

**ALMA MATER STUDIORUM - UNIVERSITA' DI BOLOGNA**

SECONDA FACOLTA' DI INGEGNERIA  
CON SEDE A CESENA

**CORSO DI LAUREA**  
IN INGEGNERIA AEROSPAZIALE

Sede di Forlì

ELABORATO FINALE DI LAUREA  
In AERODINAMICA DEGLI AEROMOBILI

**STUDIO E MESSA A PUNTO DI UN NUOVO APPARATO PER  
L'ANALISI DELLA DINAMICA DELLA SEDIMENTAZIONE IN  
FLUSSI BIFASE**

CANDIDATO

RELATORE

Valerio Alfredo Di Loreto

Prof. Alessandro Talamelli

Anno Accademico 2010 / 2011

Sessione III

# Sommario

Questa tesi è stata svolta presso il KTH Royal Institute of Technology di Stoccolma sotto la supervisione del Prof. Fredrik Lundell e Prof. Alessandro Talamelli.

Lo sviluppo e la messa a punto dell'apparato oggetto della tesi è da considerarsi come parte di un più ampio progetto, sponsorizzato dall'industria cartaria svedese, il cui scopo ultimo è il miglioramento e l'ottimizzazione dei processi industriali che portano alla formazione dei prodotti cartacei.

La tesi proposta dal candidato è la continuazione della tesi magistrale del Dott. Gabriele Bellani e del Dott. Enrico Benini, svolta nel 2005 presso il KTH Royal Institute of Technology di Stoccolma, sotto la supervisione del Prof. Fredrik Lundell e del Prof. Alessandro Talamelli. La tesi di Bellani e Benini tratta della progettazione e costruzione di un apparato per lo studio della dinamica della sedimentazione di fibre e agglomerati di fibre. Data l'entità delle interazioni tra il fluido e le fibre, tali dinamiche sono in buona parte sconosciute. Tuttavia, da queste dinamiche dipende la disposizione delle fibre che influenzerà direttamente la qualità del prodotto finale. E' quindi fondamentale migliorare la conoscenza delle interazioni fluido-fibra e la dinamica delle fibre per poter ottimizzare i processi di produzione.

L'apparato in esame convoglia un flusso ascendente di acqua in un condotto divergente in cui è presente un gradiente negativo di velocità, questo per far in modo che le fibre, immerse in tale flusso, potessero giungere in una zona in cui la resistenza idrodinamica del flusso eguagliasse la forza di gravità agente sulle fibre.

Questa idea permette dunque di mantenere le fibre ferme nel flusso in una zona che può essere oggetto di acquisizione di immagini, utilissime per comprendere le dinamiche di queste fibre.

Questa tesi tratterà dello sviluppo di questo nuovo apparato sperimentale e della messa a punto di un nuovo sistema di iniezione e di controllo degli agglomerati di fibre.

Il lavoro del candidato è stato dunque quello di rendere pienamente operativo l'apparato, migliorandone tutti aspetti che potessero rendere successivamente un facile utilizzo per la sperimentazione.

I punti cardini del lavoro sono:

- Miglioramento del flusso, renderlo il più omogeneo possibile e quindi non influenzante i moti e le dinamiche delle fibre oggetto di interesse.
- Creazione di un nuovo sistema di generazione forzata di vari tipi di flocc e della loro iniezione all'interno del flusso ascendente.
- Creazione un sistema di controllo raffinato della velocità del flusso attraverso un articolato sistema di pompaggio.
- Messa a punto dell'iter di sperimentazione e dei metodi per le acquisizione delle immagini.
- Esecuzione di prime misure su agglomerati di fibra creati con il nuovo sistema. In particolare: (i) misure quantitative sulla velocità di agglomerati in funzione della dimensione; (ii) acquisizione di immagini e analisi qualitativa della dinamica di sedimentazione degli agglomerati.

## Abstract:

The present work was conducted at the KTH Royal Institute of Technology of Stockholm, under the supervision of Prof. Fredrik Lundell and Prof. Alessandro Talamelli.

The development and finalization of the apparatus which is the subject of the thesis is to be considered as part of a larger project, sponsored by the Swedish paper industry, whose ultimate aim is the improvement and optimization of industrial processes used in the paper production.

The thesis proposed by the examinee is a continuation of an idea for creating a new apparatus for studying the dynamics of fibers used in the paper in a water flow, made in 2005 by the students Gabriele Bellani and Enrico Benini under the supervision of Prof. Fredrik Lundell and Prof. Alessandro Talamelli.

This idea was born in order to clarify the dynamics of single fibers and fiber agglomerates called flocs, inside a water flow, as these are still largely unknown. From these dynamics depend on the arrangement of the fibers that will directly affect the quality of the final product. Therefore it is important to improve knowledge of the fiber-fluid interactions and dynamics of the fibers to optimize production processes.

This thesis will discuss the development and the fixing of this new apparatus which is still presented in an initial state of construction and design.

The apparatus in question pushes an upward flow of water in a divergent duct in which there is a negative gradient of velocity, this in order to ensure that the fibers, immersed in this flow, could arrive in an area in which the hydrodynamic resistance of the flow would equal the force of gravity acting on the fibers. This idea allows to maintain the fibers in the steady flow in an area that can be the subject of image acquisition, useful for understanding the dynamics of these fibers.

The main features of the work are:

- Improvement of the flow, making it as homogeneous as possible and thus not influencing the movements and the dynamics of the fibers object of interest.
- Creation of a new system to generate various types of flocs and their injection into the ascending flow.
- Creating a system of fine control of flow rate through a system of pumping.
- Development of the process of experimentation and the methods for the acquisition of images.
- Finally, the candidate has managed to acquire a series of films and images that have been shown the efficiency of the apparatus and brought to light the dynamics of flocs never displayed before, thus confirming the goodness of the initial idea and the extreme interest of this type of experimentation.

# Indice:

## Introduzione

### 1 Aspetti teorici

- 1.1 Meccanica dei fluidi
- 1.2 Flusso bifase (two-phase flow)
- 1.3 Flusso con fibre in sospensione
- 1.4 Flocculazione

### 2 L'Apparato sperimentale

- 2.1 Descrizione del precedente apparato e problemi riscontrati
  - 2.1.1 Iniettore dei floccs
  - 2.1.2 Sistema di pompaggio
- 2.2 Problemi in fase sperimentale

### 3 Qualità del flusso

- 3.1 Problemi riscontrati
- 3.2 La spugna : tipologia e dimensioni e importanza di evitare le disomogeneità del mezzo poroso
- 3.3 Miglioramenti idrodinamici del dotto.
- 3.4 Massimo angolo di deflessione delle pareti mobili per evitare effetti di separazione.
- 3.5 Risultati dei miglioramenti apportati

### 4 Generazione forzata e iniezione dei floccs

- 4.1 Precedente iniettore e problemi riscontrati
- 4.2 Nuovo iniettore
- 4.3 Circuito di generazione forzata dei floccs
- 4.4 Procedura di generazione e iniezione dei floccs

### 5 Valutazioni sulle velocità del flusso e nuovo sistema di pompaggio

- 5.1 Velocità e portata del flusso necessarie
- 5.2 Sistema di pompaggio
  - 5.2.1 Vecchio sistema di pompaggio
  - 5.2.2 Nuovo sistema di pompaggio
- 5.3 Funzionamento e modalità di controllo della velocità del flusso

### 6 Esperimenti

- 6.1 Procedura degli esperimenti
  - 6.1.2 Acquisizione delle immagini
- 6.2 Velocità terminali di sedimentazione
- 6.3 Filmati acquisiti e prime considerazioni
  - 6.3.1 Dinamiche di fibre libere attorno ad un flocc
  - 6.3.2 Interazioni tra due floccs
- 6.4 Future sperimentazioni

### Conclusioni

# Introduzione

Il progetto di ricerca presso il KTH Royal Institute of Technology di Stoccolma ha come obiettivo la migliore comprensione della dinamica delle fibre di cellulosa impiegate nella produzione cartaria nel fluido acqua.

Nello specifico si vuole riprodurre ed in seguito analizzare un particolare processo in cui le fibre tendono ad agglomerarsi in piccoli nuclei chiamati flocs e la loro dinamica in un flusso d'acqua.

La dinamica di questi agglomerati è fortemente diversa dalla dinamica delle singole fibre che lo compongono, ed è, per questo motivo, di estrema utilità lo studio della loro formazione ed evoluzione. Questo infatti inciderà sulla distribuzione delle fibre sul telaio e quindi nella finale uniformità e qualità della carta. La pasta di acqua e fibre impiegata nella produzione cartaria è formata dal 99% di acqua, da qui si intuisce l'importanza di uno studio fluidodinamico del problema.

Ma l'utilità del progetto è sicuramente più ampia rispetto al solo campo della produzione cartaria. I fenomeni di flocculazione, infatti, riguardano molteplici campi di estremo interesse, come la medicina ed applicazioni legate alla chimica.

La dinamica della sedimentazione delle fibre può essere descritta solo marginalmente dalle equazioni di Navier-Stokes, per cui possiamo per esempio determinare come si comporta una singola particella tridimensionale immersa in un fluido di cui può essere calcolata la sua velocità di sedimentazione. Questi risultati diventano uno strumento utile ma non sufficiente per capire i meccanismi che agiscono in un flusso multifase, cioè un flusso in cui sono presenti materiali in diverse fasi (solido liquido gas). Infatti questa base teorica non può prendere in considerazione e descrivere i differenti tipi di interazioni presenti nei flussi in cui è presente una certa concentrazione di particelle. Per questo motivo è necessario integrare l'analisi teorica ad una approfondita analisi sperimentale.

Presso il dipartimento di fluidodinamica del KTH di Stoccolma è presente un laboratorio "water lab" all'avanguardia nella ricerca di queste specifiche problematiche. All'interno di questo laboratorio gli studenti Gabriele Bellani ed Enrico Benini, sotto la supervisione del Prof. Fredrik Lundell e del Prof. Alessandro Talamelli hanno sviluppato l'idea per un nuovo esperimento che, come avviene nelle gallerie del vento, mantenesse un flusso, in questo caso d'acqua, ad una velocità costante ed avere gli oggetti in esame, fibre e flocs, stabili al suo interno e quindi estendere indeterminatamente il tempo dell'esperimento, cosa che non avveniva con precedenti esperimenti, limitati al tempo di sedimentazione.

Il primo prototipo dell'esperimento mostrava diverse problematiche, riguardanti turbolenze presenti nel dotto, scarsa controllabilità di tutti i parametri in particolare modo della velocità del flusso e mancava di un sistema di generazione forzata dei flocs e di un adeguato sistema di iniezione di questi nel flusso.

Il compito del candidato Valerio Alfredo Di Loreto è stato quello di rendere operativo a tutti gli effetti questo apparato, risolvendo tutte le problematiche sopra descritte e progettando e costruendo nuovi sistemi e soluzioni, rendendo possibile iniziare, nelle migliori condizioni, la sperimentazione.

La realizzazione del progetto ha permesso una perfetta visione dell'evoluzione di alcuni floc all'interno del flusso ed è stato possibile realizzare filmati che hanno

evidenziato da subito alcuni fenomeni di estremo interesse che possono aprire la strada a futuri studi e sperimentazioni.

### **Struttura della tesi:**

Il primo capitolo, introduce le equazioni che regolano i fenomeni fluidodinamici che saranno di interesse nello svolgimento della tesi.

Nel secondo capitolo verrà fatta una descrizione del vecchio apparato e di tutte le problematiche ad esso legate.

Il terzo capitolo illustra l'importanza della qualità del flusso per avere dei flocc stabili all'interno del dotto divergente e i metodi adottati per evitare indesiderati movimenti secondari ed avere così un flusso ascendente sufficientemente lineare.

Il quarto capitolo descrive un nuovo sistema di generazione e di iniezione forzata dei flocc, il suo design, il suo posizionamento all'interno del dotto, il layout del circuito e la controllabilità di utilizzo.

I prossimi due capitoli esaminano alcune valutazioni sulle differenti velocità dei flocc e quindi la velocità del flusso che sarà necessario avere all'interno del dotto. utilizzando queste informazioni sarà dunque possibile effettuare una appropriata scelta del sistema di pompaggio.

il quinto capitolo illustrerà anche una nuova idea per controllare la velocità del flusso attraverso un sistema di controllo elettronico.

L'ultima parte della tesi illustrerà i primi esperimenti eseguiti con nuovo apparato e alcune valutazioni derivanti dall'analisi delle immagini.

# Capitolo 1

## Aspetti Teorici

### 1.1 Meccanica dei fluidi

Le equazioni della fluido meccanica sono alla base della fisica della sedimentazione. In questo paragrafo verranno presentate le equazioni fondamentali del moto dei fluidi. Le equazioni dei fluidi viscosi possono essere derivate dalle tre leggi di conservazione dei sistemi fisici:

- Conservazione della massa
- Conservazione del momento
- Conservazione dell'energia

Per molte applicazioni per cui lo scambio di calore può essere trascurato, le prime due equazioni sono sufficienti a chiudere il problema.

L'equazione di conservazione della massa, nota anche come equazione di *continuità* determina una equazione scalare e può essere espressa come:

$$m = \rho V = \text{cost} \quad (1.1)$$

dove  $V$  è un volume materiale e  $\rho$  è la densità.

L'equazione (1.1) è equivalente, in termini euleriani a:

$$\frac{Dm}{Dt} = \frac{\partial(\rho V)}{\partial t} + \mathbf{u} \cdot \nabla(\rho V) = 0 \quad (1.2)$$

Mettendo in relazione il volume materiale al campo della velocità  $\mathbf{u}$ , l'equazione di continuità può essere scritta nella forma più comune:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla(\rho \mathbf{u}) = 0 \quad (1.3)$$

La conservazione del momento è un'equazione vettoriale derivata dalla legge di Newton. Nel caso particolare dei fluidi, diventa :

$$\rho \frac{D\mathbf{u}}{Dt} = f_{\text{body}} + f_{\text{surface}} \quad (1.4)$$

sulla sinistra vi è l'accelerazione, mentre sulla destra sono rappresentate le forze esterne applicate al fluido.

Le forze  $f_{body}$  sono quelle applicate a tutta la massa del fluido, nella maggior parte dei casi sono quelle causa del campo gravitazionale, quindi possiamo scrivere  $f_{body} = \rho \mathbf{g}$  dove  $\mathbf{g}$  è l'accelerazione di gravità.

Le forze superficiali  $f_{surface}$  sono causa delle sollecitazioni applicate ai lati di una particella di fluido. Possono essere scritte come la divergenza del tensore  $\tau_{ij}$ , le cui righe corrispondono alle componenti della sollecitazione applicata sui piani definiti dal sistema di riferimento. Queste forze superficiali diventano:

$$f_{surface} = \nabla \cdot \tau_{ij}$$

Il tensore  $\tau_{ij}$  introdotto nell'equazione (1.4) ha nove incognite. E' possibile trascurarne tre di queste, poiché  $\tau_{ij}$  deve essere simmetrico per soddisfare l'equilibrio dei momenti attorno ai tre assi, ma sei equazioni sono ancora necessarie per mettere in relazione le sollecitazioni nel campo della velocità.

Possono essere ottenute assumendo una legge lineare per la variazione degli sforzi viscosi con il rateo di deformazione (Stokes, 1845).

Molti comuni fluidi, come l'acqua e l'aria, soddisfano questa condizione e vengono chiamati fluidi *Newtoniani*.

Tenendo conto della sopracitata ipotesi, è possibile scrivere l'equazione del momento per i fluidi *Newtoniani*, come è stato derivato, indipendentemente da Claude-Louis Navier and George Gabriel Stokes rispettivamente nel 1823 e 1845:

$$\frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} + \mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u} = \mathbf{g} - \frac{1}{\rho} \nabla p + \nu \nabla^2 \mathbf{u} \quad (1.5)$$

Dove  $\nabla p$  è il gradiente di pressione, mentre l'effetto della sollecitazione di taglio viene inclusa nel termine  $\nu \nabla^2 \mathbf{u}$ . Il parametro  $\nu = \mu/\rho$  è la viscosità cinematica, i.e. il rapporto tra  $\mu$ , viscosità dinamica, e densità  $\rho$ .

La parte sinistra dell'equazione (1.5) contiene i termini di inerzia, che sono i maggiori responsabili della non linearità dell'equazione, soprattutto attraverso il termine  $\mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u}$ .

Per risolvere il sistema c'è bisogno di appropriate condizioni al contorno.

Queste possono variare a seconda del problema, ma spesso viene usata una parete solida impermeabile.

