

Fondo Sociale Europeo - FSE
Programma Operativo Nazionale 2000/06
"Ricerca, Sviluppo tecnologico ed Alta Formazione
nelle regioni dell'Obiettivo 1" - Misura 1.1 (F.S.E)



Università degli Studi della Calabria

Dottorato di Ricerca in Ingegneria Chimica e dei Materiali

Tesi

**L'equilibrio miscelazione/segregazione nella fluidizzazione di
solidi particellari**

Settore Scientifico Disciplinare ING-IND 25 – Impianti chimici

Supervisori

Ch.mo prof. Brunello FORMISANI

ing. Rossella GIRIMONTE

Candidato

Tiziana Longo

Ciclo XIX

Il Coordinatore del Corso di Dottorato

Ch.mo prof. Rosario AIELLO

A.A. 2005-2006

A mio marito

*Le cose migliori
si ottengono solo
con il massimo della
passione.
(J.W. Goethe)*

*Dubitare di te stesso
è il primo segno
d'intelligenza
(U. Ojetti)*

Indice

Introduzione	1
Capitolo 1	
1.1 Impianto sperimentale.....	7
1.2 Procedure sperimentali.....	10
1.2.1 Fluidizzazione di letti monodispersi.....	10
1.2.2 Fluidizzazione di miscele binarie.....	12
1.2.3 Profili di concentrazione.....	13
1.3 Caratteristiche dei solidi e delle loro miscele.....	14
Capitolo 2	
2.1 Velocità minima di fluidizzazione di una miscela binaria.....	18
2.2 Necessità di un approccio alternativo.....	29
Capitolo 3	
3.1 Un approccio alternativo alla fluidizzazione binaria: le velocità di inizio e fine fluidizzazione.....	33
3.2 Studio della dipendenza di u_{if} e u_{ff} dalle variabili del sistema.....	38
3.2.1 Dipendenza dal grado di vuoto.....	40
3.2.2 Dipendenza dalla distribuzione iniziale dei componenti.....	45
3.2.3 Dipendenza dell'intervallo $u_{ff}-u_{if}$ dal rapporto di densità dei solidi.....	49
3.2.4 Dipendenza dell'intervallo $u_{ff}-u_{if}$ dal rapporto dal rapporto di dimensione dei solidi.....	50

3.2.5 Dipendenza dal rapporto di aspetto del letto.....	51
3.3 Equazioni di previsione delle velocità di inizio e fine fluidizzazione...	53
3.4 Conclusioni parziali.....	57
Capitolo 4	
4.1 Meccanismi di miscelazione e segregazione.....	60
4.2 Indice di miscelazione.....	66
4.3 Profili assiali di concentrazione a velocità crescente.....	82
4.4 Velocità di piena miscelazione.....	86
4.5 Influenza del distributore.....	90
4.6 Profili assiali di concentrazione a velocità decrescente.....	94
4.7 Conclusioni parziali.....	98
Conclusioni	100
Pubblicazioni	103
Bibliografia	104
Simbologia	110
Ringraziamenti	113
Appendice A	A-2
Appendice B	B-2

Introduzione

Fra i molti temi affrontati negli ultimi anni dalla ricerca sulla fluidizzazione dei solidi sono pochi quelli che hanno ricevuto un'attenzione paragonabile a quella rivolta alla comprensione dei fenomeni di segregazione delle varie specie presenti in uno stesso letto di particelle.

L'interesse per questa categoria di problemi nasce dal fatto che una delle caratteristiche di maggior interesse della tecnologia del letto fluidizzato è quella di risultare particolarmente adatta a quei processi che prevedano la presenza di più materiali solidi nella stessa unità, o che possano pervenire, grazie alla simultaneità del contatto fra una corrente di fluido e particelle di diversa natura, ad un particolare risultato o, più semplicemente, ad un'efficienza più alta. Esempi di processi di questo tipo possono essere trovati in vari ambiti industriali: nella combustione del carbone e di biomasse, normalmente condotta in un letto di inerte (con la funzione di volano termico) o di un materiale (calcare, dolomite) capace di fissare le anidridi dello zolfo eventualmente presente nel combustibile; nell'incenerimento di scarti di lavorazione o di rifiuti solidi urbani, normalmente costituiti da materiali di varia natura; nella polimerizzazione catalitica, condotta in letti in cui un catalizzatore solido coesiste con un prodotto di dimensione distribuita; in processi fisici intrinsecamente basati sulla compresenza di più solidi, quali la granulazione di polveri, la classificazione o la miscelazione di particelle, e in altre operazioni ancora.

Come normalmente avviene in ogni reattore chimico o in una qualsiasi apparecchiatura di contatto, l'efficienza globale di un'operazione condotta a letto fluido

può dipendere fortemente dalla fluidodinamica interna. In presenza di un letto di particelle formato da più componenti sarebbe perciò essenziale poter influire sulla capacità di miscelazione delle varie specie, con l'obiettivo di incrementarla o, viceversa, di contrastarla a seconda delle specifiche necessità del processo. Una distribuzione omogenea dei solidi può infatti determinare, nel caso in cui queste condizioni siano importanti, la maggiore uniformità delle condizioni di reazione fra fluido-solido o di catalisi, l'assenza di gradienti termici e di "hot spots" nonché l'acquisizione degli altri benefici normalmente associati alla condizione di perfetta miscelazione. Viceversa, mantenere i solidi del letto in una situazione di segregazione in strati distinti e sovrapposti può risultare utile nei casi in cui i diversi stadi di un processo complesso debbano necessariamente aver luogo in regioni dell'impianto e/o tempi diversi (reazioni seguite da adsorbimento di certi prodotti, etc.), quando si vogliano separare dal resto del sistema specie solide particolari (particelle esauste, ceneri, etc.) o nei casi in cui sia vantaggioso mantenere ben separati il punto di ingresso o di uscita delle diverse particelle.

Mettere a frutto queste possibilità richiede ovviamente la capacità di regolare lo stato di miscelazione dei componenti del letto fluidizzato attraverso una scelta opportuna sia del valore di alcune proprietà non direttamente dettate dal processo (granulometria e concentrazione di alcuni componenti solidi, etc.) sia di alcune variabili operative (velocità di fluidizzazione, massa del letto, etc.). Ciò presuppone, a sua volta, di conoscere il ruolo giocato da ciascuna variabile nel contribuire a determinare lo stato di miscelazione/segregazione del letto di solidi in relazione al suo regime di fluidizzazione. E' però proprio lo stato di queste conoscenze a risultare ancora oggi molto insoddisfacente rispetto allo sforzo effettuato negli ultimi anni da molti gruppi di ricerca. Anche limitando

l'attenzione, come peraltro vien fatto anche in questa tesi, alle sole miscele fluidizzate di due solidi, risultano ancora irrisolti alcuni aspetti di base del problema, quali ad esempio l'identificazione di tutte le variabili che in modo indipendente determinano il comportamento delle miscele e del meccanismo attraverso cui questa influenza viene esercitata.

Come si cercherà di mostrare attraverso i risultati di questo studio, le ragioni di questo ritardo sembrano in parte attribuibili all'approccio sinora seguito nella maggior parte degli studi sull'argomento. In prevalenza, infatti, i tentativi di descrizione quantitativa delle proprietà di fluidizzazione dei sistemi di due solidi fanno riferimento, come per i letti di una sola specie particellare, alla definizione della loro "velocità minima di fluidizzazione". Questa impostazione è fortemente legata all'idea che il fattore principale di segregazione dei componenti delle miscele sia l'azione di trascinamento che le bolle esercitano sulle particelle più facili a fluidizzarsi. Poiché il flusso di bolle che si sviluppa in un letto fluidizzato monocomponente è proporzionale all'eccesso di velocità di fluidizzazione $u - u_{mf}$, si è spesso ritenuto che, una volta definita e misurata u_{mf} di una data miscela binaria, lo stesso parametro potesse quantificare la forza spingente responsabile dei fenomeni di segregazione.

In realtà, come viene dimostrato con l'indagine sperimentale di questa tesi, l'estensione del concetto di "velocità minima di fluidizzazione" ad un sistema di due o più componenti solidi si rivela del tutto arbitraria, e finisce per costituire un punto debole dell'analisi, in quanto non riesce a rappresentare né il carattere graduale del processo di sospensione dei solidi né la dipendenza della fenomenologia dalla distribuzione iniziale delle specie nel letto fisso. Di conseguenza, anche l'eccesso di velocità di fluidizzazione $u -$

u_{mf} non ha il significato fisico di portata di bolle per unità di sezione tipico del regime fluidodinamico dei sistemi monodispersi.

In presenza di queste incongruenze, questo studio prova a sviluppare un approccio alternativo al problema, tale da aderire con maggiore fedeltà alla fenomenologia reale della fluidizzazione a due componenti. Esso consiste nel sostituire alla velocità di incipiente fluidizzazione una coppia di velocità caratteristiche, di inizio e fine fluidizzazione, che rappresentano i limiti entro i quali ha luogo l'intero processo di sospensione. L'intervallo di velocità definito da u_{if} e u_{ff} finisce così per rappresentare l'equivalente di ciò che u_{mf} è per i letti di una sola specie solida. Questa impostazione, originariamente proposta da un ristretta minoranza di studiosi, non ha mai trovato un adeguato sviluppo nella letteratura accumulatasi negli ultimi venti anni su questo tema di ricerca. Il lavoro effettuato consente invece di riproporla come l'unico approccio capace di rappresentare con coerenza il legame fra fluidizzazione e segregazione dei componenti di un sistema di due solidi.

I risultati ottenuti non possono, naturalmente, essere ritenuti conclusivi. Essi però dimostrano le potenzialità del nuovo metodo e la sua superiorità rispetto all'approccio tradizionale. A testimonianza di ciò sta soprattutto la definizione quasi completa del quadro delle variabili indipendenti del problema, vale a dire dei parametri che esercitano una qualche influenza sulla fenomenologia della cosiddetta "segregating fluidization". Un'altra acquisizione significativa è quella di essere riusciti a mettere in evidenza le differenze fra segregazione per densità e segregazione per dimensione, due classi di fenomeni di cui si è spesso sostenuta l'equivalenza qualitativa. Oltre a ciò, molti punti dell'indagine mostrano come sia possibile, anche al di là di quanto già fatto in questo lavoro, estendere ai letti di due solidi il campo di validità delle equazioni teoriche che costituiscono la base

della teoria della fluidizzazione, riscrivendole in forme adatte a tener conto della natura binaria di questi sistemi. Ciò evita il ricorso sistematico alla definizione di correlazioni empiriche di dubbia generalità per rappresentare i vari aspetti della fenomenologia e apre la strada, da percorrere con gli sviluppi futuri del lavoro, di una sua rappresentazione in termini fondamentali.

CAPITOLO 1

Impianto e procedure sperimentali

1.1 Impianto sperimentale

L'impianto sperimentale, illustrato in figura 1.1, è composto dai seguenti blocchi:

1. Compressore (ATLAS COPCO mod. GA 708).

Fornisce il gas di fluidizzazione, nella fattispecie aria compressa, mediante una linea di alimentazione a 3,5 bar.

2. Sistema di regolazione della portata di gas.

Il flusso di aria è regolato da una batteria di flussimetri costituita da quattro rotametri ASA, che coprono il campo di portate compreso tra 0 e 25000 NI/h e garantiscono un errore di misura inferiore al 2%.

3. Valvola a solenoide.

E' un dispositivo a tre vie installato immediatamente a monte dell'apparecchiatura di fluidizzazione e ha la funzione di interrompere istantaneamente il flusso di gas verso di essa.

4. Colonna di fluidizzazione.

E' costituita da un tubo trasparente, realizzato in plexiglass, con diametro interno di 10.1 cm ed esterno di 11.1 cm. Sulla superficie esterna sono state applicate tre scale graduate, poste alla distanza angolare di 120° l'una dall'altra, che consentono la misura dell'altezza media del letto di solidi.

L'altezza della colonna è di 50 cm e può essere raddoppiata aggiungendo, mediante un accoppiamento flangiato, un secondo tratto di pari lunghezza, utile ad evitare fuoriuscite di solido per trascinamento da parte del gas. La colonna termina, all'estremità inferiore, con una flangia di 2 cm di spessore e di 18.2 cm di diametro, nella quale sono praticati sei fori passanti che, mediante altrettanti bulloni, consentono il collegamento ad una camera di predistribuzione del gas dotata superiormente di una flangia di eguali dimensioni. Tra le due flange è collocato il distributore del gas, che consiste in una piastra porosa di materiale polimerico di 4 mm di spessore, alloggiato in una cava circolare praticata nella flangia inferiore. La tenuta fra camera di predistribuzione e colonna è assicurata da una guarnizione di gomma piana.

5. Colonna separatrice.

Una colonna di fluidizzazione ausiliaria, con diametro interno di 3,5 cm ed altezza di 35 cm, posta fuori linea rispetto all'apparecchiatura principale e dotata di un semplice regolatore di flusso, viene utilizzata per separare le miscele di solidi di eguale dimensione e diversa densità sottoposte a determinate serie di esperimenti, in vista del loro successivo riutilizzo.

Essa sfrutta la loro tendenza alla stratificazione nello stato fluidizzato, rafforzata dal piccolo diametro della colonna stessa.

6. Dispositivo di aspirazione.

Consiste in un tubo di vetro collegato ad una linea di vuoto e consente il prelievo dall'alto della colonna di strati di particelle di altezza prefissata, che vengono raccolte in un apposito recipiente.

7. Recipiente di raccolta.

Riceve le particelle prelevate dalla colonna mediante il dispositivo a vuoto ed è dotato di un filtro per impedirne la perdita. Il recipiente viene periodicamente svuotato per analizzare i campioni di solidi raccolti.

8. Sistema di misura della perdita di carico.

E' costituito da una presa di pressione fissa posta a 2 mm dal piano della piastra di distribuzione del gas e collegata ad un manometro ad acqua, l'altro ramo del quale è aperto all'atmosfera.

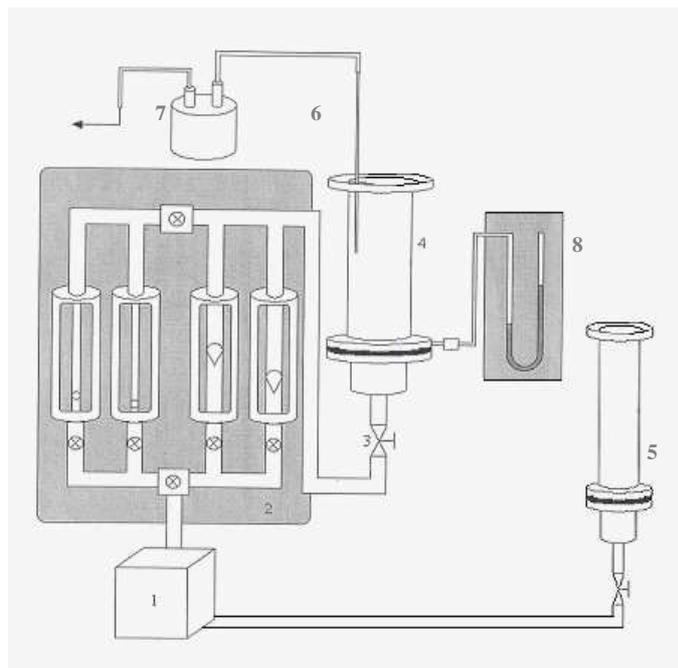


Figura 1.1: Schema dell'impianto sperimentale

1.2 Procedure sperimentali

1.2.1. Fluidizzazione di solidi monodispersi

Su ciascuno dei solidi monodispersi utilizzati per formare le miscele binarie studiate in questa tesi sono state condotte altrettante prove di fluidizzazione, con lo scopo di determinarne la velocità minima di fluidizzazione u_{mf} e il grado di vuoto ϵ_{mf} .

Il caricamento del materiale viene effettuato versandolo gradualmente nella colonna in piccole quantità attraverso un imbuto dotato di una lunga gamba di vetro; ciò consente di effettuare il caricamento dalla minima altezza possibile e di formare un letto di solidi la cui superficie libera sia sufficientemente orizzontale.

L'altezza del sistema viene determinata come media dei valori letti sulle tre scale graduate poste sulla superficie esterna della colonna e viene impiegata per calcolare il grado di vuoto a letto fisso ϵ_0 secondo la relazione:

$$\epsilon_0 = 1 - \frac{m_s / \rho_s}{AH_0} \quad [1.1]$$

Data la natura dei solidi usati negli esperimenti, tutti appartenenti al gruppo B della classificazione di Geldart e quindi tali da non dar luogo ad effetti significativi di espansione omogenea durante la loro fluidizzazione, ϵ_{mf} può essere considerato uguale al valore di ϵ_0 così determinato, con un errore trascurabile.

Si procede quindi alla prova di fluidizzazione, che viene condotta a velocità crescente e successivamente ripetuta a velocità decrescente.

Nella prova a velocità crescente, la portata d'aria viene progressivamente aumentata regolandone il valore mediante i flussimetri e leggendo di volta in volta sul manometro ad acqua la perdita di carico ΔP subita dal gas nell'attraversamento del letto di solidi.

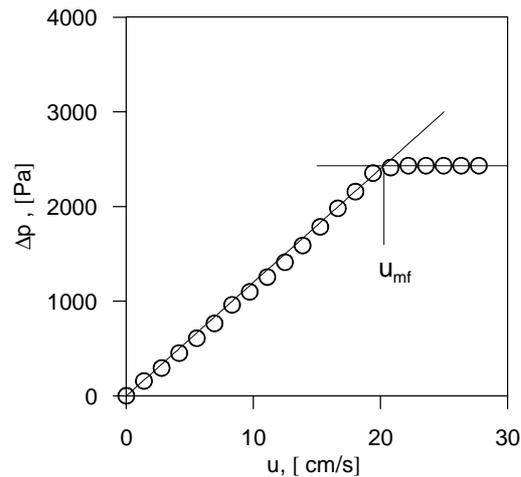


Figura 1.2: Andamento delle perdite di carico in funzione della velocità superficiale del gas

I valori di ΔP vengono riportati in diagramma in funzione della velocità superficiale u del gas (figura 1.2) e danno luogo ad una curva che cresce fino al punto di incipiente fluidizzazione, cui corrisponde la velocità minima di fluidizzazione del solido, u_{mf} . Al di sopra di questo valore di velocità, il peso del letto di particelle è sostenuto dal drag esercitato su di esso dal gas e, pur continuando ad aumentare la portata di fluido, la perdita di carico si mantiene costante. In assenza di espansione omogenea del letto di solidi, l'eccesso rispetto a u_{mf} di gas alimentato viaggia sotto forma di bolle, il cui flusso aumenta man mano che aumenta la portata di fluidizzazione.

Una volta raggiunto un valore di velocità tanto più alto di u_{mf} da assicurare la costanza di ΔP e l'esistenza di un regime a bolle ben sviluppato, si procede con la prova di

defluidizzazione. Essa consiste nella riduzione graduale del flusso di aria fino a riportare il sistema di solidi nella condizione di letto fisso, e prevede la misura degli stessi parametri già determinati nella prova di fluidizzazione a velocità crescente.

Al termine dell'esperimento viene letta nuovamente l'altezza del letto a riposo.

1.2.2. Fluidizzazione di miscele binarie

Le proprietà di fluidizzazione delle miscele di due solidi sono state analizzate al variare della loro composizione volumetrica con lo scopo di individuare le velocità di inizio e fine fluidizzazione, u_{if} e u_{ff} , che segnano, rispettivamente, il punto in corrispondenza del quale il processo di fluidizzazione del letto ha effettivamente inizio e quello a cui il peso del solido è completamente sostenuto dalla forza di attrito esercitata su di esso dal gas.

La procedura sperimentale, analoga a quella utilizzata con i sistemi monodispersi, è stata applicata a letti di solidi caratterizzati da un identico rapporto d'aspetto H/D , mantenuto pari a 1.7, riferimento adottato anche per i letti di un'unica specie solida.

Si riporta, per chiarezza dell'esposizione che segue, di aver utilizzato la nomenclatura proposta da Rowe et al. (1972), nel riferirsi ai componenti di ciascuna miscela analizzata. In particolare si è indicato con il termine *flotsam* il componente più leggero o più fine, mentre con il termine *jetsam* il componente più pesante o più grossolano.

1.2.3. Profili di concentrazione

La determinazione del profilo di concentrazione dei componenti della miscela lungo l'altezza della colonna, rappresentato come curva della frazione di volume del componente flotsam a varie altezze, consente di individuare il legame tra velocità operativa ed evoluzione dello stato di miscelazione/segregazione assiale dei componenti stessi.

Dal punto di vista del metodo sperimentale, stante la difficoltà di prelevare campioni di solido dal sistema fluidizzato senza alterarne l'equilibrio locale, si effettua la misura utilizzando una metodologia consolidata, che consiste nel "congelamento" ("*freezing*") dello stato di mixing assunto dal sistema ad un dato regime fluidodinamico mediante l'interruzione istantanea del flusso gassoso, effettuata azionando la valvola di intercettazione a solenoide posta sulla linea di alimentazione. Successivamente, con l'ausilio del tubo di prelievo collegato alla linea di vuoto, vengono aspirati dall'alto strati orizzontali di particelle con spessore medio di 1.5 cm, fino a svuotare l'intera colonna. Una volta prelevato, ciascuno dei campioni di solidi trattenuto nel contenitore di raccolta viene separato nei suoi due costituenti: tale separazione viene effettuata per setacciatura quando la miscela in esame è costituita da particelle di diverso diametro, mentre con i sistemi a due densità si carica il campione nella colonna separatrice ausiliaria, il cui minor diametro esalta la tendenza alla stratificazione dei due componenti e conduce perciò rapidamente alla loro separazione.

Si procede infine alla pesata dei due solidi: rapportando le loro quantità al peso totale dello strato di particelle prelevato, si determinano le frazioni di massa delle due specie che, note le loro densità, conducono alle rispettive frazioni volumetriche. Tali valori vengono fatti corrispondere alla quota mediana dello strato prelevato, di modo che è

possibile, dopo aver analizzato tutti gli strati in cui è stato suddiviso il letto, ricostruire per punti l'intera curva di x_F in funzione di H .

1.3 Caratteristiche dei solidi e delle loro miscele

I solidi particellari utilizzati nella sperimentazione sono costituiti da tagli granulometrici di ampiezza ristretta di quattro materiali: ceramica (CE), vetro (GB), setacci molecolari zeolitici (MS) e acciaio inox (SS). Le loro proprietà costitutive sono riportate in Tabella 1.1.

Tabella 1.1: Proprietà dei solidi sperimentali

SOLIDO	ρ [kg/m ³]	d[μ m]	u_{mf} [cm/s]
GB120-250 μ m	2480	154	2,3
GB150-250 μ m	2480	171	1,8
GB180-355 μ m	2480	223	4,3
GB200-400 μ m	2480	271	6,4
GB355-710 μ m	2480	317	8,7
GB355-710 μ m	2480	425	16,5
GB400-750 μ m	2480	499	20,4
GB425-750 μ m	2480	593	26,1
GB500-850 μ m	2480	612	28,7
GB500-850 μ m	2480	618	29,9
GB500-850 μ m	2480	661	30,3
CE 500-850 μ m	3600	673	44,9
CE 500-850 μ m	3600	701	43,3
MS500-1000 μ m	1460*	624	19,5
MS710-850 μ m	1460*	800	31,9
SS200-250 μ m	7600	233	15,9
SS180-355 μ m	7600	249	16,9
SS180-355 μ m	7600	267	14,9
SS355-630 μ m	7600	435	41,5

*) densità apparente

La densità dei materiali è stata misurata mediante un picnometro ad elio Quantachrome, che fornisce misure sufficientemente precise, in quanto la porosità interna dei solidi è, con l'eccezione dei setacci molecolari zeolitici (MS), nulla. Per quest'ultimo solido il dato di Tabella 1.1 è quello della loro densità apparente (o "densità fluidodinamica"), che costituisce la variabile che ne determina le proprietà di fluidizzazione. Tale parametro è stato determinato utilizzando il metodo di confronto suggerito da Geldart (1980), che consiste nel determinare la massa del materiale e dividerne il valore per quello del suo volume apparente, a sua volta misurato per picnometria su sfere di egual diametro ma di altro materiale non poroso.

Per la valutazione del diametro delle particelle, è stata effettuata preliminarmente una setacciatura mediante un vibrovaglio Giuliani IG1, in modo tale da ottenere ogni volta un taglio granulometrico prefissato; quindi, utilizzando un granulometro laser Malvern Mastersizer 2000, è stata rilevata la curva di distribuzione di ciascun campione.

La determinazione analitica del diametro medio è basata sulla media di Sauter, definita come:

$$d = \sum_i \left(\frac{x_i}{d_i} \right)^{-1} \quad [1.2]$$

con x_i e d_i pari rispettivamente alla frazione e al diametro di ogni classe granulometrica della distribuzione.

La natura praticamente sferica dei solidi consente di affrancare i risultati sperimentali dalla dipendenza dalla forma delle particelle, mentre le loro caratteristiche di densità e dimensione allocano questi materiali nel gruppo B della classificazione di Geldart

e consentono perciò di escludere la presenza di forze interparticellari che possano complicare la loro fenomenologia di fluidizzazione e l'interpretazione dei dati.

Dalla combinazione di questi solidi sono state ottenute diverse miscele binarie, le cui caratteristiche sono riportate nella Tabella 1.2.

Tabella 1.2: Proprietà delle miscele sperimentali

MISCELA	ρ_j/ρ_f	d_j/d_f	$u_{mf,j}/u_{mf,f}$	
GB499-GB271	1,0	1,8	3,2	Miscele a diversa dimensione
GB499-GB171	1,0	2,9	11,1	
GB612-GB154	1,0	4,0	12,5	
CE701-GB661	1,5	1,1	1,4	Miscela a diversa densità
GB593-MS624	1,7	1,0	1,3	
SS249-GB223	3,1	1,1	3,9	
SS435-GB425	3,1	1,0	2,5	
CE673-SS249	0,5	2,7	1,4	Miscele dissimili
GB499-SS267	0,3	1,9	1,4	
GB618-SS249	0,3	2,5	1,8	
SS233-GB317	3,1	0,7	1,8	
SS267-GB171	3,1	1,6	8,1	
SS435-MS800	5,1	0,5	1,3	

Per ciò che riguarda le miscele di solidi di diversa densità, va rilevato che sebbene le coppie di solidi siano state preparate a partire da tagli granulometrici nominalmente uguali, i loro componenti mostrano differenze, contenute ma inevitabili, anche nel loro diametro medio; tuttavia, essendo comunque il rapporto dimensionale delle particelle prossimo all'unità, risulta possibile trascurare l'effetto di questa deviazione sul risultato degli esperimenti. Per la stessa categoria di miscele, i valori del rapporto di densità dei componenti sono sufficientemente diversi da mostrare chiaramente l'effetto di questa variabile sul comportamento del sistema e coprono, allo stesso tempo, un campo operativo di ampiezza sufficiente a coprire un gran numero di situazioni applicative reali.

CAPITOLO 2

Definizione di u_{mf} per miscele binarie

2.1 Velocità minima di fluidizzazione di una miscela binaria

La fluidizzazione di una miscela binaria è un processo graduale, durante il quale si genera alla sommità del letto un fronte mobile di fluidizzazione, che, all'aumentare della portata di gas, si propaga verso il fondo della colonna.

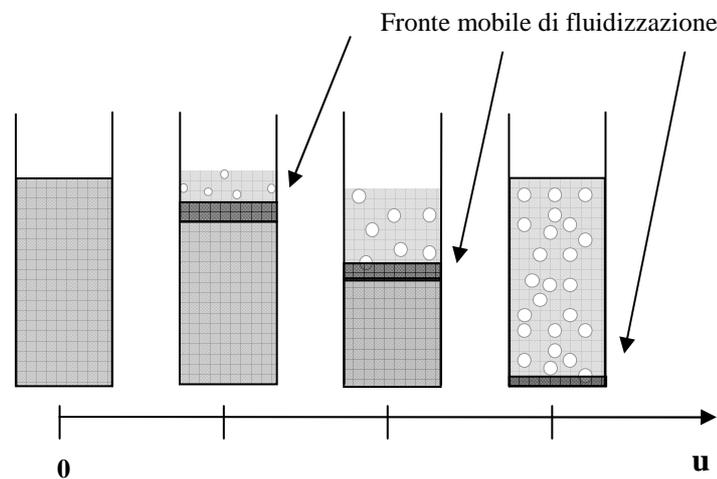


Figura 2.1: Andamento del fronte mobile di fluidizzazione

Al passaggio di questo fronte, il letto, inizialmente miscelato, si divide in tre regioni: alle spalle del fronte, nella zona più alta, si forma uno strato bollente che contiene quasi esclusivamente flotsam, davanti ad esso si raccoglie uno strato defluidizzato in cui prevale il jetsam ed, infine, nella regione inferiore, non ancora investita dal processo di sospensione, la miscela si mantiene nello stato fisso originario.

Quando il fronte di fluidizzazione raggiunge il fondo della colonna, l'intero letto risulta sospeso.

Nel tentativo di descrivere questo processo, molti autori hanno ritenuto di poter definire anche per le miscele di solidi una velocità minima di fluidizzazione caratteristica del sistema, semplicemente estendendo la definizione di questa variabile dai letti di particelle monodisperse ai sistemi di più componenti solidi.

La velocità minima di fluidizzazione è fisicamente definita come quella velocità in corrispondenza della quale si ha la piena sospensione del letto di solidi; in una curva di fluidizzazione (Δp contro u , come quella di figura 2.2), essa viene letta al punto d'intersezione della curva che rappresenta la condizione di letto fisso con la retta corrispondente alla condizione di piena sospensione del letto stesso.

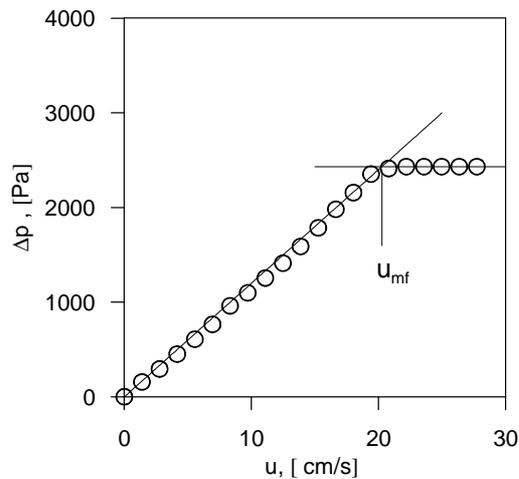


Figura 2.2: Definizione della velocità minima di fluidizzazione di un letto di solidi monodispersi.

Uno dei primi tentativi rintracciabili in letteratura di correlare la velocità minima di fluidizzazione di una miscela di due solidi alle proprietà dei suoi componenti fu compiuto da Otero e Corella (1971), i quali affermarono che per un sistema a completa miscelazione

$u_{mf,M}$ poteva essere calcolata come media pesata delle velocità minime di fluidizzazione dei componenti:

$$u_{mf,M} = x_f u_{mf,f} + (1 - x_f) u_{mf,j} \quad [2.1]$$

Questa equazione, estremamente semplice, è stata però definita solo su miscele a diversa densità, per le quali, infatti, la dipendenza di u_{mf} da x_F è sempre lineare.

Come illustrato nella figura 2.3, vi è un ottimo accordo tra i dati sperimentali, da me ottenuti con una miscela a diversa densità, SS249-GB223, e l'andamento teorico previsto dall'equazione di Otero e Corella.

Per chiarezza si è riportato, anche, l'andamento della velocità minima di fluidizzazione per una miscela a diversa dimensione, GB499-GB171, in cui è possibile osservare una caduta veloce di u_{mf} all'aumentare della frazione di flotsam, seguita da una diminuzione più graduale a valori più alti di x_F , a dimostrazione del fatto che le differenze di dimensione e di densità fra i due solidi promuovono meccanismi di fluidizzazione distinti.

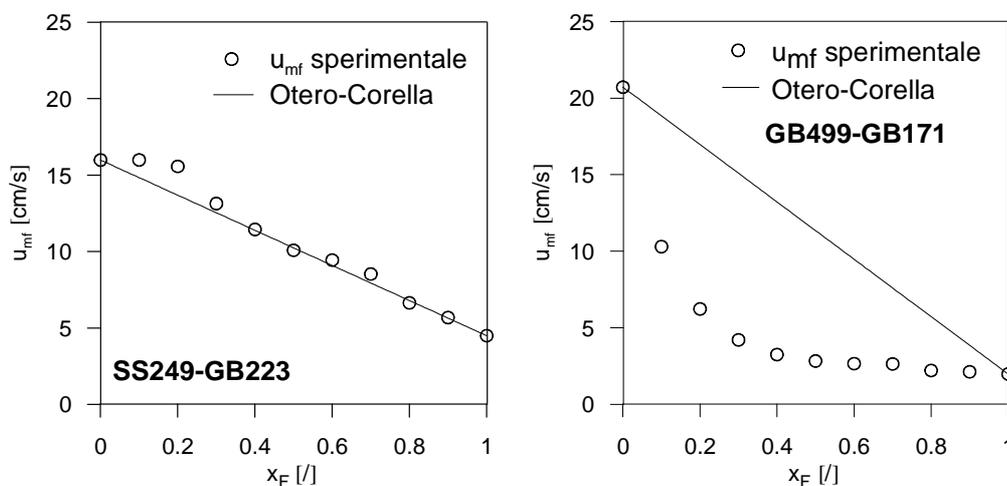


Figura 2.3: Andamento di u_{mf} secondo l'equazione di Otero e Corella [2.1].

Altri autori hanno cercato di adattare alle miscele equazioni originariamente sviluppate per i letti di solidi monodispersi. Fra queste, una delle più utilizzate è quella di Wen e Yu (1966), che elimina la dipendenza di u_{mf} sia dal grado di vuoto del letto sia dal fattore di forma delle particelle. Nella sua forma adimensionale essa ha la forma:

$$Ar = 1650 Re_{mf} + 24.5 Re_{mf}^2 \quad [2.2]$$

in cui

$$Ar = \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_g) g d_p^3}{\mu_g^2} \quad [2.3]$$

L'equazione consente così di prevedere il valore di u_{mf} dalla conoscenza dei soli parametri fisici delle particelle e del gas.

Goossens et al.(1971) hanno esteso lo stesso tipo di equazione di u_{mf} a letti di due solidi. A tale scopo essi hanno definito come proprietà medie della miscela:

$$\bar{\rho} = \frac{x_f}{\rho_f} + \frac{(1-x_f)}{\rho_j} \quad [2.4]$$

$$\bar{d} = \frac{(1-x_f)\rho_f + x_f\rho_j}{(1-x_f)\rho_f d_f + x_f\rho_j d_j} d_f d_j \quad [2.5]$$

Pur con queste modifiche l'equazione di Wen e Yu riesce ad interpretare un insieme molto limitato di dati sperimentali; ciò viene evidenziato dalla figura 2.4, in cui sono posti a confronto i dati sperimentali ottenuti dalle prove eseguite in questa tesi su miscele a diversa dimensione (GB499-GB171) e a diversa densità (SS249-GB223), e l'andamento predetto dall'equazione di Goossens et al..

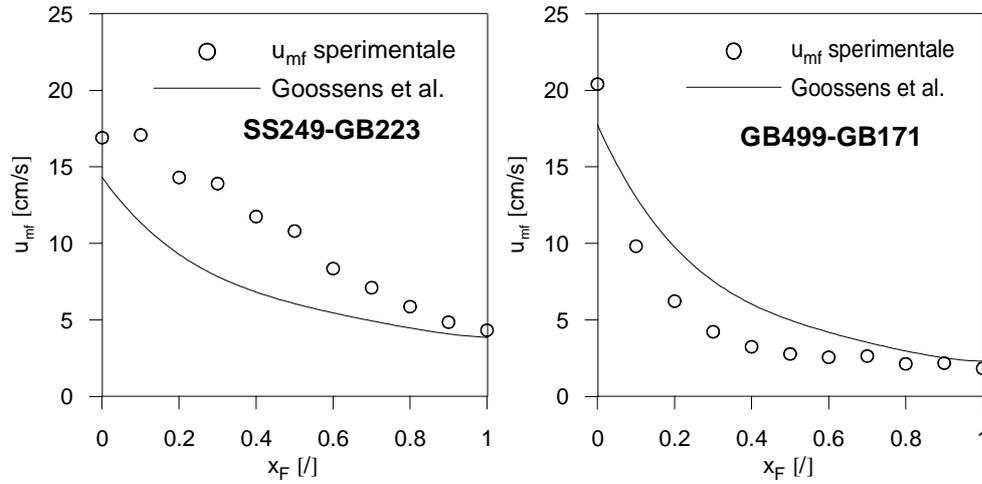


Figura 2.4: Andamento di u_{mf} secondo l'equazione di Goossens et al. [2.2].

Sono pochissimi gli studi di letteratura che cercano di utilizzare forme modificate delle equazioni fondamentali. Fra questi, un lavoro di Chiba et al. (1979) parte direttamente dall'equazione di Ergun e distingue il caso di letti a completa miscelazione da quello dei sistemi totalmente segregati. L'equazione di Ergun viene troncata al termine viscoso e per la miscela vengono definiti valori medi del diametro e della densità basati sulle frazioni numeriche delle particelle della specie flotsam e di quella jetsam, rispettivamente f_{Nf} e f_{Nj} , tramite le seguenti relazioni:

$$\bar{\rho} = f_{Nf} \rho_f + f_{Nj} \rho_j \quad [2.6]$$

$$\bar{d} = \left(f_{Nf} d_f^3 + f_{Nj} d_j^3 \right)^{\frac{1}{3}} \quad [2.7]$$

Con questi valori gli autori hanno trovato che per un letto a completa miscelazione la velocità minima di fluidizzazione può essere espressa come:

$$u_{mf,M} = u_f \frac{\bar{\rho}}{\rho_f} \left(\frac{\bar{d}}{d_f} \right)^2 \quad [2.8]$$

mentre nel caso di letti totalmente segregati si ha:

$$u_{mf,S} = \frac{u_{mf,f}}{\left(1 - \frac{u_{mf,f}}{u_{mf,j}} \right) x_f + \frac{u_{mf,f}}{u_{mf,j}}} \quad [2.9]$$

L'uso di questa equazione presuppone la conoscenza della velocità minima di fluidizzazione dei solidi che formano la miscela.

Sempre per il caso di letti inizialmente segregati, gli stessi studiosi hanno riscritto l'equazione di Carman-Kozeny nella forma adatta a calcolare la velocità minima di fluidizzazione $u_{mf,S}$ a partire da una prova di fluidizzazione svolta a velocità del gas crescente. Sommando le perdite di carico in entrambi gli strati di solido, si ottiene:

$$180\mu_g u_{mf,S} \left[\frac{(1-\varepsilon_{j,mf})^2}{\varepsilon_{j,mf}^3} \frac{H_j}{d_j^2} + \frac{(1-\varepsilon_{f,mf})^2}{\varepsilon_{f,mf}^3} \frac{H_f}{d_f^2} \right] = (\rho_s - \rho_g)g[(1-\varepsilon_{j,mf})H_j + (1-\varepsilon_{f,mf})H_f] \quad [2.10]$$

e l'accuratezza di previsione dei risultati sperimentali risulta piuttosto buona, come si evince dalla figura seguente:

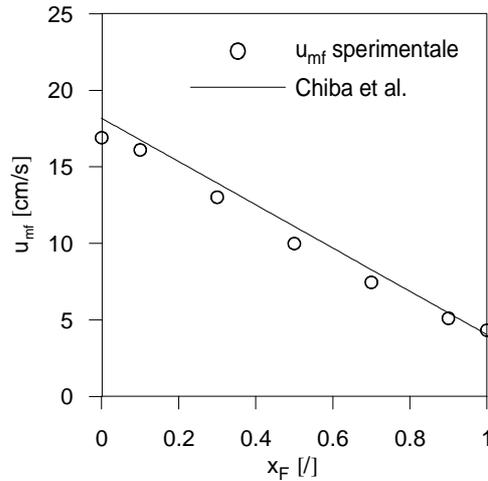


Figura 2.5: Andamento di u_{mf} secondo l'equazione di Chiba et al. [2.10] per sistemi segregati. (Miscela SS249-GB223)

In tutti i casi citati, variabili quali il diametro e la densità particellare sono state riformulate in forma di “media” fra i due componenti, per tener conto della natura binaria del sistema.

Fra i tentativi di rappresentare la dipendenza di u_{mf} dalle caratteristiche costitutive dei componenti della miscela, è da ricordare la correlazione empirica di Cheung et al. (1975), così espressa:

$$u_{mf,M} = u_{mf,f} \left(\frac{u_{mf,j}}{u_{mf,f}} \right)^{x_j^2} \quad [2.11]$$

Essa fu originariamente proposta per letti a completa miscelazione di solidi di eguale densità e con rapporto di dimensione non superiore a 3 e successivamente applicata anche a miscele in cui le differenze di densità non fossero molto pronunciate; ciò è evidenziato in figura 2.6, in cui si sono riportate le previsioni di questa equazione a confronto con i dati sperimentali ottenuti per due miscele con rapporto di densità pari

rispettivamente a 1.5 (CE701-GB661) e 3.1 (SS249-GB223) e da cui si osserva come l'equazione di Cheung et al. perda di predittività all'aumentare del rapporto di densità.

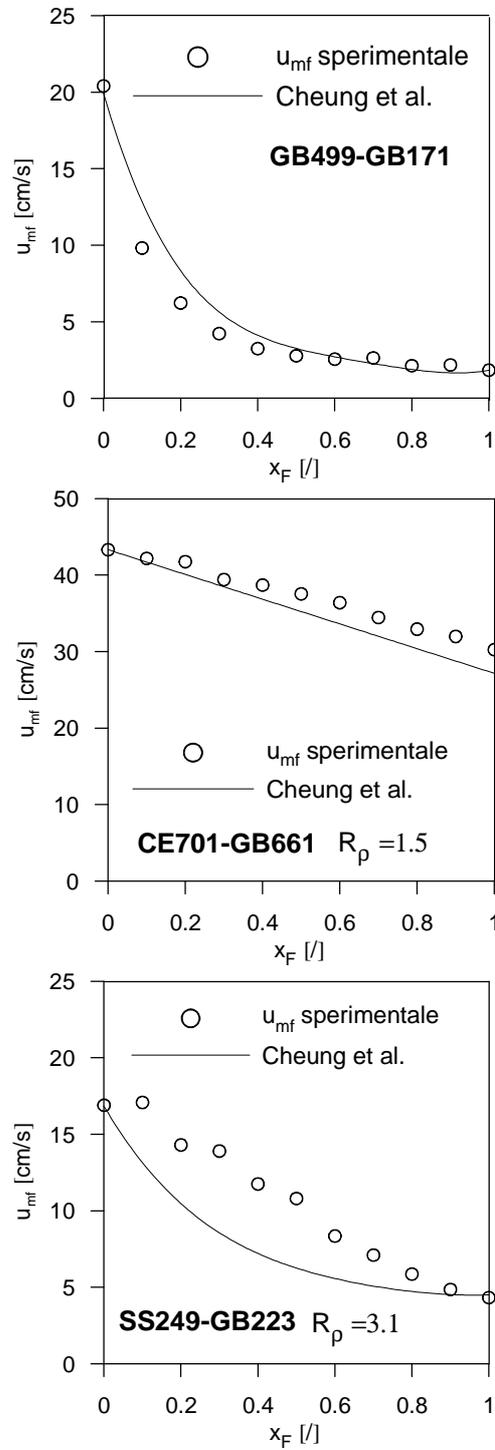


Figura 2.6: Andamento di u_{mf} secondo l'equazione di Cheung et al. [2.11].

Le equazioni fino ad ora citate sono tutte implicitamente basate sull'assunzione della costanza del grado di vuoto del letto binario al variare delle dimensioni dei suoi costituenti e della sua composizione. Tuttavia, è stato mostrato come un'ipotesi del genere conduca ad una stima errata della velocità interstiziale del gas e, conseguentemente, ad uno scarto spesso notevole tra il valore di u_{mf} calcolato e quello sperimentale.

Yu e Standish (1987) hanno infatti dimostrato che le caratteristiche di impaccamento di un letto binario miscelato sono fortemente influenzate sia dal rapporto fra i diametri dei due componenti, sia dalla sua composizione volumetrica; su queste basi, Formisani (1991) ha poi confermato che il grado di vuoto di incipiente fluidizzazione del letto, ϵ_{mf} , può diventare, per determinati valori di questi due parametri, significativamente più basso di quello che si misura sui due componenti presi singolarmente.

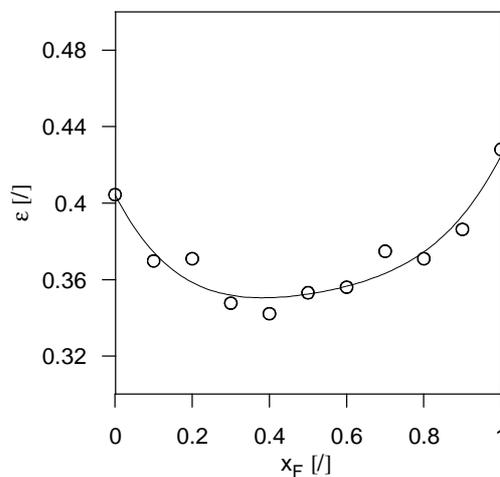


Figura 2.7: Andamento del grado di vuoto in funzione della frazione volumetrica di flotsam.
(Miscela GB499-GB171)

Questo risultato gli ha quindi consentito di dimostrare che u_{mf} di una miscela omogenea di due solidi di eguale densità e diversa dimensione può essere calcolata

utilizzando un'estensione dell'equazione di Carman-Kozeny che utilizza il grado di vuoto ed il diametro medio superficie/volume della miscela:

$$\frac{1}{d} = \frac{1}{d_{SV}} = \frac{x_f}{d_f} + \frac{x_j}{d_j} \quad [2.12]$$

$$180 \frac{\mu_g}{d_{av}^2} u_{mf,M} \frac{(1 - \varepsilon_{mf,M})^2}{\varepsilon_{mf,M}^3} = (\rho - \rho_g) g (1 - \varepsilon_{mf,M}) \quad [2.13]$$

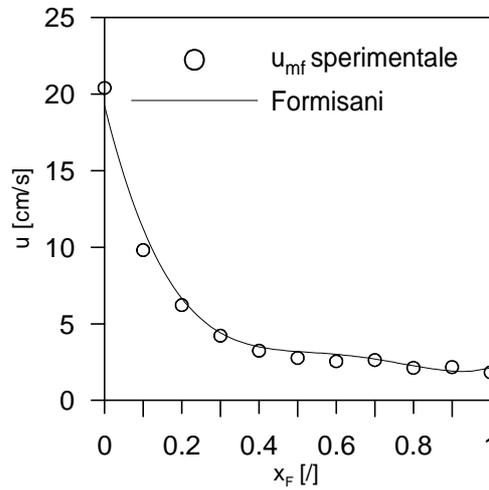


Figura 2.8: Andamento di u_{mf} secondo l'equazione di Formisani [2.13]. (Miscela GB499-GB171)

Inoltre, mettendo in evidenza che, con miscele di particelle che differiscono per la sola densità, ε_{mf} è praticamente indipendente sia dalla composizione del letto sia dal suo stato di miscelazione, l'equazione di Carman-Kozeny è stata riscritta come segue,

$$180 \frac{\mu_g u_{mf}}{d^2} \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} = [(\rho_f - \rho_g) x_f + (\rho_j - \rho_g)(1 - x_f)] g (1 - \varepsilon_{mf}) \quad [2.14]$$

in una forma cioè sostanzialmente coincidente con la relazione [2.1] di Otero e Corella.

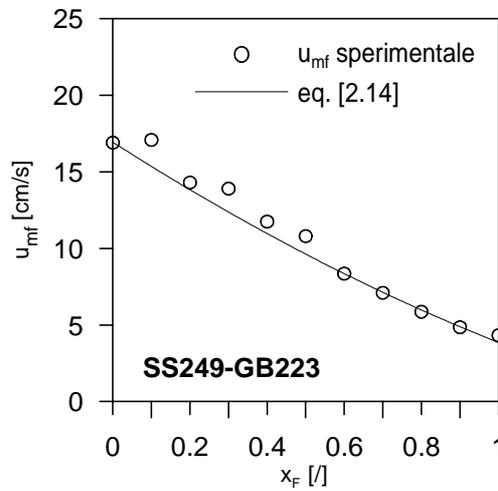


Figura 2.9: Andamento di u_{mf} secondo l'equazione [2.14]. (Miscela SS249-GB223)

Nel complesso, le equazioni [2.13] e [2.14] portano ad un accordo soddisfacente fra i valori delle perdite di carico misurate e calcolate e forniscono, in forma non più empirica, previsioni della velocità minima di fluidizzazione anche più accurate di quelle ottenibili con l'equazione di Cheung et al. (vedi figura 2.10).

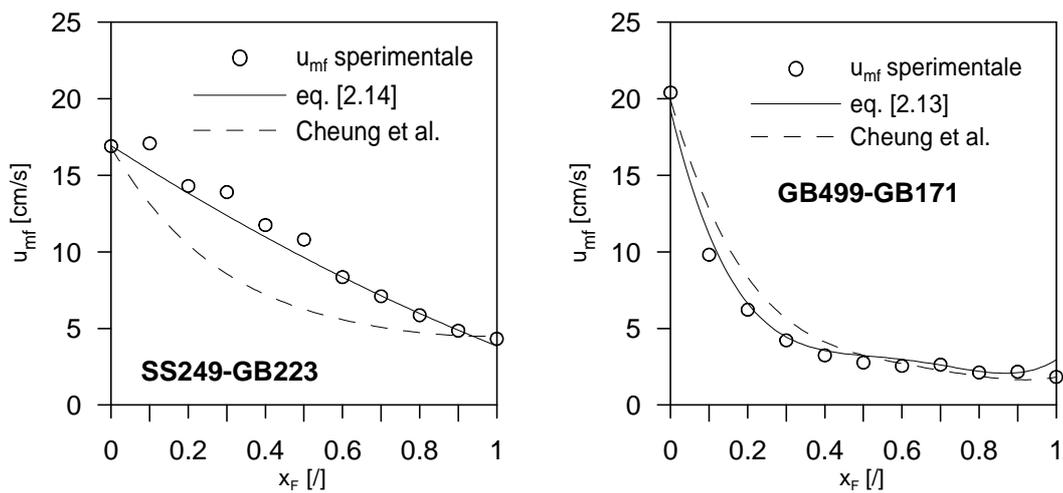


Figura 2.10: Confronto degli andamenti di u_{mf} calcolati con diverse equazioni.

2.2 Necessità di un approccio alternativo

Anche se è risultato possibile pervenire a equazioni che prevedano l'andamento della velocità minima di fluidizzazione di una miscela binaria di composizione variabile, è certo che u_{mf} non corrisponde in alcun modo alla condizione fisica caratteristica dei sistemi di solidi monodispersi, per i quali essa rappresenta la velocità alla quale ha luogo la piena sospensione del letto.

Infatti, in corrispondenza dell'intersezione dei tratti lineari del diagramma di Δp contro u , la miscela non è mai fluidizzata completamente, in quanto la sospensione del letto si sviluppa gradualmente, lungo un intenso intervallo di velocità, e non istantaneamente.

In particolare dalla figura 2.11, che illustra qualitativamente la progressione del fronte di fluidizzazione, si osserva come in corrispondenza della velocità minima di fluidizzazione il sistema si trovi in una condizione di parziale sospensione dei componenti, che avviene solo nella parte superiore del letto stesso.

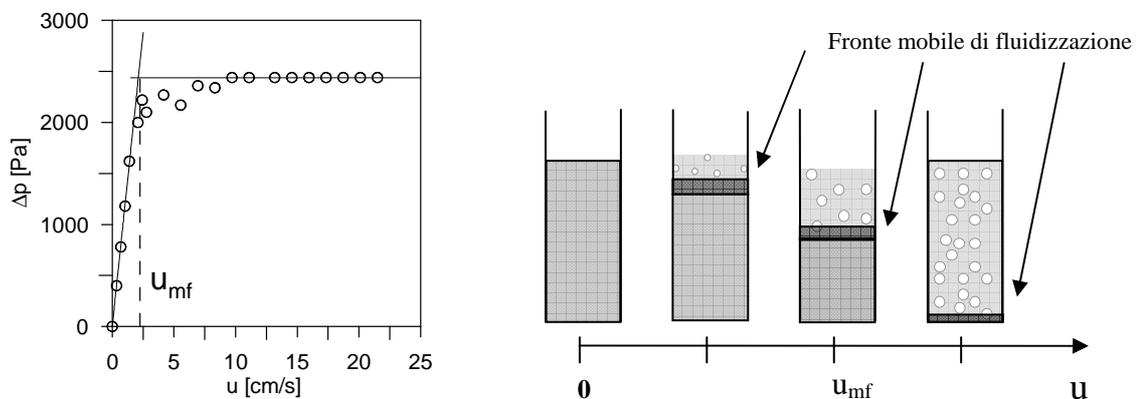


Figura 2.11: Rappresentazione dell'intervallo di velocità entro cui si ha la piena sospensione della miscela.

Tale osservazione mostra quindi l'impossibilità di applicare la definizione di velocità minima di fluidizzazione anche ai sistemi di più componenti solidi.

Inoltre, avvalorata la tesi dell'impossibilità di definire una u_{mf} per i sistemi binari l'aver osservato come le curve di fluidizzazione di una miscela presentino un andamento che varia con la configurazione iniziale del letto di solidi. Ciò può essere osservato in figura 2.12, in cui sono riportate le curve di fluidizzazione di una miscela a diversa dimensione, GB499-GB171, in corrispondenza delle due condizioni iniziali estreme di distribuzione dei componenti: di piena miscelazione e segregazione (con il componente flotsam al di sopra del jetsam).

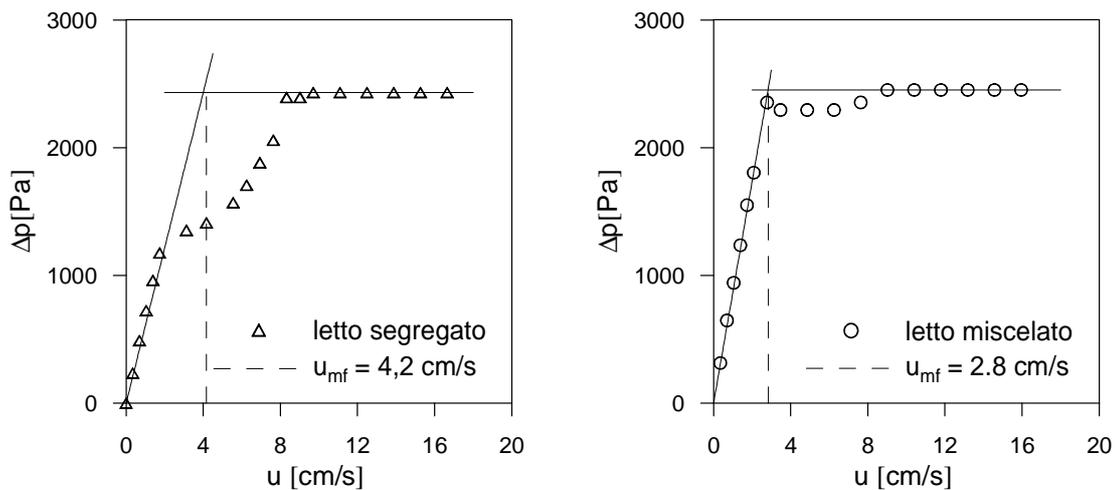


Figura 2.12: Curve di fluidizzazione al variare della distribuzione iniziale dei componenti della miscela. (Miscela GB499-GB171, $x_F=0.5$)

Il diverso andamento delle curve è spiegabile in base al differente meccanismo di fluidizzazione che nei due casi presi in esame si sviluppa all'interno del letto.

In particolare, quando il sistema parte dalla totale segregazione dei componenti con il componente flotsam al di sopra del jetsam, il primo dei due solidi caratterizzato da una

velocità minima di fluidizzazione inferiore a quella dell'altro, inizierà a fluidizzarsi per primo, col jetsam che funzionerà da semplice distributore di gas. Nel frattempo all'interfaccia tra i due strati di materiale il componente flotsam, fluidizzato a bolle, inizierà a trascinare parte del componente jetsam nello strato subito al di sopra dell'interfaccia. Man mano che la velocità operativa aumenta, si arriverà ad un valore di u , comunque inferiore a u_{mf} del jetsam, in corrispondenza del quale anche il componente jetsam si fluidizzerà, portando così il letto al regime di piena sospensione.

Al contrario, nel caso in cui il sistema sia inizialmente miscelato, l'inizio della sospensione del componente flotsam sarà ritardata rispetto al suo valore di u_{mf} a causa della presenza del componente jetsam. Man mano che la velocità operativa aumenta, si assiste ad un riarrangiamento del letto durante il quale il componente flotsam, iniziando a fluidizzarsi, tenderà a segregarsi nella parte superiore del letto mentre il componente jetsam tenderà ad accumularsi subito al di sotto di essa, in forma di letto fisso. Solo per velocità superiori si assiste alla sospensione anche del componente jetsam e quindi, a valori di u prossimi a questo valore o ancora più alti, alla rimiscelazione dei due solidi.

Questi diversi meccanismi di fluidizzazione, osservabili in una stessa miscela al variare della sua configurazione iniziale, non possono, in alcun modo, essere descritti utilizzando il concetto di "velocità minima di fluidizzazione", che non può, per come è definita, descrivere un fenomeno che si sviluppi gradualmente.

