

SCUOLA DI SCIENZE
Dipartimento di Chimica Industriale “Toso Montanari”

Corso di Studio in
Chimica Industriale
Classe L-27- Scienze e Tecnologie Chimiche

**Caratterizzazione sperimentale di reattori
con flusso a pistone utilizzanti miscelatori
statici**

CANDIDATO

Edoardo Errani

RELATORE

Chiar.mo Prof. Alessandro Paglianti

ABSTRACT

Il presente lavoro ha come obiettivo la caratterizzazione completa di due miscelatori statici compatti, denominati Twin_P. Entrambi sono costituiti da sei lamine capaci di indurre un moto vorticoso di un fluido all'interno di una tubazione, miscelandone i componenti.

Al centro di queste lamine vi è un tubo Venturi.

L'unica differenza tra i due tipi di miscelatori studiati è l'inclinazione delle lamine rispetto al flusso che risulta pari a 45° o 60°.

Durante il lavoro, sono state impiegate tre tecniche di analisi sperimentale per la caratterizzazione dei miscelatori: misurazione delle perdite di carico, per quantificare l'energia che viene consumata con l'uso di queste apparecchiature; tecnica PIV, per studiare il campo di moto a valle del miscelatore; tecnica PLIF, quantificare il grado di miscelazione di ogni miscelatore.

Abstract

The present work aims at achieving the complete characterization of two compact mixers, called Twin_P.

Both mixers consist of six laminae, able to induce a swirling motion of a fluid, inside a pipe, to mix up the components. In the middle of the mixer there is a Venturi tube.

The only constructive difference between the two types of mixers is the inclination of the blades with respect to the flow's direction, i.e. 45 ° or 60 °, respectively.

During the work, three experimental techniques were used for the characterization of the mixer: the load loss to quantify the energy dissipated; the PIV technique, for study the flow field downstream; the PLIF technique, for quantify the degree of mixing.

INDICE

1 INTRODUZIONE	1
1.1 Miscelatori statici.....	1
1.2 Scopo.....	6
2. TECNICHE E STRUMENTI ADOPERATI PER LA CARATTERIZZAZIONE DEL MISCELATORE	7
2.1 Il circuito	7
2.1.1 I miscelatori statici	9
2.2 Misura delle perdite di carico	11
2.2.1 Generalità sulle perdite di carico	12
2.2.2 Set up	13
2.2.3 Il manometro a U (graduato).....	14
2.3 Misure del campo di moto e di concentrazione.....	14
2.3.1 Il laser	15
2.3.2 La fotocamera.....	17
2.3.3 La struttura in plexiglas.....	17
2.4 Le tecniche ottiche	18
2.4.1 La tecnica PIV	18
2.4.2 La tecnica PLIF	23
3.RISULTATI SPERIMENTALI E ANALISI DEI DATI ACQUISITI	28
3.1 Perdite di carico.....	28
3.2 PIV.....	36
3.3 Tecnica PLIF	39
4.CONCLUSIONI.....	41
Bibliografia	42

LISTA SIMBOLI

D	diametro della sezione;
u	velocità superficiale del flusso;
ρ	densità del fluido;
μ	viscosità del fluido;
Re	numero di Reynolds;
P	pressione;
g	accelerazione di gravità;
K	coefficiente di resistenza localizzata;
R_D	le perdite di carico distribuite;
f	fattore di Fanning;
L	lunghezza della tubazione;
R_C	perdite di carico concentrate;
R_{mix}	perdite di carico concentrate, indotte dal solo mixer;
R_{tubo}	perdite di carico totali, indotte dalla tubazione;
R_{12}	perdite di carico totali;
λ	lunghezza d'onda;
Δt	differenza di tempo;
I_t^*	intensità luminosa adimensionalizzata;
I_t	intensità luminosa al tempo t ;
I^0	intensità luminosa al tempo 0;
\bar{I}^*	media delle intensità luminose adimensionali locali;
u_s	velocità superficiale;
\dot{Q}_{gas}	portata di gas;
\dot{Q}_{liq}	portata di liquido;
ρ_{misc}	densità della miscela;
ρ_{liq}	densità del liquido;
ρ_{gas}	densità del gas;
σ	deviazione standard;
μ	valore medio di luminosità adimensionalizzata;
N_{pix}	numero di pixel;

- A* sezione della tubazione;
I Intensità luminosa;
k coefficiente di proporzionalità;
C Concentrazione;
n numero di campionamenti effettuati.

LISTA ABBREVIAZIONI

CCD	Charge Coupled Device
PIV	Particle Image Velocimetry
PLIF	Planar laser induced fluorescence
Nd:YAG	Neodimium Yttrium Aluminum Garnet
<i>CoV</i>	Coefficient of Variati

1 INTRODUZIONE

1.1 Miscelatori statici

Nell'ambito dei processi industriali, per miscelazione si intende l'operazione unitaria tramite cui si vuole ridurre le disuniformità delle variabili di stato (composizione, temperatura, stato di sollecitazione) e delle proprietà chimico-fisiche dei materiali che da queste variabili dipendono. (Giuseppe Biardi, 1993)

La maggior parte dei processi di miscelazione industriale ha sede in cisterne o serbatoi d'accumulo, cioè serbatoi che lavorano in continuo, dove avviene la miscelazione tramite agitazione meccanica.

Nel caso di fluidi, la miscelazione può effettuarsi anche nelle tubazioni che collegano due apparecchiature industriali, in questo caso si parla di miscelazione “*in line*”. Quando ciò si verifica, i tubi stessi fungono da organo di miscelazione o da veri e propri reattori, allorquando al loro interno avvengono delle reazioni chimiche.

Tutti i processi di miscelazione, sia che si verifichino all'interno di una tubazione o all'interno di serbatoi, sono caratterizzati da un *tempo di miscelazione*, ovvero il tempo necessario per giungere ad una completa omogeneizzazione del sistema, a valle dell'iniezione delle correnti da miscelare.

Nel caso delle tubazioni però, tale parametro equivale alla definizione di *lunghezza di miscelazione (L/D)*, ovvero la lunghezza di tubo necessaria affinché i fluidi giungano alla omogeneizzazione completa.

La *lunghezza di miscelazione* dipende da tre fattori: dalla geometria del sistema, dalla portata e dal regime fluidodinamico del fluido principale. Tale regime, può essere laminare o turbolento, e a seconda di questo variano i meccanismi fisici con cui avviene la miscelazione e quindi le relazioni utilizzate nella progettazione delle apparecchiature in cui la miscelazione ha luogo.

Reynolds fu il primo a scoprire sperimentalmente che a diverse velocità, un determinato flusso ha comportamenti (regimi fluidodinamici) differenti. È utile esaminare in primo luogo il tubo vuoto e citare il classico esperimento di Osborne Reynolds (1883). Il suo esperimento consiste nel far fluire dell'acqua attraverso un tubo di vetro trasparente con possibilità di variare la portata di fluido. Al centro del tubo vi è un sottile ago dal quale

esce un getto di colorante idrosolubile, posto in modo tale che il colorante venga iniettato coassialmente nel flusso principale con velocità uguale a quella dell'acqua nel punto di introduzione. La Figura 1.1 mostra che per basse velocità il filamento di colorante conserva la sua identità nel flusso, ma tende comunque a disperdersi leggermente durante il passaggio a valle a causa della diffusione molecolare del colorante in acqua. In questo caso si parla di miscelazione in regime laminare. A velocità decisamente più alta il filamento tende a disperdersi tramite vortici di diverse dimensioni (Figura 1.2). L'attività dei vortici è così violenta che la regione dove la colorazione diventa omogenea è molto vicina al punto di ingresso del colorante. Questo è il caso del regime turbolento. Esperimenti successivi hanno mostrato, inoltre, che l'instaurarsi di un regime di moto turbolento, oltre che dalla velocità del fluido, dipenda dal tipo di rivestimento della parete del tubo, vibrazioni, gas disciolti, e altri fattori.

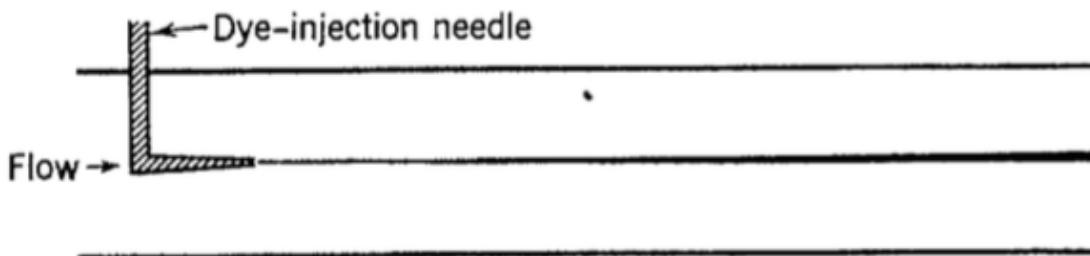


Figura 1.1-Flusso d'acqua a bassa velocità con iniezione di colorante (regime laminare)

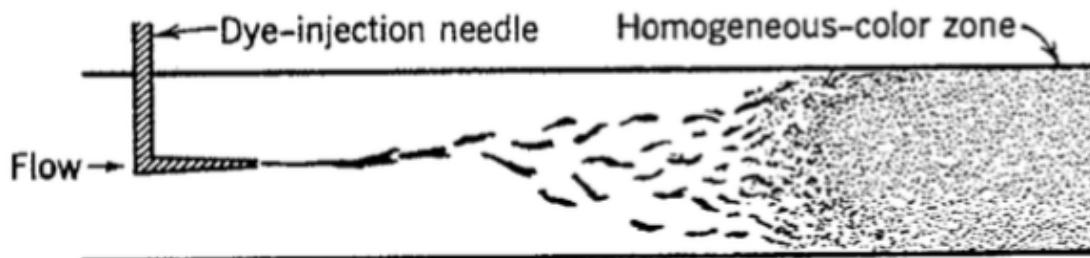


Figura 1.2-Flusso d'acqua ad alta velocità con iniezione di colorante (regime turbolento)

Reynolds, propose un numero per delineare il regime di flusso. Si tratta di un numero adimensionale che mette in rapporto le *forze inerziali* del fluido con le *forze viscose*. Questo numero venne poi chiamato numero di Reynolds, Re :

$$Re = \frac{D u \rho}{\mu} \quad Eq. (1)$$

dove:

D = diametro della sezione;

u = velocità superficiale del flusso;

ρ = densità del fluido;

μ = viscosità del fluido.

All'interno di un tubo cilindrico si ha in particolare che:

- Regime laminare, $Re < 2.100$
- Regime turbolento, $Re > 10.000$

Il regime laminare si realizza quando le forze viscose prevalgono su quelle inerziali; l'opposto in regime turbolento.

In assenza di esigenze particolari, (spazio ristretto o breve tempo) la miscelazione può avvenire in mancanza di apparecchiature ad essa dedicati. Queste miscelazioni possono avvenire, per esempio, tramite giunzioni a T dei tubi dove scorrono le correnti da miscelare. In questi casi, l'omogeneizzazione del sistema viene raggiunta grazie alla geometria del sistema e alla sua fluidodinamica. In altre circostanze (come per fluidi molto viscosi o miscelazione di paste) questo tipo di miscelazione non è più sufficiente poiché si andrebbe incontro a lunghezze di miscelazione troppo estese, che comporterebbero eccessivi costi di installazione e spazio in pianta. Una prima possibilità per ottenere il desiderato grado di omogeneizzazione in spazi compatibili con le esigenze industriali prevede l'installazione di apparecchiature dedicate alla miscelazione, quali ad esempio gli agitatori meccanici. In alternativa, si può cercare di migliorare le cinematiche di miscelazione in linea, all'interno delle stesse condotte tramite cui i fluidi vengono movimentati. A tal fine è possibile utilizzare miscelatori statici, un tipo di apparecchiatura in cui l'energia necessaria alla miscelazione viene fornita dalla caduta di pressione che il fluido (o i fluidi) subisce passando attraverso il miscelatore stesso.

Le tubazioni, equipaggiate con miscelatori statici (Figura 1.3), rendono il processo più economico. I miscelatori statici infatti non hanno parti in movimento quindi hanno bassi costi di manutenzione, non richiedono particolari controlli e non hanno problemi di tenuta. (Paul E., 2004).

Anche se miscelatori statici non sono stati utilizzati nelle applicazioni di chimica industriale fino a circa il 1970, il primo brevetto è molto più antico e risale a quasi un secolo prima (Sutherland, 1874). Sutherland, nel 1874, descrive nel suo brevetto la sua invenzione: un elemento senza parti in movimento in grado di miscelare aria con carburante gassoso. Nella prima metà del 900 ci furono vari brevetti francesi che mostrano

l'utilizzo di miscelatori statici. Uno (Petrole, 1931), nel quale avviene una descrizione di un elemento elicoidale con scopo di promuovere la miscelazione in un tubo e un altro che presenta un design a multielemento dedicato alla miscelazione di solidi (Bakker, 1949). Dispositivi in grado di favorire il trasferimento di calore sono stati brevettati negli anni '50 (Lynn, 1958). I fratelli Sulzer negli anni '70, svilupparono un miscelatore composto da più moduli (simile a quello in Figura 1.3): il primo modulo era in grado di dividere il flusso di fluidi in ingresso in più flussi, il secondo modulo era posto a 90° rispetto al primo in modo da garantire una miscelazione molto efficace, il terzo era posizionato come il primo, e così via. Quest'invenzione permise di progettare apparecchiature modulari per raggiungere le prestazioni desiderate.

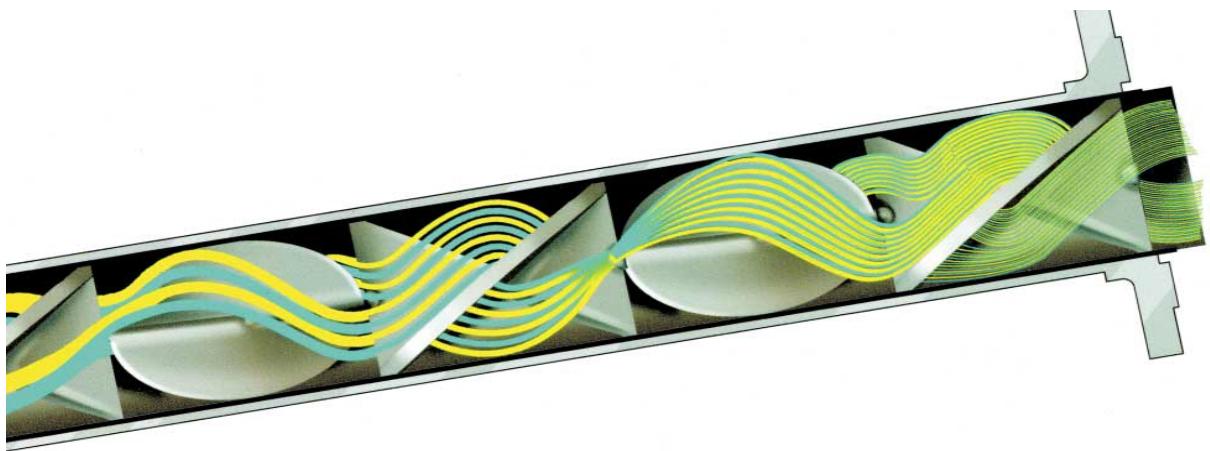


Figura 1.3 Esempio di miscelatore a moduli

Il criterio determinante per la configurazione ottimale del miscelatore è il regime fluidodinamico con cui si opera durante il processo. Il regime dipende molto dalle proprietà fisiche del fluido, quali la viscosità.