Inoltre le due componenti parallele alla parete sono di solito ammesse come pari a zero alla parete e questa è conosciuta come no-slip condition (condizione di non scorrimento).

Naturalmente, a causa della non-linearità dell'equazione del momento, è raramente possibile trovare una soluzione analitica a questo problema e devono essere fatte alcune ipotesi in modo da semplificarla. Ad esempio, in molti casi è ragionevole assumere la densità costante. Pertanto, l'equazione di continuità diventa:

$$\nabla \cdot \mathbf{u} = 0 \quad (1.6)$$

Questa condizione è valida per i liquidi ed è una buona approssimazione per i gas se la velocità relativa è relativamente bassa.

Inoltre se il flusso è costante nel tempo, le derivate del tempo possono essere eliminate. Può essere utile avere equazioni in una forma non dimensionale tale per cui sia possibile studiare con le stesse equazioni le variazioni dei parametri.

La similitudine può essere vista, scalando le variabili in modo appropriato, ad esempio usando le scale caratteristiche di velocità e lunghezza.

Il parametro più importante usato per classificare il problema è il *numero di Reynolds* :

$$Re = \frac{UL}{\nu}$$

dove  $\nu$  è la viscosità cinematica precedentemente definita,  $U$  è la velocità del flusso e  $L$  è una lunghezza caratteristica del dominio.

Pertanto l'equazione non dimensionale del momento può essere scritta come:

$$\frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} + \mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u} = \frac{1}{Fr} \mathbf{g} - \frac{1}{\rho} \nabla p + \frac{1}{Re} \nabla^2 \mathbf{u} \quad (1.7)$$

dove  $Fr = U^2/gL$  è un altro parametro chiamato *numero di Froude*, che rappresenta il rapporto tra l'inerzia (la velocità caratteristica  $U^2$  divisa per la lunghezza  $L$ ) e le forze volumetriche (dovute alla gravità  $\mathbf{g}$ ). Il numero di Reynolds può essere interpretato come il rapporto tra le forze inerziali e quelle viscosi.

In realtà è chiaro dalla equazione (1.7) che aumentando  $Re$ , i.e. per larghe scale e/o alta velocità, il termine relativo alle forze viscosi è trascurabile. Inoltre, per alti numeri di Reynolds, lo scambio di quantità di moto aumenta fino a che il flusso non è più stazionario ed è soggetto a fluttuazioni casuali. Questo regime viene di solito chiamato *turbolenza*. Diversamente, quando le velocità e le scale di lunghezza sono molto piccole (i.e.  $Re \ll 1$ ) le forze dovute alla viscosità diventano molto importanti e quindi, in questo caso, è il termine di inerzia a poter essere trascurato. Questo è conosciuto come *flusso di Stokes* che è descritto dalla equazione:

$$\nabla p \approx \mu \nabla^2 \mathbf{u} \quad (1.8)$$

Questa equazione è ottenuta scalando la pressione con il fattore  $\mu U/L$  (conosciuta come *viscosità di taglio*) anziché con il termine inerziale  $\rho U^2$  (*pressione dinamica*).

Insieme all'equazione di continuità, la (1.8) è un'equazione differenziali lineare alle derivate parziali. Pertanto queste hanno molteplici soluzioni analitiche e numeriche.

Lo svantaggio è che la condizione  $Re \ll 1$  è molto restrittiva, limita le scale sia dimensionali che di velocità, e/o richiede un fluido altamente viscoso. Tuttavia, il flusso di Stokes è molto importante e fornisce gli strumenti utili per descrivere la dinamica di piccole particelle, molto importante nei processi di sedimentazione.

Una soluzione per il flusso attorno a una sfera è stato trovato da Stokes (1851). L'espressione che egli trovò per la resistenza di una sfera immersa, di raggio  $a$ , è la seguente:

$$(1.9)$$

$$F = 4\pi\mu a(u - v) + 2\pi\mu a(u - v) = 6\pi\mu a(u - v)$$

dove  $u$  è la velocità del flusso libero e  $v$  è la velocità della particella. Il primo termine è dovuto alla sollecitazione di taglio, il secondo termine deriva dal gradiente di pressione lungo la superficie della sfera, che è necessario per spostare il flusso contro le forze di viscosità. Il coefficiente di resistenza è ottenuto scalando  $F$  attraverso  $\rho U^2$ , ed è uguale a:

$$C_d = \frac{24}{Re}$$

in cui il numero di Reynolds è calcolato sul diametro della sfera. Di conseguenza, le ipotesi da cui è stato tratto, la forza di resistenza, secondo la formula di Stokes, è valida solo per  $Re < 1$ , ma è possibile estendere la sua validità fino a  $Re = 5$  includendo effetti di inerzia del primo ordine [Oseen (1910)]. Dopo questo limite il flusso comincia a separarsi, i termini dovuti all'inerzia diventano più importanti e la resistenza è quasi interamente dovuta alla resistenza di forma. Un'altra estensione all'analisi di Stokes tiene conto della non uniformità del flusso libero [Happel & Brenner(1973)].

In una forma generale, l'equazione del moto di una particella può essere scritta come:

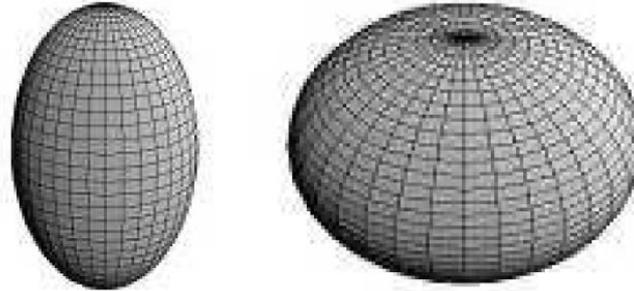
$$m \frac{Dv}{Dt} = \frac{f}{\tau_p} (u - v) + mg \quad (1.10)$$

dove  $f = C_d Re / 24$  è chiamato fattore di resistenza, ed è il rapporto tra il coefficiente di resistenza e la resistenza di Stokes su una sfera di simili dimensioni, mentre  $\tau_p = \rho_a D^2 / 18\mu$  è il *tempo di risposta* della particella, i.e. una misura del tempo necessario alla particella per raggiungere la velocità del flusso libero. Sono disponibili molte correlazioni tra il fattore di resistenza e il numero di Reynolds ed alcune di queste permettono di risolvere l'equazione (1.10) in una forma chiusa.

Inoltre, l'equilibrio della velocità di una singola particella che sedimenta in un flusso stazionario può essere determinata da:

$$V_t = \frac{g\tau_p}{f}$$

L'analisi del flusso di Stokes può essere utilizzata per studiare molte forme tridimensionali. Una forma di nostro particolare interesse è lo *sferoide*. Uno sferoide si ottiene ruotando un'ellisse attorno ad un suo asse. Se la rotazione avviene attorno al suo asse principale, lo sferoide viene chiamato *prolato*, se invece la rotazione avviene attorno all'asse minore abbiamo un *oblato*. (fig.1.1)



(a) Prolato

(b) Oblato

**Figura 1.1** : Sferoidi

La forza di resistenza ha la forma:

$$F = C_{\mu} U b \quad C = cost$$

ed esistono soluzioni esatte per  $C$  attraverso i seguenti coefficienti di resistenza [Clift *et al.*(1978)Clift, Grace & Weber]:

$$C_t \approx 6\pi \frac{4 + a/b}{5} \quad C_n \approx 6\pi \frac{3 + 2 a/b}{5}$$

dove  $C_t$  e  $C_n$  sono i coefficienti di resistenza di uno sferoide avente l'asse di rivoluzione normale o tangenziale al flusso rispettivamente. Da notare che  $a$  è l'asse di rivoluzione mentre  $b$  è l'altro asse dell'ellisse.

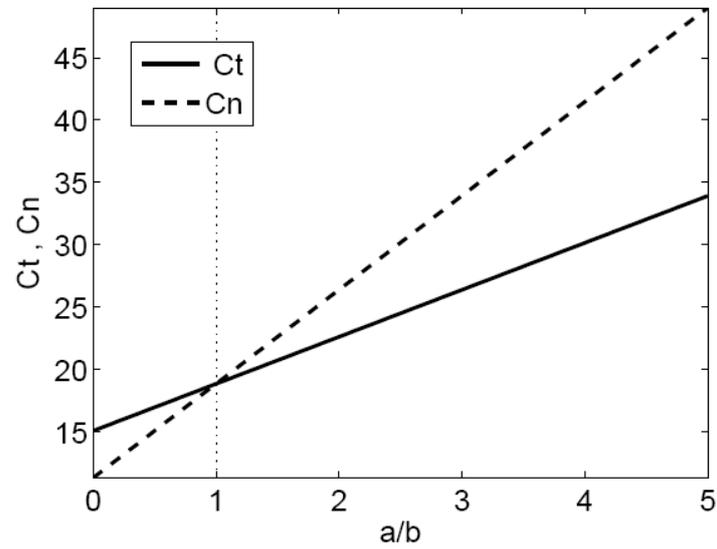
La forma del prolato è di particolare interesse nel nostro caso, perché può essere adattata al caso delle fibre. I coefficienti  $C_t$  e  $C_n$  possono essere calcolati con formule asintotiche:

$$C_t \approx \frac{4\pi a/b}{\ln\left(\frac{2a}{b}\right) - 0.5} \quad C_n \approx 2C_t$$

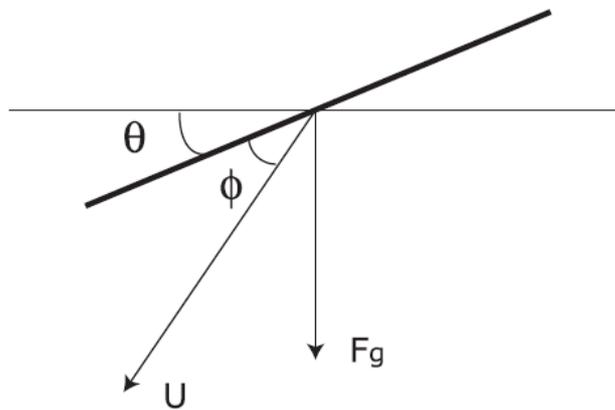
Poiché il flusso di Stokes è lineare, le velocità, lineare e tangenziale, non interagiscono tra loro. Da ciò deriva un comportamento interessante, la direzione lungo la quale la fibra cadrà è determinata da suo orientamento rispetto all'orizzontale. Può essere facilmente calcolata con l'equazione:

$$2\tan\phi = \cot\theta$$

questo perché la fibra deve cadere in modo che la forza di resistenza totale sia verticale e uguale alla forza peso (fig.1.3)



**Figura 1.2 :** Coefficienti di resistenza normale e tangenziale di uno sferoide. Con  $a/b < 1$  lo sferoide è un oblato e  $C_t > C_n$ . Al contrario, per un prolato ( $a/b > 1$ ), incrementando  $a/b$ ,  $C_t$  diventa minore di  $C_n$ .



**Figura 1.3 :** In questa figura sono definiti  $\theta$  e  $\phi$  :  $\theta$  è l'angolo tra l'asse orizzontale e l'asse della fibra,  $\phi$  è l'angolo che la fibra forma con la direzione della velocità  $U$ .

## 1.2 Flusso bifase (two-phase flow)

Si definisce un *flusso bifase* un flusso in cui sono presenti due materiali in diverse fasi, nel nostro caso ad esempio per la presenza di fibre in acqua abbiamo un flusso bifase liquido-solido.

Come mostrato da Stokes, è possibile determinare come si comporta una singola particella sferica immersa in un fluido e può essere calcolata la sua velocità di sedimentazione, anche se devono essere fatte alcune ipotesi (i.e. nessuna rotazione della particella). Questi risultati diventano uno strumento utile per capire i meccanismi che agiscono in un flusso multi fase, ma questo non è ancora sufficiente. Infatti la teoria sviluppata finora non può prendere in considerazione e descrivere i differenti tipi di interazioni presenti nei flussi in cui è presente una certa concentrazione di particelle.

Per esempio è stato dimostrato come piccole particelle tendono a diminuire il livello di turbolenza, mentre particelle di maggiori dimensioni tendono ad enfatizzare la turbolenza. Questi effetti sono anche dipendenti anche dalla concentrazione di particelle (per i dettagli si veda [Matas & Guazzelli (2003)]).

I risultati mostrano che il vettore principale del flusso è direttamente influenzato da questi altri fenomeni, come la generazione di scie dietro le particelle, la modificazione dei profili di velocità attorno ad esse e le interazioni tra particelle e particelle.

Un parametro utile per descrivere un flusso bifase è il numero di Stokes, definito come:

$$S_t = \frac{\tau_p U}{L} \quad (1.11)$$

in cui  $\tau_p$  è il tempo di risposta delle particelle, come precedentemente definito,  $U$  e  $L$  rispettivamente la velocità caratteristica e la portata del flusso. Il parametro adimensionale  $S_t$  fornisce informazioni utili sul flusso. Se  $S_t \gg 1$  il tempo di risposta della particella è più grande del tempo di risposta del flusso, quindi le particelle risponderanno in ritardo ad eventuali perturbazioni del flusso principale. Al contrario se  $S_t \ll 1$  le particelle seguiranno immediatamente eventuali cambiamenti nel flusso.

Analogamente, se la distinzione tra fluido Newtoniano e non Newtoniano è facile da effettuarsi per i flussi monofase, a seconda del rapporto (lineare o non) tra sforzo e deformazione, quando si tratta di flussi multifase questa definizione diventa più complessa. Infatti il rapporto sforzo-deformazione dipende da molti parametri tra i quali il più importante è la concentrazione volumetrica di particelle. Con piccole concentrazioni (i.e. quando non sono compromesse le ipotesi di continuità) il flusso può ancora considerarsi Newtoniano.

Il tipo di connessioni che avvengono tra due diverse fasi è un ulteriore criterio che influenza le proprietà di un flusso multifase, e descrive il modo in cui si verifica l'accoppiamento di inter-fase e come vengono trasferiti massa, momento ed energia. Se non vi sono connessioni meccaniche (dovute ad esempio a reazioni chimiche) la soluzione si chiama *dispersione*.

Quando sopraggiunge un accoppiamento tra fasi solide e liquide, il moto delle particelle è controllato, a basse concentrazioni, dalle forze generate dal fluido i.e. portanza e resistenza. D'altra parte, se la concentrazione è densa, le collisioni sono le maggiori responsabili del moto delle particelle e la loro entità può essere stimata considerando il tempo di risposta del moto di una particella e l'intervallo di tempo tra le collisioni. È comunque chiaro come tutti questi parametri non possono descrivere le caratteristiche del flusso univocamente; vi sono ancora altri fattori da tenere in considerazione: la forma e l'orientamento di una particella, il numero di Reynolds, l'intensità della turbolenza, etc.

Questi fattori sono fondamentali per determinare le interazioni tra il fluido e superfici solide e la loro influenza deve essere analizzata caso per caso (per maggiori dettagli vedi [Holm(2005)]).

### 1.3 Flusso con fibre in sospensione

Sono stati eseguiti diversi studi al fine di sviluppare una tecnica sufficientemente affidabile alla comprensione di una sospensione di fibre. Come è descritto in [Petrie(1999)] un approccio teorico al problema deve essere suddiviso in tre diverse fasi:

- Definire il modello del moto di una singola fibra in un flusso omogeneo.
- Modellare l'evoluzione della distribuzione dell'orientamento di differenti fibre.
- Calcolare il contributo dello sforzo totale dovuto alle fibre nel flusso totale.

Questo modello logico può essere utile per determinare il comportamento generale della sospensione e fornisce una buona schematizzazione delle fasi che devono essere seguite per lo studio delle fibre in sospensione. Tuttavia per completare questa schematizzazione e analizzare comportamenti più specifici è sempre necessario un approccio numerico e sperimentale.

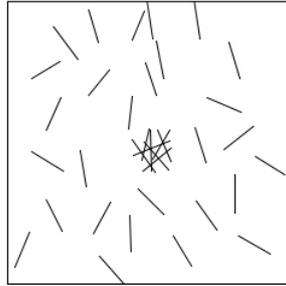
Un esempio è l'analisi dei profili di velocità.