Si è quindi ritenuto necessario seguire un approccio alternativo al problema individuando i limiti dell'intervallo di velocità entro cui ha luogo l'intero processo di sospensione del letto.

CAPITOLO 3

L'intervallo di velocità di fluidizzazione

3.1 Un approccio alternativo alla fluidizzazione binaria: le velocità di inizio e fine fluidizzazione

Dallo studio delle curve di fluidizzazione ottenute eseguendo prove su diversi sistemi binari di cui si è fatta variare la distribuzione dei componenti nel letto fisso, e seguendo visivamente l'avanzare del fronte di fluidizzazione lungo l'asse del letto, si è potuto osservare, come si è già ricordato più volte, che la fluidizzazione di un sistema binario non è un fenomeno istantaneo, assimilabile al caso dei sistemi di solidi monodispersi, ma avviene lungo un intero intervallo di velocità, lungo il quale i componenti che costituiscono la miscela tendono a sospendersi nel letto gradualmente, per effetto dell'aumento della portata di gas.

In particolare, il componente flotsam, che per definizione è quello che possiede la velocità minima di fluidizzazione più bassa, inizierà a sospendersi ad una velocità inferiore rispetto a quella necessaria a determinare anche la sospensione del componente jetsam.

L'osservazione del fatto che la fluidizzazione dei componenti di una miscela binaria avvenga in corrispondenza di velocità diverse, permette di definire due nuove grandezze, che fissano l'intervallo di velocità entro cui ha luogo l'intero processo di fluidizzazione della miscela.

Tale approccio, basato su contributi di letteratura che hanno avuto sinora scarso sviluppo, introduce le seguenti due velocità caratteristiche:

- *velocità di inizio fluidizzazione, u_{if}* : velocità a cui si sviluppa un fronte di fluidizzazione che viaggia dall'alto verso il basso, separando la regione superiore del letto, in cui le particelle sono sospese nel gas, da quella inferiore, in cui esse

sono ancora immobili e che, in figura 3.1, corrisponde al valore di u a cui si registra la prima deviazione di Δp dalla curva di letto fisso;

- *velocità di fine fluidizzazione, u_{ff}* : velocità in corrispondenza della quale si ha la piena sospensione del letto e che, nello stesso grafico, individua l'intersezione della curva di Δp con la retta orizzontale del regime fluidizzato.

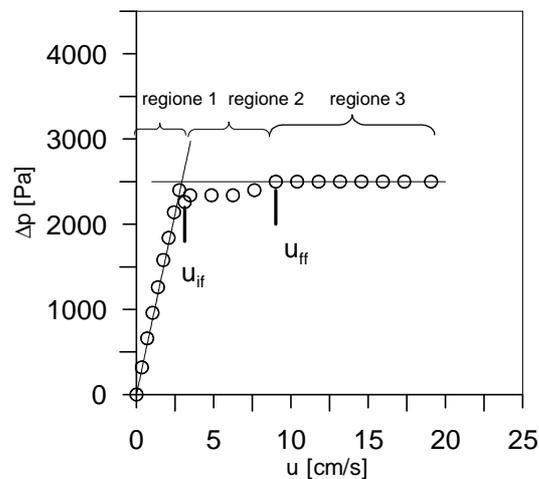


Figura 3.1: Andamento delle perdite di carico in funzione della velocità superficiale del gas.
(Miscela GB499-GB171, $x_F=0,5$)

Dall'individuazione di queste velocità caratteristiche è possibile definire le regioni che racchiudono l'intera fenomenologia:

- Regione 1: per $u < u_{if}$ il letto è fisso. In questa regione, aumentando la velocità del gas, la pressione cresce gradualmente con un andamento lineare fino a u_{if} , valore al quale le particelle più piccole o meno dense (flotsam) iniziano a sospendersi e a formare un sottile strato segregato alla sommità del letto;

- Regione 2: per $u_{if} < u < u_{ff}$ si ha il transitorio di fluidizzazione. Un aumento della velocità del gas in questa zona induce la progressiva crescita dello strato segregato, segnalato dall'andamento con forti oscillazioni di Δp .
- Regione 3: per $u > u_{ff}$ il letto è completamente fluidizzato.

Kondukov e Sosna (1965) e Gelperin et al. (1967) furono i primi ad osservare, in sistemi polidispersi, l'esistenza di un intervallo di velocità entro cui si svolge la fluidizzazione dell'intero letto di solidi. La definizione di questo intervallo di velocità consentiva di descrivere il fenomeno in analogia con la transizione di fase solido-liquido dei sistemi multicomponenti: la fluidizzazione del sistema viene ottenuta aumentando la velocità del fluido similmente a quanto accade ad un solido a causa dell'innalzamento di temperatura. Le trasformazioni di fase solido-liquido-vapore corrispondono, in un letto di particelle, ai passaggi di fase letto fisso-fluidizzato-diluito, con la velocità minima di fluidizzazione, di trascinamento e la velocità terminale simili alla temperatura di fusione, di ebollizione e alla temperatura critica di un sistema termodinamico.

In base a questa analogia, gli autori proposero la definizione di un diagramma d'equilibrio di fase per i sistemi gas-fluidizzati, con la forma di figura 3.2.

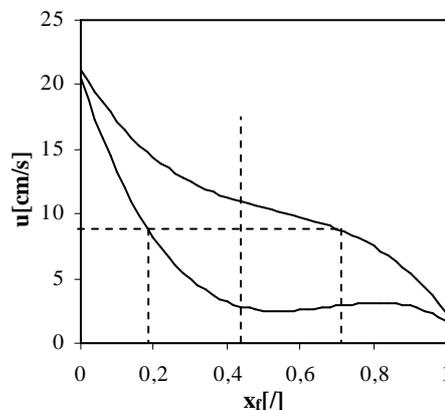


Figura 3.2: Diagramma di fase per miscele binarie di diversa dimensione.

Le concentrazioni di equilibrio dei componenti in entrambe le fasi di un letto parzialmente fluidizzato verrebbero così determinate su questi diagrammi in funzione della velocità operativa.

Gelperin e Einstein (1971) osservarono che per un letto fisso a completa miscelazione la velocità di inizio fluidizzazione è generalmente più alta della velocità minima di fluidizzazione del componente flotsam, mentre la velocità di fine fluidizzazione è più bassa della velocità minima di fluidizzazione del componente jetsam. Essi proposero come spiegazione il fatto che:

- a) la fluidizzazione delle particelle più piccole è ritardata dalla presenza, nel loro intorno, delle particelle grossolane;
- b) la fluidizzazione delle particelle grossolane è, di conseguenza, anticipata dalla presenza delle particelle fini già fluidizzate.

Le due velocità caratteristiche che dipendono dalle stesse variabili che determinano la velocità minima di fluidizzazione dei componenti della miscela, possono essere predette da equazioni simili a quelle usate per u_{mf} di letti monodispersi, apportando adeguate correzioni che tengano conto delle interazioni tra le specie solide.

In base a ciò, definirono le seguenti equazioni:

$$(N_{Re})_{if} = [(18.1)^2 + 0.0192N_{Ga}]^{0.5} - 18.1 \quad [3.1]$$

$$(N_{Re})_{ff} = [(24)^2 + 0.0546N_{Ga}]^{0.5} - 24 \quad [3.2]$$

equazioni empiriche che, come fu fatto rilevare da Yang e Keairns (1982), non attribuivano un significato fisico definito ai due parametri di velocità.

Più di recente, Tannous et al. (1998) hanno proposto tre correlazioni per stimare in funzione dell'indice di dispersione m e del diametro medio delle particelle, rispettivamente:

- la velocità di inizio fluidizzazione, corrispondente alla velocità minima di fluidizzazione apparente proposta da Rowe (1972) e individuabile sul grafico di Δp contro u come il primo punto della curva che si distacca dalla retta del letto fisso:

$$\frac{u_{mf} - u_{if}}{u_{mf}} = 0.49 \exp(-0.22m) \quad [3.3]$$

- la velocità di segregazione, corrispondente alla soglia a cui compare una zona completamente defluidizzata al fondo della colonna, costituita essenzialmente dalle particelle di maggior diametro:

$$\frac{u_s - u_{mf}}{u_{mf}} = 1.05 \exp(-1.09m) \quad [3.4]$$

- la velocità di fine fluidizzazione, individuabile sul grafico di Δp contro u come il primo punto della retta di pareggio fra perdite di carico e peso del letto:

$$\frac{u_{ff} - u_{mf}}{u_{mf}} = 1.05 \exp(-0.43m) \quad [3.5]$$

3.2 Studio della dipendenza di u_{if} e u_{ff} dalle variabili del sistema

Una volta osservata, tramite lo studio delle curve di fluidizzazione, l'esistenza delle due velocità caratteristiche di inizio e fine fluidizzazione, si è passati all'individuazione delle variabili che possono influenzare tali parametri.

A causa dell'ampiezza del numero di fattori che appaiono influenzare la fenomenologia di fluidizzazione, un metodo di ricerca tradizionale è quello di lavorare su sottosistemi capaci di mettere in luce l'influenza di ciascuna variabile, il più possibile isolatamente.

Si è perciò definito un elenco di parametri a cui l'insieme degli studi di letteratura ha attribuito una qualche influenza sul processo di fluidizzazione binaria, qui riportato nella tabella 3.1:

Tabella 3.1: Variabili che influenzano le velocità di inizio e fine fluidizzazione.

PARAMETRI COSTITUTIVI:	densità dei solidi dimensione dei solidi forma delle particelle
PROPRIETA' DEL SISTEMA:	composizione grado di vuoto velocità operativa distribuzione iniziale
FATTORI GEOMETRICI:	diametro della colonna altezza del letto massa del letto

Tra i *parametri costitutivi* è stato analizzato il ruolo della densità e della dimensione dei solidi. Per studiare l'influenza di queste grandezze sono state sottoposte a indagine miscele di due solidi che differiscono o solo per la dimensione o solo per la

densità, e solo in seguito miscele di solidi del tutto dissimili. Quest'ultimo passaggio serve ad osservare come le due variabili dotate di maggiore influenza sui fenomeni di segregazione e rimiscelazione dei componenti possano combinare i loro effetti nelle miscele di più diretto interesse industriale, dato che, nella maggior parte dei processi a letto fluido che utilizzano miscele, queste sono costituite da insiemi di solidi del tutto diversi.

Sia per le miscele a due densità che per quelle a due dimensioni si sono analizzate le possibili dipendenze dei parametri di velocità dalle proprietà del sistema e dai fattori che descrivono la geometria dell'impianto.

Per completezza, è riportata, tra le variabili costitutive dei solidi, anche la forma delle particelle, pur se durante la ricerca non è stato svolto alcuna indagine sull'azione di questo parametro, essendo state utilizzate sempre particelle sferiche.

Per ciò che riguarda i fattori indicati in tabella 3.1 come *proprietà del sistema*, si è studiata la dipendenza di u_{if} e u_{ff} dalla frazione volumetrica dei componenti in miscela, effettuando serie di esperimenti in cui è stata fatta variare la frazione volumetrica del componente flotsam tra 0 ed 1, a intervalli di 0,1.

Si è inoltre analizzata la possibile dipendenza di queste velocità dal grado di vuoto della miscela. Tutte le prove hanno esplorato il comportamento di ciascun sistema binario in un intervallo esteso dalla condizione di velocità nulla a valori nettamente superiori a quello che porta alla completa sospensione del letto.

È stata poi condotta un'analisi della possibile dipendenza delle velocità di inizio e fine fluidizzazione dalla distribuzione iniziale dei solidi nel letto fisso, studiando sistemi caratterizzati da tre possibili configurazioni: completa miscelazione, totale segregazione (con il componente flotsam posto al di sopra del componente jetsam) e distribuzione

ottenuta defluidizzando lentamente la miscela dallo stato di piena sospensione. (Queste distribuzioni saranno d'ora in poi indicate sinteticamente con la dizione letto "miscelato", "segregato", "defluidizzato").

Infine, a proposito dei *fattori geometrici*, si è rivolta l'attenzione al ruolo giocato dall'altezza del letto caricato in colonna. In assenza di esperimenti su letti di diverso diametro, la variazione di altezza determina una variazione equivalente del rapporto di aspetto del sistema, definito come il rapporto tra l'altezza del letto e il diametro della colonna, H/D .

I risultati ottenuti sono riportati qui di seguito.

Resta perciò affidata alle fasi future della ricerca il compito di individuare la dipendenza delle velocità di inizio e fine fluidizzazione dalla forma delle particelle e dal diametro dell'apparecchiatura.

3.2.1 Dipendenza dal grado di vuoto

Il grado di vuoto di un letto di particelle è definito come il volume di vuoto lasciato al passaggio del gas per unità di volume totale del letto di particelle. In questo modo, nota la massa dei solidi e il diametro della colonna, esso è facilmente ricavabile dalla semplice misura dell'altezza del letto:

$$\varepsilon = \frac{V_V}{V_t} = \frac{V_t - V_{particelle}}{V_t} = 1 - \frac{M_{particelle} / \rho_p}{AH} \quad [3.6]$$

Poiché i solidi presi in esame in questo studio appartengono al gruppo B della Classificazione di Geldart, essi non danno luogo ad espansione durante il processo di

fluidizzazione; si è potuto perciò assumere che il loro grado di vuoto a letto fisso, ϵ_0 , coincida con quello relativo alle condizioni di incipiente fluidizzazione, ϵ_{mf} .

Per i letti costituiti da due solidi di diverso diametro, il grado di vuoto a riposo può cambiare anche notevolmente con la composizione della miscela; ciò è dovuto al fatto che il componente fine tende a riempire gli spazi interparticellari della specie grossolana.

Dalla figura 3.3, si osserva come il grado di vuoto risulti significativamente inferiore a quello dei singoli componenti della miscela a valori di composizione intermedi, con un minimo localizzato attorno a $x_F = 0,4$.

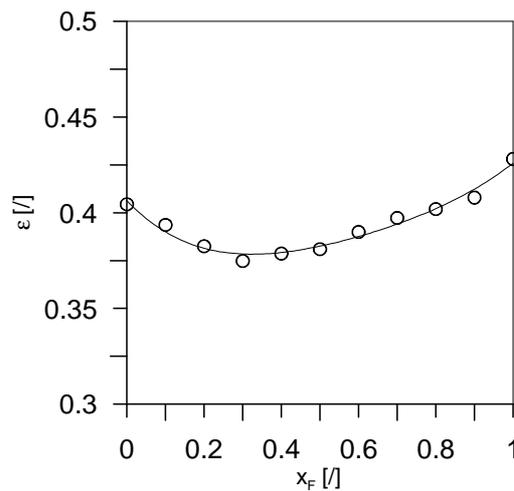


Figura 3.3: Andamento del grado di vuoto in funzione della frazione volumetrica di flotsam.
(Miscela GB499-GB171)

Questa riduzione spiega l'evidente diminuzione della velocità di inizio fluidizzazione quando la frazione di flotsam cresce da 0 fino a raggiungere circa questo valore (figura 3.4).

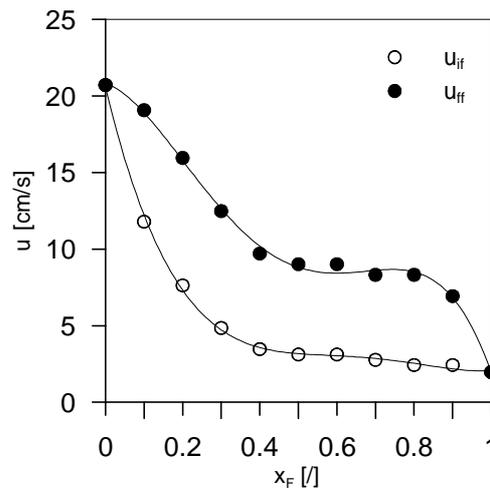


Figura 3.4: Diagramma dell'intervallo di velocità di fluidizzazione. (Miscela GB499-GB171)

Superato questo punto, anche se il grado di vuoto del sistema tende a crescere, il peso totale del letto decresce costantemente, per cui la velocità di inizio fluidizzazione rimane all'incirca invariata e vicina al valore di incipiente fluidizzazione del componente fine.

Analizzando, analogamente, l'andamento di u_{ff} , si osserva che, alle composizioni più alte, la diminuzione di u_{ff} è anch'essa (come quella di u_{if}) dovuta in massimo grado alla riduzione del grado di vuoto.

Al fine di identificare i fattori che influenzano le velocità di inizio e fine fluidizzazione, è però da sottolineare che il grado di vuoto non va considerato una variabile indipendente, essendo funzione della frazione volumetrica dei componenti della miscela e del loro rapporto dimensionale. Questa doppia dipendenza è illustrata dalla figura 3.5, relativo a tre miscele con rapporto d_j/d_f pari rispettivamente a 4.0 (GB612-GB154), 2.9 (GB499-GB171) e 1.8 (GB499-GB271).

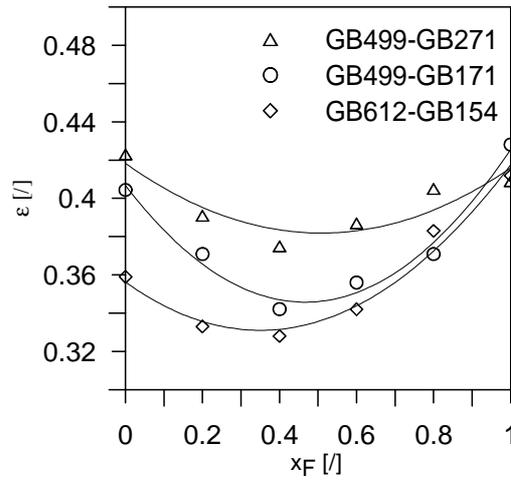


Figura 3.5: Andamento del grado di vuoto in funzione della frazione volumetrica di flotsam.

Per letti costituiti da solidi di diversa densità, il grado di vuoto del letto a riposo è, invece, praticamente insensibile alla quantità relativa delle due specie, mantenendosi pressoché invariato a tutti i valori di x_F . Tale grandezza non ha perciò alcuna influenza sull'andamento delle velocità caratteristiche del sistema.

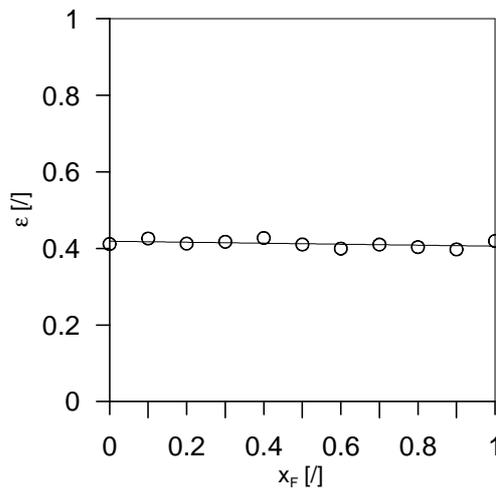


Figura 3.6: Andamento del grado di vuoto in funzione della frazione volumetrica di flotsam.
(Miscela SS249-GB223)

Nello studiare la dipendenza di u_{if} e u_{ff} dal grado di vuoto, quando si operi con miscele di solidi del tutto dissimili, si è osservato come questa dipendenza sia fortemente legata alla relazione fra rapporto di dimensione e di densità dei componenti.

A questo proposito, Yu e Standish (1987) avevano dimostrato che la riduzione del grado di vuoto dovuta alla penetrazione delle particelle più piccole nei vuoti fra le particelle grossolane risulta apprezzabile solo se il rapporto di densità non risulta essere talmente elevato da causare una stratificazione tanto pronunciata da impedire la compenetrazione delle due specie.

Tali osservazioni ricevono conferma dall'analisi dei risultati relativi alle miscele GB499-SS267 e SS267-GB171 (figura 3.7). Per la miscela GB499-SS267, caratterizzata da un rapporto dimensionale più alto, l'andamento del grado di vuoto nella configurazione miscelata presenta un minimo visibile a valori di x_F compresi tra 0.3 e 0.4, dovuto proprio all'effetto di compenetrazione delle due fasi particellari.

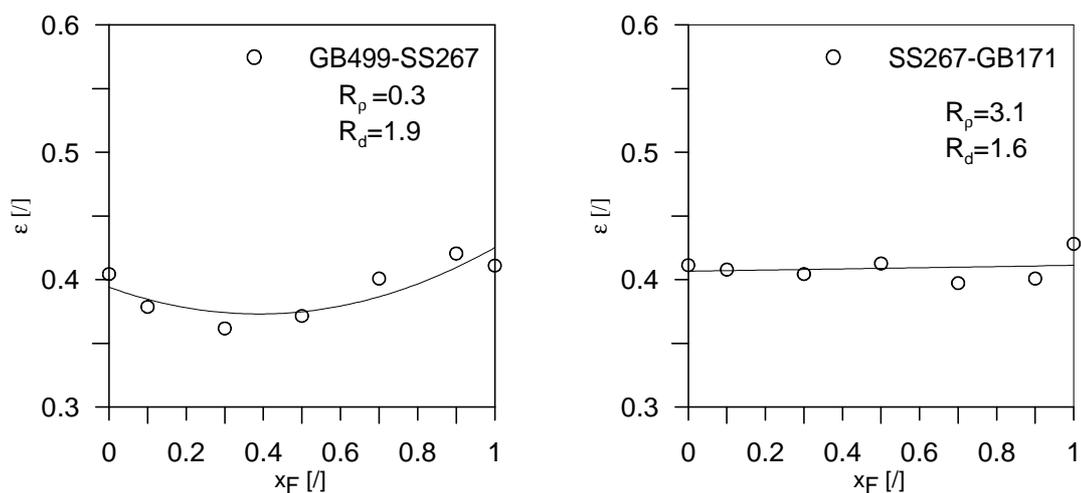


Figura 3.7: Andamento del grado di vuoto in funzione della frazione volumetrica di flotsam per miscele di solidi dissimili.

Al contrario, per la miscela SS267-GB171, il cui rapporto dimensionale è inferiore, il grado di vuoto è sostanzialmente indipendente dalla composizione.

In conclusione, si può dire che le miscele di solidi diversi presentano un comportamento intermedio ai due casi estremi, rappresentati dai sistemi a diversa dimensione e da quelli a diversa densità, avvicinandosi di volta in volta al comportamento dell'uno o dell'altro tipo di miscela a seconda di quale dei due parametri prevalga nel determinare il comportamento d'insieme.

3.2.2 Dipendenza dalla distribuzione iniziale dei componenti

Al fine di valutare l'influenza della configurazione iniziale del letto sulle velocità di inizio e fine fluidizzazione, sono stati esaminati due sistemi: un letto inizialmente miscelato, l'altro inizialmente segregato con il componente più fine o più leggero posizionato sopra lo strato di materiale grossolano o denso.

La prima considerazione riguarda la velocità di fine fluidizzazione che appare indipendente dall'arrangiamento iniziale dei componenti della miscela. Le curve di u_{ff} rimangono infatti praticamente identiche per entrambi gli assetti del letto fisso, sia per le miscele a diversa dimensione (figura 3.8) sia per quelle a diversa densità (figura 3.9). Ciò è dovuto al fatto che, quando i solidi sono entrambi pienamente sospesi dal gas e mobilizzati, sono ormai "privi di memoria" della posizione occupata nel letto fisso.

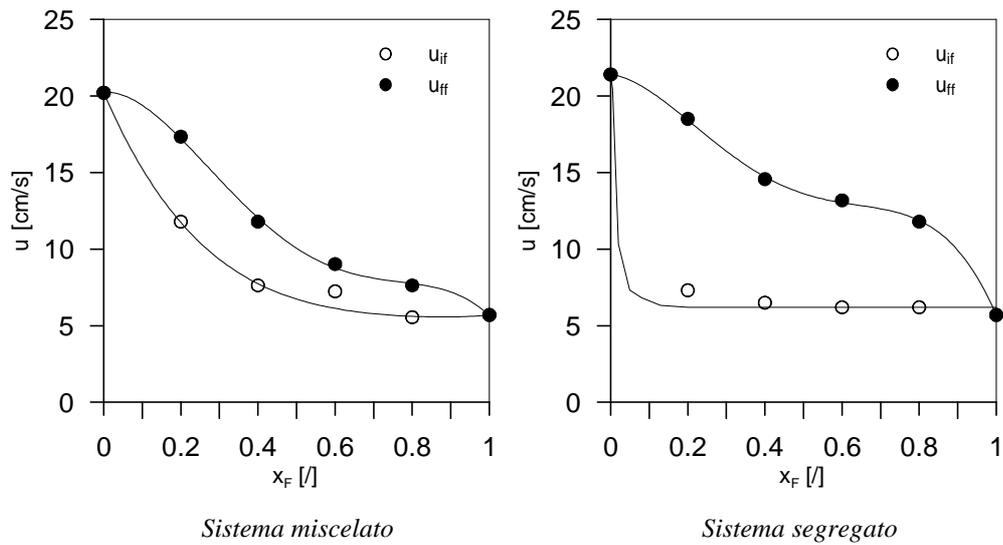


Figura 3.8: Velocità di inizio e fine fluidizzazione di sistemi a diversa dimensione.
(Miscela GB499-GB171)

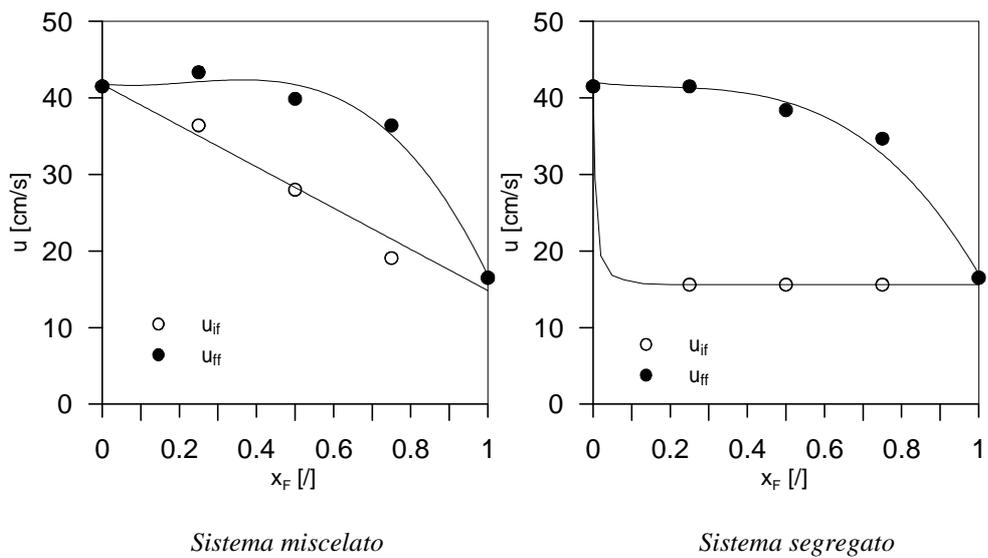


Figura 3.9: Velocità di inizio e fine fluidizzazione di sistemi a diversa densità.
(Miscela SS435-GB425)

Al contrario, l'andamento della velocità di inizio fluidizzazione risulta fortemente influenzato dalla distribuzione iniziale dei componenti del letto. Nei sistemi segregati, siano essi a diversa dimensione o a diversa densità, poiché lo strato superiore del letto è

sempre costituito dal solo flotsam, è ovvio che la fluidizzazione inizi alla velocità minima di fluidizzazione di questo componente, qualunque sia il valore della sua frazione volumetrica nell'intero sistema. U_{if} coincide quindi, a tutte le composizioni, con la velocità minima di fluidizzazione del componente flotsam, sotto al quale lo strato di jetsam agisce da semplice distributore passivo di gas.

Esaminando, invece, l'andamento di u_{if} caratteristico di un letto miscelato di solidi a diversa dimensione, la rapida diminuzione di u_{if} è legata principalmente alla variazione del grado di vuoto con la composizione della miscela.

Con i sistemi a diversa densità, invece, u_{if} decresce linearmente con l'aumento di x_F , risultando costantemente pari alla media pesata delle velocità minime di fluidizzazione dei due solidi, circostanza spiegabile con l'azione di ostacolo esercitata dal materiale più denso sul processo di fluidizzazione del componente più leggero.

Quando, infine, si analizzano le stesse dipendenze in miscele di solidi diversi sia per diametro particellare che in densità, le considerazioni fatte in precedenza riguardo alle due velocità caratteristiche si ripropongono (figure 3.10-3.11).

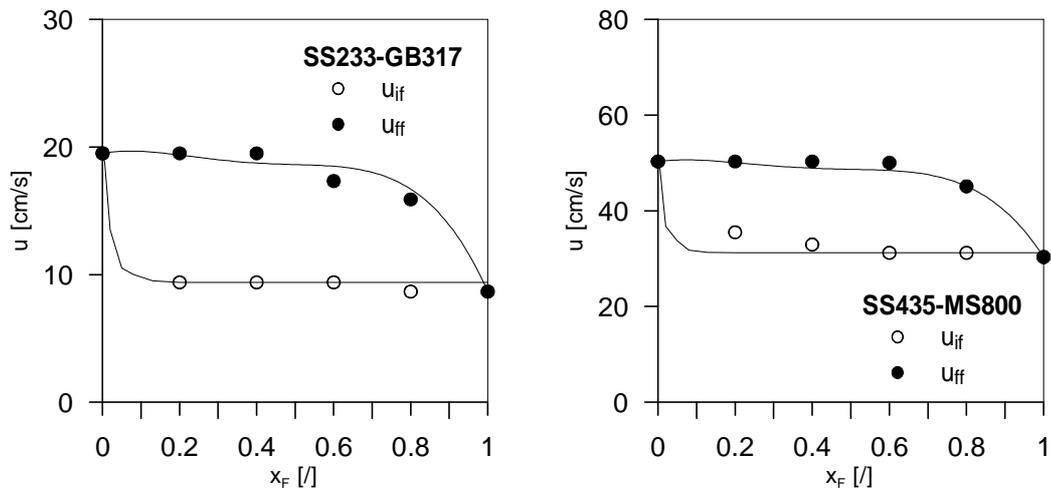


Figura 3.10: Diagramma dell'intervallo di velocità di fluidizzazione relativo ai sistemi segregati.

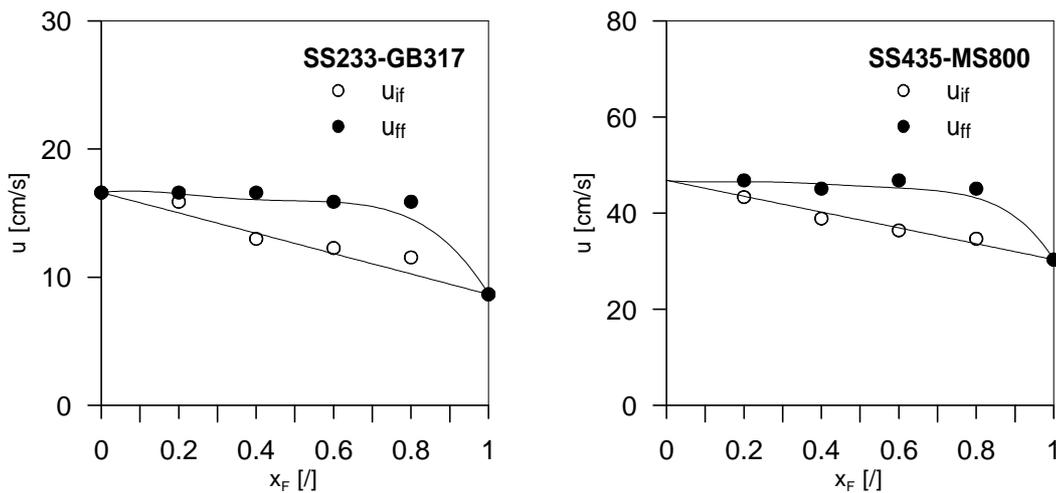


Figura 3.11: Diagramma dell'intervallo di velocità di fluidizzazione relativo ai sistemi miscelati.

In conclusione, risulta chiaro che l'assetto del letto fisso influenza la sola soglia di inizio fluidizzazione e con essa l'ampiezza dell'intervallo di velocità misurato dalla differenza $u_{ff}-u_{if}$, lungo il quale si sviluppa il transitorio di fluidizzazione e si innescano i meccanismi di segregazione o di rimiscelazione dei componenti del letto.

3.2.3 Dipendenza dell'intervallo $u_{ff}-u_{if}$ dal rapporto di densità dei solidi

Se si pongono a confronto due miscele con diverso rapporto di densità, quali ad esempio la miscela SS249-GB223, in cui esso è pari a 3.1 e la miscela GB593-MS624, con $R_p=1.7$, si osserva come il rapporto di densità non alteri la dinamica generale di fluidizzazione ma determini solo l'ampiezza assoluta dell'intervallo di velocità da attraversare per portare l'intero sistema nello stato di sospensione (figura 3.12), agendo semplicemente sugli estremi di questo intervallo e non sulla qualità dei meccanismi che regolano il processo di fluidizzazione.

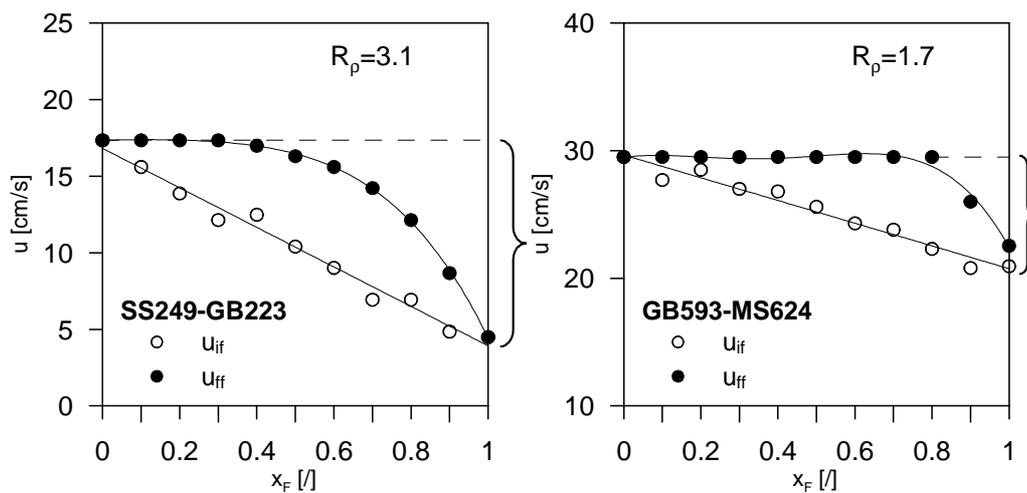


Figura 3.12: Velocità di inizio e fine fluidizzazione di sistemi a diversa densità.

3.2.4 Dipendenza dell'intervallo $u_{ff}-u_{if}$ dal rapporto di dimensione dei solidi

È stata inoltre analizzata l'influenza del rapporto d_j/d_f sulle velocità che definiscono il transitorio di fluidizzazione di un sistema omogeneo di due solidi.

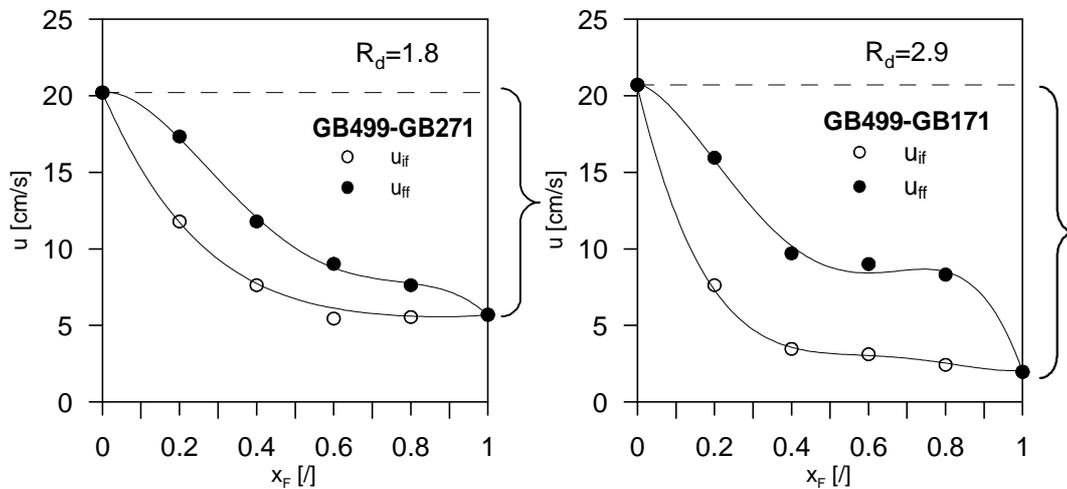


Figura 3.13: Velocità di inizio e fine fluidizzazione di sistemi a diversa dimensione

Facendo riferimento alla figura 3.13, le miscele ivi rappresentate hanno un rapporto dei diametri particellari pari rispettivamente a 1,8 (GB499-GB271) e 2,9 (GB499-GB171).

Benché meno evidente del risultato di figura 3.12, anche questa nuova coppia di diagrammi esprime lo stesso tipo di risultato, vale a dire che la variazione del rapporto R_d non fa che influenzare, in prima istanza, la sola posizione dei punti estremi dell'intervallo delle velocità di fluidizzazione. È solo a causa della dipendenza (già illustrata) del grado di vuoto della miscela dalla sua composizione che le curve di u_{if} e u_{ff} dei due sistemi appaiono leggermente deformate l'una rispetto all'altra pur se la loro forma generale è sostanzialmente simile.

3.2.5 Dipendenza dal rapporto di aspetto del letto

Confrontando il comportamento di letti binari a rapporto di aspetto H/D variabile, (variabilità ottenuta agendo sull'altezza del letto e quindi sulla massa caricata e mantenendo invece costante il diametro della colonna), si è osservato che le velocità caratteristiche u_{if} e u_{ff} variano in maniera del tutto minima, se non nulla qualunque sia la distribuzione iniziale dei componenti del letto fisso. Ciò vuol dire che, almeno nel campo di valori del rapporto H/D esplorato in questo studio, tali velocità sono indipendenti dalla massa del sistema. Non è invece possibile definire la dipendenza delle velocità di inizio e fine fluidizzazione dalla dimensione assoluta (diametro) dell'apparecchiatura, per la quale sarà necessario condurre serie di esperimenti in colonne di diametro differente

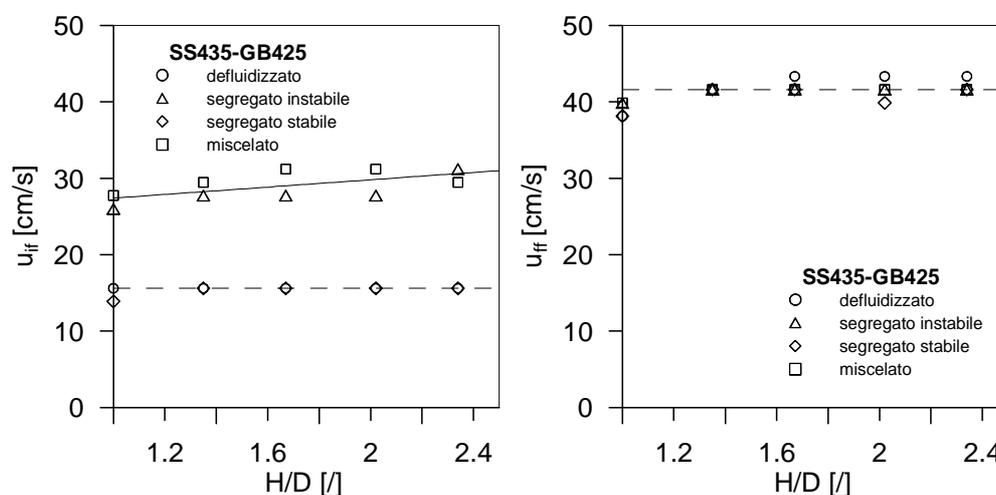


Figura 3.14: Variazione delle velocità di inizio e fine fluidizzazione in funzione del rapporto di aspetto del letto. (Miscela SS435-GB425)

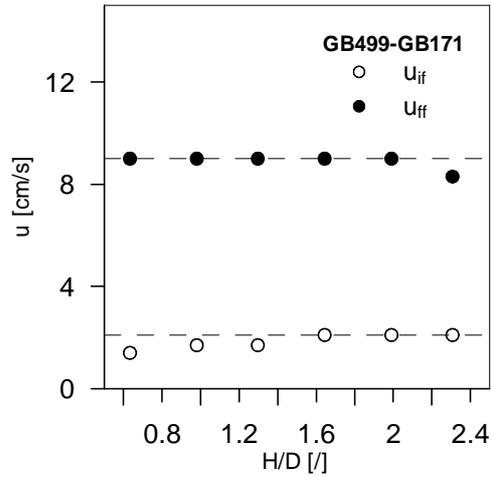


Figura 3.15: *Variazione delle velocità di inizio e fine fluidizzazione in funzione del rapporto di aspetto del letto. (Miscela GB499-GB171)*

3.3 Equazioni di previsione delle velocità di inizio e fine fluidizzazione

Analizzando gli andamenti della velocità di inizio e di fine fluidizzazione della gamma di sistemi studiati, per ciascuna categoria di miscele (a diversa dimensione e diversa densità) e per letti inizialmente miscelati è possibile individuare una forma caratteristica del diagramma dell'intervallo di fluidizzazione, quale quella riportata qualitativamente nella figura seguente:

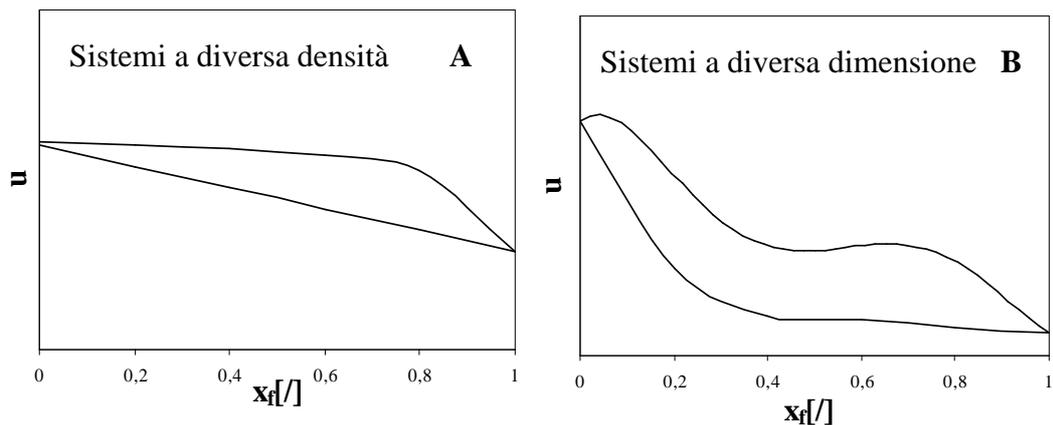


Figura 3.16: Andamento delle velocità di inizio e di fine fluidizzazione.

Il diagramma di figura 3.16A, tipico dei sistemi a diversa densità può essere descritto dalle seguenti equazioni, rispettivamente predittive della retta inferiore di u_{if} e della curva superiore di u_{ff} :

$$u_{if} = x_f u_{mf,f} + (1 - x_f) u_{mf,j} \tag{3.7}$$

$$\frac{u_{ff} - u_{mf,f}}{u_{mf,j} - u_{mf,f}} = \frac{m(1 - x_f)}{m(1 - x_f) + x_f} \tag{3.8}$$

dove m è un parametro aggiustabile.

La prima delle due equazioni non è altro che la riproposizione dell'equazione di Otero e Corella (1971) usata per calcolare la velocità minima di fluidizzazione di una miscela, che in questo caso coincide con la velocità d'inizio fluidizzazione, in quanto l'iniziale profilo omogeneo di concentrazione dei due componenti consente di guardare a questo sistema come un letto monodisperso (nel diametro, difatti lo è) di densità media tra quella dei due componenti.

La seconda equazione, che contiene il parametro aggiustabile m , predice la lenta diminuzione del valore di u_{ff} dalla soglia della velocità minima di fluidizzazione del componente jetsam (per concentrazioni inferiori a 0.6) e la successiva rapida caduta (alle alte concentrazioni di flotsam dove ci si aspetta un maggiore effetto d'interazione). Poiché il valore del parametro modula questa seconda variazione dell'andamento si presume che in esso sia inglobata, fra l'altro, la dipendenza dalla differenza fra le specie di densità che determina, a sua volta, insieme alla differenza di diametro particellare, la diversità di velocità di fluidizzazione dei componenti puri.

Così i valori predetti da queste equazioni messi a confronto in figura 3.17 con i dati sperimentali relativi a due miscele a diversa densità, rispettivamente SS435-GB425 con rapporto di densità pari a 3.1 e CE701-GB661 con rapporto di densità pari circa a 1,5 appaiono in pieno accordo dal momento che l'errore di predizione è sempre inferiore al 10%. Il valore di m usato per ciascuna delle due miscele è indicato in figura 3.17.

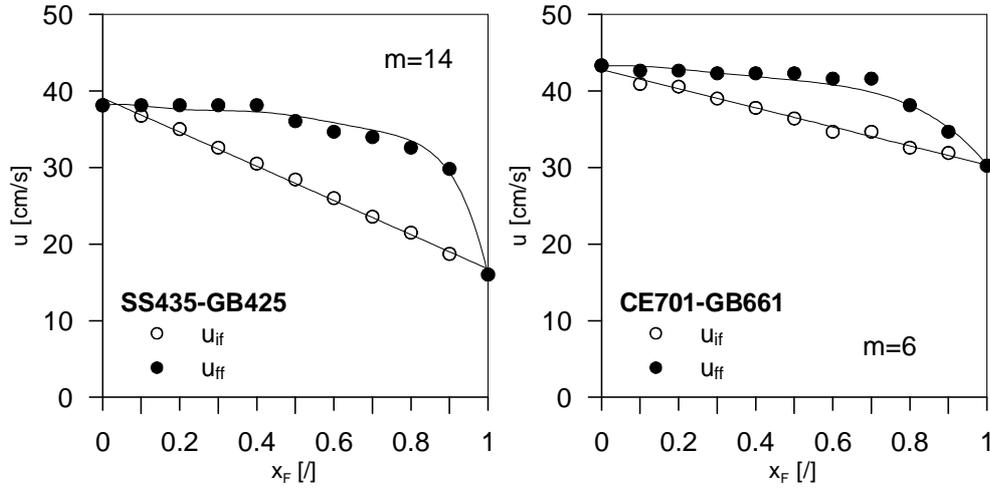


Figura 3.17: Confronto tra l'andamento teorico ed i valori sperimentali relativi alle velocità di inizio e di fine fluidizzazione per miscele a diversa densità.

Per il secondo tipo di intervallo di fluidizzazione, caratteristico dei sistemi a diversa dimensione, (figura 3.16B), purtroppo si è in grado di definire solo l'equazione di previsione della velocità di inizio fluidizzazione, in quanto per questi sistemi, l'evoluzione del profilo di concentrazione determina sempre una variazione anche del grado di vuoto, che appare esserne l'effetto più importante. Pertanto si riporta anche qui l'equazione [2.13] di u_{if} già illustrata nel capitolo 2 per predire la velocità minima di fluidizzazione:

$$180 \frac{\mu_g}{d_{av}^2} u_{if,M} \frac{(1 - \varepsilon_{if,M})^2}{\varepsilon_{if,M}^3} = (\rho - \rho_g) g (1 - \varepsilon_{if,M}) \quad [2.13]$$

con

$$\frac{1}{d} = \frac{1}{d_{sv}} = \frac{x_f}{d_f} + \frac{x_j}{d_j} \quad [2.12]$$

in cui ε_{if} è funzione della concentrazione nominale di flotsam del letto inizialmente miscelato, secondo una dipendenza tipica del rapporto di dimensione.

A confermare la validità di questa equazione, in figura 3.18 è riportato il confronto tra l'andamento predetto ed i valori sperimentali di u_{if} .

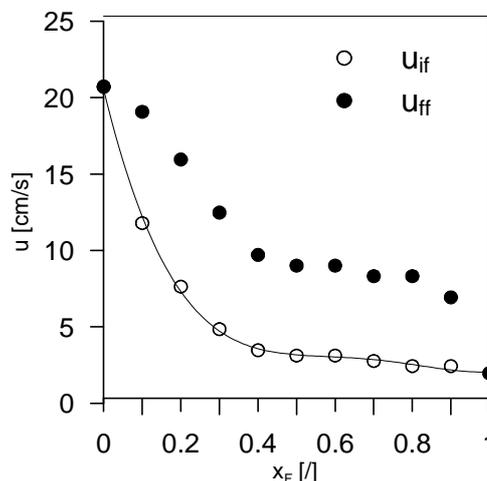


Figura 3.18: Confronto tra l'andamento teorico ed i valori sperimentali relativi alle velocità di inizio fluidizzazione per una miscela a diversa dimensione.

Per quanto concerne i sistemi inizialmente segregati, avendo già diffusamente descritto come l'inizio della sospensione interessa il componente flotsam che in questa configurazione si trova tutto disposto nello strato superiore, la curva inferiore di u_{if} è data dai valori predetti dalle classiche equazioni di Carman-Kozeny [2.13] o di Ergun [2.14] per un letto monodisperso di flotsam, qualunque sia la frazione di flotsam nella miscela.

Riguardo alla curva di u_{ff} , per letti inizialmente totalmente segregati, avendo spiegato che il sistema completamente mobilizzato non tiene più traccia della distribuzione dei componenti nel letto fisso, essa si ritiene indipendente dallo stato iniziale e simile a quella ottenuta anche per il precedente sistema miscelato. Pertanto la stessa equazione [3.8], valida per miscele a diversa densità, può essere utilizzata per descriverne l'andamento.

Allo stato attuale, è possibile determinare per via teorica la curva di u_{if} in funzione della frazione di flotsam anche per sistemi dissimili portando a conto gli effetti dell'iniziale distribuzione dei componenti sia sulla densità media, sul diametro medio particellare che sul grado di vuoto medio della miscela, mentre appare più complicato quantificare il peso di questi effetti alla soglia di fine fluidizzazione in quanto non è possibile conoscere esattamente la distribuzione tipica delle specie che dipende fortemente dal transitorio in atto.

3.4 Conclusioni parziali

Il primo risultato ottenuto in questa tesi è stato quello di confermare che il passaggio allo stato fluidizzato di un letto di due solidi si realizza in un intervallo di velocità delimitato da due grandezze caratteristiche: la velocità di inizio fluidizzazione e quella di fine fluidizzazione.

Lo studio approfondito della dipendenza di queste due velocità (oltre che della velocità minima di fluidizzazione della miscela utilizzata dalla maggioranza degli autori) dalle diverse configurazioni del letto di solidi, ha confermato l'impossibilità di riferirsi a un'unica soglia di velocità per caratterizzare la transizione allo stato fluidizzato e l'inconsistenza fisica del parametro u_{mf} mutuato dall'analisi del comportamento dei sistemi monodispersi.

Lo stato di piena fluidizzazione viene raggiunto attraverso un transitorio che ha inizio con la fluidizzazione di parte del componente flotsam e termina quando l'ultima particella di jetsam si trova sospesa nel fluido. Lungo tale transitorio giocano un ruolo

fondamentale le interazioni tra i due componenti che influenzano profondamente le velocità caratteristiche della miscela in rapporto a quelle dei suoi componenti.

L'ampiezza del transitorio di fluidizzazione, misurato dalla differenza $u_{ff}-u_{if}$, varia con la configurazione iniziale del letto di solidi, vale a dire con la distribuzione assiale delle specie in miscela; ciò è dovuto alla variazione della sola velocità di inizio fluidizzazione, a sua volta legata all'azione di ostacolo eventualmente esercitata dal solido jetsam sul componente flotsam; la velocità di fine fluidizzazione è risultata invece sostanzialmente indipendente dalla configurazione del letto di solidi.

Il valore del rapporto di densità tra jetsam e flotsam non cambia la dipendenza delle velocità caratteristiche dai parametri costitutivi del letto; la sua influenza è, infatti, limitata agli aspetti quantitativi della fenomenologia di fluidizzazione.

Un'analogia conclusione può essere tratta per ciò che riguarda il ruolo giocato dal rapporto fra i diametri delle particelle, anche se la complicazione introdotta dalla variazione simultanea del grado di vuoto della miscela altera gli aspetti quantitativi della fenomenologia.

In particolare da quanto esposto si deduce che gli effetti della densità e della dimensione sull'ampiezza dell'intervallo $u_{ff}-u_{if}$ risultano in qualche modo opposti; infatti, un aumento del rapporto di dimensione si traduce in un intervallo di fluidizzazione mediamente più ampio alle basse frazioni di componente flotsam, mentre l'aumento del rapporto di densità slarga questo intervallo agli alti valori di x_F .

CAPITOLO 4

Studio delle caratteristiche di miscelazione/segregazione

4.1 Meccanismi di miscelazione e segregazione

La fluidizzazione binaria è caratterizzata dall'istaurarsi di un equilibrio dinamico tra due fenomeni: la miscelazione e la segregazione dei componenti di una miscela.

Durante la sospensione nella corrente gassosa, le particelle delle due specie assumono da una parte, in quanto mobilizzate dal fluido, la capacità di migrare all'interno del sistema e mescolarsi; dall'altra, invece, in quanto dotate di una diversa attitudine alla sospensione nello stesso fluido, esse tendono a separarsi in strati in cui prevale, come avviene per due liquidi di bassa miscibilità, la presenza dell'uno o dell'altro componente.

In particolare se si analizza il meccanismo che si instaura durante la fluidizzazione di un letto fisso inizialmente ben miscelato, si osserva come in corrispondenza di u_{if} inizi la segregazione del componente flotsam, il quale avendo una velocità minima di fluidizzazione minore del jetsam inizierà a sospendersi prima, e ad accumularsi perciò nello strato superiore del letto. Contemporaneamente il componente jetsam, la cui sospensione avviene con maggiore difficoltà, sarà ancora soggetto alla forza-peso e tenderà ad accumularsi nello strato inferiore del letto.

Man mano che la velocità operativa aumenta si assiste alla crescita dello strato di flotsam segregato, fino ad un valore di velocità in corrispondenza del quale la tendenza si inverte: i due solidi inizieranno a rimiscelarsi, in misura crescente man mano che la velocità operativa viene aumentata.

Se si analizza invece il meccanismo che si instaura nella fluidizzazione di un letto binario inizialmente segregato, si osserva che in corrispondenza di u_{if} il componente flotsam posto nello strato superiore del letto inizia a sospendersi non essendo ostacolato in

ciò dall'altro componente, che si comporta da semplice distributore di gas. Man mano che la velocità operativa aumenta, lo strato di flotsam tende a trascinare via piccole quantità di jetsam dall'interfaccia di separazione, permettendo la sospensione anticipata del componente jetsam e soprattutto la miscelazione dei componenti.

L'interpretazione di questi fenomeni costituisce da tempo l'oggetto di studi approfonditi, che hanno per scopo quello di definire un modello fluidodinamico capace di prevederne e quantificarne l'incidenza.

Molti autori hanno concordato che la forza spingente che causa la miscelazione e/o la demiscelazione di sistemi binari, è rappresentata dall'azione esercitata sui due solidi dalle bolle di gas che risalgono il letto.

Questa interpretazione è supportata dagli studi compiuti da Rowe et al. (1972), i quali proposero tre meccanismi distinti per spiegare la tendenza delle particelle alla segregazione o alla miscelazione; tali meccanismi sono basati sulla constatazione che nei letti fluidi solido-gas la permeabilità della parete delle bolle, nonché i fenomeni di coalescenza e di ridispersione delle bolle stesse determinano un modo complesso di ricambio del gas in esse contenuto con quello presente nella sospensione densa. Questo ricambio è essenziale per il raggiungimento di un efficace contatto tra solido e fluido, con perdite di carico fissate unicamente dal battente di solido presente sul distributore.

E' altresì noto che il parametro discriminante di questi scambi fra bolle e fase densa è il rapporto u_{mf}/u_B , dove u_B è la velocità di ascesa delle bolle. Se la velocità minima di fluidizzazione è maggiore della velocità della bolla ($u_{mf}/u_B > 1$), vi è un continuo ricambio del gas contenuto in essa; se invece ($u_{mf}/u_B < 1$), il gas rimane segregato nella bolla ed in una limitata regione di letto circostante. In questo caso il gas fuoriesce dalla

sommità della bolla, ma vi rientra alla base, dando luogo ad una regione di ricircolazione che è tanto più piccola quanto minore è il rapporto u_{mf}/u_B (figura 4.1) e che modellisticamente è indicata con il termine “nuvola”.

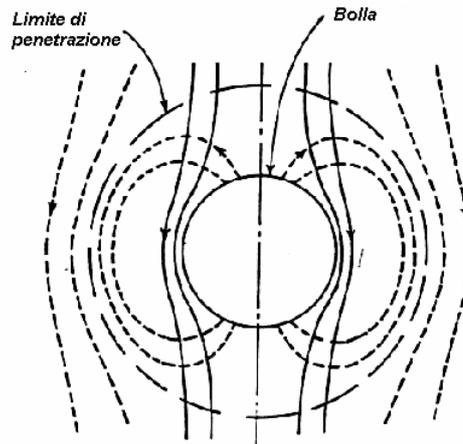


Figura 4.1: Bolla tridimensionale stazionaria (le linee intere sono traiettorie delle particelle, quelle discontinue sono correnti di fluido).

Al crescere del rapporto u/u_{mf} , e cioè all’aumentare dell’aliquota di portata convogliata attraverso il letto nella fase bolle, l’interazione tra queste produce temporanee variazioni della porosità della fase densa rispetto al valore tipico dello stato di incipiente fluidizzazione ipotizzato dalla teoria della fluidizzazione a due fasi.

