La correlazione di Rouhani e Axelsson II (17.b.o), nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, è quella che tra le 25 analizzate ha il minore MAPE (solo 2,464%) ed infatti si osserva dal PP che c'è una bassa dispersione dei punti (Figura 4.14). Si osserva che la correlazione di Rouhani e Axelsson II fornisce un MAPE molto inferiore rispetto al caso I ed anche la deviazione standard è minore (circa 3,1%).

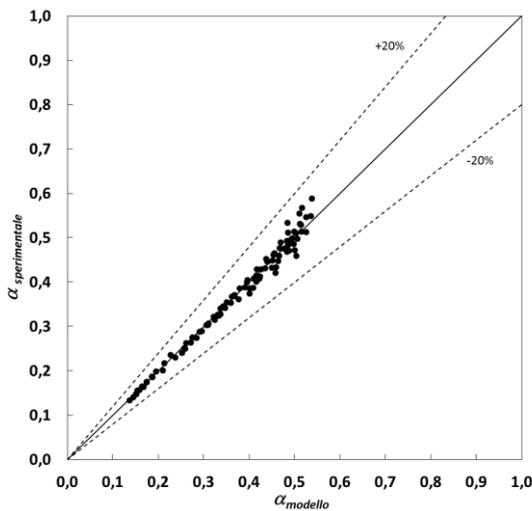
La correlazione di Gregory e Scott (16) è equivalente alla correlazione di Hughmark, infatti le due si differenziano soltanto per “distribution parameter”  $C_0$  che è pari a 1,19 invece che 1,2; questa correlazione ha il coefficiente angolare del PP che si scosta del 2,5% dall'unità e ha una deviazione standard minore del 3%.



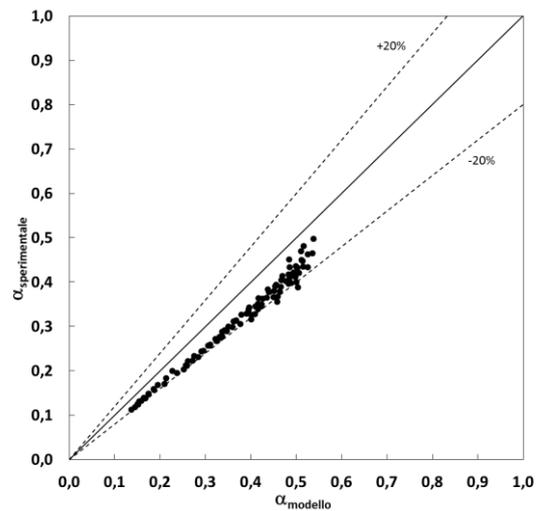
**Figura 4.13:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Rouhani e Axelsson II**, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale **aria-acqua**, per il condotto da **40 mm**



**Figura 4.14:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Rouhani e Axelsson II**, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale **aria-olio**, per il condotto da **40 mm**

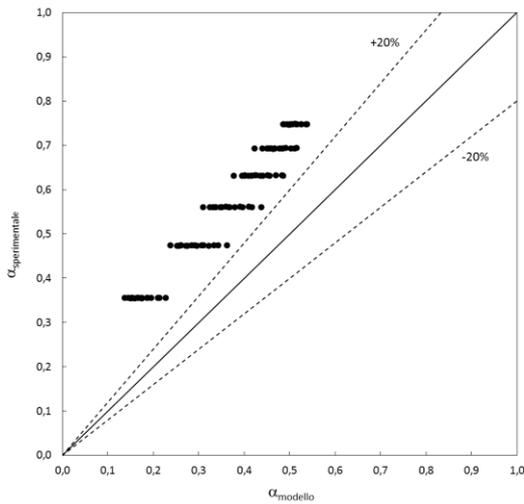


**Figura 4.15:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Gregory e Scott** per il condotto da **40 mm**

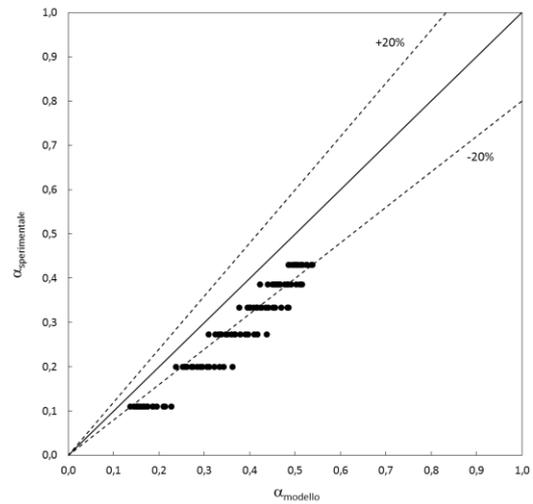


**Figura 4.16:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Bankoff** per il condotto da **40 mm**

Tra tutte le 25 correlazioni analizzate, invece, quella che ha la minore deviazione standard è la correlazione di Bankoff (7), ma ha il coefficiente angolare del PP che si scosta del 13,2% dall'unità è MAPE superiore al 15% (Figura 4.16).



**Figura 4.17:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Wilson et al.** per il condotto da **40 mm**



**Figura 4.18:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Flanigan** per il condotto da **40 mm**

Tra le correlazioni aventi MAPE molto elevato, le correlazioni di Wilson et al. (Figura 4.17) e di Flanigan (Figura 4.18) hanno un andamento a scalino poiché considerano soltanto la

dipendenza dalla velocità superficiale del gas e pertanto forniscono lo stesso risultato al variare delle velocità superficiali delle fasi liquide a velocità superficiale del gas fissata.

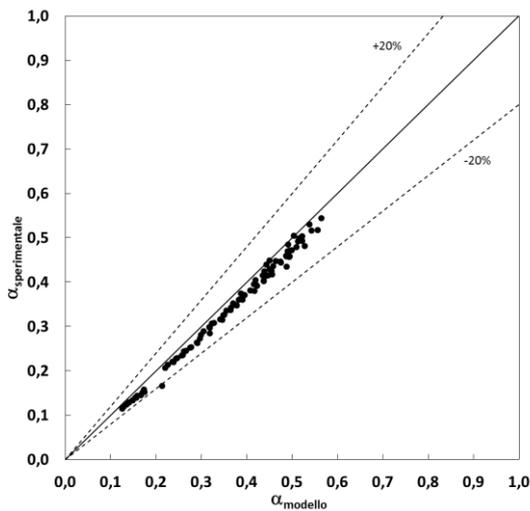
Osservando i Parity Plot delle undici correlazioni con coefficiente angolare appartenete all'intervallo  $[0,95-1,05]$  per il condotto da 40 mm, possiamo concludere che tutte e undici le correlazioni forniscono una buona previsione del grado di vuoto sperimentale. In particolare si osserva che tutte e tre correlazioni di tipo  $K\alpha_H$  (Guzhov et al., Armand, Armand e Massina) forniscono un'ottima previsione dei dati sperimentali e che, tra le correlazioni di tipo "drift flux", la correlazione di Gregory and Scott dà una descrizione dei dati sperimentali molto buona; la correlazione di Rouhani e Axelsson II, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, è quella che tra le 25 analizzate ha il minore MAPE e quindi mostra una bassa dispersione dei punti; anche la correlazione di Hughmark, che tra le nove dell'intervallo  $[0,98-1,02]$  ha il valore del MAPE più basso, ha una bassa dispersione dei punti;

Per il condotto da 50 mm non ci sono correlazioni con coefficiente angolare del PP compreso nell'intervallo  $[0,98-1,02]$ .

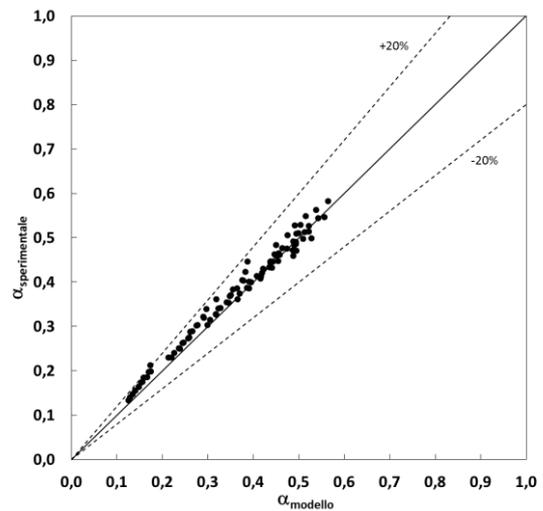
Nell'intervallo di coefficienti angolari del PP  $[0,95-0,98) \cup (1,02-1,05]$ , troviamo 3 correlazioni:

- I. La correlazione di Filimonov (12), che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 3% e MAPE minore del 10%;
- II. La correlazione di Gregory e Scott (16), che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 10% e MAPE minore del 10%;
- III. La correlazione di Rouhani e Axelsson I (17.a.w) nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-acqua, che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 15%; La correlazione di Rouhani e Axelsson I (17.a.o) nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, che è una correlazione "drift flux", ha deviazione standard minore del 5% e MAPE minore del 15%;

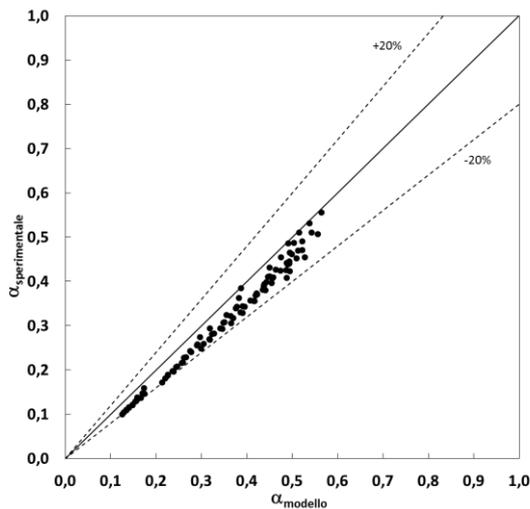
Per queste correlazioni riportiamo i PP nelle *Figure 4.19-22*.