In una porzione di flusso, i profili di velocità dipendono dalla concentrazione di fibre e/o dalla velocità del flusso [Xu(2005)]. Inizialmente, con un flusso a bassa velocità, si osserva un regime di attaccamento tra le fibre, che si aggregano in nuclei. All'aumentare della velocità del flusso, si osserva invece un regime di *miscelazione* in cui le sollecitazioni dovute alle turbolenze rompono i legami tra le fibre e quindi una progressiva rottura dei nuclei sopracitati. Aumentando ulteriormente la velocità del flusso, ci sarà una completa miscelazione delle fibre nel fluido, e quindi si avrà un modello turbolento simile a quello di un flusso monofase.

In casi in cui la concentrazione di fibre è bassa si può osservare che le fibre occasionalmente si uniscono in nuclei i quali hanno una velocità di sedimentazione maggiore di quella della singola fibra. La velocità di un nucleo di fibre non è ostacolata dalla velocità di Stokes, che è invece la massima velocità per una singola fibra nel flusso di Stokes. Il moto delle singole fibre è caratterizzato da un'oscillazione attorno ad una linea verticale di discesa e si ritiene che questo sia dovuto alla presenza nella sospensione di regioni più dense e più diluite.

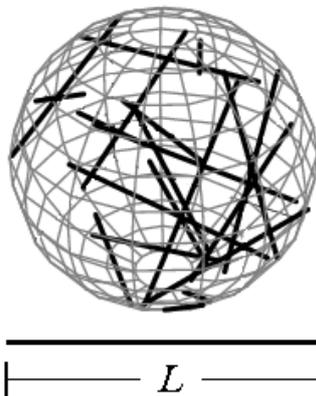
## 1.4 Flocculazione

La *flocculazione* si riferisce ad un processo in cui alcune particelle solide, in una sospensione liquida, tendono a concentrarsi in agglomerati chiamati “*flocs*”. Il nostro interesse sarà concentrato sulla flocculazione delle fibre, che è uno degli eventi più importanti nel processo di produzione della carta.



**Figura 1.4** : esempio di un floc in una sospensione di fibre

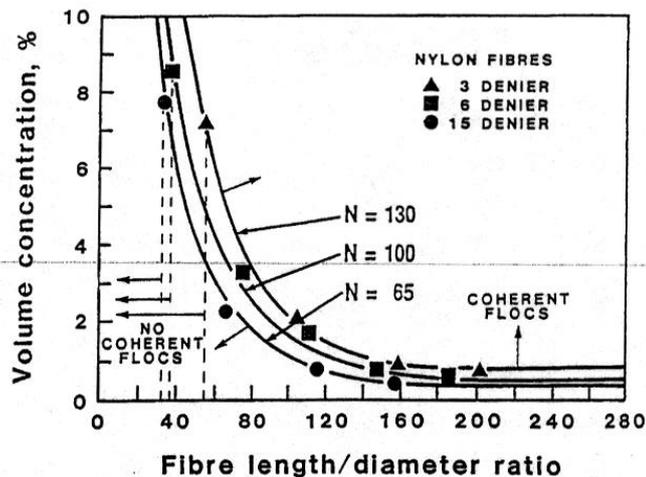
Occorre dire che il fenomeno della flocculazione delle fibre impiegate nella produzione della carta è la principale ragione di piccole irregolarità e difetti del foglio di carta. È dunque di fondamentale importanza una più profonda comprensione di come i floc di fibre si generano, come si può evitare la loro formazione o quali possono essere le migliori tecniche per la loro dispersione. Già nel 1948 Mason scoprì come la flocculazione delle fibre avvenisse principalmente per interazioni meccaniche tra le fibre. Nel suo lavoro Mason, portò alla luce come le interazioni fibra-fibra diventano importanti quando viene superata una “concentrazione critica” [Mason(1954)]. . In un lavoro più recente, Kerekes e Shell, definirono questa condizione introducendo il *crowding factor*  $N$ . Questo parametro è definito come il numero di fibre in un volume sferico il cui diametro è uguale alla lunghezza di una fibra (vedi fig. 1.5) [Kerekes & Shell (1992)].



**Figura 1.5** : volume sferico il cui diametro è uguale alla lunghezza  $L$  della fibra

$$N = \frac{2}{3} C_v \left(\frac{L}{d}\right)^2 \quad (1.12)$$

dove  $C_v$  è la concentrazione volumetrica delle fibre,  $L$  e  $d$  rispettivamente lunghezza e il diametro delle fibre. Questo è il più importante parametro usato per caratterizzare la flocculazione delle fibre in una sospensione liquida. La mobilità delle fibre e l'uniformità della loro distribuzione può cambiare drasticamente nel range compreso tra  $1 \leq N \leq 130$ . Con  $N \cong 1$  la mobilità delle fibre è elevata. Con  $N > 1$  la sospensione tende ad essere non uniforme per fibre con un rapporto lunghezza/diametro elevato, mentre continua ad essere uniforme per bassi rapporti  $L/d$ . Per un range compreso tra  $60 \leq N \leq 130$  la mobilità delle fibre decresce significativamente. La diluizione quindi diventa il principale metodo per accrescere l'uniformità della sospensione e la mobilità delle fibre. Una sospensione uniforme tende chiaramente a produrre una buona formazione della carta e per questa ragione di solito viene mantenuta una percentuale di fibre nella sospensione attorno allo 0.5 - 1%. Vi è inoltre, un diagramma molto utile che definisce una "soglia di concentrazione" mettendo in relazione la concentrazione volumetrica e il rapporto lunghezza/diametro della fibra.



**Figura 1.6:** "soglia di concentrazione" mostra le curve in cui c'è la condizione per la formazione di flocs [Soszynski & Kereker(1988)].

Questo diagramma (fig. 1.6) mostra le curve a  $N$  costante per cui si ha la formazione di "flocs coerenti" definiti come quelli aventi forza sufficiente per resistere alla loro rottura, nel flusso in cui si sono generati.

Come abbiamo visto, ci sono numerosi studi riguardanti i processi di sedimentazione delle fibre, sulla formazione dei flocs e dei parametri che influenzano questa formazione. Ma ad oggi, non ci sono ancora buone conoscenze sulla dinamica dei flocs e le differenze tra il moto di una singola fibra e un floc formato dalle stesse fibre. Solo qualcosa è chiaro, per esempio, riguardo la loro velocità in un flusso d'acqua. Alcuni primi esperimenti hanno mostrato che un floc in un contenitore pieno d'acqua, sedimenta ad una velocità superiore a quella di una singola fibra, e la velocità di sedimentazione dei flocs dipende anche dalla loro forma e dimensione.

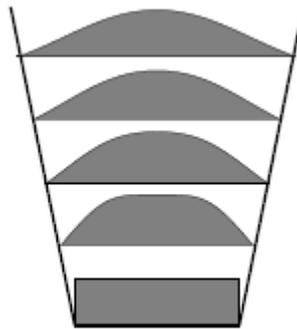
Non esistono ancora parametri ben definiti sulla relazione tra velocità e le caratteristiche dei flocs.

## Capitolo 2

### L'Apparato Sperimentale

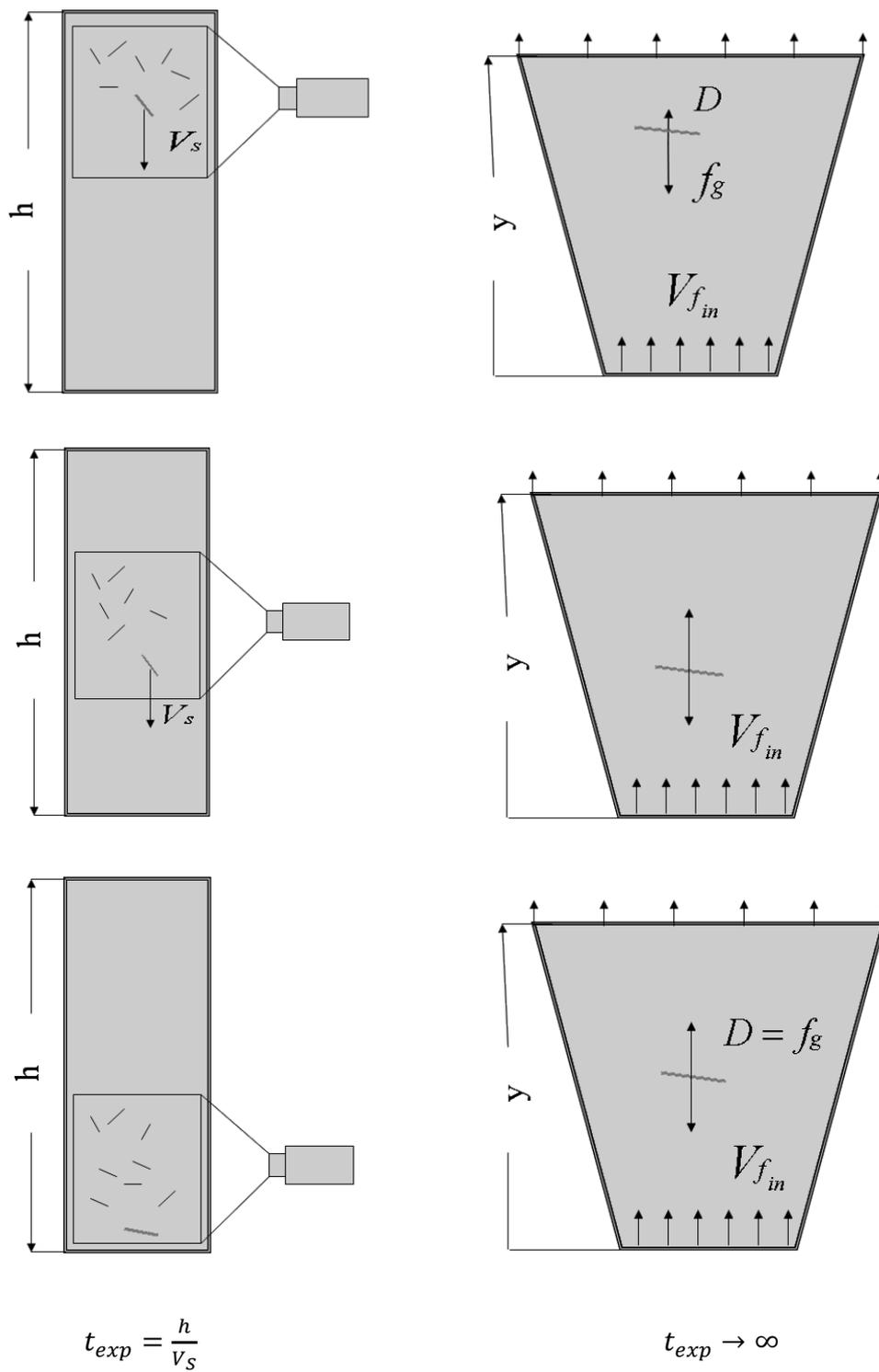
#### 2.1 Descrizione del precedente apparato e problemi riscontrati

Nel 2005, gli studenti Gabriele Bellani ed Enrico Benini, e i loro supervisori Prof. Fredrik Lundell e Prof. Alessandro Talamelli, presso il dipartimento di fluidodinamica del KTH Royal Institute of Technology di Stoccolma, hanno avuto l'idea di sviluppare un nuovo apparato per lo studio delle interazioni fluido-fibra. In questo dispositivo il fluido (acqua) è forzato in un moto ascendente all'interno di canale divergente progettato in modo da avere un gradiente negativo di velocità.



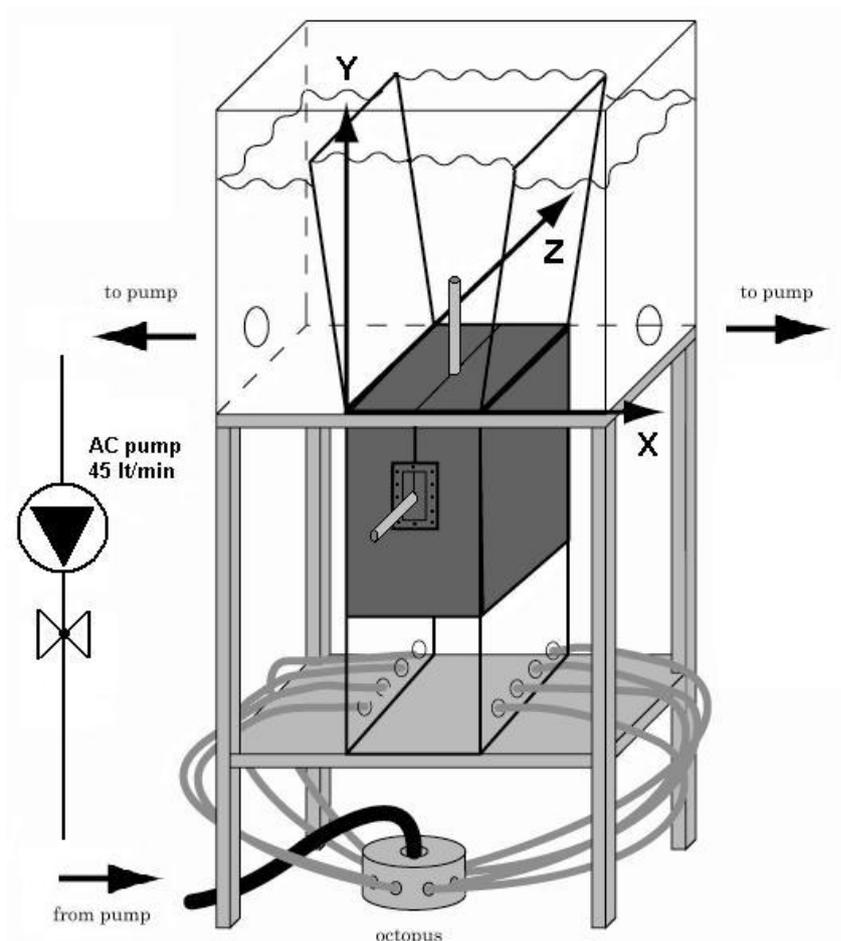
**Figura 1.7 :** profili di velocità di un flusso ascendente in un canale divergente

Questo fa sì che le fibre, introdotte nel flusso dall'alto, sentano durante la loro caduta dovuta alla forza di gravità, un aumento graduale della resistenza idrodinamica. La caduta si arresta quando abbiamo un equilibrio delle forze e in questo punto del dotto divergente le fibre o i floc devono fermarsi per un tempo indeterminato. Questa condizione, sarebbe uno straordinario vantaggio dal punto di vista sperimentale perché non limita il tempo di osservazione alla lunghezza del dotto in cui le fibre cadono obbligando quindi a seguire il movimento con gli strumenti per l'acquisizione e l'analisi delle immagini (vedi fig. 1.8).

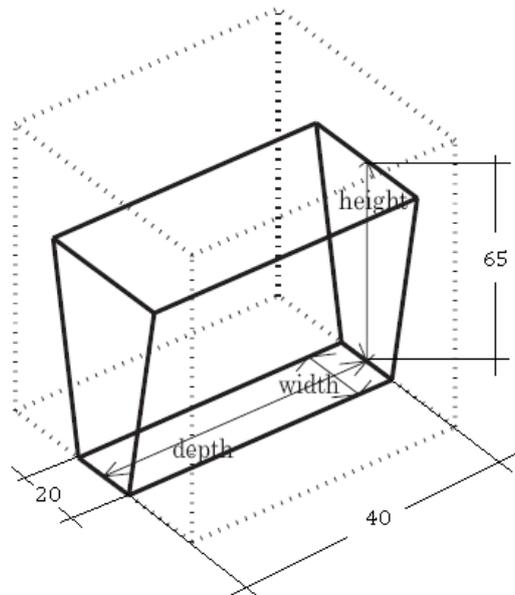


**Figura 1.8 :** Comparazione tra vecchia tipologia di esperimenti e il canale divergente di Bellani-Benini.

Questa è un immagine completa del precedente sistema:



**Figura 1.9 :** Layout completo del precedente sistema



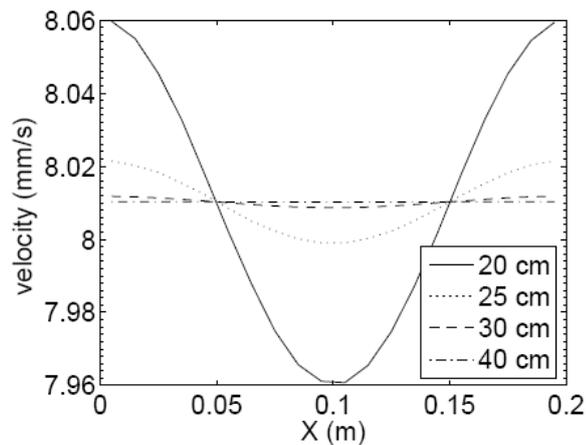
**Figura 1.10 :** Dimensioni principali del dotto divergente (in centimetri).