La miscelazione di fluidi molto viscosi avviene spesso in regime laminare, e richiede *lunghezze di miscelazione* estremamente elevate. In tal caso si utilizzano miscelatori statici lunghi o a moduli in modo da garantire un'omogeneizzazione sufficientemente elevata in lunghezze di condotta ragionevoli. Questi ultimi si possono adattare anche ad impianti dedicati a reazioni chimiche molto lente come polimerizzazioni, catalisi di reazioni enzimatiche solubili, trasferimenti di massa e alcuni processi di *absorbimento* ed estrazione, che richiedono di lavorare necessariamente in regime laminare. Altre applicazioni si possono trovare nei processi di trasferimento di calore, che coinvolgono sia riscaldamento che raffreddamento di fluidi viscosi e materiali sensibili al calore.

Al contrario, la miscelazione di fluidi poco viscosi avviene più facilmente anche in assenza di miscelatori statici, ma in taluni casi può essere desiderabile ridurre al minimo la lunghezza di condotta in cui esistono disomogeneità apprezzabili di concentrazione. In questi casi è possibile utilizzare i miscelatori statici compatti, i quali aumentano l'attività dei vortici già presenti nel fluido (o fluidi), e garantiscono un'omogeneizzazione nel più breve spazio possibile. Questi miscelatori compatti possono trovare impiego nella miscelazione di additivi per il trattamento delle acque municipali.

Oggi giorno sono registrati circa 2.000 brevetti statunitensi e più di 8.000 articoli di letteratura scientifica che descrivono miscelatori statici compatti e le loro applicazioni. (R. K. THAKUR, 2003)

Infatti, dopo l'adozione di miscelatori statici compatti, applicati a flussi turbolenti, molte applicazioni vantaggiose industriali sono state attuate in una vasta gamma di operazioni come: coagulazione e disinfezione nei trattamenti delle acque reflue (Jones, 2002), di emulsificazione (Theron, 2011), processi di scambio di calore (Rakoczy, 2011), trasferimento di massa di ossigeno in bioreattori aerobici (Ugwu, 2002.), sintesi di farmaci (Brechtelsbauer, 2001) e dispersioni di gas-liquido (Rabha, 2015). (Paglianti A., 2015).

I miscelatori a sezione circolare possono avere diametri che vanno da alcuni millimetri fino ad alcuni metri, lunghezze di miscelazione diverse ed inoltre possono avere varie forme geometriche: ad elica, a flange alternate.

Per fornire un'idea concreta sulle applicazioni, sono riportati esempi di processi reali in cui si sfrutta l'utilizzo di miscelatori statici:

Energia

- Riscaldamento di gas di combustione in impianti di desolforazione;
- Miscelazione di gas combustibile con aria prima della combustione.

Protezione dell'ambiente

- Rimozione di acido solfidrico (H_2S) dai gas di scarico del gas con soda caustica.

Gas naturale

- Rimozione di acido solfidrico (H_2S) da gas naturale con prodotti chimici;
- Disidratazione di gas naturale con glicoli.

Polimeri, plastica e fibre tessili

- Miscelazione di additivi, catalizzatori e inibitori in polimeri sciolti o in soluzione.

Prodotti petrolchimici

- Clorurazione idrocarburi (ad es., etilene);
- Miscelazione di Etilbenzene con vapore a monte del reattore di deidrogenazione in processi di produzione di stirene.

Acquedotti ed opere idrauliche

- Neutralizzazione, regolazione pH dell'acqua con acidi o basi;
- Stripping di anidride carbonica (CO_2) in eccesso con aria per la disacidificazione.

1.2 Scopo

Lo scopo di questo lavoro di tesi è lo studio di due miscelatori statici sviluppati dalla Pittaluga s.r.l, al fine di caratterizzare le loro proprietà fluidodinamiche. I miscelatori esaminati appartengono entrambi alla famiglia dei miscelatori statici compatti. Questi sono stati progettati per la miscelazione di fluidi non viscosi e con flussi in regime turbolento. Inoltre il loro design strutturale è appositamente progettato per indurre al minimo le perdite di carico indotte dai miscelatori stessi. Le tecniche che hanno reso possibile la caratterizzazione di questi miscelatori sono:

1. Valutazione delle perdite di carico, per quantificare l'energia che viene consumata per l'uso di queste apparecchiature;
2. La tecnica PIV, che ha permesso di valutare il campo di moto del fluido a valle del miscelatore;
3. La tecnica PLIF, in grado di quantificare il grado di miscelazione.

2. TECNICHE E STRUMENTI ADOPERATI PER LA CARATTERIZZAZIONE DEL MISCELATORE

In questo capitolo si descriverà il miscelatore statico e gli strumenti utilizzati per misurare le sue componenti fluidodinamiche, nonché l'applicazione delle tre tecniche che hanno reso possibile la caratterizzazione. In tutte prove come fluido principale è stata impiegata dell'acqua, e nella tecnica PLIF, come sostanza da miscelare si è utilizzata una sostanza fluorescente di densità paragonabile all'acqua e che verrà descritta nel capitolo seguente.

2.1 Il circuito

Gli esperimenti sono stati svolti sempre nello stesso circuito (Figura 2.1), costituito da:

1. Un serbatoio di accumulo da 1 m^3 ;
2. Una pompa centrifuga Robuschi (portata massima di $40 \text{ m}^3/\text{h}$, potenza massima di $8,47 \text{ kW}$) dotata di motore ABB Motors (potenza massima di 11 kW);
3. Una tubazione di circa 7 m e con diametro interno di 90 mm ;
4. Un miscelatore statico (scelto tra due modelli).

In tutte prove come fluido principale è stata impiegata dell'acqua.



Figura 2.1 - Circuito adoperato per la caratterizzazione dei miscelatori.

Per valutare le perdite di carico è stato aggiunto al circuito:

- Un manometro a U.

Per le tecniche di analisi PIV e PLIF sono stati aggiunti al circuito:

- Un generatore laser;
- Una fotocamera ad alta definizione dotata di filtri ottici;
- Una struttura in plexiglas (parallelepipedo);
- Un computer equipaggiato con un software dedicato;
- Una pompa peristaltica (usata solo nella tecnica PIV);
- Una pompa a siringa (usata solo nella tecnica PLIF).

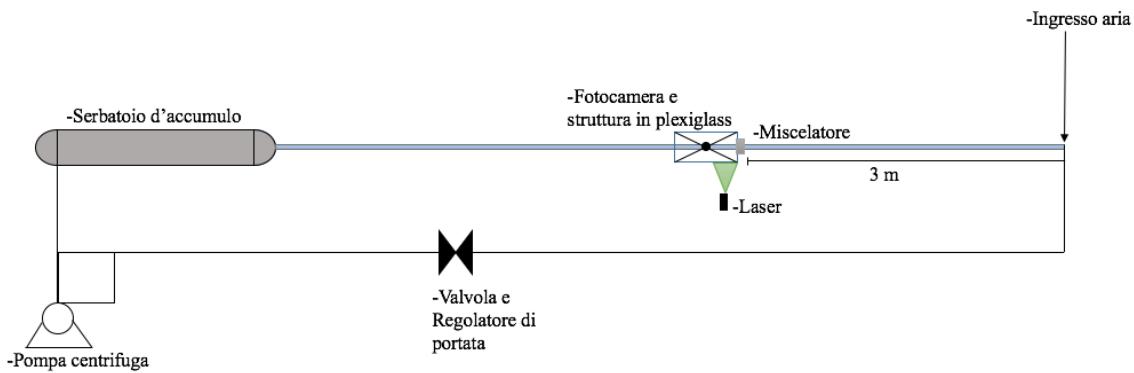


Figura 2.2 – Schema del circuito.

I miscelatori sono stati posizionati circa a 3 m dall’ingresso del fluido nella tubazione (Figura 2.2). Questo al fine di garantire un regime perfettamente sviluppato del flusso a monte del miscelatore e lasciare comunque uno spazio adeguatamente lungo per l’omogeneizzazione dei fluidi a valle dello stesso.

2.1.1 I miscelatori statici

I miscelatori studiati nel presente lavoro, i Twin_P (Figura 2.3), sono costituiti da sei lame posizionate in modo simmetrico rispetto all’asse verticale del miscelatore. Al centro di queste lame è presente un tubo Venturi. I due miscelatori studiati si distinguono per la loro diversa inclinazione delle lame rispetto al flusso principale che risulta pari a 45° o 60° . Entrambi i miscelatori hanno un diametro di 90 mm coincidente con quello interno dei tubi. Il rapporto tra lo spessore di questi e il diametro del tubo è uguale a 0,2. Da notare che nell’eseguire lo scale-up, il rapporto tra lo spessore del miscelatore e il diametro della tubazione deve essere sempre uguale a 0,2 per fare in modo che le prestazioni del miscelatore siano le medesime anche a dimensioni differenti.

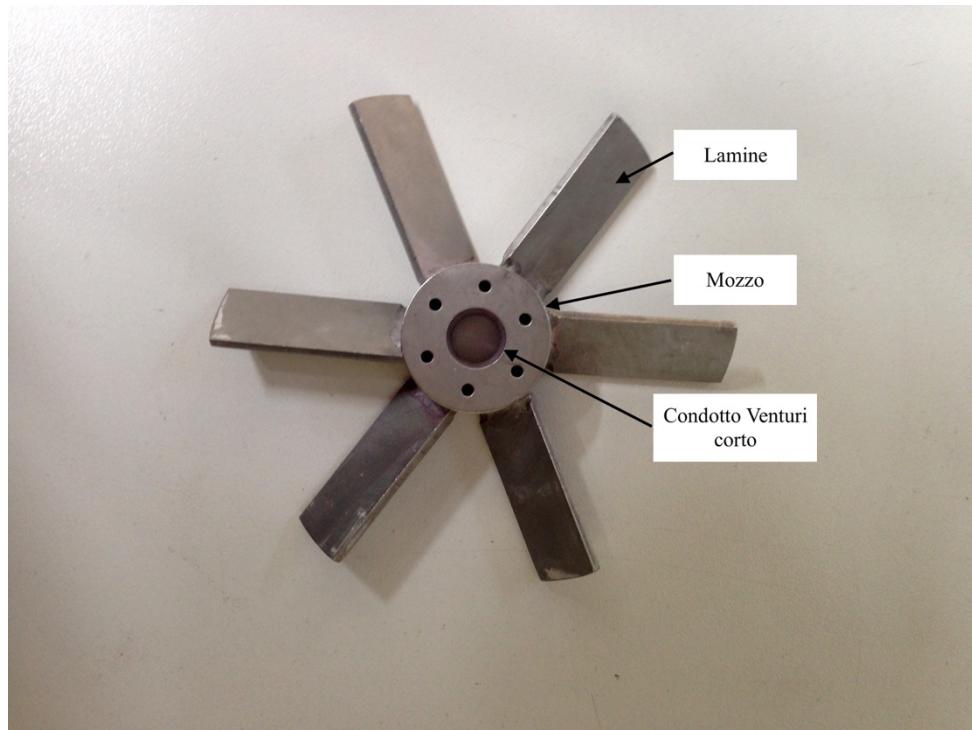


Figura 2.3 - Foto del miscelatore con le lame a 45°.

Questi miscelatori sono stati ideati dalla Pittaluga s.r.l., un'azienda, fondata nel 1954, coinvolta nel settore della miscelazione industriale. Questi miscelatori usano un doppio meccanismo per miscelare i fluidi: il primo stadio si realizza nel tubo Venturi, posto al centro del mozzo centrale. Sfruttando la legge fisica di Bernoulli, il fluido principale è accelerato fino alla zona della gola, dove si ha l'immissione dell'additivo da miscelare. In questo modo si ottiene una prima miscelazione ad elevata velocità tra la corrente di additivo e la corrente principale che imbocca il condotto Venturi. La seconda miscelazione è data dalle lame, che sono saldate sul tubo Venturi, e sono in grado di indurre un moto vorticoso all'interno della tubazione.

La struttura del Venturi non è la classica (Figura 2.4), ma è un Venturi modificato, per accorciare la lunghezza:

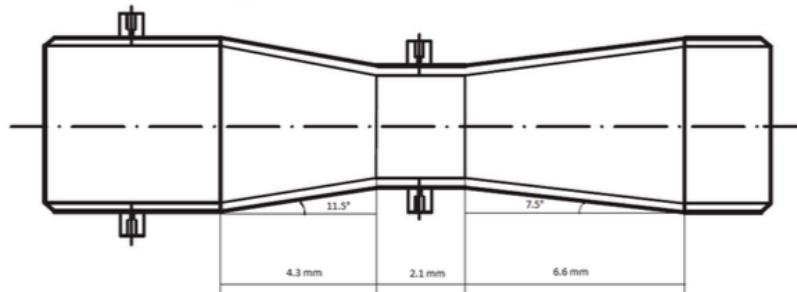


Figura 2.4- Tubo Venturi.

Come si può vedere dalla Figura 2.4 il Venturi non è simmetrico ma ha lunghezze di restringimento e di allargamento diverse che nel Twin_P analizzato risultano pari a 6,6 mm e 4,3 mm. L'angolo di ingresso alla gola è di 7,5° mentre quello di uscita è di 11,5°. Il diametro d'ingresso del Venturi è di 9 mm mentre quello di uscita è 10 mm. Nella gola, precisamente nella sua metà, avviene l'immissione dell'additivo, questa ha una lunghezza di 2,1 mm.

I miscelatori vengono inseriti tra due tubi tramite due flange di supporto. Queste sono dotate di un sistema di blocco costituito da 6 sottili asticelle di metallo che riescono a garantire la completa immobilizzazione del miscelatore (Figura 2.5).

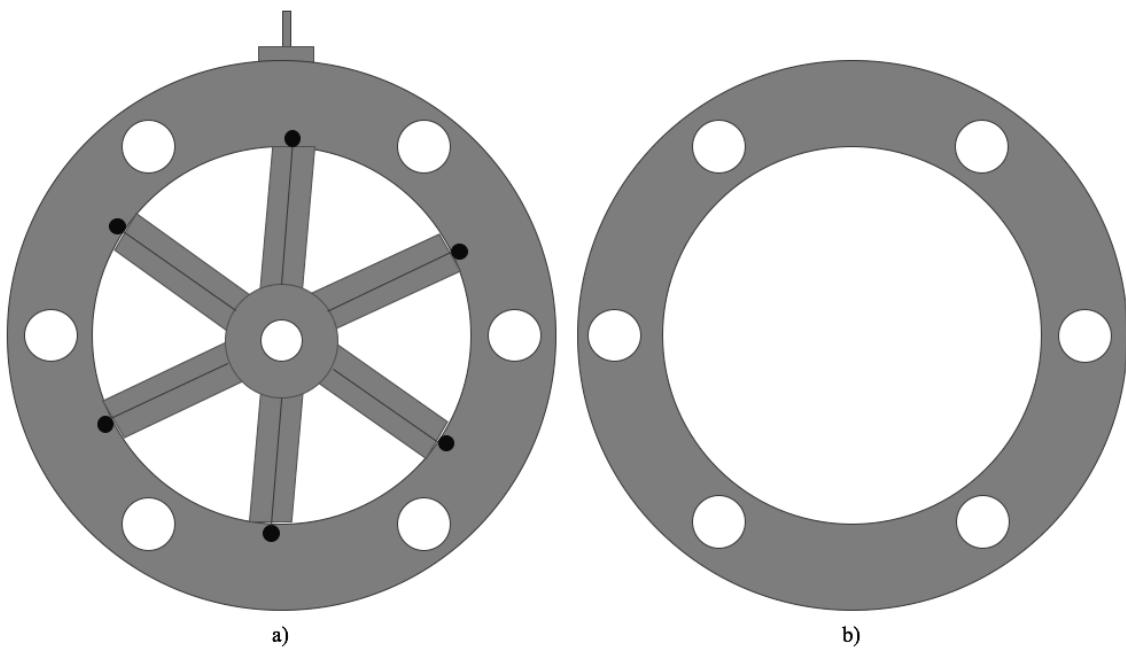


Figura 2.5- a) Sistema di asticelle per immobilizzare il miscelatore; b) Flange di chiusura.