Come schematizzato in figura 4.2, ogni bolla che si formi alla base del letto cattura nella propria scia alcune particelle trascinandole fino alla sommità del letto stesso, determinando così un loro flusso di risalita.

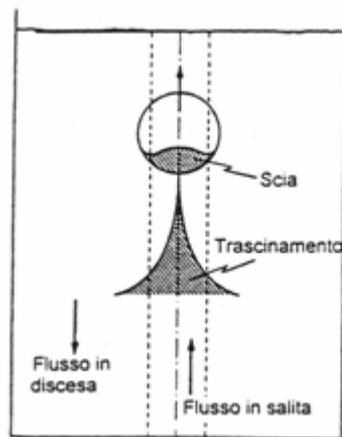


Figura 4.2: *Miscelazione causata da bolle.*

Contemporaneamente, particelle inizialmente in cima al letto scendono attraverso le regioni della fase densa non interessate dal moto delle bolle, in modo da concorrere ad una circolazione convettiva generale che ha come risultato la miscelazione del solido.

Quanto alla tendenza alla segregazione, uno dei modi, in cui le particelle di materiale più denso e/o di dimensione maggiore ridiscendono verso la base del letto, viene identificato, come mostrato dalla figura 4.3, nella loro caduta attraverso le bolle.

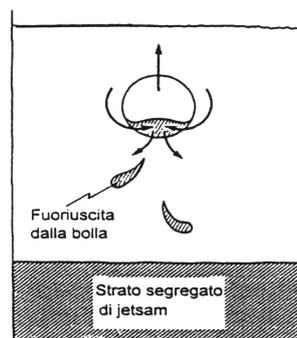


Figura 4.3: *Caduta del componente jetsam attraverso una bolla.*

Un terzo meccanismo, valido nel caso in cui le particelle di maggiore densità siano anche quelle di dimensione inferiore, si innesca quando queste ridiscendono verso il fondo percolando negli interstizi della fase densa del letto, cosa che si ritiene accada nella zona perturbata dal passaggio di una bolla (figura 4.4), evento che induce un aumento locale e transitorio del grado di vuoto.

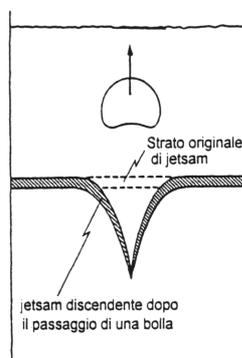


Figura 4.4: Percolazione del componente jetsam al passaggio di una bolla.

Oltre a ciò, essendo questo tipo di meccanismo basato sulla disgregazione dello strato di particelle jetsam, si può ipotizzare la formazione di aggregati di particelle in caduta attraverso la massa del componente flotsam (figura 4.5).

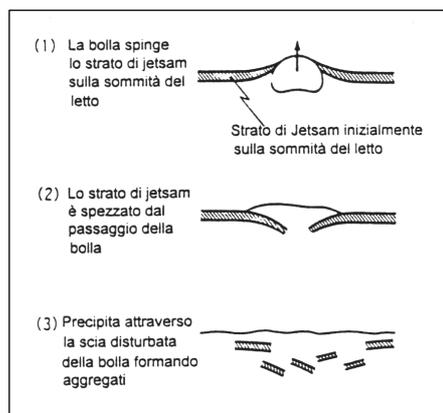


Figura 4.5: Meccanismo di collasso di un sistema jetsam/flotsam.

Per quanto basati su osservazioni qualitative, gli studi di Rowe et al. (1972), hanno costituito la base di indagini più approfondite, volte a quantificare la tendenza alla miscelazione o alla segregazione delle miscele fluidizzate ed a precisare il ruolo delle variabili che vi intervengono.

In maniera diversa, gli esperimenti condotti da Chen e Keairns (1975), e successivamente da Yang e Keairns (1982), hanno dimostrato che il tempo necessario al raggiungimento della distribuzione di equilibrio delle particelle nel letto, dell'ordine dei secondi/minuti, dipende dalla frequenza e dalla velocità delle bolle; infatti, la sommità del letto, che contiene più bolle ed è caratterizzata da vigorosa agitazione, raggiunge più velocemente lo stato stazionario rispetto al fondo.

Ancora oggi, tuttavia, non è chiaro se l'azione delle bolle determini l'equilibrio di segregazione oppure si sovrapponga dinamicamente ad esso; in ogni caso, la ricerca di una relazione tra segregazione e moto di bolle ha dato luogo a modelli matematici o a

equazioni empiriche che tentano di correlare lo stato di miscelazione dei componenti del letto all'eccesso di velocità di fluidizzazione $u-u_{mf}$.

4.2 Indice di miscelazione

La ricerca bibliografica mette in evidenza come si sia spesso cercato di quantificare il grado di miscelazione dei componenti di un letto binario fluidizzato mediante la definizione di un indice di miscelazione.

Tali indici si basano, quasi tutti, sullo studio dei profili di concentrazione della frazione volumetrica di flotsam nel sistema, ottenuti tramite la *procedura di congelamento (freezing)* descritta nel primo capitolo di questa tesi.

Durante il transitorio di fluidizzazione, infatti, la distribuzione assiale dei due solidi è in continua evoluzione: la transizione del sistema allo stato fluidizzato è, come si è spiegato all'inizio, associata al progresso della segregazione e ha luogo attraverso una successione di stati di pseudo-equilibrio, rappresentabili tramite il profilo assiale di concentrazione di uno dei due solidi. In particolare, dallo studio della variazione della distribuzione dei componenti al crescere della velocità, si rileva sul profilo assiale della frazione del componente jetsam un cambio di pendenza che interessa inizialmente gli strati più alti del letto e che si estende successivamente fino ad interessare strati più profondi.

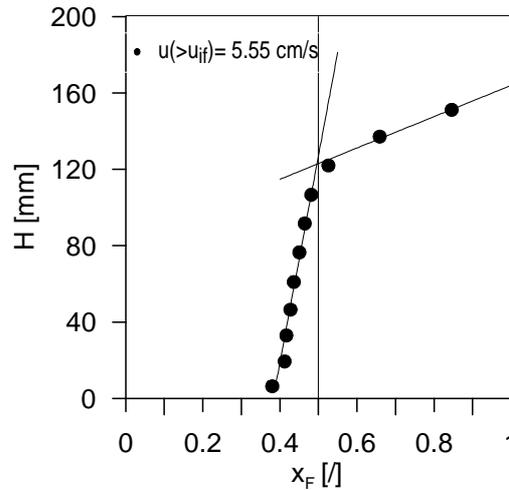


Figura 4.6: Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.5$.

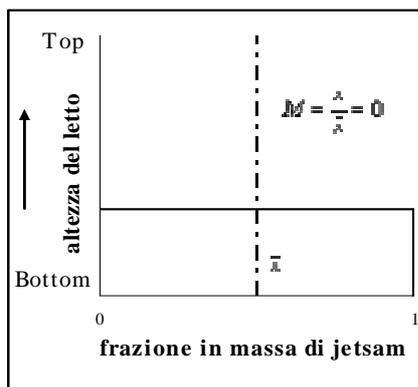
Nienow et al. (1978), studiando la fenomenologia di segregazione di diversi letti binari, osservarono che quando due campioni, differenti nella dimensione o nella densità, vengono fluidizzati con un gas, essi si segregano in maniera caratteristica: il componente flotsam raggiunge una concentrazione abbastanza uniforme nella parte superiore del letto, mentre il jetsam forma uno strato concentrato al fondo della colonna.

Essi ritennero, quindi, di poter definire un indice di miscelazione in funzione della concentrazione di jetsam; in particolare definirono tale indice come il rapporto tra la concentrazione di jetsam nella parte superiore del letto ed il suo valore nominale nell'intero letto:

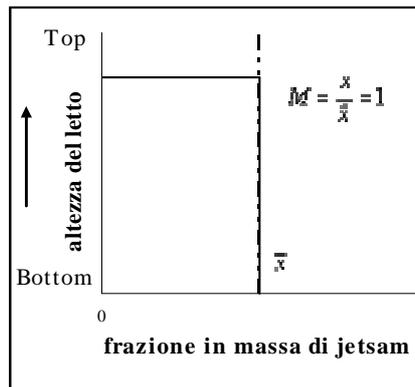
$$M = \frac{x}{\bar{x}} \quad [4.1]$$

In questo modo M è una variabile il cui valore è zero quando il letto è totalmente segregato, uno se a completa miscelazione.

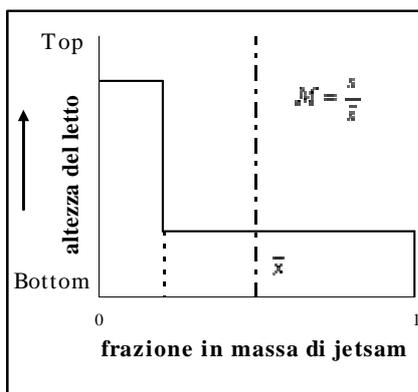
Tra questi due estremi si registrano degli stati di segregazione intermedi, corrispondenti a condizioni di bassa o alta velocità di fluidizzazione e rappresentabili tramite gli schemi riportati in figura 4.7.



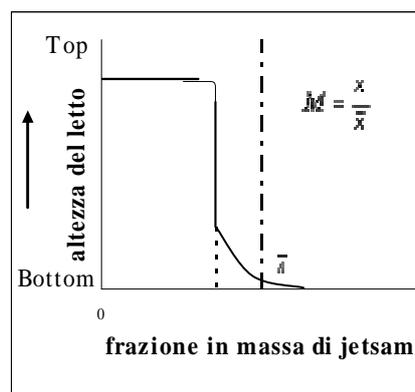
a) Segregazione completa



b) Perfetta miscelazione



c) a bassa velocità del gas



d) ad alta velocità del gas

Figura 4.7: Profili di concentrazione: (a) a completa segregazione, (b) a perfetta miscelazione, (c) per basse velocità del gas, (d) per alte velocità del gas.

Se il jetsam è però presente in alte concentrazioni medie, si possono instaurare dei meccanismi di segregazione distinti da quelli diagrammati precedentemente, per cui tale indice di miscelazione non è più soddisfacente. Da qui, la necessità di imporre che questo indice fosse valido solo per miscele con frazione in volume di jetsam inferiore al 50%.

Precedenti lavori dimostrarono che la miscelazione non avviene finché non si raggiunge una velocità del gas in corrispondenza della quale il letto è fluidizzato a bolle, e ciò accade in corrispondenza del valore più basso della velocità minima di fluidizzazione dei due componenti della miscela. All'aumentare della velocità del gas aumenta la portata di bolle e ciò alla lunga favorisce la miscelazione. Poiché è noto che la quota di portata che fluisce in fase bolle è proporzionale alla velocità del gas in eccesso rispetto alla soglia minima di fluidizzazione, molti autori hanno ritenuto ragionevole descrivere il legame fra velocità del gas e miscelazione in termini di $(u - u_{mf,f})$. Studiando l'andamento dei dati sperimentali relativi all'indice di miscelazione in funzione di questo eccesso, di cui si riporta di seguito una curva rappresentativa,

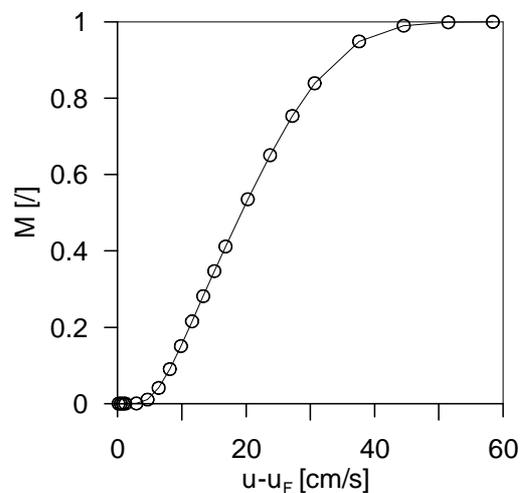


Figura 4.8: Variazione dell'indice di miscelazione in funzione dell'eccesso di velocità del gas.

Nienow et al. (1978) ricavarono la seguente espressione dell'indice di miscelazione:

$$M = \frac{1}{1 + e^{-kZ}} \quad [4.2]$$

dove Z è, appunto, funzione di $(u - u_{mf,f})$.

La forma funzionale di Z deve rispettare la condizione al contorno per la quale non ci può essere alcuna miscelazione a velocità inferiore di $u_{mf,f}$.

Un secondo parametro introdotto dagli autori fu la *velocità di take-over*, u_{TO} , che concettualmente corrisponde a quella velocità al di sotto della quale predomina la segregazione e al di sopra della quale predomina il fenomeno della miscelazione. Il suo valore numerico è ottenuto in corrispondenza del punto in cui la variazione di M con l'eccesso di velocità del gas presenta un massimo, vale a dire a

$$\frac{dM}{d(u - u_{mf,f})} = 0 \quad [4.3]$$

e ciò permette di definire la seconda condizione al contorno: $M=0,5$ per $u = u_{TO}$.

L'ultima condizione da dover rispettare è, infine, quella che prevede che ad alte velocità sia favorita la miscelazione e che, quindi, M tenda ad 1.

Complessivamente, le condizioni al contorno definite dagli autori furono le seguenti:

$$\begin{cases} u = u_{mf,f} & M = 0 \\ u = u_{TO} & M = 0.5 \\ u \gg u_{TO} & M \rightarrow 1 \end{cases} \quad [4.4]$$

La necessità di soddisfarle portò alla definizione della seguente espressione di Z :

$$z = \left(\frac{u - u_{TO}}{u - u_{mf,f}} \right) \cdot \exp\left(\frac{u}{u_{TO}} \right) \quad [4.5]$$

da cui, posto $K=1$, l'equazione [4.2] diventa:

$$M = \left\{ 1 + \exp \left[- \left(\frac{u - u_{T0}}{u - u_{mf,f}} \right) \cdot \exp \left(\frac{u}{u_{T0}} \right) \right] \right\}^{-1} \quad [4.6]$$

Per due solidi di cui sia nota la velocità minima di fluidizzazione, l'unico parametro da determinare per il calcolo dell'indice di miscelazione è perciò la velocità di take-over.

Anche se sono state messe a punto delle relazioni empiriche che permettono il calcolo di questa grandezza a partire dalle proprietà fisiche e fluidodinamiche dei componenti in miscela, la loro scarsa affidabilità rende preferibile che la velocità di take-over venga valutata sperimentalmente.

La figura 4.9 mostra come essa possa essere ricavata da curve dell'indice di miscelazione in funzione della velocità in corrispondenza del valore $M=0,5$.

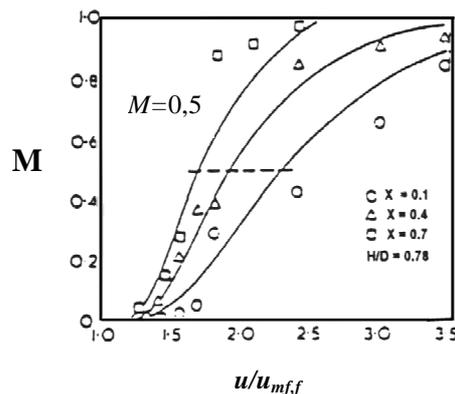


Figura 4.9: Stima sperimentale della velocità di take-over.

Tale velocità dipende fortemente dalle proprietà che definiscono il campione; inoltre la proporzione in cui i componenti sono presenti in miscela ed il rapporto di aspetto

del letto sono anch'esse variabili che influiscono ampiamente su di essa, secondo una dipendenza abbastanza complessa. Nienow et al. (1978) hanno tentato di sviluppare una relazione empirica che leghi la velocità di take-over ai seguenti parametri:

- a) i valori della velocità minima di fluidizzazione dei due componenti: u_F , u_P
- b) le proprietà fisiche: ρ_j , ρ_f , d_j , d_f , ϕ_j , ϕ_f
- c) le condizioni operative: x , H e D

L'espressione di u_{TO} ottenuta è:

$$\frac{u_{TO}}{u_F} = \left(\frac{u_P}{u_F} \right)^{1.2} + 0.9(\rho_R - 1)^{1.1} (d_{ER})^{0.7} - 2.2(\bar{x})^{0.5} (H^*)^{1.4} \quad [4.7]$$

la quale, però, non è valida per miscele a uguale densità, per letti la cui frazione volumetrica di jetsam è superiore al 50% e con rapporti di dimensione superiori a tre.

In conclusione, per ottenere una buona miscelazione è richiesta una velocità del gas nettamente superiore alla velocità di take-over, mentre per ottenere la segregazione è necessario che la velocità del gas vari in un range i cui confini sono rappresentati dalla velocità minima di fluidizzazione del componente flotsam a sinistra e dalla velocità di take-over a destra.

Malgrado l'impostazione sostanzialmente empirica del lavoro di questi autori non permetta di affrontare il problema dal punto di vista fondamentale, lo studio di Nienow et al. rappresenta ancora oggi uno dei contributi di letteratura più utili allo studio dei fenomeni di segregazione nei sistemi fluidizzati.

Nel corso della nostra indagine sperimentale si è in effetti verificata l'applicabilità della relazione [4.6] messa a punto da Nienow et al. (1978) non solo al caso delle miscele a diversa densità, per cui essa è stata definita, ma anche per le miscele a diversa dimensione.

In particolare si è osservato che per le miscele in cui uno dei due parametri fra rapporto di densità e rapporto di dimensioni, è ininfluente rispetto all'altro (è cioè pari a uno), la velocità a cui l'indice di miscelazione assume valore unitario è ben calcolata dall'equazione [4.6].

Se infatti si osserva la figura 4.10, in cui è riportato l'andamento dell'indice di miscelazione in funzione dell'eccesso di velocità del gas per due miscele i cui componenti differiscono rispettivamente o solo per la dimensione (GB499-GB171) o solo per la densità (SS249-GB223), si nota come le curve predicano abbastanza accuratamente il dato sperimentale (individuato dalla linea tratteggiata) a patto che si utilizzi il valore della velocità di take-over ricavato sperimentalmente piuttosto che quello calcolato dalla correlazione [4.7] proposta dagli stessi autori, che risulta valida solo per le miscele a diversa densità.

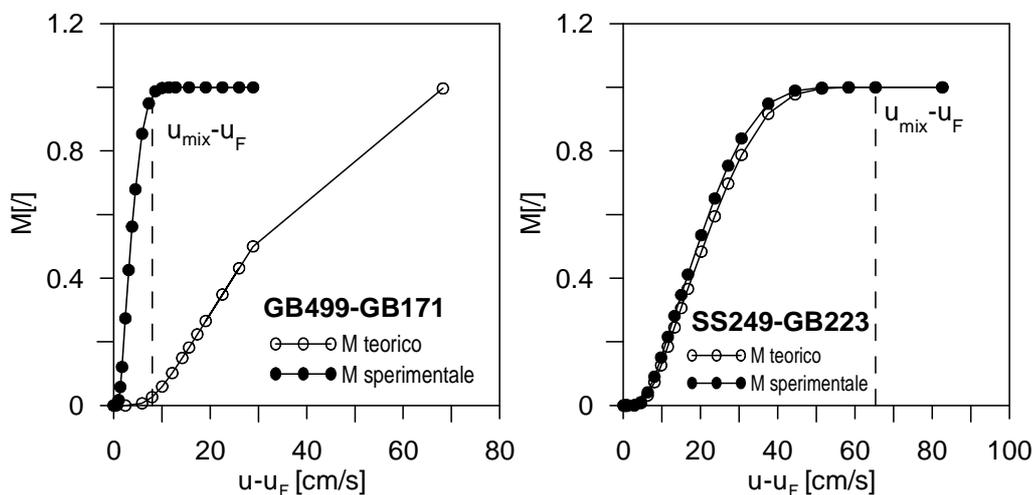


Figura 4.10: Variazione dell'indice di miscelazione in funzione della velocità del gas in eccesso secondo l'equazione di Nienow et al [4.6].

Se si osserva, invece, la figura 4.11, in cui è riportato l'andamento dell'indice di miscelazione per due miscele i cui componenti differiscono sia per la densità che per la dimensione, si verifica come la relazione [4.6] perda del tutto la sua applicabilità.

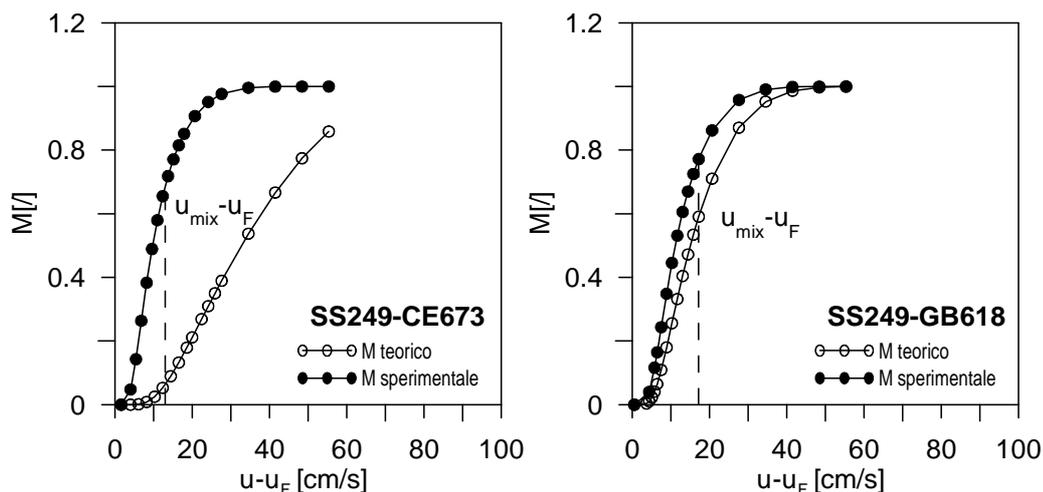


Figura 4.11: Variazione dell'indice di miscelazione in funzione della velocità del gas in eccesso secondo l'equazione di Nienow et al [4.6].

Poiché l'equazione per la predizione dell'indice di miscelazione proposta da Nienow et al. risulta soddisfacente solo per sistemi di differente densità, Rice e Brainovich (1986) svolsero una ricerca mirata a definire una correlazione valida anche per i letti binari a differente dimensione.

Essi notarono che la miscelazione è minima ai bassi valori dell'eccesso di velocità $u-u_{mf}$ in quanto molte delle bolle che si trovano nella regione superiore del letto, ricca di flotsam, sono piccole e lente e si muovono isolatamente finché non sono ben lontane dal sottostrato ricco di jetsam; in queste condizioni il movimento verso l'alto del jetsam stesso nella scia delle bolle è insufficiente; esso è perciò incapace di competere con la

segregazione dovuta al flusso verso il basso dei solidi e di mantenere così un'alta concentrazione di jetsam nella regione superiore.

Allorché l'eccesso di velocità del gas aumenta, la frequenza delle bolle nella regione immediatamente al di sopra della porzione ricca di jetsam aumenta ed esse in questa area diventano più grandi. Ciò è predetto dall'equazione:

$$D_0 \propto (U - U_{mf})^a \quad [4.8]$$

che correla il diametro equivalente delle bolle alla velocità del gas in eccesso. In particolare la costante a è stata definita dalla teoria e dalla sperimentazione come variabile tra 0.33 e 0.4.

Nel regime di letto bollente, ad una data velocità u la dimensione delle bolle aumenta quasi linearmente con la distanza dal distributore, in accordo con l'equazione formulata da Kato e Wen (1969):

$$D = D_0 + b \left(\frac{U}{U_{mf}} \right) H' \quad [4.9]$$

in cui D è il diametro equivalente delle bolle ad un'altezza H' e b è una costante che dipende linearmente dal diametro delle particelle e dalla loro densità.

In questo caso, lo strato al fondo, ricco di jetsam e immobile, serve da distributore. Allorché la velocità del gas aumenta, cresce la velocità di risalita delle bolle e la quantità di jetsam trascinata nella loro scia aumenta anch'essa proporzionalmente. Infine, a velocità non molto superiori a u_{TO} , lo strato di jetsam si esaurisce, il letto diventa quasi omogeneo ed un ulteriore incremento di velocità ha poco effetto.

Applicando la correlazione dell'indice di miscelazione di Nienow et al. ai dati sperimentali del loro lavoro, Rice e Brainovich ne riscontrarono la scarsa capacità di fitting, soprattutto agli alti valori dell'eccesso di velocità del gas, dove l'equazione sottostima apprezzabilmente l'entità della miscelazione. Gli autori proposero, quindi, una nuova correlazione, che utilizza il parametro Z proposto da Nienow et al., ma che ne migliora la capacità di accordo con i dati nella regione degli alti valori di M :

$$M = 0.5 + 0.5\text{erf}(Z) \quad [4.10]$$

con

$$\text{erf}(Z) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z \exp(-y^2) dy \quad [4.11]$$

in cui y è una variabile d'integrazione fittizia. Le due costanti presenti in questa equazione sono state determinate dalle condizioni al contorno

$$\left\{ \begin{array}{l} U \rightarrow U_F \\ Z \rightarrow -\infty \\ M \rightarrow 0 \end{array} \right. \quad \left\{ \begin{array}{l} U = U_{TO} \\ Z = 0 \\ M = 0.5 \end{array} \right. \quad \left\{ \begin{array}{l} U \rightarrow \infty \\ Z \rightarrow \infty \\ M \rightarrow 1 \end{array} \right. \quad [4.12]$$

Sebbene l'equazione [4.10] si sia dimostrata migliore di altre correlazioni utilizzabili con sistemi binari ad uguale densità e diverso diametro, le sue previsioni perdono di precisione ai bassi valori dell'eccesso di velocità del gas.

Gli autori operarono quindi una modifica anche della relazione [4.5] di Nienow et al. riscrivendola come:

$$Z' = \sqrt{\pm \frac{U - U_{TO}}{U - U_F}} e^{\frac{U}{U_{TO}}} \quad [4.13]$$

dove il segno \pm indica l'uso del segno negativo per $U < U_{TO}$ e di quello positivo per $U > U_{TO}$. Usando questa nuova espressione, Z' offriva una varianza dei valori di M calcolati contro quelli misurati pari a 0.0104. Gli autori trovarono infine che se si moltiplicava il parametro Z' per la radice quadrata di un fattore legato al rapporto dei diametri particellari dei solidi della miscela, questa varianza si riduceva ulteriormente fino ad un valore di 0.0092. Essi adottarono perciò la correzione

$$Z^* = Z' \sqrt{f_s} \quad [4.14]$$

dove:

$$\left\{ \begin{array}{l} f_s = \frac{R_d}{3} \quad \text{per } U < U_{TO} \\ f_s = \frac{3}{R_d} \quad \text{per } U > U_{TO} \\ R_d = \frac{d_j}{d_f} \end{array} \right. \quad [4.15]$$

Con questa nuova espressione di Z , l'equazione di Nienow et al. predice con apprezzabile precisione anche i dati caratteristici alle basse velocità. Un certo grado di scatter è dovuto all'estrema sensitività di M al valore di u nella regione intorno a u_{TO} , che porta ad ampie variazioni dell'indice di miscelazione. Nonostante ciò, la correlazione di Z^* è nel complesso capace di buone previsioni e la sua forma è relativamente semplice ma, come per tutte le equazioni di questo tipo, la sua capacità predittiva dipende in maniera critica dal valore del parametro u_{TO} . Come si è visto in precedenza, Nienow et al. (1978)

hanno sviluppato una complessa correlazione (l'equazione [4.7]) per il calcolo di u_{TO} , valida però solo per miscele a diversa densità. Rice e Brainovich (1986) proposero invece un'equazione valida per i letti di due solidi di diversa dimensione:

$$U_{TO} = (U_{mb,f} U_{mb,j})^{0.5} (2R_a)^{-0.2} \quad [4.16]$$

nella quale R_a è il rapporto d'aspetto del letto. Considerando la semplicità dell'equazione, il fatto che i valori calcolati di U_{TO} differiscano da quelli misurati per il $\pm 15\%$ costituisce un dato incoraggiante. In questa relazione, applicabile in principio solo a coppie di solidi di eguale densità, le diversità nella densità in quest'ultima variabile sono comunque portate a conto dal termine $(U_{mb,f} U_{mb,j})$. Il basso valore dell'esponente del termine relativo al rapporto d'aspetto riflette la dipendenza relativamente debole di u_{TO} da R_a . A questo riguardo, precedenti studi (Nienow et al. 1978) avevano trovato che la miscelazione migliora lentamente all'aumentare dell'altezza del letto, possibilmente a causa dell'accresciuta coalescenza fra le bolle.

Applicando la correlazione proposta da Rice e Brainovich alle miscele analizzate in questa tesi si è osservata la sua piena validità per i sistemi binari a diverso diametro particellare per cui essa è stata originariamente messa a punto e una leggera imprecisione per i sistemi a diversa densità (figura 4.12), mentre se ne è rilevata la netta inapplicabilità per le miscele di solidi del tutto dissimili in entrambi i parametri fisici (figura 4.13).

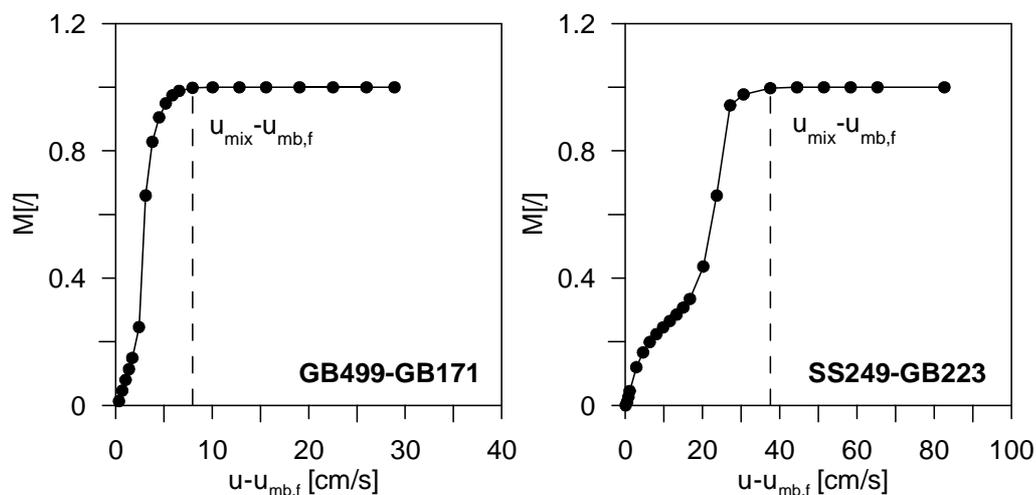


Figura 4.12: Variazione dell'indice di miscelazione in funzione dell' velocità del gas in eccesso secondo l'equazione di Rice e Brainovich [4.10].

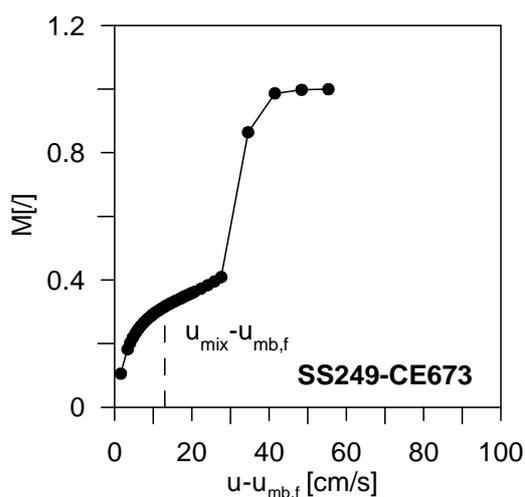


Figura 4.13: Variazione dell'indice di miscelazione in funzione della velocità del gas in eccesso secondo l'equazione di Rice e Brainovich [4.10].

Dai risultati ottenuti applicando le equazioni di predizione dell'indice di miscelazione proposte da Nienow et al. e successivamente da Rice e Brainovich alle miscele prese in esame in questo studio, se ne è ricavata la convinzione che nessuna di esse sia intrinsecamente capace di rappresentare l'equilibrio di miscelazione/segregazione in termini sufficientemente ampi e generali da comprendere le miscele di solidi che

differiscano sia per la densità che per la dimensione delle particelle. Oltretutto, la loro natura empirica non consente sviluppi che possano tenere nel debito conto la reale influenza fisica che ciascuno di questi due parametri esercita sul legame fra l'evoluzione del processo di fluidizzazione e la dinamica di segregazione e rimiscelazione dei componenti.

Si è cercato, quindi, di rintracciare in letteratura relazioni che più esplicitamente facessero riferimento alla dipendenza dell'indice di miscelazione dalle proprietà di fluidizzazione della miscela, a loro volta riferibili alla densità e alla dimensione dei suoi componenti solidi.

Secondo Wu e Baeyens (1998), una correlazione di questo genere dovrebbe essere basata sulla forza spingente che realmente regola la tendenza alla miscelazione e/o alla separazione delle specie, identificata con la *portata visibile di bolle*, funzione decrescente di $(u-u_{mf})$ all'aumentare delle dimensioni delle particelle. Questi autori proposero di calcolare l'indice di miscelazione del letto binario come:

$$M = 1 - 0.0067 d_R^{1.33} \left(\frac{Q_B}{A} \right)^{-0.75} \quad [4.17]$$

in cui l'equazione che mette in relazione la portata visibile di bolle con la velocità del gas in eccesso è:

$$\frac{Q_B}{A} = \gamma (U - U_{mf}) \quad [4.18]$$

contenente il fattore di flusso diretto γ , il cui valore è:

$$\begin{cases} \gamma = 1 & \text{per } Ar \leq 50 \\ \gamma = 2.27 Ar^{-0.21} & \text{per } Ar > 50 \end{cases} \quad [4.19]$$

Attraverso l'introduzione della portata visibile di bolle nell'espressione di M, viene integrato in essa l'effetto della dimensione media delle particelle. La velocità minima di fluidizzazione, che compare nell'espressione della portata visibile, è calcolata usando l'equazione di Cheung et al.(1975):

$$u_{mf,M} = u_{mf,f} \left(\frac{u_{mf,j}}{u_{mf,f}} \right)^{x_j^2} \quad [4.20]$$

L'equazione [4.17] prevede per esempio che per $d_R \approx 2$ si ottenga una buona miscelazione ($M \geq 0,9$) in corrispondenza di $Q_B/A \geq 0,094$ m/s.

Gli autori osservarono che sebbene vi sia una certa differenza tra i dati sperimentali e quelli calcolati, tale equazione porta comunque ad un ragionevole accordo ed il suo uso è di gran lunga più semplice rispetto ad altre correlazioni di letteratura. Va comunque tenuto presente che essa attribuisce pieno significato alla velocità di incipiente fluidizzazione u_{mf} di una miscela binaria, concetto ampiamente criticato nei capitoli precedenti di questa tesi.

Non mancano, in letteratura, altre correlazioni empiriche per il calcolo di M e definizioni dell'indice di miscelazione alternative a quella riportata in questo capitolo. In generale, però, esse hanno tutte forma piuttosto complicata e lontana da quella che dovrebbe costituire una descrizione dei fenomeni saldamente basata sui parametri costitutivi della miscela di solidi e su quelli che descrivono il regime di fluidizzazione. Si è preferito perciò procedere ad uno studio che, più che puntare sin dall'inizio

all'interpretazione quantitativa della dinamica di segregazione (obiettivo che resta realisticamente affidato alla ricerca futura), portasse ad una migliore caratterizzazione sperimentale del fenomeno, conducendo un'analisi sistematica dell'evoluzione del profilo assiale di concentrazione dei componenti delle miscele lungo l'intervallo di velocità $u_{ff}-u_{if}$ che ne caratterizza il passaggio allo stato fluidizzato nel tentativo di definire l'influenza che su questa evoluzione esercitano la dimensione e la densità delle particelle.

4.3 Profili assiali di concentrazione a velocità crescente

Lo studio dei profili assiali di concentrazione dei componenti di un letto binario è stato compiuto eseguendo le prove su sistemi inizialmente miscelati, variando la velocità operativa tra il valore di inizio e fine fluidizzazione.

Dall'andamento di queste serie di grafici si evidenzia come il sistema, in corrispondenza della propria u_{if} , passi dallo stato di piena miscelazione, realizzato al momento del caricamento del letto nella colonna, ad una condizione di iniziale segregazione del componente flotsam nella regione superiore del letto, a dimostrazione che a questa velocità le particelle più piccole o più leggere sono già soggette ad una forza risultante che ne permette la ridistribuzione verso l'alto nonostante le particelle grossolane o più pesanti siano ancora immobili. A velocità superiori a quella di inizio fluidizzazione il sistema tende a segregarsi ulteriormente.

A differenza dei sistemi a diversa densità, che esamineremo di seguito, i sistemi a diversa dimensione non riescono a pervenire ad una completa stratificazione dei loro due componenti, ma solo alla parziale segregazione delle particelle fini nella zona superiore del

letto, fino ad una velocità oltre la quale i due solidi tendono nuovamente a rimiscelarsi piuttosto rapidamente, per poi raggiungere, in corrispondenza di u_{ff} , la sospensione del componente grossolano e, con essa, la piena uniformità del letto (figura 4.14). Ciò significa che la condizione di completa sospensione di questa categoria di sistemi è praticamente corrispondente a quella di completa miscelazione dei loro componenti.

Infatti, i profili di concentrazione misurati a velocità via via superiori alla soglia di fine fluidizzazione non presentano variazioni rispetto quello determinato in corrispondenza di u_{ff} (figura 4.15).

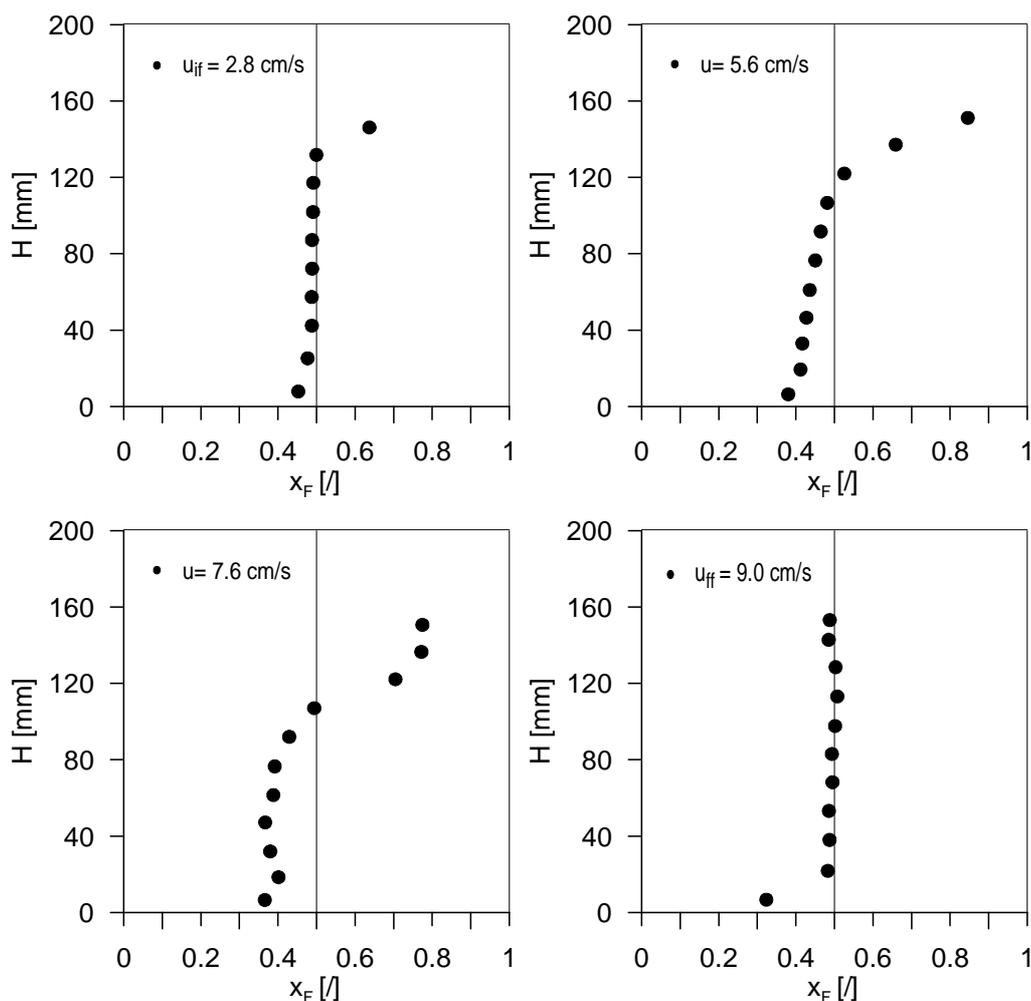


Figura 4.14: Profili assiali di concentrazione a diverse velocità. (Miscela GB499-GB171, $x_F=0,5$)

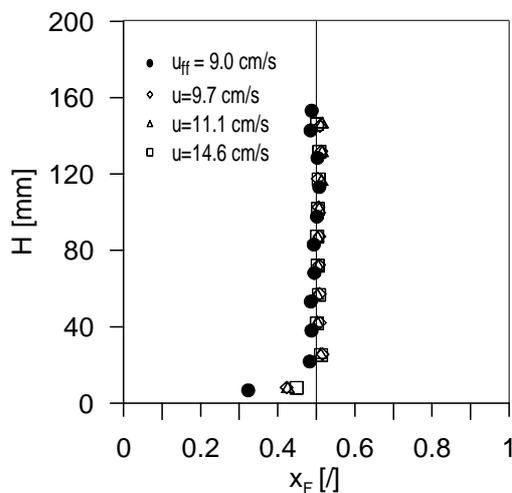


Figura 4.15: Invarianza del profili assiale di concentrazione per velocità superiori alla velocità di fine fluidizzazione. (Miscela GB499-GB171, $x_F=0,5$)

Se si osservano, invece, i profili relativi ad una miscela di due solidi di diversa densità (SS249-GB223, figura 4.16), si nota come la separazione dei due componenti proceda gradualmente, raggiungendo in corrispondenza di u_{ff} un livello di segregazione totale o parziale in dipendenza del rapporto delle loro densità. In tutti i casi, però, al di là di questa velocità la tendenza alla segregazione si inverte e i solidi ricominciano a miscelarsi, ed è solo ad una velocità superiore ad u_{ff} (figura 4.17), qui indicata velocità di piena miscelazione, u_{mix} , che si ritrova il profilo, praticamente piatto e invariante, caratteristico di un letto a concentrazione omogenea.

La conclusione che si può trarre dall'esame del comportamento delle due categorie di miscele è che la condizione di piena miscelazione dei componenti viene generalmente raggiunta in corrispondenza di u_{ff} (miscele binarie a diversa dimensione) o ad una soglia u_{mix} distinta (miscele binarie a diversa densità), progressivamente più elevata al crescere del rapporto delle densità dei due solidi.

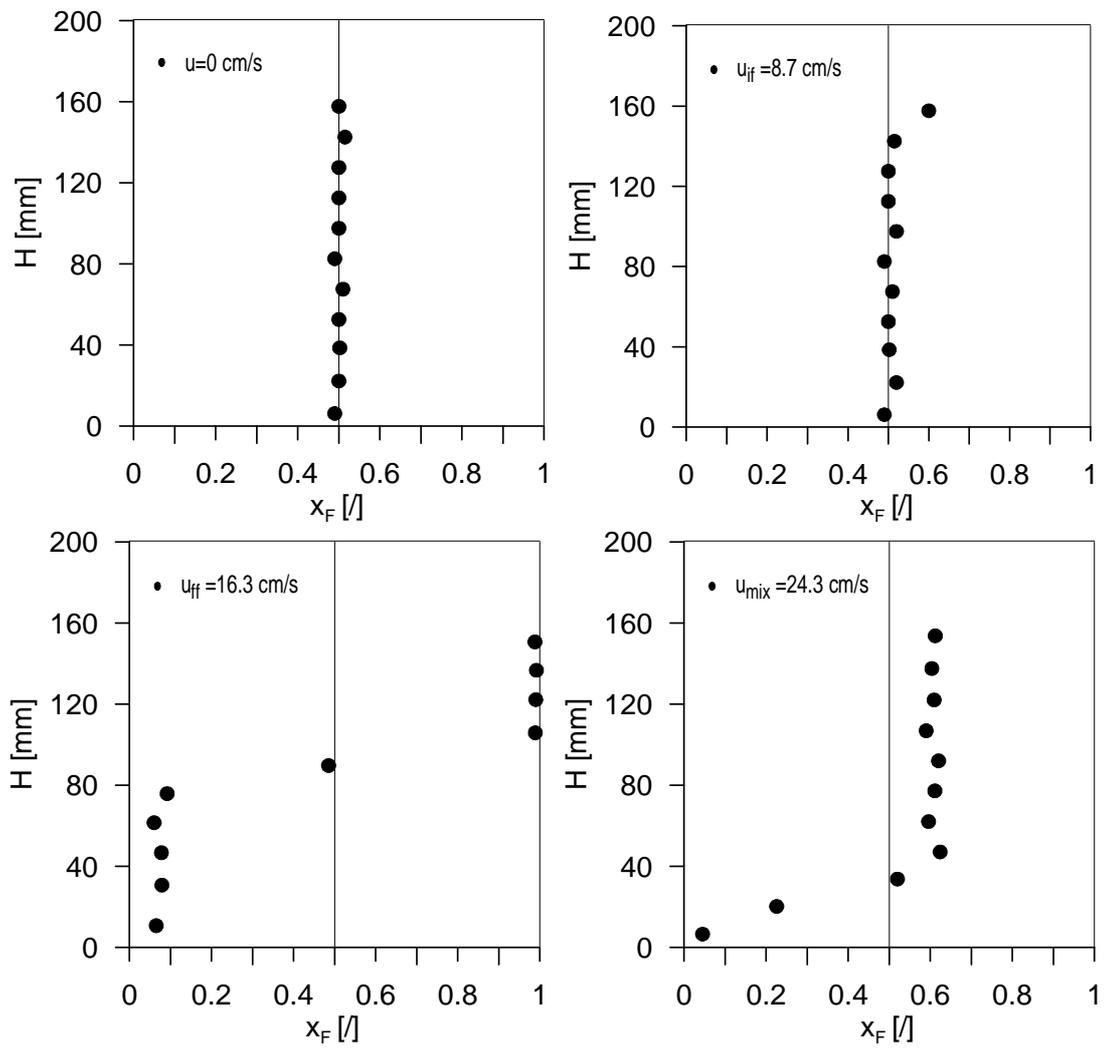


Figura 4.16: Profilo assiale di concentrazione del componente flotsam all'aumentare della velocità superficiale del gas. (Miscela SS249-GB223, $x_F=0,5$)

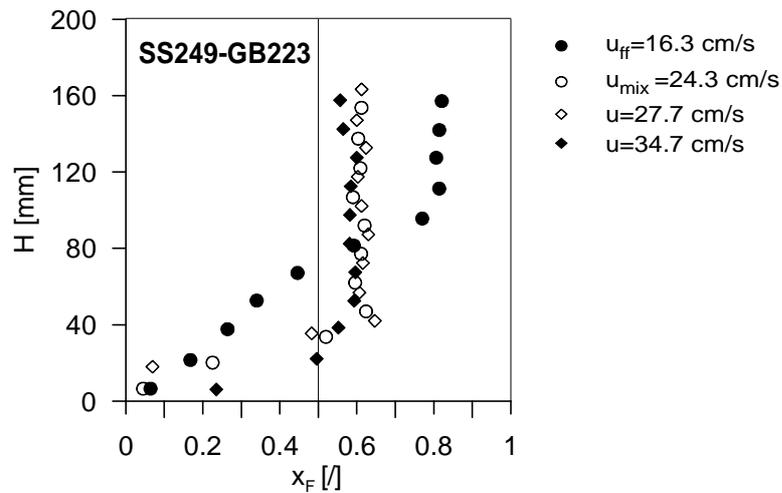


Figura 4.17: Variazione dei profili assiali di concentrazione per velocità superiori alla velocità di fine fluidizzazione. (Miscela GB499-GB171, $x_F=0,5$)

4.4 Velocità di piena miscelazione

Attraverso lo studio dei profili assiali di concentrazione dei sistemi a diversa densità, si è osservato che in corrispondenza della velocità di fine fluidizzazione il sistema risulta essere ancora parzialmente o quasi totalmente segregato; solo a velocità molto più elevate si riesce ad ottenere un sistema miscelato. Ciò segna una differenza con i letti binari a diversa dimensione, in cui la piena sospensione del letto praticamente coincide con la riacquisizione dello stato di completa miscelazione.

Per le miscele la cui tendenza alla segregazione è determinata dalla differenza di densità fra i due solidi, è perciò apparso necessario indagare l'andamento dei profili di concentrazione a velocità operative nettamente più alte della soglia u_{ff} , per individuare una nuova velocità caratteristica, denominata velocità di piena miscelazione, u_{mix} . La posizione di tale velocità nel diagramma di Δp contro u non corrisponde ad alcun punto caratteristico

(figura 4.18) e può collocarsi a distanza più o meno grande da u_{ff} sull'orizzontale della regione di fluidizzazione del sistema.

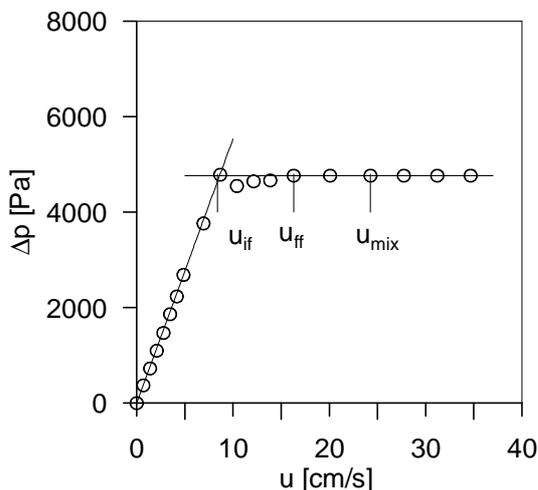


Figura 4.18: Andamento delle perdite di carico in funzione della velocità superficiale del gas. (Miscela SS249-GB223, $x_F=0,5$)

U_{mix} è stata perciò determinata dall'esame dell'evoluzione dei profili assiali di concentrazione, in corrispondenza del primo valore di velocità al quale il profilo stesso è il più possibile piatto altorchè invariante .

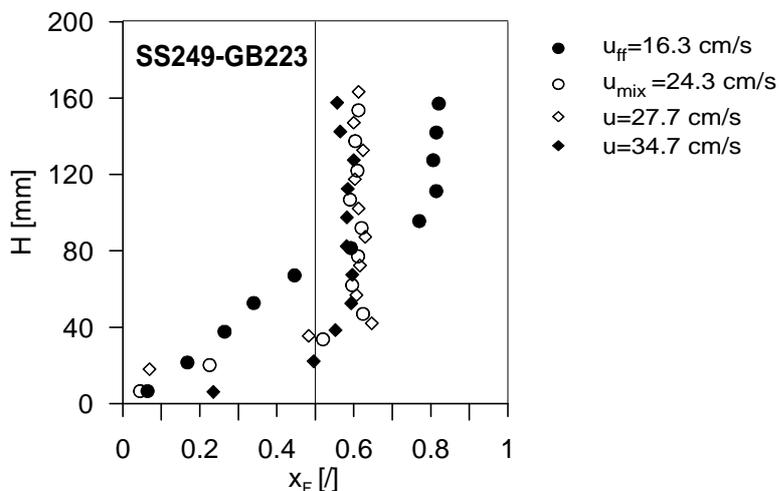


Figura 4.19: Profili assiali di concentrazione per velocità superiori alla velocità di fine fluidizzazione. (Miscela SS249-GB223, $x_F=0,5$)

Se si analizza l'andamento della velocità di piena miscelazione al variare della frazione volumetrica di flotsam ed il suo di scostamento rispetto alla curva di u_{ff} , (figura 4.20), si deduce come la densità sia un forte fattore di segregazione, soprattutto a elevati valori della frazione di flotsam. U_{mix} risulta inoltre nettamente superiore a u_{mf} del componente jetsam, a dimostrazione del fatto che il raggiungimento dello stato di completa miscelazione richiede un livello di mobilità verticale delle particelle ben più elevato di quello corrispondente alla sola fluidizzazione di entrambi i componenti del sistema.

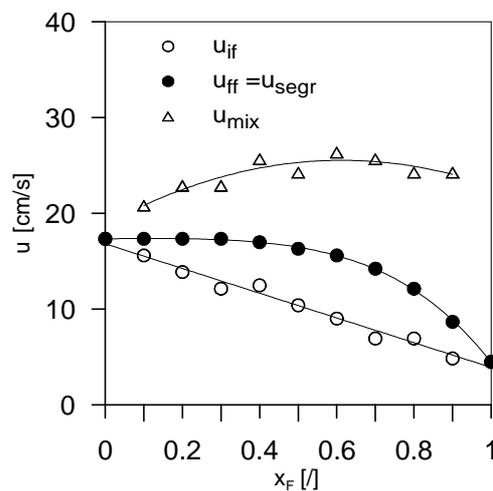


Figura 4.20: Andamento delle velocità caratteristiche di un sistema a diversa densità.
(Miscela SS249-GB223)

Per ciò che riguarda invece il comportamento dell'altra categoria di miscele, a due dimensioni, si è voluto cercare la conferma della loro capacità di raggiungere prontamente l'uniformità delle concentrazioni in prossimità della soglia di fine fluidizzazione analizzando lo spostamento del fronte di segregazione al variare della velocità superficiale del gas, con serie di misure effettuate su miscele a diversa frazione di flotsam. Dai grafici relativi a queste prove (figura 4.21) si è riusciti a individuare la velocità u_{segr} in

corrispondenza della quale la tendenza dei solidi alla segregazione cede il passo a quella alla loro rimiscelazione, segnalata dal massimo abbassamento del fronte di segregazione.

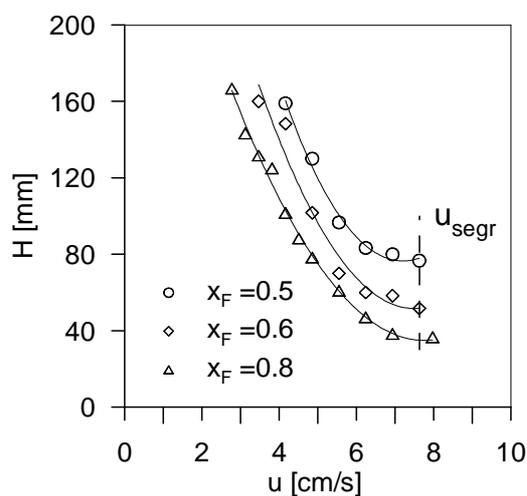


Figura 4.21: Posizione del fronte di segregazione in funzione della velocità superficiale del gas. (Miscela GB499-GB171)

Ponendo a confronto l'andamento di questa velocità al variare della frazione di flotsam della miscela con quello della velocità di fine fluidizzazione (figura 4.22), si nota come le due curve abbiano andamenti quasi coincidenti, con una piccola traslazione verticale a proposito della quale è peraltro difficile stabilire con certezza l'esistenza, dato che la determinazione di u_{ff} e u_{mix} fa capo a due diverse tecniche di misura. Pur con questo margine di incertezza è comunque possibile concludere che un risultato del genere dà piena conferma della sostanziale coincidenza, per questo tipo di miscela, fra stato di piena fluidizzazione e di completa miscelazione dei componenti del letto.

Si osservi, inoltre, come la regione in cui dovrebbe avvenire la rimiscelazione del sistema non risulti essere molto ampia, a dimostrazione della maggiore propensione di questi sistemi alla miscelazione più che alla segregazione.

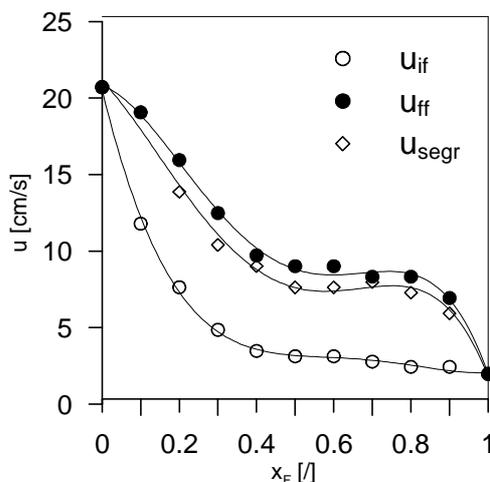


Figura 4.22: Andamento della velocità di massima segregazione. (Miscela GB499-GB171)

4.5 Influenza del distributore

Nei diagrammi riportati in questo capitolo si vede spesso come i profili assiali di concentrazione del letto binario corrispondenti alla condizione di completa miscelazione dei componenti siano sempre sostanzialmente verticali ma facciano registrare visibili deviazioni nella regione bassa della colonna, dove è possibile individuare sistematicamente uno strato, relativamente sottile, in cui la concentrazione di jetsam è più elevata del suo valore medio.

Di fatto, come si osserva dalla figura 4.23, il valore locale della frazione volumetrica di flotsam tende sempre a zero al livello del distributore, cosa che fa sì che il profilo di concentrazione presenti una “coda” che esprime la deviazione dalla verticale della composizione media della miscela. L’altezza della regione ricca di jetsam, immediatamente al di sopra del distributore, è sempre uguale a circa $0.4D$ per le miscele a diversa densità, e a circa $0.2D$ per quelle a diversa dimensione (figura 4.23), indipendentemente dalla composizione media della miscela stessa. L’invarianza

dell'altezza della “coda” del profilo di concentrazione fa sì che l'accumulo di jetsam al suo interno risulti comparativamente più rilevante all'aumentare della frazione volumetrica media di flotsam, con la conseguenza che nella regione superiore del letto, lungo la quale il resto del profilo è sostanzialmente piatto, il valore di x_F presenti deviazioni sempre più marcate, anche se comunque contenute, dalla verticale teorica.