Possiamo dividere il sistema in due sezioni collegate tra loro: lo stabilizzatore e omogeneizzatore del flusso e il dotto divergente. L'acqua segue un circuito chiuso ed è forzata da una pompa in un primo condotto di omogeneizzazione, da questo al condotto divergente ed infine cade in due zone laterali da cui è riconvogliata all'ingresso della pompa. L'intera struttura è in plexiglass per una buona visualizzazione di tutto. Tutte le parti in plexiglass sono state dimensionate per sostenere circa 220 litri d'acqua, necessari alla messa in moto del sistema.

- La prima parte della sezione di omogeneizzazione consiste in una scatola nel cui fondo ci sono otto tubi, quattro per lato, come iniettori d'acqua. La posizione di questi iniettori è stata determinata considerando che ogni getto dovrebbe influenzare una stessa porzione di volume sempre per garantire omogeneità. I primi 20 centimetri dal fondo del condotto vengono lasciati liberi in modo che i getti d'acqua possano miscelarsi e generare una prima macroscopica omogeneizzazione. Segue poi una spugna di circa 40 centimetri che arriva fino al dotto divergente e che attua una completa omogeneizzazione del flusso. La spugna è stata tagliata 1 centimetro più larga del condotto, per fare in modo che l'attrito la mantenga in posizione. Per determinare una adeguata lunghezza della spugna è stata usata una simulazione in FEMLab © sfruttando la legge di Darcy sui flussi che attraversano mezzi porosi:

$$q = -\frac{k}{\mu} \nabla p \quad (1.13)$$

Essa descrive il flusso di un fluido attraverso un mezzo poroso ed è ricavata dall'equazione di conservazione del momento. Questa equazione mette in relazione la velocità del flusso  $q$  con la pressione  $\nabla p$ . I parametri del problema sono  $\mu$  la viscosità dinamica del liquido e  $k$  la permeabilità del mezzo poroso. I risultati di queste simulazioni hanno mostrato l'ottima efficienza della spugna nella stabilizzazione e omogeneizzazione del flusso:



**Figura 1:11** :profili di velocità lungo la direzione principale X a differenti Y

La figura mostra un flusso omogeneo con una spugna alta dai 30 ai 40 centimetri. È dunque stata fatta una scelta di tipo conservativo e quindi si è optato per una spugna alta 40 centimetri.

- Il dotto divergente si trova in una grande scatola avente nelle due parti laterali non comunicanti col dotto due fori collegati all'ingresso della pompa. Le due pareti mobili, che regolano la divergenza del dotto, possono coprire un angolo che va da -3 a +12 gradi. Questo permette di scegliere un angolo appropriato che permetta di avere un gradiente negativo della velocità e al tempo stesso evitare una separazione del flusso in prossimità delle pareti.

### 2.1.1 Iniettore dei flocc

La prima idea del posizionamento dell'iniettore dei flocc all'interno del dotto fu quella di inserirlo sul fondo facendolo sbucare dal centro della spugna. Per fare questo fu necessario effettuare nella spugna un lungo taglio centrale, profondo 20 centimetri, ed inserire all'interno di questa l'iniettore. L'iniettore era fatto da un tubo di ottone del diametro di circa 6-7 millimetri collegato verso l'esterno ad un tubo di PVC che sarebbe dovuto andare a sua volta ad un sistema di generazione forzata dei flocc.

### 2.1.2 Sistema di pompaggio

Il sistema di pompaggio era costituito da una semplice pompa centrifuga con motore in corrente alternata (AC), con una velocità costante. Un poco accurato controllo della velocità avveniva grazie ad una valvola idraulica. La massima portata della pompa era di 45 lt/min . Grazie alla semplice equazione  $Q = A \cdot v$  dove  $Q$  è la portata,  $A$  è l'area di ingresso del dotto e  $v$  la velocità del flusso, si calcola

facilmente che con questa pompa la massima velocità possibile del flusso all'ingresso del dotto era di  $v = 0,8 \text{ cm/sec}$ .

## 2.2 Problemi in fase sperimentale

I primi esperimenti con l'apparato hanno mostrato diversi problemi riscontrabili in tutte le parti sopra descritte. I più importanti sono:

- L'iniettore aveva i seguenti problemi:  
Il materiale con cui era stato costruito, l'ottone, impediva la visualizzazione dei flocs al suo interno e quindi un buon controllo dell'iniezione di questi all'interno del dotto. La sua posizione, sul fondo, costringeva a "sparare" i flocs per cercare il loro posizionamento al centro del dotto. Dunque il flusso uscente dall'iniettore era molto più veloce rispetto al flusso circostante e quindi venivano a generarsi considerevoli perturbazioni indesiderate. Infine, lo strato limite del tubo, introduceva esso stesso delle perturbazioni nel flusso.
- Qualità del flusso:  
le prime visualizzazioni effettuate con alcuni flocs inseriti nel flusso hanno mostrato grosse fluttuazioni di questi sia in direzione X che in direzione Z. Successive e più accurate visualizzazioni con l'inchiostro hanno confermato la presenza di un flusso non uniforme e con evidenti separazioni in prossimità delle pareti.
- Sistema di pompaggio: si è notato che dopo l'iniezione dei flocs, questi cadevano velocemente sul fondo, e cioè la velocità del flusso non riusciva a contrapporsi alla forza di gravità agente sul floc. Quindi la portata offerta dalla pompa era insufficiente. Inoltre il controllo della velocità del flusso mediante una valvola idraulica risultava molto grossolano e quindi poco preciso.
- Scarsa controllabilità di tutte le variabili necessarie al corretto svolgimento degli esperimenti: velocità del flusso, posizionamento dei flocs, dimensioni e numero dei flocs introdotti.

## Capitolo 3

# Qualità del flusso

### 3.1 Problemi riscontrati

Le prime visualizzazioni di alcuni floes all'interno del flusso ascendente, hanno mostrato grosse fluttuazioni degli stessi sia lungo l'asse X che lungo l'asse Z dell'apparato. Per questo motivo nacque il dubbio che fossero presenti all'interno del dotto dei moti secondari. Per avere delle più evidenti visualizzazioni del problema, si è ricorsi all'uso di un inchiostro liquido, idrosolubile, così come viene usato il fumo nelle gallerie del vento. L'iniezione dell'inchiostro all'interno del dotto avviene tramite un sottile tubo di acciaio ( $\emptyset 2mm$ ), che arriva fino alla base del dotto e quindi permette di creare un "filo" di inchiostro che attraversa tutta la lunghezza del dotto. I disturbi introdotti dal piccolo tubo sono totalmente trascurabili. Le prime visualizzazioni con l'inchiostro hanno confermato i primi sospetti riguardanti la presenza di un flusso non uniforme e non laminare, con l'aggiunta di un evidente effetto di separazione in prossimità delle pareti divergenti (fig.3.1).

Come è dunque possibile vedere dalle figure, si riscontrano due situazioni. In prossimità delle pareti si nota un evidente gradiente avverso di velocità con la conseguente separazione dello strato limite. L'inchiostro mostra evidenti vortici che vengono a formarsi dopo appena 15-20 cm dalla base di iniezione del flusso.

Al centro notiamo una situazione più laminare, ma comunque influenzata dai moti secondari generati dai vortici. Per questo motivo, il filo di inchiostro al centro appare deflesso verso un lato e non rettilineo. L'esperienza con alcuni floes introdotti dall'alto, ha mostrato che questi, dopo alcune fluttuazioni, cadono velocemente sul fondo del dotto lungo le pareti. È chiaro come i floes tendono ad incanalarsi in zone del flusso a minore velocità.

Un primo notevole miglioramento si notò eliminando l'iniettore dei floes presente all'interno della spugna come mostrato in figura ...

Da qui i primi sospetti riguardarono le non uniformità introdotte dall'iniettore nella spugna, e quindi all'importanza di quest'ultima.



(a) vicino alla parete sinistra



(b) vicino alla parete destra



(c) centro

**Figura 3.1:** Situazione del flusso prima dei miglioramenti, con evidenti effetti di separazione.

## 3.2 La spugna : tipologia e dimensioni e importanza di evitare le disomogeneità del mezzo poroso

Nel primo apparato la spugna si presentava con un grosso taglio centrale, profondo 20 centimetri per permettere l'inserimento dell'iniettore di flocs.

Le sue misure erano 21 x 41 di base e 40 centimetri di altezza. La base della spugna è più larga del condotto (20x40) per permettere così di incastrarsi nel condotto e restare in posizione, mentre l'altezza di 40 centimetri era stata calcolata con le simulazioni in FEMLab© per essere il miglior compromesso tra giusta permeabilità e giusta omogeneizzazione del flusso.

In realtà in via sperimentale si sono potute riscontrare diverse situazioni:

- Riducendo l'altezza della spugna a 30 centimetri il flusso è risultato maggiormente omogeneo questo per due ragioni: la prima è che la zona "libera" dalla spugna, aumentata dunque di 10 centimetri, apportava già un'ottima omogeneizzazione del flusso all'incontro con la spugna, priva di importanti perturbazioni. Inoltre si è potuto notare che all'interno della spugna erano presenti delle piccole bolle d'aria che dunque creavano discontinuità nel mezzo poroso. Ridurre dunque l'altezza della spugna riduce anche la quantità di queste irregolarità, e inoltre una spugna di minori dimensioni si presta meglio ad operazioni di de-aerazione e quindi di eliminazione di queste bolle.
- Si è notato che per far sì che la spugna restasse incastrata nel canale bastava che questa fosse più grande in larghezza e lunghezza di 0,5 centimetri, e non di 1 centimetro come precedentemente fatto. Inoltre ridurre queste misure riduce anche lo "strizzamento" della spugna in prossimità delle pareti del canale. Questo fattore è risultato particolarmente importante, come vedremo anche in seguito, perché nelle zone in cui la spugna è maggiormente compressa viene ridotta la sua permeabilità e genera ulteriori discontinuità nel mezzo poroso e quindi nel flusso.

Una zona con minore permeabilità può ridurre in maniera evidente la velocità del flusso in tali zone. Queste zone in cui la spugna era compressa e quindi si aveva anche una riduzione della velocità del flusso erano poi, all'interno del dotto, le zone vicine alle pareti. È quindi evidente come questo effetto, unito agli effetti dello strato limite delle pareti del dotto accentuava gli effetti di separazione che avevamo visualizzato.

Come appare evidente le irregolarità e le non uniformità presenti nel mezzo poroso influenzano in maniera diretta e rilevante la uniformità del flusso uscente dalla spugna. È stato dunque di fondamentale importanza ridurre il più possibile queste irregolarità:

- È stata acquistata una nuova spugna e tagliata con precisione nelle misure 20,5 x 40,5 e 30 cm di altezza secondo le esperienze sopra citate.
- In previsione di un nuovo iniettore di flocs, che prevedeva l'iniezione dall'alto e non più dal basso, non sono stati effettuati tagli nella spugna e l'eliminazione del vecchio iniettore di ottone ha reso l'intera spugna più regolare e omogenea.

- Il posizionamento della spugna all'interno del suo condotto è avvenuto con particolare cura, cercando di evitare zone in cui la spugna fosse più compressa o più distesa rispetto al suo normale stato di tensione. Per agevolare questa operazione le pareti in plexiglass che la contengono sono state bagnate con della glicerina, che fungendo da lubrificante ha facilitato il posizionamento. Essendo inoltre la glicerina idrosolubile, questa veniva immediatamente pulita non appena il sistema veniva caricato con l'acqua.
- L'eliminazione delle bolle è avvenuta semplicemente percuotendo la spugna quando questa era totalmente sommersa dall'acqua e con flusso a massima velocità, il che ha aiutato il distacco delle bolle dagli alveoli della spugna.
- Infine, il caricamento del sistema con l'acqua, deve avvenire in maniera molto graduale quando l'acqua incontra la spugna. Questo fa sì che la spugna si bagni gradualmente e si evita così la formazione delle bolle al suo interno.

### 3.3 Miglioramenti idrodinamici del dotto

Come visto, i principali problemi idrodinamici all'interno del dotto erano le forti separazioni visualizzabili in prossimità delle due pareti mobili.

Dal paragrafo precedente abbiamo visto che la compressione della spugna e la conseguente diminuzione della velocità del flusso in corrispondenza delle pareti era una delle cause principali delle separazioni.

Dopo aver dunque migliorato gli aspetti legati alla spugna le separazioni erano state notevolmente ritardate e ridotte di entità, ma comunque ancora presenti.

Questo ha fatto sì che si indagasse in maniera più accurata sulle superfici dell'intero dotto.

In particolar modo si è analizzata la parte di congiunzione tra il dotto divergente e il canale di omogeneizzazione.

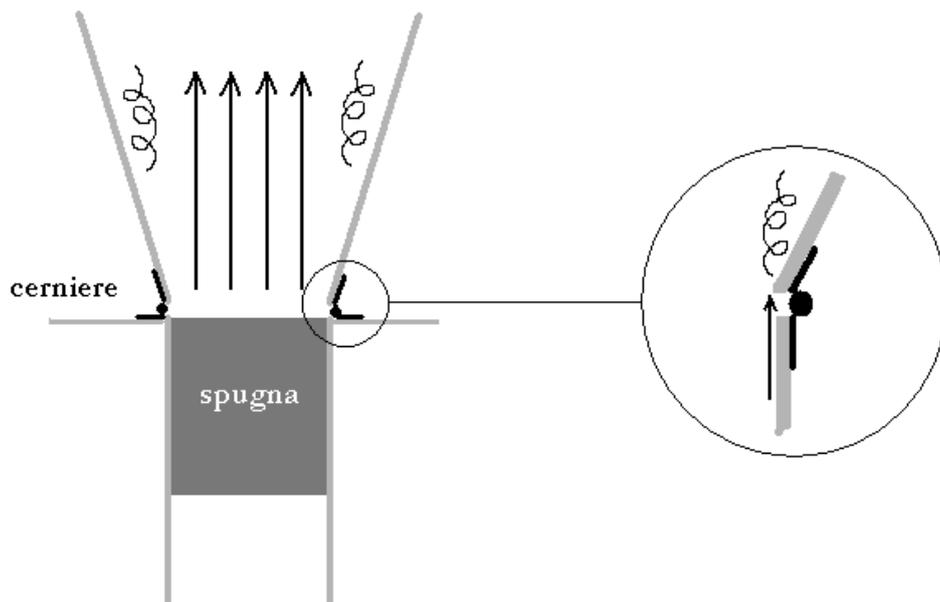
In questa zona veniva a formarsi un gap tra le pareti di plexiglas di circa 0.5-1 cm dovuto alla deflessione della parete mobile. Questo gap era stato lasciato libero per poter permettere la regolazione dell'angolo delle pareti mobili.

Le visualizzazioni in loco con l'inchiostro, hanno mostrato proprio qui, la nascita di effetti di separazione, che poi si estendevano lungo il dotto (fig. 3.2).

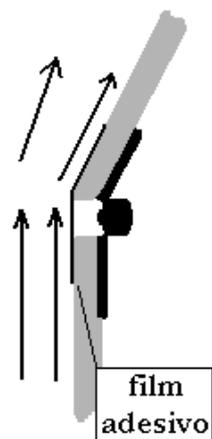
Per ovviare a questo problema si è pensato di rendere la zona maggiormente idrodinamica in questo modo:

Una volta stabilito l'angolo di deflessione delle pareti, si è applicato un sottile film adesivo che andasse così a coprire il gap per tutta la sua lunghezza, e cercando quindi di dare continuità alle pareti di plexiglass.