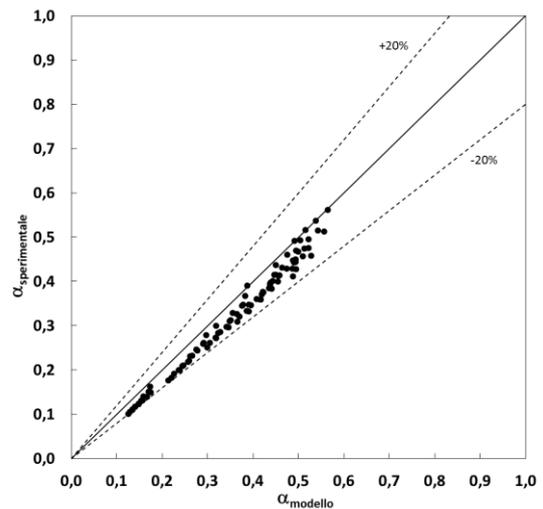
**Figura 4.19:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Filimonov et al.** per il condotto da **50 mm**



**Figura 4.20:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Gregory e Scott** per il condotto da **50 mm**



**Figura 4.21:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Rouhani e Axelsson I**, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-acqua, per il condotto da **50 mm**



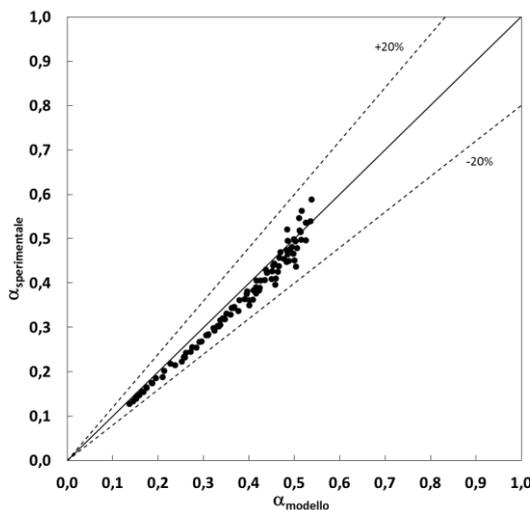
**Figura 4.22:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Rouhani e Axelsson I**, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, per il condotto da **50 mm**

La correlazione di Filimonov tiene conto esplicitamente del diametro del condotto ed è quella, tra le tre, che ha coefficiente angolare del PP più vicino all'unità (si scosta del 2,7%). Questa correlazione nel caso di condotto da 50 mm dà risultati molto migliori, infatti nel caso di condotto da 40 mm il coefficiente angolare del PP si scosta dall'unità del 10,2%. La correlazione di Rouhani e Axelsson I, nell'espressione della drift velocity tiene conto dell'effetto della gravità, ha un MAPE

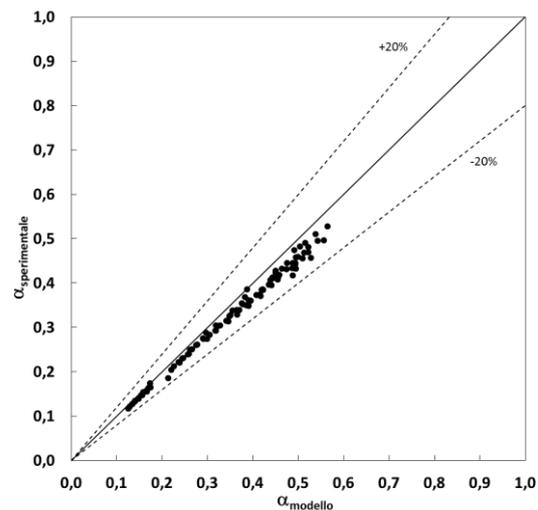
molto maggiore rispetto al caso con il tubo da 40 mm (circa 12% contro circa 7%). La correlazione di Gregory e Scott, equivalente alla Hughmark, ha coefficiente angolare del PP che si scosta dall'unità di 4,7%.

Osserviamo ora, con condotto da 50 mm, il comportamento delle correlazioni che hanno dato buoni risultati nel caso di condotta da 40 mm.

Per la correlazione di Fujie (*Figura.23*) il coefficiente angolare del PP per il condotto da 50 mm si scosta del 6,0% dall'unità (contro l'1,0% del caso del condotto da 40 mm), ma il MAPE migliora.



**Figura 4.23:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Fujie** per il condotto da **50 mm**



**Figura 4.24:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Bonnacaze et al.** per il condotto da **50 mm**

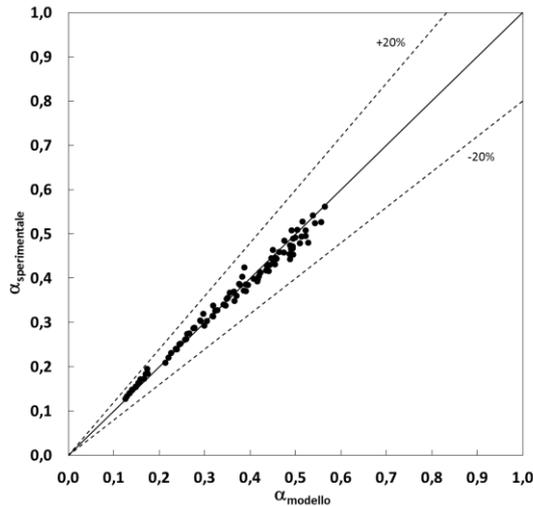
Sia per la correlazione di Armand che per quella di Armand e Massina il coefficiente angolare del PP per il condotto da 50 mm si scosta all'incirca di 5,5% dall'unità (contro l'1,6% all'incirca del caso del condotto da 40 mm), inoltre sia la deviazione standard che il MAPE sono aumentati.

Per le correlazioni di Nicklin et al., Bonnacaze et al. (*Figura.24*) e Kokal e Stanislav il coefficiente angolare del PP per il condotto da 50 mm si scosta di circa il 10 % (contro l'1,4% del caso del condotto da 40 mm) e la deviazione standard è divenuta minore del 3%. Queste tre correlazioni si differenziano dalla Hughmark soltanto per la "drift velocity" che non è diversa da zero ed è espressa in funzione del diametro.

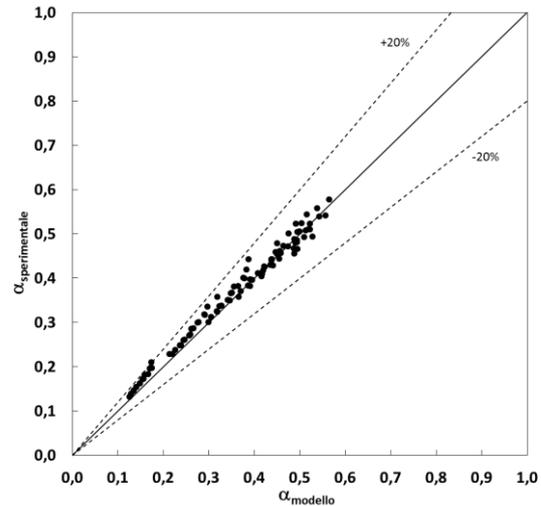
Nel caso di condotto da 50 mm si osservano deviazioni standard minori in confronto con il caso di condotto da 40 mm. La correlazione con deviazione standard minore è quella di Mattar e Gregory (19), ma ha un coefficiente del PP fuori dall'intervallo [0,80;1,20] e un MAPE prossimo al 30%.

Per il condotto da 50 mm la correlazione di Guzhov et al. (9) (*Figura4.25*) è quella con il MAPE minore tra nel 25; ha coefficiente angolare del PP che si scosta dall'unità del 7,2% (contro l'1,1%

del caso del condotto da 40 mm), deviazione standard pari a 4.270% e MAPE più basso del caso di condotto da 40 mm (3,549% contro 4,597%). Questa correlazione è espressa in funzione del numero di Froude e tiene conto della gravità e del diametro.



**Figura 4.25:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Guzhov et al.** per il condotto da 50 mm



**Figura 4.26:** Parity Plot del grado di vuoto sperimentale rispetto a quello calcolato con la correlazione di **Hughmark** per il condotto da 50 mm

La correlazione di Hughmark (15), che nel caso del condotto da 40 mm dava una buona previsione, anche per il condotto da 50 mm (*Figura 4.26*) dà risultati accettabili. Si osserva che ha un coefficiente angolare del PP che si scosta del 5,5% dall'unità (contro l'1,7%) e ha MAPE pari a 4,993% (contro il 2,798%).

Osservando i Parity Plot per il condotto da 50 mm, possiamo concludere che il coefficiente angolare del PP è sempre minore per il caso del condotto da 50 mm rispetto a quello da 40 mm. Per le correlazioni con coefficiente angolare appartenete all'intervallo [0,95-1,05] le correlazioni di tipo "drift flux" di Filimonov e di Gregory e Scott danno una discreta previsione del grado di vuoto sperimentale. Dal PP (*Figura 4.25*) si osserva una buona descrizione dei dati sperimentali anche con la correlazione di Guzhov et al. (peggiore rispetto al caso di condotto da 40 mm, ma comunque accettabile).

Quindi anche modelli che contengono l'effetto della giacitura e del diametro includendo esplicitamente il numero di Froude, che è il parametro più indicato a descrivere lo scostamento rispetto al caso di tubo verticale, danno una previsione accettabile del grado di vuoto. Guardando il numero di Froude, che rappresenta il rapporto tra la dinamica e l'effetto della gravità, si osserva che gli effetti della gravità sono proporzionali non alle singole densità, ma alla loro differenza; inoltre si sottolinea la dipendenza del numero di Froude dal diametro del condotto. Fissato il diametro  $D$ ,  $Fr$  varia con le condizioni di moto ( $J_w, J_o$ ), mentre il denominatore rimane costante.

Per il condotto da 40 mm abbiamo numeri di Froude compresi tra 21,6 e 91,7, mentre per il condotto da 50 mm si hanno numeri di Froude compresi tra 7,5 e 30. Dunque nei condotti da 50 mm si ha un maggiore influenza della forza gravitazionale.