Sulla superficie di una di queste c'è un foro per l'introduzione dell'additivo, che permette di condurre l'additivo nella gola del Venturi, per poi essere iniettato nella tubazione. Il meccanismo di iniezione esterna dell'additivo è stato pensato al fine di garantire un ingresso diretto al centro del tubo Venturi. È possibile immettere all'interno del condotto Venturi fino a 6 correnti indipendenti, ma nel sistema da laboratorio è stato realizzato un solo foro d'ingresso.

2.2 Misura delle perdite di carico

La valutazione delle perdite di carico indotte dal miscelatore, come già detto, è utile per capire quanta energia viene consumata con l'uso di quest'apparecchiatura.

2.2.1 Generalità sulle perdite di carico

L'equazione di Bernoulli è di capitale importanza nella fluidodinamica e rappresenta un caso particolare della più generale equazione del bilancio dell'energia meccanica applicata ad un fluido ideale in moto. Tale equazione, considerando il caso di un fluido viscoso in moto tra due generiche sezioni 1 e 2 e prendendo in considerazione anche le resistenze R , assume la seguente forma:

$$(P_2 - P_1) + \rho (u_2^2 - u_1^2)/2 + \rho g(y_2 - y_1) + R_{12} = 0 \quad Eq. (2)$$

dove:

- $P_2 - P_1$ = termine che rappresenta la variazione della pressione tra le sezioni 1 e 2;
- $\rho (u_2^2 - u_1^2) / 2$ = termine che rappresenta la variazione di energia cinetica riscontrata tra le sezioni 1 e 2;
- $\rho g (y_2 - y_1)$ = termine che rappresenta la variazione di energia potenziale riscontrata tra le sezioni 1 e 2;
- R_{12} = rappresenta i vari termini legati alla dissipazione di energia, come: variazioni di direzione e sezione del condotto, valvole e le forze di attrito nel passaggio dalla sezione 1 alla sezione 2.

R_{12} , prende il nome di perdita di carico. Questo è un termine particolare, che tiene conto sia delle perdite di carico concentrate sia di quelle distribuite:

$$R_{12} = R_C + R_D = (\sum K) \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right] + \left(4f \frac{L}{D} \right) \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right] \quad Eq. (3)$$

dove:

$R_C = (\sum K) \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right]$ sono le perdite di carico concentrate e sono indotte da imbocchi, valvole, gomiti, curve, diaframmi, biforazioni o, nel caso di questo stesso lavoro, da un miscelatore statico;

K = coefficiente di resistenza localizzata, uno per ogni elemento responsabile di perdite concentrate lungo il percorso del fluido;

$R_D = \left(4f \frac{L}{D} \right) \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right]$ sono le perdite di carico distribuite e sono causate dagli attriti che inevitabilmente si generano a causa dello scorrere del fluido nel tubo.

f = fattore di Fanning: tiene conto della forza di attrito tra il fluido e la parete, per tubi non lisci, infatti, è maggiore;

ρ = densità del fluido;

L = lunghezza della tubazione;

u = velocità del fluido;

D = diametro della tubazione.

I dati di perdite di carico sono stati acquisiti prima in assenza del miscelatore all'interno della tubazione, per misurare le singole perdite causate dalla sola tubazione. La variazione di pressione è stato possibile calcolarla attraverso l'ausilio del manometro a U e grazie alla differenza tra l'altezza dei menischi dei bracci del manometro stesso. Riguardo alla misurazione delle perdite di carico causate dal miscelatore, si procede con lo stesso metodo. L'unica differenza sta nel sottrarre le perdite di carico indotte dalla sola tubazione, al dato raccolto in presenza del miscelatore, in modo da avere:

$$R_{12} = K_{mix} \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right] + \left(\sum K_{tubo} + 4f \frac{L}{D} \right) \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right] \quad Eq. (4)$$

dove:

$K_{mix} \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right] = R_{mix}$ = sono le perdite di carico concentrate, indotte dal solo mixer;

$\left(\sum K_{tubo} + 4f \frac{L}{D} \right) \cdot \left[\frac{1}{2} \rho u^2 \right] = R_{tubo}$ = sono le perdite di carico totali, indotte dalla tubazione, misurate senza alcun miscelatore.

Quindi:

$$R_{12} - R_{tubo} = R_{mix} \quad Eq. (5)$$

2.2.2 Set up

I primi dati sono stati acquisiti senza la presenza di alcun miscelatore, in modo da registrare solo le perdite di carico distribuite. Le misurazioni sono state effettuate sia per un sistema monofase (costituito solamente da acqua), sia per miscele gas-liquido (aria-acqua). In entrambi i casi la portata di liquido è stata variata da $10 \text{ m}^3/\text{h}$ a $35,5 \text{ m}^3/\text{h}$. Con il modello di miscelatore con le lame inclinate a 45° , in presenza di fase gassosa e sotto i $10 \text{ m}^3/\text{h}$, non sono state effettuate misurazioni, poiché la questa fase e quella liquida tendono a dare luogo a un flusso stratificato. Nel caso di miscela gas-liquido, si è scelto di operare con portate di gas uguali al 10% e al 20% della portata volumetrica del liquido, in modo da riprodurre condizioni analoghe a quelle utilizzate in impianti industriali. In seguito, si è proceduto con le misurazioni di perdite di carico del miscelatore con le lame poste a 60° , nelle medesime condizioni (portate liquido e portate gas) delle misurazioni acquisite senza

miscelatore. Per ultime sono state misurate le perdite di carico del miscelatore con le lame disposte a 45° , sempre nelle condizioni precedentemente descritte.

2.2.3 Il manometro a U (graduato)

Lo scopo del manometro ad U è quello di misurare la differenza di pressione tra la sezione 1 e la 2. Nel caso in esame ha avuto il fine di misurare la differenza di pressione (quindi la quantità di energia dissipata dal fluido) subita dal fluido a causa del miscelatore. I due tubi del manometro, pieni di acqua, sono stati collegati 1 m a monte e 1 m a valle dalla posizione del miscelatore. Dal manometro sono state misurate le differenze tra le altezze dei menischi dei bracci del manometro (Figura 2.6). Dalla differenza di altezza è risultato poi possibile calcolare differenza delle due pressioni tra due sezioni. Tale differenza fornisce il dato di perdita di carico complessiva.

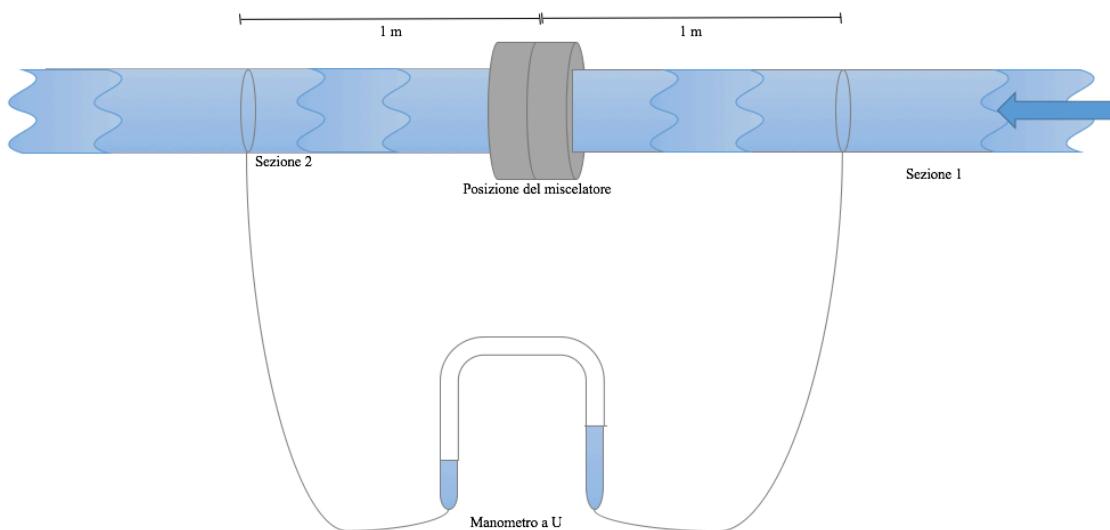


Figura 2.6 - Schema manometro a U.

2.3 Misure del campo di moto e di concentrazione

Sia per la misurazione del campo di moto che per la variazione di concentrazione sono state utilizzate tecniche ottiche basate sull'utilizzo di fotocamera e laser sincronizzati.

2.3.1 Il laser

Laser è l'acronimo di Light Amplification by Stimulated emission of Radiation, ed è un dispositivo per ottenere fasci intensi ed estremamente concentrati di radiazioni elettromagnetiche coerenti nei campi infrarosso, visibile e ultravioletto. È largamente utilizzato nelle tecniche PIV per la sua capacità di emettere luce monocromatica, con una grande densità di energia, che può essere facilmente concentrata in un sottile fascio di luce per illuminare e registrare le particelle traccianti senza aberrazioni cromatiche.

Gli elementi principali costituenti un laser sono:

1. il “materiale attivo”, costituito generalmente da gas atomico o molecolare, da un semiconduttore o da un materiale solido;
2. il sistema di pompaggio, che eccita il materiale attivo per mezzo di energia chimica o elettromagnetica;
3. risonatore ottico, generalmente costituito da una serie di specchi, ha la funzione di amplificare la radiazione emessa dal materiale attivo.

I laser più diffusi nelle misurazioni con tecnica PIV sono quelli a stato solido come il laser a rubino ed il laser a granato di ittrio e alluminio ($\text{Y}_3\text{Al}_5\text{O}_{12}$, YAG). Soltanto di quest'ultimo verrà fornita una breve descrizione in quanto, oltre ad essere il laser più utilizzato in queste tecniche, è anche quello di cui si è fatto uso per effettuare le prove sperimentali del presente lavoro. Il laser utilizzato, quindi, è un laser formato da un cristallo YAG drogato con Neodimio (Nd), in cui il fascio di luce è generato da ioni Nd^{3+} che sono incorporati in cristalli YAG. L' Nd:YAG ha un'alta amplificazione, buone proprietà termiche e meccaniche, per questo motivo è molto utilizzato per applicazioni industriali che richiedono laser ad alta potenza. (Paolo Laporta, 2007).

Molte applicazioni in PIV richiedono un'illuminazione di altissima densità di energia che risulta impossibile raggiungere con un'onda laser continua. Per questa ragione il laser utilizzato riesce a concentrare l'energia ed emettere fasci luminosi ad impulsi, in questo modo si migliora utilizzo dell'energia disponibile. Il laser utilizzato è un laser a doppia cavità, o a doppia sorgente, il quale consente di selezionare con grande libertà il tempo tra un impulso e l'altro. Per esempio, nel caso della tecnica PIV, sono necessari impulsi luminosi intervallati da un lasso di tempo dell'ordine delle decine o centinaia di microsecondi, impossibile con una sola sorgente.

Alle normali temperature di esercizio il laser emette ad una lunghezza d'onda, $\lambda = 1064$ nm, che cade nell'infrarosso. Per lo scopo della tecnica PIV, non sono adatte lunghezze

d'onda come questa perché la maggior parte delle fotocamere, come quella utilizzata, non sono sensibili all'infrarosso. Generalmente esse sono molto più sensibili a lunghezze d'onda inferiori, che cadono verso il blu-verde, è per questo motivo che tramite un *duplicatore di frequenza* viene dimezzata la lunghezza d'onda delle radiazioni emesse dal laser, emettendo poi a $\lambda = 532$ nm. (Nese, 2004)

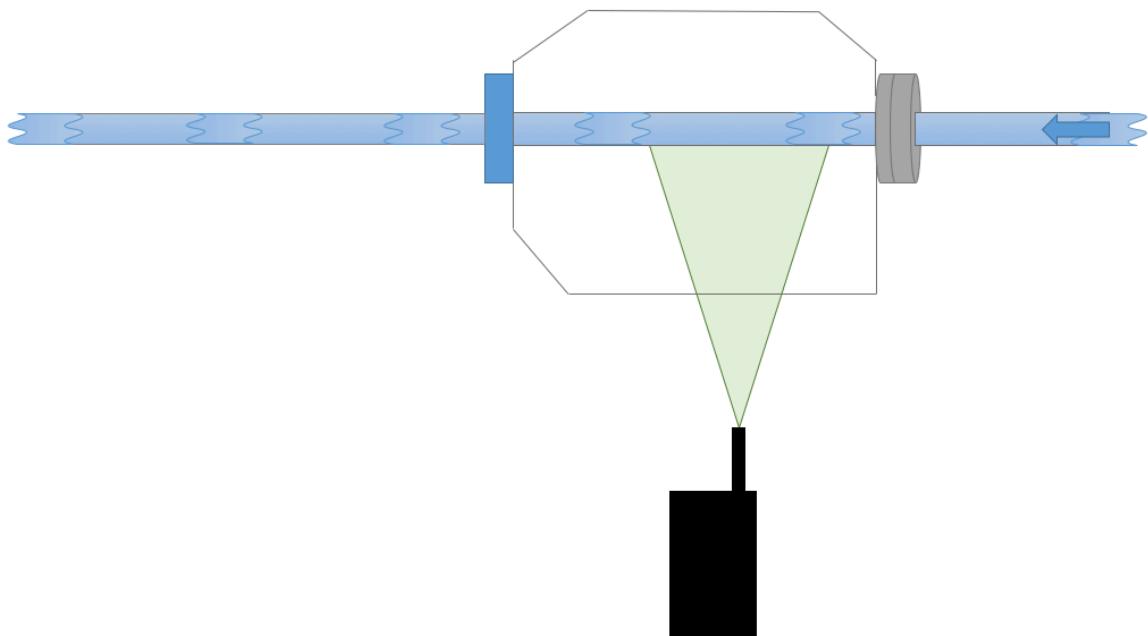


Figura 2.7- Schema Laser-tubazione (visto dall'alto).

Il laser utilizzato è il SOLO I 15 Hz (SER. NO. 16114) della *New wave*. Lo stesso laser è stato utilizzato per le prove PLIF, raggiungendo, anche per questa seconda tecnica di analisi, ottime prestazioni. Il piano illuminato dal laser, quindi il piano esaminato tramite le tecniche PIV e PLIF, è trasversale alla tubazione e passa esattamente per il diametro del miscelatore “tagliandolo” perfettamente a metà. La Figura 2.7 la posizione del piano analizzato rispetto al miscelatore, vista dall’alto. Mentre la Figura 2.8 raffigura la posizione relativa del miscelatore rispetto al piano di misura.