Dopo questa modifica si è risolto completamente il problema e l'inchiostro non ha mostrato più separazioni, ma un flusso perfettamente attaccato (fig. 3.3)



**Figura 3.2 :** separazione del flusso in corrispondenza del gap tra le pareti



**Figura 3.3 :** film adesivo che copre il gap tra le pareti e conseguente riattacco del flusso

### 3.4 Massimo angolo di deflessione delle pareti mobili per evitare effetti di separazione.

L'idea iniziale di Bellani e Benini riguardo il canale divergente considerava l'ipotesi di affidare completamente al gradiente negativo di velocità, l'equilibratura dei vari tipi di flocs, con le loro diverse velocità di sedimentazione, all'interno del dotto. Per questo motivo, nasceva l'esigenza di avere angoli di divergenza abbastanza ampi, da 7 a 11 gradi per parete, ed avere così all'interno del dotto un range di velocità più ampio (da molto veloce sul fondo a molto lento alla fine del dotto). Con angoli così elevati, e con velocità del flusso in uscita dell'ordine di 7-10 mm/sec si notavano separazioni anche dopo tutti i miglioramenti idrodinamici e di omogeneizzazione del flusso descritti nei precedenti paragrafi (fig. 3.4)



**Figura 3.4 :** Angolo di apertura  $11^\circ$  , velocità max del flusso  $\approx 7$  mm/secondo.  
Influenza dell'angolo di divergenza sulla qualità del flusso

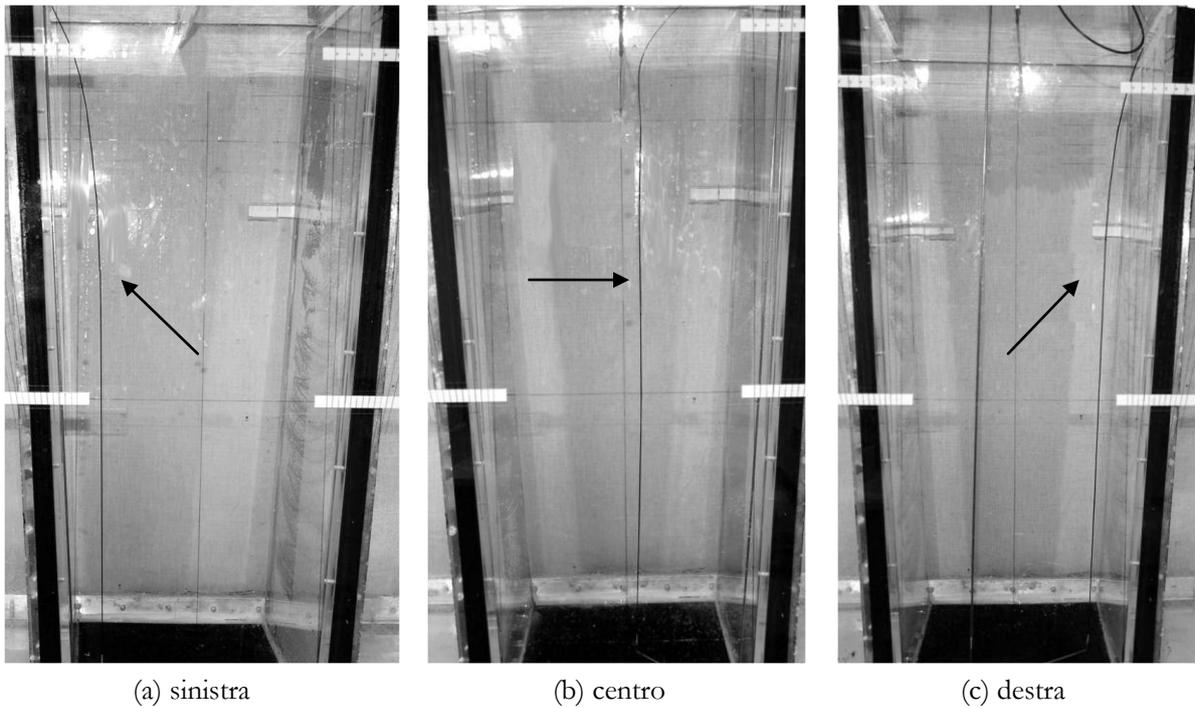
Da qui si è arrivati ad una scelta totalmente diversa dettata dall'esigenza di evitare completamente le separazioni: utilizzare angoli di divergenza molto più stretti e quindi riducendo il gradiente delle velocità, ma affidare la maggior parte del controllo della velocità del flusso ad un più accurato sistema di pompaggio, che verrà ampiamente descritto successivamente.

L'angolo che è risultato il miglior compromesso tra il mantenimento di un gradiente negativo di velocità e la totale assenza di separazioni, anche con velocità basse del flusso (0,5 mm/sec) è risultato  $3^\circ$  di divergenza per parete.

Da qui in avanti tutte le considerazioni e gli esperimenti verranno fatte mantenendo questo angolo di divergenza.

### 3.5 Risultati dei miglioramenti apportati

Queste sono le visualizzazioni con l'inchiostro dopo i miglioramenti apportati:



**Figura 3.5 :** Angolo di apertura  $3^\circ$ , velocità massima del flusso  $\approx 10$  mm/secondo. Visualizzazioni con l'inchiostro (indicato dalle frecce) del flusso dopo i miglioramenti, perfettamente lineare.

La situazione del flusso è adesso estremamente regolare, vicino le pareti e al centro, priva di moti secondari ed effetti di separazione all'interno in un range di velocità del flusso molto ampio da 5 a 30 mm/sec . Si è dunque creato un ambiente ideale per la sperimentazione.

# Capitolo 4

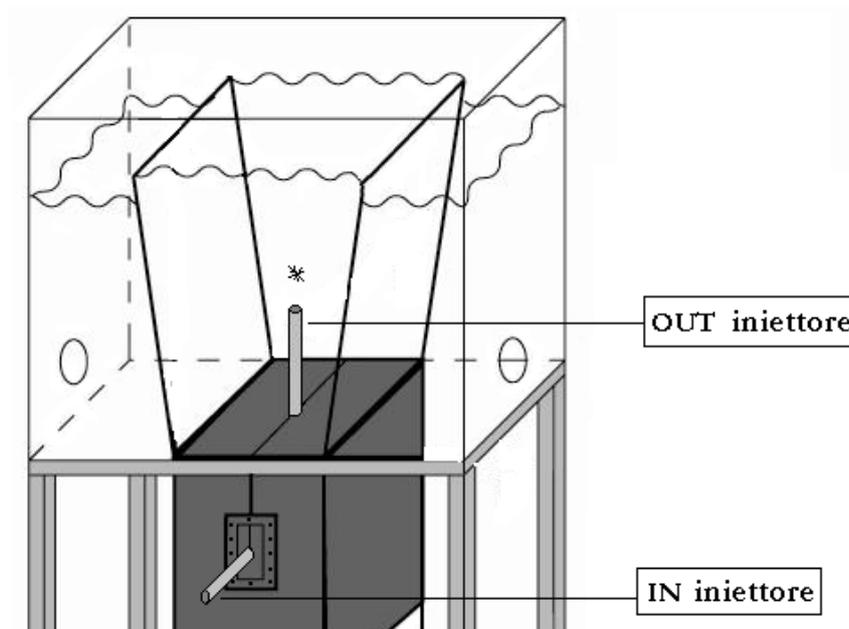
## Generazione forzata e iniezione dei flocs

### 4.1 Precedente iniettore e problemi riscontrati

Lo scopo dell'iniettore in questione, deve essere di poter inserire all'interno del flusso ascendente nel canale, singole fibre o flocs di diverse grandezze.

Questo iniettore inoltre non dovrà influenzare la qualità del flusso, cioè introdurre perturbazioni o scie.

La prima idea di un iniettore fu quella di inserire sul fondo, un tubo di ottone del diametro di circa 8mm che sbucasse dalla spugna (fig. 4.1)



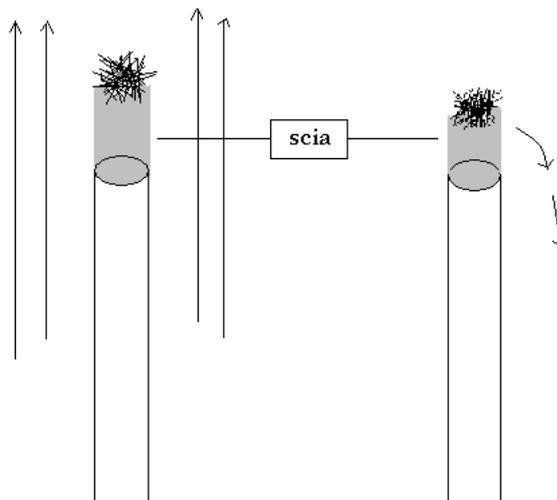
**Figura 4.1** : Posizione e configurazione del primo modello di iniettore

Questo iniettore però presentava numerosi problemi:

- Come visto nel paragrafo 3.2 ogni irregolarità e non uniformità presente nel mezzo poroso si paga in termini di scarsa omogeneità del flusso. L'introduzione dell'iniettore all'interno della spugna, comportava all'interno di questa non solo l'introduzione di un tubo di ottone che la percorreva per

una buona pare, ma anche la necessità di dover effettuare un taglio longitudinale e profondo 20 cm.

- Il materiale di cui era fatto, l'ottone, impediva la visualizzazione del suo interno, e quindi di tutto il percorso che le fibre o i flocs percorrevano, impedendo quindi una buona controllabilità dei tempi e delle modalità di iniezione.
- Il posizionamento sul fondo dell'iniettore costringeva, per poter posizionare un floc al centro del dotto, di doverlo "sparare" e quindi spingerlo con forza. Questo non solo rovinava la forma e l'entità del floc che si voleva analizzare, ma il getto produceva forti turbolenze che non permettevano al floc un movimento lineare lungo l'asse Y come invece desiderato.
- In ultimo, la scia generata dalla sezione dell'iniettore faceva sì che al centro del dotto ci fosse una zona con velocità minore, e questo scaturiva una veloce caduta sul fondo del floc iniettato (fig. 4.2).



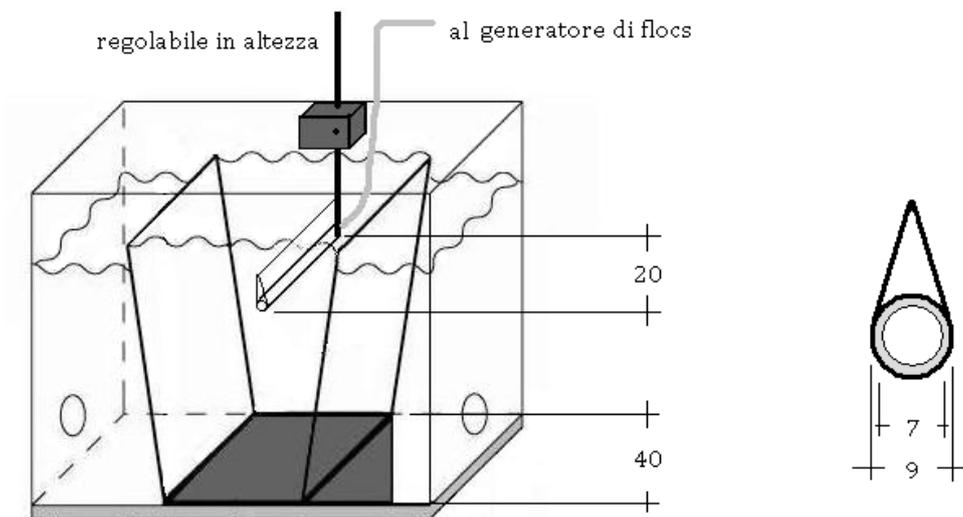
**Figura 4.2 :** Scia prodotta dall'iniettore e caduta del floc da questa dovuta.

## 4.2 Nuovo iniettore

Il nuovo iniettore dovrà dunque risolvere tutti i problemi sopra descritti.

- Per prima cosa si è deciso di posizionare l'iniettore nella parte superiore del dotto e quindi al di sopra della zona di sperimentazione. In questo modo l'iniettore non può influenzare fluidodinamicamente il flusso nella parte sottostante. Inoltre, per eccesso di scrupolo, la sezione dell'iniettore avrà un profilo simmetrico idrodinamico, e quindi non più circolare, per ridurre al minimo l'entità della sua scia.

- Questa posizione inoltre permette di inserire i flocs senza doverli “sparare” nel flusso, ma lasciandoli semplicemente cadere dentro di esso. Così si eviteranno i problemi di rottura dei flocs e di perturbazione del flusso.
- La sezione da cui usciranno i flocs è stata posta esattamente al centro della sezione del dotto e si è invece resa regolabile la sua posizione lungo l’asse Y, per poter permettere l’iniezione lungo sezioni diverse del dotto.
- In ultimo, l’iniettore è stato realizzato in plexiglass e i condotti di collegamento in PVC, tutto questo per rendere l’intero percorso, trasparente, con la possibilità di visionare i flocs da iniettare, istante per istante.



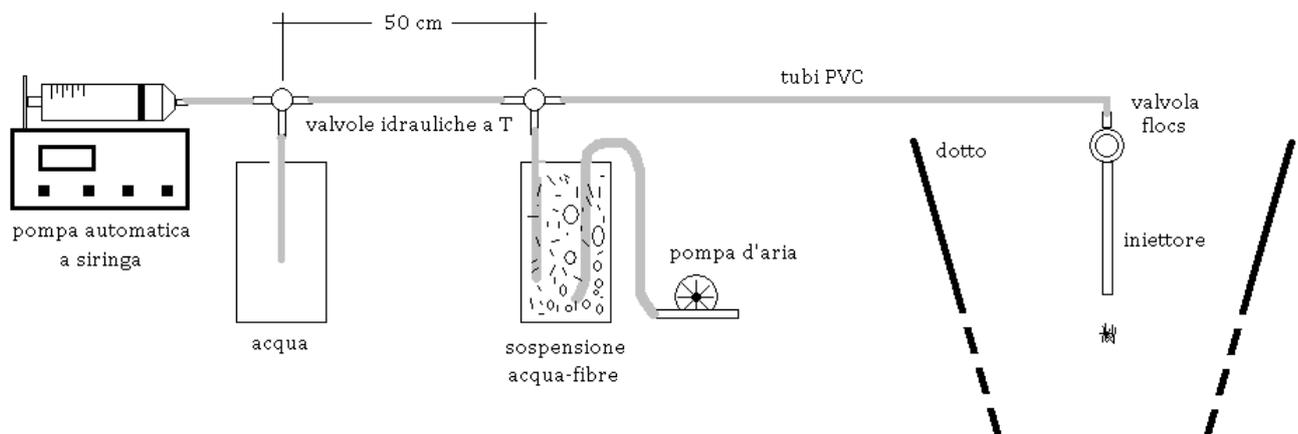
**Figura 4.3 :** Posizionamento e sezione dell’iniettore (misure in centimetri)

### 4.3 Circuito di generazione forzata dei flocs

Il circuito di generazione forzata dei flocs dovrà assolvere alle seguenti funzioni:

- Dovrà agglomerare di un certo numero voluto di fibre e quindi permettere la creazione di flocs di diverse grandezze.
- Dovrà spingere i flocs generati fino all'iniettore.

Questo è il layout completo del sistema:



**Figura 4.4 :** Layout completo del sistema di generazione forzata dei flocs

Il sistema è composto da:

1. Una siringa da 150 ml controllata elettronicamente per uso sanitario.
  2. 2 Contenitori Becher da 1000 ml
  3. 2 Valvole idrauliche a T in PVC con sezioni interne da 7mm
  4. Una valvola semplice a rubinetto di PVC con sezione interna di 7mm
  5. Una piccola pompa d'aria per la miscelazione della sospensione
  6. Tubi in PVC trasparenti con sezione interna da 7mm
- Il sistema dovrà essere assemblato come mostrato in fig.4.4 e tutto il percorso idraulico, dei tubi e delle valvole dovrà essere di ridotta lunghezza e più lineare possibile, quindi evitando quanto più possibile curve con angoli stretti, dove sarebbe possibile la generazione non voluta di agglomerati di fibre.
  - La distanza tra le due valvole a T dovrà essere fissata ad almeno 50 cm, questo perché si dovrà avere una separazione delle zone in cui ci sarà solo acqua e acqua con sospensione di fibre.
  - Il tubo da cui usciranno le bolle d'aria dovrà essere fissato al Becher in posizione diametralmente opposta al tubo di suzione della sospensione. Questo per evitare possano entrare bolle d'aria nel circuito.

- Le valvole di PVC inoltre potrebbero presentare al loro interno sbavature da estrusione, che dovranno essere eliminate, per evitare agganci con le fibre.

## 4.4 Procedura di generazione e iniezione dei flocs

Per prima cosa chiariamo che il sistema sopra descritto è stato ottimizzato per l'utilizzo di fibre semirigide di cellulosa, nylon o altre materie plastiche elastiche di lunghezza compresa tra i 3 e i 5 mm e con spessori compresi tra 20 e 100  $\mu\text{m}$ . Lunghezze, spessori e materiali diversi non garantiscono più la controllabilità del sistema.