Questo comportamento si manifesta con maggiore evidenza in due casi: a) a valori della concentrazione volumetrica media di flotsam compresi tra 0,3 e 0,7 (alle composizioni estreme essa risulta meno netta); b) in miscele caratterizzate da un elevato rapporto di densità. Una possibile spiegazione può essere cercata nella maggiore inerzia delle particelle jetsam rispetto a quelle dell'altro componente, con la conseguente maggior difficoltà di miscelazione dei solidi nella regione del distributore, zona di imbocco del gas in colonna la cui fluidodinamica è certamente singolare rispetto a quella prevalente alle quote superiori.

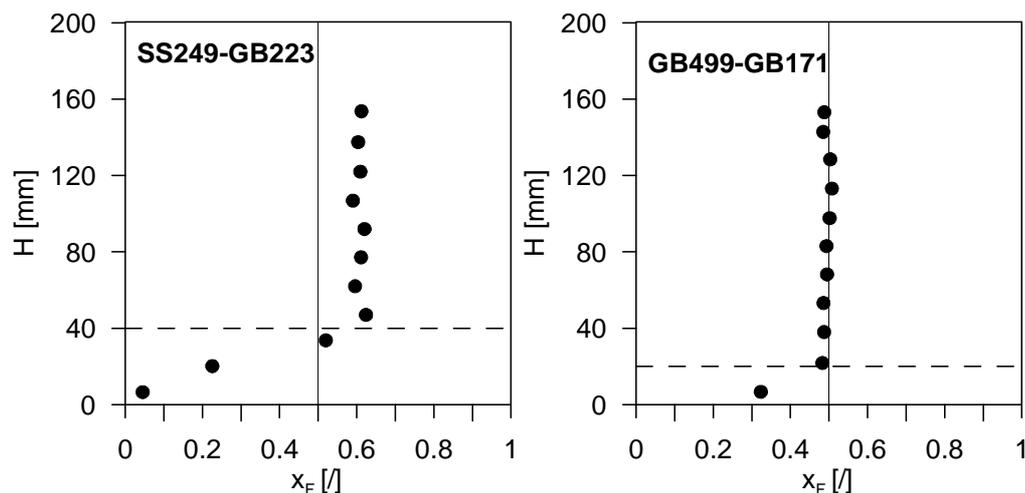


Figura 4.23: Altezza della zona di accumulo dei jetsam sopra il distributore di gas.

Si è considerata la possibilità, allora, che l'entità di questo effetto sia determinata dal tipo di dispositivo utilizzato per la distribuzione del gas di fluidizzazione. A questo riguardo esistono studi di letteratura che fanno cenno a questa possibile influenza: Whitehead et al. (1983) hanno osservato che alle alte velocità operative la segregazione è maggiormente favorita da un distributore poroso, rispetto all'impiego di una piastra forata; questa differenza, riscontrata anche da Nienow et al. (1987), è stata attribuita al fatto che il dispositivo poroso dà luogo alla formazione di bolle più piccole di quelle generate dai getti di gas in ingresso da un foro o da un ugello, che hanno quindi una minore capacità di trascinamento verso l'alto del solido jetsam.

Per verificare l'esistenza di un'influenza del distributore di gas sulla concentrazione dei solidi nella regione inferiore del letto, si è dapprima provato a porre sopra la piastra porosa utilizzata in tutta la campagna sperimentale uno strato di sferette di piombo di 3 mm di diametro che fungesse da ulteriore camera di distribuzione, eseguendo poi una serie di misure del profilo di concentrazione caratteristico della condizione di completa miscelazione su una miscela a due densità (SS249-GB223, $x_F=0,5$), adatta a mostrare con chiarezza la deviazione della curva di x_F nella regione inferiore del letto.

Come mostrato in figura 4.24, si sono utilizzati strati fissi di sfere di altezza diversa, rispettivamente pari a circa 54, 80 e 118 mm (0,53 , 0,79 e 1,1 volte il diametro della colonna) e si è osservato che aumentando l'altezza del distributore aggiuntivo l'altezza della zona di accumulo del jetsam tende a ridursi ad un valore di circa a 0.2D.

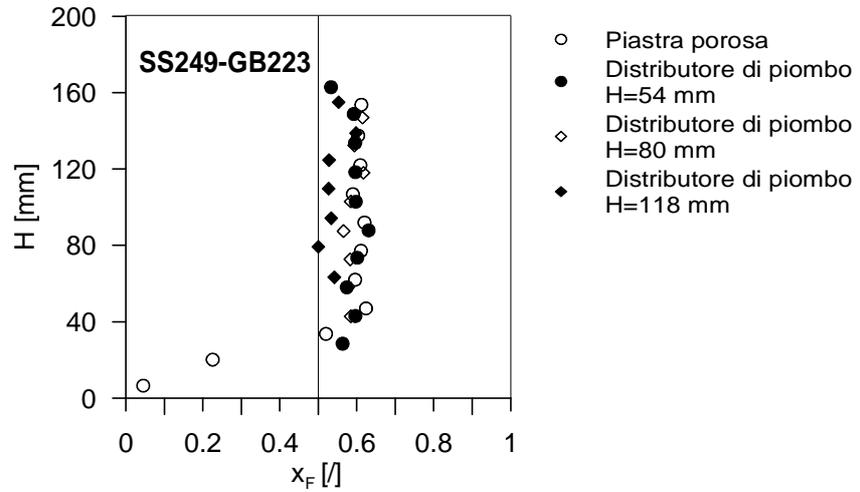


Figura 4.24: Profili di concentrazione con un letto fisso di sfere da 3 mm.
 (Miscela SS249-GB2223, $x_F=0,5$, $u=24,3$ cm/s)

Si è successivamente passati all'uso di una piastra forata, con fori del diametro di 0.5 mm e con un'area di passaggio del gas pari circa allo 0.25% dell'area totale. Messa a confronto con gli altri due sistemi (figura 4.25) essa rende notevolmente più regolare il profilo di concentrazione, che risulta molto più allineato al valore nominale della frazione di flotsam media della miscela, con una "coda" di componente denso al fondo della colonna di altezza visibilmente minore.

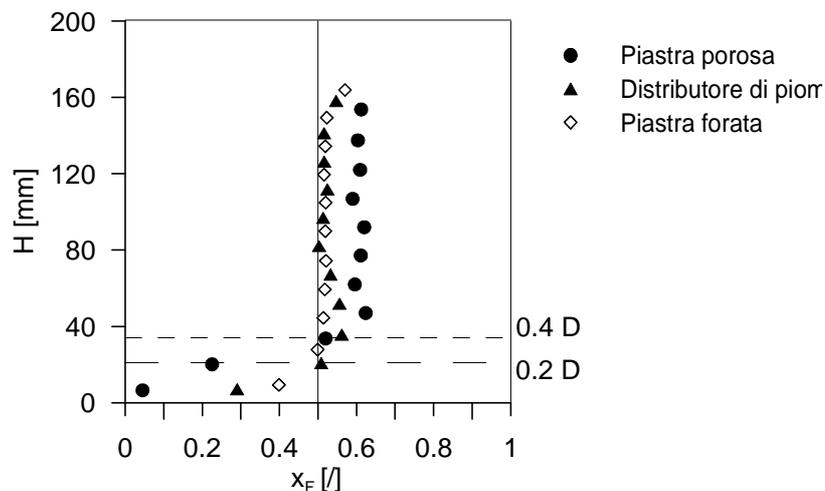


Figura 4.25: Confronto dei profili di concentrazione ottenuti utilizzando diversi tipi di distributore di gas.
 (Miscela SS249-GB2223, $x_F=0,5$, $u=24,3$ cm/s)

Da ciò si deduce che, seppure in misura ridotta e confinata alla regione inferiore del letto, la scelta del distributore del gas di fluidizzazione influenza lo stato di miscelazione dei componenti di una miscela di solidi, soprattutto quando fra di loro agisca una differenza di densità, fattore che di per sé accentua la tendenza alla segregazione.

4.6 Profili assiali di concentrazione a velocità decrescente

La diversa influenza esercitata dalla dimensione e dalla densità delle particelle sui fenomeni di segregazione appare più chiara se si analizzano i profili assiali di concentrazione ottenuti per lenta defluidizzazione delle miscele.

In questi esperimenti la defluidizzazione del letto viene effettuata riducendo lentamente la portata d'aria, fino ad annullarla, a partire da un livello iniziale di velocità nettamente superiore alla soglia di fine fluidizzazione, vale a dire da una condizione di regime a bolle pienamente sviluppato. In tal modo si è certi che l'evoluzione del sistema parta da uno stato scelto autonomamente dal sistema e non imposto dall'operatore, come avviene invece nelle prove effettuate a velocità crescente, e segua un cammino caratterizzato dal massimo grado di ripetibilità. Ciò fa sì che i profili assiali di concentrazione che si ottengono a velocità decrescente siano realmente rappresentativi delle configurazioni via via assunte dal letto binario in dipendenza delle proprietà costitutive del sistema, essenzialmente rappresentate dal rapporto di dimensione e di densità fra i due solidi e dalla loro concentrazione nella miscela.

Dai profili assiali di concentrazione determinati con questa procedura a velocità coincidenti con la soglia di inizio fluidizzazione di ciascuna miscela, sotto la quale la formazione del letto fisso ne arresta l'evoluzione, si osserva che, con miscele a diversa dimensione, il sistema binario tende ad adagiarsi in una configurazione in cui il componente fine risulta distribuito lungo l'intero asse del letto (figura 4.26).

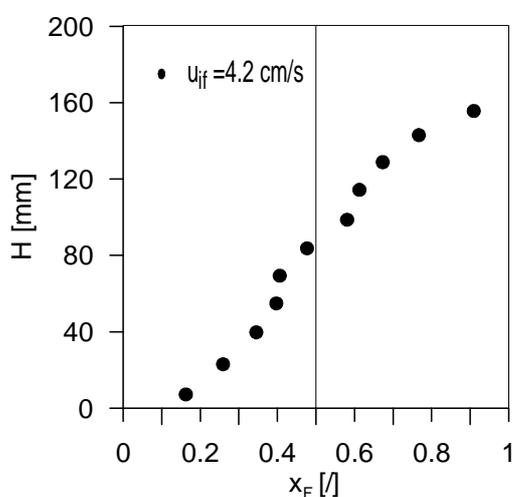


Figura 4.26: Profilo assiale di concentrazione a u_{if} di un letto defluidizzato a due dimensioni.
(Miscela GB499-GB171, $x_F=0,5$)

All'andamento sigmoidale della curva di x_F , la cui particolarità non ha ancora trovato un'interpretazione quantitativa, è associato un profilo assiale del grado di vuoto locale del letto che è minimo alle quote centrali, dove la frazione di ciascuno dei due componenti ha un valore confrontabile a quella dell'altro, e massimo (a un valore prossimo a 0,4, tipico dei solidi sferici monodispersi) alle due estremità del letto, dove prevale la presenza del solo flotsam o del solo jetsam. In ogni caso viene dimostrato che persino ad un livello di velocità operativa al quale il solo flotsam è in grado di sospendersi nella corrente gassosa, la completa segregazione dei componenti è impossibile.

Un risultato del tutto differente viene ottenuto con le miscele a diversa densità (figura 4.27) per le quali in corrispondenza della velocità di inizio fluidizzazione si ritrovano dei profili caratterizzati da brusche variazioni del valore della frazione dei componenti lungo l'altezza. Qui la defluidizzazione porta alla formazione di uno strato di flotsam praticamente puro alla sommità del letto, la cui altezza cresce all'aumentare della sua frazione volumetrica media. Parallelamente, il jetsam tende ad occupare in maniera esclusiva o quasi esclusiva la zona inferiore della colonna, di modo che la regione in cui è possibile riscontrare una presenza significativa di entrambe le specie (caratterizzata cioè dalla loro miscelazione) si riduce ad uno strato di piccolo spessore a cavallo dell'interfaccia di separazione delle due zone di segregazione.

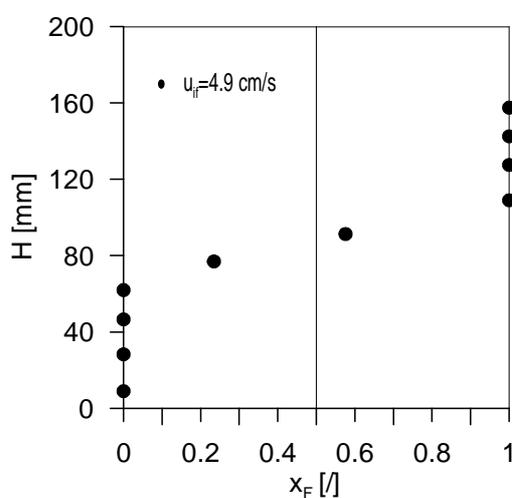


Figura 4.27: Profilo assiale di concentrazione a u_f di un letto defluidizzato a due densità.
(Miscela SS249-GB223, $x_F=0,5$)

Mettendo a confronto, come in figura 4.28, l'andamento del profilo di x_F relativo alla miscela SS249-GB223, per la quale il rapporto di densità è pari a circa 3,1, con quello di una seconda miscela di eguale composizione media ma in cui lo stesso rapporto si

abbassa al valore 1,5 (CE701-GB661) si osserva poi che la minor distanza fra la densità dei solidi in miscela fa sì che per il secondo sistema solo lo strato segregato di flotsam risulti puro, mentre quello di jetsam al fondo del letto contenga una quota piccola ma non trascurabile dell'altro componente (10-15%), omogeneamente distribuita.

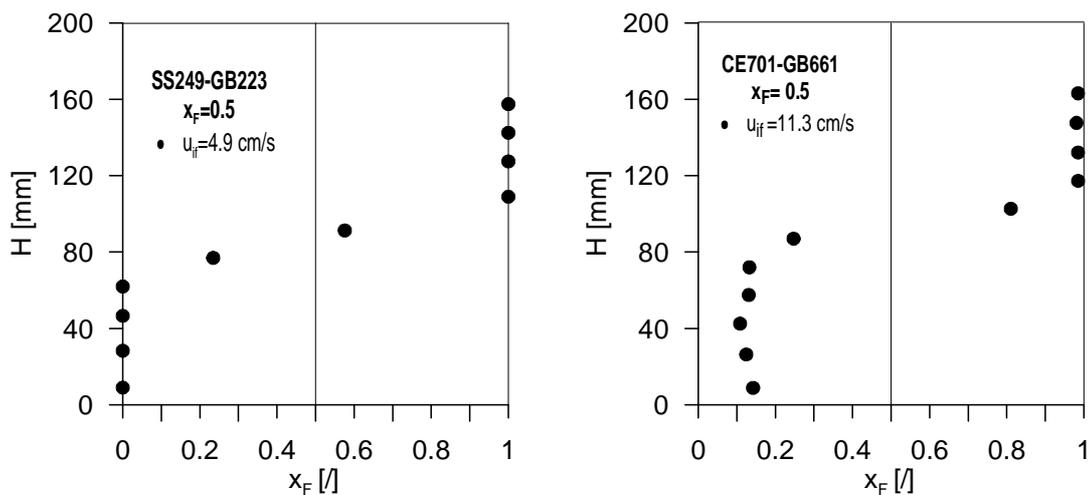


Figura 4.28: *Influenza del rapporto di densità dei componenti sul profilo assiale di concentrazione u_{if} .*

4.7 Conclusioni parziali

In un letto fluidizzato di due specie solide il profilo assiale di concentrazione delle specie evolve con la velocità, tra le soglie di inizio e fine fluidizzazione, secondo uno schema ripetibile ma non semplice da interpretare.

Benché normalmente considerati fattori di segregazione in qualche modo equivalenti, densità e diametro particellare agiscono secondo meccanismi diversi. In particolare, si è osservato come rapporti di dimensione crescenti permettano una migliore miscelazione dei componenti, grazie all'effetto di riduzione del grado di vuoto locale che fa aumentare la velocità interstiziale del gas e, con essa, la mobilità delle particelle. Al contrario, elevati rapporti di densità inducono una tendenza alla segregazione più marcata.

Quando entrambe le variabili concorrono a differenziare i componenti della miscela fluidizzata, si registra una maggiore tendenza alla miscelazione o alla segregazione del sistema a seconda di quale dei due fattori risulti dominante.

In assenza di differenze di densità lo stato di completa miscelazione dei componenti viene raggiunta a u_{ff} , e coincide perciò con la condizione di piena fluidizzazione del letto. Al crescere del rapporto di densità fra i componenti, la loro miscelazione richiede invece una velocità più alta, che va vista perciò come una ulteriore velocità caratteristica del sistema binario.

Si è osservato, infine, come la natura del distributore del gas influenzi la dinamica di miscelazione dei componenti nella regione inferiore del letto (*grid region*).

CONCLUSIONI

Conclusioni

La campagna sperimentale condotta in questo lavoro di tesi ha avuto come scopo quello di sviluppare l'approccio basato sull'intervallo di velocità di fluidizzazione per descrivere la transizione allo stato fluidizzato di letti di due solidi, nel tentativo anche di approdare alla definizione di uno strumento di previsione capace di portare a conto contemporaneamente gli effetti legati alla differenza di densità e di diametro, tipici di miscele reali.

I risultati ottenuti da questa ricerca sono stati i seguenti:

- 1) confermare che il passaggio dallo stato di letto fisso a quello fluidizzato si realizza attraverso un transitorio, che si sviluppa in un intervallo di velocità, delimitato da due grandezze caratteristiche: la velocità di inizio fluidizzazione e la velocità di fine fluidizzazione, per qualsiasi tipo di sistema, più o meno complesso; da cui l'impossibilità di riferirsi a un'unica soglia di velocità per caratterizzare la transizione allo stato fluidizzato e quindi l'inconsistenza fisica del parametro u_{mf} ;
- 2) l'intervallo di velocità ($u_{ff}-u_{if}$) è funzione della dimensione e della densità delle particelle, della composizione della miscela e della distribuzione iniziale dei componenti, ma non dipende dall'altezza del letto (e quindi dalla massa);
- 3) le differenze nella densità e nella dimensione delle particelle non sono fattori equivalenti di segregazione. In particolare, rapporti di dimensione crescenti permettono una migliore miscelazione dei componenti, grazie all'effetto di riduzione del grado di vuoto locale che fa aumentare la velocità interstiziale del

gas e, con essa, la mobilità delle particelle. Al contrario, elevati rapporti di densità inducono una tendenza alla segregazione più marcata. Quando entrambe le variabili concorrono a differenziare i componenti della miscela fluidizzata, si registra una maggiore tendenza alla miscelazione o alla segregazione del sistema a seconda di quale dei due fattori risulti dominante;

- 4) lo stato di completa miscelazione dei componenti viene raggiunta generalmente a u_{ff} e coincide perciò con la condizione di piena fluidizzazione del letto. Al crescere del rapporto di densità fra i componenti, la loro miscelazione richiede invece una velocità più alta, che va vista perciò come una ulteriore velocità caratteristica del sistema binario (u_{mix});
- 5) la natura del distributore del gas influenza la dinamica di miscelazione dei componenti nella regione inferiore del letto (*grid region*);
- 6) si è compiuto un primo passo nell'estendere ai letti di due solidi il campo di validità delle equazioni teoriche che costituiscono la base della teoria della fluidizzazione, riscrivendole in forme adatte a tener conto della natura binaria di questi sistemi

Rimangono invece da indagare:

- la dipendenza delle velocità caratteristiche u_{if} e u_{ff} dalla forma delle particelle, argomento di notevole interesse dato che le miscele utilizzate in campo industriale sono generalmente caratterizzate da fattori di forma con valori inferiori all'unità;

- la dipendenza delle stesse velocità dalla dimensione dell'apparecchiatura, per indagare l'esistenza di possibili effetti di scala durante la progettazione di un'apparecchiatura reale;
- la definizione di un'equazione per il calcolo di u_{ff} anche per miscele a diversa dimensione.

Pubblicazioni

Formisani B., Girimonte R., Longo T. (2006). The fluidization pattern of density segregating binary mixtures. *5th World congress on particle technology*, Orlando (USA).

Formisani B., Girimonte R., Longo T. (2006). The mixing-segregation equilibrium in two-component particle bed fluidization. *Multiphase flow in industrial plant. 10th International Conference*, Tropea (ITALY), 171-178.

Formisani B., Girimonte R., Longo T. (2007). The fluidization pattern of density-segregating two-solid beds. "*Fluidization XII*". *Engineering Conference International*, Vancouver (Canada).

Formisani B., Girimonte R., Longo T. (2007). The fluidization process of binary mixtures of solids: development of the approach based on the fluidization velocity interval.

In preparazione

Bibliografia

Asif M. (1998). Segregation velocity for fluidized suspension of binary mixture of particles. *Chemical Engineering and Processing*, **98**,279-286.

Aznar M.P., Corella J., Herguido J. (1991). Hydrodynamics consideration for design and operation of fluidized bed pyrolyzers/ gasifiers/ combustors of cellulosic residues, solid waster and biomass. *La Fluidization*, **5**, n° 11, 377-383.

Aznar M.P., Garcia-Gorria F.A., Corella J. (1992). Minimum and maximum velocities for fluidization for mixtures of agricultural and forest residues with a second fluidized solid. I. Preliminary data and results with sand-sawdust mixtures . *International Chemical Engineering*, **32**,95-102.

Aznar M.P., Garcia-Gorria F.A., Corella J. (1992). Minimum and maximum velocities for fluidization for mixtures of agricultural and forest residues with a second fluidized solid. II. Experimental results for different mixtures . *International Chemical Engineering*, **32**,103-113.

Beeckmans J.M., Minh T. (1977). *Can. J. Chem. Eng.*, **5**, **493**.

Chen J.L.P., Keairns D.L. (1975). Particle segregation in a fluidized bed. *The Canadian journal of Chemical Engineering*, **53**, 395-402.

Cheung L.Y., Nienow A.W., Rowe P.N. (1975). *Chemical Engineering Science*, **29**, 1365-1369.

Chiba S., Chiba T., Nienow A.W., Kobayashi H. (1979). The minimum fluidization velocity, bed expansion and pressure-drop profile of binary particle mixtures. *Powder Technology*, Volume **22**, Issue **2**, 255-269.

Chiba S., Tanimoto H., Kobayashi H., Chiba T. (1979). Measurement of solid exchange between the bubble wake and the emulsion phase in a three dimensional gas-fluidised bed. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **12**, 43-45.

Dias R.P., Teixeira J.A., Mota M.G., Yelshin A.I. (2004). Particulate binary mixtures: dependence of packing porosity on particle size ratio. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **43**, 7912-7919.

Douglas E., Sayles C.P. (1971). *Aiche Symp. Ser.*, **67**, 116, 201.

Formisani B. (1991). Packing and fluidization properties of binary mixtures of spherical particles. *Powder Technology*, **66**, 259-264.

Formisani B., De Cristofaro G., Girimonte R. (2001). A fundamental approach to the phenomenology of fluidization of size segregating binary mixtures of solids. *Chemical Engineering Science*, **56**, 109-119.

Formisani B., Girimonte R. (2003). Experimental analysis of the fluidization process of binary mixtures of solids. *Kona-Powder and Particle*, **21**, 66-75.

Formisani B., Girimonte R., Mortara M. (2004). Segregating fluidization of beds of two dissimilar solids: the effect of component concentration, density and size. in *Fluidization* (U. Arena, R. Chirone, M. Miccio and P. Salatino, eds.), Engineering Conference International, New York, Vol.XI, 227 - 234.

Garcia-Ochoa F., Romero A., Villar J.C., Bello A. (1989). A study of segregation in a Gas-Solid fluidized bed: particles of different density. *Powder Technology*, **58**, 169-174.

Gelperin N.I., Einstein V.G. (1971). Fluidization. *J.F. Davidson and D. Harrison, Academic Pres.*

Gilbertson M.A., Eames I. (2001). Segregation patterns in gas-fluidized systems. *J. Fluid Mech.*, **433**, 347-356.

- Goossens W.R.A., Dumont G.L., Spaepen G.L. (1971). *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, **62**, 100.
- Hoomans B.P.B., Kuipers J.A.M., Van Swaaij W.P.M. (2000). Granular dynamics simulation of segregation phenomena in bubbling gas-fluidised beds. *Powder Technology*, **109**, 41-48.
- Huilin L., Yurong H., Gidaspow D., Lidan Y., Yukun Q. (2003). Size segregation of binary mixture of solids in bubbling fluidized beds. *Powder Technology*, **134**, 86-97.
- Kaye W.G., Highley J., Chiba T., Nienow A.W., Rowe P.N. (1975). *Proc. Ist. Fuel. Fluid. Conf.*, **1**, B3-1.
- Li Z., Kobayashi N., Nishimura A., Hasatani M. (2005). A method to predict the minimum fluidization velocity of binary mixtures based on particle packing properties. *Chemical Engineering Communications*, **192**, 918-932.
- Lupa Z., Laskowski J. (1979). *Proc. Int. Miner. Process. Congr. 13th*, 107.
- Marzocchella A., Salatino P., di Pastena V., Lirer L. (2000). Transient fluidization and segregation of binary mixtures of particles. *Aiche Journal*, **46**, n°11, 2175-2182.
- McCarthy J.J. (2003). Micro-modeling of cohesive mixing processes. *Powder Technology*, **138**, 63-67.
- Nienow A. W., Chiba T. (1985). Fluidization of dissimilar solids. *Fluidization* (J.F. Davidson, D. Harrison and R. Clift, eds.), Academic Press., London, England, 357-382
- Nienow A.W., Naimer N.S., Chiba T. (1987). *Chem. Eng. Commun.*, **62**, 53.
- Nienow A.W., Rowe P.N., Cheung L.Y.-L. (1978). A quantitative analysis of the mixing of two segregating powders of different density in gas-fluidized bed. *Powder Technology*, **20**, 89-97.

Noda K., Uccida S., Makino T., Kamo H. (1986). Minimum fluidization velocity of binary mixtures of particles with large size ratio. *Powder Technology* **46**,149-154.

Olivieri G., Marzocchella A., Salatino P. (2004). Segregation of fluidized binary mixtures of granular solids. *Aiche Journal*, **50**, n° 12, 3095-3106.

Otero A.R., Corella J. (1971). *Anales de la RSEFQ*, **67**, 1207-1219.

Prasad Babu M., Krishnaiah K. (2005). Dynamics of jetsam layer in continuous segregation of binary heterogeneous particles in gas-solid fluidized bed. *Powder Technology*, **160**, 114-120.

Qiaoqun S., Huilin L., Wentie L., Yurong H., Lidan Y., Gidaspow D. (2005). Simulation and experiment of segregating/mixing of rice husk-sand mixture in a bubbling fluidized bed. *Fuel*, **84**, 1739-1748.

Ramakers B.J., de Ridder R., Kerkhof P.J.A.M. (2004). Fluidization behaviour of wood-sand mixtures. *Proceedings of the 14th International Drying Symposium*, vol. B,1337-1344.

Rice R.W., Brainovich J.F. (1986). Mixing/segregation in two- and three-dimensional fluidized beds: binary systems of equi-density spherical particles. *AICHE Journal*, **32**, 7-16.

Rowe P.N., Nienow A. W., Agbim A. J. (1972). The mechanisms by which particles segregate in gas fluidized beds-binary systems of near-spherical particles. *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **50**, 310-323.

Sahoo A., Roy G.K. (2005). Mixing characteristic of homogeneous binary mixture of regular particles in a gas-solid fluidized bed. *Powder Technology*, **159**, 150-154.

Shannon P.T. (1959). *Ph.D. Thesis, I.I.T., Chicago, Illinois*.

Shen L., Zhang M., Xu Y. (1995). Solids mixing in fluidized beds. *Powder Technology*, **84**, 207-212.

- Sundaresan S., Eaton J., Koch D.L., Ottino J.M. (2003). Appendix 2: report of study group on disperse flow. *International journal of Multiphase flow*, **29**, 1069-1087.
- Tanimoto H., Chiba S., Chiba T., Kobayashi H., (1981). Jetsam descent induced by a single bubble passage in three dimensional gas-fluidised beds. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **14**, 273-276.
- Tanimoto H., Chiba T., Kobayashi H. (1983). Effects of segregation on fine elutriation from gas-fluidised beds of binary solid mixture. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **16**, 149-152.
- Tannous K., Hemati M., Laguerie C. (1998). Hydrodynamic characteristics of fluidized beds containing large polydispersed particles. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, volume **15**, n° 1.
- Vaid R.P., Sen Gupta P. (1978). Minimum fluidization velocities in beds of mixed solids. *The Canadian journal of Chemical Engineering*, **56**, 292-296.
- Walker J.J., Rollins D.K. (1998). Detecting powder mixture segregation for multicomponent mixtures. *Chemical Engineering Science*. **53**, 651-655.
- Wen C.Y., Yu Y.H. (1966). Mechanics of Fluidization. *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, **62**, 100.
- Whitehead A.D., Dent d.C. (1983). *4th Int. Fluidization Conf.*, 515.
- Williams (1976). The segregation of particulate materials. A review. *Powder Technology*, **15**, 245-251.
- Wirsum M., Fett F., Iwanowa N., Lukjanow G. (2001). Particle mixing in bubbling fluidized beds of binary particle systems. *Powder Technology*, **120**, 63-69.
- Wu S.Y., Baeyens J. (1998). Segregation by size difference in gas fluidized beds. *Powder Technology*, **98**, 139-150.

Yang H.T., Kim S.B., Seog Cha W. (2006). Prediction of take-over velocity of a binary density system using pressure fluctuations in a fluidized bed. *Journal of Chemical and Engineering of Japan*, **39**, n° 9, 924-931.

Yang W.C., Keairns D.L. (1982). Rate of particle separation in a gas fluidized bed. *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **21**, 228-235.

Yu A.B., Standish N. (1987). Porosity calculations of multi-component mixtures of spherical particles. *Powder Technology*, **52**, 233-241.

SIMBOLOGIA

\bar{d}	diametro medio della miscela	[μm]
\bar{x}	frazione volumetrica nominale di un componente	[-]
A	area della sezione trasversale della colonna di fluidizzazione	[cm^2]
A_r	numero di Archimede	[-]
CE	Ceramic	
D	diametro della colonna	[cm]
D_0	diametro equivalente delle bolle	[cm]
d_{av}	diametro medio della particella	[μm]
d_{ER}	rapporto dei diametri corretti con i fattori di forma $=(\phi_j d_j / \phi_f d_f)$	[-]
d_f	diametro del componente flotsam	[μm]
d_j	diametro del componente jetsam	[μm]
d_p, d	diametro delle particella	[μm]
f_{Nf}	frazione numerica delle particelle flotsam	
f_{Nj}	frazione numerica delle particelle jetsam	
g	accelerazione di gravità	[cm/s^2]
GB	glass ballotini	
H	altezza del letto fluido	[cm]
H^*	altezza statica del letto nello stato completamente segregato	[cm]
H_0	altezza del letto a riposo	[cm]
H_f	altezza dello strato di flotsam	[cm]
H_j	altezza dello strato di jetsam	[cm]
M	indice di miscelazione	[-]
$M_{\text{particelle}}$	massa di particelle caricate	[g]
MS	molecular sieves	
m_s	massa di solido caricata nel letto	[g]
N_{Ga}	numero di Galileo $= \frac{d_p^3 (\rho_p - \rho_f) \rho_f g}{\mu^2}$	[-]
R_d	rapporto di dimensione delle particelle	[-]
Re_{mf}	numero di Reynolds a minima fluidizzazione $= \frac{\rho_f u_{mf} d}{\mu}$	[-]
R_p	rapporto di densità delle particelle	[-]

SS	steel shots	
u, U	velocità superficiale del gas	[cm/s]
u_B	velocità di ascesa di una bolla	[cm/s]
u_F	velocità minima di fluidizzazione del componente flotsam	[cm/s]
u_{ff}	velocità di fine fluidizzazione	[cm/s]
u_{if}	velocità di inizio fluidizzazione	[cm/s]
u_{mf}	velocità minima di fluidizzazione	[cm/s]
$u_{mf,f}$	velocità minima di fluidizzazione del componente flotsam	[cm/s]
$u_{mf,j}$	velocità minima di fluidizzazione del componente jetsam	[cm/s]
$u_{mf,M}$	velocità minima di fluidizzazione della miscela	[cm/s]
$u_{mf,MS}$	velocità minima di fluidizzazione di un letto in parte miscelato e in parte segregato	[cm/s]
$u_{mf,S}$	velocità minima di fluidizzazione di un letto completamente segregato	[cm/s]
u_{mix}	velocità di piena miscelazione	[cm/s]
u_P	velocità minima di fluidizzazione del componente jetsam	[cm/s]
u_s	velocità di segregazione	[cm/s]
u_{TO}	velocità di take-over	[cm/s]
$V_{particelle}$	volume occupato dalle particelle	[cm ³]
V_t	volume totale del letto	[cm ³]
V_V	volume di vuoto del letto	[cm ³]
x	frazione volumetrica di un componente	[-]
x_f, x_F	frazione volumetrica del componente flotsam	[-]
x_j	frazione volumetrica del componente jetsam	[-]

Simboli greci

$\bar{\rho}$	densità media della miscela	[g/cm ³]
ΔP	perdita di carico del fluido nel letto	[Pa]
ε	grado di vuoto	[-]
$\varepsilon_{f,mf}$	grado di vuoto del componente flotsam in corrispondenza della minima fluidizzazione	[-]
$\varepsilon_{j,mf}$	grado di vuoto del componente jetsam in corrispondenza della minima fluidizzazione	[-]
ε_{mf}	grado di vuoto in corrispondenza della minima fluidizzazione	[-]
$\varepsilon_{mf,M}$	grado di vuoto in corrispondenza della minima fluidizzazione di un letto miscelato	[-]
μ_g	viscosità del gas	[g/cm*s]

ρ	densità del solido	$[\text{g}/\text{cm}^3]$
ρ_f	densità del componente flotsam	$[\text{g}/\text{cm}^3]$
ρ_g	densità del gas	$[\text{g}/\text{cm}^3]$
ρ_j	densità del componente jetsam	$[\text{g}/\text{cm}^3]$
ρ_s	densità del solido	$[\text{g}/\text{cm}^3]$
ϵ_0	grado di vuoto a riposo	[-]
ϕ_f	fattore di forma delle particelle flotsam	[-]
ϕ_j	fattore di forma delle particelle jetsam	[-]
ρ_R	rapporto densità	[-]

Ringraziamenti

Ed ora la parte più importante di questo lavoro (senza voler sminuire l'argomento, che di certo non me ne vorrà!!!!): i ringraziamenti.

Con un po' di calma cercherò di non dimenticare nessuno, ma se ahimè qualcuno non verrà citato, sappia che ciò non è stato fatto per cattiveria e che comunque per lui sarà sempre presente un posto nei miei ricordi.

Il primo ringraziamento è verso i miei docenti che mi hanno permesso di vivere questa bellissima esperienza durata tre anni, che mi ha fatto crescere professionalmente, ma anche e soprattutto umanamente.

Un grazie sincero va al sig. Mazzitelli, sempre presente e pronto a dare il giusto incitamento nei momenti in cui il corpo e la mente non fornivano input sufficienti a reagire ai piccoli problemi che la sperimentazione può dare.

Grazie a tutti coloro che sono passati dai diversi laboratori di Ingegneria Chimica ed in particolare a quelli appartenenti al gruppo di Impianti Chimici e Teoria dello Sviluppo dei Processi Chimici, con cui ho passato bellissimi momenti di brio (soprattutto durante le ciambotte nella nostra "sala da pranzo"): Alberto D.R., Jony C., Fernando C., Fabio M., Adele B., Teresa G., Ambra O., Vincenzo V., Fabio S.

Tra di loro un grazie speciale va a Vittoria C.A: una persona che pur svelando a pochi la sua vera essenza, mi ha permesso di conoscerla e grazie alla quale ho passato simpatici momenti ironizzando dei momenti difficili e gioiando dei momenti belli: Pippy è sempre viva!!!!

So che chi non si è ancora visto citato potrebbe pensare che posto in fondo a questa pagina ha meno importanza, in realtà adesso inizia la parte dedicata alle persone per me più care: la mia famiglia.

Anche se non fai ufficialmente parte della mia famiglia anagrafica lo sei entrata a far parte di diritto grazie alla tua presenza continua e costante: grazie Simona L.

Con te ho riscoperto cosa vuol dire avere una amica sincera, che ti offre il suo aiuto ed il suo conforto costantemente nei pochi momenti tristi (per fortuna!!!) e nei tanti momenti di gioia.

Grazie per i “fiumi di parole” che abbiamo prodotto alla velocità della luce.

Comunque non ti montare la testa, rimani sempre la mia unica NON AMICA.

Grazie alla mia famiglia, anche se è superfluo dirlo, perché senza di loro non sarei la persona che sono oggi e che mi vanto di essere.

Grazie a Mamma e Papà, per dimostrarmi ogni giorno quanto sono orgogliosi di me e per avermi insegnato ad essere sempre leale e coerente con me stessa e soprattutto con gli altri.

Grazie a Dominga e Mariantonia e a Raffaele e Paolo, che sono e saranno sempre disponibili (anche da lontano) ad ogni mio grido d’aiuto e che per me rappresentano i miei più sfegatati sostenitori: mi fate sentire Einstein.

Grazie a Martina, Riccardo, Alessandro e all’Angioletto che sta arrivando: loro sono le mie perle più pregiate, mi riempiono il cuore di sorrisi e felicità.

Grazie a Concetta, Mariateresa e Alessio per l’affetto costante che mi dimostrano.

Un grazie speciale va al “*signor Michele*” che mi protegge con amore paterno.

Ed in conclusione un GRAZIE, detto con il cuore in mano, a colui che ha seguito tutta la mia carriera universitaria, gioiando dei miei successi e soffrendo con me di quelle piccole sconfitte, da cui, però, mi ha fatto risollevarmi più forte e più matura.

Grazie per avermi fatto vedere il mondo da una prospettiva più alta e per avermi insegnato a fidarmi di me stessa: perché adesso ho realmente fiducia in me!!!!!!

Grazie per aver sopportato più di tutti i miei sbalzi d'umore (soprattutto ultimamente!!) e grazie per amarmi ogni giorno di un amore sincero ed in continua crescita: mi fai sentire una persona speciale.

Ma vi chiederete chi sto ringraziando, beh.... sto ringraziando la vera ESSENZA DELLA MIA VITA: **MASSIMILIANO**.

(Alla fine ti ho citato!!!).

Appendice A

Curve di fluidizzazione

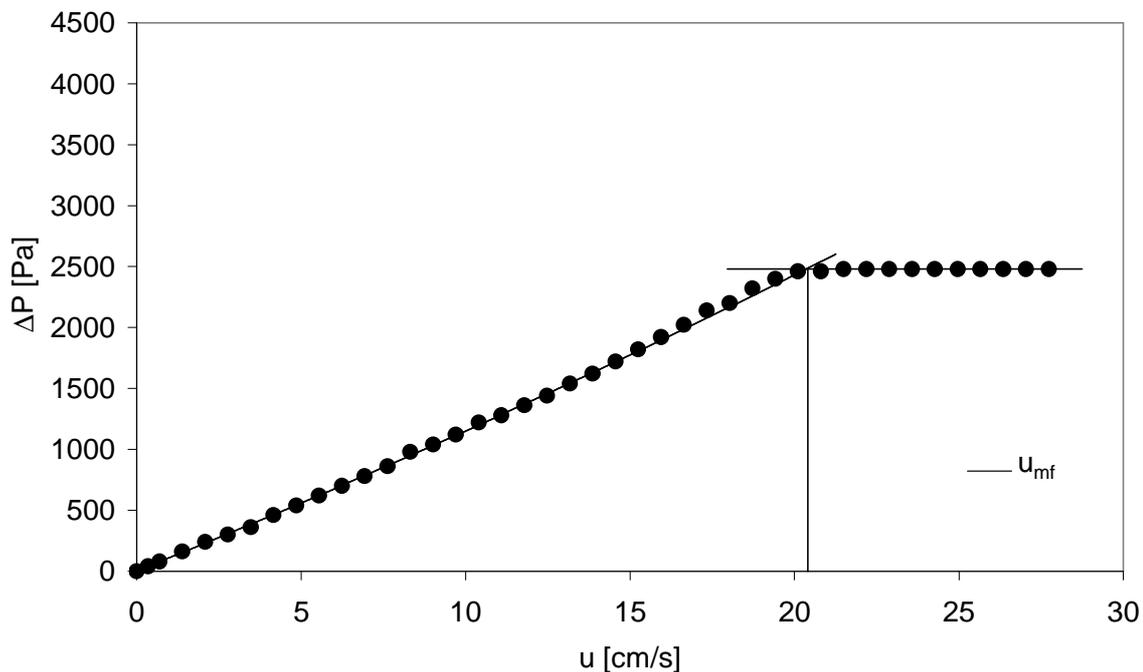


Figura A.1 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_f=0$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=20.4$ cm/s)

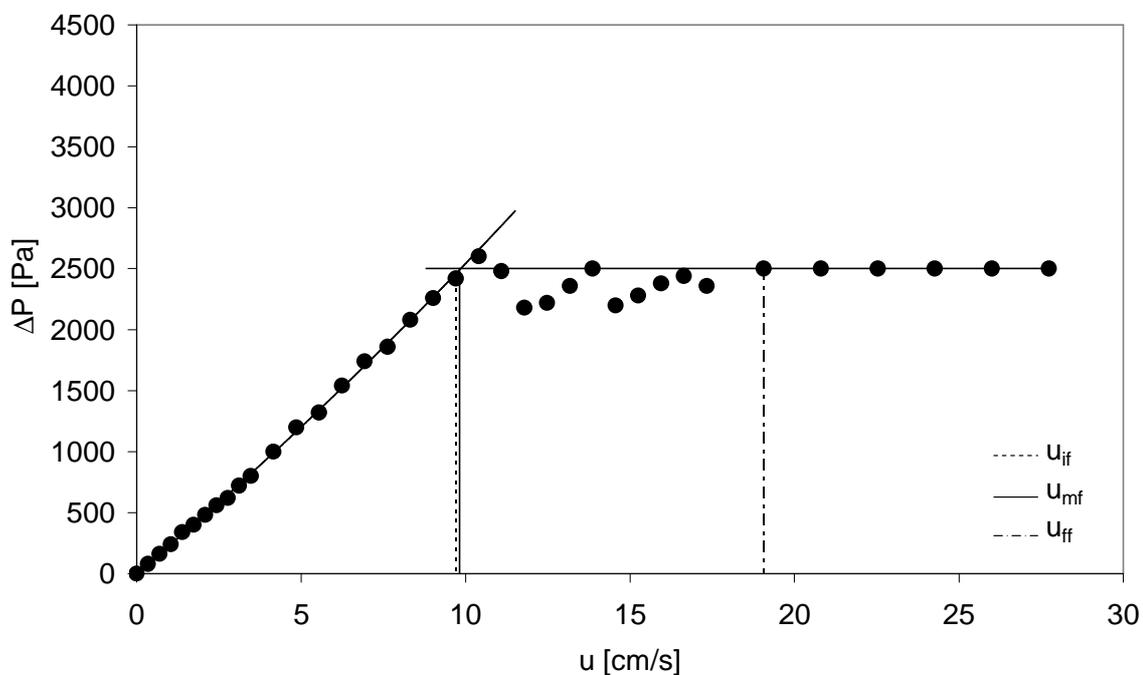


Figura A.2 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_f=0.1$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=9.8$ cm/s, $u_{if}=9.7$ cm/s, $u_{ff}=19.1$ cm/s)

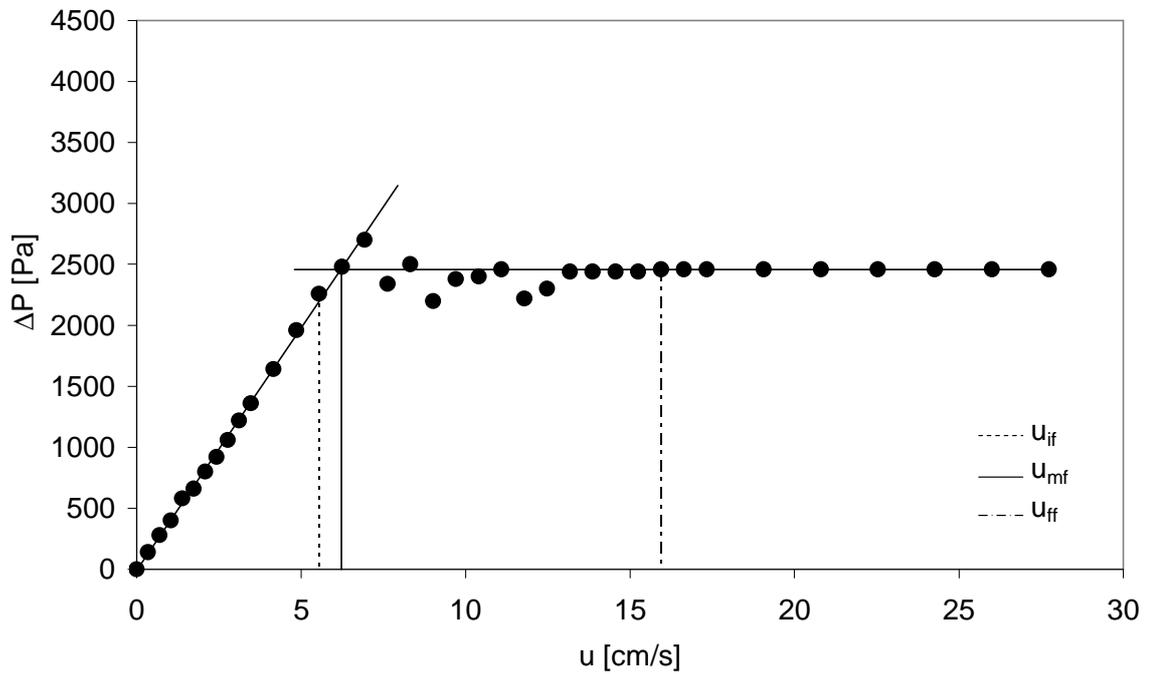


Figura A.3 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.2$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 6.2$ cm/s, $u_{if} = 5.6$ cm/s, $u_{ff} = 16.0$ cm/s)*

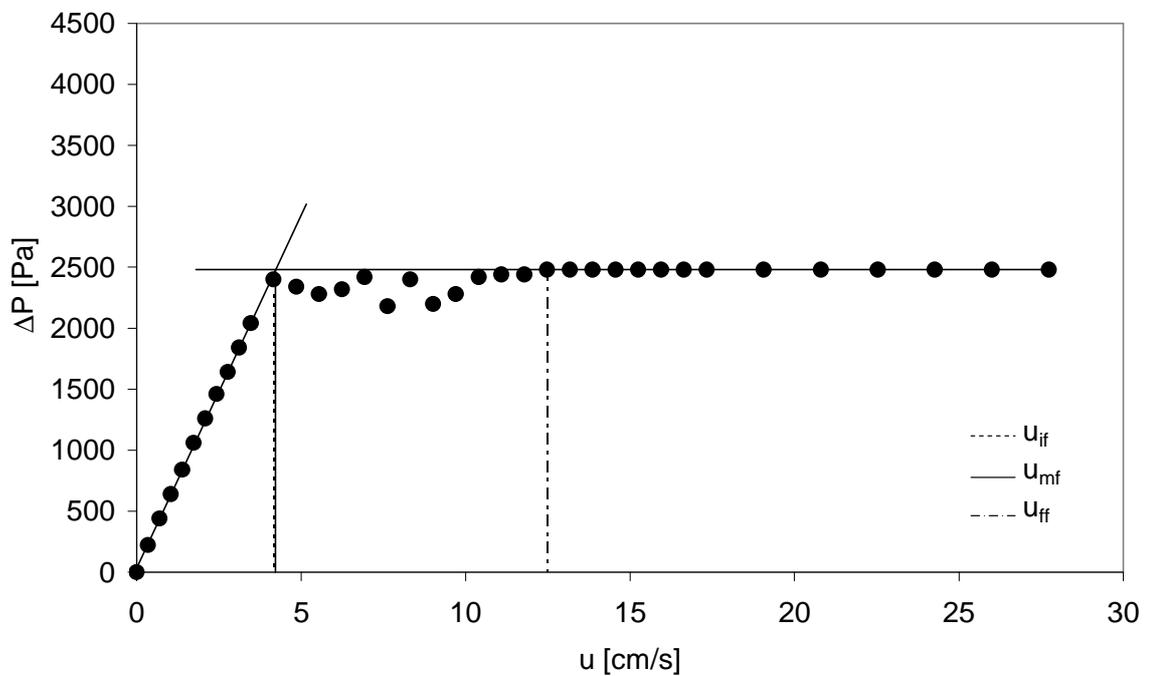


Figura A.4 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.3$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 4.2$ cm/s, $u_{if} = 4.2$ cm/s, $u_{ff} = 12.5$ cm/s)*

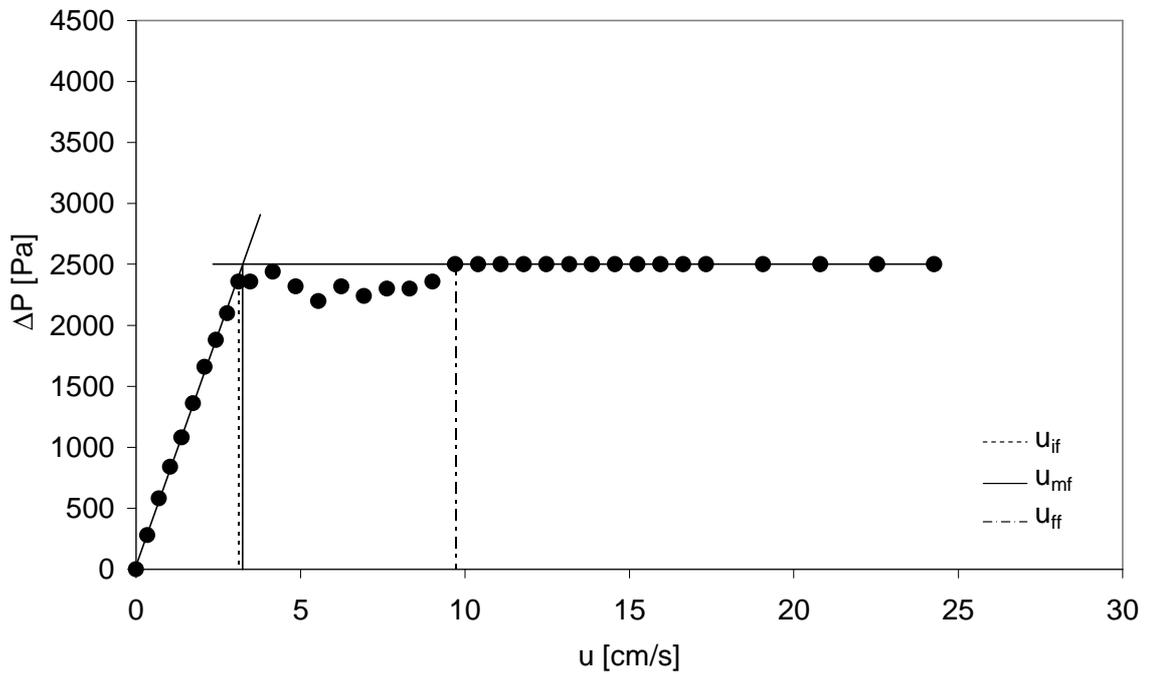


Figura A.5 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.4$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 3.2$ cm/s, $u_{if} = 3.1$ cm/s, $u_{ff} = 9.7$ cm/s)*

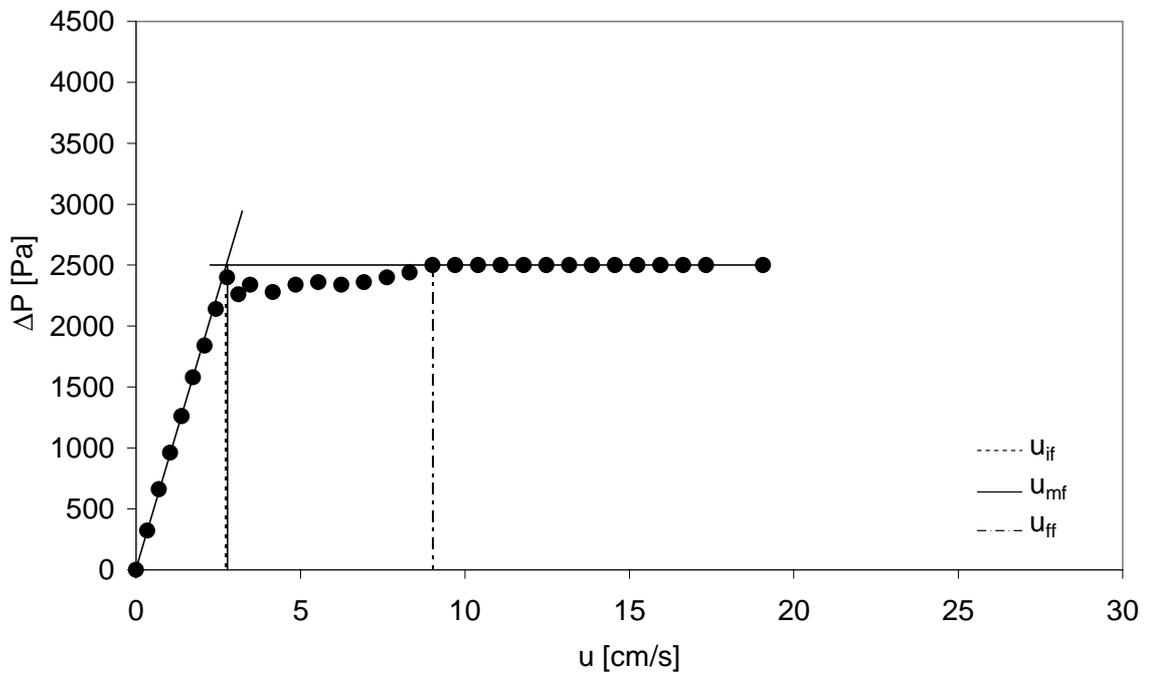


Figura A.6 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.5$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 2.8$ cm/s, $u_{if} = 2.8$ cm/s, $u_{ff} = 9.0$ cm/s)*

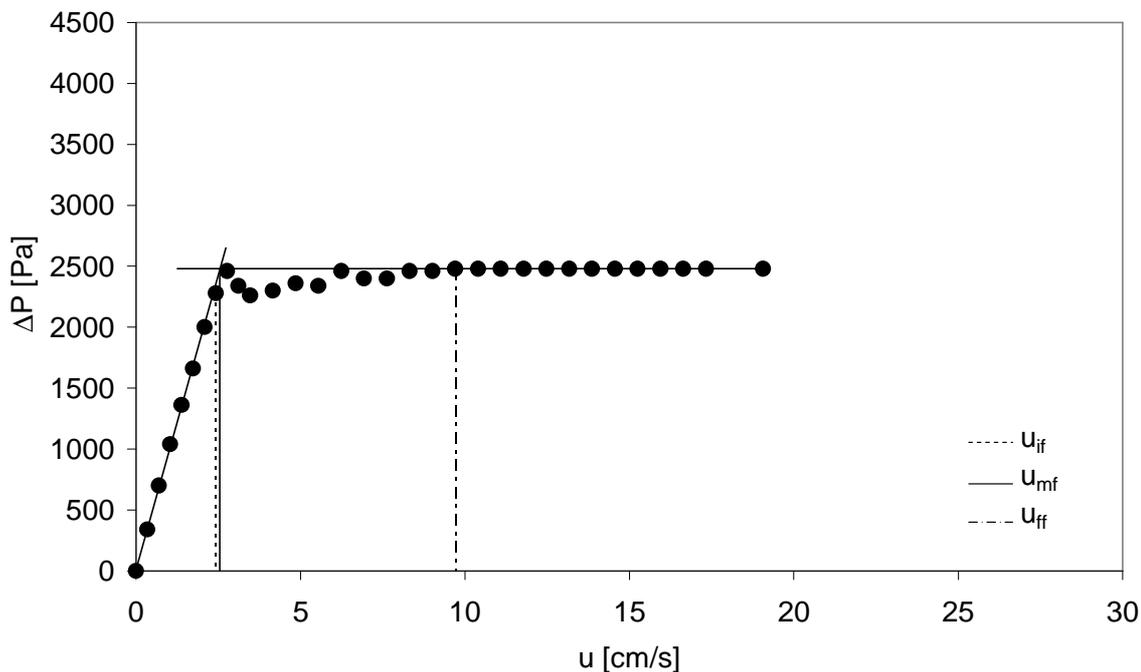


Figura A.7 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 2.6$ cm/s, $u_{if} = 2.4$ cm/s, $u_{ff} = 9.7$ cm/s)