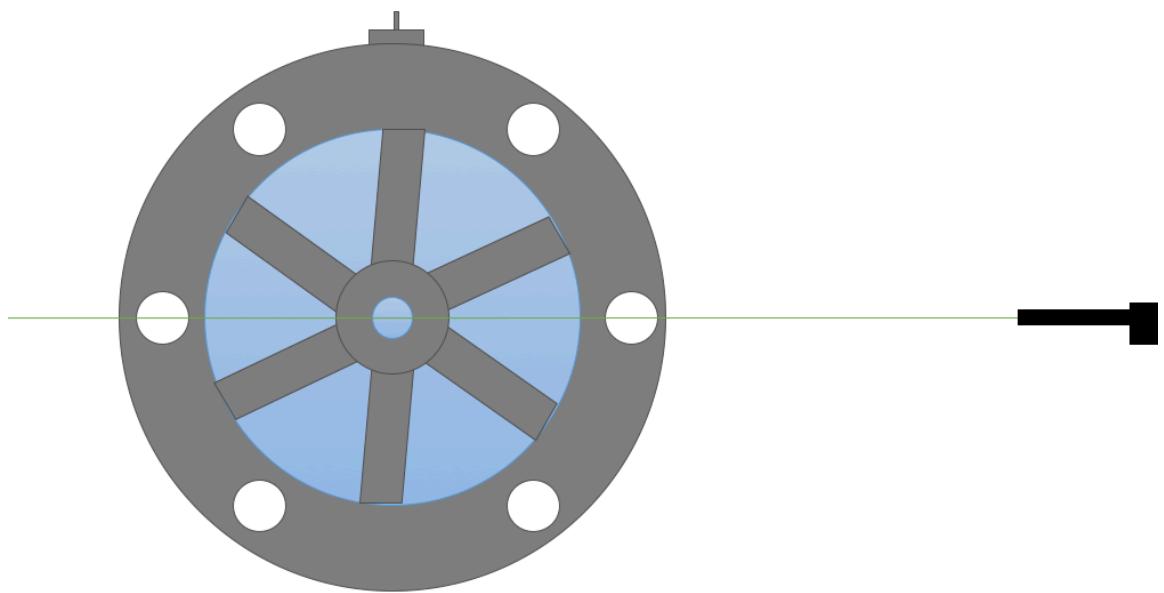


Figura 2.8 - Piano di analisi rispetto al miscelatore.

2.3.2 La fotocamera

La fotocamera è stata indispensabile per la registrazione delle immagini, sia nella tecnica PIV che in quella PLIF. Per tutte le sessioni sperimentali di misura effettuate i sistemi analizzati in questo lavoro, la telecamera utilizzata è stata la PCO Sensi Cam, equipaggiata con un obiettivo Nikon da 50 mm e dotata di un sensore CCD da 1280x1024 pixel. Il CCD (Charge Coupled Device) è un componente elettronico, composto da materiali semiconduttori sensibili alla luce, che frutta l'effetto fotoelettrico. La telecamera, inoltre, è dotata di filtri ottici, al fine di eliminare eventuali riflessi indotte dalla luce dell'ambiente esterno.

2.3.3 La struttura in plexiglas

La struttura in plexiglas è un parallelepipedo, il quale è stato riempito d'acqua demineralizzata. È stato indispensabile per le prove PLIF e le prove PIV. Senza questa, la curvatura della superficie laterale del tubo avrebbe generato un “effetto lente” incompatibile con le misure. Le fotografie sono state registrate dalla fotocamera posta sopra il vascone (Figura 2.9).

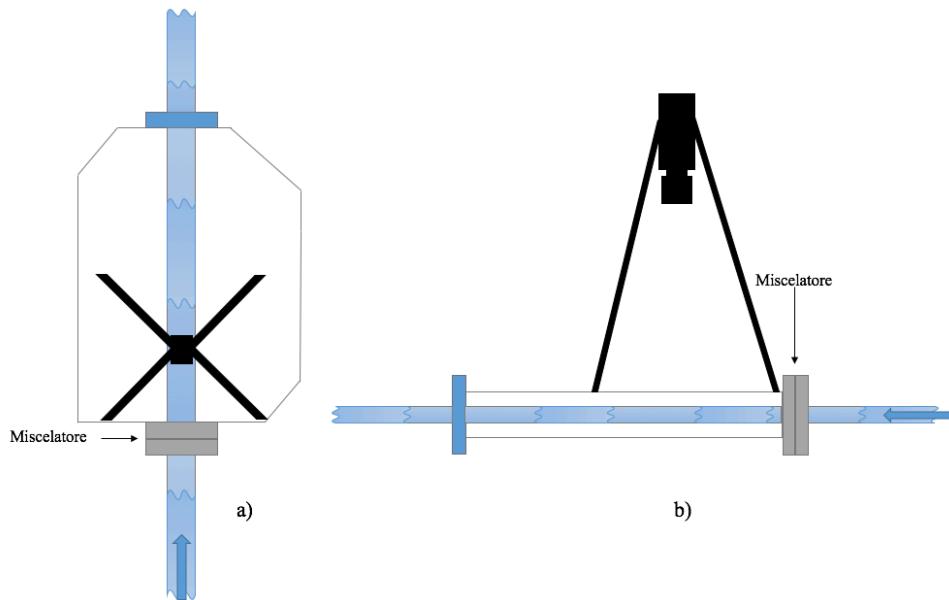


Figura 2.9 - a) Schema fotocamera-tubazione visto dall'alto; b) Schema fotocamera-tubazione visto da lato.

2.4 Le tecniche ottiche

Ora si descriveranno in dettaglio le tecniche ottiche adoperate per la caratterizzazione del miscelatore. La prima analisi realizzata è stata la valutazione del campo di moto tramite la tecnica PIV.

2.4.1 La tecnica PIV

PIV è l'acronimo di *Particle Image Velocimetry*, è una delle tecniche per l'analisi del campo di moto di un fluido. Questa è una tecnica che ha il vantaggio di essere non intrusiva, (ossia che non altera il moto del flusso oggetto dello studio) ed è in grado di restituire una misura simultanea del campo di moto su una intera sezione, al contrario di altre tecniche di misura che restituiscono una misura puntuale.

In questo lavoro di tesi, la PIV è stata usata per valutare il campo di moto a valle di entrambi i miscelatori.

2.4.1.1 Generalità sulla tecnica PIV

La PIV consente di ottenere mappe di vettori velocità in un dato piano di misura. L'ottenimento dei vettori velocità con tale tecnica è basato sulla presenza, nel fluido, di "particelle traccianti". Queste devono avere dimensione ridotta (generalmente, il diametro dei traccianti è dell'ordine dell'ordine dei micrometri o delle decine di micrometri) e densità simile a quella del liquido, in modo da seguire fedelmente la velocità locale senza influenzare sensibilmente il campo di moto.

Il piano di luce laser impulsivo illumina le particelle traccianti appartenenti alla sezione piana oggetto di studio, in due istanti di tempo successivi, mentre la camera sincronizzata registra le immagini corrispondenti. I vettori velocità si ottengono misurando lo spostamento subito dalle particelle tra due immagini successive. Questo sistema però non permette di valutare direttamente la velocità del flusso studiato, ma solamente la velocità delle particelle traccianti in esso; la misura effettuata è quindi una misura indiretta della velocità.

In Figura 2.10 è riportato un tipico apparato sperimentale per la registrazione di immagini PIV:

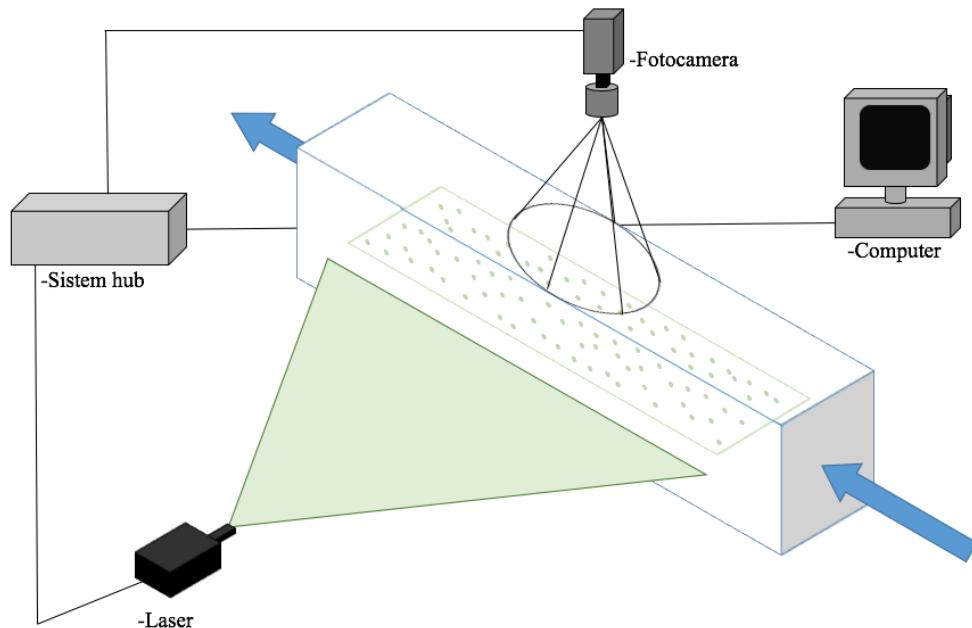


Figura 2.10 – Schema di un apparato sperimentale PIV generico

Come si vede dalla Figura 2.10, l'apparato sperimentale per la *Particle Image Velocimetry* è costituito generalmente da un laser che illumina il piano di misura; un Sistem hub (o

unità di sincronizzazione), un apparato elettronico capace sincronizzare gli impulsi del laser con gli scatti di una fotocamera, quest’ultima è puntata sul piano di misura; un computer, in grado di elaborare le immagini ottenute dalla telecamera tramite un software specifico.

Il piano di misura, ad ogni esposizione, è illuminato due volte da un fascio piano di luce laser, in modo che si registrino coppie di immagini (Figura 2.11). Il tempo che intercorre tra i due impulsi è un parametro molto importante poiché influenza sulla qualità della misura. Solitamente è nell’ordine di un centinaio di microsecondi. È estremamente importante, quindi, che i tempi con cui la fotocamera scatta le foto siano sincronizzati con gli impulsi emessi dal laser; questa operazione viene eseguita dal Sistem hub. Le suddette immagini vengono acquisite dalla camera, dotata di sensore CCD, capace di registrare la luce riflessa dalle particelle traccianti. Infine, le immagini vengono registrate sulla memoria di un computer in tempo reale.

Per ottenere un’immagine chiara, la durata di ogni impulso di luce del laser deve essere breve a sufficienza da “congelare” il moto delle particelle durante l’esposizione. L’intervallo di tempo tra le due esposizioni, Δt , è funzione della velocità del flusso (quindi della portata). Deve essere abbastanza lungo da poter determinare lo spostamento delle particelle tra due immagini successive, e abbastanza breve da evitare che le particelle abbandonino il piano di misura, rendendo inaffidabile la procedura statistica di tracciamento delle particelle. (Paul E., 2004)

Riguardo alla concentrazione delle particelle traccianti nel fluido, il numero di particelle per unità di volume deve essere sufficientemente alto da avere un campione statisticamente rilevante di particelle per misurarne lo spostamento medio locale in maniera affidabile. Tuttavia, vanno evitate concentrazioni tanto elevate da generare attenuazione sensibile dell’intensità del piano di luce laser.

Per stimare la velocità viene effettuata un’elaborazione delle immagini. Il risultato del *post processing* è una mappa di vettori velocità.

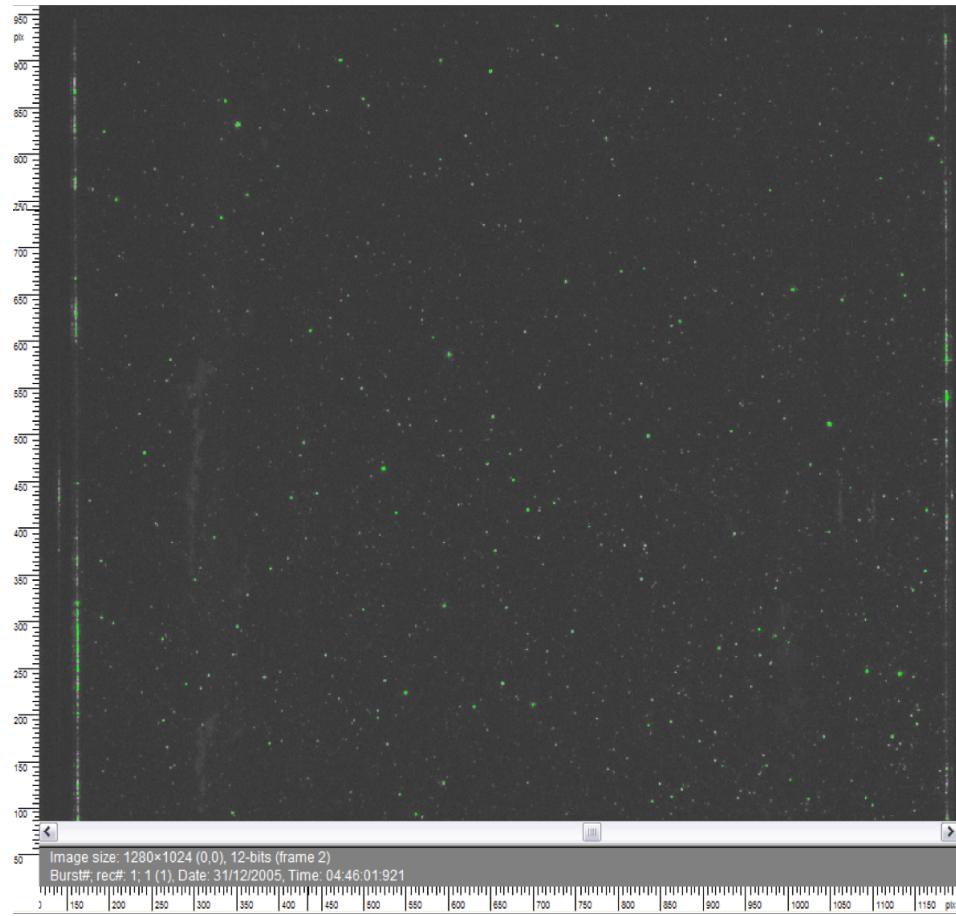


Figura 2.11 – Esempio di singola immagine acquisita dalla fotocamera (pre-elaborazione).

2.4.1.2 Il tracciante

Per l’ottenimento di risultati affidabili risulta di fondamentale importanza la scelta del tracciante. Un buon tracciante per questa tecnica deve avere la capacità di seguire il moto del fluido nel quale è sospeso, senza influenzarlo e di riflettere la luce. Nelle prove è stato utilizzato talco (Borotalco Roberts); le particelle di talco erano già state utilizzate in un precedente lavoro e hanno dimostrato di possedere le caratteristiche adatte per le prove. (Manari, 2014).

2.4.1.3 Set up

Con la tecnica PIV sono state analizzate, per ogni miscelatore, solamente due portate di liquido: $20 \text{ m}^3/\text{h}$ e $32 \text{ m}^3/\text{h}$.

Come già detto, l'intervallo di tempo tra due impulsi è in funzione della velocità del flusso, quindi, sono stati utilizzati due diversi Δt . Per 32 m³/h il Δt utilizzato è stato pari a 100 µs, mentre per 20 m³/h è stato di 150 µs.

Le acquisizioni delle immagini sono state effettuate posizionando il fascio laser orizzontalmente al tubo, con la prima corda analizzata posta ad una distanza dalla sezione di uscita del miscelatore pari a 1,5 diametri. Questo significa che prendendo un tubo di diametro di 90 mm, come nel presente lavoro, la sezione in analisi si trova ad una distanza di 135 mm dalla sezione di uscita del miscelatore. L'area analizzata con questa tecnica ha dimensioni 110,9 mm di larghezza, per 88,7 mm lunghezza.

Ciascun esperimento è stato ripetuto almeno tre volte per quantificare la riproducibilità del dato.