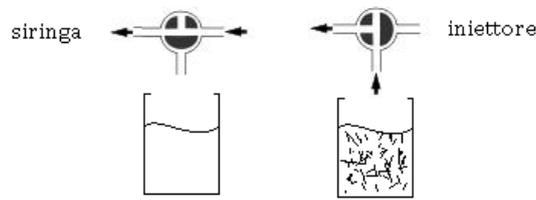
La procedura di generazione forzata dei flocs e la loro dovrà seguire questo preciso iter :

1. Si preparano i due contenitori Becher, il primo, più vicino alla siringa riempito con sola acqua, mentre il secondo con una sospensione di fibre con una concentrazione volumetrica attorno allo 0,1-0,5% .
2. Si riempie l'intero sistema con acqua priva di fibre, chiudendo quindi la valvola del Becher con la sospensione, procedendo con diversi cicli di suzione e iniezione per eliminare la presenza di bolle d'aria all'interno del sistema.
3. Azionare la pompa d'aria, che genererà bolle all'interno del Becher con la sospensione di fibre. Questo permetterà una costante miscelazione della sospensione e una discreta omogeneizzazione di questa. In tal modo si avrà una concentrazione volumetrica di fibre costante all'interno del contenitore.
4. Con una semplice formula si calcola l'entità del floc che si vuole generare, cioè una stima di quante fibre lo andranno a comporre:

$$n = \frac{C_v \cdot V_{sosp}}{V_{fibra}} \quad (4.1)$$

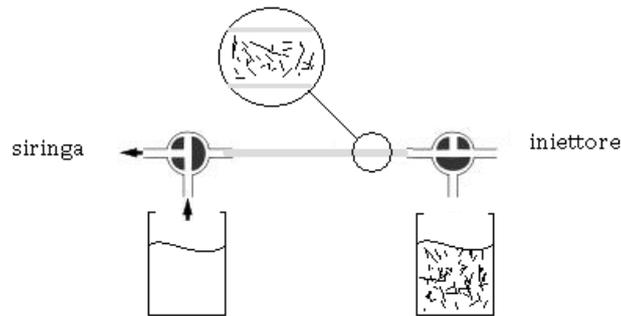
dove  $n$  è il numero di fibre che andranno a comporre il floc,  $C_v$  la concentrazione volumetrica,  $V_{sosp}$  il volume di sospensione che dovremo aspirare con la siringa e  $V_{fibra}$  è il volume della singola fibra che può essere semplicemente calcolato approssimando la forma di una fibra ad un cilindro.

5. Con la precedente formula calcoliamo quanti millilitri di soluzione dovranno essere aspirati ed impostiamo quindi la siringa automatica.
6. Chiudiamo la valvola di accesso al Becher con acqua, mentre apriamo quella di accesso alla sospensione e avviamo l'aspirazione con la siringa. (fig.4.5)



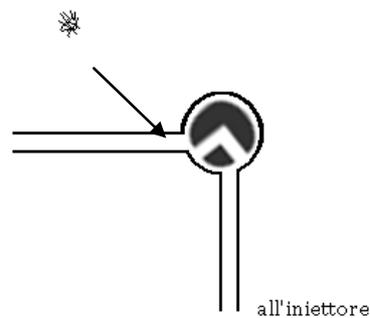
**Figura 4.5:** Configurazione valvole a T in aspirazione della sospensione (1°step).

7. Chiudiamo l'aspirazione nel Becher con sospensione e apriamo l'altra valvola per l'aspirazione dell'acqua. Riempiamo così l'intera siringa. L'acqua all'interno di questa sarà necessaria a spingere la sospensione di fibre, ora presente all'interno del tubo tra le due valvole, fino all'iniettore (fig. 4.6).



**Figura 4.6 :** Configurazione valvole a T in aspirazione dell'acqua e particolare della sospensione all'interno del tubo tra le due valvole.

8. Adesso vengono chiusi entrambi gli accessi ai Becher e viene spinta la sospensione presente nel tubo fino alla "valvola flocs" (fig. 4.4) .
9. Quando la sospensione arriva alla "valvola flocs" si chiuderà questa valvola quasi totalmente. In questo modo le fibre verranno compresse sulla saracinesca della valvola (Fig. 4.7) . Anche se in maniera piuttosto approssimativa, a seconda della velocità impostata alla pompa a siringa in questa fase, si potrà decidere se avere un floc molto o poco compresso.



**Figura 4.7:** Configurazione "valvola flocs" per la generazione del floc.

10. Come ultimo step, viene aperta la “valvola flocc” e portato il floc generato nell’iniettore e da qui nel flusso.

Il sistema e le procedure sopra descritte sono senza dubbio un primo approccio ad una metodologia di generazione forzata dei flocc.

Il sistema ha le sue limitazioni soprattutto in termini di controllabilità della forma della grandezza e dello stato di compressione dei flocc generati.

In ogni caso il sistema si è rivelato di semplice utilizzo e sicuramente funzionale alla generazione di flocc adatti alla fase di sperimentazione posta come obiettivo di questo lavoro.

Questo primo design dell’intero sistema potrà essere quindi utile, come idea di base, per futuri progetti di sistemi di questo tipo.

# Capitolo 5

## Valutazioni sulle velocità del flusso e nuovo sistema di pompaggio

### 5.1 Velocità e portata del flusso necessarie

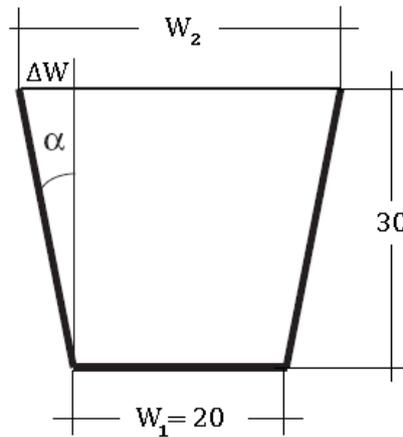
Il dimensionamento del sistema di pompaggio è stato fatto sulla base di studi preliminari, dai quali è risultato che i range di velocità di sedimentazione degli agglomerati di fibre che andremo a studiare sono compresi tra 0,7 – 1,8 cm/sec.

Da queste valutazioni preliminari possiamo ora fare delle considerazioni sulle velocità e sulla portata che saranno necessarie al flusso.

- La massima velocità misurata è stata di circa 1,8 cm/sec .
- La minima velocità misurata è stata di circa 0,7 cm/sec
- La velocità media calcolata è di circa 1,1 cm/sec

Da qui possiamo stabilire che un range di velocità auspicabile per una buona controllabilità e l'adattamento ad ogni tipo di floc incontrato può essere da 0,5 a 2 cm/sec n.b. al centro del dotto, quindi nella sezione di ingresso dovremo avere velocità maggiori di quelle sopra citate.

Calcoliamo quindi l'area della sezione centrale del dotto ( $\alpha = 3^\circ$ ) e da qui la portata necessaria in questa sezione per avere una velocità massima del flusso di 2 cm/sec:



$$\Delta W = 30 \cdot \sin \alpha = 1,57 \text{ cm}$$

$$W_2 = W_1 + 2\Delta W = 23,14 \text{ cm}$$

**Figura 5.1:** Calcolo della sezione del dotto per  $Y = 30\text{cm}$  e  $\alpha = 3^\circ$

L'equazione per la portata per un flusso perpendicolare alla sezione è:

$$Q = Av$$

con  $A = 40 \cdot 23,14 = 925,6 \text{ cm}^2$  l'area della sezione e  $v = 2 \text{ cm/sec}$  velocità richiesta:

$$Q_{necessaria} \approx 111 \text{ lt/min}$$

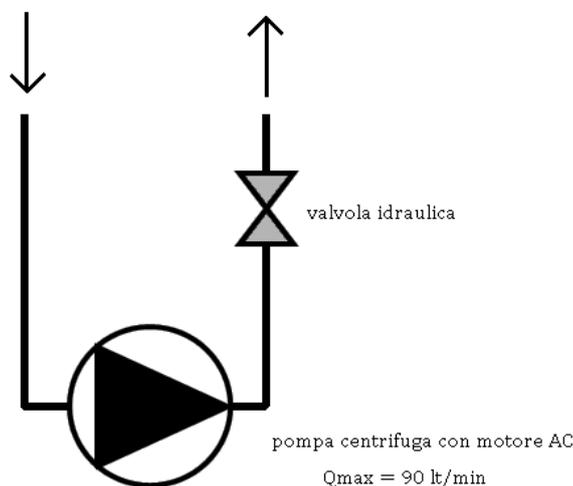
## 5.2 Sistema di pompaggio

Il sistema di pompaggio, come vedremo, giocherà un ruolo fondamentale per l'intero sistema sperimentale, da questo dipenderà la controllabilità della velocità del flusso.

### 5.2.1 Vecchio sistema di pompaggio

Il vecchio sistema di pompaggio era formato da una pompa centrifuga con motore in corrente alternata (AC) con portata massima di 90 lt/min e una valvola idraulica

posta in serie all'uscita della pompa per la regolazione della velocità del flusso (fig.5.2):



**Figura 5.2:** Layout vecchio sistema di pompaggio

Il sistema sopra descritto presentava i seguenti problemi:

- La portata massima della pompa era insufficiente, questo è stato riscontrato dalle prime sperimentazioni con i flocs.
- Il controllo della velocità attraverso la valvola idraulica era molto grossolano.
- La chiusura parziale della valvola, n.b. posta in serie, creava affaticamenti e surriscaldamenti della pompa, e ancor peggio zone con considerevoli differenze di pressione e il conseguente instaurarsi di fenomeni di cavitazione che immetteva nel circuito bolle d'aria, assolutamente dannose per l'omogeneizzazione del flusso, come visto nel paragrafo 3.2 .

### 5.2.2 Nuovo sistema di pompaggio

Dalle considerazioni fatte nel paragrafo 3.4 abbiamo messo in luce l'esigenza di utilizzare angoli di divergenza stretti ( $3^\circ$ ) e quindi riducendo il gradiente delle velocità, ma affidare la maggior parte del controllo della velocità del flusso ad un più accurato sistema di pompaggio.

L'utilizzo di pompe idrauliche con motore in corrente alternata (AC) non permette il controllo elettronico della portata della pompa, a meno di usare un complesso sistema di controllo della frequenza della corrente alternata.

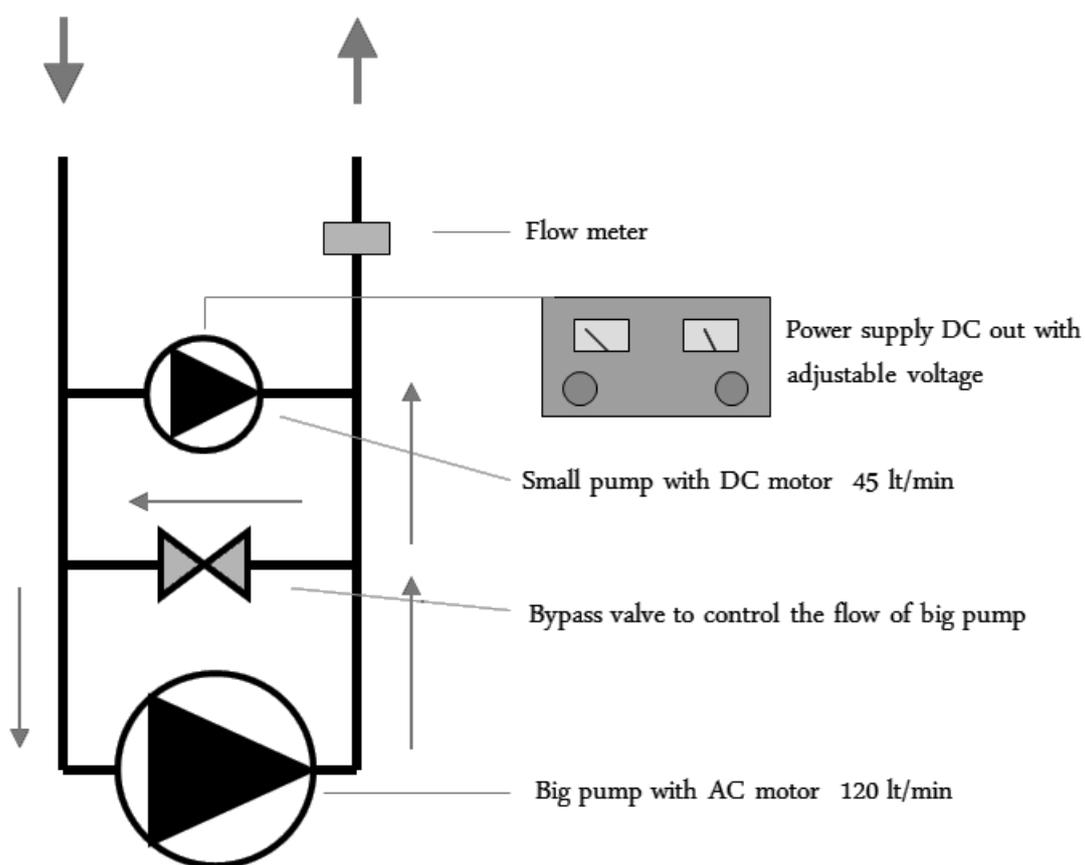
Il controllo della *velocità rotorica* del motore della pompa risulta invece facilmente praticabile con motori in corrente continua DC, che necessitano il solo controllo

del voltaggio di alimentazione. Inoltre invertendo la polarità di alimentazione è possibile invertire anche il flusso gestito da questa pompa e quindi avere un range di controllabilità raddoppiato.

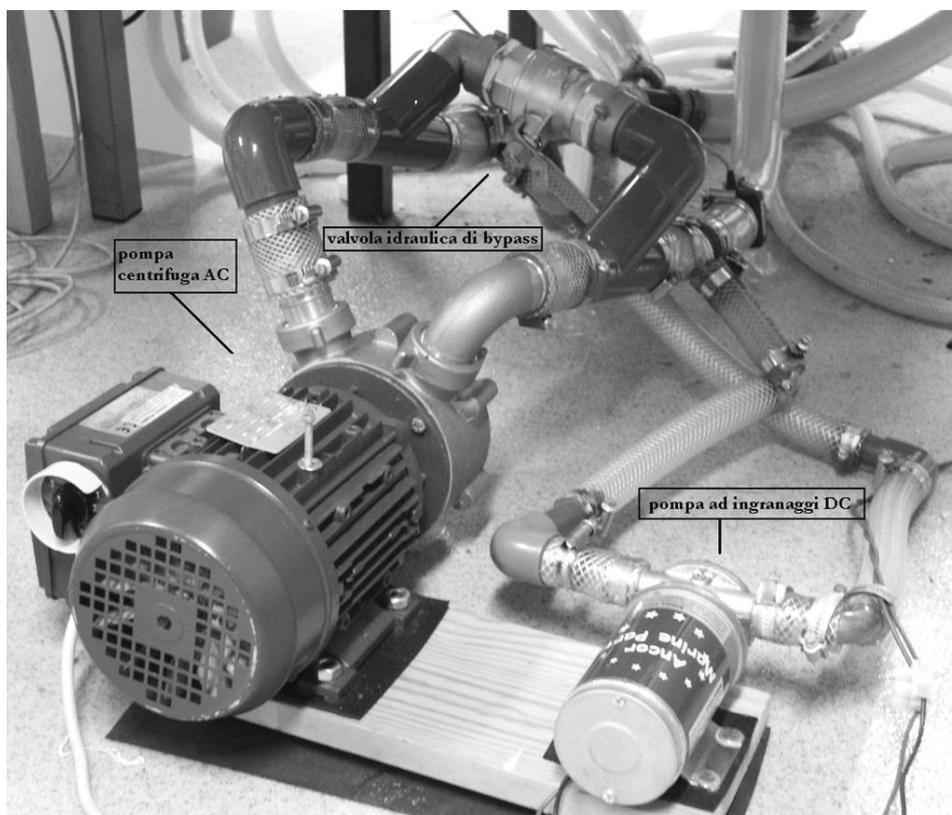
Di contro, le pompe DC, a parità di portata massima erogabile, hanno un costo decisamente maggiore delle pompe AC e necessitano di alimentatori DC con elevati amperaggi.

Dopo queste considerazioni si è giunti alla progettazione di un sistema di pompaggio ibrido, che utilizzasse entrambe le categorie di pompe sopradescritte e quindi sfruttandone i rispettivi vantaggi.

Questo è il layout completo del nuovo sistema di pompaggio:



**Figura 5.3 :** Layout completo del nuovo sistema di pompaggio



**Figura 5.4 :** Fotografia del sistema di pompaggio. Sulla sinistra abbiamo la pompa centrifuga AC 120lt/min e collegata ad essa la valvola di bypass. Sulla destra abbiamo la pompa ad ingranaggi DC 45 lt/min.