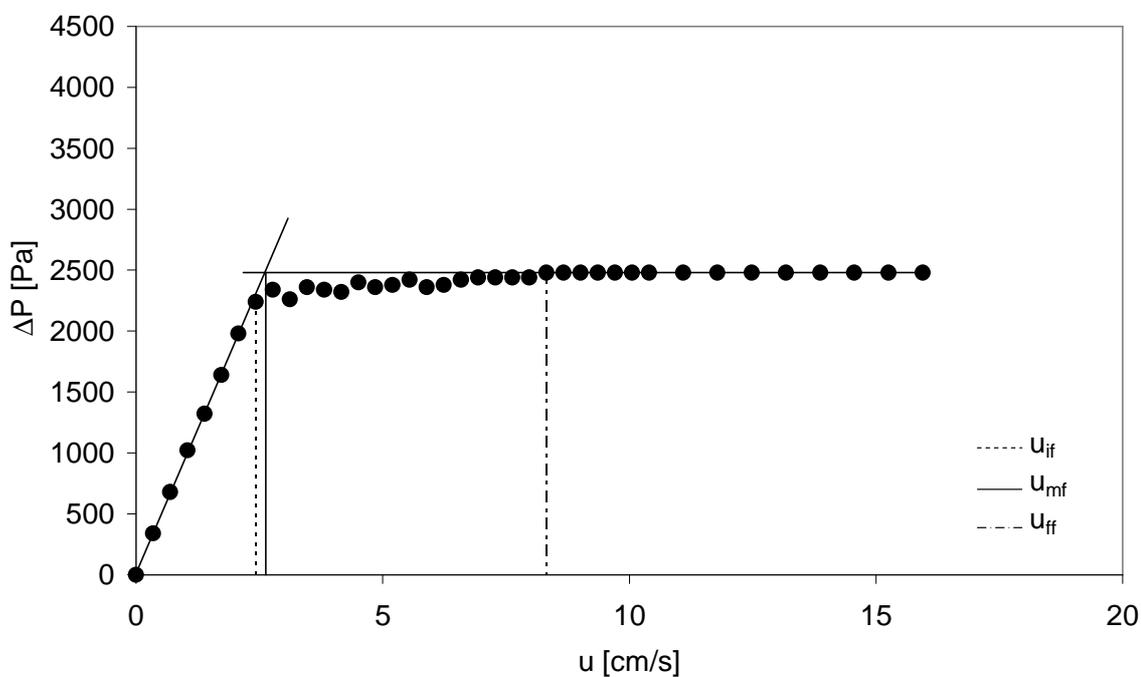


Figura A.8 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 2.6$ cm/s, $u_{if} = 2.4$ cm/s, $u_{ff} = 8.3$ cm/s)

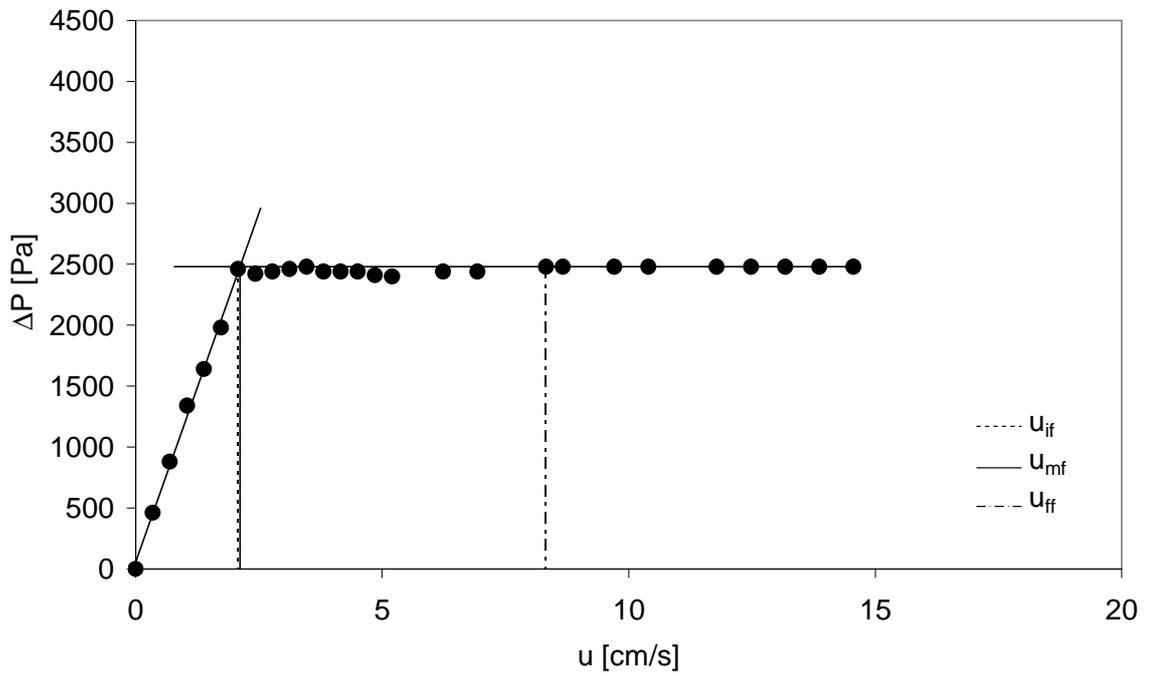


Figura A.9 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.8$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=2.1$ cm/s, $u_{if}=2.1$ cm/s, $u_{ff}=8.3$ cm/s)*

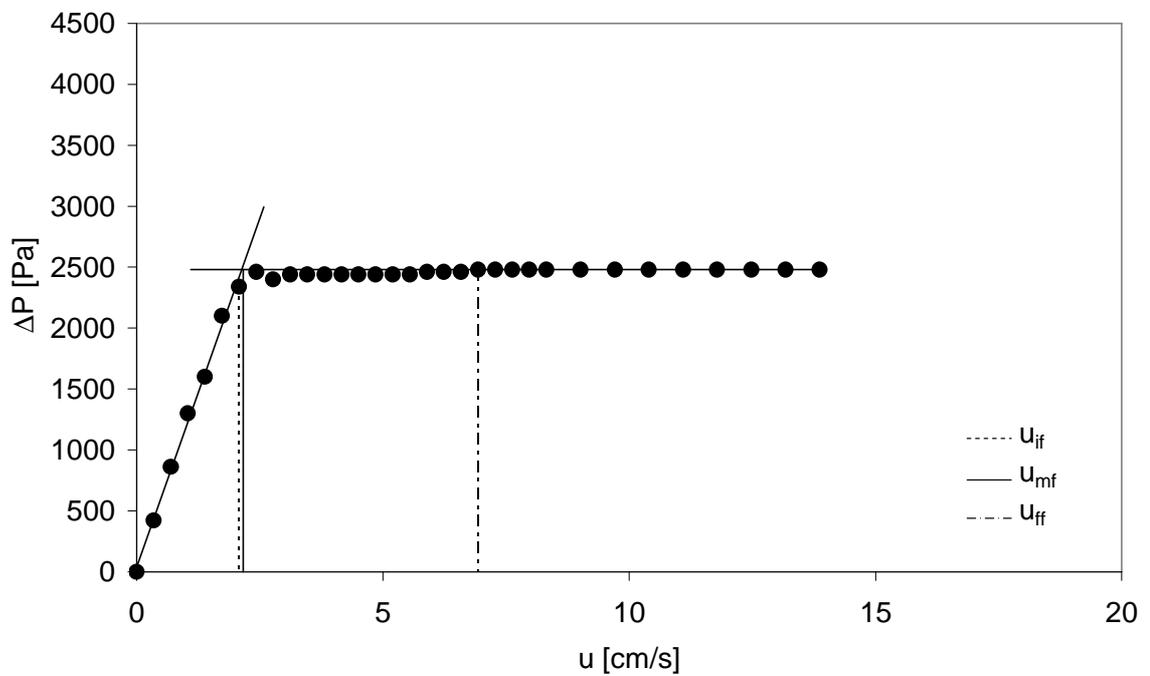


Figura A.10 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.9$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=2.2$ cm/s, $u_{if}=2.1$ cm/s, $u_{ff}=6.9$ cm/s)*

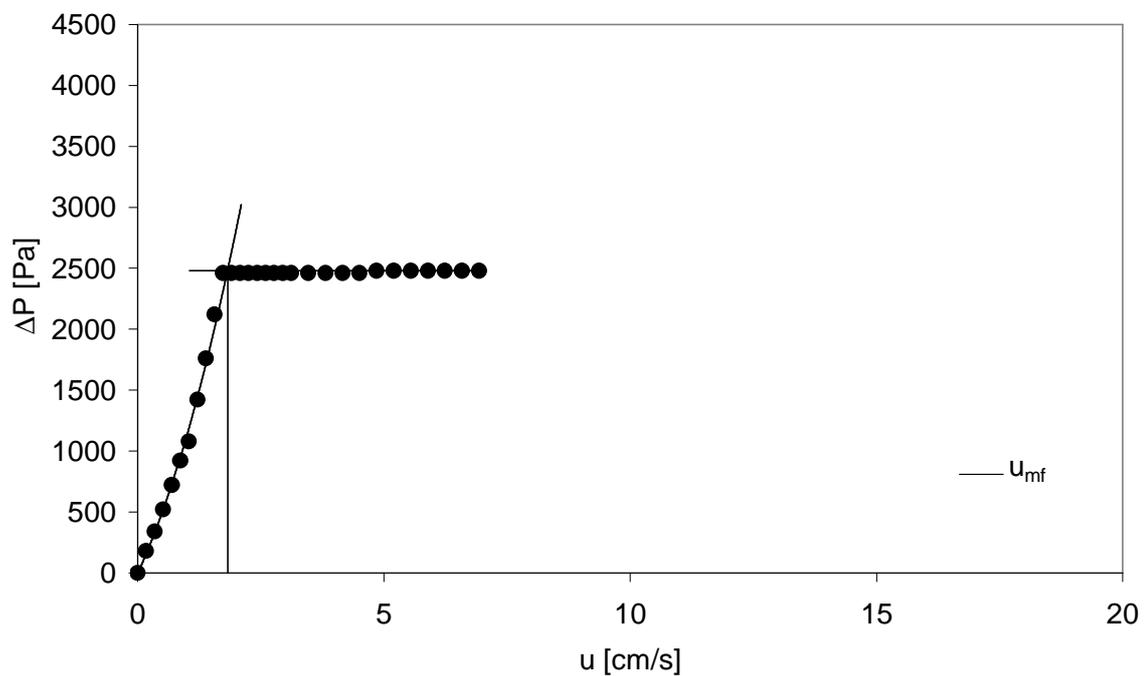


Figura A.11 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_f=1$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=1.8$ cm/s)*

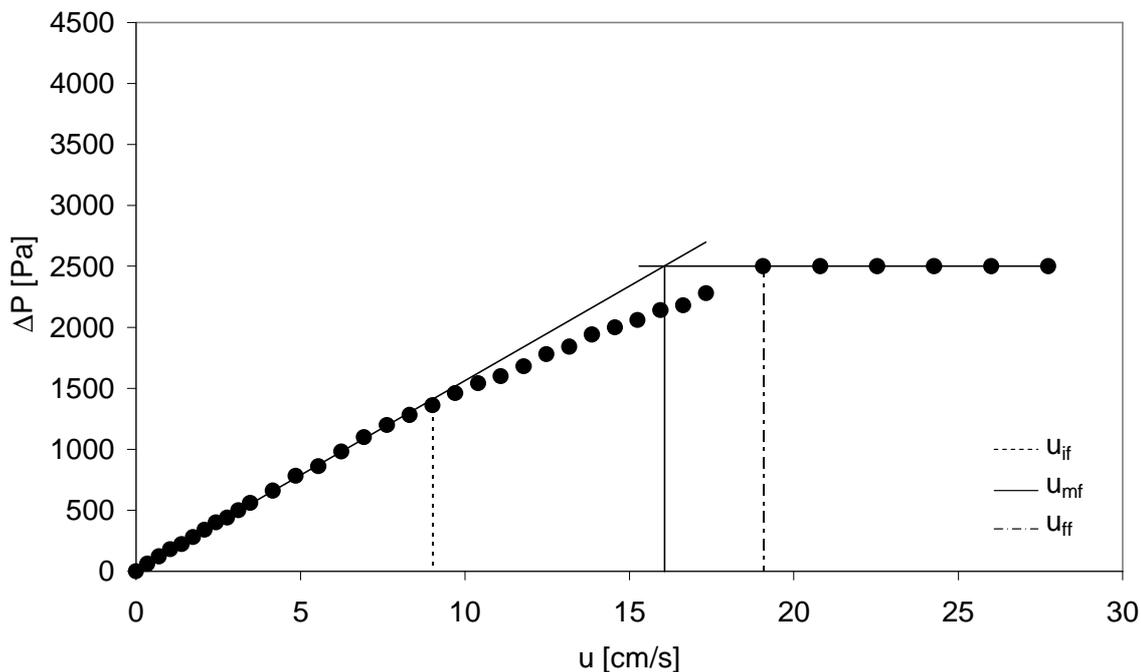


Figura A.12 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 16.1$ cm/s, $u_{if} = 9.0$ cm/s, $u_{ff} = 19.1$ cm/s)

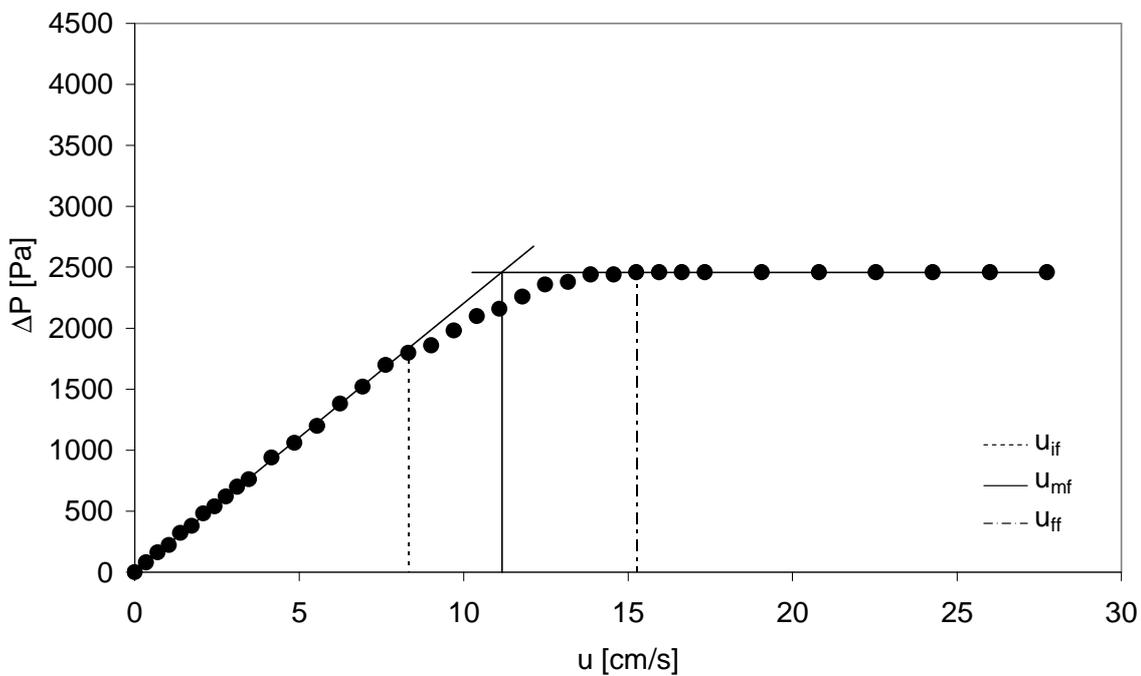


Figura A.13 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.2$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 11.2$ cm/s, $u_{if} = 8.3$ cm/s, $u_{ff} = 15.3$ cm/s)

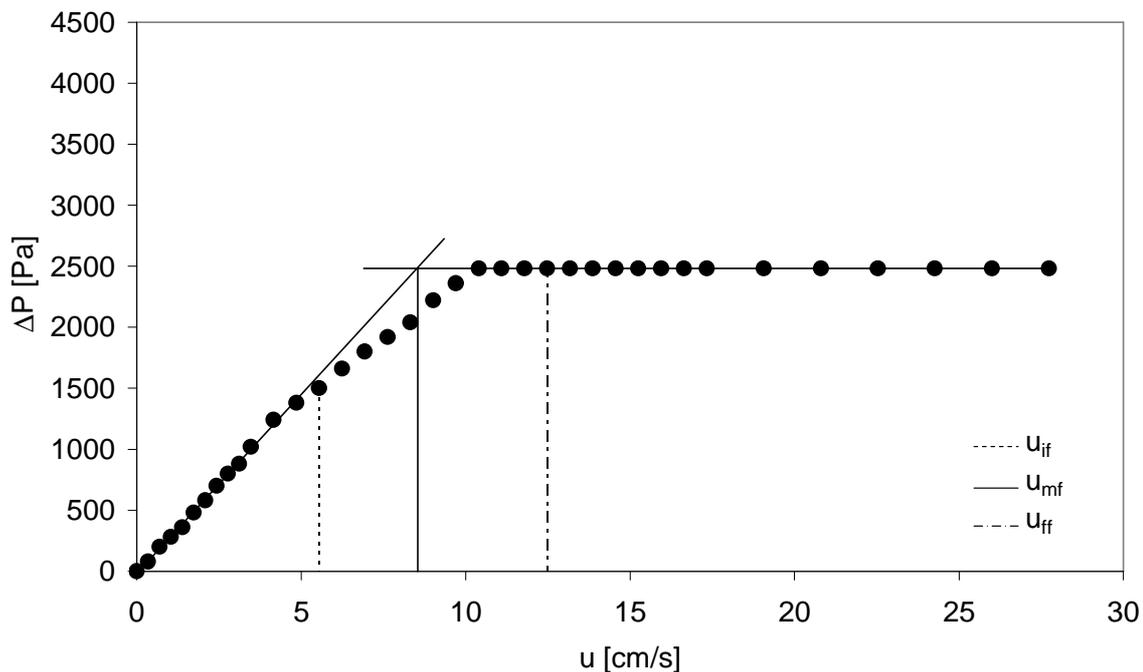


Figura A.14 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf}=8.5$ cm/s, $u_{if}=5.6$ cm/s, $u_{ff}=12.5$ cm/s)

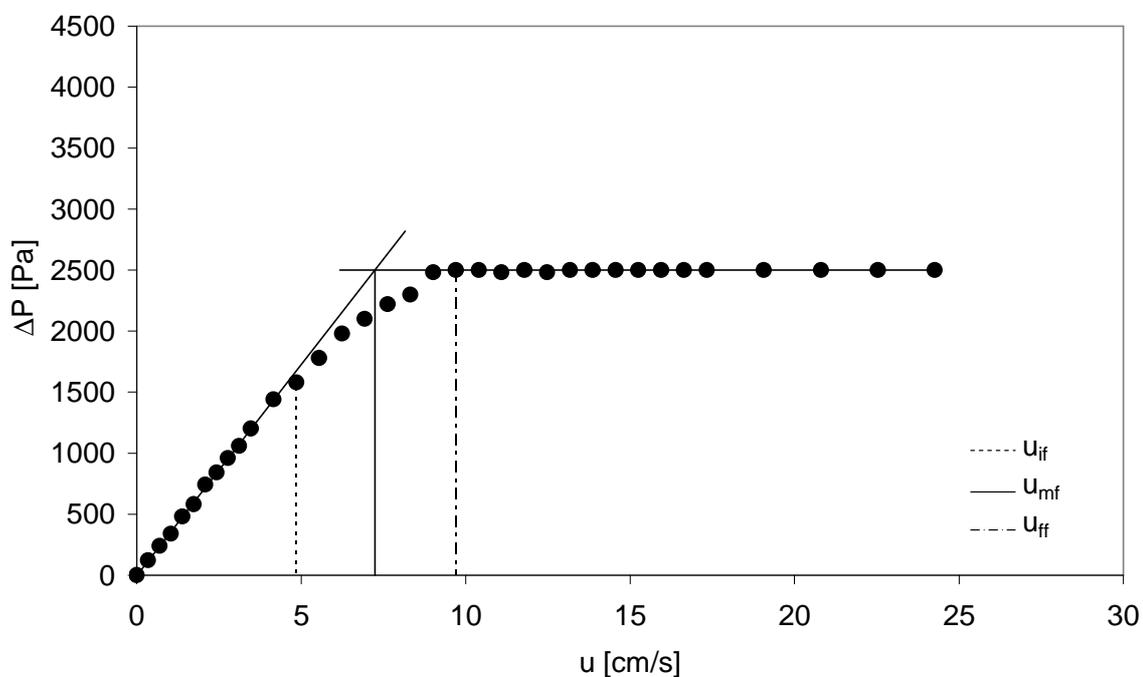


Figura A.15 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf}=7.3$ cm/s, $u_{if}=4.9$ cm/s, $u_{ff}=9.7$ cm/s)

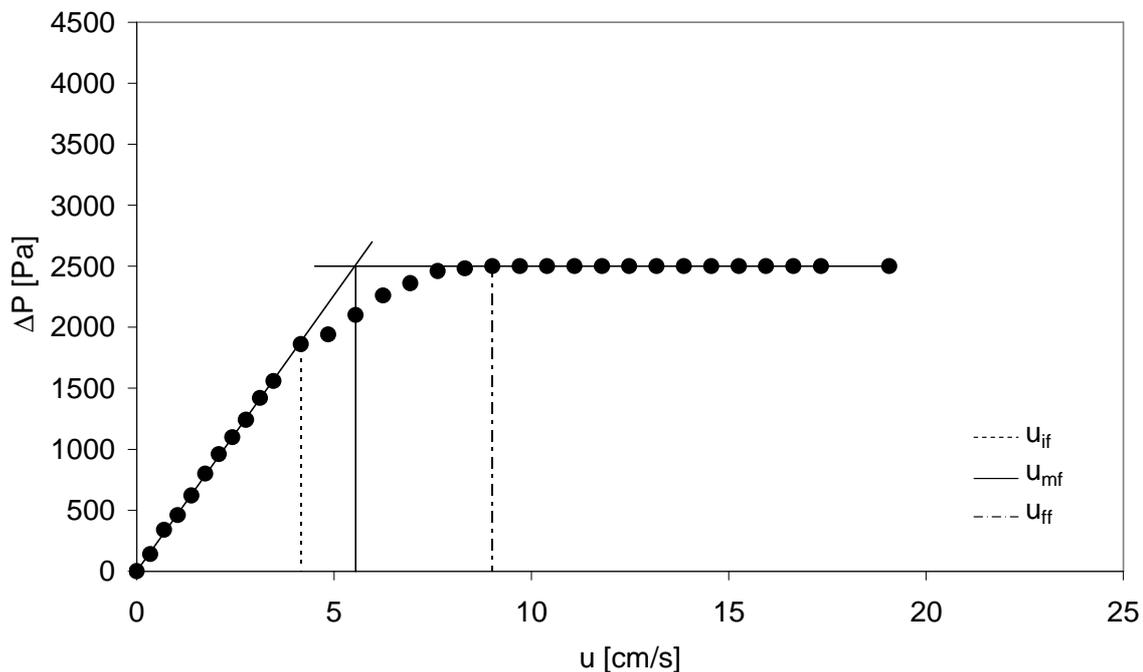


Figura A.16 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf}=5.6$ cm/s, $u_{if}=4.2$ cm/s, $u_{ff}=9.0$ cm/s)

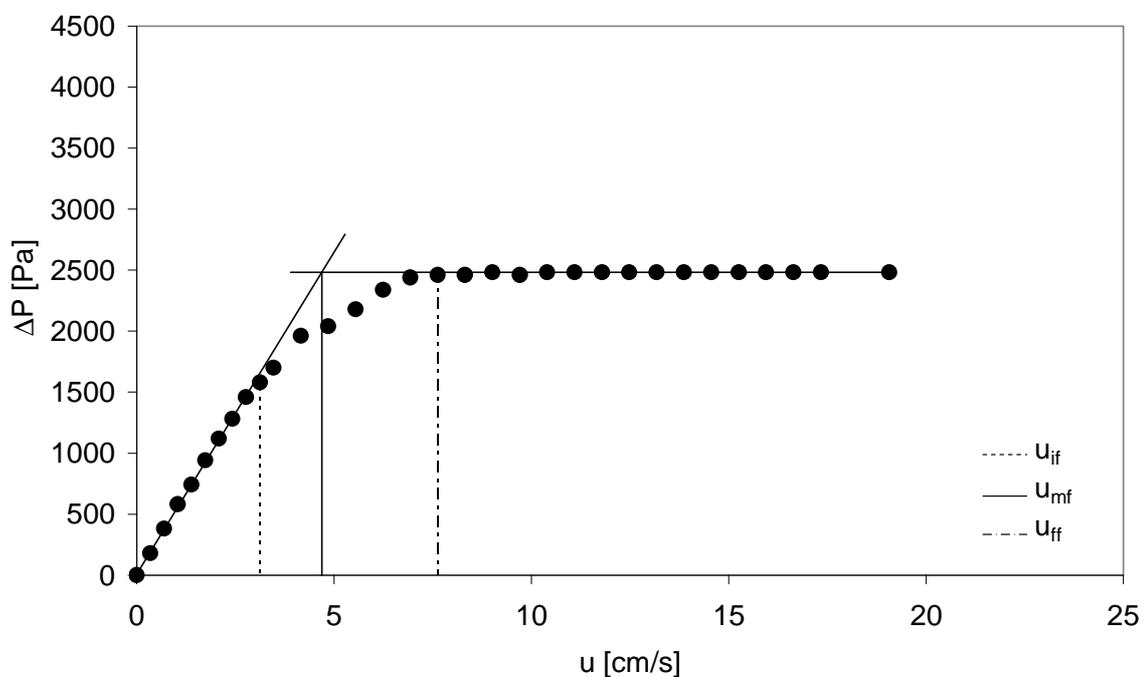


Figura A.17 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf}=4.7$ cm/s, $u_{if}=3.1$ cm/s, $u_{ff}=7.6$ cm/s)

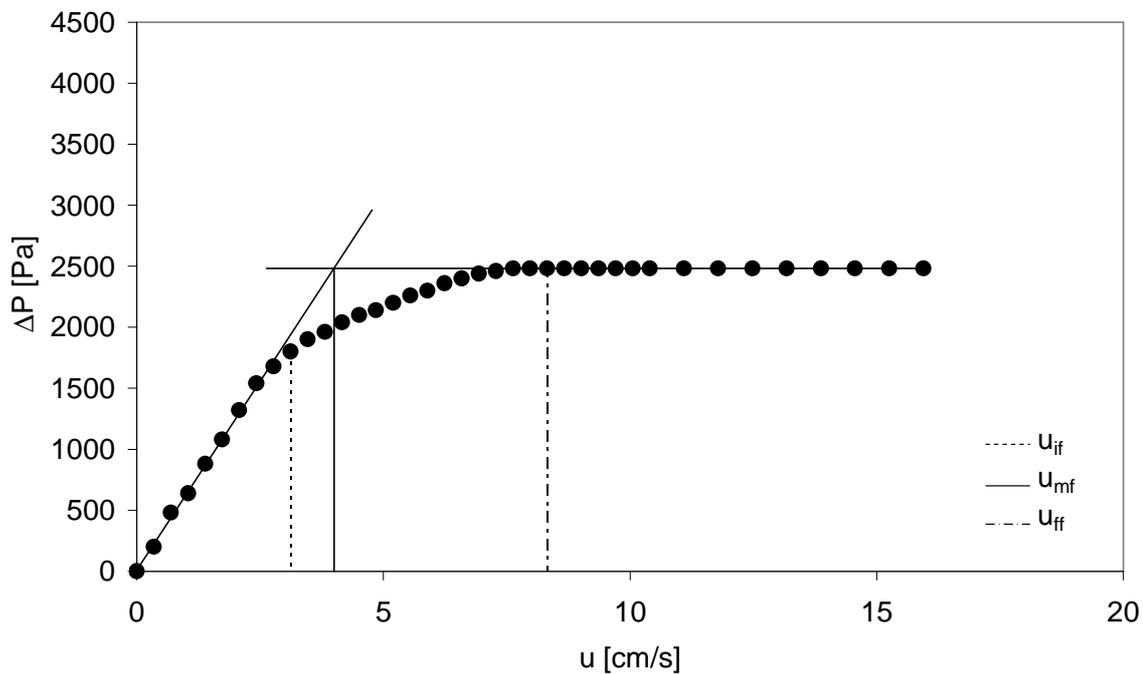


Figura A.18 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 4.0$ cm/s, $u_{if} = 3.1$ cm/s, $u_{ff} = 8.3$ cm/s)

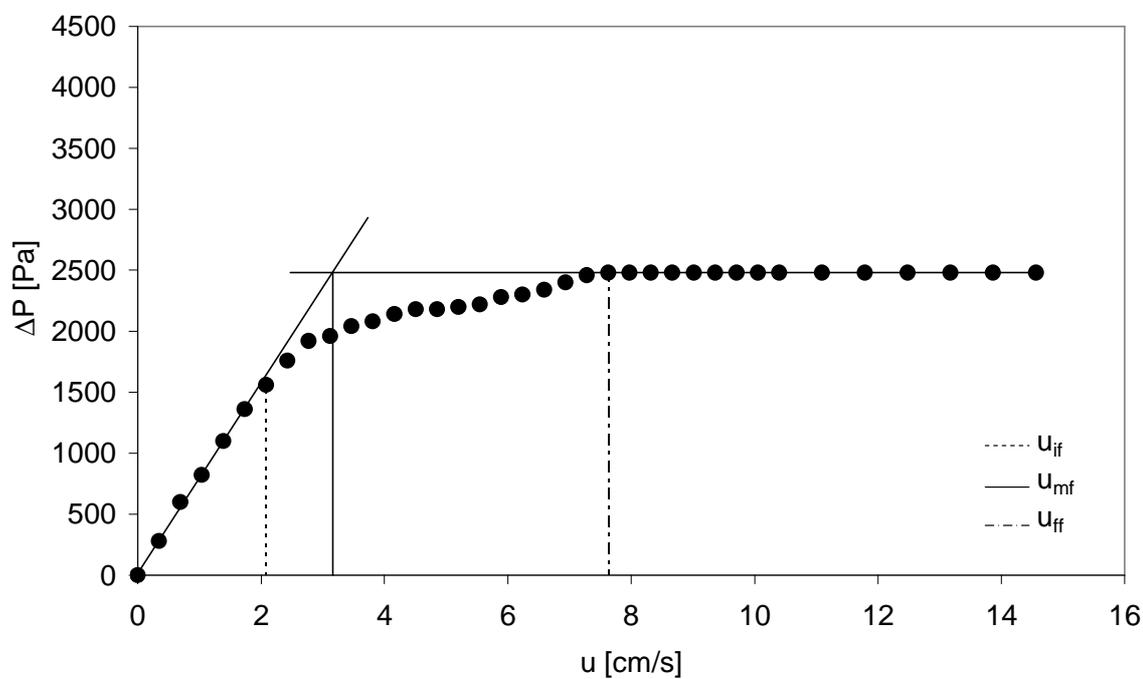


Figura A.19 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 3.2$ cm/s, $u_{if} = 2.1$ cm/s, $u_{ff} = 7.6$ cm/s)

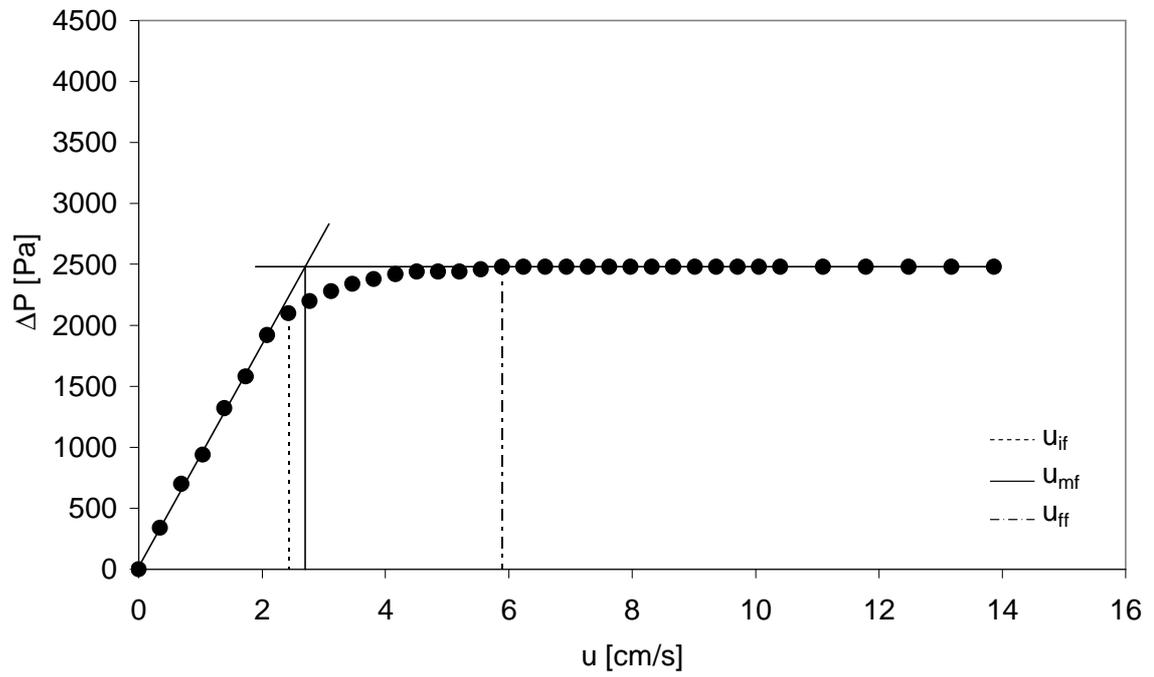


Figura A.20 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_f = 0.9$.

(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 2.7$ cm/s, $u_{if} = 2.4$ cm/s, $u_{ff} = 5.9$ cm/s)

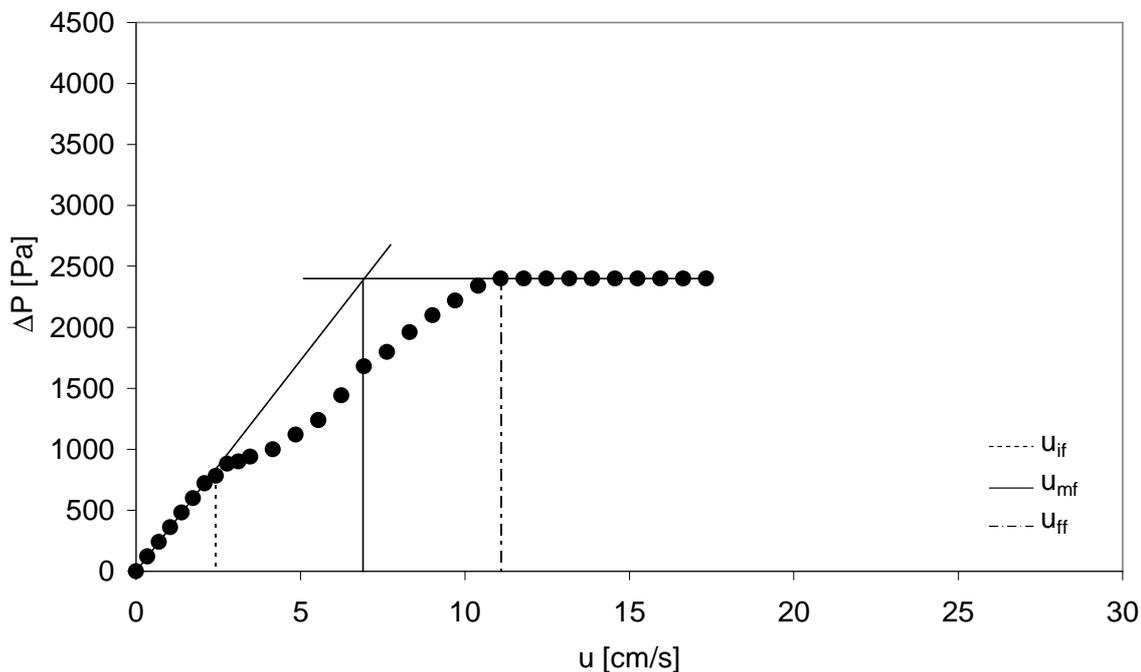


Figura A.21 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.25$.
(Sistema segregato, $u_{mf}=6.9$ cm/s, $u_{if}=2.4$ cm/s, $u_{ff}=11.1$ cm/s)

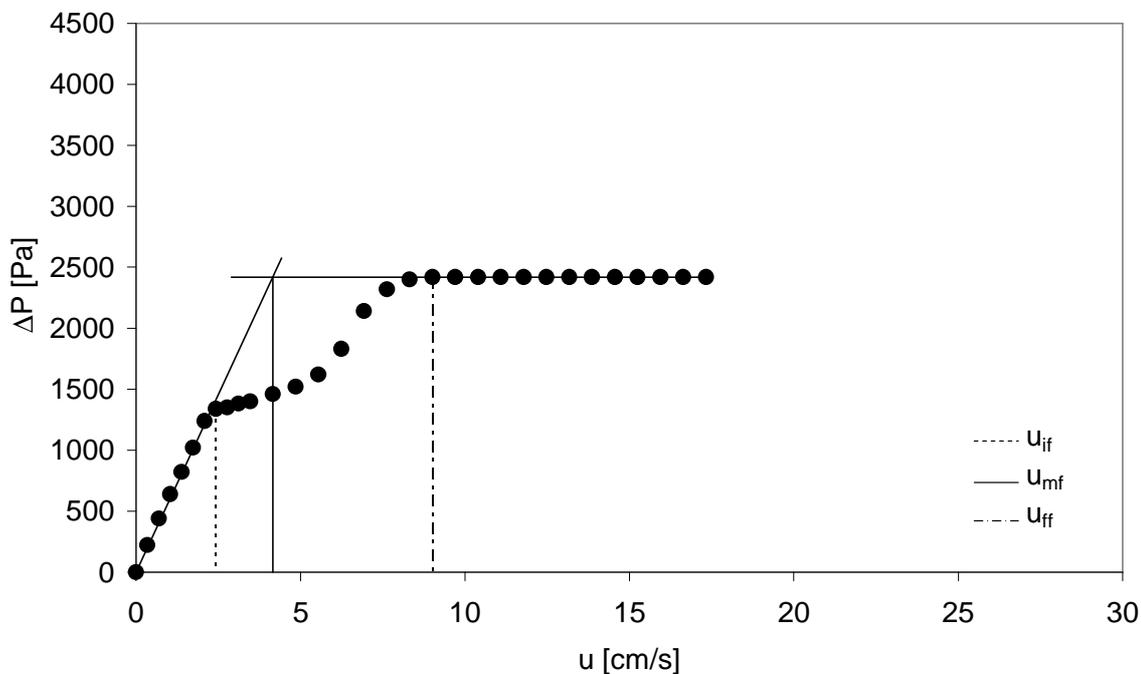


Figura A.22 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.50$.
(Sistema segregato, $u_{mf}=4.2$ cm/s, $u_{if}=2.4$ cm/s, $u_{ff}=9.0$ cm/s)

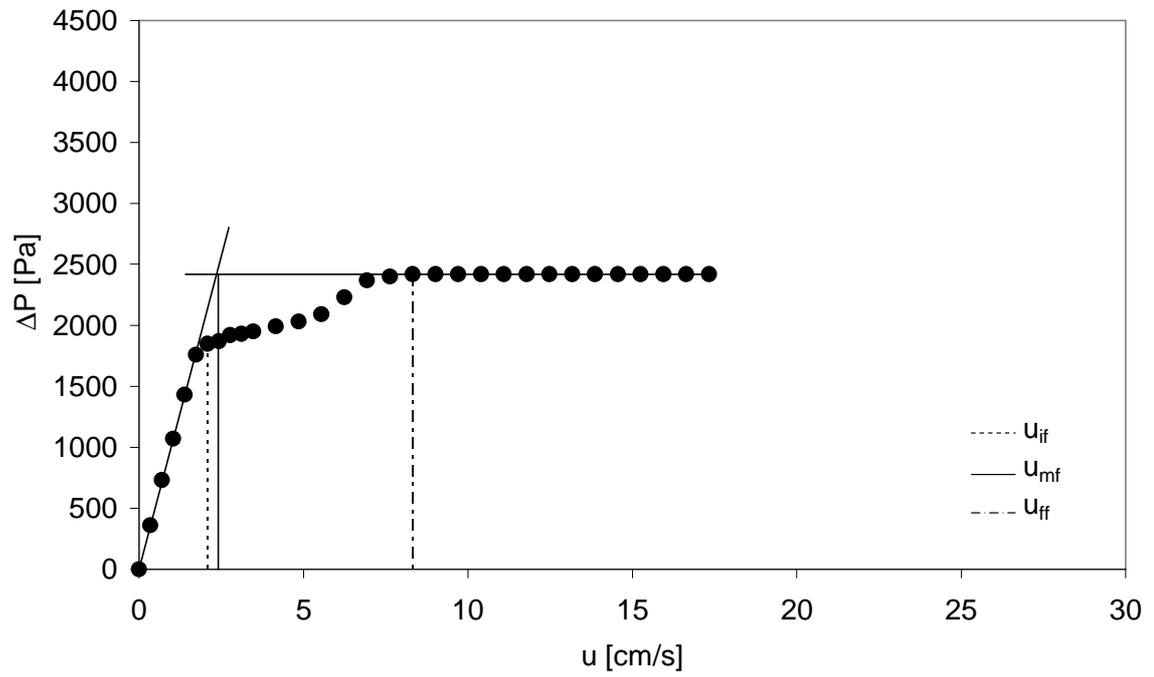


Figura A.23 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.75$.
 (Sistema segregato, $u_{mf} = 2.4$ cm/s, $u_{if} = 2.1$ cm/s, $u_{ff} = 8.3$ cm/s)

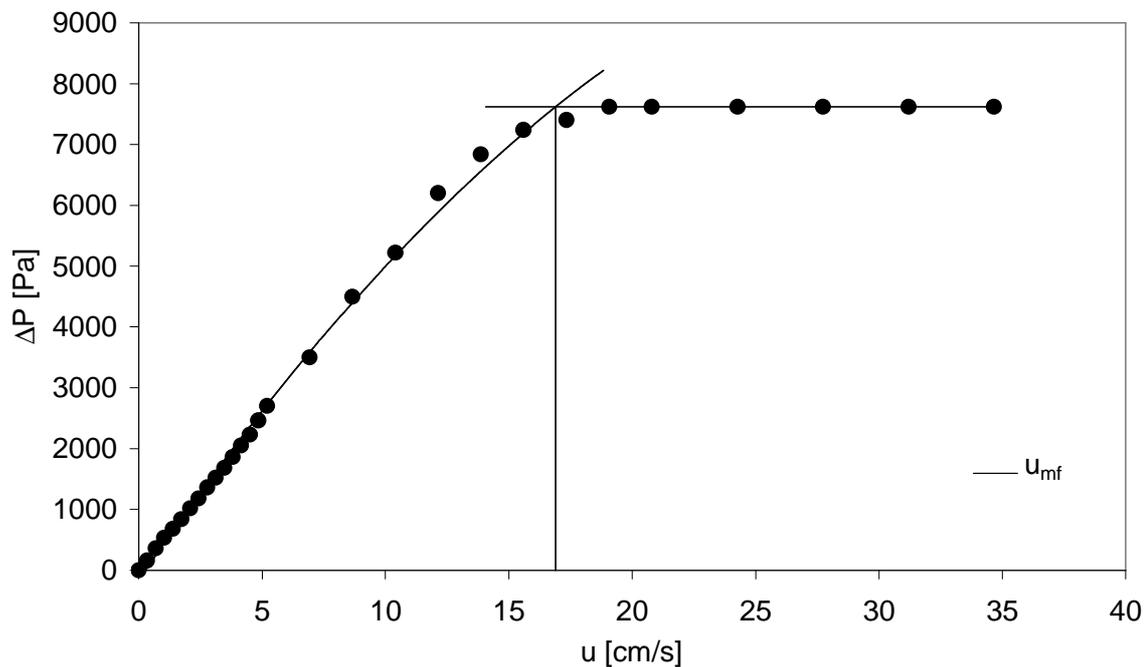


Figura A.24 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=16.9$ cm/s)

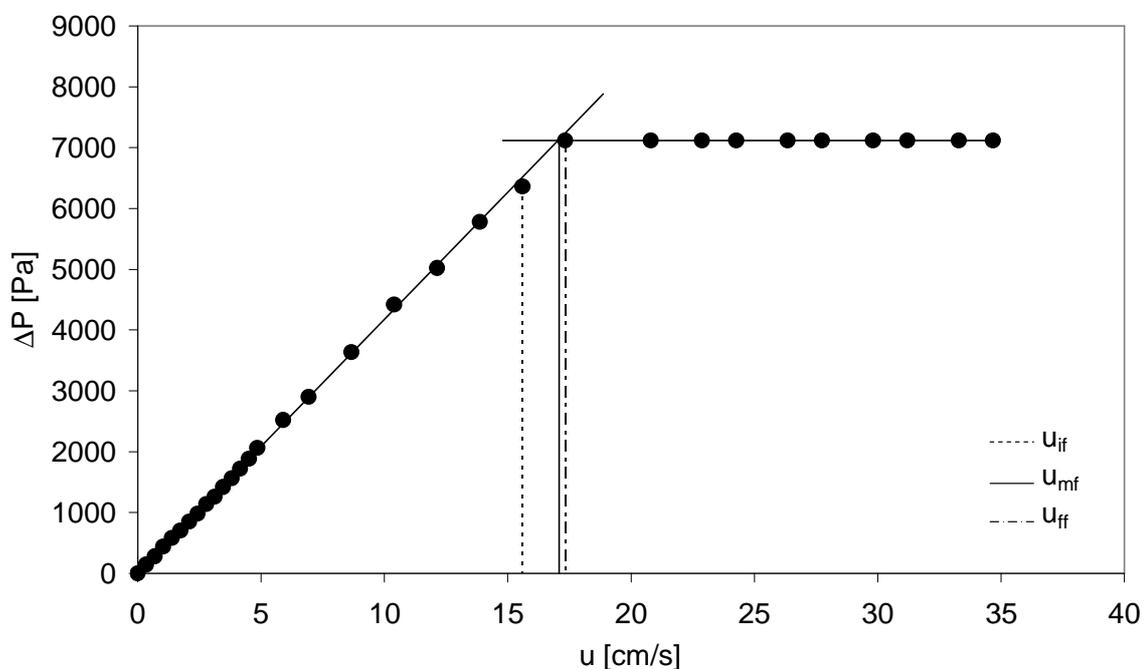


Figura A.25 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.1$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=17.1$ cm/s, $u_{if}=15.6$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

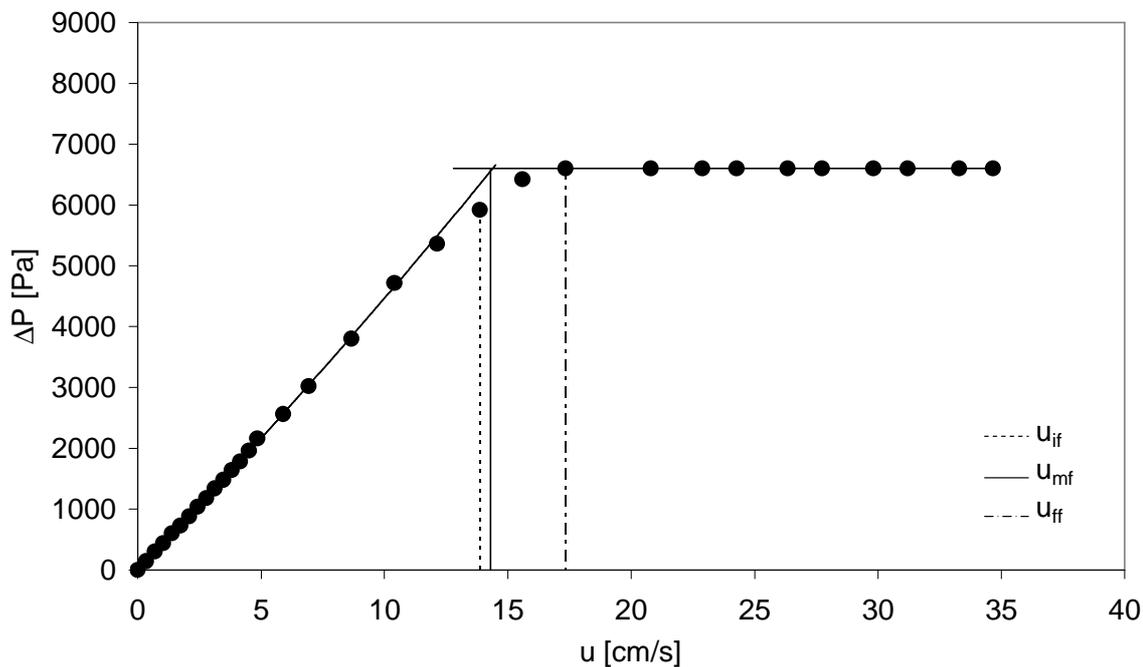


Figura A.26 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.2$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 14.3$ cm/s, $u_{if} = 13.9$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

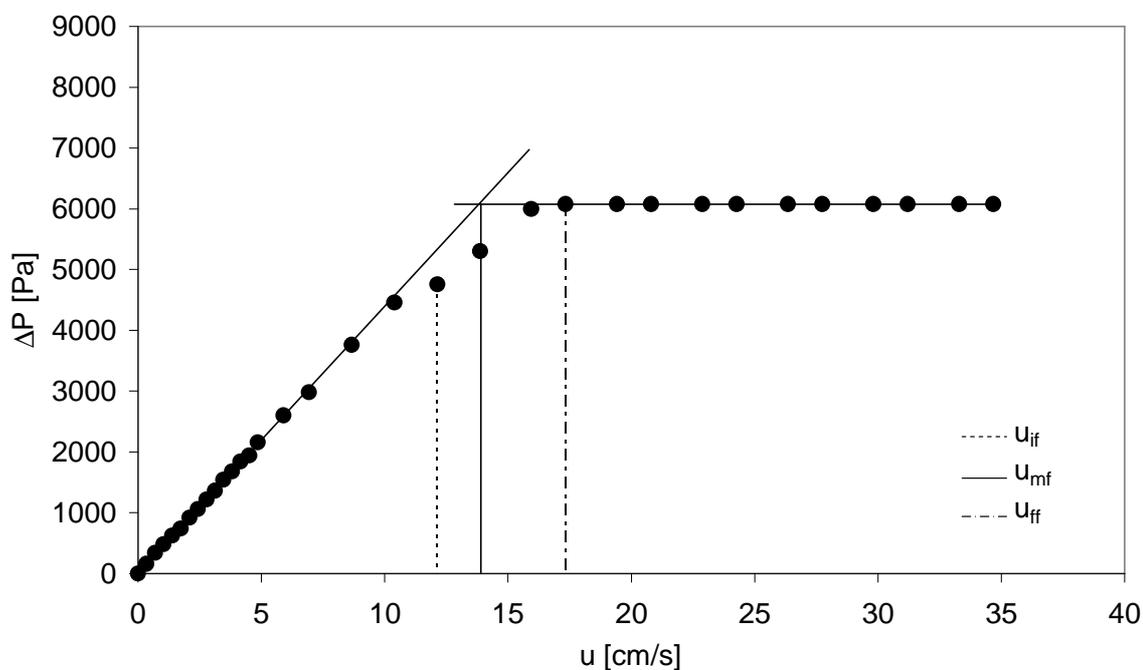


Figura A.27 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.3$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 13.9$ cm/s, $u_{if} = 12.1$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

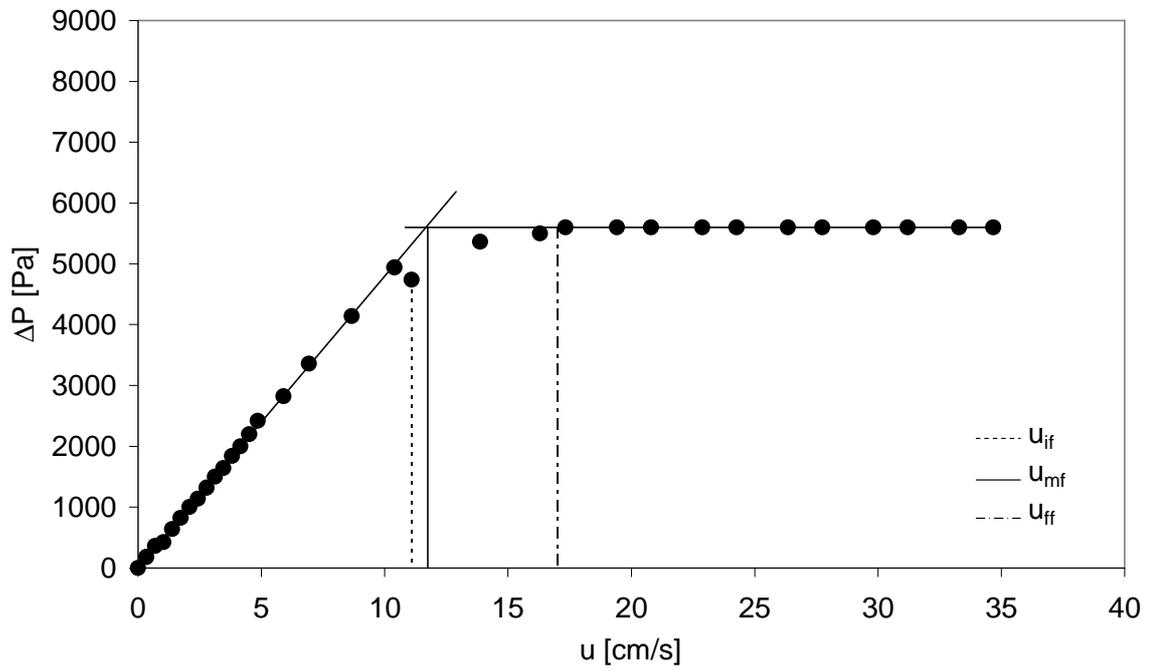


Figura A.28 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 11.8$ cm/s, $u_{if} = 11.1$ cm/s, $u_{ff} = 17.0$ cm/s)

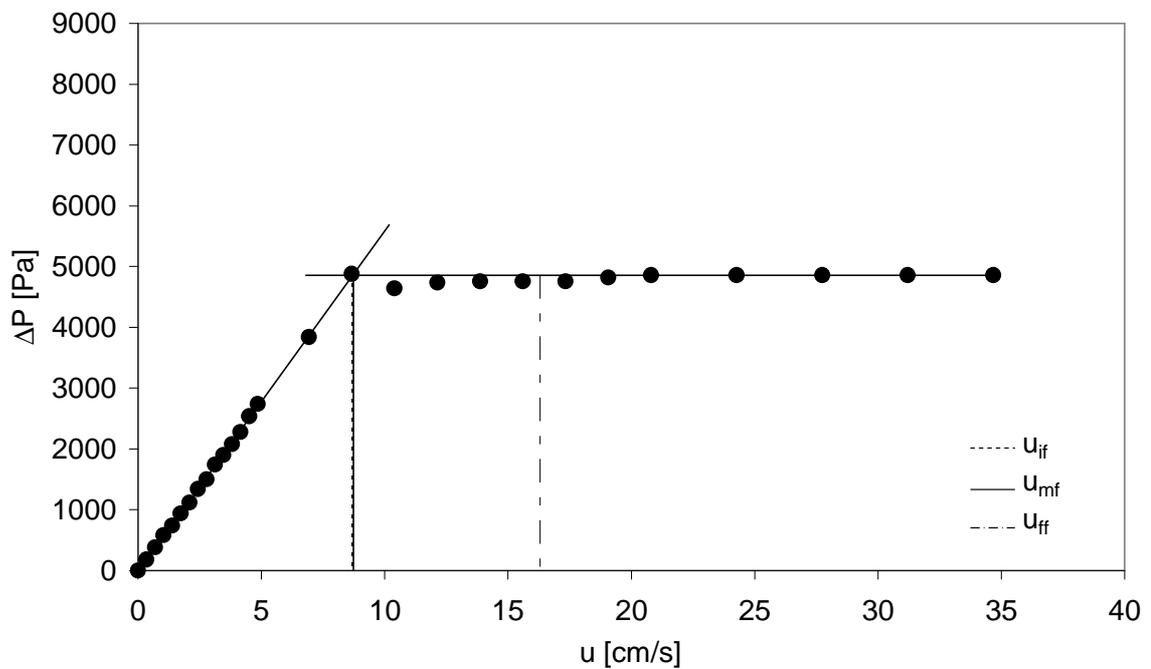


Figura A.29 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.5$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 8.7$ cm/s, $u_{if} = 8.7$ cm/s, $u_{ff} = 16.3$ cm/s)

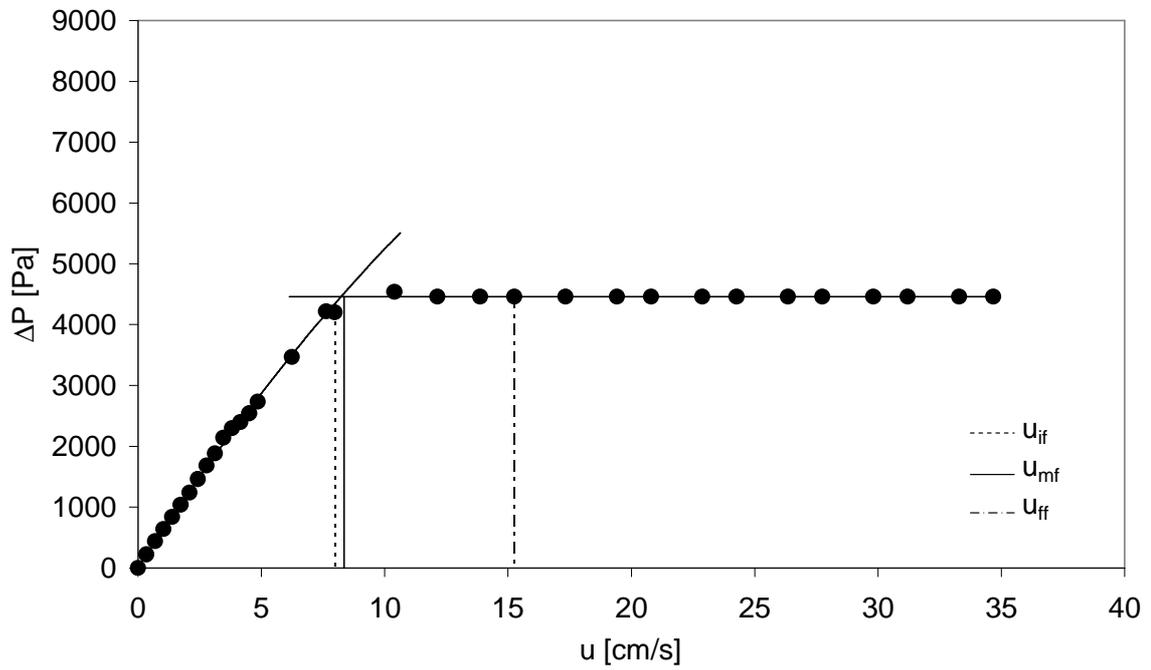


Figura A.30 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.6$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 8.4$ cm/s, $u_{if} = 8.0$ cm/s, $u_{ff} = 15.3$ cm/s)