2.4.1.4 Elaborazione delle immagini

Il primo passo consiste nell'elaborazione delle immagini tramite cross-correlazione; il software utilizzato è stato Flowmanager, un software in grado di gestire ed elaborare le immagini PIV. In questa fase la coppia d'immagini è divisa in un numero di aree di interrogazione, aventi un'area definibile dall'operatore. La cross-correlazione consente, confrontando le due immagini, più in particolare la posizione delle particelle all'istante t , con quelle all'istante $t + \Delta t$ per ciascuna delle suddette aree, di valutare lo spostamento medio delle particelle in ciascuna area di interrogazione. Dopo aver individuato lo spostamento di ogni singola particella, si giunge al vettore velocità collegato. Successivamente a questa prima elaborazione si può processare il dato tramite una procedura di validazione implementata nello stesso software. La prima, che prende il nome di *Peak validation*, scarta i dati statisticamente non affidabili; la seconda, *Range validation*, rimuove i vettori velocità non compatibili con la fisica del sistema (velocità troppo elevata).

Questa sequenza viene ripetuta per ogni singola coppia di immagini che viene acquisita in ogni prova. A questo punto, quindi, viene effettuata la media di tutte le mappe istantanee elaborate (vector statistic), così da ottenere una mappa di vettori della velocità media del flusso.

È molto importante registrare, per ogni misurazione, un numero di immagini sufficientemente alto, affinché i dati di velocità media non siano dipendenti dal numero di

campioni acquisiti. Nel presente lavoro, per ciascun esperimento, sono state acquisite un minimo di 1000 coppie immagini.

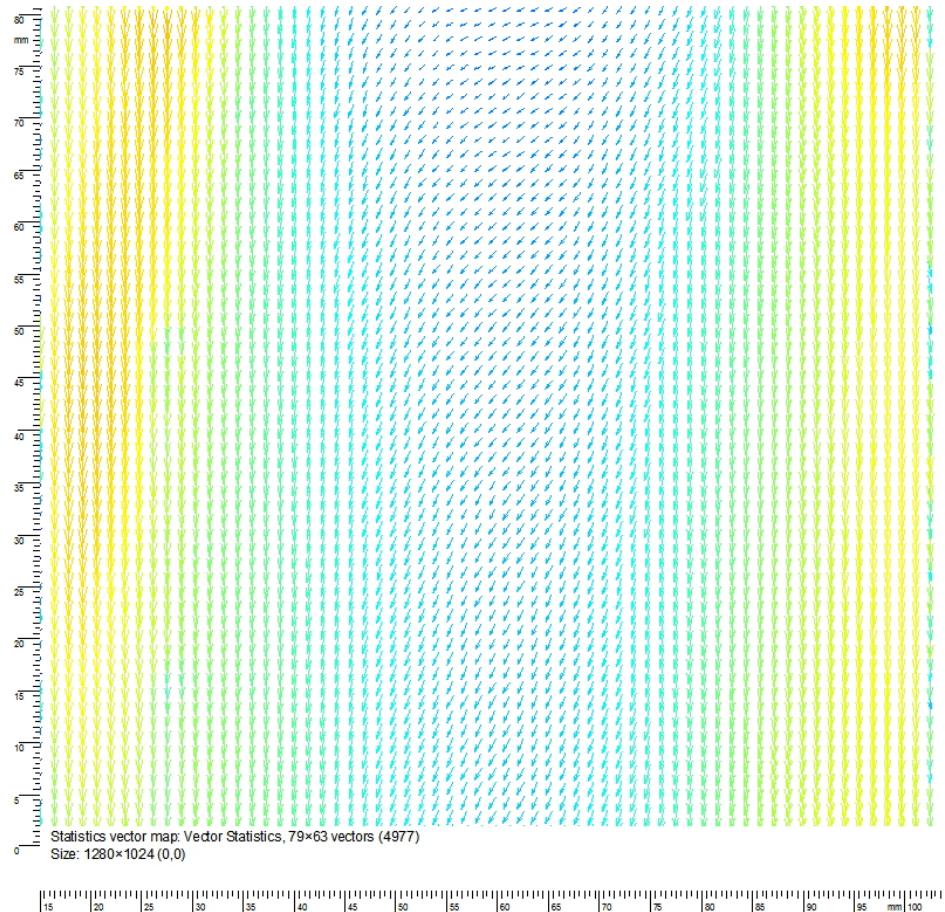


Figura 2.12 – Esempio di mappa di vettori velocità.

La Figura 2.12 mostra un esempio di mappa vettoriale. Gli assi cartesiani x e y rappresentano rispettivamente la posizione lungo il diametro del tubo e la posizione in direzione del flusso. La mappa è in grado di fornire indicazioni quantitative sul moto all'interno della tubazione a valle del miscelatore. La sezione di uscita del miscelatore è posta a 113 mm a monte dalla cima della mappa e 113 mm + 80 mm dal fondo della stessa.

2.4.2 La tecnica PLIF

Planar laser induced fluorescence (PLIF) è una tecnica diagnostica ottica ampiamente usata per misurazioni quantitative di miscelazione. La PLIF è indicata per essere utilizzata per la stima della variazione di grandezze scalari come la concentrazione, temperatura e pH, in funzione del tempo. Anche questa tecnica ha la caratteristica di essere non intrusiva. In questo lavoro la PLIF ha avuto lo scopo di determinare la variazione di concentrazione, quindi il grado di miscelazione, a valle dei miscelatori.

2.4.2.1 Generalità sulla tecnica PLIF

L'assetto strumentale è molto simile alla tecnica precedentemente descritta. Questa particolare applicazione può essere utilizzata per stimare la variazione di concentrazione di un componente in funzione del tempo nei processi discontinui o, come nel presente caso, misurare la variazione della stessa durante la miscelazione. In quest'ultimo caso è necessario iniettare nella tubazione un tracciante fluorescente, del quale si segue la dispersione. L'ottenimento della variazione di concentrazione è conseguito, anche qui, tramite un'elaborazione di immagini acquisite dalla camera.

La lama di luce laser illumina il piano di interesse del sistema, la luce viene parzialmente assorbita e riemessa dal tracciante fluorescente ad una diversa lunghezza d'onda rispetto a quella incidente. In questo modo la fotocamera, dotata di un opportuno filtro ottico, è in grado di registrare esclusivamente la luce emessa dal tracciante, ma non quella incidente. Lo scopo finale della tecnica è di ottenere mappe di luminosità che consentano di avere informazioni sul grado di miscelazione del sistema.

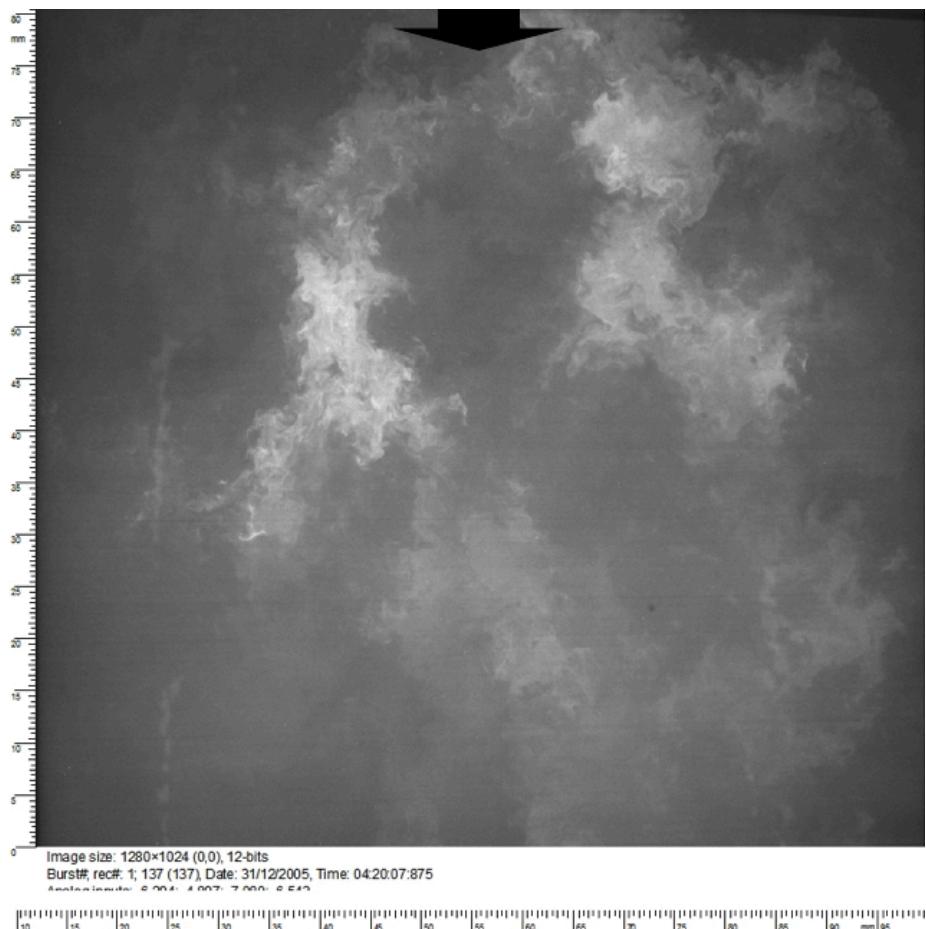


Figura 2.13 - Esempio di mappa istantanea di luminosità.

La Figura 2.13 mostra un esempio di mappa di luminosità istantanea. Gli assi cartesiani in questo caso rappresentano la disuniformità di intensità luminosa lungo il diametro del tubo e in direzione del flusso, in genere le zone a maggiore luminosità corrispondono alle regioni, sul piano investigato, in cui è maggiore la concentrazione di tracciante. Il miscelatore statico si trova a 113 mm dalla sezione posta a $y = 80$ mm. Come si può notare, l'assenza di una completa omogeneizzazione del sistema indica una non perfetta miscelazione, a questa distanza dal miscelatore.

2.4.2.2 Il tracciante

Nelle misure PLIF come tracciante fluorescente, iniettato nella gola del Venturi, è stata scelta una soluzione acquosa di Rodamina-6G (Figura 2.14), una soluzione dalla colorazione rosa-arancione (a seconda della concentrazione).

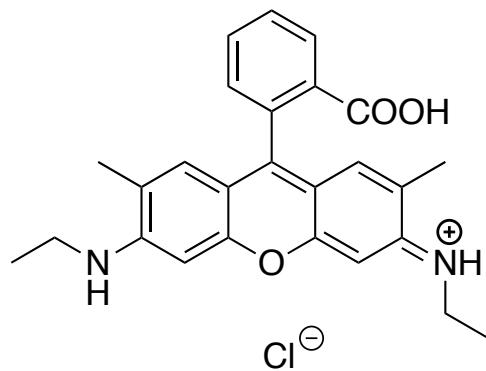


Figura 2.14 - Rodamina-6G.

La Rodamina-6G si eccita ad una lunghezza d'onda di circa 528 nm ed essendo una sostanza fluorescente emette a una lunghezza d'onda maggiore, pari a 552 nm (Scott, 2012). (Figura 2.15)

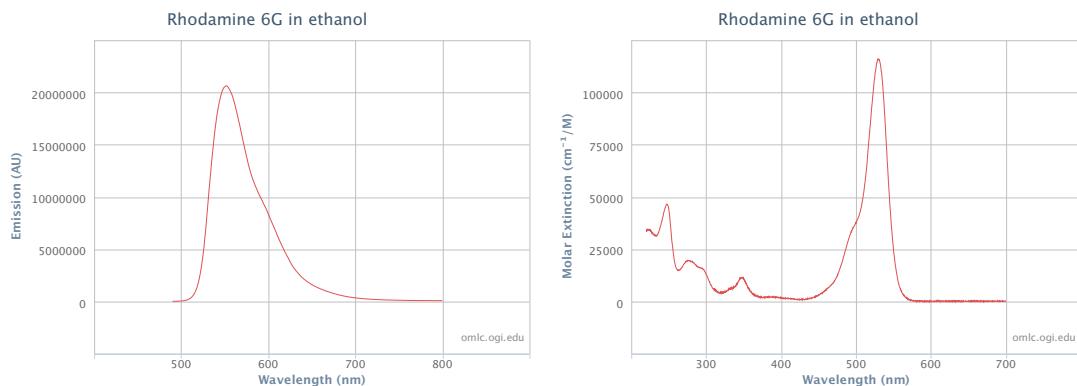


Figura 2.15 - Spettri di emissione e di assorbimento della Rodamina-6G in etanolo.

Questa sostanza a temperatura ambiente si trova allo stato solido quindi, prima dell'iniezione nel sistema, si è dovuta sciogliere in acqua. Per lo scopo degli esperimenti PLIF, è molto importante che il tipo di tracciante scelto sia solubile nel fluido principale, in questo caso acqua. (Manari, 2014). Per l'iniezione, questa è stata alimentata al miscelatore tramite una pompa a siringa, con una portata pari a circa 2 L/min. Si è, infine, calcolata la concentrazione di tracciante da iniettare nella tubazione, tale da mantenersi all'interno dell'*intervallo di risposta lineare* e, allo stesso tempo, che permetta un consumo dello stesso sufficientemente limitato, la concentrazione calcolata è pari a 1 g/L. È necessario che la concentrazione di tracciante all'interno della tubazione sia all'interno dell'*intervallo di risposta lineare*, poiché al di fuori del quale non sussiste una risposta lineare tra la luminosità registrata dalla camera e la concentrazione di Rodamina-6G.

2.4.2.3 Set up

Il sistema analizzato nel presente lavoro è monofase, e le portate analizzate sono state 20 e 32 m³/h, come nella tecnica PIV. Con questa tecnica sono state effettuate più acquisizioni per i due miscelatori, posizionando il fascio laser orizzontalmente e la fotocamera verticalmente, ad una distanza della prima corda dalla sezione di uscita del miscelatore pari a 135 mm e 270 mm, corrispondenti a, rispettivamente, 1,5 e 3 diametri. Sono state registrate 800 immagini per misura, acquisite ad intervalli di 0,25 s; per ogni portata sono state acquisiti tre set fotografici. Il flusso di tracciante veniva pompato al miscelatore solo allo scatto della cinquantesima coppia di immagini e interrotto alla settecentesima. In modo da avere informazioni sulla luminosità prima dell'iniezione del tracciante e in condizioni di perfetta miscelazione. Tale metodo è necessario per riuscire a ricavare le mappe di intensità luminosa adimensionalizzata con cui quantificare la qualità della miscelazione, minimizzando gli errori sperimentali.

2.4.2.4 Elaborazione delle immagini

In questo tipo di tecnica, l'intensità luminosa di ogni pixel può essere messa in relazione alla concentrazione di tracciante nello stesso punto. L'intensità luminosa I , nel nostro caso, rappresenta quanti fotoni sono stati riemessi dalla Rodamina-6G e catturati dal sensore CCD della fotocamera. Tale numero è direttamente proporzionale al numero di moli di

Rodamina presenti nella sezione volumetrica di tubo presa in esame e quindi alla sua concentrazione. Pertanto abbiamo che:

$$I = kC(x, y) \quad Eq.(6)$$

dove:

I = intensità luminosa;

k = coefficiente di proporzionalità

C = Concentrazione.

Al fine di minimizzare gli errori sperimentali (per esempio causati dalla luce emessa dal laser o luce riflessa), la misura di luminosità viene adimensionalizzata:

$$I_t^*(x, y) = \frac{I_t(x, y) - I^0(x, y)}{I^0(x, y)} \quad Eq.(7)$$

dove:

I_t^* = intensità luminosa adimensionalizzata;

I_t = intensità luminosa al tempo t ;

I^0 = intensità luminosa al tempo 0.

Per misurare il grado di omogenizzazione della miscela è sufficiente determinare il coefficiente di variazione relativo alla luminosità nella sezione al tempo t .

Flowmanager, è il software utilizzato per l'acquisizione e l'elaborazione delle immagini, è stato utile per arrivare ai parametri della miscelazione. Nel corso della prova si registrano immagini digitali prima, durante e dopo l'iniezione del tracciante. Dall'insieme così ottenuto si eliminano le prime e le ultime. Dopo aver preso il primo il set di fotografie scattate durante la miscelazione, di ognuna si è calcolato il CoV .