L'idea principale è stata di coprire il 90% della portata con una pompa AC, e di affidare ad una pompa DC la restante portata necessaria e quindi usare quest'ultima come controllo raffinato della velocità del flusso.

La portata di due pompe collegate in parallelo è circa pari alla somma delle due portate:

$$Q_{tot} \simeq Q_1 + Q_2$$

Non abbiamo una somma totale dei due flussi perché bisognerebbe tenere conto delle reciproche influenze delle due pompe, essendo queste diverse sia in portata che in tipologia (centrifuga-volumetrica a ingranaggi).

Il sistema è così composto:

- Pompa centrifuga in corrente alternata (AC) con portata massima  $Q = 120 \text{ lt/min}$ .
- Pompa volumetrica a ingranaggi in corrente continua (DC) con portata massima  $Q = \pm 45 \text{ lt/min}$ .

- Valvola idraulica di bypass del flusso della pompa AC
- Misuratore della portata del flusso (flussometro) in uscita dal sistema di pompaggio, utilissimo per calcolare la velocità del flusso nel canale divergente.
- Alimentatore DC regolabile in voltaggio con almeno 10 Ampere disponibili

Tutti gli elementi sono collegati in parallelo, ad esclusione del flussometro che è collegato in serie. Inoltre, il fatto che anche la valvola di bypass della pompa AC sia collegata in parallelo, evita i problemi di cavitazione descritti per il precedente sistema, ed evita inoltre l'affaticamento della pompa, mantenendo costanti le pressioni di esercizio.

Le sue principali caratteristiche sono:

- Portata massima erogabile  $Q_{max} \approx 165 \text{ lt/min}$   
corrispondente ad una velocità massima al centro del dotto  
 $v_{max} \approx 3 \text{ cm/sec}$
- Range di portata  $-45 \text{ lt/min} \leq Q \leq +165 \text{ lt/min}$   
Corrispondente nel centro del dotto a  $-0,8 \text{ cm/sec} \leq v \leq 3 \text{ cm/sec}$
- Controllabilità istantanea  $\pm 45 \text{ lt/min}$  corrispondenti ad una controllabilità della velocità al centro del dotto di  $\pm 0,8 \text{ cm/sec}$

### 5.3 Funzionamento e modalità di controllo della velocità del flusso

Le modalità di funzionamento del sistema:

- Facendo una preventiva stima dell'entità dei flocs che vorranno essere introdotti all'interno del dotto e la loro corrispondente velocità di sedimentazione, attraverso la valvola di bypass, con l'aiuto del flussometro, verrà regolata una portata di riferimento leggermente inferiore a quella necessaria.
- Successivamente, quando il floc raggiungerà la zona del dotto in cui vengono posizionati gli strumenti per l'analisi delle immagini (videocamere, PIV, LDV, etc.) si procederà all'accensione della pompa DC, e attraverso il potenziometro dell'alimentatore, che controlla il voltaggio, andremo a "fermare" il floc nella zona di interesse oppure spostarlo lungo l'asse Y a nostro piacimento.

- Attraverso il potenziometro dell'alimentatore della pompa DC potremo seguire in fase di sperimentazione, l'evoluzione di un floccolo.  
La velocità di un floccolo infatti potrà rapidamente variare a seconda dell'evoluzione della sua forma e della sua entità durante l'esperimento.  
Potremo dunque seguire in maniera estremamente precisa le dinamiche del floccolo e mantenerlo nella zona di acquisizione delle immagini.

In conclusione questo nuovo sistema si è rivelato affidabile e molto efficiente in fase di sperimentazione.

I suoi principali punti di forza sono un ampio range di portate e quindi di velocità del flusso, un setup molto facile, un'ottima controllabilità e una veloce reattività ai cambiamenti di velocità richiesti.

# Capitolo 6

## Esperimenti

La fase di sperimentazione trattata in questa tesi, vuole arrivare ad un'analisi qualitativa, di immagini e filmati di differenti tipi di flocs, delle loro dinamiche all'interno di un flusso e di come alcuni flocs interagiscono tra loro, ma soprattutto vuole porre basi e idee per future sperimentazioni.

Il miglioramento dell'apparato di sperimentazione, e la costruzione e messa a punto dei sistemi integrativi necessari, di cui si ha avuto trattazione nei precedenti capitoli, permette dunque di poter eseguire l'acquisizione di immagini e filmati di flocs all'interno del dotto.

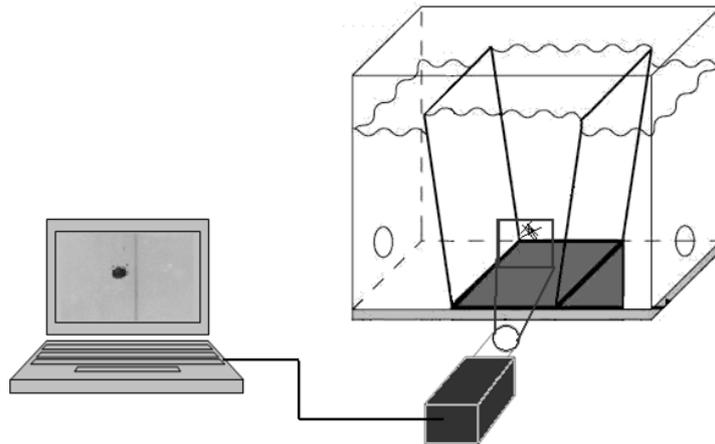
### 6.1 Procedura degli esperimenti

Gli esperimenti hanno seguito il seguente iter:

- Con la formula 4.1 si è fatta una stima dell'entità del floc che voleva essere preso in esame.
- Attraverso il sistema di generazione dei floc si può approssimativamente decidere se ottenere un floc più o meno compresso, e quindi più o meno grande nella sua forma.
- Dopo queste considerazioni e quelle fatte nel paragrafo 5.1 sulla relazione tra entità-forma e velocità di sedimentazione, si fa una stima della portata necessaria che il sistema di pompaggio dovrà erogare.
- Si regola con l'aiuto del flussometro la valvola di bypass del sistema di pompaggio per ottenere una velocità del flusso al centro del dotto leggermente inferiore a quella necessaria stimata.
- Si genera dunque il floc con le modalità descritte nel paragrafo 4.4 e si inietta questo nel flusso.
- Avendo il floc una velocità di sedimentazione ancora leggermente maggiore di quella del flusso ascendente, questo cadrà molto dolcemente fino alla zona di interesse dove è puntata la telecamera.
- Quando il floc avrà raggiunto questa zona viene azionata la pompa DC e verrà regolata attraverso questa la velocità del flusso che eguaglierà esattamente quella di sedimentazione del floc che quindi si fermerà in tale zona.
- Nella situazione di equilibrio vengono effettuate le misure. In particolare: (i) stimare la velocità (media) terminale (= alla velocità del flusso in quel punto); (ii) analizzare le fluttuazioni di velocità/struttura del floc tramite le immagini registrate con una o più telecamere digitali. Le (i) sono illustrate in 6.2, le (ii) in 6.3.

## 6.1.2 Acquisizione ed analisi delle immagini

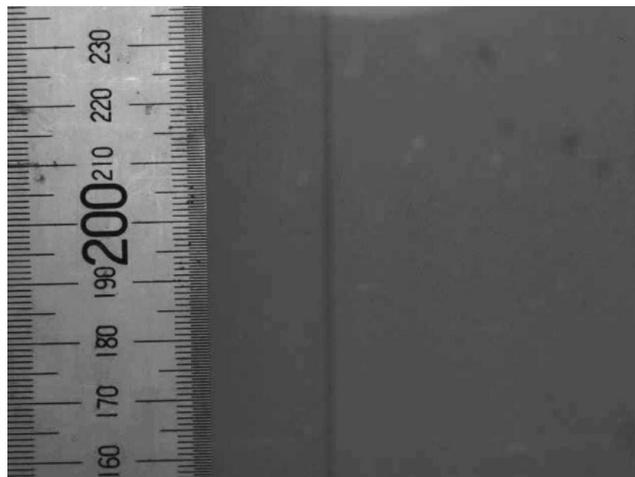
L'acquisizione delle immagini è avvenuta con una videocamera con risoluzione 640x480, 25 fps , in bianco e nero che copriva una zona visiva di circa 8x10,5 centimetri. Il programma utilizzato per l'acquisizione è LabVIEW™ .



**Figura 6.1 :** Sistema di acquisizione delle immagini e dei filmati

Come unica procedura iniziale, prima dell'acquisizione, una volta regolata la distanza della telecamera e il suo zoom, è stata immersa una riga millimetrata nel centro del dotto ( $Z=20\text{cm}$ ) ed acquisita una singola immagine (Fig. 6.2).

Questa immagine verrà successivamente presa come riferimento pixel-millimetri per poter avere un riferimento spaziale in millimetri e poter quindi calcolare misure e velocità del floc.



**Figura 6.2 :** Immagine di riferimento pixel-millimetri

## 6.2 Velocità terminali di sedimentazione

Come analizzato nei primi paragrafi di questa tesi, la valutazione analitica della velocità di un certo tipo di floc e delle sue dinamiche all'interno di un flusso è alquanto complessa e nella quasi totalità sconosciuta.

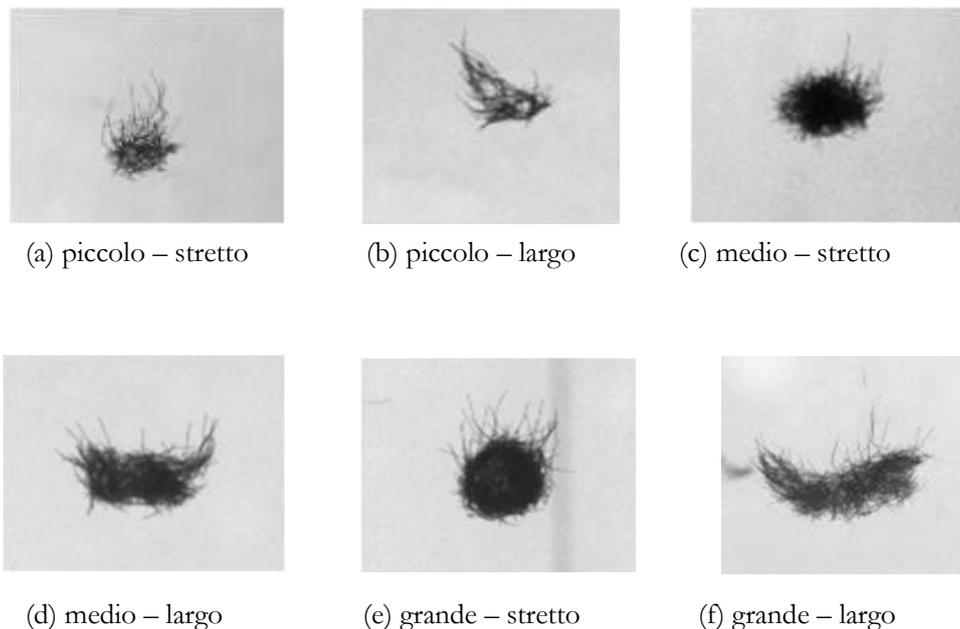
Le equazioni di Navier-Stokes possono aiutare per la valutazione di questi parametri per quanto riguarda singole fibre con forme regolari e con le necessarie semplificazioni. Ben più complesso è il caso di un floc, che si presenta sempre con forme totalmente irregolari, disomogeneità di struttura e peso e permeabilità, anch'essa non omogenea, al flusso (differente dal concetto di superficie solida).

E' chiaro dunque come l'unico approccio fruibile resti quello empirico.

Riguardo le velocità di sedimentazione di varie tipologie di floc, l'unico sistema dunque è quello della valutazione diretta di queste velocità calcolate, con un'analisi delle immagini, in acqua ferma.

In ultimo si potrà costruire una correlazione approssimativa sulla forma e grandezza del floc e la sua velocità di sedimentazione.

Si è voluto semplificare questa analisi a sei tipologie diverse di flocs, suddivise in grandezza (piccolo-medio-largo) e forma (stretto-largo), misurando successivamente le loro velocità di sedimentazione:



**Figura 6.3 :** Immagini e classificazione di tipi diversi di flocs

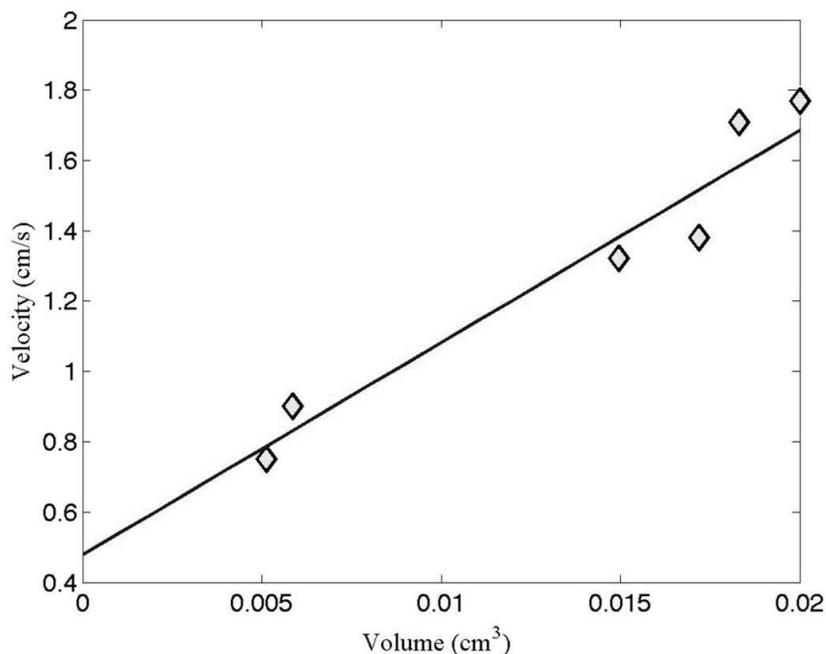
Parametri caratteristici dei flocs di fig. 5.1 :

- (a) Floc piccolo e stretto: vol.  $\approx 5,8 \text{ mm}^3$  ; vel.  $\approx 9 \text{ mm/sec}$  ;  $Re \approx 38$
- (b) Floc piccolo e largo: vol.  $\approx 5,2 \text{ mm}^3$  ; vel.  $\approx 7,5 \text{ mm/sec}$  ;  $Re \approx 32$
- (c) Floc medio e stretto: vol.  $\approx 15 \text{ mm}^3$  ; vel.  $\approx 13,2 \text{ mm/sec}$  ;  $Re \approx 56$
- (d) Floc medio e largo: vol.  $\approx 17 \text{ mm}^3$  ; vel.  $\approx 13,8 \text{ mm/sec}$  ;  $Re \approx 58$
- (e) Floc grande e stretto: vol.  $\approx 18,5 \text{ mm}^3$  ; vel.  $\approx 17,5 \text{ mm/sec}$  ;  $Re \approx 74$
- (f) Floc grande e largo: vol.  $\approx 20 \text{ mm}^3$  ; vel.  $\approx 17,8 \text{ mm/sec}$  ;  $Re \approx 77$

Ricordando:

$$Re = \frac{UL}{\nu}$$

considerando la viscosità cinematica dell'acqua dolce a  $10^\circ\text{C}$  pari a  $\nu = 1,6 \text{ m}^2/\text{s}$  tracciamo un grafico che mette in relazione volume e velocità di sedimentazione dei flocs presi in esame:



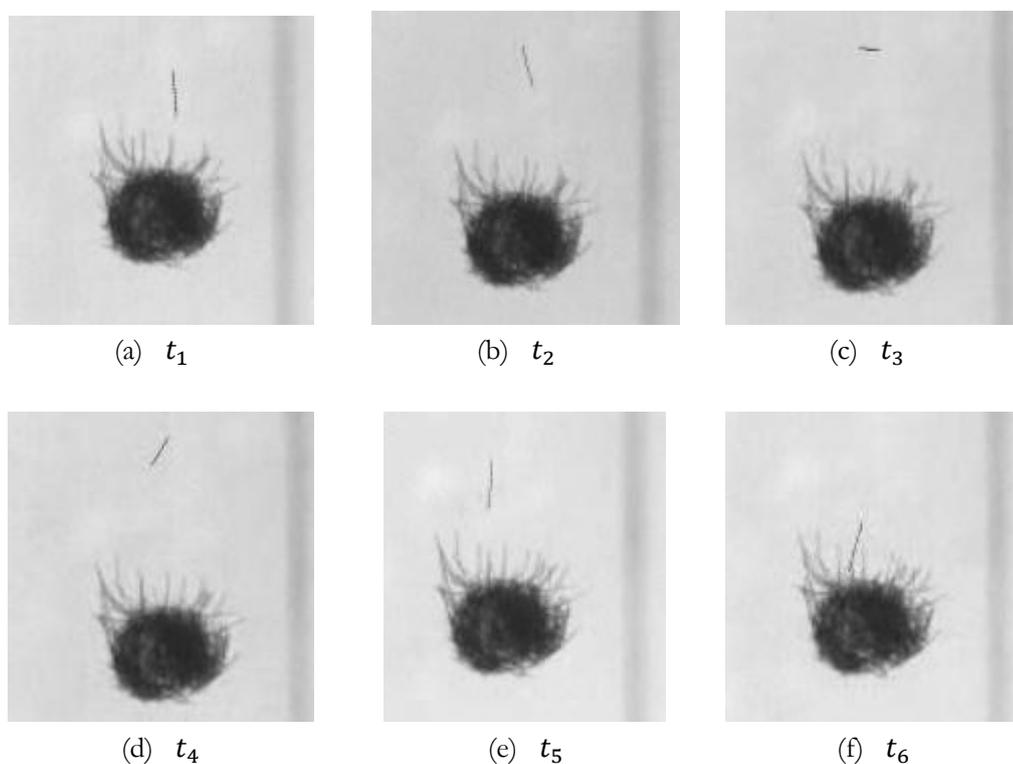
**Figura 6.4** : relazione tra velocità di sedimentazione e volume dei flocs presi in esame.