Il rapporto tra i numeri di Froude per condotti da 50 mm e da 40 mm è compreso tra 2,9 e 3,1. L'incremento pari al 7 % del numero di Froude può spiegare il motivo per cui in condotti da 50 mm abbiamo ottenuto sempre coefficienti angolari del PP minori. Infatti molte correlazioni non considerano adeguatamente l'effetto di questo parametro.

Si osserva che, mentre per il condotto da 40 mm anche correlazioni di tipo  $K\alpha_H$  danno ottimi risultati e una correlazione di tipo "slip ratio" dà risultati discreti, nel caso di condotto da 50 mm soltanto le correlazioni di tipo "drift flux" danno una migliore descrizione dei dati sperimentali.

L'aver trovato che le correlazioni del tipo "drift flux" danno una buona approssimazione sperimentale è in accordo con quello che ha ottenuto Lahey [15]. Infatti era stata studiata l'idea di utilizzare il modello "drift flux" per un flusso trifase, supponendo che un flusso di olio-acqua possa essere trattato come un flusso di "gas-liquido equivalente" e Lahey è stato il primo ad applicare un modello "drift flux" a flussi trifase, a dimostrazione del fatto che, per i dati ottenuti dagli esperimenti di Açıkgöz [3], il modello di Zuber e Findlay ha dato buoni risultati in termini di previsione del grado di vuoto.

Nella Tabella 4.1 è inoltre riportata una colonna con il coefficiente angolare della retta ottenuta interpolando i valori del grado di vuoto per il condotto da 40 mm e da 50 mm, per ogni singola correlazione. Si osserva che questo valore, per la maggior parte delle correlazioni si scosta molto poco dall'unità. Questo significa che le prestazioni di ogni singola correlazione non subiscono variazioni significative al variare del diametro.

## 4.2 Ripetibilità delle misure di caduta di pressione nei flussi bifase acqua-olio

In questo paragrafo verranno mostrati i risultati delle prove sperimentali e della loro elaborazione.

La campagna sperimentale per il flusso bi-fase acqua-olio è stata svolta per studiare la ripetibilità del fenomeno, poiché in un precedente lavoro [27] svolto nel 2009 dal Professor Sotgia G. si era osservata una bassa ripetibilità delle misure per flussi bi-fase acqua-olio per condotti da 50 mm.

Il precedente lavoro riguardava lo studio di un flusso olio-acqua con il primo fluido di viscosità dell'ordine di 1 Pa.s. Era stata eseguita una campagna sperimentale con un condotto

orizzontale di Plexiglas® di diametro 50 mm con flussi areici dell'olio da 0.13 a 0.52 m/ ed erano stati valutati i gradienti di pressione al variare della portata di acqua per 11 valori prefissati di quella dell'olio. Lo scopo era quello di analizzare l'influenza di condizioni operative sfavorevoli quali condotti con superficie oleofila (Plexiglas®). L'adesione della fase viscosa alla parete è risultata facilitata con possibili irregolarità di funzionamento e scadente ripetibilità delle misure. Inoltre, a pari condizioni, l'aumento del diametro comporta la riduzione dello sforzo tangenziale alla parete, fattore favorevole al suo imbrattamento e con minore efficacia della pulizia per "flussaggio". La adesione della fase viscosa alla parete risulta quindi facilitata con possibili irregolarità di funzionamento e scadente ripetibilità delle misure. [27]

I regimi esplorati sono contenuti nella zona della mappa di flusso che comporta l'insorgere di una transizione critica "tipo Kelvin-Helmholtz" da un flusso con acqua a contatto con la parete ad uno con adesione improvvisa dell'olio e caduta quasi a gradino di  $R_o$  [26].

In precedenti lavori è stata trovata una buona concordanza con un modello formulato da N. Brauner [6] per il moto anulare e che era risultato soddisfacente anche per il flusso disperso.

#### 4.2.1 Descrizione dei regimi di moto

Prima di riportare i risultati ottenuti, è opportuno fare una breve descrizione dei principali regimi di moto per il flusso bifase acqua-olio [16] e quindi descrivere i regimi osservati nelle prove. In generale si è sempre osservata un'eccentricità della fase olio.

- **Moto disperso** (dispersed flow)

Nel moto disperso di olio in acqua, l'acqua è la fase continua nella quale l'olio in determinate zone è assente o non uniformemente distribuito. All'aumentare della velocità dell'acqua il moto diventa via via sempre più disperso.

Sperimentalmente si è osservato quando la velocità superficiale dell'acqua era particolarmente elevata.

- **Moto anulare eccentrico** (core - annular flow)

Si ha un anello di acqua che bagna completamente la parete interna del condotto con un core di olio all'interno. Vista la diversa densità delle due fasi il core non è realmente al centro della sezione del tubo, ma si ha una modesta eccentricità.

Quando non c'è una sensibile differenza tra le velocità delle due fasi che porterebbe ad una dispersione dell'olio, il nucleo di olio è marcato e ben visibile e contornato da grandi gocce di olio: il moto è ancora anulare.

Quando la velocità dell'olio è bassa al punto di non contrastare le forze di galleggiamento, si ha un'eccentricità del nucleo di olio. Lo spostamento del nucleo di olio verso l'alto si può notare anche con l'aumento della velocità dell'acqua che porta ad una più marcata dispersione delle gocce intorno al nucleo.

A seconda delle condizioni fluidodinamiche, l'interfaccia può assumere varie forme:

- **Moto anulare ondosso (wavy annular flow)**

Per portata d'olio medio-alta, diminuendo  $J_w$  si verifica la comparsa di corrugazioni. Si ha l'annulus di acqua che aderisce alle pareti; le onde sono dovute alla differenza di velocità superficiale tra l'acqua, mediamente più lenta, e il core di olio che scorre all'interno più velocemente.

- **Moto anulare corrugato (corrugated annular flow)**

A basse portate di acqua e alta portata di olio, accade che l'olio, avendo elevata viscosità, occupa la gran parte della sezione e un sottile strato di acqua rimane alla parete.

A portata d'olio fissata, aumentando la portata d'acqua si è osservato un aumento dell'ampiezza della corrugazione. A maggiori velocità superficiali dell'olio, il nucleo dell'olio presenta un diametro maggiore e un'eccentricità minore. Aumentando la velocità superficiale di acqua si nota in principio un moto anulare corrugato eccentrico in presenza di piccole gocce attorno al nucleo di olio, che diventa via via sempre più disperso.

- **Moto stratificato ondosso (wavy flow)**

In questo regime di moto l'olio aderisce alla parete e le perdite di carico aumentano repentinamente. Si formano delle onde dovute alla differente velocità tra l'acqua sottostante, più veloce, e l'olio la cui velocità nella superficie a contatto col tubo è pari a zero. Diminuendo molto la portata di acqua e di olio si forma un flusso stratificato ondosso.

- **Moto a tappi (plug flow)**

Ad alte portate di acqua e basse portate di olio si osservano discontinuità di olio

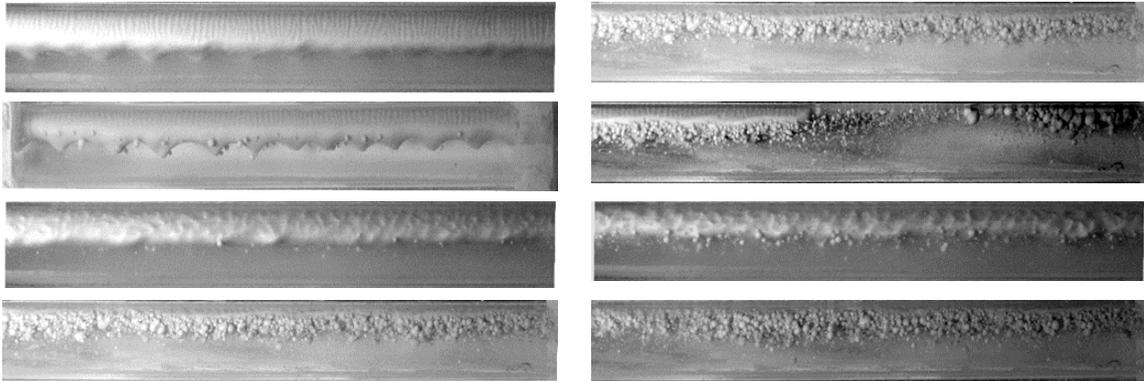
- **Moto di transizione anulare/stratificato**

In alcuni regimi anulari l'olio è separato dal condotto da uno strato di acqua molto sottile, la presenza di acqua alla parete si evince dalle corrugazioni osservabili nella parte superiore del core. A conferma di ciò gli strumenti di misura rilevano elevate perdite di carico della miscela, ma comunque inferiori a quelle proprie dei regimi stratificati. Diminuendo le portate di acqua e olio fino a valori critici, l'olio arriva al punto di toccare la parete del condotto. La resistenza dell'olio nel punto in cui tocca la parete provoca un rallentamento di quest'ultimo mentre l'acqua continua alla

medesima velocità. Questo provoca il formarsi di onde ben visibili nel nucleo della struttura passando da un moto anulare eccentrico ad un moto ondoso.

- **Moto di transizione disperso/anulare e disperso/tappi**

Nel condotto si osservano simultaneamente gocce non uniformemente distribuite ed un core continuo di olio (transizione disperso/anulare) oppure dei tappi (transizione disperso/tappi).



**Figura 4.28:** Esempi di flussi bifase a basso flusso di olio. [27]

#### 4.2.2 Risultati

In questo lavoro la campagna sperimentale è stata svolta con un condotto orizzontale di Plexiglas® di diametro 50 mm, con i seguenti valori estremi della velocità superficiale dell'olio: da  $J_{o,min} = 0,150 \text{ m/s}$  a  $J_{o,max} = 0,449 \text{ m/s}$ . La portata di acqua si è fatta variare da  $6 \text{ m}^3/\text{h}$  fino al valore minimo, corrispondente alla transizione critica con contatto dell'olio alla parete. Le condizioni sperimentali, per i limiti attuali dell'impianto, consentono al massimo di regolare la portata dell'olio al valore 6 del volantino e dunque non permettono di estendere l'indagine nella regione del flusso anulare stabile ottenibile con flussi di olio maggiori.