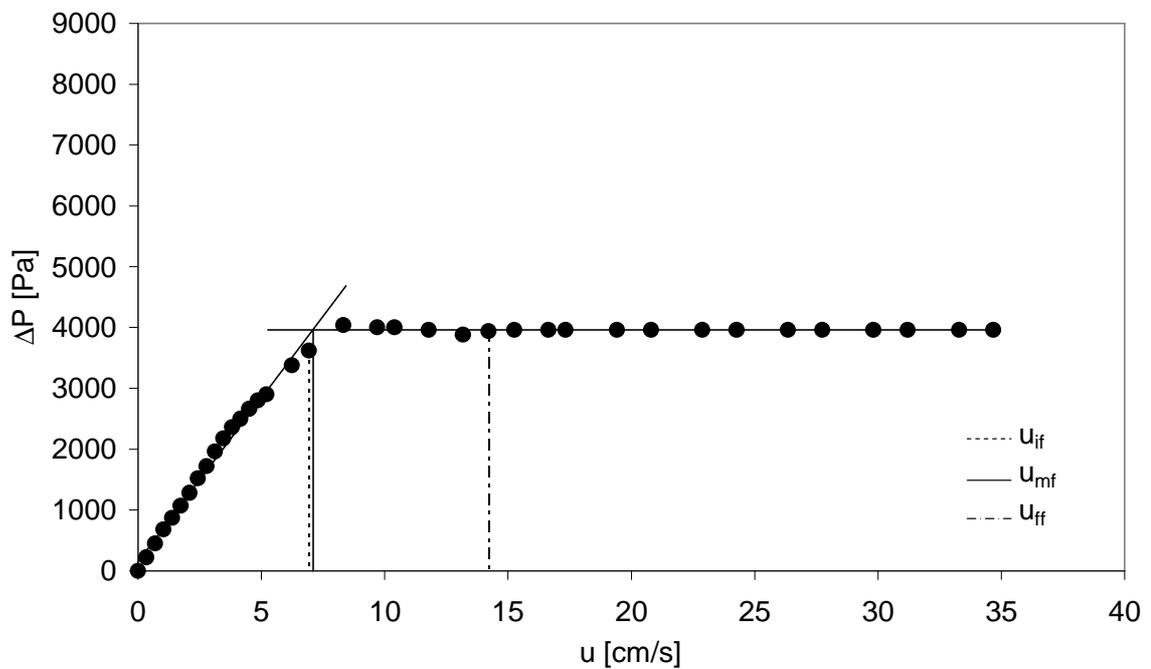


Figura A.31 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.7$.
(Sistema miscelato, $u_{mf} = 7.1$ cm/s, $u_{if} = 6.9$ cm/s, $u_{ff} = 14.2$ cm/s)

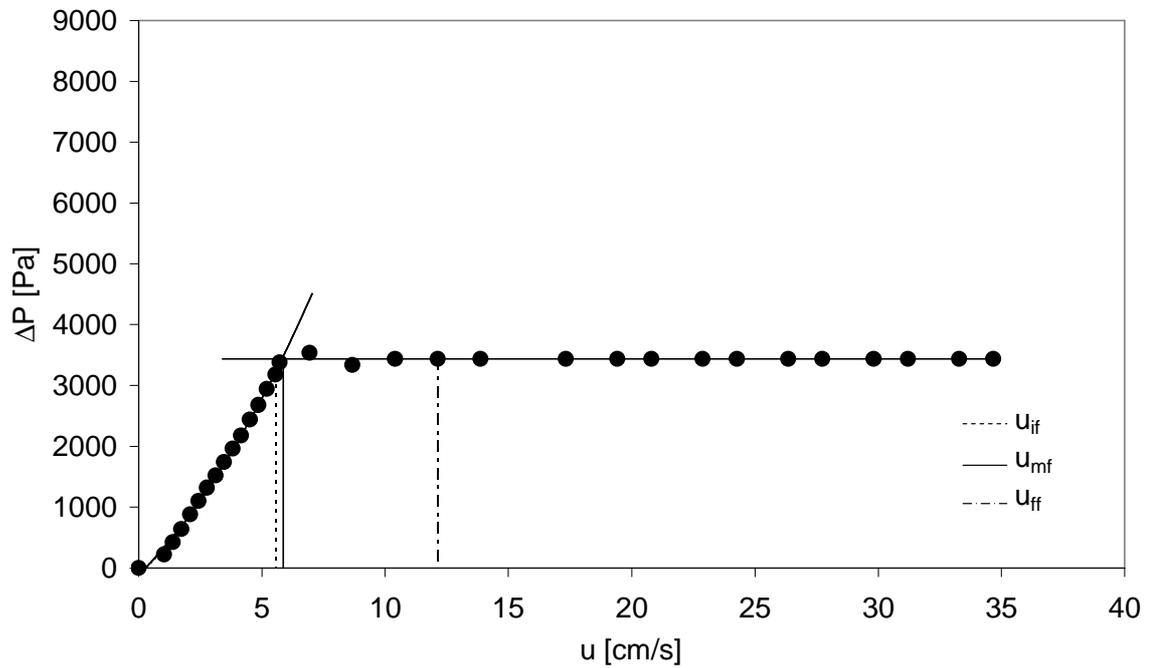


Figura A.32 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F=0.8$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=5.9$ cm/s, $u_{if}=5.6$ cm/s, $u_{ff}=12.1$ cm/s)

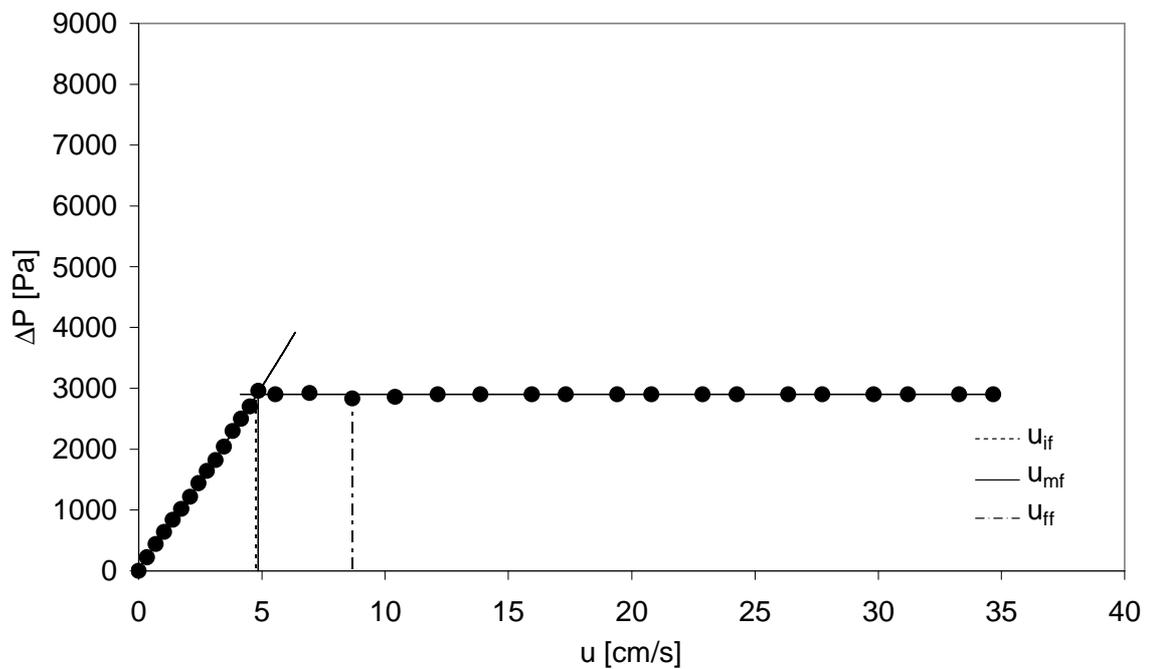


Figura A.33 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F=0.9$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=4.9$ cm/s, $u_{if}=4.9$ cm/s, $u_{ff}=8.7$ cm/s)

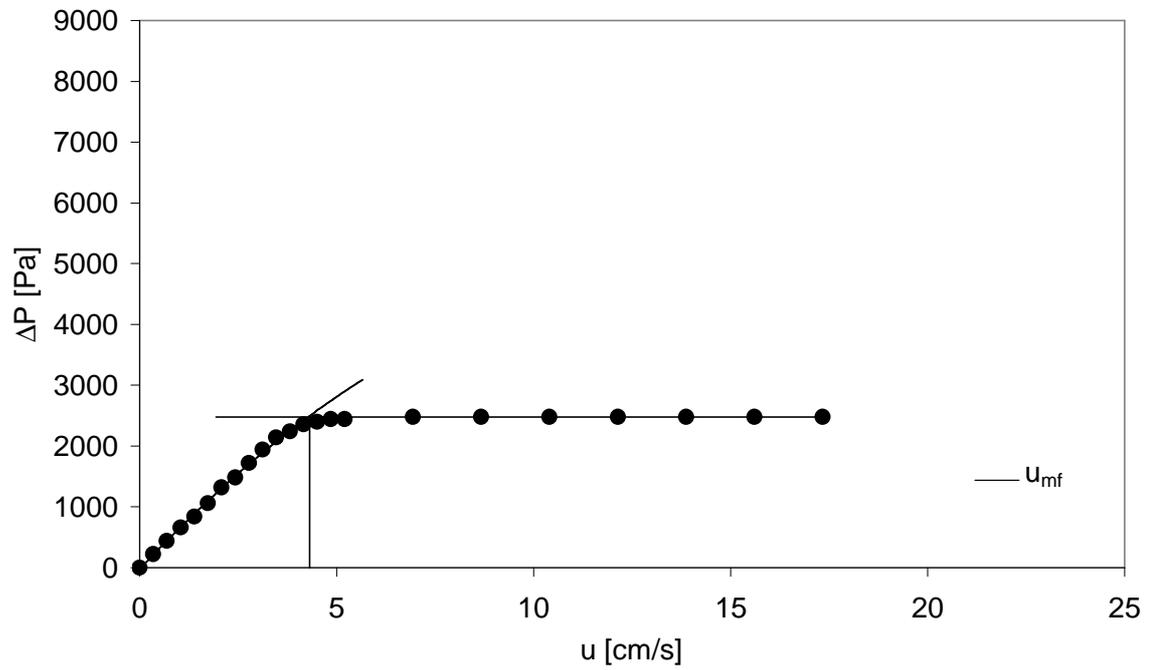


Figura A.34 *Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F=1$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=4.3$ cm/s)*

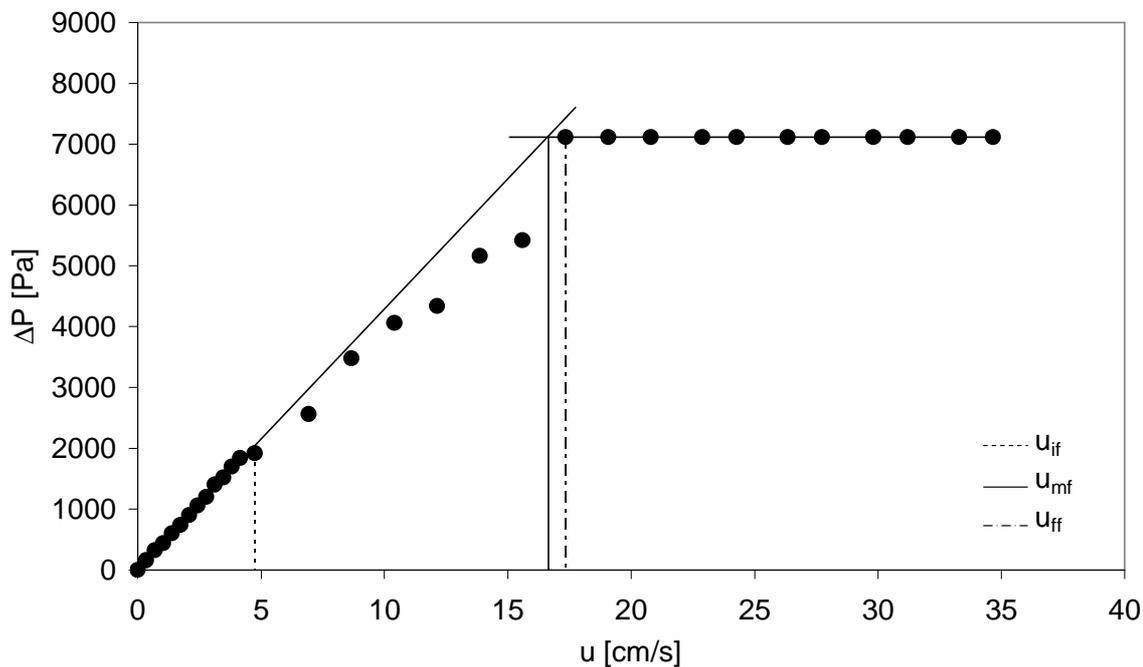


Figura A.35 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.1$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf}=16.7$ cm/s, $u_{if}=4.8$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

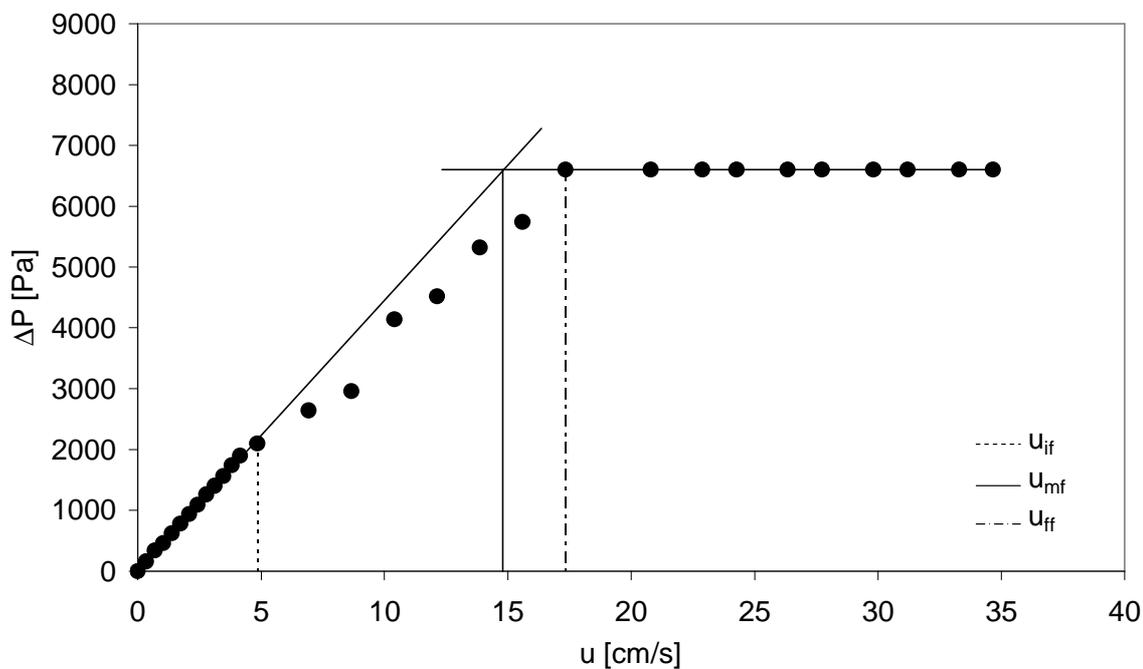


Figura A.36 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.2$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf}=14.8$ cm/s, $u_{if}=4.9$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

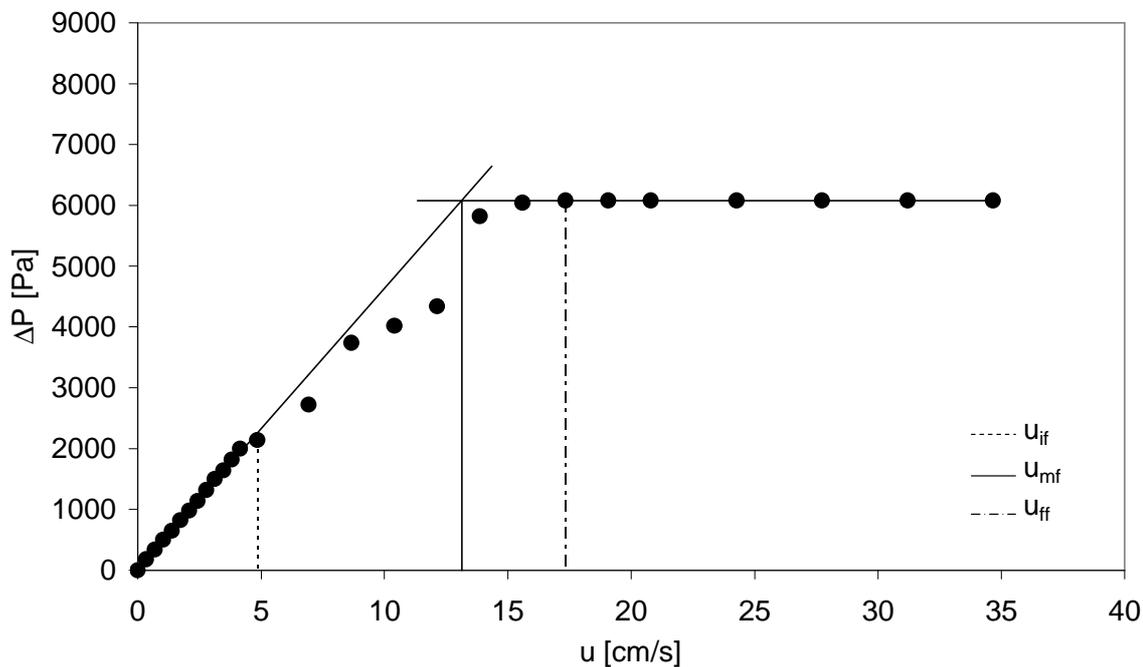


Figura A.37 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F=0.3$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf}=13.1$ cm/s, $u_{if}=4.9$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

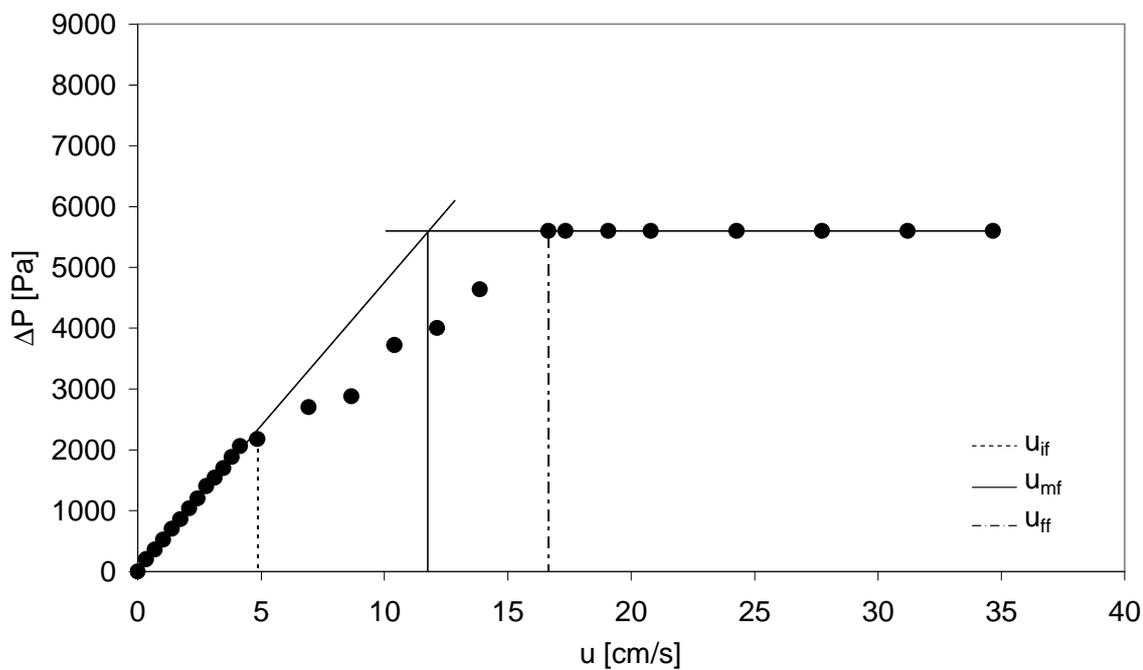


Figura A.38 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F=0.4$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf}=11.8$ cm/s, $u_{if}=4.9$ cm/s, $u_{ff}=16.6$ cm/s)

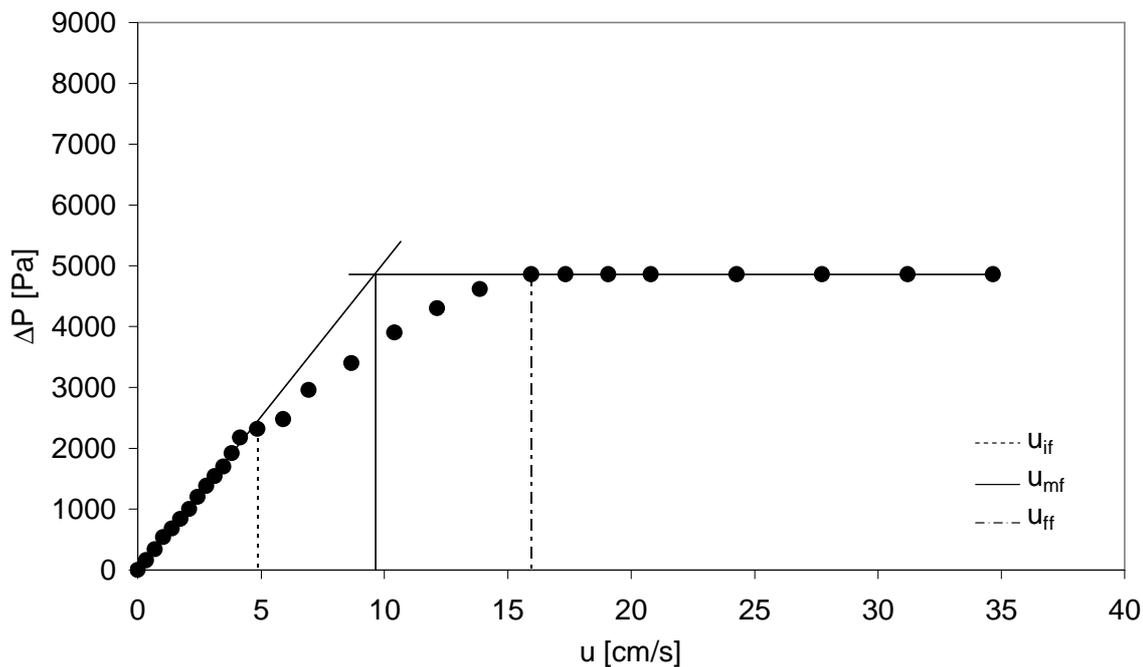


Figura A.39 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 9.7$ cm/s, $u_{if} = 4.9$ cm/s, $u_{ff} = 16.0$ cm/s)

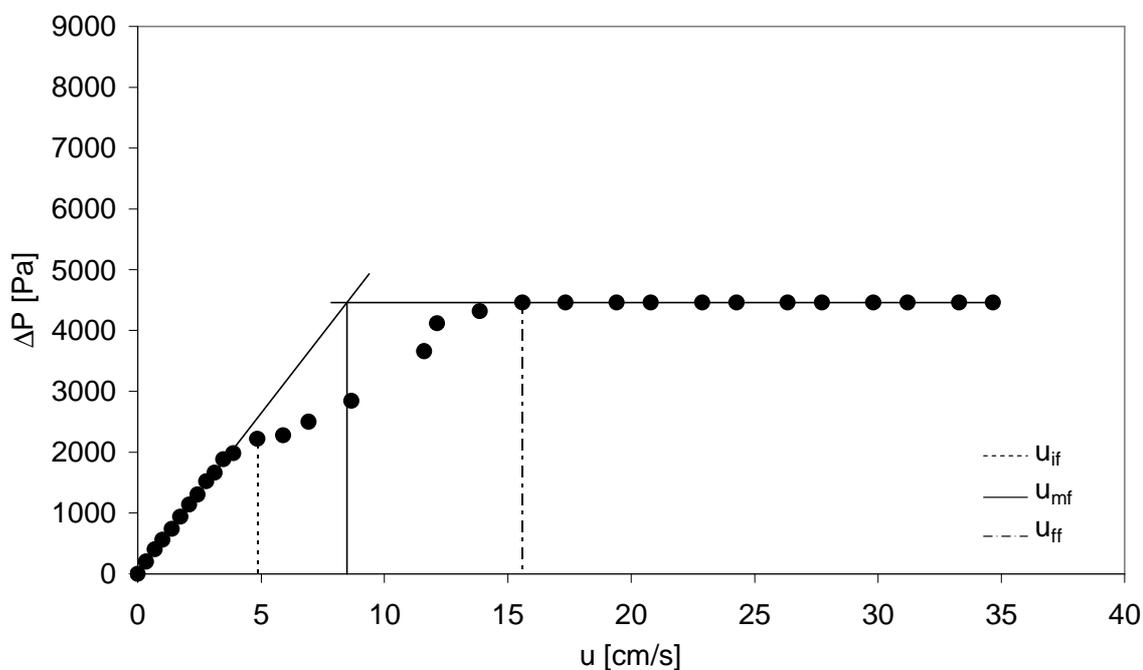


Figura A.40 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 8.5$ cm/s, $u_{if} = 4.9$ cm/s, $u_{ff} = 15.6$ cm/s)

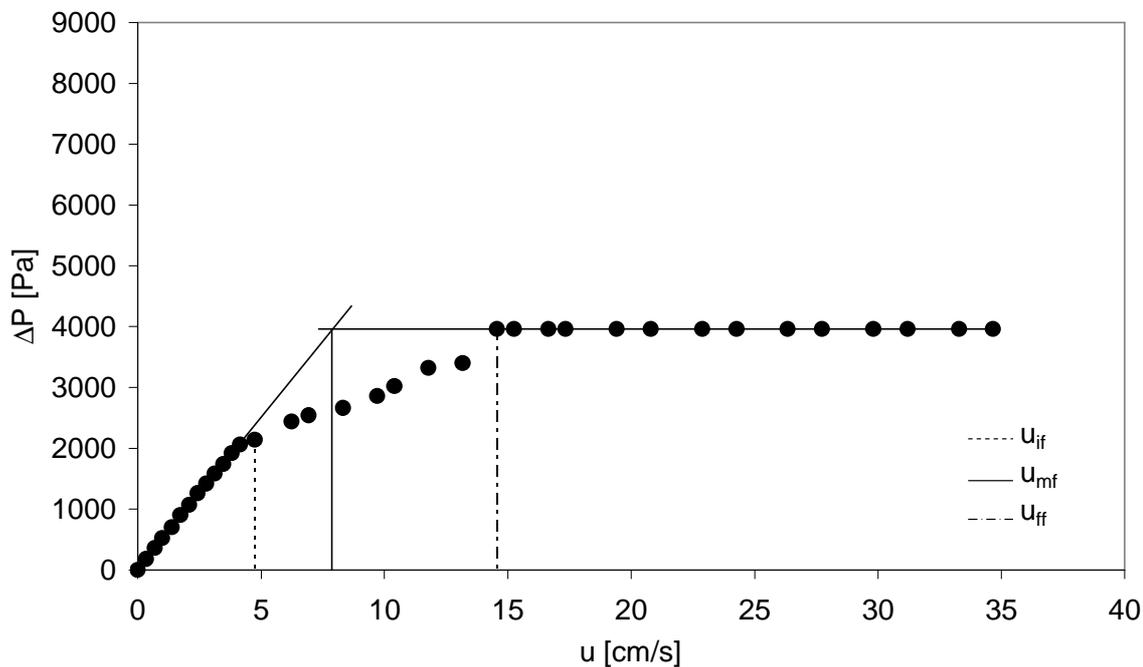


Figura A.41 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.7$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 7.9$ cm/s, $u_{if} = 4.8$ cm/s, $u_{ff} = 14.6$ cm/s)

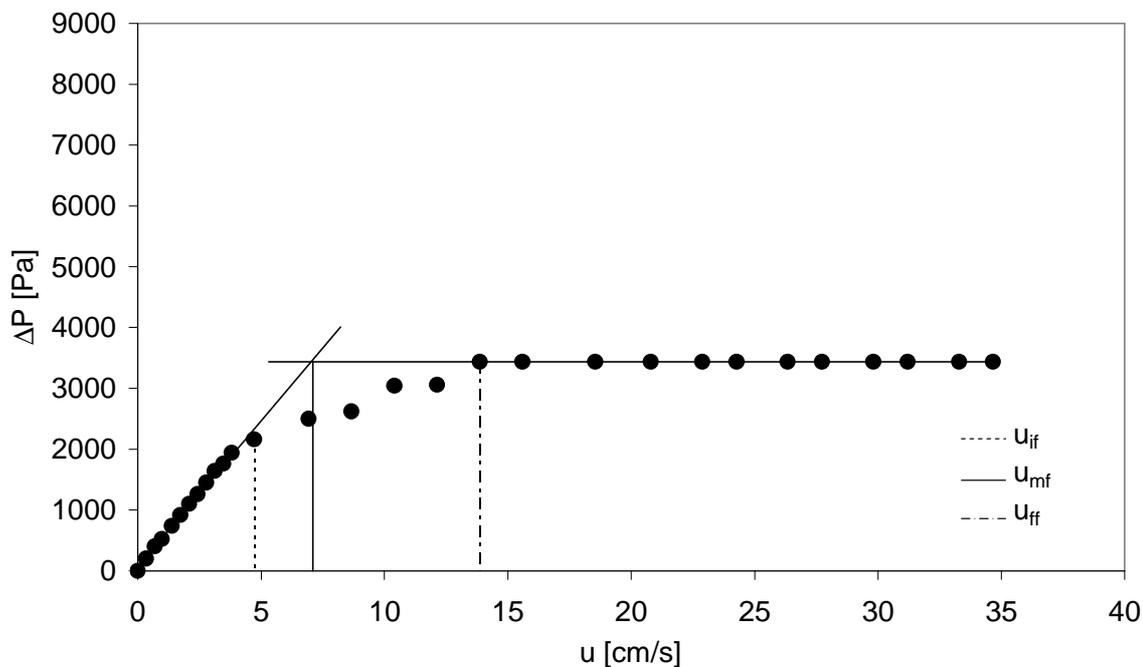


Figura A.42 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.8$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 7.1$ cm/s, $u_{if} = 4.7$ cm/s, $u_{ff} = 13.9$ cm/s)

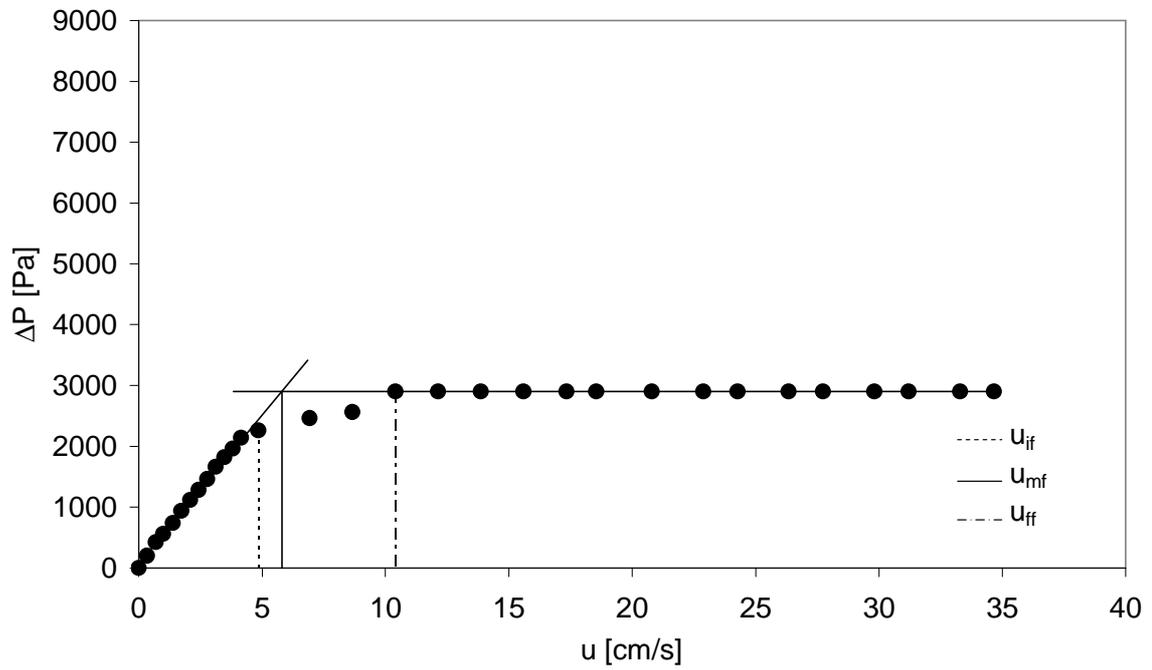


Figura A.43 *Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_f = 0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 5.8$ cm/s, $u_{if} = 4.9$ cm/s, $u_{ff} = 10.4$ cm/s)*

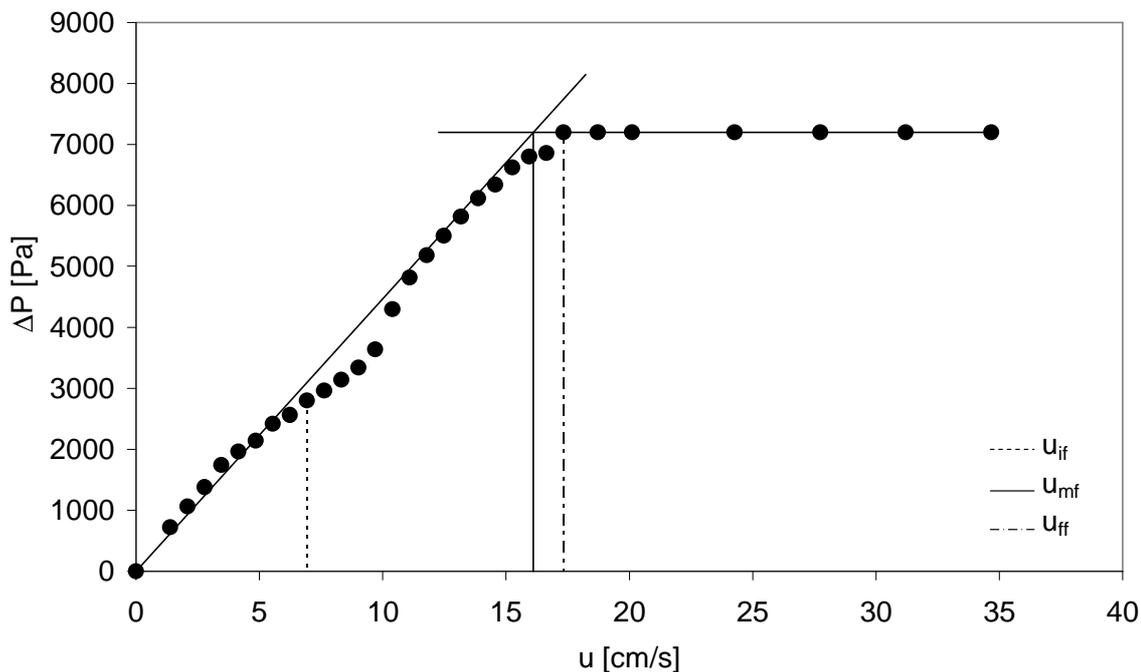


Figura A.44 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.1$.
 (Sistema segregato, $u_{mf} = 16.1$ cm/s, $u_{if} = 6.9$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

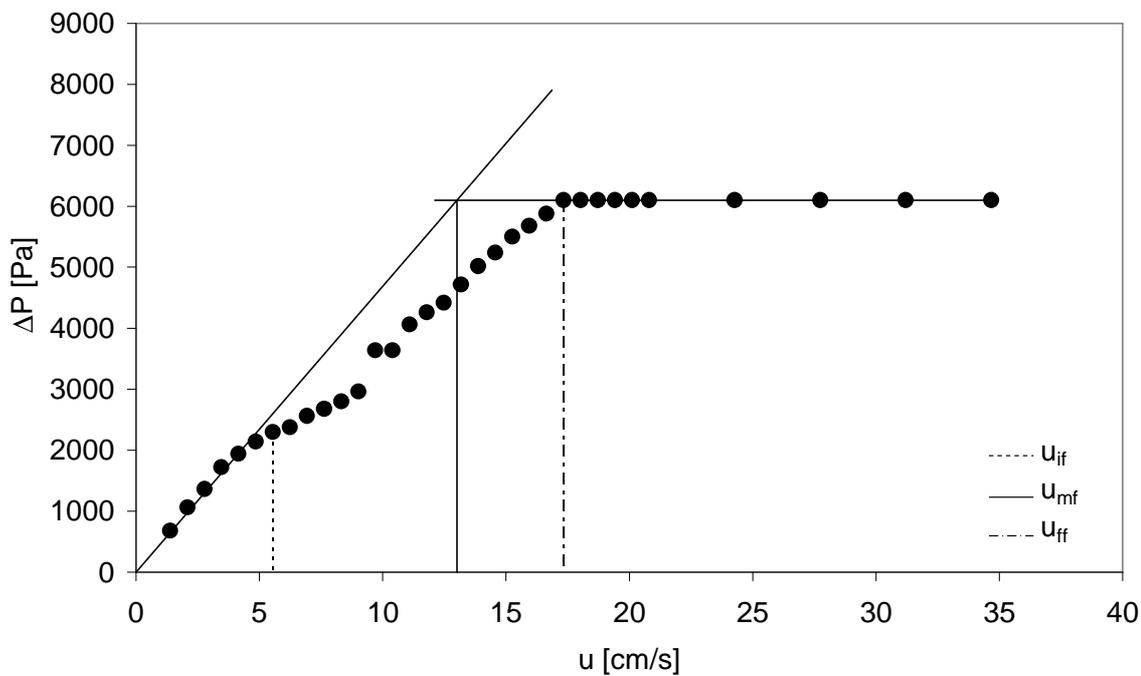


Figura A.45 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.3$.
 (Sistema segregato, $u_{mf} = 13.0$ cm/s, $u_{if} = 5.6$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

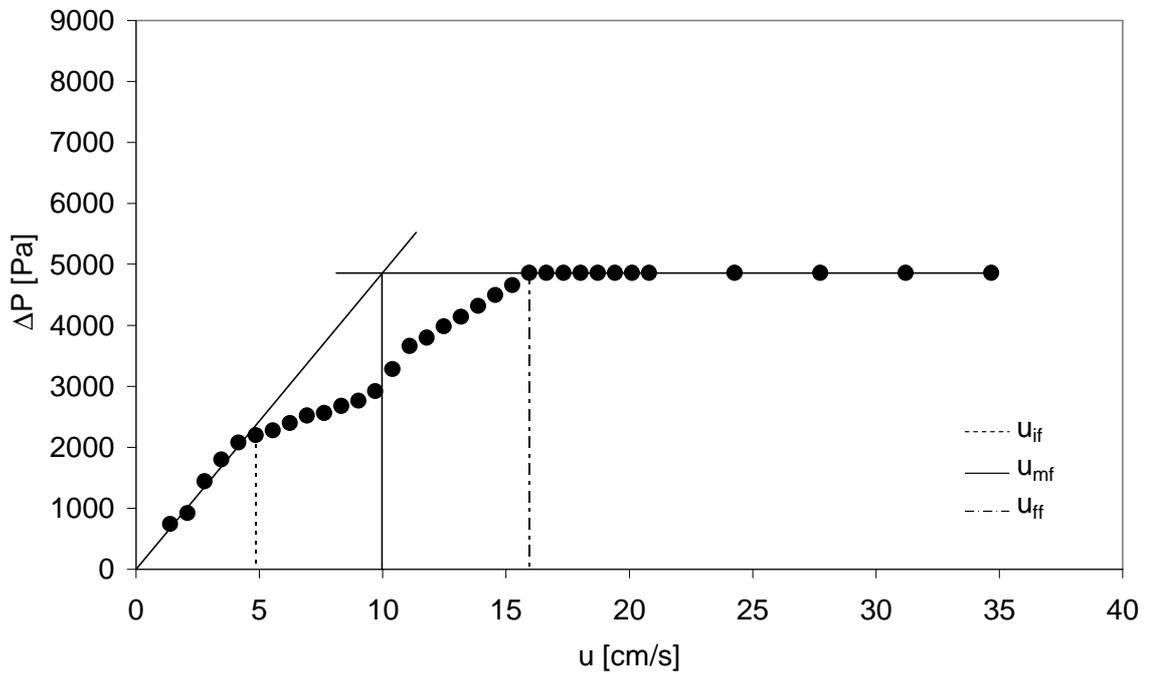


Figura A.46 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.5$.
(Sistema segregato, $u_{mf} = 10.0$ cm/s, $u_{if} = 4.9$ cm/s, $u_{ff} = 16.0$ cm/s)

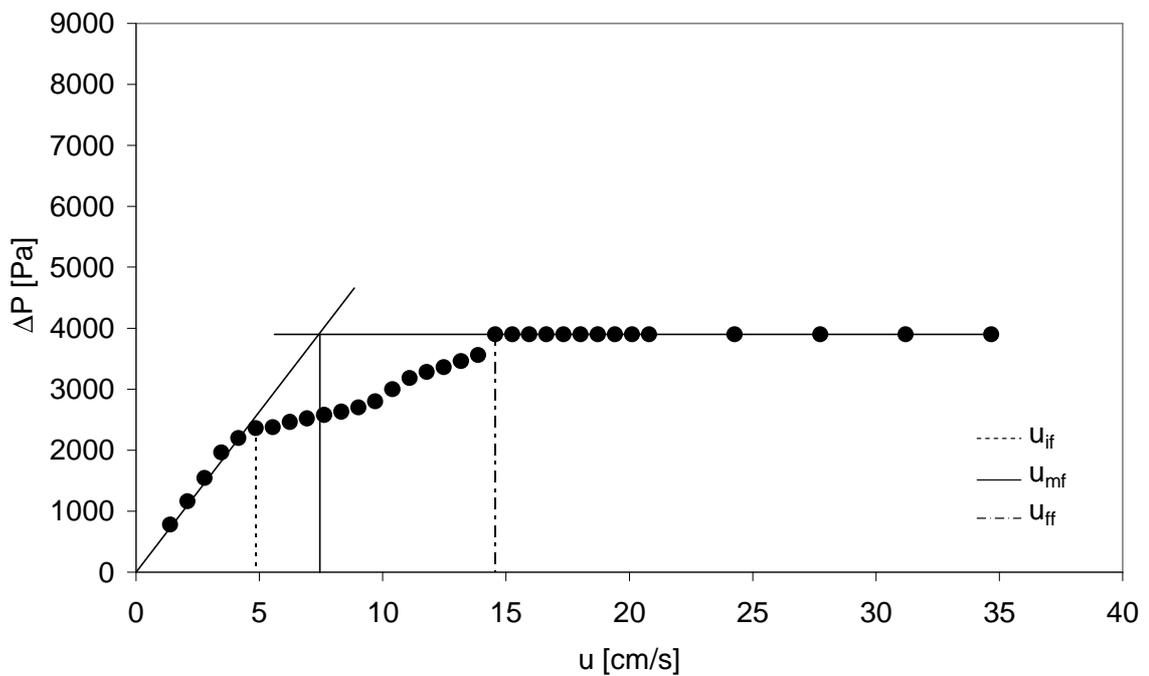


Figura A.47 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB2223, $x_F = 0.7$.
(Sistema segregato, $u_{mf} = 7.5$ cm/s, $u_{if} = 4.9$ cm/s, $u_{ff} = 14.6$ cm/s)

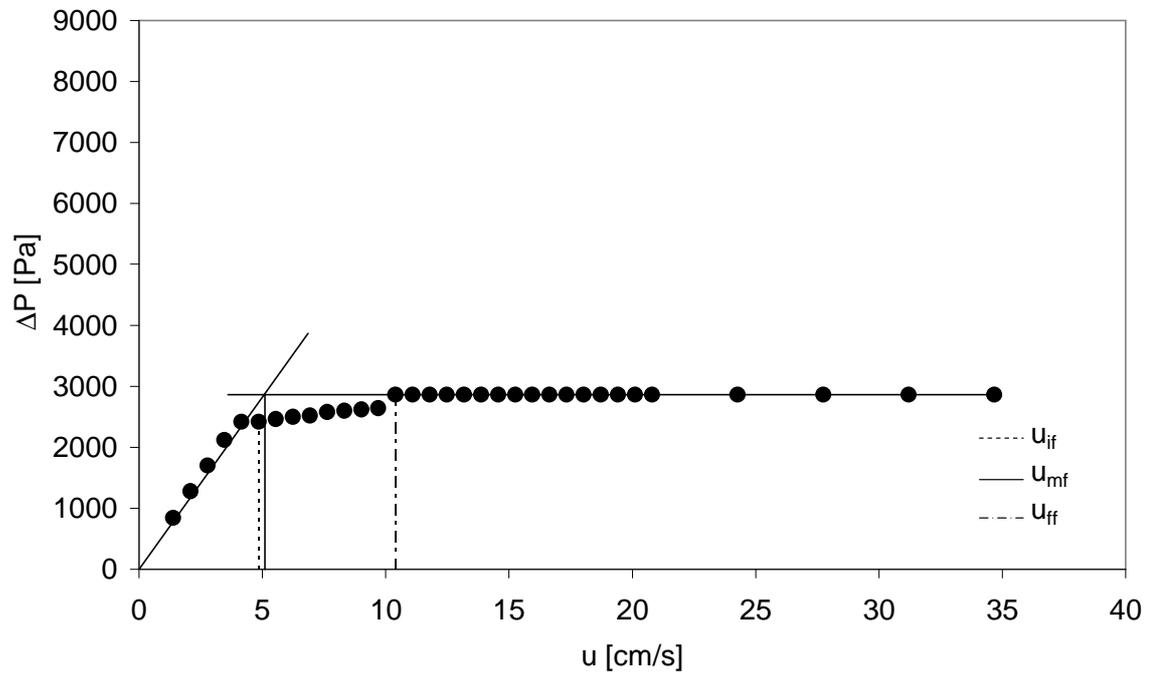


Figura A.48 Curva di fluidizzazione della miscela SS249-GB223, $x_f = 0.9$.
 (Sistema segregato, $u_{mf} = 5.1$ cm/s, $u_{if} = 4.9$ cm/s, $u_{ff} = 10.4$ cm/s)

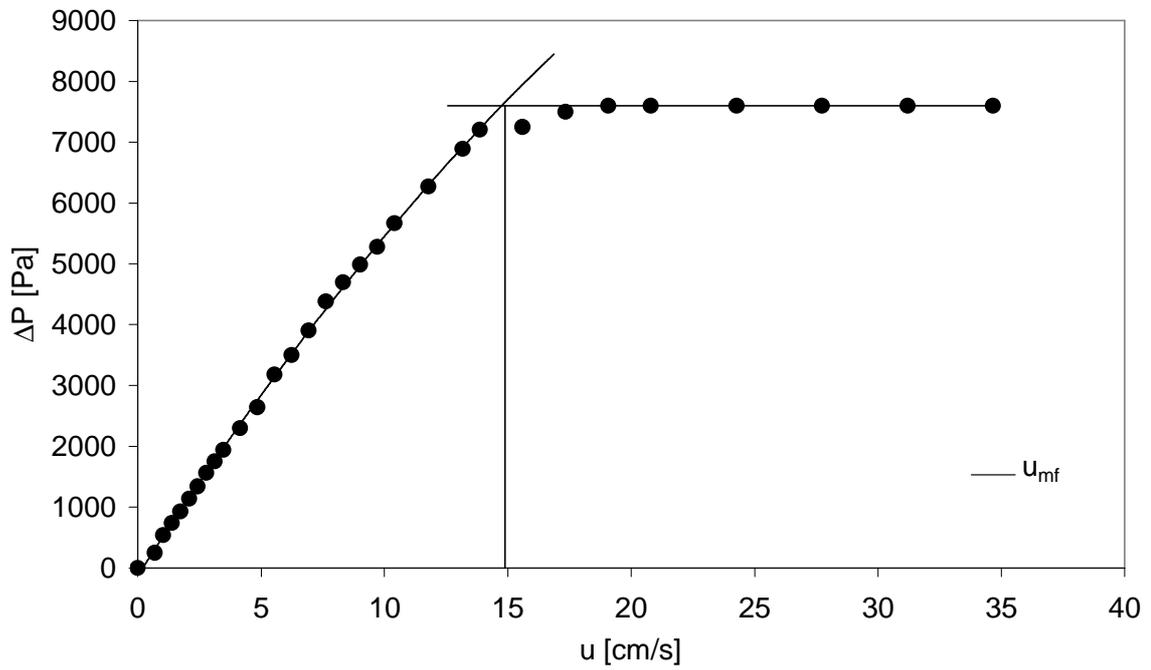


Figura A.49 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F=0$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=14.9$ cm/s)

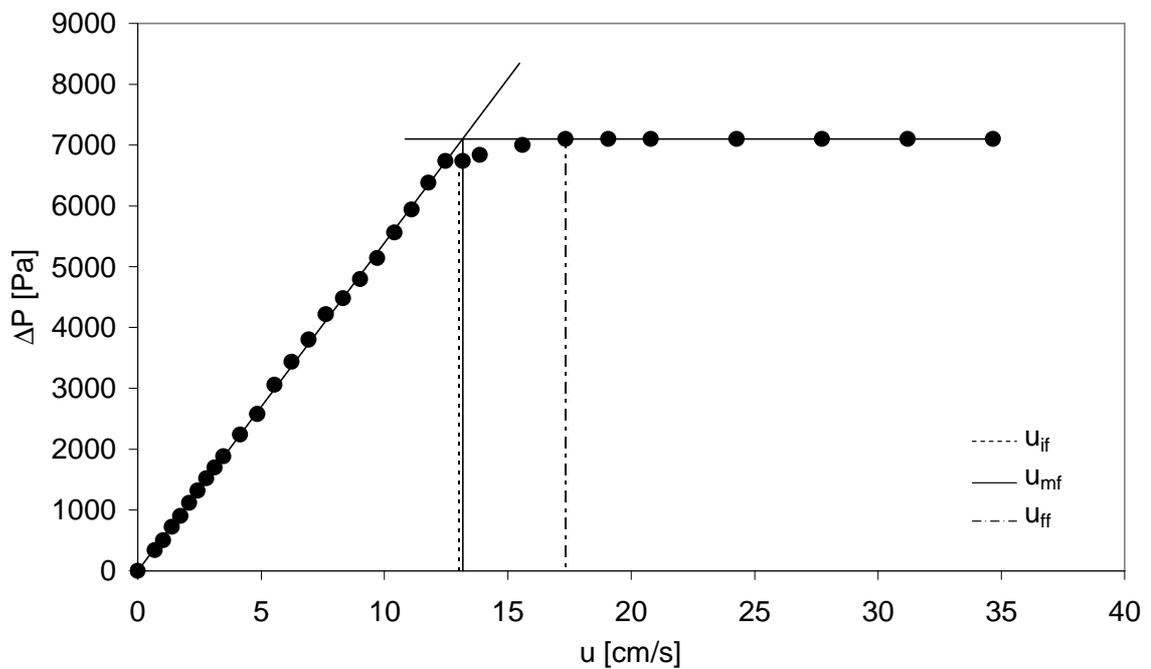


Figura A.50 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F=0.1$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=13.2$ cm/s, $u_{if}=13.0$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

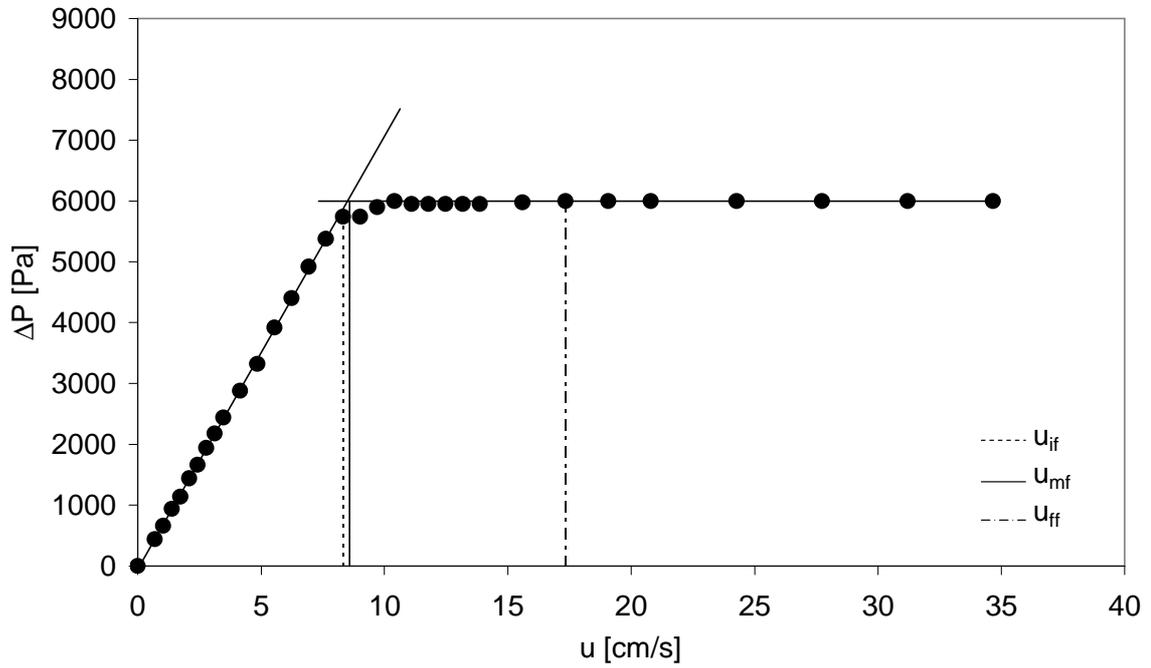


Figura A.51 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F = 0.3$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 8.6$ cm/s, $u_{if} = 8.3$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

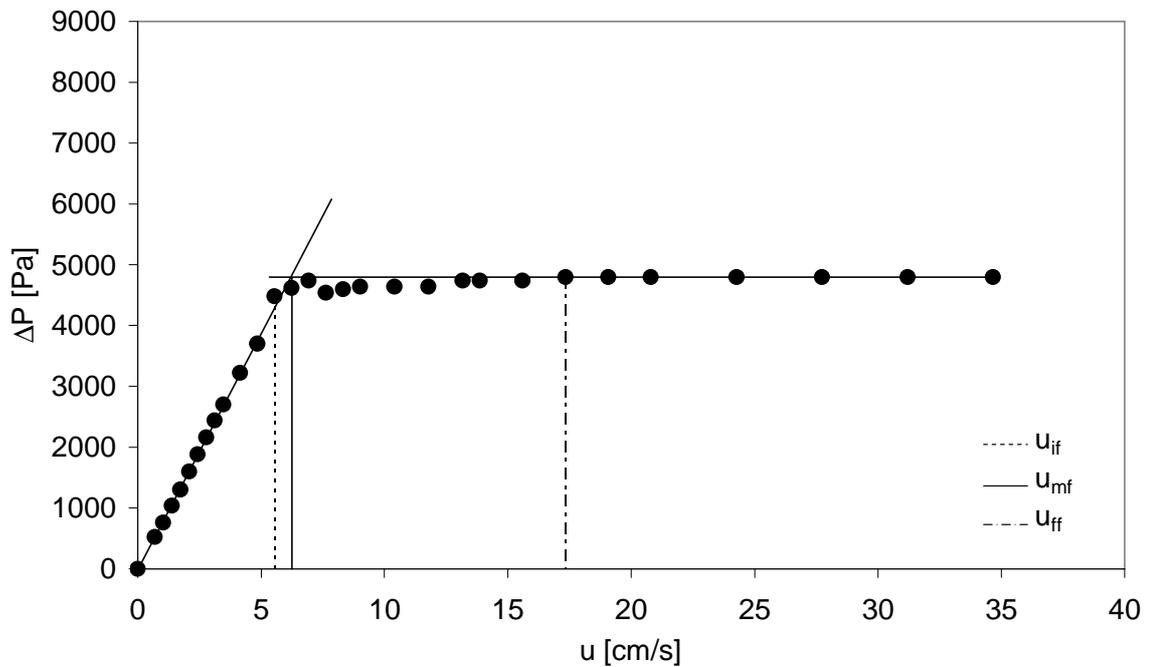


Figura A.52 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F = 0.5$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 6.3$ cm/s, $u_{if} = 5.6$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