Viene calcolata quindi l'immagine media temporale:

$$\bar{I}^*(x, y) = \frac{1}{n} \sum_{t=1}^N I_t(x, y) \quad Eq.(8)$$

dove:

\bar{I}^* = media delle intensità luminose adimensionali locali;

n = numero di campionamenti effettuati.

Di questa è possibile ricavare il valore medio di luminosità adimensionalizzata:

$$\mu(\bar{I}^*) = \frac{1}{N_{pix}} \sum_{x=1, nx} \sum_{y=1, ny} \bar{I}^*(x, y) \quad Eq.(9)$$

e la relativa deviazione standard:

$$\sigma(\bar{I^*}) = \sqrt{\frac{\sum_{x=1,nx} \sum_{y=1,ny} [\bar{I^*}(x,y) - \mu(\bar{I^*})]^2}{N_{pix}-1}} \quad Eq. (10)$$

dove:

$\sigma(\bar{I^*})$ = deviazione standard, in grado di valutare l'uniformità della luminosità totale;

$\mu(\bar{I^*})$ = valore medio di luminosità adimensionalizzata;

N_{pix} = numero di pixel.

Il *CoV, Coefficient of Variation*, è un parametro capace di determinare quantitativamente il grado di miscelazione in un fluido. Esso si calcola come segue:

$$CoV = \frac{\sigma(\bar{I^*})}{\mu(\bar{I^*})} \quad Eq. (11)$$

Il calcolo del *CoV* con la concentrazione locale di tracciante, al posto dell'intensità luminosa, è coincidente con quello eseguito. Generalmente, nelle normali applicazioni industriali, si considera raggiunta l'omogeneizzazione del sistema, se il *CoV* ha un valore minore del 0,05 (F. Alberini, 2013).

3.RISULTATI SPERIMENTALI E ANALISI DEI DATI ACQUISITI

In questa sezione si discuteranno i risultati ottenuti in ciascuna delle diverse tecniche.

3.1 Perdite di carico

Le misure delle perdite di carico sono state effettuate per entrambi i miscelatori in un range di portate che va da $10 \text{ m}^3/\text{h}$ a $35,5 \text{ m}^3/\text{h}$. Per una migliore accuratezza, ogni dato è stato raccolto tre volte. Dopo aver calcolato le perdite di carico di ogni miscelatore, per confrontare i dati raccolti, si è proceduto costruendo grafici di queste ultime in funzione della velocità superficiale.

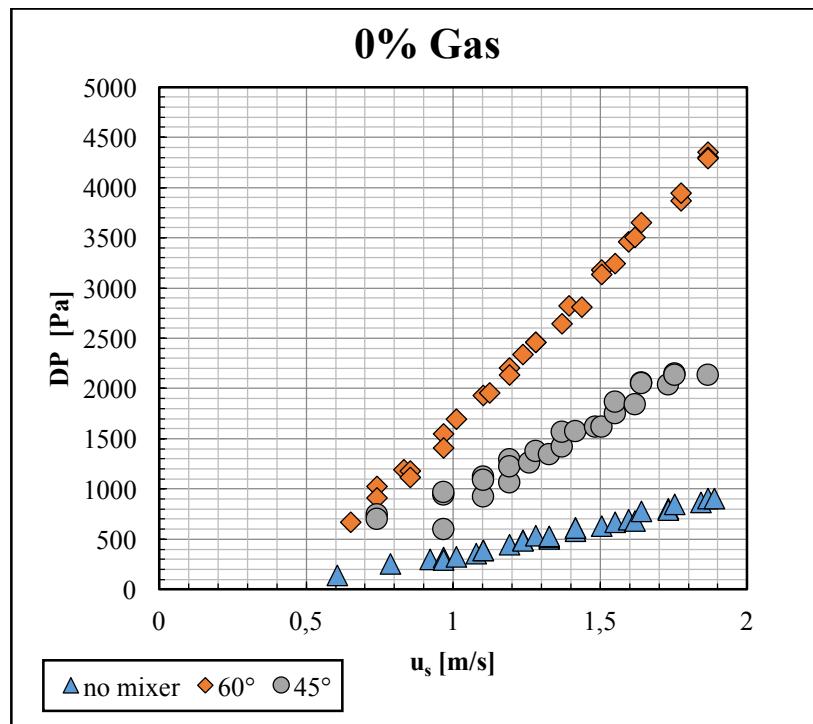


Figura 3.1 - Perite di carico in funzione della velocità superficiale; sono state misurate con una portata ti gas all'interno della tubazione pari allo 0% della portata volumetrica di liquido.

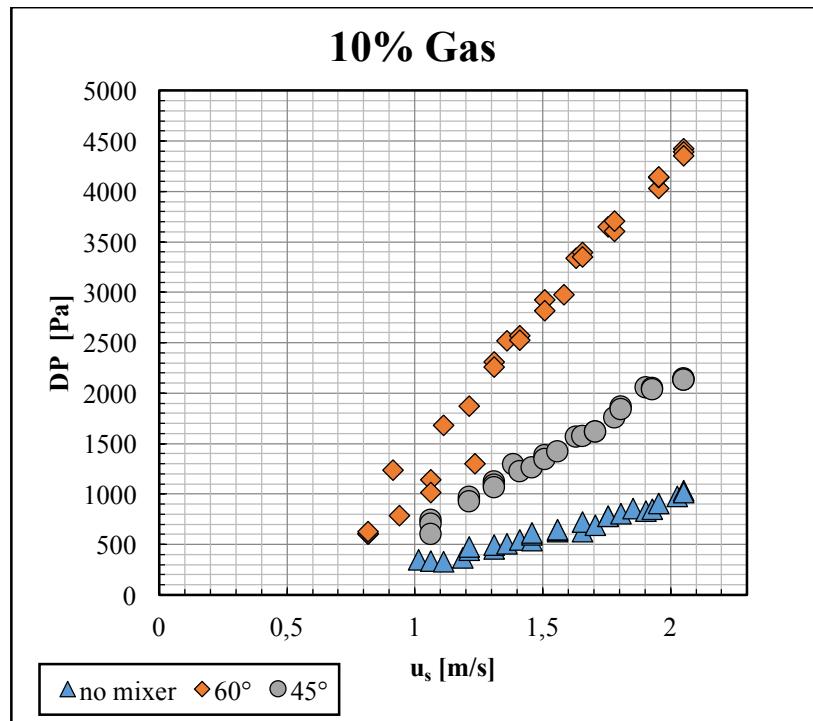


Figura 3.2 - Perite di carico in funzione della velocità superficiale; sono state misurate con una portata ti gas all'interno della tubazione pari allo 10% della portata volumetrica di liquido.

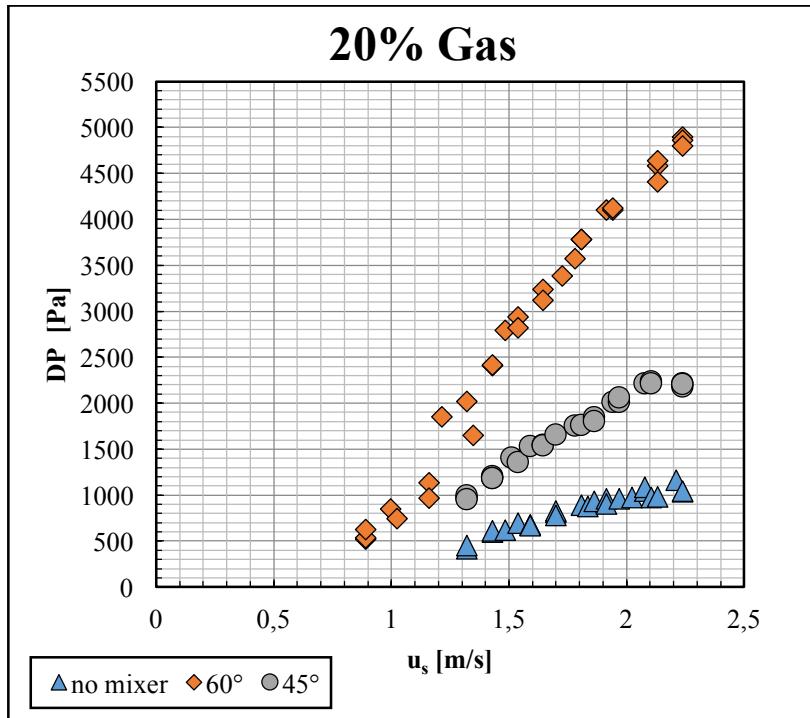


Figura 3.3 - Perite di carico in funzione della velocità superficiale; sono state misurate con una portata ti gas all'interno della tubazione pari allo 20% della portata volumetrica di liquido.

La velocità superficiale, u_s , è stata calcolata in modo differente a seconda in cui sia stata presente la portata di fase gassosa o meno. Infatti, in caso di presenza di fase gassosa:

$$u_s = \frac{\dot{Q}_{gas} + \dot{Q}_{liq}}{A} \quad Eq. (12)$$

che in caso di presenza di solo liquido (0% di portata volumetrica di fase gas) si riduce a:

$$u_s = \frac{\dot{Q}_{liq}}{A} \quad Eq. (13)$$

dove:

u_s = velocità superficiale del liquido o della miscela;

\dot{Q}_{gas} = portata volumetrica di gas nella tubazione;

\dot{Q}_{liq} = portata volumetrica di liquido nella tubazione;

A = sezione della tubazione.

Osservando le Figure 3.1, 3.2 e 3.3 si può vedere, come ci aspettavamo dalla formula teorica, che in ciascun caso le curve hanno un andamento di tipo polinomiale di secondo ordine. Inoltre, ci si aspettava che l'andamento delle perdite di carico per il miscelatore con le lame a 60°, rispetto al flusso principale, fosse maggiore che negli altri due casi. Questo perché tale miscelatore induce una maggiore variazione di direzione di flusso e, di conseguenza, una maggiore dissipazione dell'energia. Tutto questo è stato dimostrato praticamente attraverso la campagna di misure. Analizzando l'andamento dei grafici, si

osserva come in tutti e 3 i casi (0%, 10%, 20% gas), a parità di velocità superficiale, le perdite di carico indotte dal miscelatore con le lamine a 60° sono circa il doppio di quelle indotte dal miscelatore con le lamine a 45° . Si può notare inoltre che, per entrambe le miscele gas-liquido, sotto una certa velocità (nel caso a 10% $u_s = 1,25 \text{ m/s}$, mentre nel caso a 20% $u_s = 1,30 \text{ m/s}$), vi è un salto improvviso nei valori misurati delle perdite di carico. Ciò è causato, probabilmente, da un cambio di regime fluidodinamico, infatti sotto una certa portata di liquido si poteva vedere visivamente che il flusso da omogeneo diventava stratificato. In presenza della fase gassosa non sono state analizzate velocità inferiori a 1,2 m/s con il modello di miscelatore con le lamine inclinate 45° . Questo perché, avendo eseguito per prime le misure con il modello con le lamine a 60° , era già stato notato il cambiamento del regime del flusso sotto una certa velocità e l'inutilità delle misure.

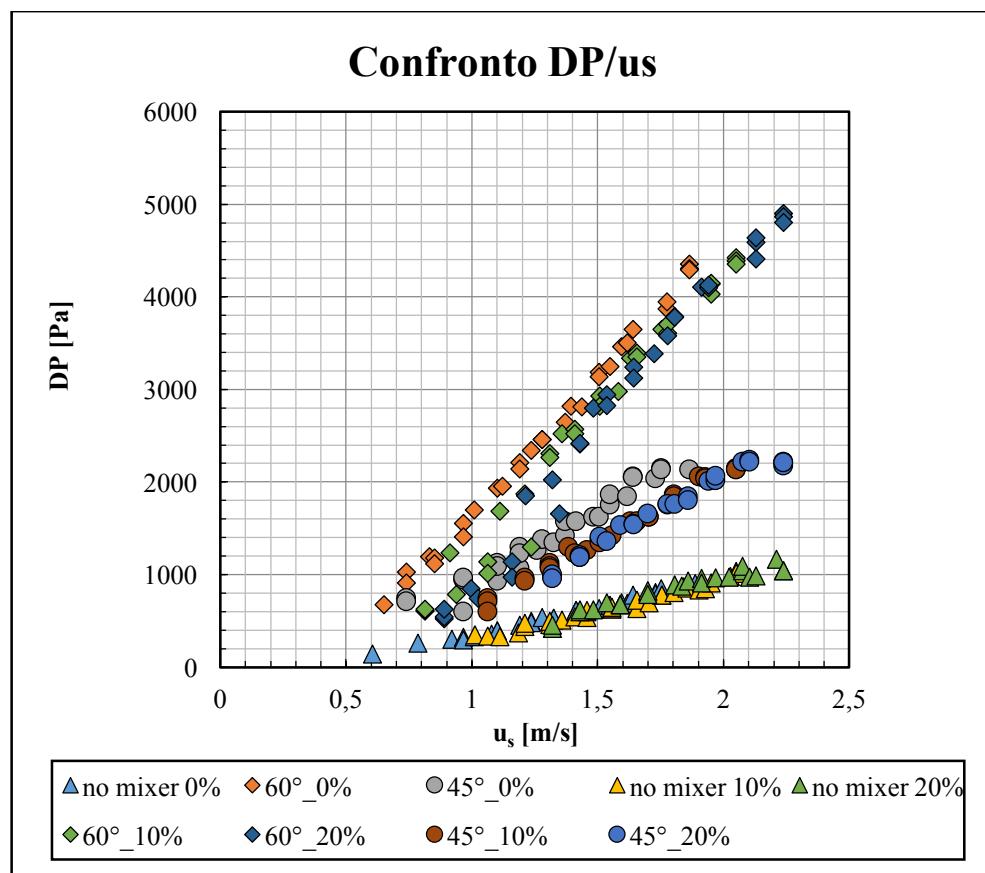


Figura 3.4 –Confronto delle misure di perdite di carico nei tre casi: 1) senza miscelatore 2) con miscelatore (lamine 45°) 3) in con miscelatore (lamine 60°).

Alquanto poco influente, invece, è la composizione della miscela; infatti, a parità di portata di liquido, sia nel caso in cui le misure siano state acquisite con i miscelatori che senza, il dato relativo alla perdita di carico non varia molto al variare della portata di gas. L'andamento sperimentale delle perdite di carico può essere giustificato dall'osservazione che: all'aumentare della portata di fase gassosa e mantenendo costante la fase liquida, la

densità della miscela diminuisce mentre aumenta la velocità media. I due effetti quasi si compensano e come risultato si osserva che: le perdite di carico sono debolmente influenzate dal valore della portata del gas. Si può solo notare che: con l'utilizzo di entrambi i miscelatori, sono leggermente maggiori le perdite di carico con lo 0% di gas nel flusso rispetto a quelle delle miscele gas-liquido. Questo deriva dal fatto di una diminuzione di densità all'interno della tubazione, infatti, aggiungendo del gas alla portata di solo liquido la densità della miscela è minore di quella del solo liquido. E questo induce le perdite di carico a diminuire.

I risultati sperimentali, infine, sono stati utilizzati per calcolare il coefficiente di resistenza localizzata caratteristico dei miscelatori, K_{mix} , in questo caso ricavato dall'equazione:

$$R_{mix} = K_{mix} \left[\frac{1}{2} \rho u_s^2 \right] \quad Eq. (14)$$

che quindi può essere riscritta come:

$$K_{mix} = \frac{2 \cdot R_{mix}}{\rho u_s^2} \quad Eq. (15)$$

dove:

R_{mix} = perdita di carico concentrata indotta dal solo miscelatore;

ρ = densità media della miscela aria-acqua (calcolata su Excel) o del solo liquido (acqua);

u_s = velocità superficiale del fluido o della miscela all'interno della tubazione.