Sono stati valutati i gradienti di pressione al variare della portata di acqua per 12 valori prefissati di quella dell'olio. Complessivamente sono state effettuate circa 230 prove.

I valori del flusso volumetrico specifico di acqua utilizzati sono riportati nella *Tabella 4.2*:

$Q_w$ [m <sup>3</sup> /h]	$J_w$ [m/s]
2	0,283
3	0,424
4	0,566
5	0,707
6	0,849

**Tabella 4.2:** Velocità superficiale dell'acqua

La procedura di prova è descritta nel Capitolo 3.6.1 e risulta essenziale per ottenere regimi stabili con minime perdite di carico e/o buona/ottima ripetibilità dei dati [17].

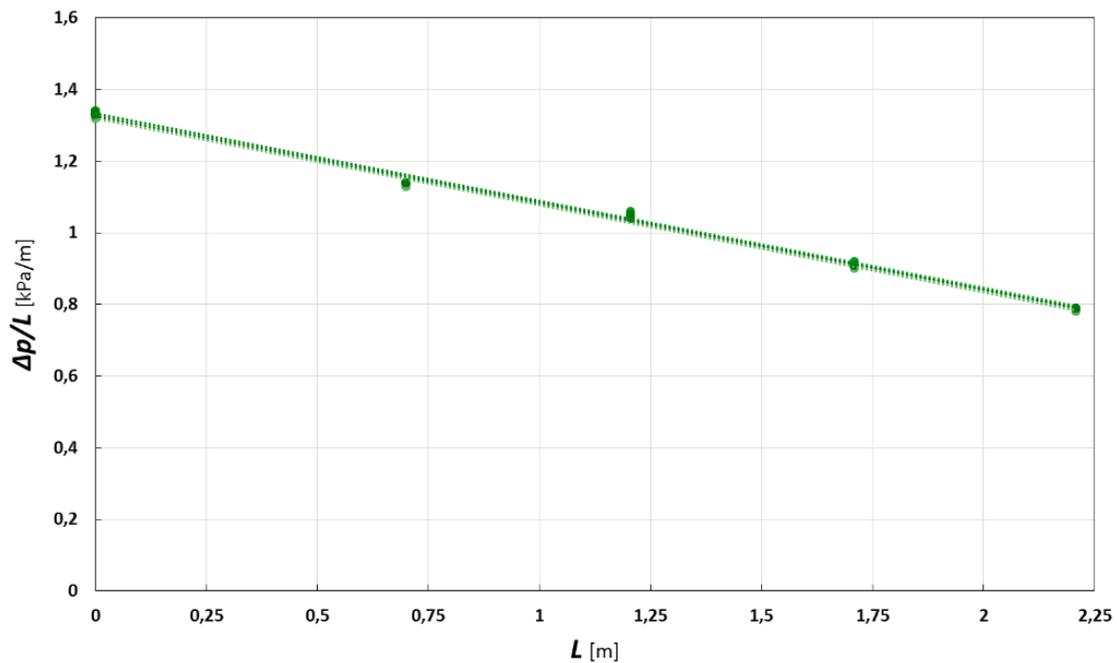
Le prese di pressione disponibili nell'analisi del tubo di diametro interno 50 mm sono 5, pertanto si hanno a disposizione 5 misure di caduta di pressione per ogni prova. Dal momento che l'andamento delle perdite di carico è lineare solo a partire da una certa distanza dall'imbocco.

Fissata la velocità superficiale dell'olio e dell'acqua, per studiare la ripetibilità, la prova è stata ripetuta per 12 volte. In ogni prova, per ciascuna delle 5 prese di pressione è stata calcolata la cadente di pressione. Di queste 12 cadenti di pressioni si è calcolato il valore medio.

Per quanto riguarda l'analisi delle cadenti, in questa campagna sperimentale, si è fatto in modo di evitare il contatto dell'olio con la parete.

Prese di pressione	L [m]	$\Delta P/L$ [kPa/m]											
		Prova 1°	Prova 2°	Prova 3°	Prova 4°	Prova 5°	Prova 6°	Prova 7°	Prova 8°	Prova 9°	Prova 10°	Prova 11°	Prova 12°
1°	0	1,340	1,330	1,340	1,330	1,330	1,320	1,340	1,340	1,340	1,330	1,340	1,330
2°	0,699	1,140	1,140	1,140	1,140	1,130	1,130	1,150	1,140	1,140	1,140	1,140	1,140
3°	1,205	1,050	1,050	1,060	1,060	1,050	1,050	1,060	1,050	1,060	1,050	1,050	1,040
4°	1,708	0,910	0,910	0,910	0,910	0,900	0,900	0,920	0,910	0,920	0,910	0,910	0,910
5°	2,208	0,790	0,790	0,790	0,780	0,780	0,780	0,790	0,790	0,790	0,790	0,790	0,790
<b>Cadente</b> [kPa/m]		-0,246	-0,242	-0,246	-0,245	-0,246	-0,242	-0,245	-0,246	-0,244	-0,242	-0,246	-0,242

Tabella 4.3: Cadute di pressione per la condizione operativa  $J_w = 0,449$  m/s e  $J_o = 0,707$  m/s



**Figura 4.29:** Cadenti -  $J_w$ ;  $J_o$ ; con barre di errore

Per la condizione operativa  $J_w = 0,449 \text{ m/s}$  e  $J_o = 0,707 \text{ m/s}$  nella *Tabella 4.3* riportiamo le cadute di pressione ottenute durante le prove, per ciascuna delle 5 prese di pressione in funzione della distanza di ognuna dalla prima presa. Dalle cadute di pressione è calcolata la cadente, quale coefficiente angolare della retta di regressione che interpola i punti delle cadute di pressione per ciascuna presa (Figura 4.29). Il coefficiente angolare di queste rette varia molto poco, infatti la deviazione standard è pari a 0,002.

Per altri valori di velocità superficiali di acqua e olio otteniamo andamenti simili a quello mostrato.

Riportiamo nella *Tabella 4.4* i risultati ottenuti elaborando i dati.

Si osserva che le perdite di carico sono direttamente proporzionali alla portata di acqua, infatti, a parità di portata di olio, aumentando la portata di acqua, aumenta la velocità superficiale della stessa e si hanno valori superiori di perdite di carico.

Le perdite di carico non dipendono solo dalla portata dell'acqua ma anche dalla portata di olio. Infatti a parità di  $J_w$ , aumentando la velocità superficiale dell'olio aumentano le perdite di carico.

$J_o$ [m/s]	$J_w$ [m/s]	$\varepsilon_w$ [-]	$-\left(\frac{dp}{dz}\right)$ [kPa/m]	$R_o$ [-]
0,150	0,424	0,739	0,082 ± 0,002	19,422 ± 0,484
0,150	0,566	0,791	0,102 ± 0,005	15,708 ± 0,741
0,150	0,707	0,825	0,138 ± 0,002	11,528 ± 0,204
0,150	0,849	0,850	0,173 ± 0,004	9,217 ± 0,192
0,225	0,424	0,654	0,085 ± 0,003	28,028 ± 0,902
0,225	0,566	0,716	0,119 ± 0,004	20,143 ± 0,620
0,225	0,707	0,759	0,155 ± 0,003	15,428 ± 0,314
0,225	0,849	0,791	0,195 ± 0,002	12,230 ± 0,161
0,300	0,283	0,486	0,073 ± 0,003	43,839 ± 2,061
0,300	0,424	0,586	0,105 ± 0,003	30,194 ± 0,861
0,300	0,566	0,654	0,145 ± 0,010	22,035 ± 1,628
0,300	0,707	0,703	0,195 ± 0,006	16,336 ± 0,511
0,300	0,849	0,739	0,226 ± 0,008	14,069 ± 0,465
0,449	0,283	0,386	0,115 ± 0,007	41,629 ± 2,615
0,449	0,424	0,486	0,150 ± 0,005	31,871 ± 1,107
0,449	0,566	0,557	0,190 ± 0,004	25,119 ± 0,568
0,449	0,707	0,612	0,244 ± 0,002	19,552 ± 0,146
0,449	0,849	0,654	0,292 ± 0,004	16,354 ± 0,211

**Tabella 4.4:** Risultati elaborazione dati

È stato calcolato il valore medio delle cadenti di pressione e il valor medio del fattore di riduzione di pressione.

Un altro parametro utilizzato, al fine di comprovare la qualità delle misurazioni è la deviazione standard delle cadenti di pressione e del fattore di riduzione delle 12 prove, per ogni velocità superficiale di acqua e olio.

La deviazione standard, calcolata per ogni prova a pari  $J_w$  e a pari  $J_o$  è definita come segue:

$$\sigma_{\phi} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (\phi_i - \bar{\phi})^2}{N - 1}} \quad (4.4)$$

dove  $i$  indica la  $i$ -esima prova,  $N$  il numero di prove complessivamente effettuate (12 prove),  $\phi_i$  il valore di un generico parametro nella  $i$ -esima prova e infine  $\bar{\phi}$  la media aritmetica del generico parametro  $\phi_i$  calcolata semplicemente come:

$$\bar{\phi} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \phi_i \quad (4.5)$$

Si calcola inoltre la deviazione standard relativa definita come:

$$\sigma_{\phi r} = \frac{\sigma_{\phi}}{\bar{\phi}} \quad (4.6)$$

Questa moltiplicata per cento ci fornisce la deviazione standard relativa percentuale.

Nella *Tabella 4.4* sia la cadente di pressione della miscela bifase, sia il fattore di riduzione delle perdite di carico sono espressi come valor medio  $\pm$  la deviazione standard.