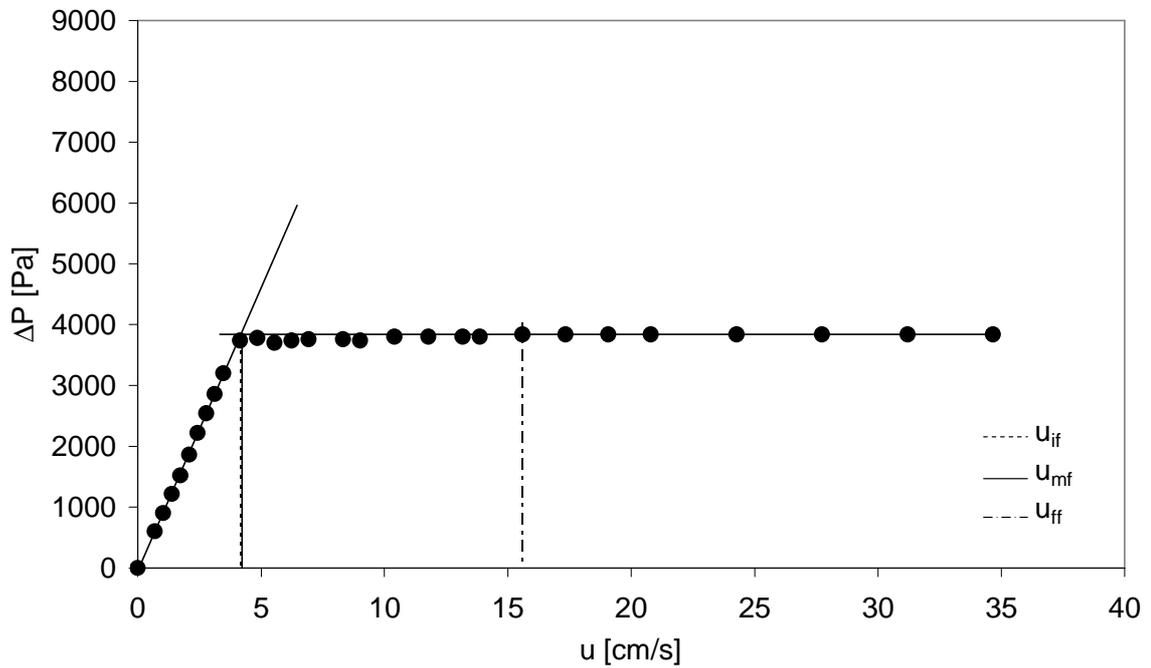


Figura A.53 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F = 0.7$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 4.2$ cm/s, $u_{if} = 4.2$ cm/s, $u_{ff} = 15.6$ cm/s)

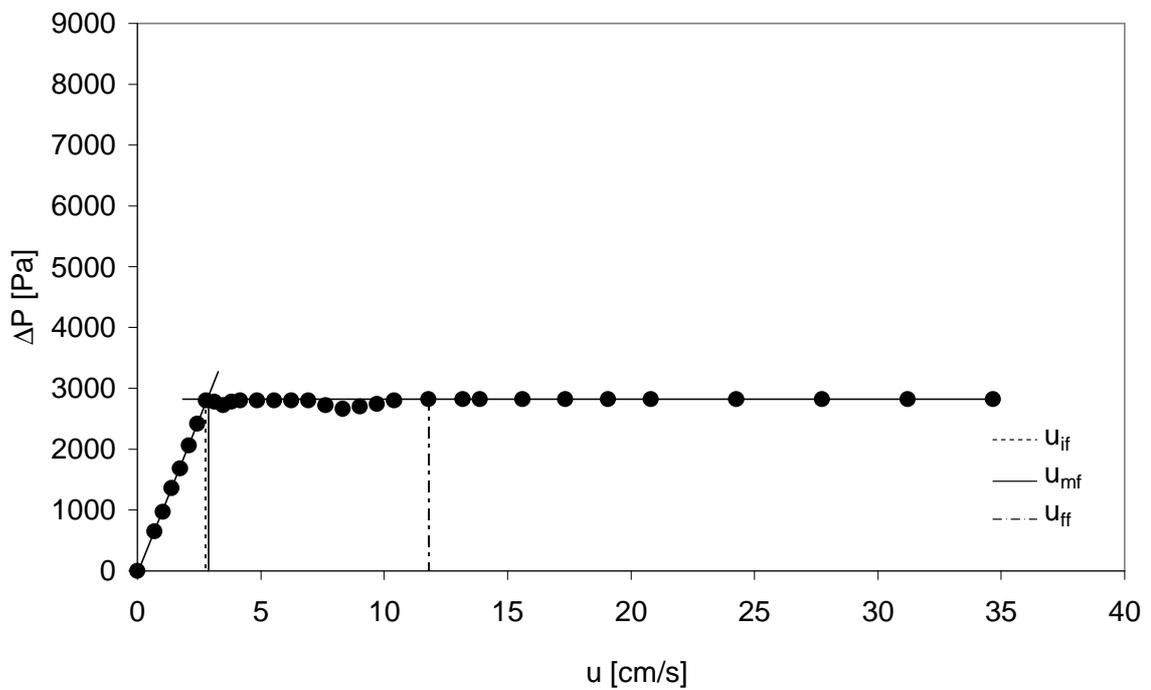


Figura A.54 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F = 0.9$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 2.9$ cm/s, $u_{if} = 2.8$ cm/s, $u_{ff} = 11.8$ cm/s)

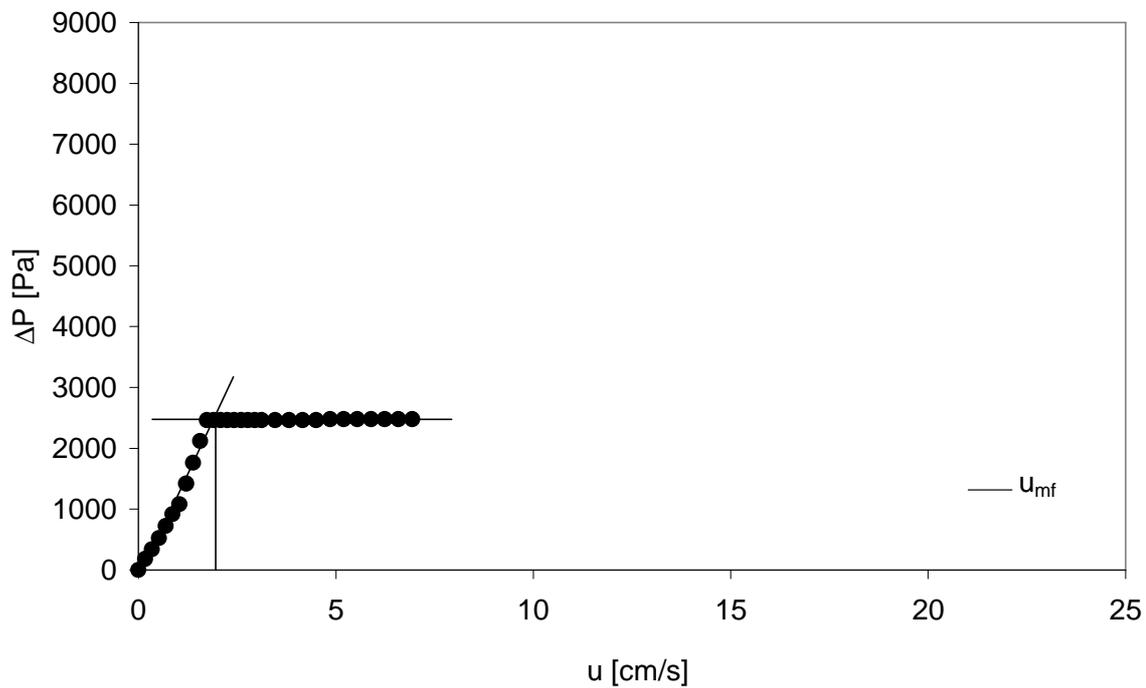


Figura A.55 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F=1$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf}=2.9$ cm/s)

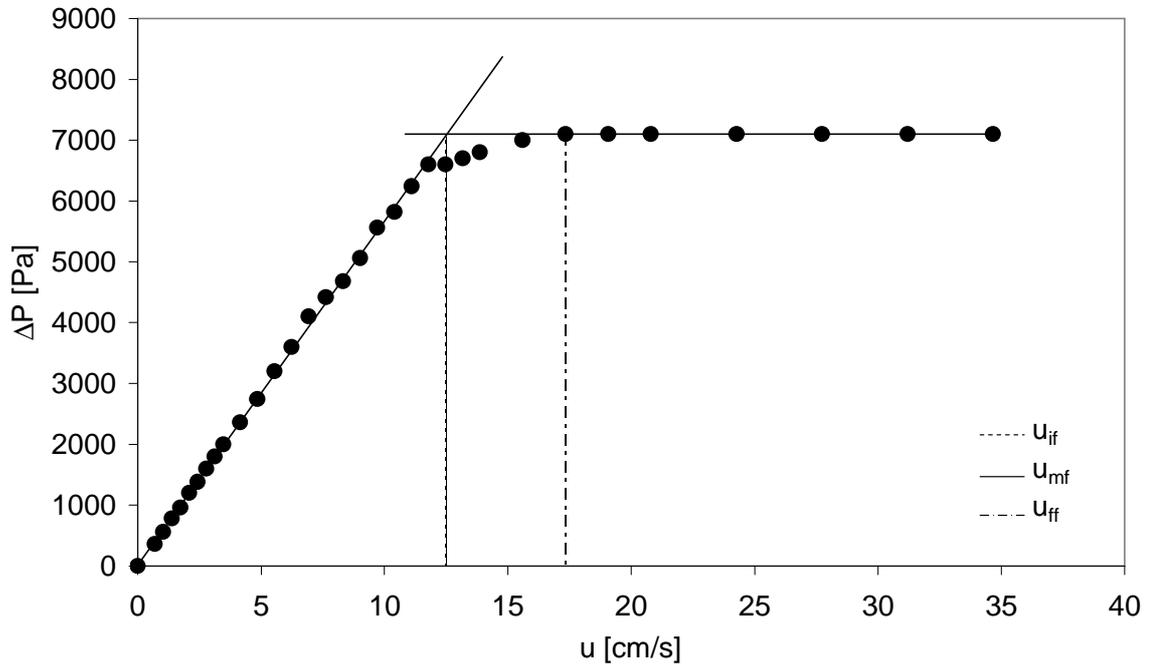


Figura A.56 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F=0.1$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf}=12.5$ cm/s, $u_{if}=12.5$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

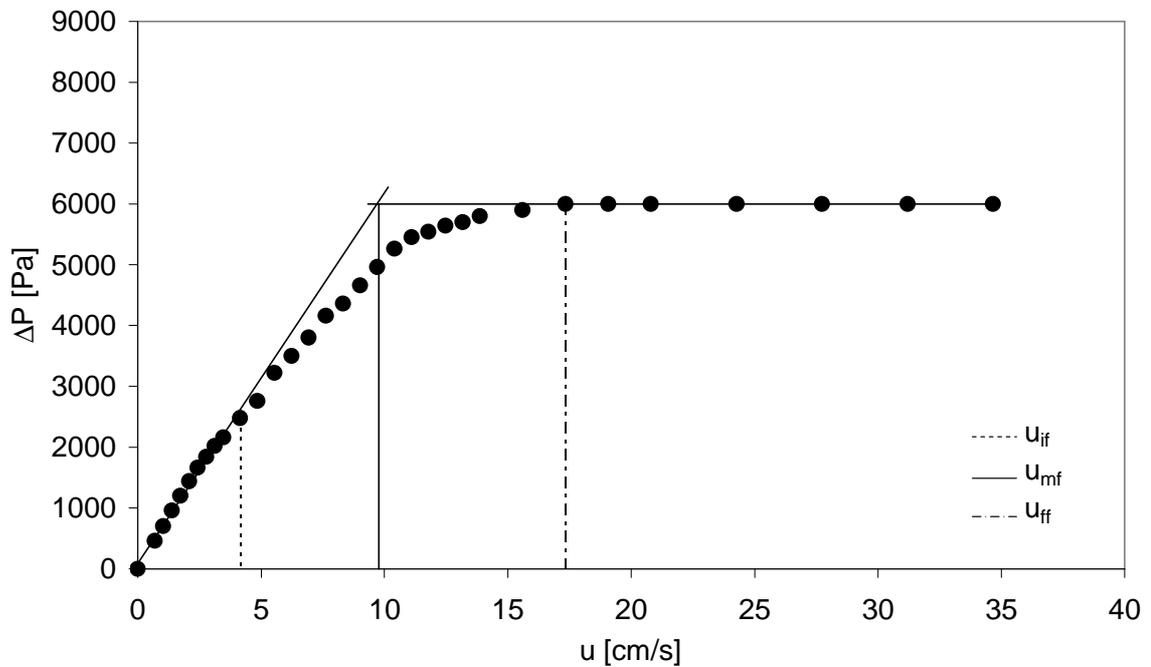


Figura A.57 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F=0.3$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf}=9.8$ cm/s, $u_{if}=4.2$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

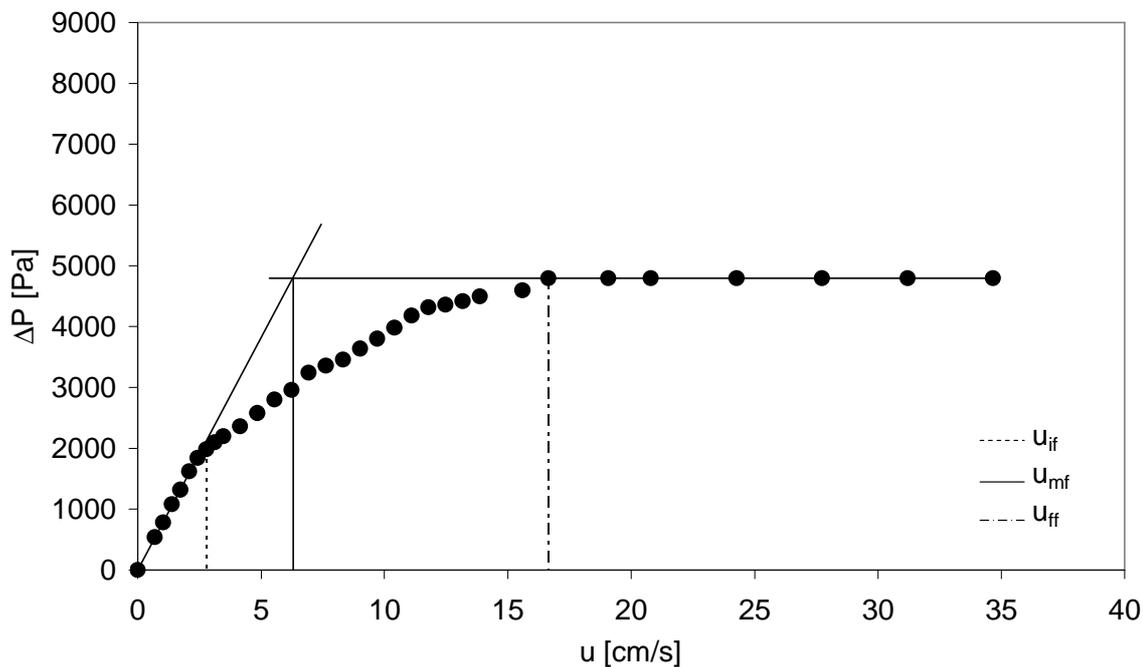


Figura A.58 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F = 0.5$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 6.3$ cm/s, $u_{if} = 2.8$ cm/s, $u_{ff} = 16.6$ cm/s)

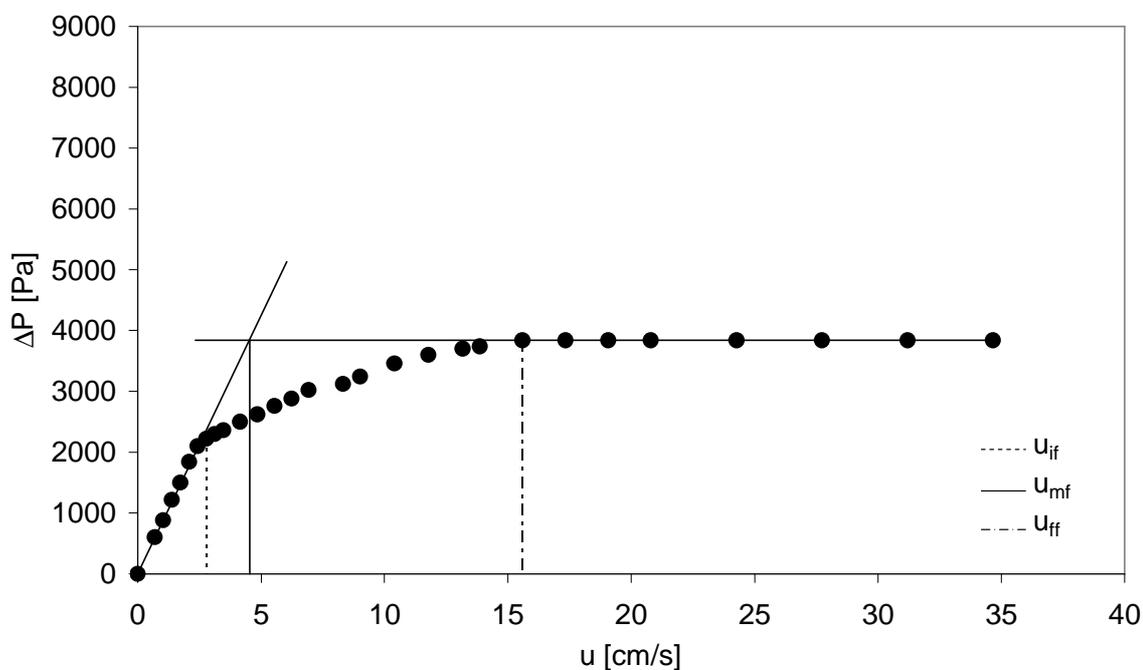


Figura A.59 Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_F = 0.7$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 4.6$ cm/s, $u_{if} = 2.8$ cm/s, $u_{ff} = 15.6$ cm/s)

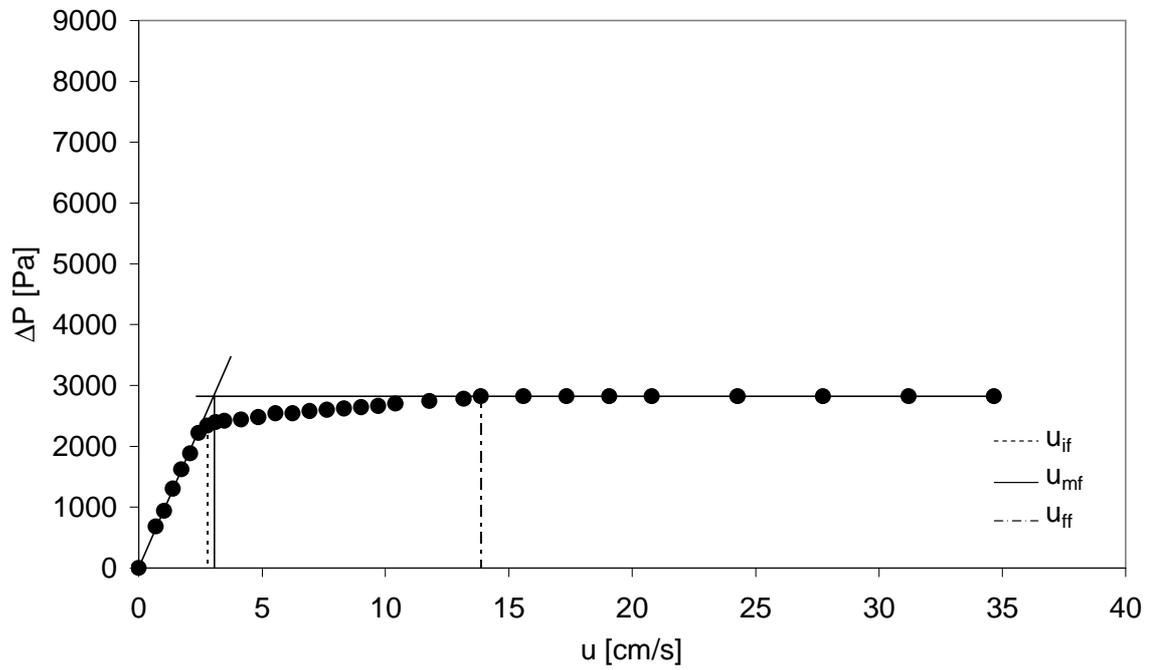


Figura A.60 *Curva di fluidizzazione della miscela SS267-GB171, $x_f=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf}=3.1$ cm/s, $u_{if}=2.8$ cm/s, $u_{ff}=13.9$ cm/s)*

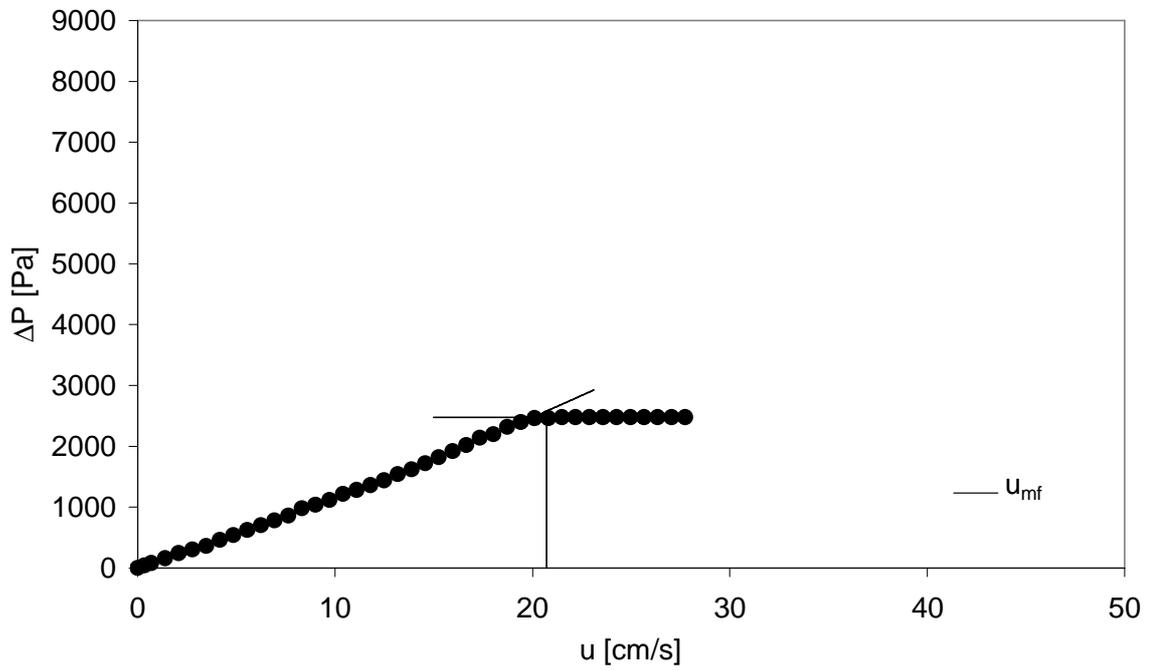


Figura A.61 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F=0$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=20.4$ cm/s)

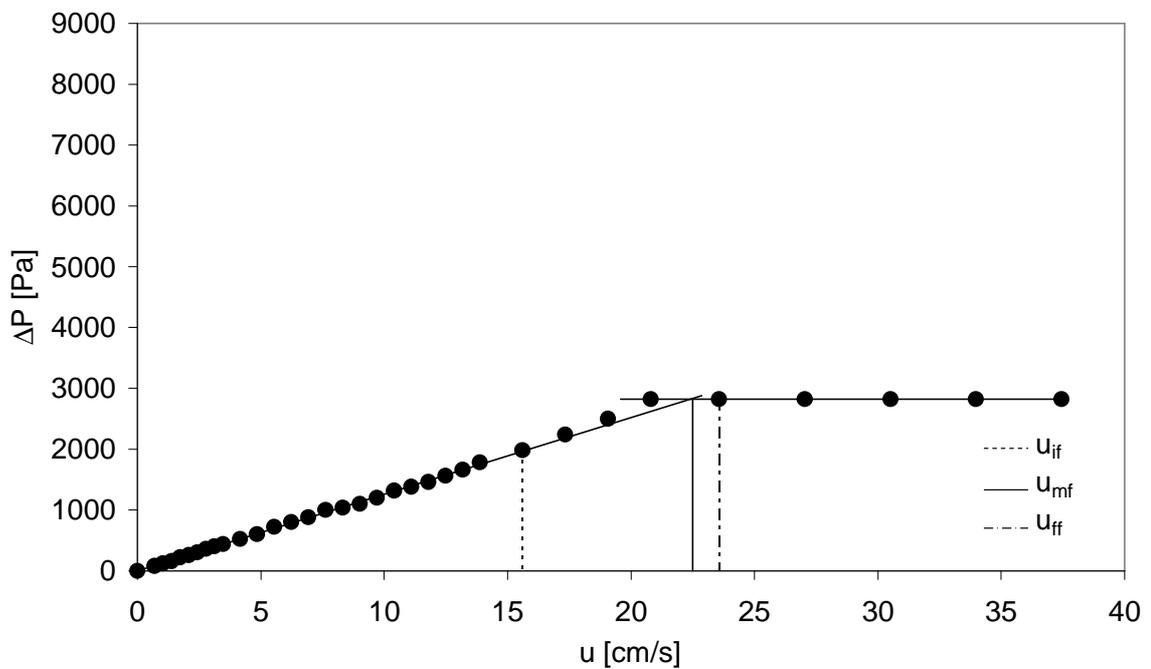


Figura A.62 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F=0.1$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=20.1$ cm/s, $u_{if}=15.6$ cm/s, $u_{ff}=20.8$ cm/s)

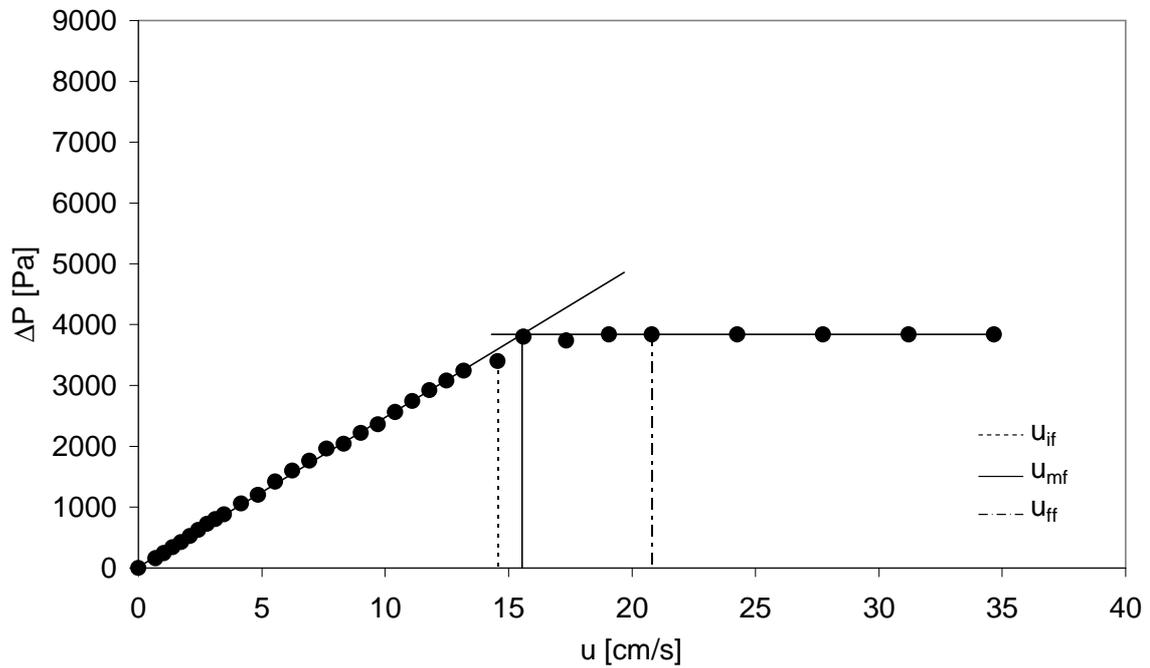


Figura A.63 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F=0.3$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf}=15.6$ cm/s, $u_{if}=14.6$ cm/s, $u_{ff}=20.8$ cm/s)

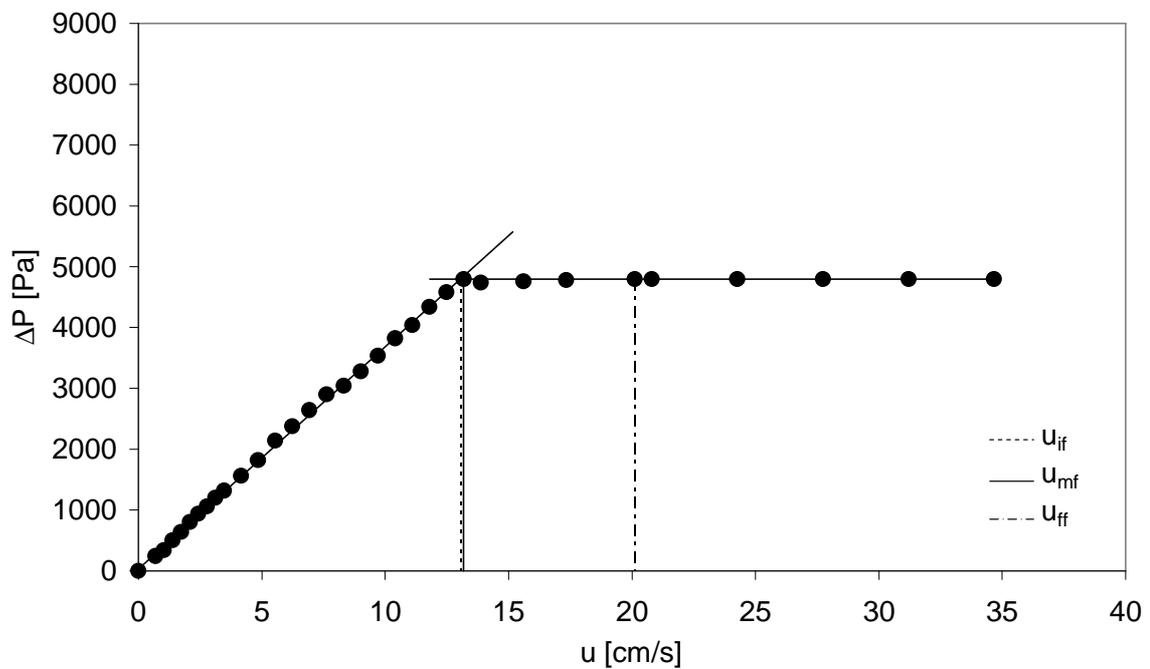


Figura A.64 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F=0.5$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf}=13.2$ cm/s, $u_{if}=13.1$ cm/s, $u_{ff}=20.1$ cm/s)

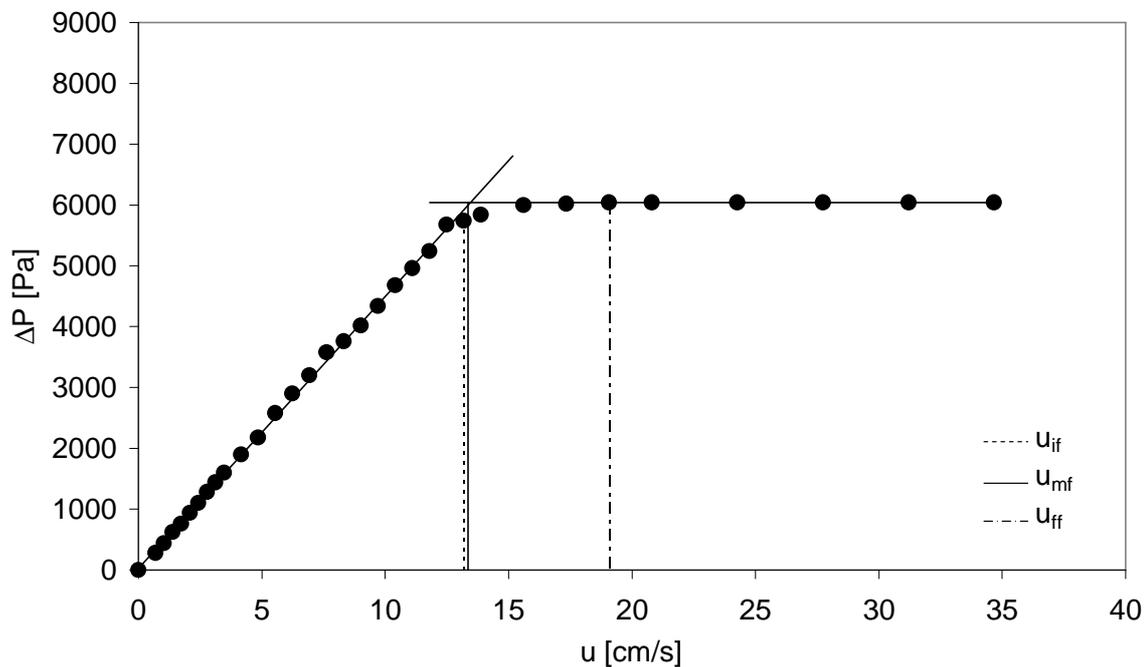


Figura A.65 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F = 0.7$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 13.4$ cm/s, $u_{if} = 13.2$ cm/s, $u_{ff} = 19.1$ cm/s)

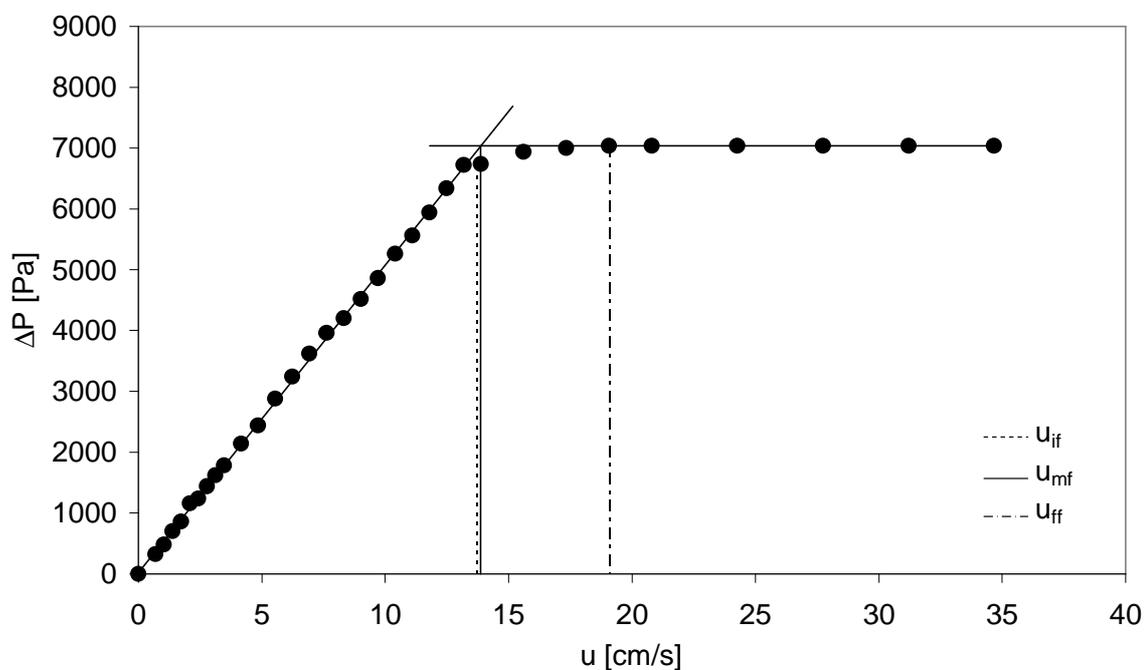


Figura A.66 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F = 0.9$.
 (Sistema miscelato, $u_{mf} = 13.9$ cm/s, $u_{if} = 13.7$ cm/s, $u_{ff} = 19.1$ cm/s)

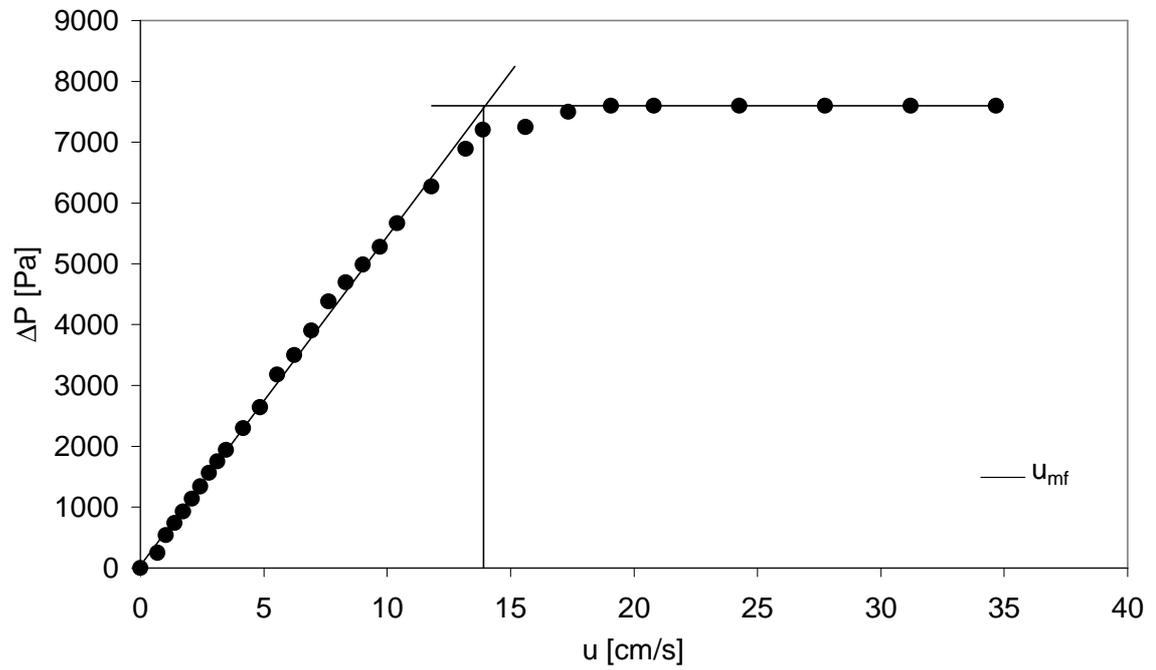


Figura A.67 *Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F=1$.
(Sistema miscelato, $u_{mf}=14.9$ cm/s)*

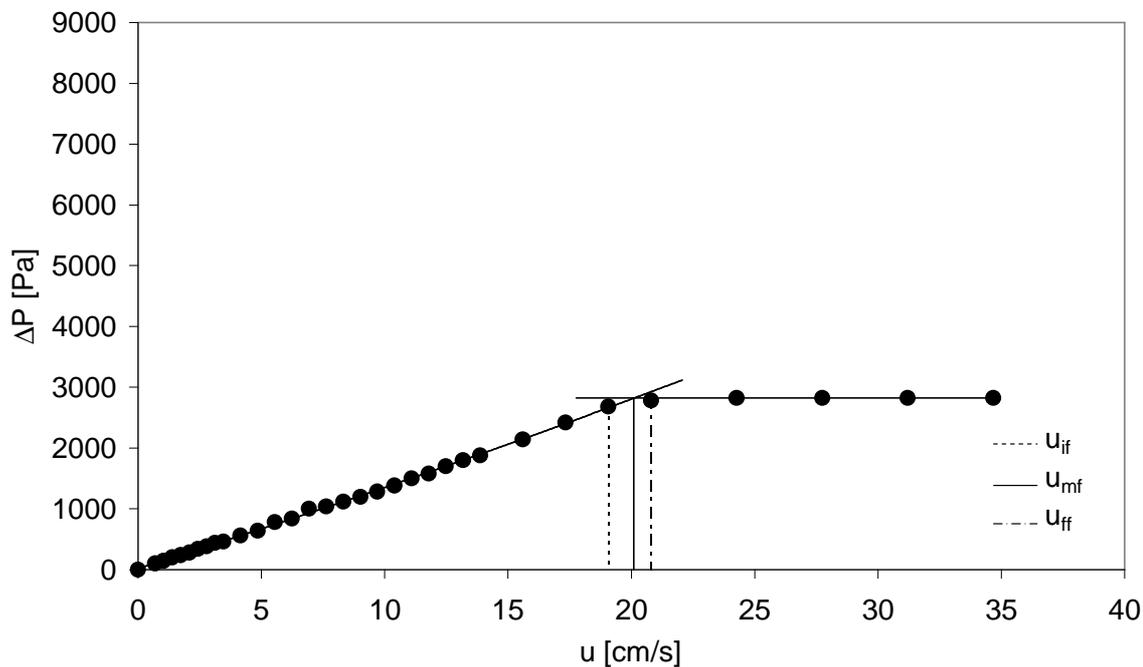


Figura A.68 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F = 0.1$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 20.1$ cm/s, $u_{if} = 19.1$ cm/s, $u_{ff} = 20.8$ cm/s)

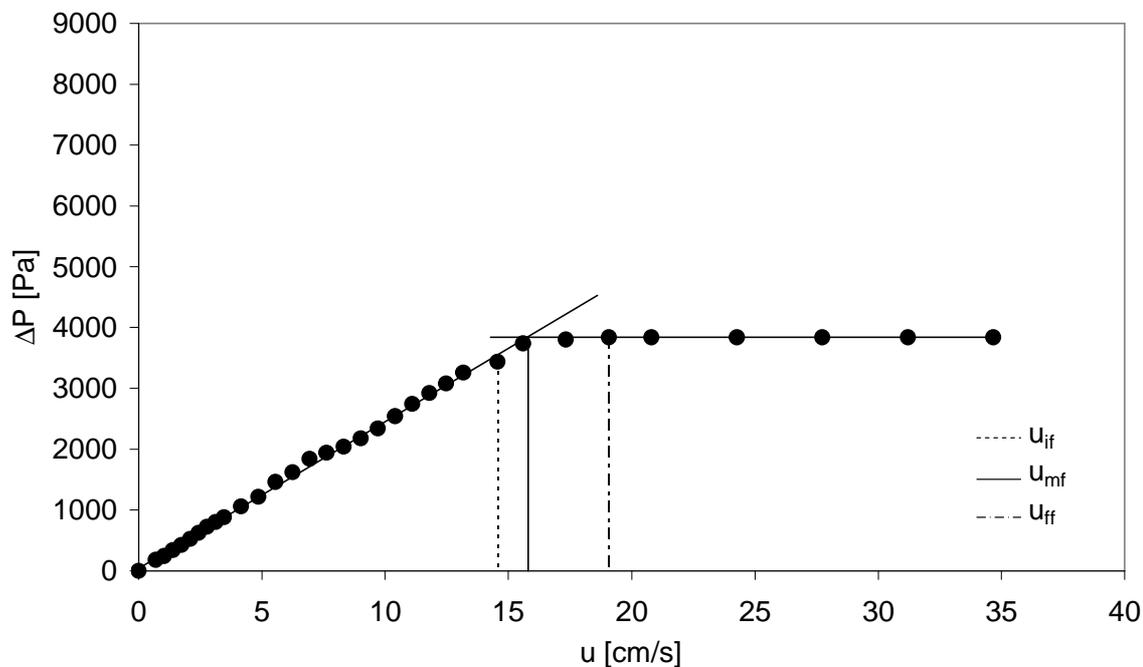


Figura A.69 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F = 0.3$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 15.8$ cm/s, $u_{if} = 14.6$ cm/s, $u_{ff} = 19.1$ cm/s)

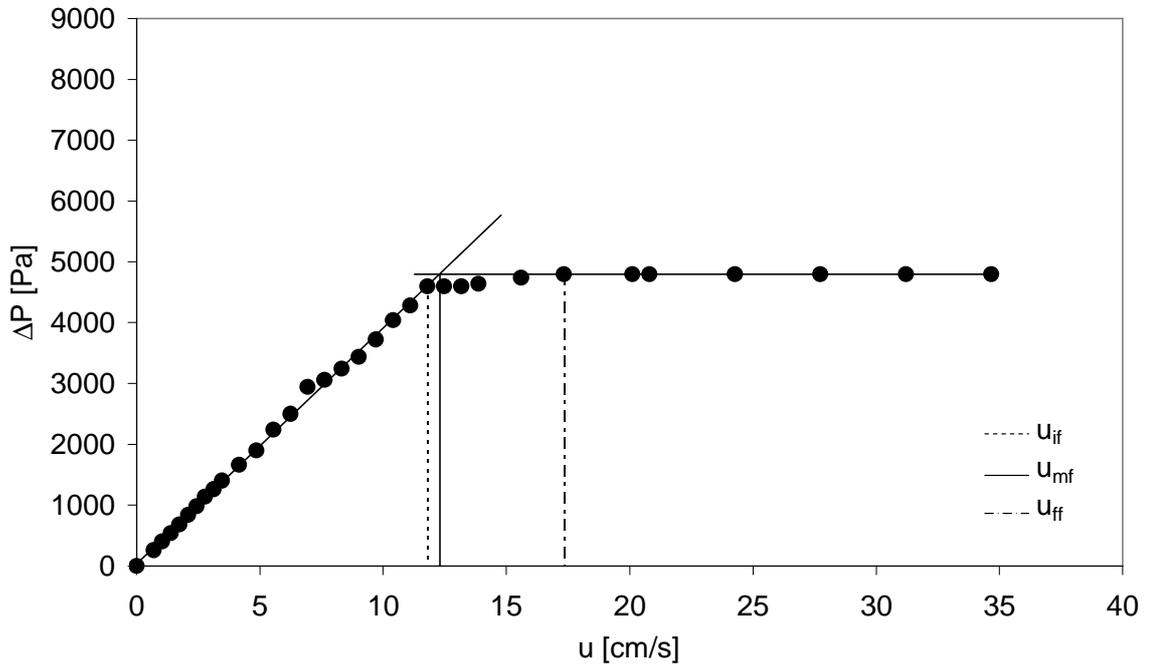


Figura A.70 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 12.3$ cm/s, $u_{if} = 11.8$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

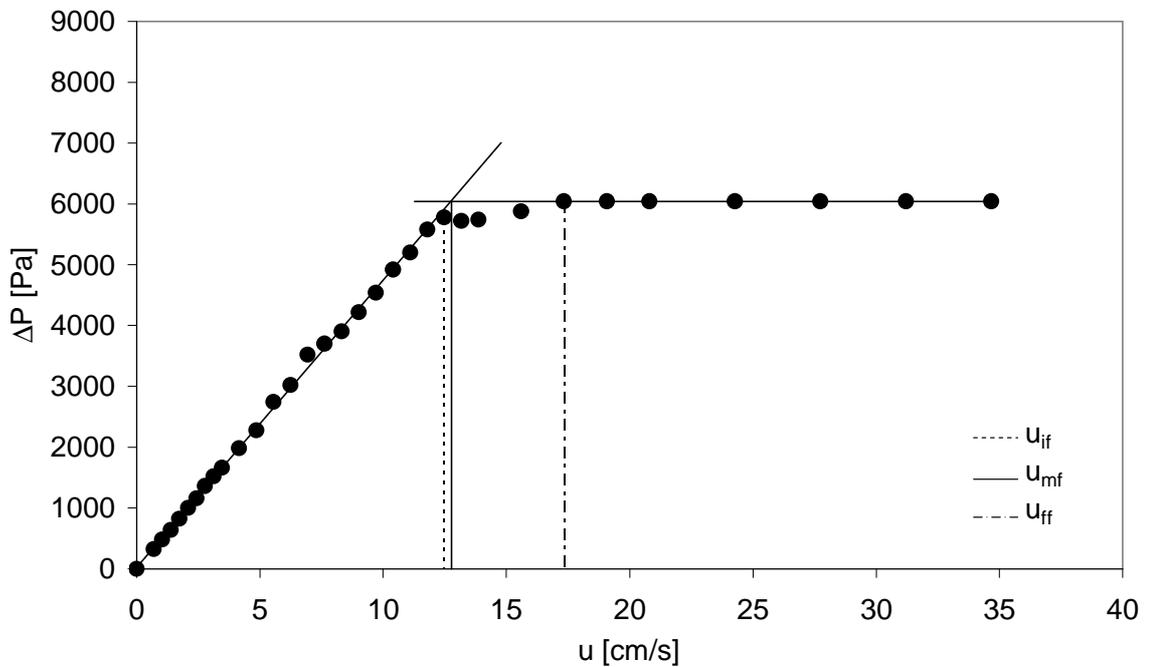


Figura A.71 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 12.8$ cm/s, $u_{if} = 12.5$ cm/s, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

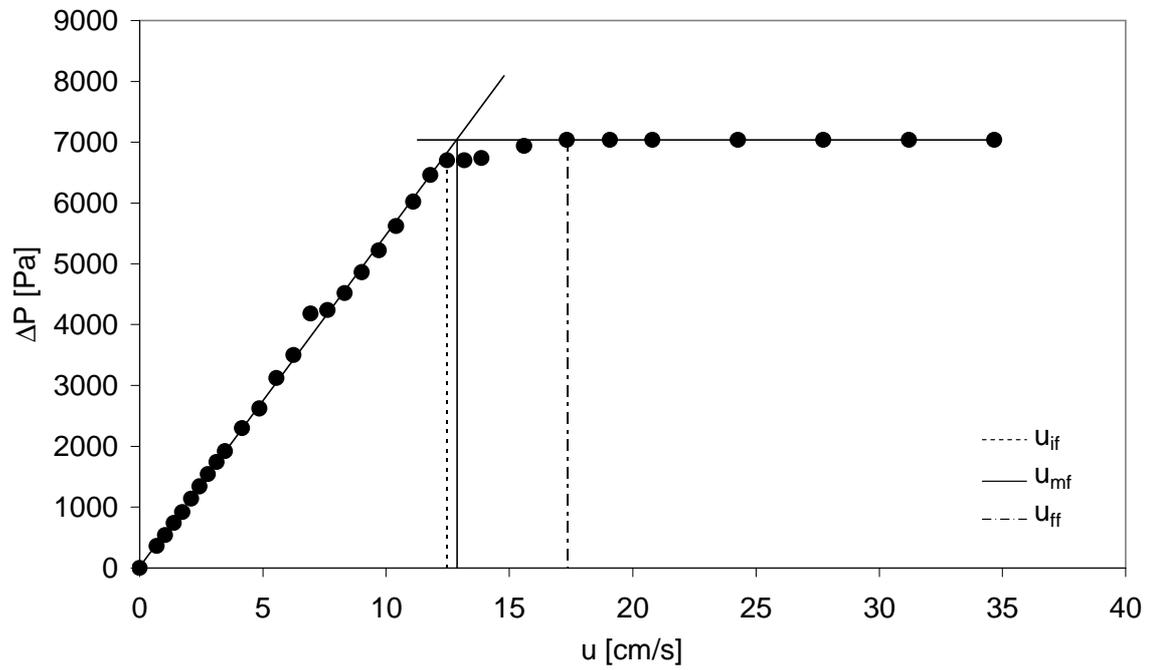


Figura A.72 Curva di fluidizzazione della miscela GB499-SS267, $x_F=0.9$.