Nelle Figure 3.5, 3.6, 3.7 sono riportati gli andamenti delle K in funzione della velocità superficiale del fluido (in caso di portata di gas pari allo 0%) o della miscela (in caso di portata di gas pari al 10% e al 20%):

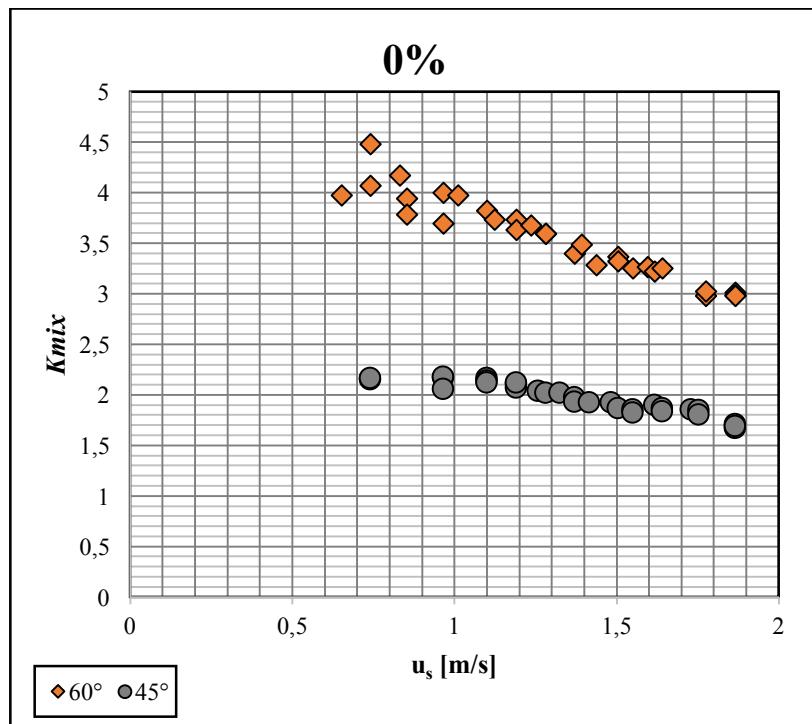


Figura 3.5 - Coefficiente di resistenza localizzata in funzione della velocità superficiale calcolato con la portata di gas pari allo 0% della portata di liquido.

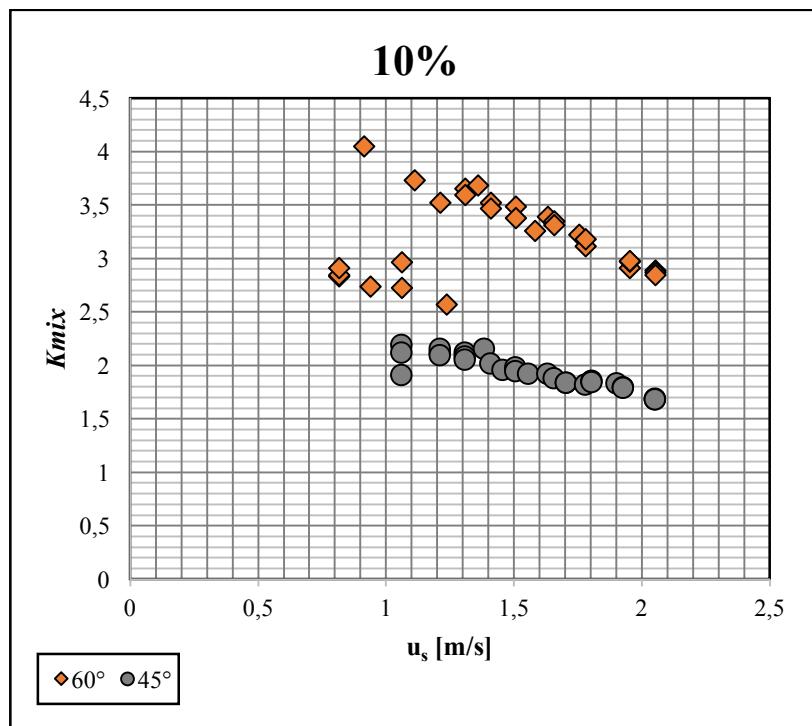


Figura 3.6 - Coefficiente di resistenza localizzata in funzione della velocità superficiale calcolato con la portata di gas pari allo 10% della portata di liquido.

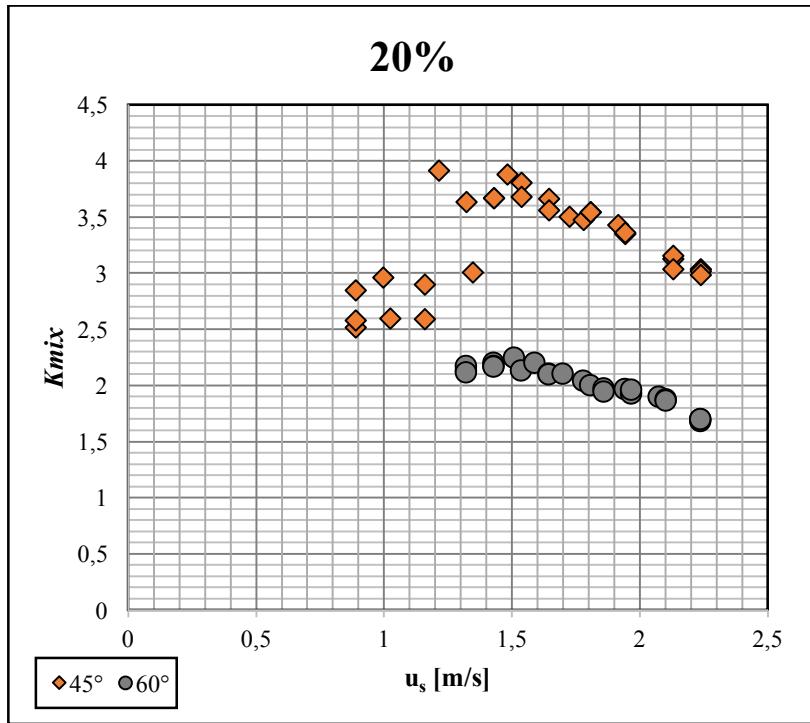


Figura 3.7 - Coefficiente di resistenza localizzata in funzione della velocità superficiale calcolato con la portata di gas pari allo 20% della portata di liquido.

Come ci confermano anche questi grafici: quando siamo in presenza della miscela gas-liquido, a velocità basse il flusso cambia regime, diminuendo bruscamente il coefficiente K . Dai grafici si nota che il coefficiente K non dipende molto dalla velocità superficiale, infatti ha un andamento quasi piatto; per questo è stato possibile calcolare, per ogni miscelatore, sei differenti coefficienti, K_{medio} . Tali coefficienti sono stati ricavati come la media dei K calcolati ad ogni portata (quindi velocità), in ogni condizione (0%, 10% e 20% gas), calcolati considerando come densità quella dell'acqua (Tabella 1).

Miscelatore	0% gas	10% gas	20% gas
	K_{mix0}	K_{mix10}	K_{mix20}
45°	1,96	1,73	1,61
60°	3,56	2,92	2,74

Tabella 1 – Questa tabella raffigura i 3 coefficienti medi K_{medio} calcolati, per ogni miscelatore, considerando come densità, la densità dell'acqua.

Dalla Tabella 1 si nota come al crescere della portata volumetrica di gas diminuisca il valore di K . Il motivo di ciò è che aumentando la portata di gas la densità della miscela diminuisce.

I coefficienti K , riportati in Tabella 2, sono stati calcolati considerando come densità, la densità media della miscela aria-acqua. Quest'ultima è stata stimata approssimativamente uguale al rapporto:

$$\rho_{\text{misc}} = \frac{\dot{Q}_{\text{gas}}\rho_{\text{gas}} + \dot{Q}_{\text{liq}}\rho_{\text{liq}}}{\dot{Q}_{\text{liq}} + \dot{Q}_{\text{gas}}} \quad \text{Eq. (16)}$$

dove:

ρ_{misc} = densità della miscela;

ρ_{liq} = densità del liquido;

ρ_{gas} = densità del gas;

\dot{Q}_{gas} = portata di gas;

\dot{Q}_{liq} = portata di liquido.

Miscelatore	0% gas	10% gas	20% gas
	$K_{\text{mix}0}$	$K_{\text{mix}10}$	$K_{\text{mix}20}$
45°	1,96	1,93	2,01
60°	3,56	3,25	3,42

Tabella 2 – Questa tabella raffigura i 3 coefficienti medi K_{medio} calcolati, per ogni miscelatore, considerando come densità, la densità media della miscela aria-acqua (nel caso della portata di gas pari allo 0% è stata usata la densità dell'aqua).

Confrontando le due tabelle notiamo che: i dati utilizzanti la densità media della miscela aria-acqua (tranne che con lo 0% di portata di gas) sono leggermente maggiori dei dati ricavati con la densità dell'acqua, poiché la densità utilizzata nella Tabella 2 è inferiore a quella utilizzata nella Tabella 1. Il coefficiente K , quindi dovrebbe diminuire all'aumentare della portata di gas all'interno della tubazione; ma la $K_{\text{mix}20}$, per il miscelatore con le lamine a 45° (Tabella 2), è più grande delle altre due, e per il miscelatore con le stesse a 60° è più grande della $K_{\text{mix}10}$. La possibile spiegazione di questo fatto è riconducibile ad eventuali errori sperimentali oppure nell'aver considerato che il sistema fosse perfettamente miscelato e quindi al calcolo di una densità media della miscela. Si può notare, inoltre, che

in entrambe le tabelle il coefficiente K è molto maggiore per il miscelatore con le lamine a 60° che per il miscelatore con le stesse a 45° . Questa indicazione ci conferma quello che era già stato detto in precedenza, cioè che le perdite di carico indotte dal miscelatore con le lamine a 60° sono maggiori di quelle causate dal miscelatore con le lamine a 45° .

3.2 PIV

Nella tecnica PIV è fondamentale definire la sezione di analisi, poiché a seconda della distanza dal miscelatore i profili di velocità non sono gli stessi. In questo lavoro di tesi tutte le immagini sono state acquisite a 113 mm dalla sezione di uscita del miscelatore, in modo che la sezione presa in analisi (posta a 135 mm) potesse essere analizzata con chiarezza.

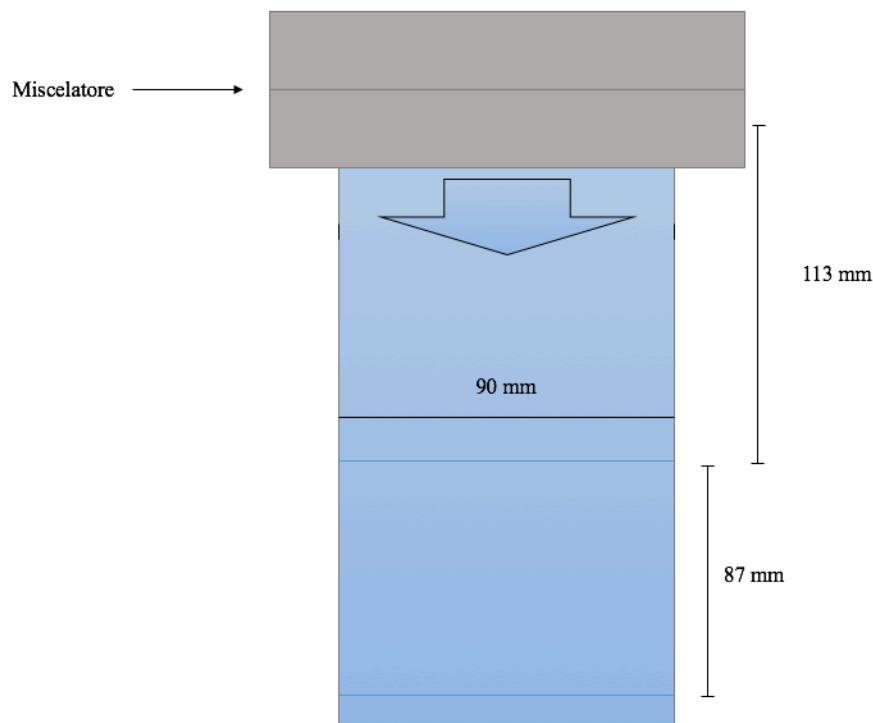


Figura 3.8 –Sezione in analisi vista dall'alto

La Figura 3.8 mostra l'area di interrogazione presa in considerazione con la tecnica PIV. Mediante la tecnica PIV è stato possibile costruire mappe vettoriali (come quella in Figura 3.9), attraverso un'elaborazione delle immagini raccolte.

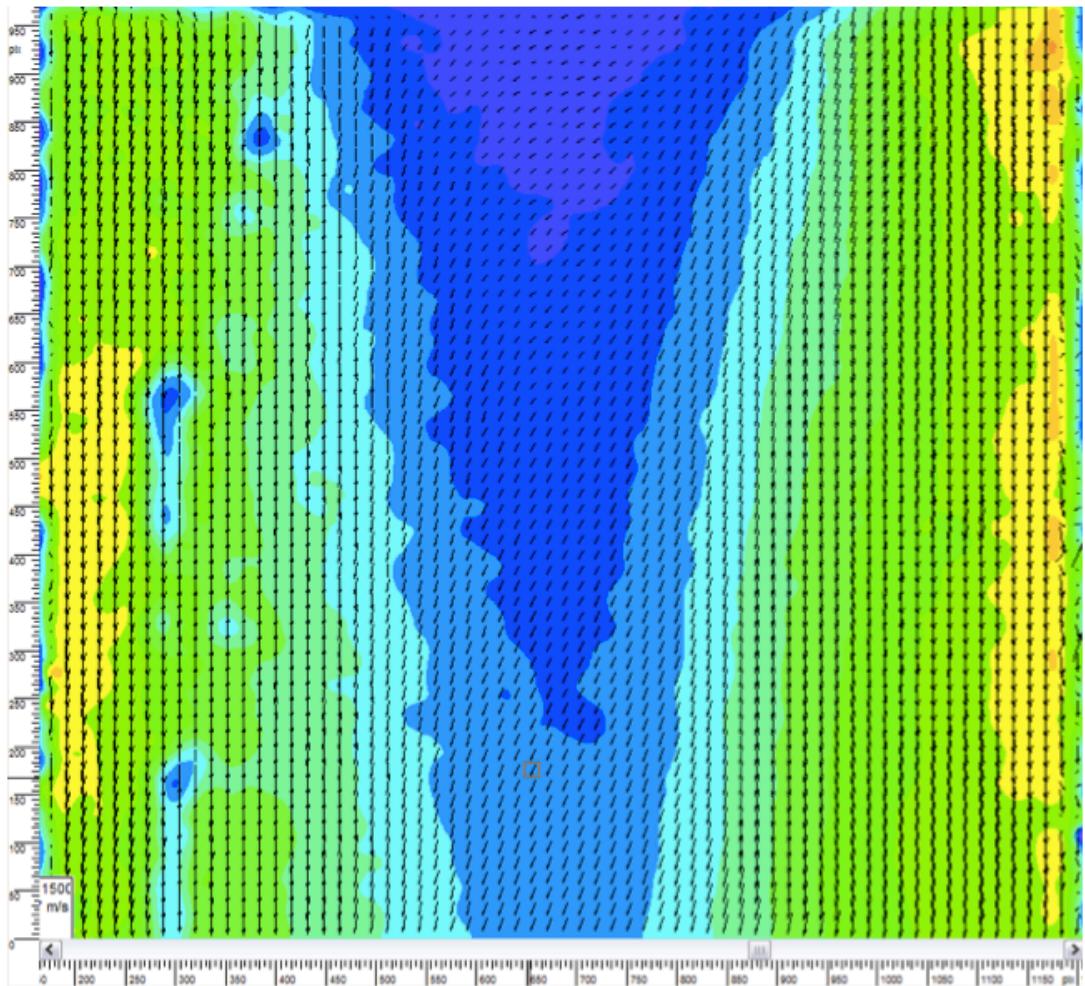


Figura 3.9 – Esempio di un risultato dell’elaborazione delle immagini, dato da Flowmanager.