	$J_w$ [m/s]	$\sigma_{\Delta p r} \%$ [%]	$\sigma_{R_o r} \%$ [%]
	0,424	2,551	2,491
	0,566	4,715	4,716
	0,707	1,745	1,765
	0,849	2,051	2,078
	0,424	3,254	3,220
	0,566	3,142	3,078
	0,707	2,004	2,037
	0,849	1,496	1,571
	0,283	4,773	4,701
	0,424	2,893	2,851
	0,566	7,133	7,389
	0,707	3,159	3,131
	0,849	3,365	3,304
	0,283	6,203	6,282
	0,424	3,454	3,472
	0,566	2,286	2,261
	0,707	0,746	0,748
	0,849	1,294	1,293

**Tabella 4.5:** Deviazione standard relativa % delle cadenti di pressione e dei fattori di riduzione delle perdite di carico

Nella *Tabella 4.5* è invece riportata la deviazione standard relativa percentuale sia per la cadente di pressione che per il fattore di riduzione delle perdite di carico.

Il valore massimo di deviazione standard relativa percentuale delle cadenti di pressione e del fattore di riduzione, tra tutte le condizioni operative, non supera rispettivamente il 7,13% e il 7,39%.

Dai bassi valori di deviazioni standard si può concludere che si ha una buona ripetibilità del fenomeno dovuto anche ad un corretto svolgimento delle procedure.

La ripetibilità dei risultati è quindi garantita.

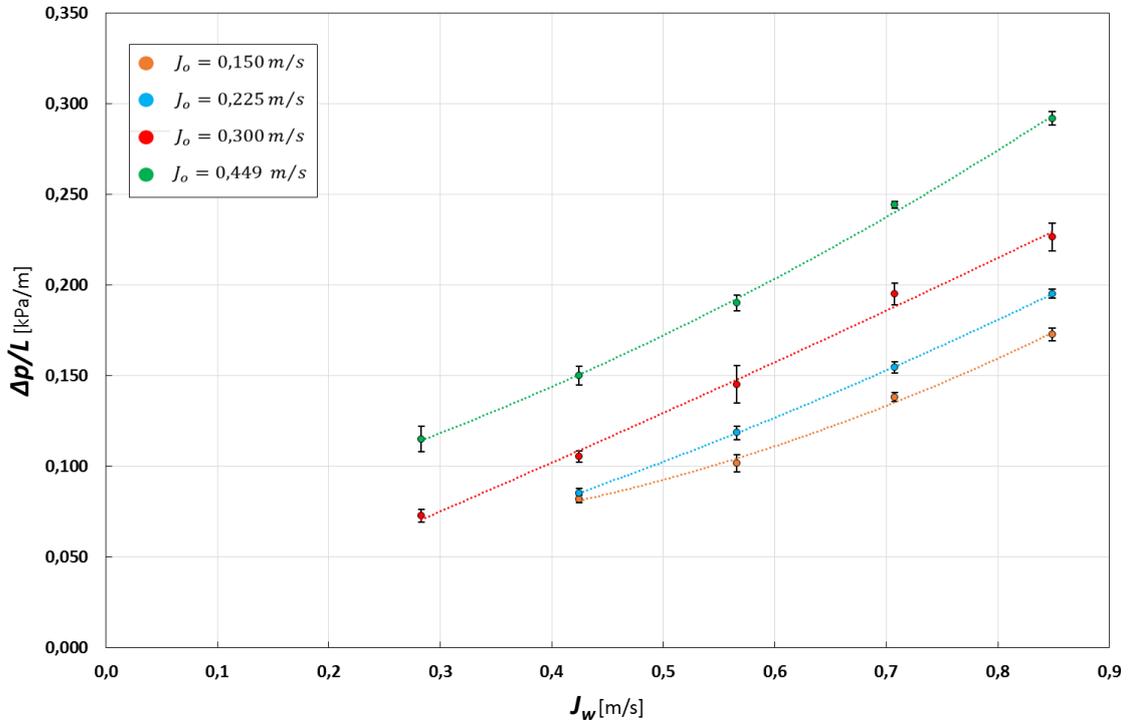


Figura 4.30: Cadenti -  $J_w$ ;  $J_o$ ; con barre di errore

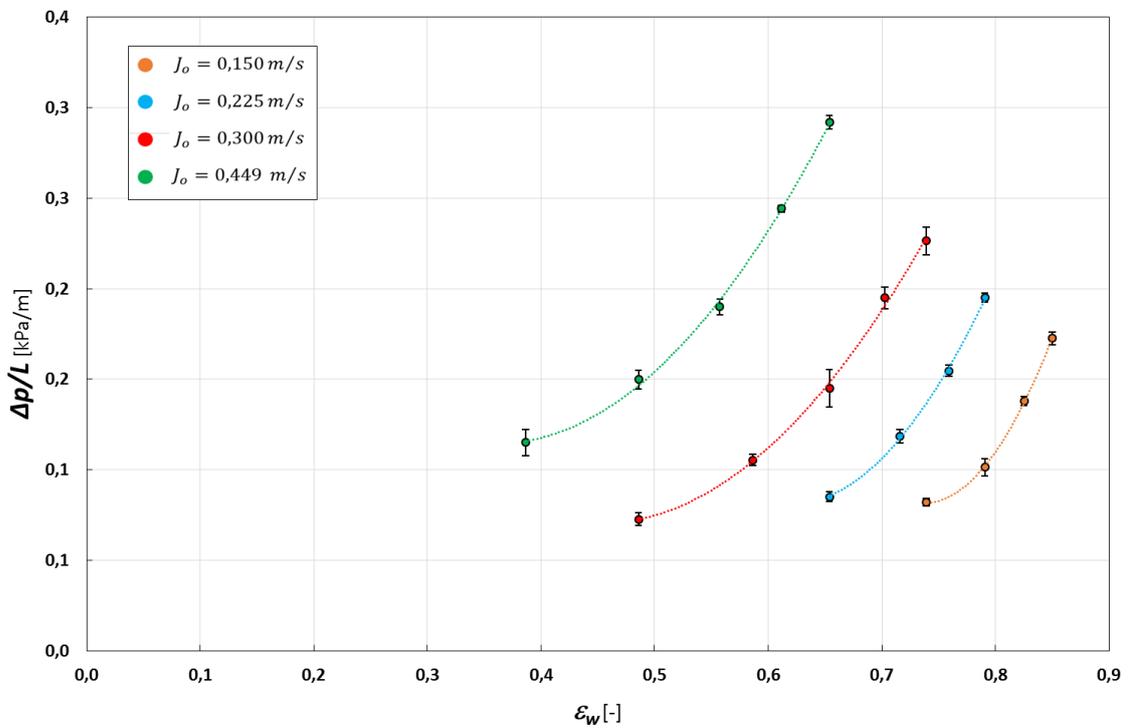
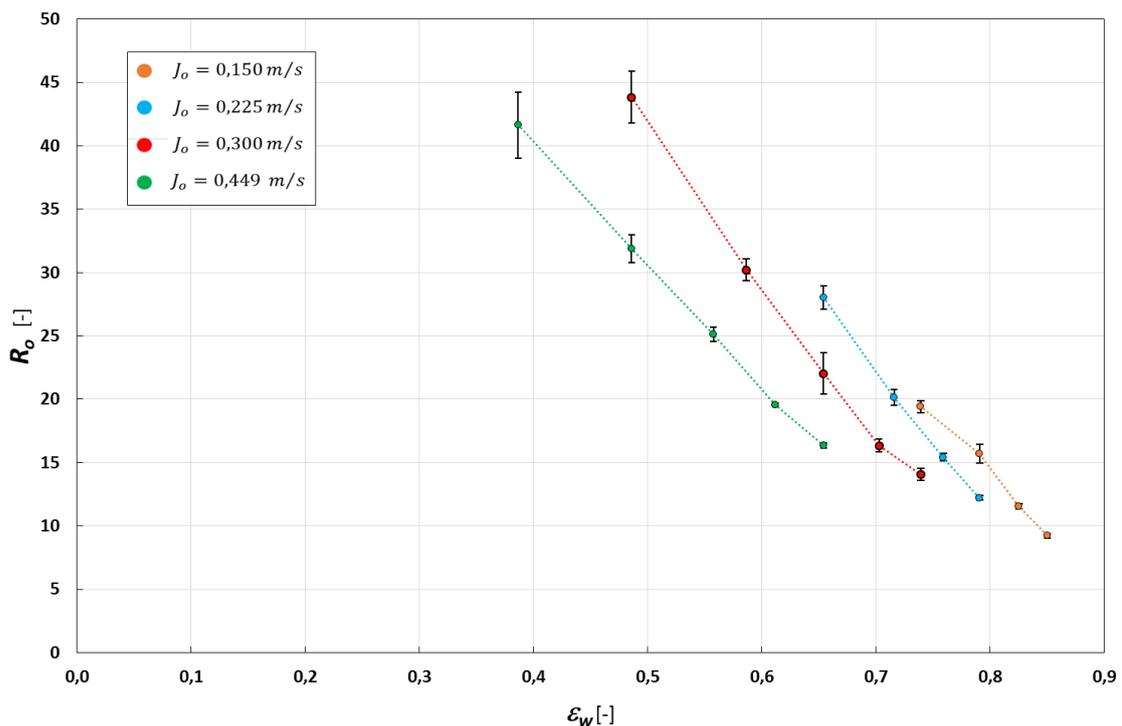


Figura 4.31: Cadenti -  $\epsilon_w$ ;  $J_o$ ; con barre di errore

La cadente è rappresentata dal coefficiente angolare della retta di regressione delle cadute di pressione ed è una misura utile al calcolo delle perdite di carico distribuite. I risultati sono mostrati nelle *Figure 4.30-31* al variare della velocità superficiale dell'acqua e della frazione di input dell'acqua, variando la velocità superficiale dell'olio.

Dalle *Figure 4.30-31* si può notare che l'andamento delle cadenti al variare della velocità superficiale dell'acqua e al variare della frazione di input dell'acqua è crescente. Questi andamenti delle cadenti sono interpolabili con un polinomio di secondo grado. Al variare della velocità superficiale dell'olio è presente una regolare spaziatura tra le cadenti.