Il grafico (fig. 6.4) ci mostra un andamento piuttosto lineare, questo ci permette di fare delle stime, se pur approssimative, sulla velocità di sedimentazione del floc in relazione alla stima del suo volume.

### 6.3 Filmati acquisiti e prime considerazioni

Di seguito verranno riportate una serie di diapositive, parte di due filmati per cui si è avuta evidenza di interessanti fenomeni.

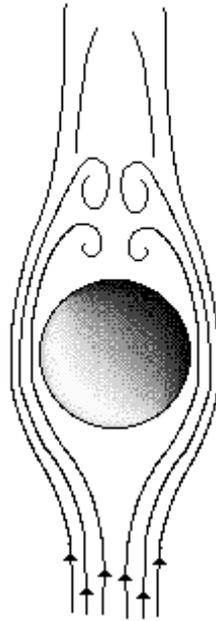
#### 6.3.1 Dinamiche di fibre libere attorno ad un floc



**Figura 6.5 :** Evoluzione di una fibra libera nella scia di un floc

In questo filmato, possiamo notare un floc formato da un nucleo coerente, piuttosto stabile e resistente, con attorno una serie di fibre “libere”. Alcune di queste fibre (nella zona superiore, in ombra dal flusso), incontrando una parte del flusso, riescono a staccarsi dal floc per poi, eseguire una rotazione di 180° e ricadere nel floc.

La presenza di queste rotazioni, potrebbe essere sintomo della presenza di vortici come avviene ad esempio nel caso aerodinamico per oggetti di tipo sferoidale al superamento di un determinato numero di Reynolds:



**Figura 6.6 :** Analogia col caso aerodinamico. La figura mostra uno sketch della scia formatasi a bassi numeri di Reynolds (12-15). Nel caso dei flocs i vortici che vengono a formarsi potrebbero essere la causa delle rotazioni delle fibre in coda.

Nel filmato integrale inoltre possono notarsi altri aspetti interessanti:

- come detto alcuni di questi fibre compiono rotazioni di  $180^\circ$  prima di ricadere, mentre altre restano in posizione verticale, sia nella salita che nella discesa.
- Le fibre che compiono le rotazioni subiscono salite (distanza dal floc) maggiori, presumibilmente perché quando, durante la rotazione, si trovano in posizione perpendicolare al flusso oppongono maggiore resistenza, e quindi vengono portate ad un'altezza maggiore.
- Alcune di queste fibre, nel ricadere si incastrano all'interno del floc, diventano solidali a questo e quindi non subiscono ulteriori distaccamenti.
- Altre fibre invece restano libere e possono compiere diversi cicli di distacco e riattacco nel floc.

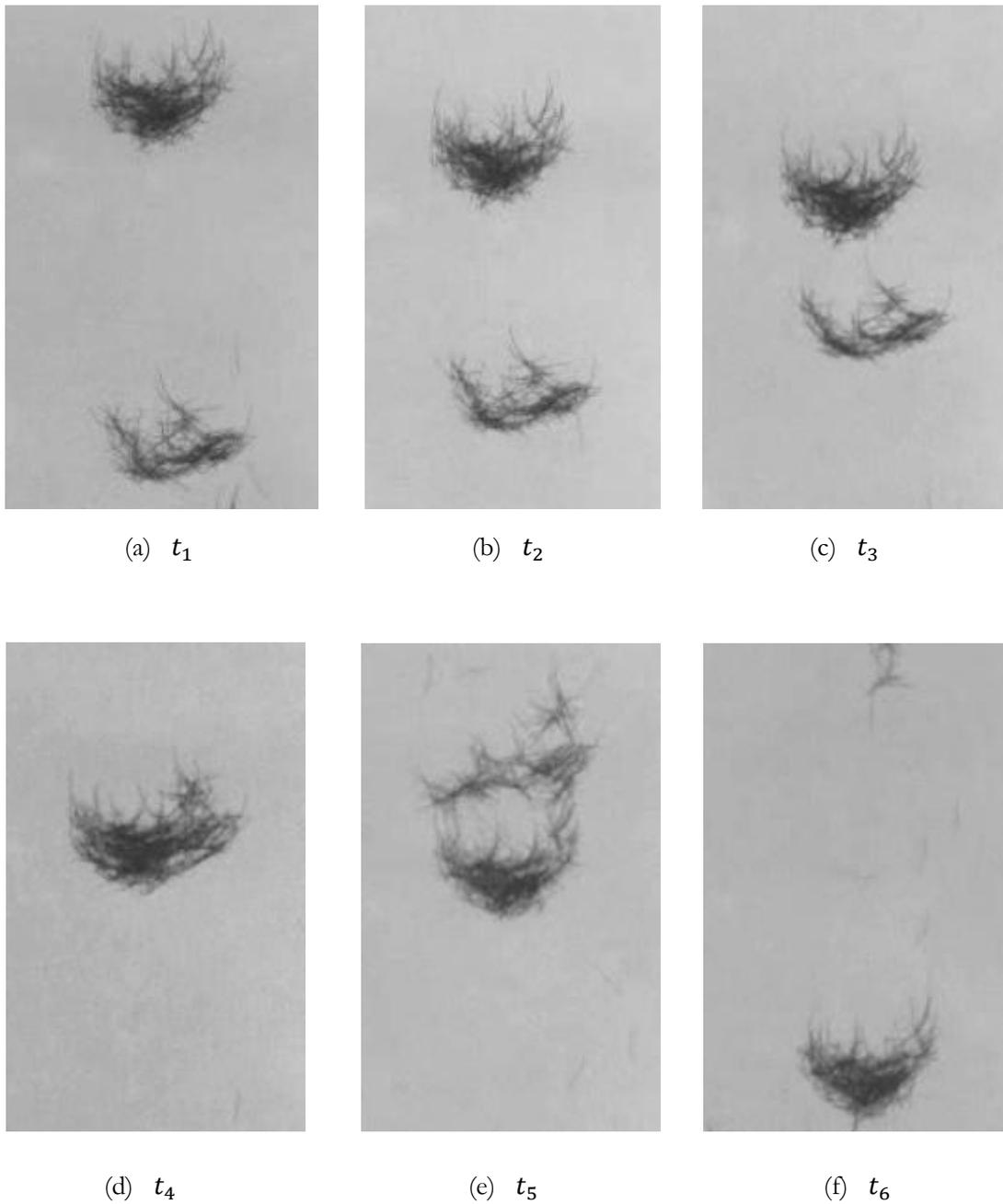
- Si sono notate inoltre coppie di fibre che si staccano insieme dal floc, restano unite e riescono a “fuggire” definitivamente (Fig. 6.7):



**Figura 6.7:** Coppia di fibre agganciate tra loro che lasciano il floc di cui facevano parte

Questo avviene presumibilmente perché la resistenza che oppongono in coppia al flusso è maggiore rispetto alla somma delle due resistenze delle singole fibre.

### 6.3.2 Interazioni tra due flocs



**Figura 6.8 :** Evoluzione di due flocs che interagiscono tra loro

In questo filmato ci troviamo di fronte a due floc che si trovano sulla stessa linea di flusso. Nella sequenza dall'istante  $t_1$  all'istante  $t_3$  si nota come il floc in basso, investito dal flusso si muove verso l'alto, mentre il floc superiore vede la scia dell'altro floc e questo fa sì che si sposti verso il basso.

Nell'istante  $t_4$  avviene la collisione tra i due floc che si uniscono.

Nell'istante  $t_5$  si nota che una porzione dei due flocs uniti, non riesce ad agganciarsi al nucleo principale, e quindi si stacca e lo abbandona.

Nell'ultimo istante  $t_6$  il nuovo floc, composto da una parte dei due precedenti flocs, diverso dai precedenti sia per entità che per forma, ha una velocità di sedimentazione molto più veloce, e quindi avendo mantenuto la velocità del flusso costante, questo precipita rapidamente.

## 6.4 Future sperimentazioni

La dinamica dei floc, da questa prima sperimentazione, è risultata alquanto complessa ed influenzata da molteplici variabili.

Alcune correlazioni importanti, riguardo le velocità di sedimentazione dei flocs e le loro caratteristiche principali sono state affrontate.

Future sperimentazioni, dovrebbero concentrarsi sulla investigazione più accurata delle variabili che regolano queste dinamiche.

In particolar modo bisognerebbe scoprire altre correlazioni sugli aspetti di idrodinamicità dei flocs, dipendenti dalla forma, dalla superficie, dalla loro coerenza e resistenza alle turbolenze, dalla loro permeabilità al flusso e da altre variabili probabilmente ancora sconosciute.

Inoltre, dall'analisi dei filmati affrontata nei precedenti paragrafi, si è evidenziata l'influenza delle scie e di vortici indotti dagli stessi flocs, e dell'influenza di queste sulla dinamica di fibre libere e altri flocs attigui.

Un esperimento estremamente utile, da eseguirsi con l'apparato, potrebbe essere l'utilizzo del "filo di inchiostro" (Fig. 3.1 , 3.4 , 3.5) che incontra un floc.

Questo esperimento potrebbe mostrare in maniera chiara, il formarsi delle scie e dei vortici indotti da un floc e potrebbero costruirsi correlazioni tra le principali caratteristiche di differenti floc, il numero di Reynolds e il tipo di scia lasciata.

## Conclusioni

Questo lavoro, ha trattato dello sviluppo, del miglioramento e della messa in funzione di un nuovo apparato per lo studio delle dinamiche di sedimentazione di fibre e agglomerati di fibre all'interno di un flusso bifase .

L'apparato, ideato e costruito durante l'anno 2005 dal Dr. Gabriele Bellani e Dr. Enrico Benini permette di avere un flusso ascendente, con un gradiente di velocità negativo, in cui possono essere introdotti agglomerati di fibre, chiamati *flocs*, e studiarne le loro dinamiche, in una situazione di equilibrio tra le forze agenti su di essi e quindi visualizzabili in un area circoscritta dell'apparato, per un tempo indeterminato.

L'apparato, nel suo stato iniziale, presentava alcune problematiche relative alla qualità del flusso che risultava poco lineare e con rilevanti fenomeni di separazione vicino le pareti, il che avrebbe fortemente inficiato la stabilità dei flocs all'interno della zona di analisi.

Il primo compito dunque è stato quello di rivelare tutte le possibili cause che andavano a creare disomogeneità e non linearità del flusso, da qui si è agito su ogni aspetto evidenziato, ottenendo infine un flusso perfettamente lineare, testimoniato da visualizzazioni fatte con un sottile flusso di inchiostro e in seguito con i flocs.

Successivamente si è integrato l'apparato con un sistema di generazione forzata dei flocs, che permettesse di generare e introdurre all'interno del flusso alcune diverse tipologie, per forma, compressione ed entità, di flocs.

Infine, a causa delle diverse dinamiche e diverse velocità di sedimentazione dei vari tipi di flocs, si è evidenziata la necessità di avere un più raffinato sistema di controllo della velocità del flusso e quindi di non affidare l'equilibrio dei flocs al solo gradiente negativo di velocità del flusso, ma agendo direttamente sulla velocità del flusso. Si è ottenuto questo creando un sistema di pompaggio più complesso, formato da due diverse tecnologie di pompe che hanno garantito ampi range di velocità, adattabili a molte tipologie di flocs, e un molto preciso controllo della velocità attraverso un sistema elettronico di alimentazione del sistema di pompaggio.

Dopo aver ottenuto dunque un sistema di sperimentazione in condizioni ottimali per la messa in funzione, si è proceduto con alcuni esperimenti che hanno consistito nell'immissione nel flusso di uno o più flocs di diversa misura e forma, acquisendone immagini e filmati, sottoposti successivamente ad un'analisi qualitativa e numerica via software.

Le analisi di queste immagini e filmati hanno permesso una classificazione di sei differenti tipologie di flocs, divisi per forma ed entità, e si è riuscito a stabilire una correlazione tra questi parametri e la loro velocità terminali di sedimentazione.

I filmati inoltre hanno mostrato interessanti eventi legati all'influenza che hanno i flocs su fibre libere (non legate) attigue ai flocs e interazioni tra due flocs.

In conclusione, si sono poste sostanziose basi per la continuazione della sperimentazione sulla dinamica dei flocs per mezzo di questo apparato.

Sarà dunque estremamente utile procedere nell'investigazione di queste dinamiche usando ulteriori mezzi di analisi (PIV, LDV, etc.) ed eventualmente migliorando i sistemi costruiti per adattarli ad una più ampia e diversa tipologia di casi.

# Bibliografia

[Bellani & Benini(2005)] Gabriele Bellani & Enrico Benini 2005 Design and evaluation of a novel apparatus for sedimentation studies. Master's thesis, KTH Mechanics, Royal Institute of Technology Stockholm.

[Clift *et al.*(1978)Clift, Grace & Weber] Clift, R., Grace, J. & Weber, M. 1978 Bubbles, drops, particles. *Tech. Rep.*. Academic, New York.

[Guazzelli (2001)] Elisabeth Guazzelli 2001 Evolution of particle-velocity correlations in sedimentation. *American Institute of Physics* DOI: 10.1063/1.1369606

[Happel & Brenner(1973)] Happel, J. & Brenner, H. 1073 *Low Reynolds Number Hydrodynamics*. Leiden: Noordho® Intl. Pub.

[Herzhaft(1999)] Herzhaft, B. Guazzelli, E. 1999 Experimental study of the sedimentation of dilute and semi-dilute suspensions of fibres. *J. Fluid Mech.* 384, 133-158.

[Holm(2005)] Holm, R. 2005 Fluid mechanics of fibres suspensions related to papermaking. PhD thesis, KTH - Royal Institute of Technology.

[Kerekes & Shell (1992)] KEREKES, R. AND SCHELL, C., (1992). "Characterization of Fibre Flocculation Regimes by a Crowding Factor", *J. Pulp Pap. Sci.*, 18(1): pp. J32–38

[Mason(1954)] Mason, S.G. (1954). Fibre motions and flocculation. *Pulp paper Mag. Can.*, 55(13),96-102.

[Matas & Guazzelli(2003)] Matas, J.P. Morris, J. & Guazzelli, E. 2003 Transition to turbulence in particulate pipe flow. *Physical Review Letters* 1 (90), 014501-1-4.

[Oseen(1910)] Oseen, C. W. 1910 *Über die Stokes'sche Formel und über eine verwandte Aufgabe in der Hydrodynamic*, , vol. 6. Ark. f. Math. Astron. och Fys.

[Petrie(1999)] Petrie, C. J. S. 1999 The rheology of fibre suspensions. *J. Non-Newtonian Fluid Mech.* 87 (2-3), 369-402.

[Soszynski & Kereker(1988)] Soszynski, R. M. & Kereker, R. J. 1988 Elastic interlocking of nylon fibres suspended in liquid, part 2: process of interlocking. *Nordic Pulp and Paper Research J.* 3 (4), 180

[Xu(2005)] Xu, H. Aidun, C. 2005 Characteristics of fiber suspension flow in a rectangular channel. *International Journal of Multiphase Flow* 31, 318-336.