Le mappe sono in grado di indicare la direzione, l’intensità e il verso di ogni singolo vettore presente. In questa mappa la superficie blu indica la zona in cui il fluido è più lento, mentre le superfici verdi e gialle zone in cui la velocità è maggiore. Tramite Excel, sono stati isolati i valori relativi della sezione di nostro interesse, distante $L/D = 1.5$ dall’uscita del miscelatore, e in seguito costruiti grafici che rappresentassero il profilo di velocità in funzione della posizione lungo il diametro.

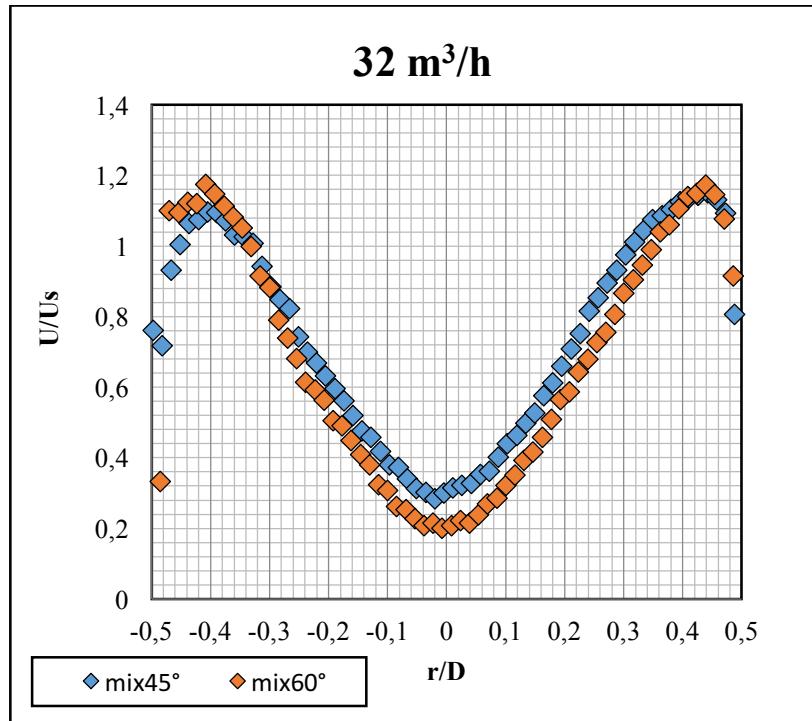


Figura 3.10 Grafico che raffigura il profilo d'velocità in funzione della posizione lungo il diametro del tubo. Dati raccolti con una portata di $32 \text{ m}^3/\text{h}$.

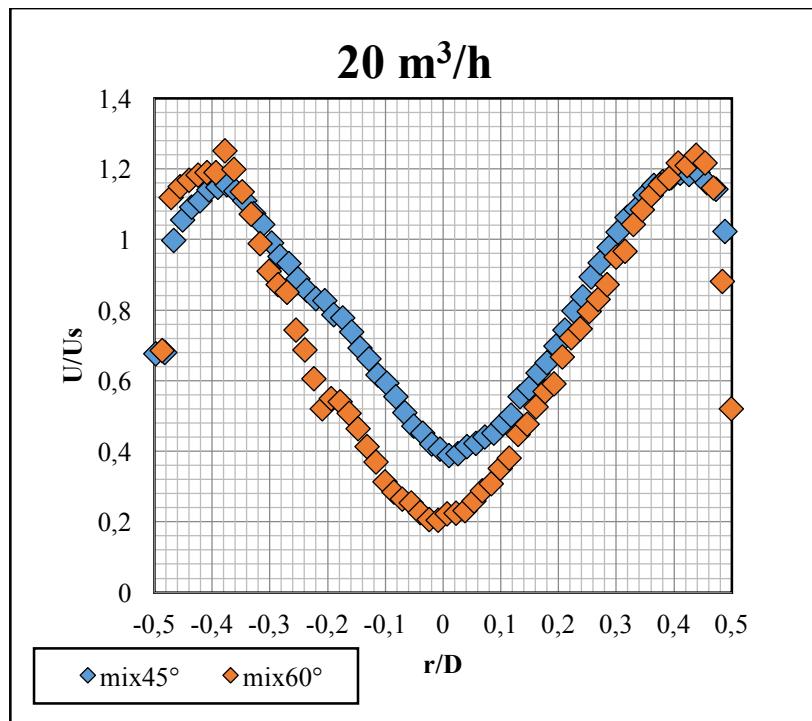


Figura 3.11 –Grafico che raffigura il profilo d'velocità in funzione della posizione lungo il diametro del tubo. Dati raccolti con una portata di $20 \text{ m}^3/\text{h}$.

Nei grafici in Figura 3.10 e 3.11 l'asse delle x rappresenta la coordinata radiale r/D , che sarà quindi nulla al centro e pari a ± 0.5 in corrispondenza delle pareti del tubo. Mentre, quello delle y rappresenta la velocità assiale del fluido. Da notare che solo una minuscola frazione di flusso penetra il tubo venturi, la rimanente parte o viene deviata dalle lame o

frenata bruscamente dal mozzo. Come si può osservare nelle Figure 3.10 e 3.11, questo si traduce in un aumento della velocità assiale in prossimità delle pareti del tubo, e velocità relativamente basse al centro. A $L/D = 1.5$ (135 mm) dall'uscita del miscelatore, quindi dal tubo Venturi, la regione ad alta velocità che si realizza allo sbocco del condotto Venturi non è più visibile dalle mappe di velocità locale e prevale l'effetto "freno" causato dal mozzo del miscelatore. I due picchi delle curve rappresentano, invece, la zona in cui il flusso si imbatte nelle lame. Il flusso non viene frenato ma soltanto deviato, ciò determina una velocità maggiore vicino alle pareti della tubazione, per dopo riscendere sin a tendere a zero in prossimità delle stesse. Essendo ancora piuttosto vicini al miscelatore i flussi, alle due portate, non possono avere profili di velocità molto diversi, infatti possiedono profili paragonabili. Dai grafici si nota che al variare del miscelatore i profili di velocità assiale variano poco, questo è dovuto dal fatto che questi raffigurano la velocità in direzione del flusso, e non la velocità radiale (la quale utilizzando il miscelatore con le lame a 60° , quindi deviando maggiormente la direzione del flusso, è molto maggiore).

3.3 Tecnica PLIF

Come nella tecnica PIV, è di fondamentale importanza mettere in chiaro la sezione analizzata, poiché il grado di miscelazione varia al variare della distanza dal miscelatore. Nel lavoro svolto la posizione della camera e del laser, rispetto al miscelatore, è stata modificata due volte, per un totale di quattro sezioni analizzate per portata di fluido e otto per miscelatore. Le prime immagini sono state acquisite sempre a 113 mm dall'uscita del miscelatore, affinché si potessero analizzare distintamente le sezioni fotografate (poste a 135 mm e 180 mm). Il secondo set è stato registrato a una distanza di 250 mm, sempre per lo stesso fine, ma le sezioni in analisi erano poste a 270 mm e 315 mm.

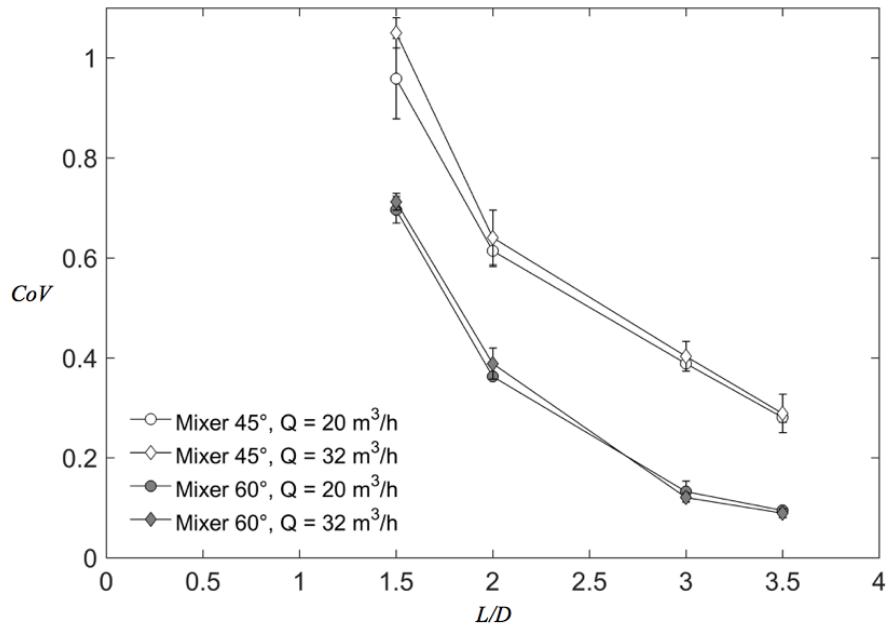


Figura 3.12 – Grafico che mostra il coefficiente di variazione in funzione della lunghezza di miscelazione adimensionale.

Convenzionalmente, un sistema si considera ben miscelato quando da luogo a valori di CoV inferiori a 0,05. Nel presente lavoro di tesi, CoV inferiori al 0,05 non sono stati rinvenuti con nessuno dei miscelatori per $L/D < 3,5$. Si vede chiaramente dal grafico in Figura 3.12 che: alla distanza di 1,5 diametri, per entrambe le portate e per entrambi i miscelatori, l’omogeneizzazione è ancora lontana. Un altro aspetto molto evidente è che il miscelatore con le lamine inclinate a 60° ha un’efficienza di miscelazione migliore, poiché a 3,5 diametri possiede un CoV inferiore a 0,1. Per il miscelatore con le lamine inclinate a 60° vediamo che gli andamenti del CoV per entrambe le portate sono praticamente sovrapponibili, per quello con le lamine inclinate a 45° , a 1,5 diametri si nota un CoV di poco inferiore quando il flusso ha una portata di $32 \text{ m}^3/\text{h}$, anche se la differenza è praticamente trascurabile. In questo caso, l’aumento di velocità incrementa il grado di miscelazione, mentre utilizzando l’altro miscelatore, la maggiore deviazione del flusso provocata da una maggiore inclinazione delle lamine, è sufficiente a rendere lo stesso grado di miscelazione per due portate così differenti.

4.CONCLUSIONI

Nel presente lavoro di tirocinio sono stati caratterizzati sperimentalmente due miscelatori statici utilizzati nell'industria di processo, denominati Twin_P. Oggi la miscelazione “*in-line*”, utilizzante miscelatori statici compatti compresi tra due flange, è una delle operazioni su cui alcune industrie di processo investono di maggiormente.

Durante l'attività, i miscelatori sono stati analizzati sotto l'aspetto delle perdite di carico indotte dai miscelatori stessi, del campo di velocità e dell'efficienze di miscelazione. Tutte le tecniche utilizzate sono non intrusive. Le perdite di carico sono state misurate tramite un manometro a U; la misura del campo di velocità è avvenuta tramite tecnica PIV, e dell'efficienza di miscelazione, tramite la tecnica PLIF. La famiglia di miscelatori compatti ha dimostrato di possedere buone caratteristiche di miscelazione in particolare con la serie realizzata con lamine inclinate di 60° rispetto alla direzione del flusso principale. Il modello con lamine inclinate di 45° permette di ottenere una perfetta miscelazione ad una distanza maggiore rispetto al caso precedente ma le perdite di carico risultano decisamente inferiori, circa la metà. I mixer con lamine inclinate a 60° permettono di ottenere l'omogeneizzazione di due fluidi perfettamente miscibili presumibilmente entro una distanza pari a 4 diametri dalla sezione di uscita del miscelatore. Caratteristica richiesta ad esempio in molti impianti di trattamento acque.

Bibliografia

- Bakker, M. (1949). Dispositif pour preparer du beton ou une matiere analogue. *Brevetto n. 959,155*. Francia.
- Brechtersbauer, C. R. (2001). Reaction engineering evaluation and utilization of static mixer technology for the synthesis of pharmaceuticals. *Organic Process Research , 5*, 646–651.
- F. Alberini, M. J. (2013). Use of an Areal Distribution of Mixing Intensity to Describe Blending of Non-Newtonian Fluids in a Kenics KM Static Mixer Using PLIF. *AICHE (American Institute of Chemical Engineers) Journal , 60*, 332-342.
- Giuseppe Biardi, M. D. (1993). *Miscelazione*. Tratto da Enciclopedia Treccani [on-line]: [http://www.treccani.it/enciclopedia/miselazione_\(Enciclopedia-Italiana\)/](http://www.treccani.it/enciclopedia/miselazione_(Enciclopedia-Italiana)/)
- Jones, S. S. (2002). Numerical modeling of helical static mixers for water treatment. *Journal of Environmental Engineering , 128*, 431–440.
- Lynn R. (1958). Turbulator. *Brevetto n. 2,852,042*. US.
- Manari D. (2014). Caratterizzazione fluidodinamica di un miscelatore statico innovativo. *Tesi di Laurea Magistrale , 44-45*. Bologna
- Nese F.G. (2004). Sviluppi nelle tecniche PIV stereoscopiche - Errori di allineamento ed applicazioni allo studio termo-fluidodinamico di un getto che si immette in un flusso trasversale. *Tesi Dottorato*. Napoli.
- Paglianti A., M. G. (2015). Blending of miscible liquids with different densities and viscosities in static mixer. *Chemical engineering science , 141*, 250-260.
- Paolo Laporta, G. P. (2007). *Laser*. Tratto da Enciclopedia Treccani [on-line]: http://www.treccani.it/enciclopedia/laser_res-b7f3cb37-9bc0-11e2-9d1b-00271042e8d9_%28Enciclopedia-Italiana%29/
- Paul E., A.-O. V. (2004). *Handbook of industrial mixing, science and practice*. John Wiley and sons. 244-246 / 391-412
- Petrole L. C. (1931). Dispositif pour le mélange de deux ou plusieurs fluides. *Brevetto n. 735,033*. Francia.
- R. K. THAKUR, C. V. (2003). STATIC MIXERS IN THE PROCESS INDUSTRIESDA REVIEW. *Institution of Chemical Engineers , 81*, 787-826.
- Rabha, S. S. (2015). Visualization and quantitative analysis of dispersive mixing by a helical static mixer in upward co-current gas–liquid flow. *Chemical Engineering Journal , 262*, 527–540.

Rakoczy, R. M. (2011). The effects of power characteristics on the heat transfer process in various types of motionless mixing devices. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* , 50, 959–969.

Scott, P. (2012, 3 5). *Rhodamine 6G*. Tratto da Oregon medical laser centre: <http://omlc.org/spectra/PhotochemCAD/html/083.html>

Sutherland, W. (1874). Improvement in apparatus for preparing gaseous fuel. *Brevetto n. 1784*. UK .

Theron, F. S. (2011). Comparison between three static mixers for emulsification in turbulent flow. *International Journal of Multiphase Flow* , 37, 488–500.

Ugwu, C. O. (2002.). Improvement of mass transfer characteristics and productivities of inclined tubular photobioreactors by installation of internal static mixers. *Appl Microbiol Biotechnol* , 58, 600–607.