Il punto corrispondente a  $J_w = 0,424 \text{ m/s}$  e  $J_o = 0,150 \text{ m/s}$  non segue l'andamento di tutti gli altri, infatti sperimentalmente si è osservato che in queste condizioni si instaura un regime di moto ondoso molto prossimo alla transizione critica. L'olio non entra tuttavia in contatto con la parete, in quanto non abbiamo rilevato un imbrattamento del condotto, ma sono pur chiaramente visibili le onde sulla porzione inferiore dell'interfaccia olio-acqua, prodotte dall'instabilità di Kelvin-Helmholtz, che diventa più marcata a causa del maggiore rallentamento dell'olio, che si porta molto vicino alla porzione superiore della parete del condotto.



**Figura 4.32:**  $R_o - \epsilon_w; J_o$ , con barre di errore

Il fattore di riduzione delle perdite di carico  $R_o$  è un parametro che mostra di quante volte le perdite di carico del flusso bifase diminuiscono rispetto a quelle del solo olio. La definizione di questo parametro è al Paragrafo 2.1.1.

Un metodo significativo per visualizzare i risultati è l'utilizzo del grafico  $R_o - \varepsilon_w$  che rappresenta l'andamento del fattore di riduzione  $R_o$  in funzione della frazione volumetrica di acqua  $\varepsilon_w$ . Questo grafico permette di individuare le condizioni che garantiscono le migliori prestazioni e l'eventuale passaggio da regime anulare a stratificato.

La *Figura 4.32* ci mostra l'andamento di  $R_o$  al variare della frazione di input di acqua

Da questa figura si osserva che l'andamento di  $R_o$  è crescente al diminuire della frazione di input dell'acqua. L'andamento reale non è però monotono decrescente, infatti da studi effettuati presso il DE.PM, esiste un  $R_o$  massimo corrispondente ad un valore di frazione di input di acqua ottimo, diverso per ogni condotto. Al di sotto di questo  $\varepsilon_w$  ottimo, si ha una diminuzione del fattore di riduzione  $R_o$  e di conseguenza un aumento delle perdite di carico e della potenza erogata dalle pompe. Questo calo può essere repentino o continuo a seconda del valore della velocità superficiale dell'olio. Se la velocità superficiale dell'olio  $J_o$  è minore rispetto ad un valore critico si ha transizione da annular flow a wavy-stratified flow con una brusca caduta di  $R_o$  ed un repentino aumento delle perdite di carico [9].

Nel caso di  $J_o = 0,150 \text{ m/s}$  abbiamo un andamento meno lineare, in quanto alla velocità superficiale dell'acqua di  $0,424 \text{ m/s}$ , nelle prove si è riscontrato un regime di moto molto vicino alla transizione critica. L'olio non è andato a contatto con la parete, in quanto non abbiamo rilevato uno sporcamento del condotto, ma erano presenti le onde. Questo regime è molto vicino al regime di transizione critica.

Per poter fare un confronto al variare delle velocità superficiali, è stata fatta una adimensionalizzazione delle cadenti.

Si definisce il moltiplicatore rispetto alla fase liquida acqua, come rapporto del gradiente di pressione del flusso bifase calcolato sperimentalmente (la cadente misurata in ogni singola prova) e il gradiente di pressione della sola fase acqua (2.38):

$$\phi_w^2 = \frac{\left(\frac{dp}{dz}\right)_{TP}^F}{\left(\frac{dp}{dz}\right)_w^F} \quad (4.7)$$

Nella *Tabella 4.6* è riportato  $\phi_w^2$  espresso come valor medio  $\pm$  la deviazione standard.

	$J_w$ [m/s]	$\varepsilon_w$ [-]	$\phi_w^2$ [kPa/m]
Orange	0,424	0,739	1,814 ± 0,046
	0,566	0,791	1,338 ± 0,063
	0,707	0,825	1,218 ± 0,021
	0,849	0,850	1,098 ± 0,023
Blue	0,424	0,654	1,886 ± 0,061
	0,566	0,716	1,564 ± 0,049
	0,707	0,759	1,365 ± 0,027
	0,849	0,791	1,241 ± 0,019
Red	0,283	0,486	3,339 ± 0,159
	0,424	0,586	2,334 ± 0,068
	0,566	0,654	1,913 ± 0,136
	0,707	0,703	1,720 ± 0,054
	0,849	0,739	1,439 ± 0,048
Green	0,283	0,386	5,283 ± 0,328
	0,424	0,486	3,318 ± 0,115
	0,566	0,557	2,507 ± 0,057
	0,707	0,612	2,154 ± 0,016
	0,849	0,654	1,855 ± 0,024

Tabella 4.6: Cadente adimensionazzata

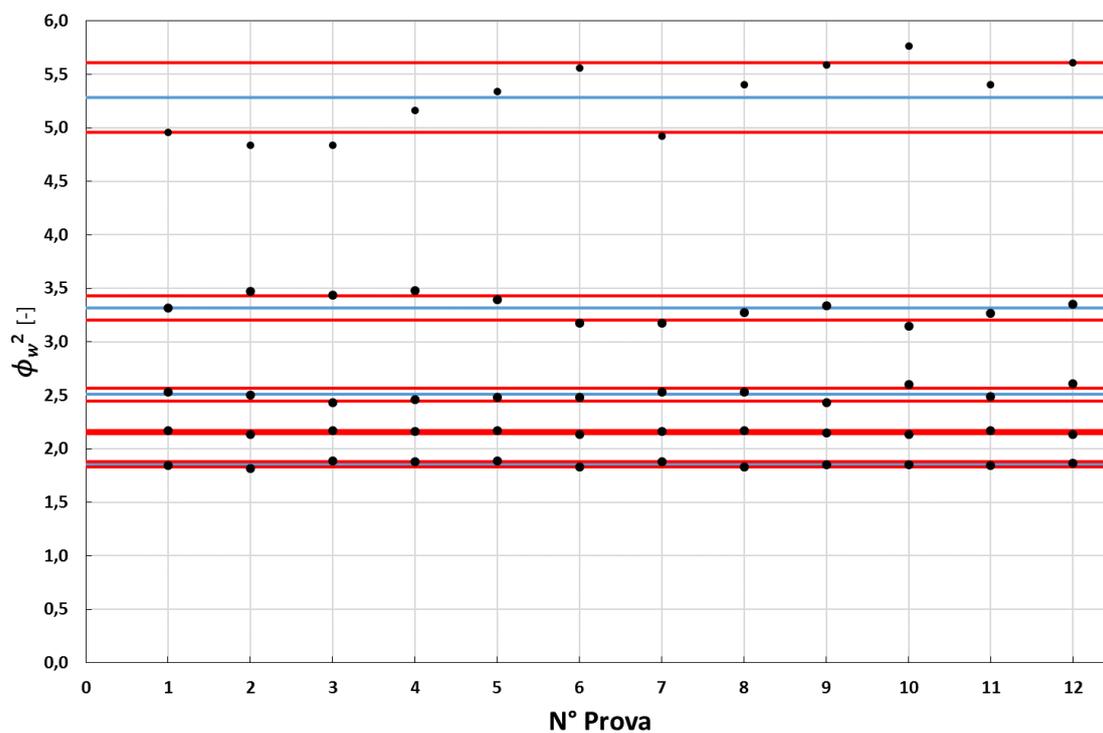


Figura 4.33:  $\phi_w^2$  per ogni prova per  $J_o = 0,449$  m/s al variare della portata d'acqua da 2 a 6 m<sup>3</sup>/h

Nella *Figura 4.33* mostriamo il confronto delle cadenti adimensionalizzate ottenuto per velocità superficiale dell'olio fissata a 0,449 m/s, variando la portata d'acqua da 2 a 6 m<sup>3</sup>/h. Da questa figura si osserva che aumentando la velocità superficiale dell'acqua  $\phi_w^2$  diminuisce, mentre la deviazione standard diminuisce fino al valore della velocità superficiali dell'acqua pari a 0,707m/s per poi aumentare nuovamente per valori maggiori di  $J_w$ .

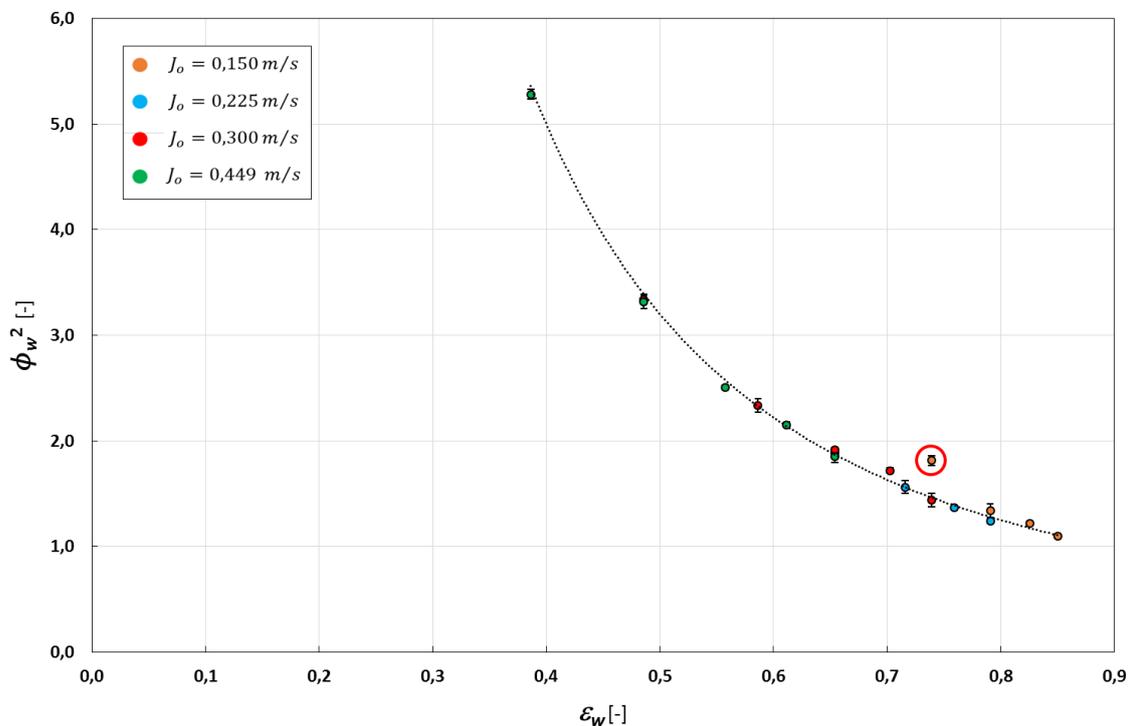
Significativo è il risultato ottenuto nella *Figura 4.34* in cui è rappresentata la cadente adimensionalizzata  $\phi_w^2$  rispetto alla frazione volumetrica di acqua  $\varepsilon_w$ .

Si osserva infatti che, eccetto il punto corrispondente ad un moto di transizione anulare/stratificato, tutti gli altri punti si allineano lungo un'unica curva indipendentemente dalla velocità superficiale dell'olio, a indicare una similitudine fluidodinamica.

L'andamento è ben correlato da una legge di potenza:

$$\phi_w^2 = \frac{\left(\frac{dp}{dz}\right)_{TP}^F}{\left(\frac{dp}{dz}\right)_w^F} = C \varepsilon_w^n \quad (4.8)$$

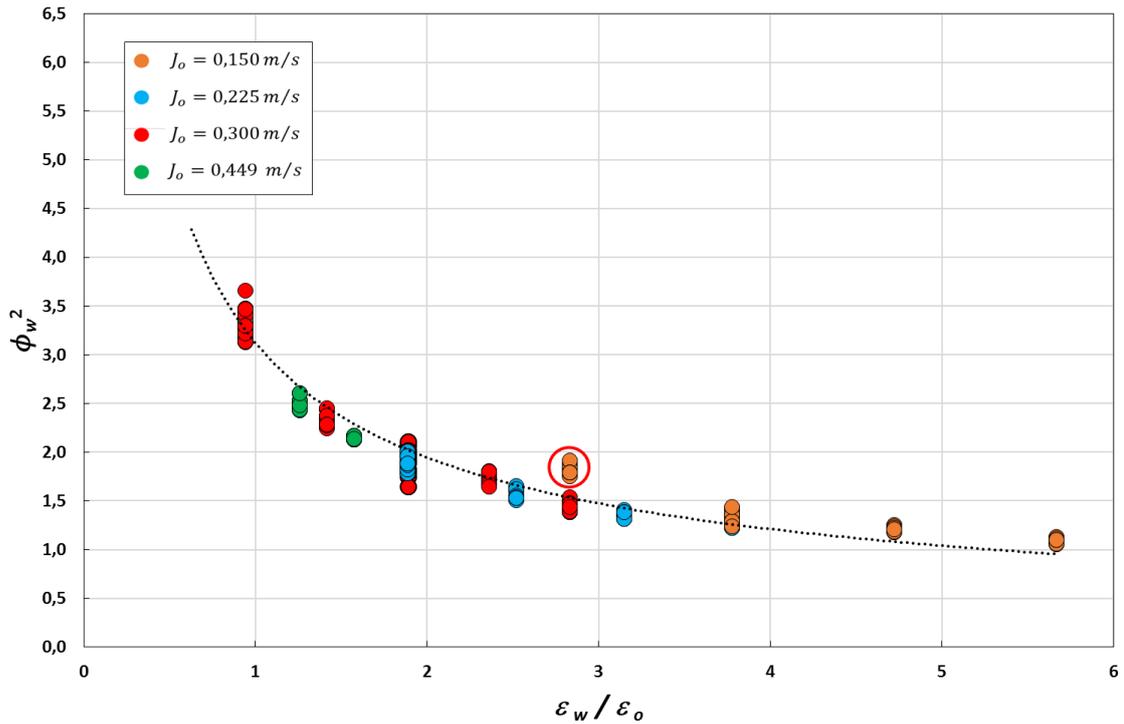
dove  $C = 0,8$  e  $n = -2$



**Figura 4.34:** cadente adimensionale in funzione di  $\varepsilon_w$  con barre di errore

Una possibile spiegazione fisica può delinearci come segue. Se il regime è anulare, la velocità media effettiva dell'olio è maggiore rispetto a quella dell'acqua. È infatti noto che per regime anulare il

core di olio viaggia più rapidamente rispetto all'acqua in contatto con la parete del tubo. Tuttavia si osserva lo stesso comportamento anche nel regime disperso, più simile ad un flusso omogeneo. Il flusso della fase acqua risulta sempre in regime turbolento, mentre il flusso della fase olio risulta sempre laminare, ma da questo risultato si può concludere che fintanto che c'è acqua alla parete, il flusso bi-fase si comporta come se fosse il flusso di una pseudo-specie in moto turbolento, senza significative differenze al variare dei regimi di moto.



**Figura 4.35:** cadente adimensionale in funzione di  $\epsilon_w/\epsilon_o$

Nella *Figura 4.35* è riportata la cadente misurata in ogni prova, adimensionalizzata rispetto al gradiente di pressione dell'acqua,  $\phi_w^2$  in funzione del rapporto delle frazioni di input di acqua e olio  $\epsilon_w/\epsilon_o$ . Quest'ultimo può anche essere espresso in funzione della frazione in massa di olio  $x_o$ .

$$\epsilon_w/\epsilon_o = \frac{1 - x_o}{x_o} \frac{\rho_o}{\rho_w} \quad (4.9)$$

Anche da questo grafico si osserva che c'è una buona ripetibilità delle misure. Inoltre si osserva che l'andamento può essere descritto da una legge di tipo:

$$\phi_w^2 = A \left( \frac{\epsilon_w}{\epsilon_o} \right)^m \quad (4.10)$$

Dove  $A = 3,12$  e  $m = -0,683$



## 5 Conclusioni

In questo lavoro è stata svolta un'analisi di alcune caratteristiche fluidodinamiche di flussi bi-fase e tri-fase. Data la rilevanza dei fluidi multifase composti da olio viscoso acqua ed aria nel settore Oil&Gas, il loro studio è attualmente di grande importanza. Infatti una completa conoscenza del comportamento fluidodinamico di queste miscele consente un'adeguata progettazione delle condutture per il trasporto degli stessi oltre a notevoli guadagni economici riscontrabili sia in fase di estrazione che in quella di trasporto della miscela.

Nella prima parte è stato volto un confronto del grado di vuoto nei flussi tri-fase aria-acqua-olio misurato sperimentalmente con il valore calcolato con correlazioni sviluppate per flussi bi-fase.

Nella seconda parte è stata svolta una campagna sperimentale al fine di documentare un'analisi della ripetibilità delle misure di caduta di pressione nei flussi bifase acqua-olio in un intervallo di condizioni operative su cui erano emersi dubbi in passate indagini.

Le conclusioni in merito a ciascuna delle due parti sono brevemente riassunte di seguito.

### **Parte prima**

Nella prima parte abbiamo valutato se le correlazioni per il calcolo del grado di vuoto sviluppate per flussi bi-fase, forniscono una congrua previsione del grado di vuoto sperimentalmente ottenuto per flussi tri-fase.

Il grado di vuoto per un flusso tri-fase acqua-olio-aria in condotti da 40 mm e da 50 mm è stato misurato sperimentalmente con sensori ottici e capacitivi [7]; applicando il modello di liquido equivalente alla fase liquida acqua-olio, è stato calcolato il grado di vuoto con correlazioni sviluppate per miscele gas-“liquido equivalente”.

Per il confronto tra il grado di vuoto sperimentalmente e quello ottenuto con le correlazioni sono stati tracciati i Parity Plot ed è stata calcolata la deviazione standard e il MAPE.

Per il condotto da 40 mm, osservando i Parity Plot possiamo concludere che delle undici correlazioni con coefficiente angolare appartenete all'intervallo [0,95-1,05], tutte e undici le correlazioni forniscono una buona previsione del grado di vuoto sperimentalmente. In particolare si osserva che tutte e tre correlazioni di tipo  $K\alpha_H$  (Guzhov et al., Armand, Armand e Massina) forniscono un'ottima previsione dei dati sperimentali e che, tra le correlazioni di tipo “drift flux”, la correlazione di Gregory and Scott dà una descrizione dei dati sperimentali molto buona; la correlazione di Rouhani e Axelsson II, nel caso in cui si consideri la tensione superficiale aria-olio, è quella che tra le 25 analizzate ha il minore MAPE e quindi mostra una bassa dispersione dei punti;

anche la correlazione di Hughmark, che tra le nove dell' intervallo [0,98-1,02] ha il valore del MAPE più basso, ha una bassa dispersione dei punti;

Con i dati sperimentali a nostra disposizione si è osservato che per condotti da 40 mm le correlazioni danno una previsione migliore che con condotti da 50 mm e ciò è probabilmente dovuto alla maggiore eccentricità della distribuzione delle fasi.

Per il condotto da 50 mm, osservando i Parity Plot (PP) possiamo concludere che per coefficiente angolare appartenete all'intervallo [0,95-1,05] le correlazioni di tipo "drift flux" di Filimonov e di Gregory e Scott danno una discreta previsione del grado di vuoto sperimentale. Dal PP (Figura 4.25) si osserva una buona descrizione dei dati sperimentali anche con la correlazione di Guzhov et al. (peggiore rispetto al caso di condotto da 40 mm, ma comunque accettabile).

Il rapporto tra i numeri di Froude per condotti da 50 mm e da 40 mm è compreso tra 2,9 e 3,1. L'incremento pari al 7 % del numero di Froude può spiegare il motivo per cui in condotti da 50 mm abbiamo ottenuto sempre coefficienti angolari del PP minori. Infatti molte correlazioni non considerano adeguatamente l'effetto di questo parametro.

Si osserva che, mentre per il condotto da 40 mm anche correlazioni di tipo  $K\alpha_H$  danno ottimi risultati e una correlazione di tipo "slip ratio" dà risultati discreti; nel caso di condotto da 50 mm soltanto le correlazioni di tipo "drift flux" danno una descrizione accettabile dei dati sperimentali.

Purtroppo non esiste un metodo per decidere a priori quale correlazione utilizzare a seconda dei dati sperimentali disponibili. Tuttavia, emerge chiaramente come, al crescere del diametro, sia necessario disporre di modelli che tengano in considerazione la compresenza di forze inerziali e gravitazionali, al fine di migliorare le predizioni del grado di vuoto.

## **Parte seconda**

Nella seconda parte è stata svolta una campagna sperimentale con flusso bi-fase acqua – olio in condotto da 50 mm per ottenere un'analisi della ripetibilità delle prove.

La campagna consiste in circa 230 prove eseguite al variare delle condizioni operative. I valori estremi della velocità superficiale dell'olio sono  $J_{o,min} = 0,150 \text{ m/s}$  e  $J_{o,max} = 0,449 \text{ m/s}$ . La portata di acqua si è fatta variare da  $6 \text{ m}^3/h$  fino al valore minimo, corrispondente alla transizione critica con contatto dell'olio alla parete.

È stato calcolato il valore medio delle cadenti di pressione e il valor medio del fattore di riduzione delle cadute di pressione. Un altro parametro utilizzato al fine di valutare la qualità delle misurazioni è la deviazione standard delle cadenti di pressione e del fattore di riduzione.

Il valore massimo di deviazione standard relativa percentuale delle cadenti di pressione e del fattore di riduzione, tra tutte le condizioni operative, non supera rispettivamente il 7,13% e il 7,39%. Dai

bassi valori di deviazioni standard ottenuti si può concludere che si ha una buona ripetibilità del fenomeno dovuto anche ad un corretto svolgimento delle procedure, diversamente da quanto era stato ottenuto in un lavoro precedente [27].

Il punto corrispondente a  $J_w = 0,424$  m/s e  $J_o = 0,150$  m/s non segue l'andamento di tutti gli altri; infatti sperimentalmente si è osservato che in queste condizioni si instaura un regime di moto ondoso molto prossimo alla transizione critica. L'olio non entra tuttavia in contatto con la parete, in quanto non abbiamo rilevato un imbrattamento del condotto, ma sono pur chiaramente visibili le onde sulla porzione inferiore dell'interfaccia olio-acqua, prodotte dall'instabilità di Kelvin-Helmholtz, che diventa più marcata a causa del maggiore rallentamento dell'olio, che si porta molto vicino alla porzione superiore della parete del condotto.

Per poter confrontare i dati al variare delle velocità superficiali, è stata fatta una adimensionalizzazione delle cadenti, dividendole per il gradiente di pressione della sola fase acqua.

Nel grafico  $\phi_w^2 - \varepsilon_w$  (Figura 4.34) si osserva che, eccetto il punto corrispondente ad un moto di transizione anulare/stratificato, tutti gli altri punti si allineano lungo un'unica curva indipendentemente dalla velocità superficiale dell'olio, a indicare una similitudine fluidodinamica. Quest'andamento può essere espresso con la seguente legge di potenza:  $\phi_w^2 = 0,8 \varepsilon_w^{-2}$ . Si può quindi concludere che se vi è acqua alla parete, il flusso bi-fase si comporta come se fosse il flusso di una pseudo-specie in moto turbolento, senza significative differenze al variare dei regimi di moto.

Valutando il numero di Froude, si è osservato che il criterio di transizione da moto anulare a moto stratificato sembra cambiato rispetto a quanto osservato in precedenti campagne sperimentali; in particolare, il valore della velocità superficiale totale di transizione risulta inferiore. La ragione più plausibile è da individuarsi nel maggiore quantitativo di acqua emulsionata con l'olio. Questo aspetto sarà oggetto di una futura indagine.

# Bibliografia

- [1] "World Energy Outlook 2015", International Energy Agency (scaricabile all'indirizzo <http://www.iea.org/publications/freepublications/publication/WEO2015.pdf>)
- [2] Abdurahman N.H., Rosli Y.M., Azhari N.H., Hayder B.A. "Pipeline transportation of viscous crudes as concentrated oil-in-water emulsions", *Journal of Petroleum Science and Engineering*, vol.90-91, pag.139-144, 2012
- [3] Açikgoz, M., Franca, F. Lahey, J.R.T. An experimental Study of Three-Phase Flow Regimes. *Int J. Multiphase Flow*, Volume 18, 327-336 (1992)
- [4] Baccini B.: Experimental characterization of pressure gradients and flow structure for viscous oil-water-air flows in horizontal pipes, Master of Science in Energy Engineering, Politecnico di Milano.AA 2015 - 2016.
- [5] Bannwart A. C. e altri Flow Patterns and Pressure Gradients in horizontal, upward inclined and vertical heavy Oil-Water – Gas Flows: experimental Investigation and Full-Scale Experiments. Relazione ad invito presentata al congresso nazionale "3rd international symposium on two-phase flow modelling and experimentation" Pisa, Settembre 2004
- [6] Brauner N. "Two-phase liquid-liquid annular flow", *International Journal of Multiphase Flow*, vol.17 (n°1), pag.59-76, 1991
- [7] Caslini F., Castellano J. : Experimental analysis of three-phase oil-water-air flows in horizontal pipes of variable and constant cross section, Master of Science in Energy Engineering, Politecnico di Milano.AA 2016 - 2017.
- [8] Charles M. E., Govier G. W., Hodgson G. W. "The horizontal pipeline flow of equal density oil-water mixtures", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol.39, pag.27-36, 1961
- [9] Colombo L. P. M., Guillizzoni M., Sotgia G. M. «Characterization of the critical transition from annular to wavy-stratified flow for oil-water mixtures in horizontal pipes.» *Experiments in Fluids*, vol 53, pag: 1617-1625, 2012.
- [10] Findlay J. and N. Zuber, "Average volumetric concentration in two-phase flow systems," *Journal of Heat Transfer*, vol. 87, pp. 453-468, November 1965.
- [11] Govier G. W., Aziz K. "The flow of complex mixtures in pipes", Van Nostrand Reinhold Company, 1972
- [12] Hewitt G. F. e altri Three-Phase Liquid-Liquid-Gas Flows: a new Challenge. *Int. Symp. On Two-Phase Flow Modelling and Experimentation*, Roma, 1995
- [13] Isbin, H.S., Biddle, D., 1979. Void fraction relationships for upward flow of saturated, steam-water mixtures. *Int. J. Multiphase Flow* 5,293-299.
- [14] Jana A., T. Mandal, D. Chakrabarti, G. Das and P. Das, "An optical probe for liquid-liquid two-phase flows," *Measurement Science and Technology*, vol. 18, no. 5, pp. 1563-1575, 2007.

- [15] Lahey Jr. R., M. Açikgöz and F. Franca, "Global Volumetric Phase Fractions in Horizontal Three-Phase Flows," *AIChE Journal*, vol. 38, pp. 1049-1058, 1992
- [16] Leung, L.K.H., 2005. Two phase flow, Thermal hydraulics branch, Chalk River Laboratories, AECL, UNENE Thermal hydraulics
- [17] Marchesi, R., Mello, M. S., Menegozzi, S., 2004. Measurement uncertainty applied to the main parameters in oil-water flows and related critical transitions. In: *Int. Symp. on Two-Phase Flow Modelling and Experimentation*. Vol. 4. ETS, Pisa, pp. 2615–2620.
- [18] Melkamu Woldesemayat "Comparison of void fraction correlations for two-phase flow in horizontal and upward inclined pipes", Oklahoma State University, 2006.
- [19] Mi E. G., "Misure di cadute di pressione in flussi bifase olio-acqua in condotti orizzontali attraverso brusche contrazioni/espansioni" tesi di Laurea Magistrale, Politecnico di Milano, AA 2013-2014.
- [20] Russel T. W. F., Hodgson G. W., Govier G.W. "Horizontal pipeline flow of mixtures of oil and water", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol.37, pag.9-17, 1959
- [21] Russel T. W. F., Charles M. E. "The effect of less viscous liquid in the laminar flow of two immiscible liquids", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol.37, pag.18-24, 1959
- [22] Saniere A., Henaut I., Argillier J.F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge", *Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP* 59 (5), pag.455-466, 2004
- [23] Santos R. G., W. Loh, A. C. Bannwart, O. V. Trevisan An overview of heavy oil properties and its recovery and transportation methods. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*.
- [24] Sotgia G., e altri "Experimental results on pressure drop reductions and flow regime transition in oil-water mixtures". *Proc. of the 5th. World Conf. on Experimental Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, Thessaloniki, Greece*, pp. 1763- 1770, 2001
- [25] Sotgia G., P. Tartarini La fluidodinamica dei componenti bifase con liquidi non miscibili ed il trasporto dei fluidi ad alta viscosità. Un ritorno di interesse. Relazione ad invito presentata al congresso nazionale U.I.T, Ferrara, Giugno 1999, stampato 2002
- [26] Sotgia G., P. Tartarini, 2004, "The flow of oil-water mixtures in horizontal pipes. State of the art and recent developments on pressure drop and flow regime transitions", *Inv. Lec., 4th. Int. Symp. on Two-Phase Flow Modelling and Experim.* Pisa, Italy, pp. 31- 49.
- [27] Sotgia G. "Indagine sul flusso bifase olio-acqua-olio con basso flusso specifico di olio e medio numero di Eötvös", Dipartimento di Energia, Politecnico di Milano XXVII UIT CONGRESS 2009
- [28] Vijayan, P.K., Patil, A.P., Pilkhawal, D.S., Saha, D., Venkat Raj, V. (2000), An assessment of pressure drop and void fraction correlations with data from twophase natural circulation loops, *Heat and Mass Transfer*, Vol. 36, pp.541-548.
- [29] Woldesemayat, M. A., & Ghajar, A. J. (2007). Comparison of void fraction correlations for different flow patterns in horizontal and upward inclined pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, 33(4), 347-370. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2006.09.004