(Sistema defluidizzato, $u_{mf}=12.9$ cm/s, $u_{if}=12.5$ cm/s, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

Appendice B

Profili assiali di concentrazione

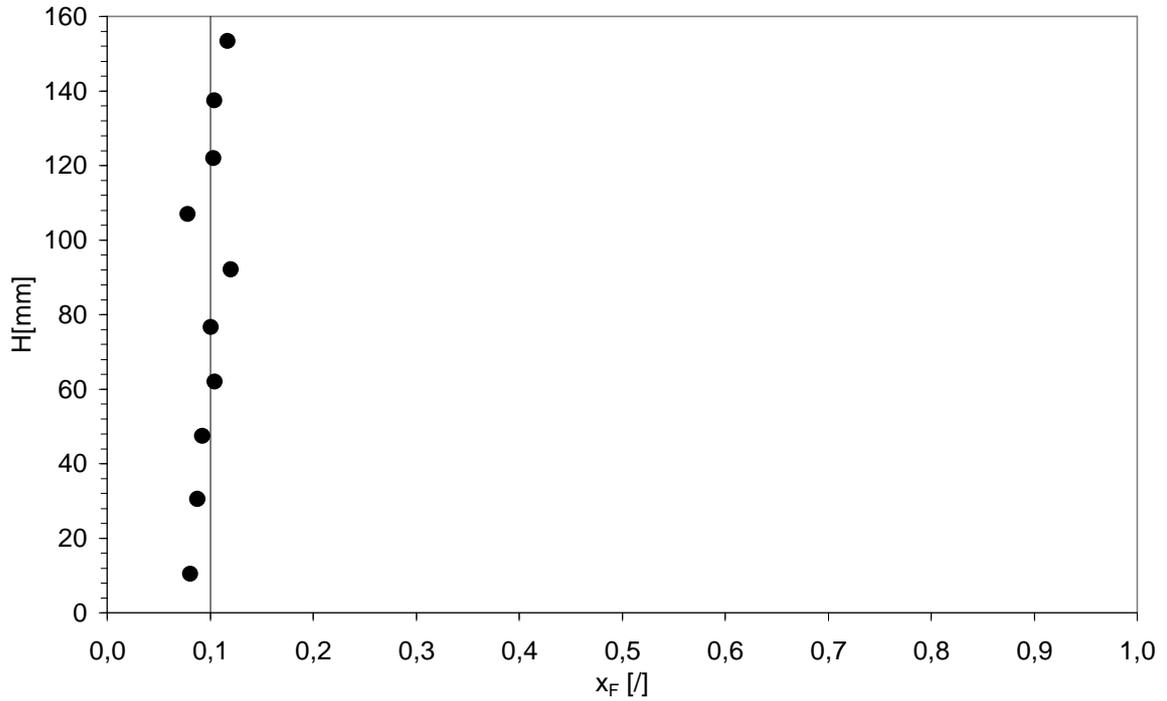


Figura B.1 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 22.5$ cm/s)

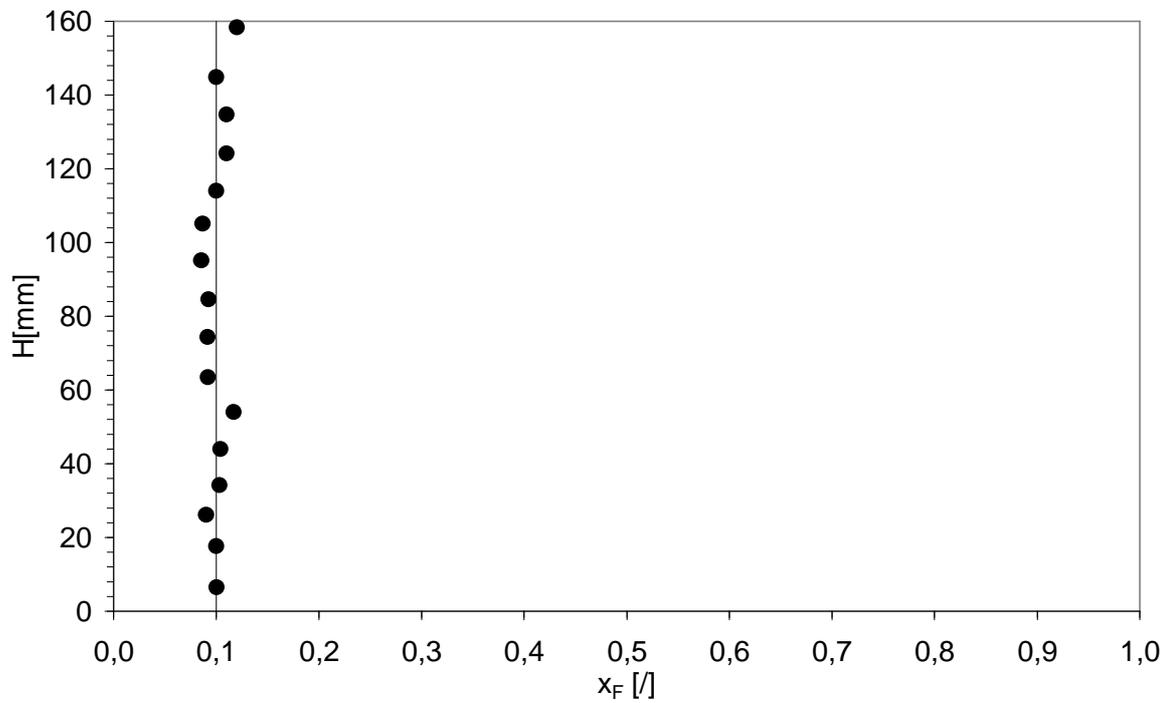


Figura B.2 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 19.1$ cm/s)

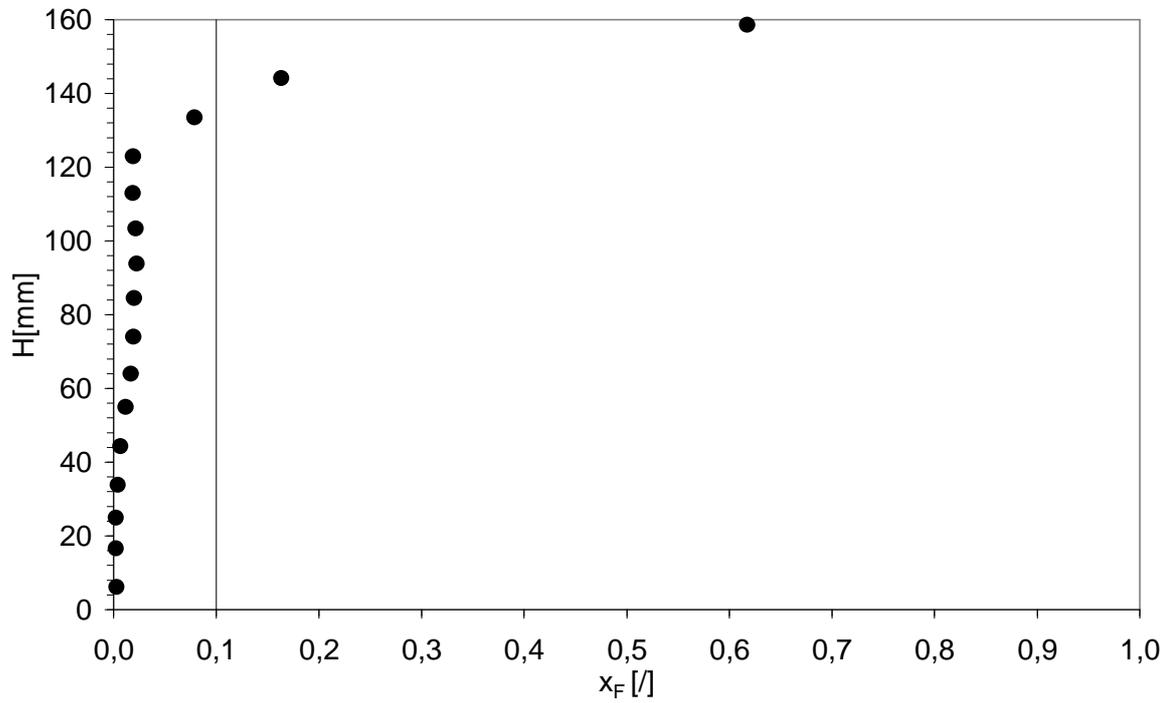


Figura B.3 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 16.1$ cm/s)

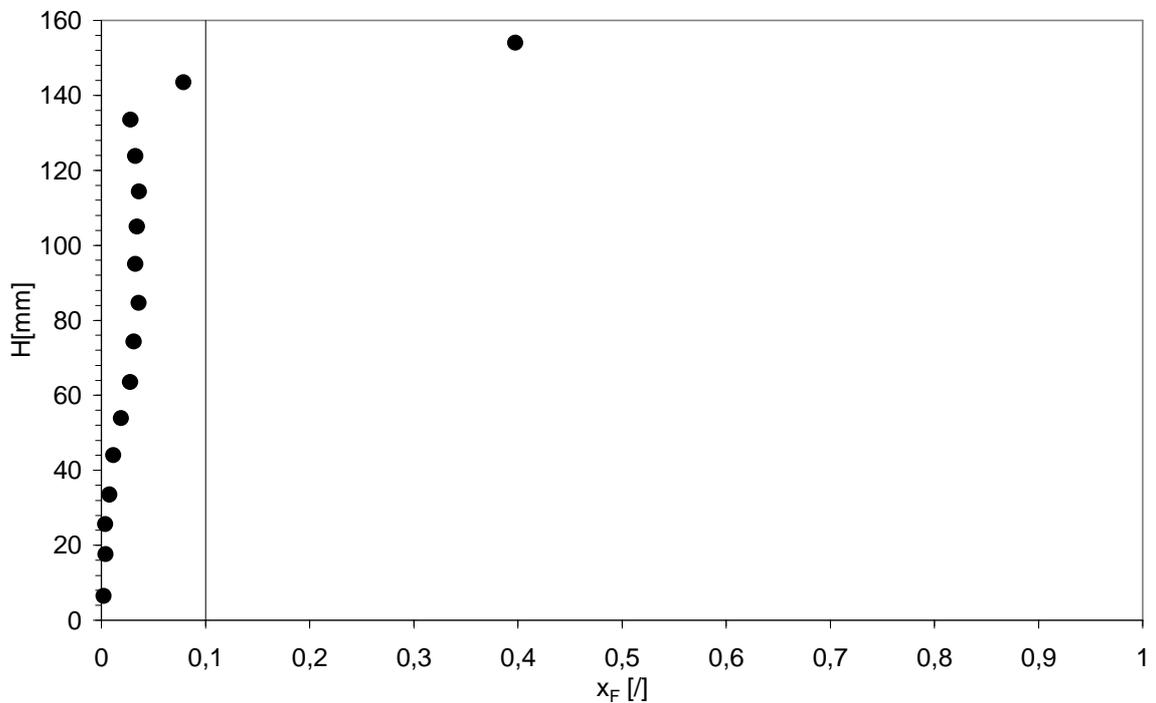


Figura B.4 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 14.6$ cm/s)

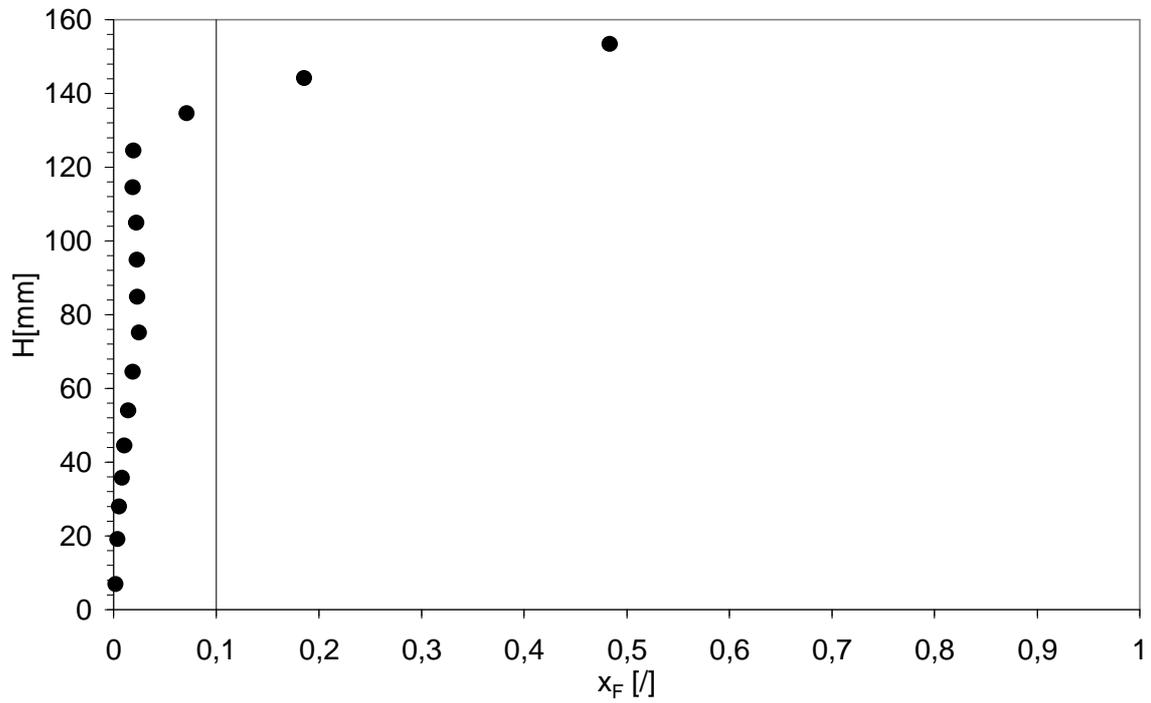


Figura B.5 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 12.5$ cm/s)

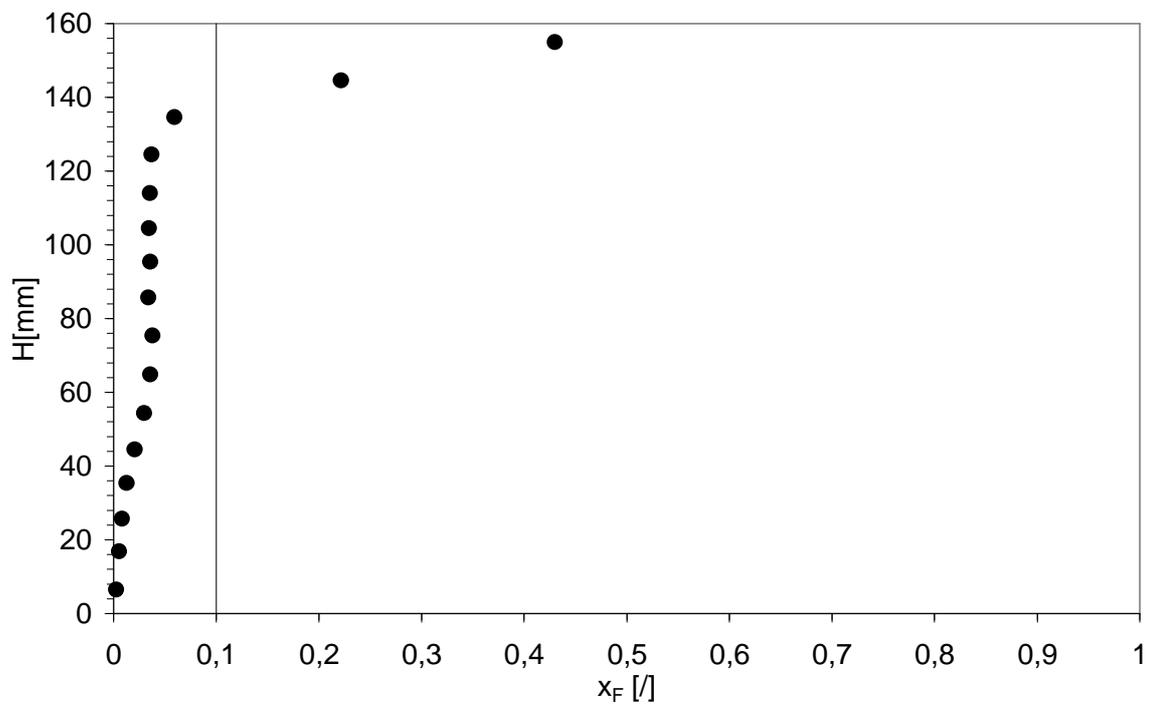


Figura B.6 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 10.4$ cm/s)

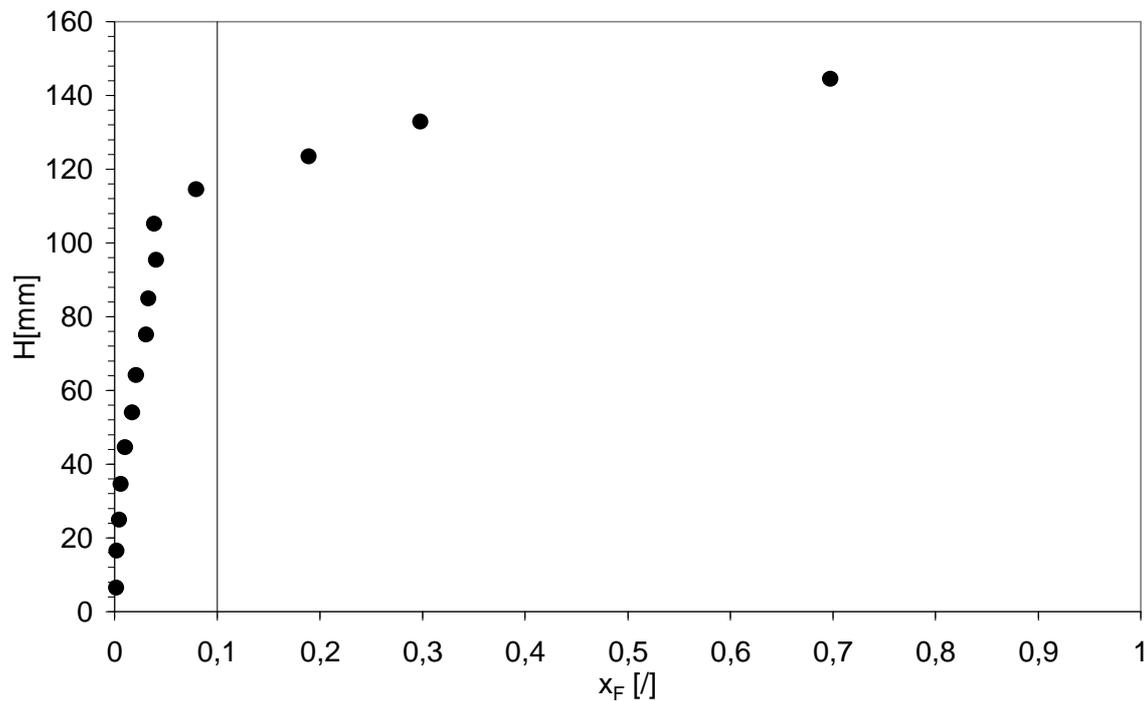


Figura B.7 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 9.0$ cm/s)

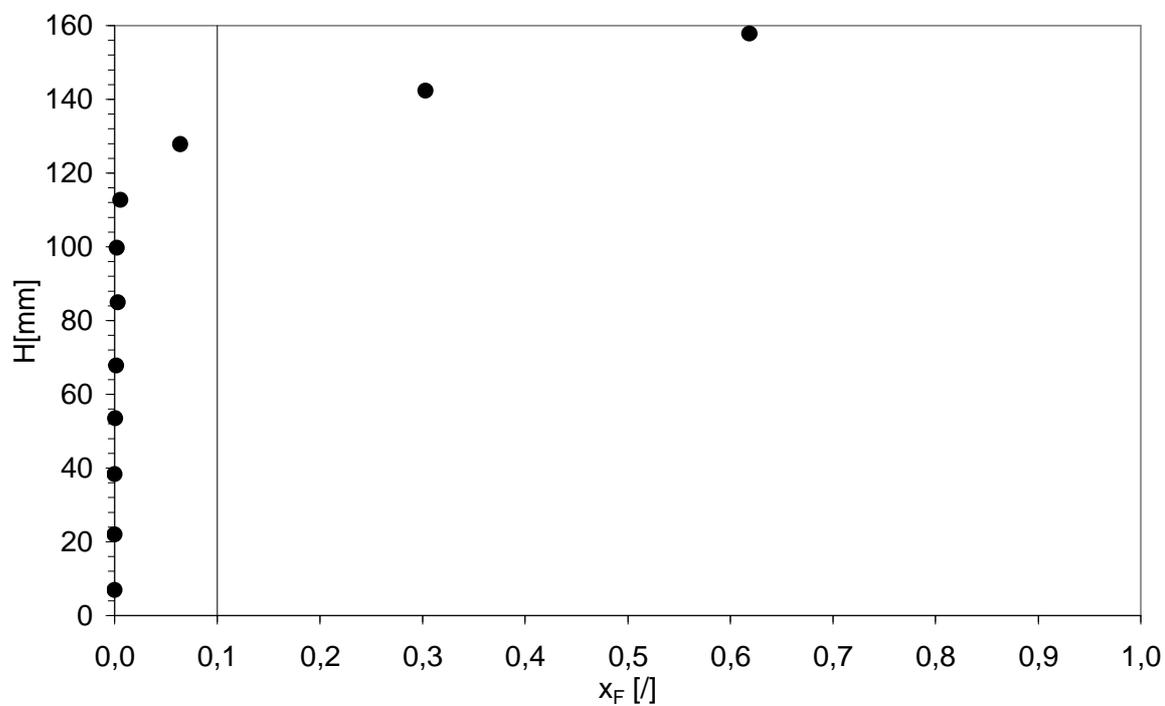


Figura B.8 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 0$ cm/s)

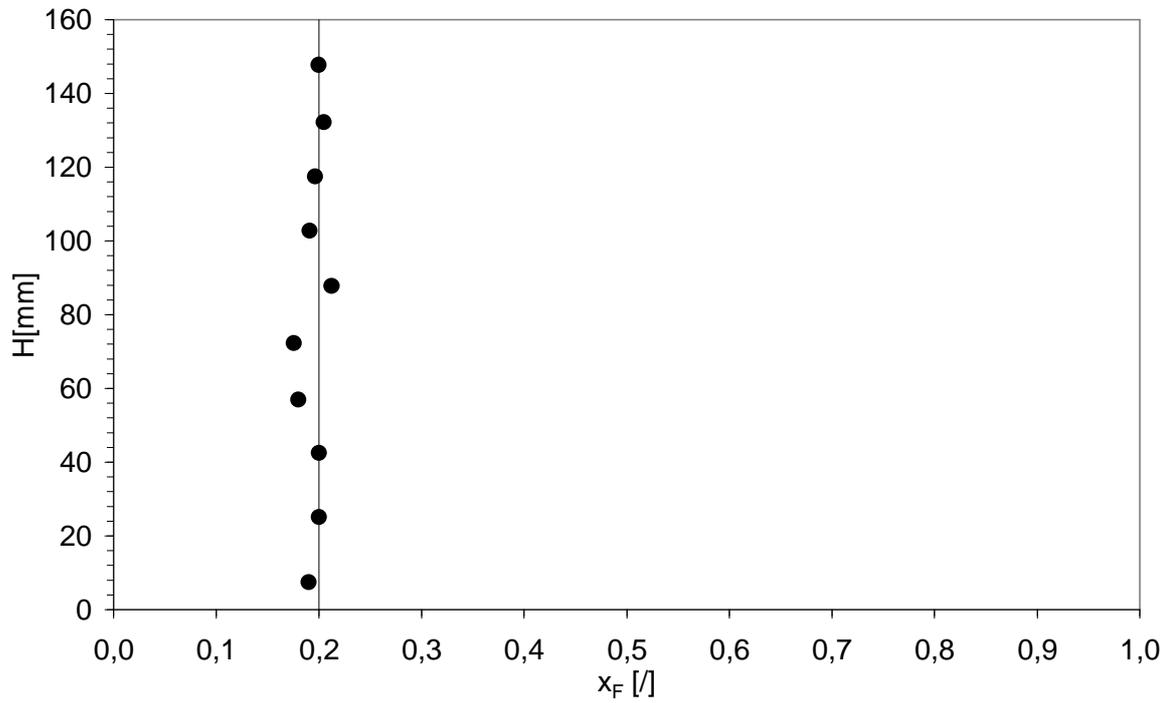


Figura B.9 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u = 16,6$ cm/s)

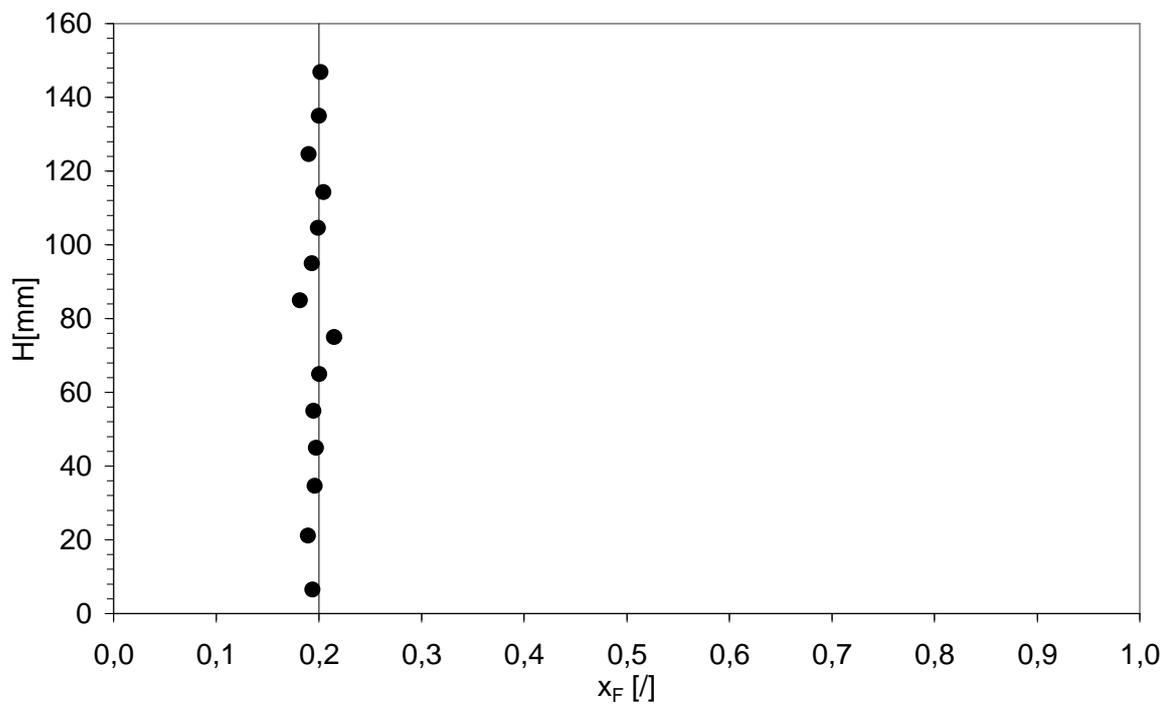


Figura B.10 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 15,3$ cm/s)

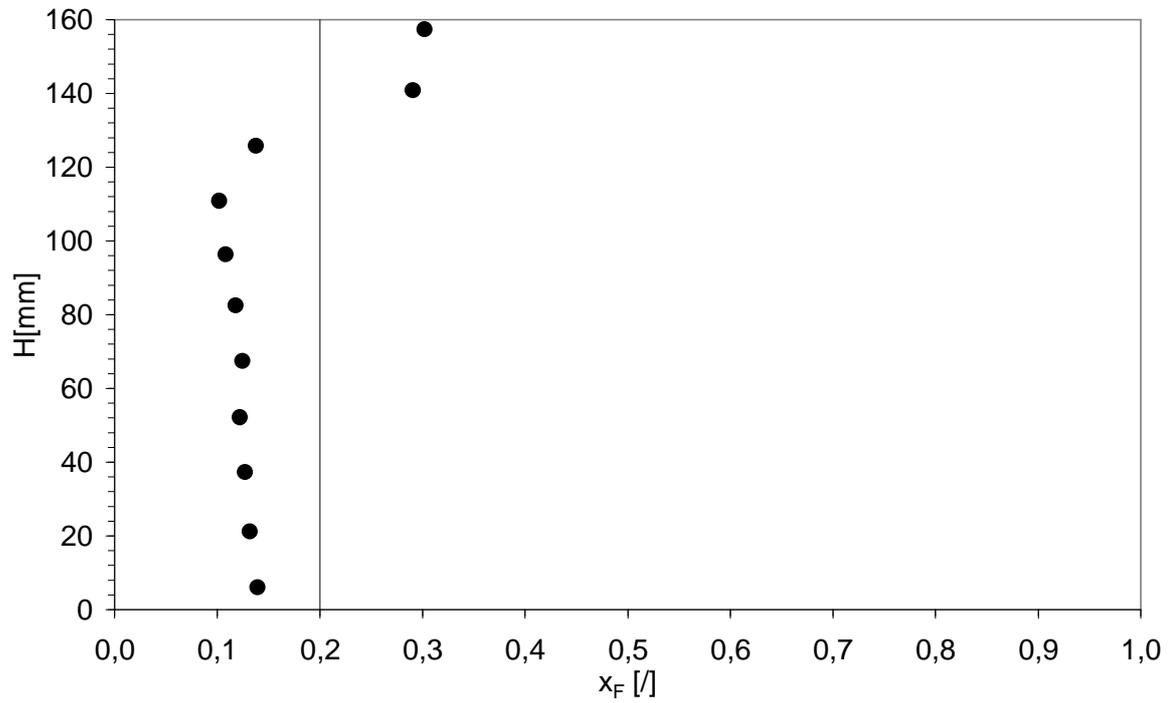


Figura B.11 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u=13.9$ cm/s)

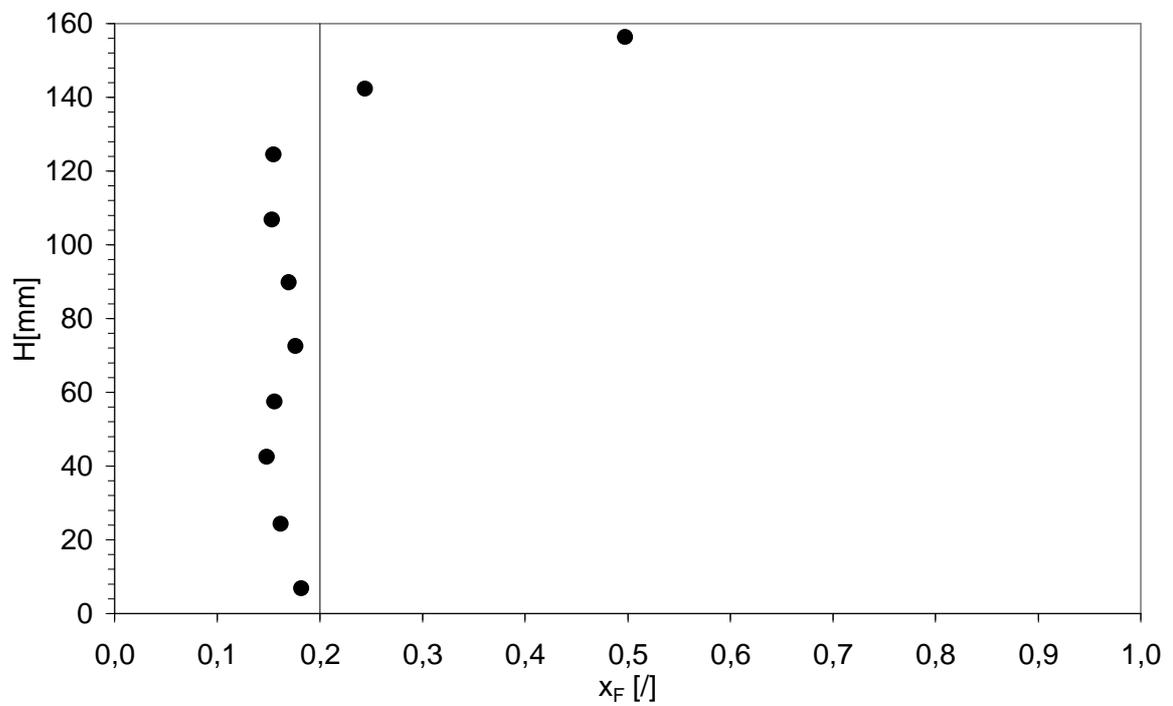


Figura B.12 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf}=11.2$ cm/s)

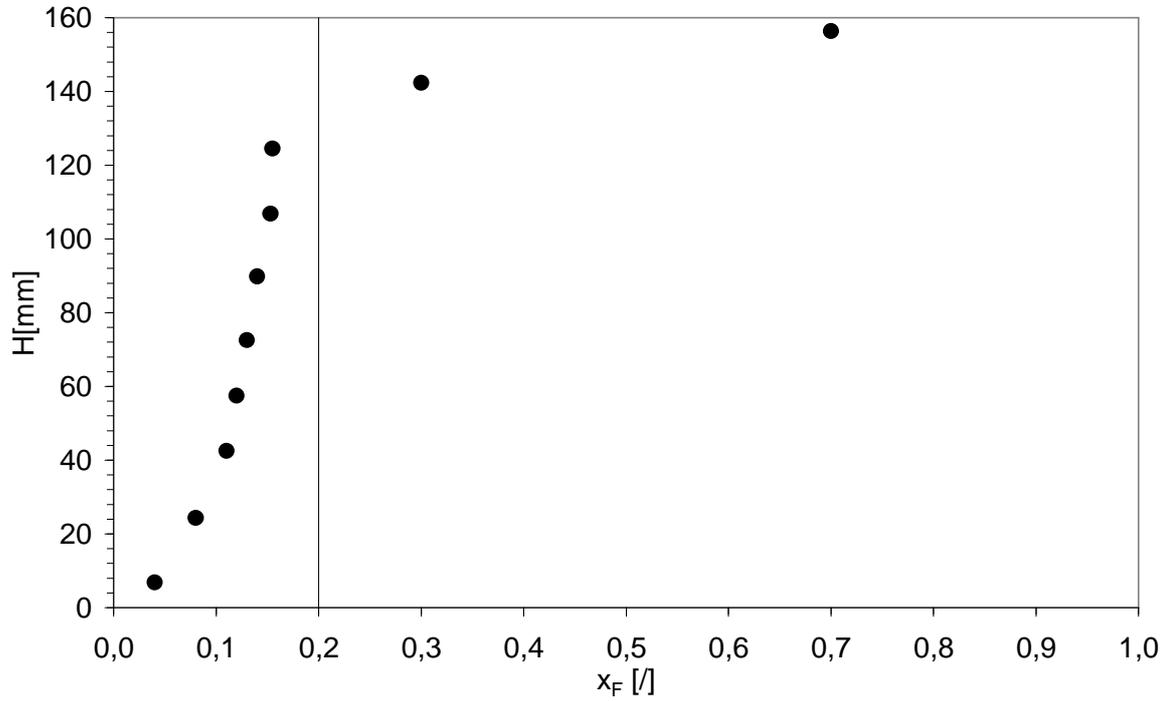


Figura B.13 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 8.3$ cm/s)

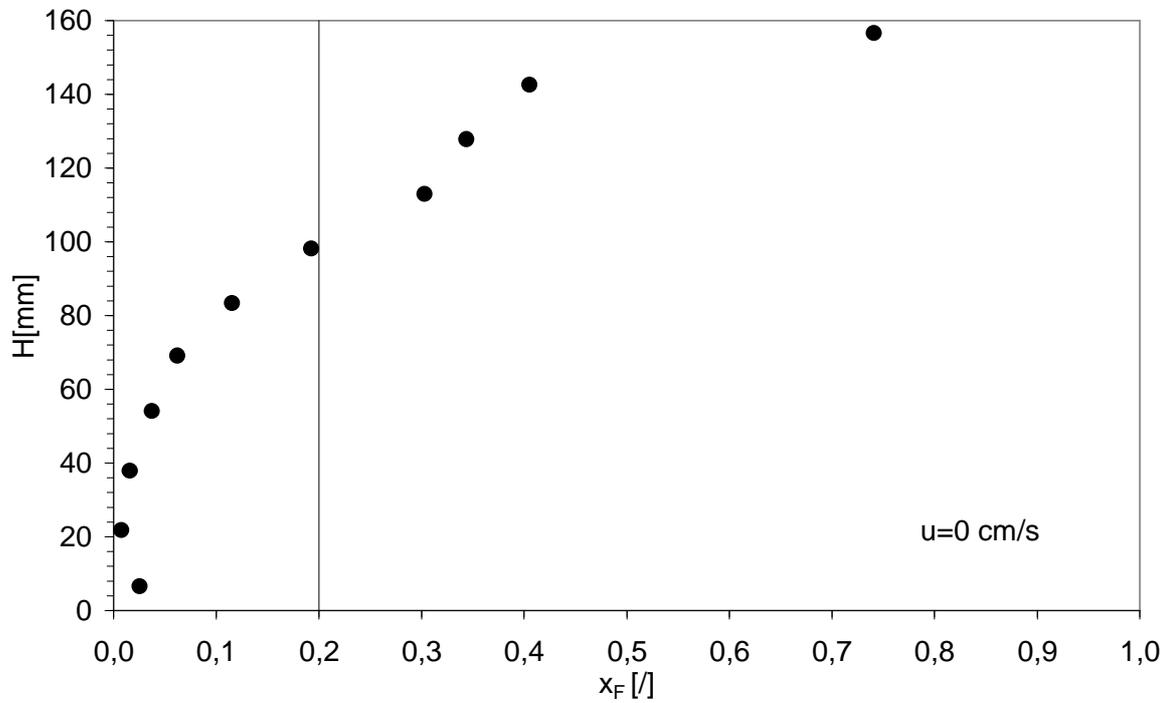


Figura B.14 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u = 0$ cm/s)

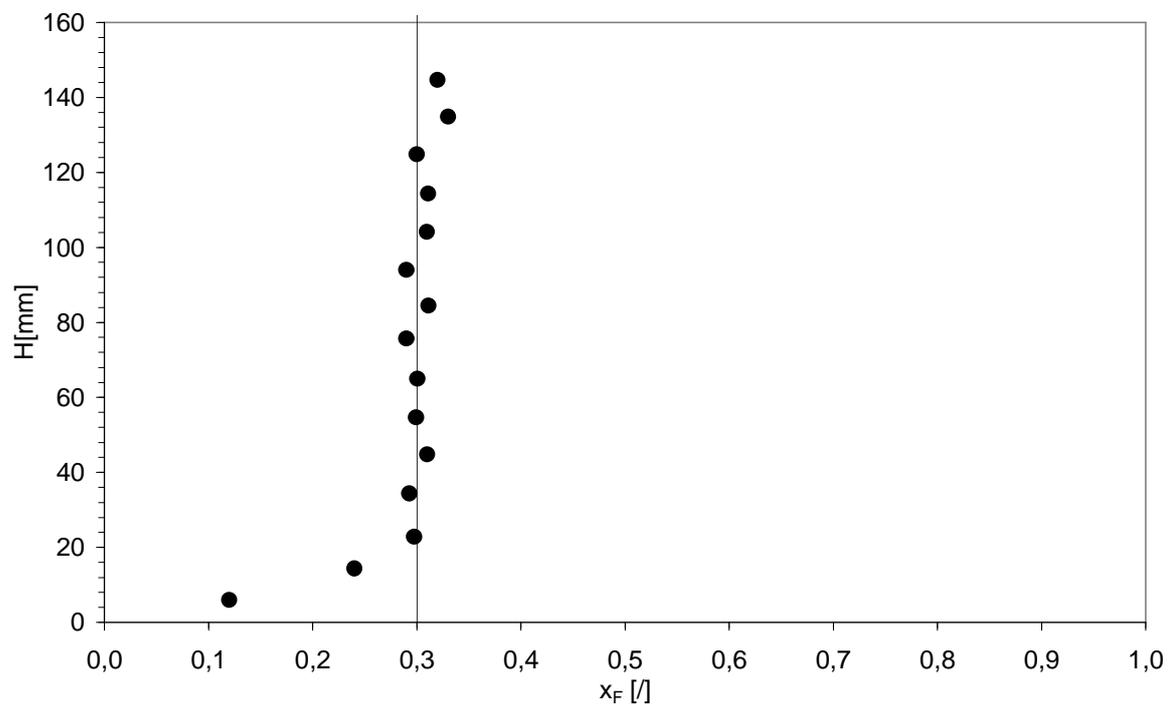


Figura B.15 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 14.6$ cm/s)

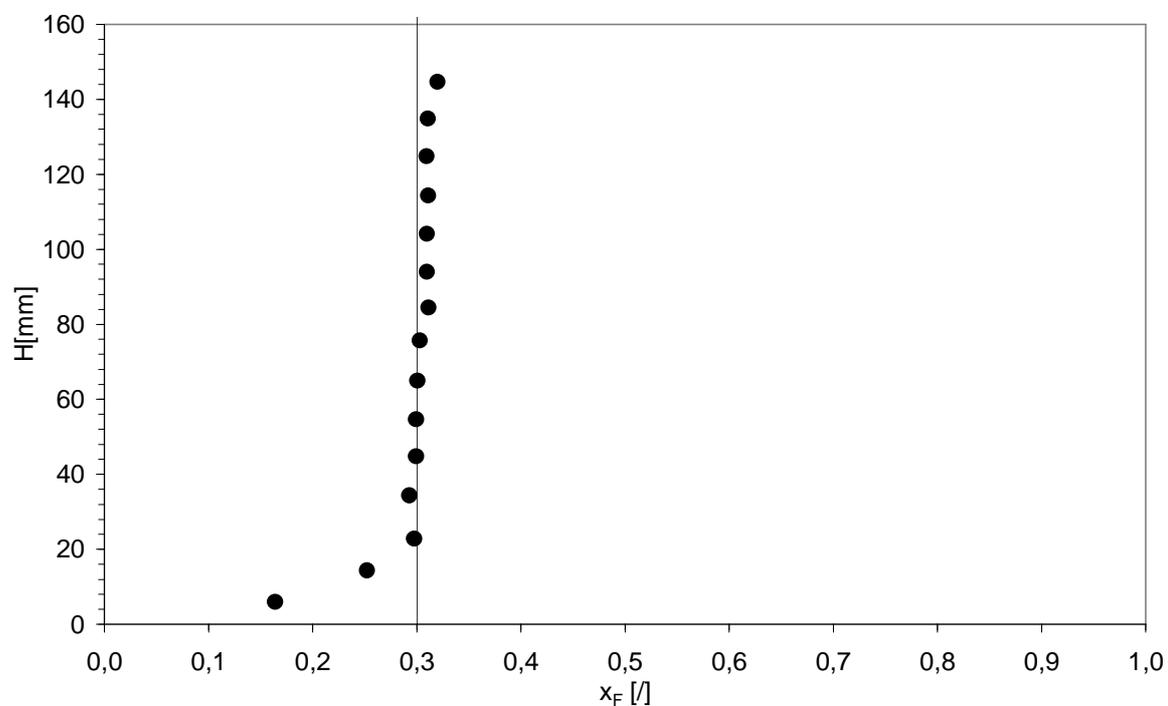


Figura B.16 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 12.5$ cm/s)

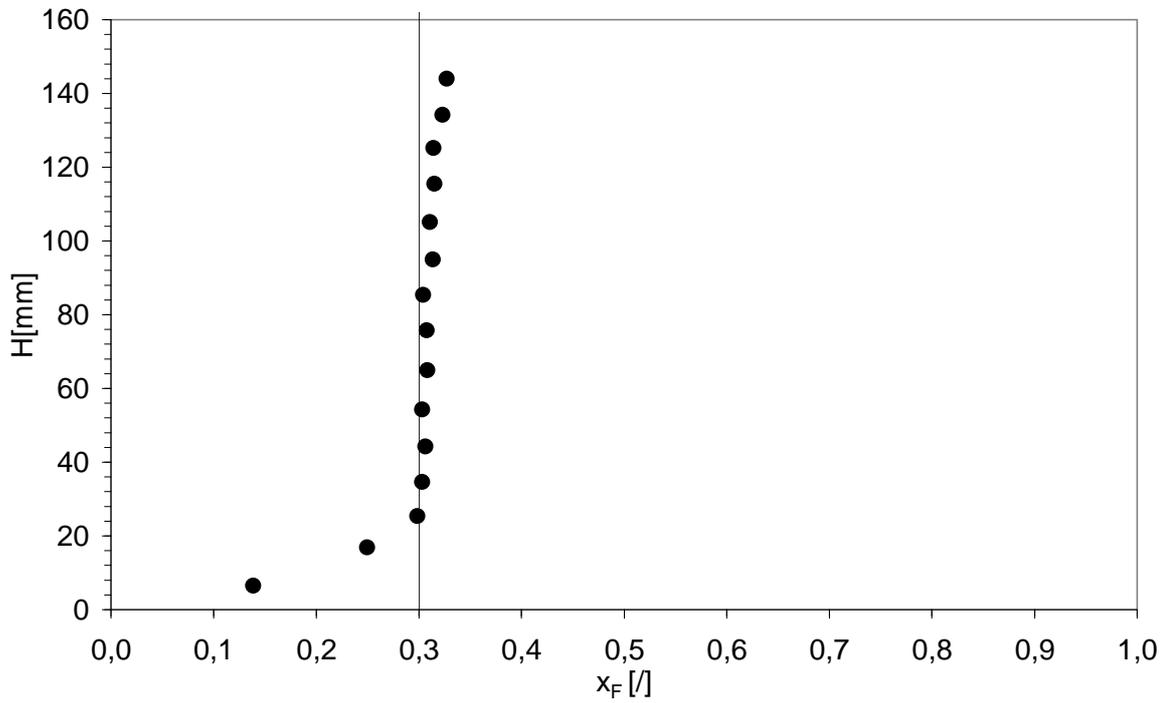


Figura B.17 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u=11.1$ cm/s)

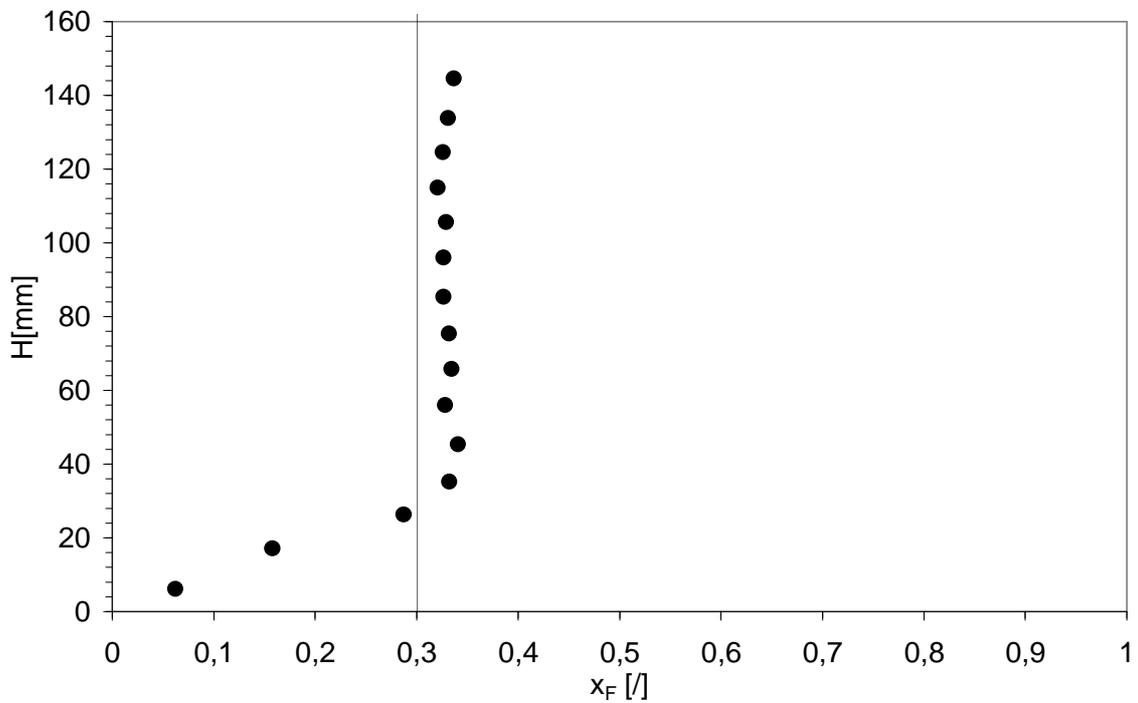


Figura B.18 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u=9.7$ cm/s)

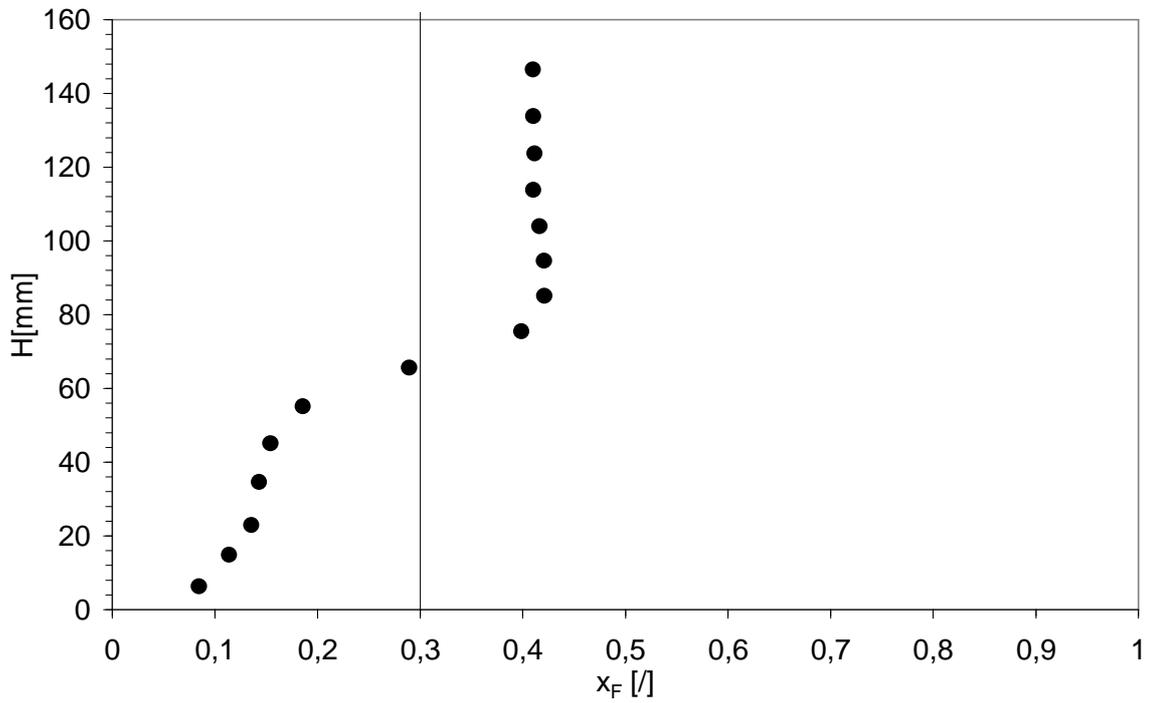


Figura B.19 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 8.5$ cm/s)

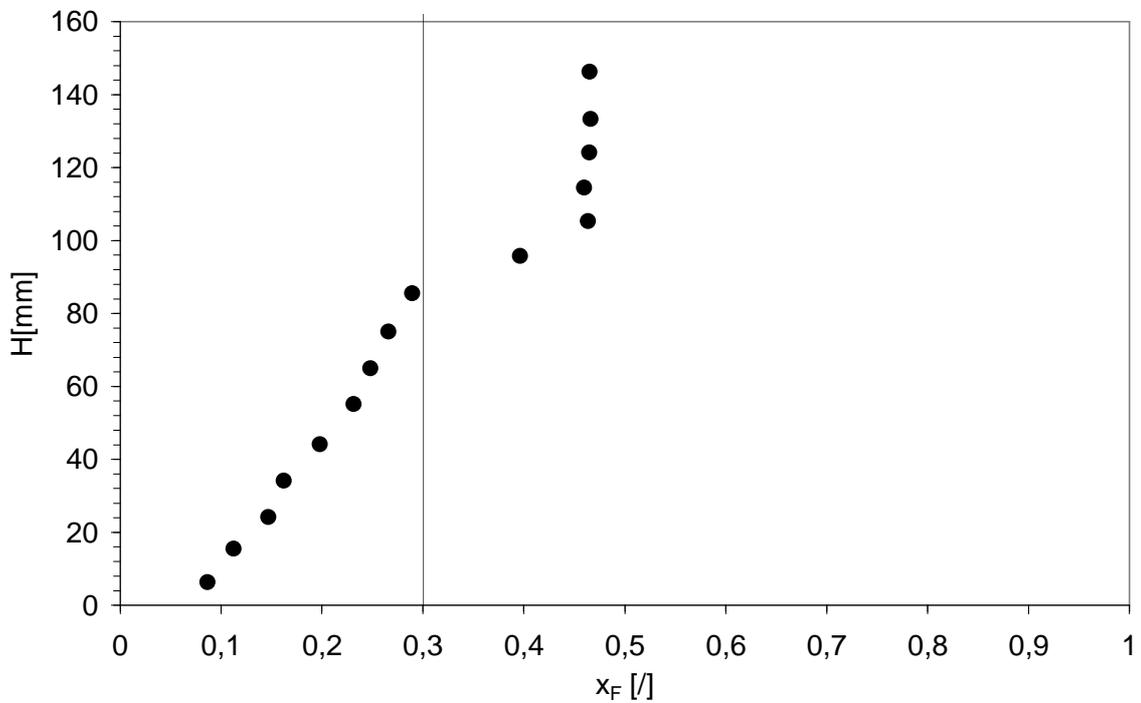


Figura B.20 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 6.9$ cm/s)

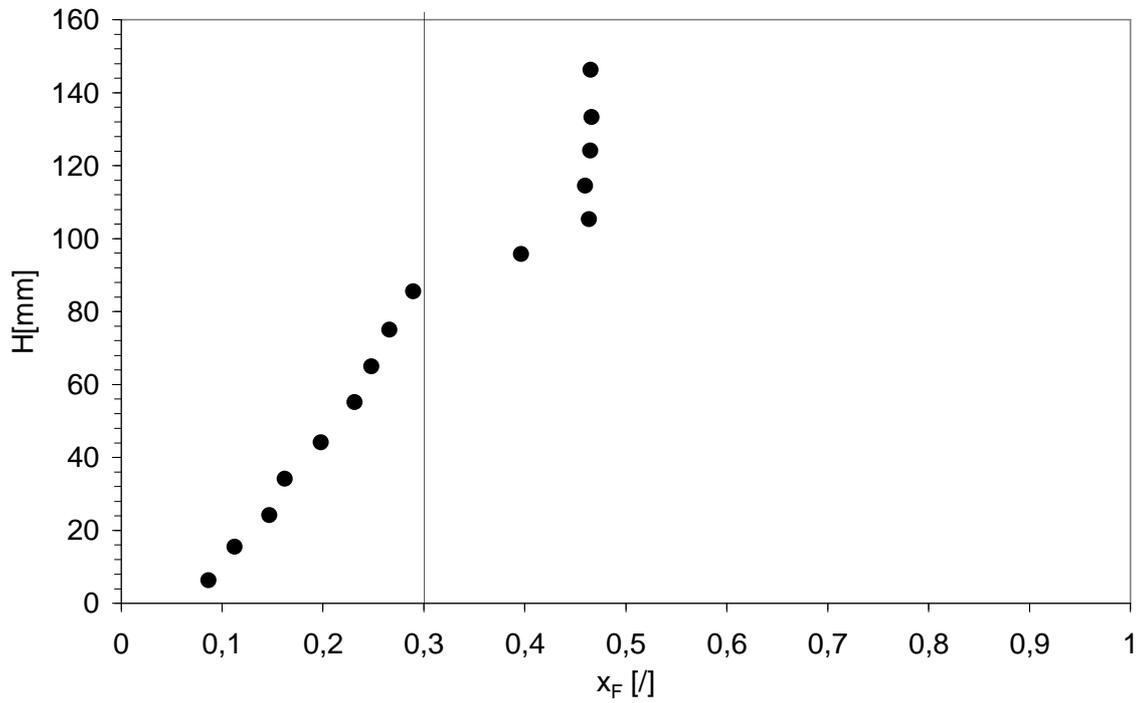


Figura B.21 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 5.6$ cm/s)

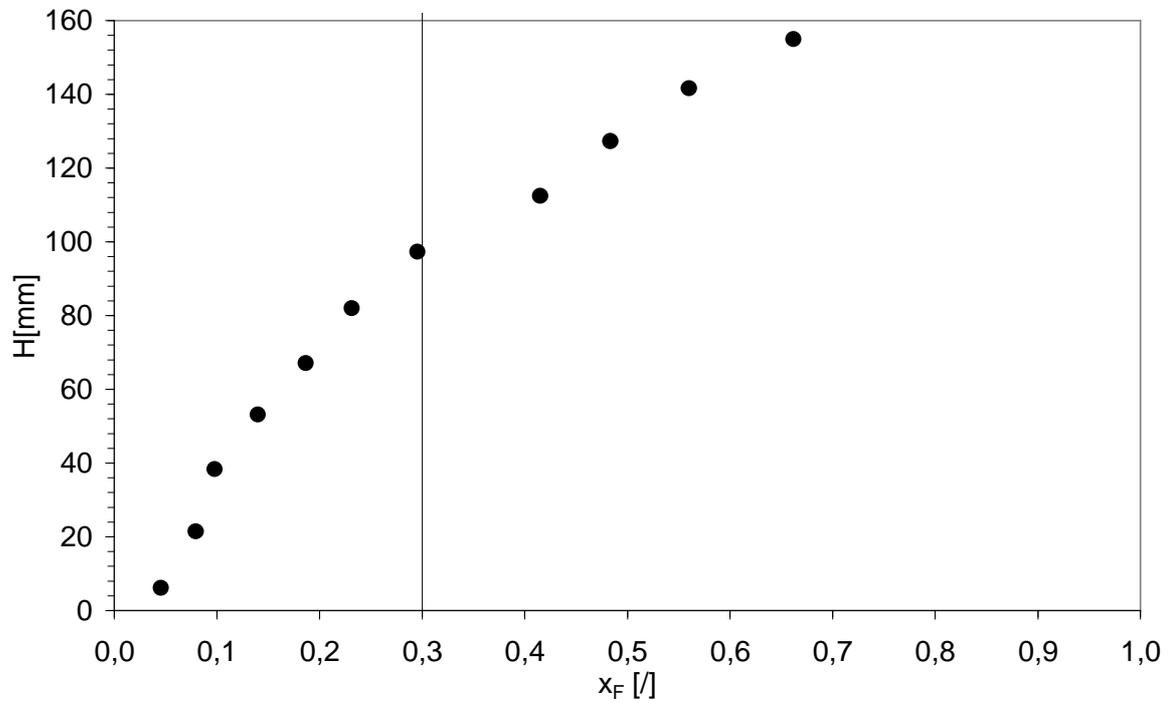


Figura B.22 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 0$ cm/s)

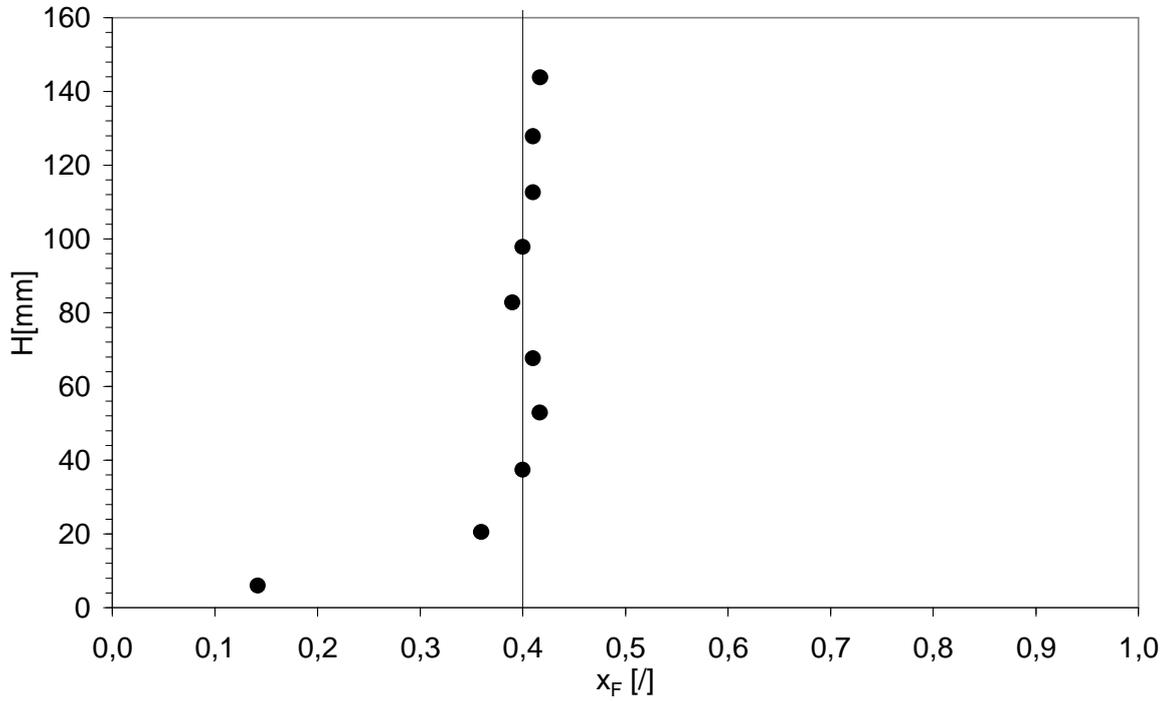


Figura B.23 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 11.1$ cm/s)

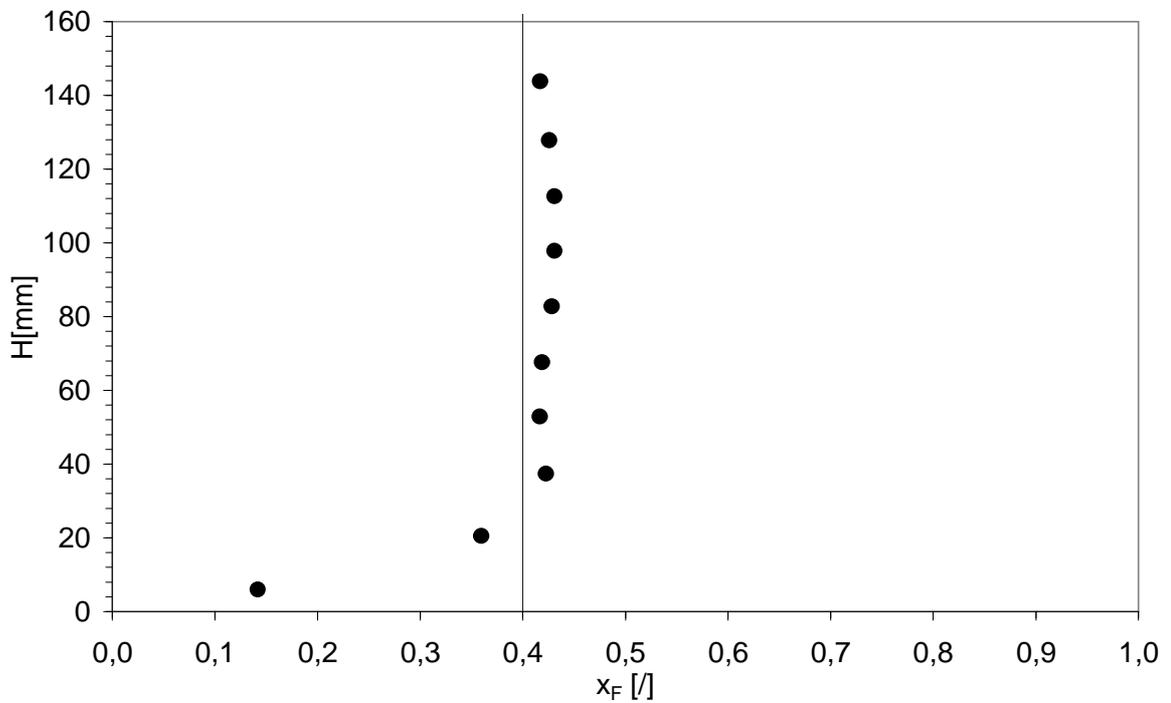


Figura B.24 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if} = 9.7$ cm/s)

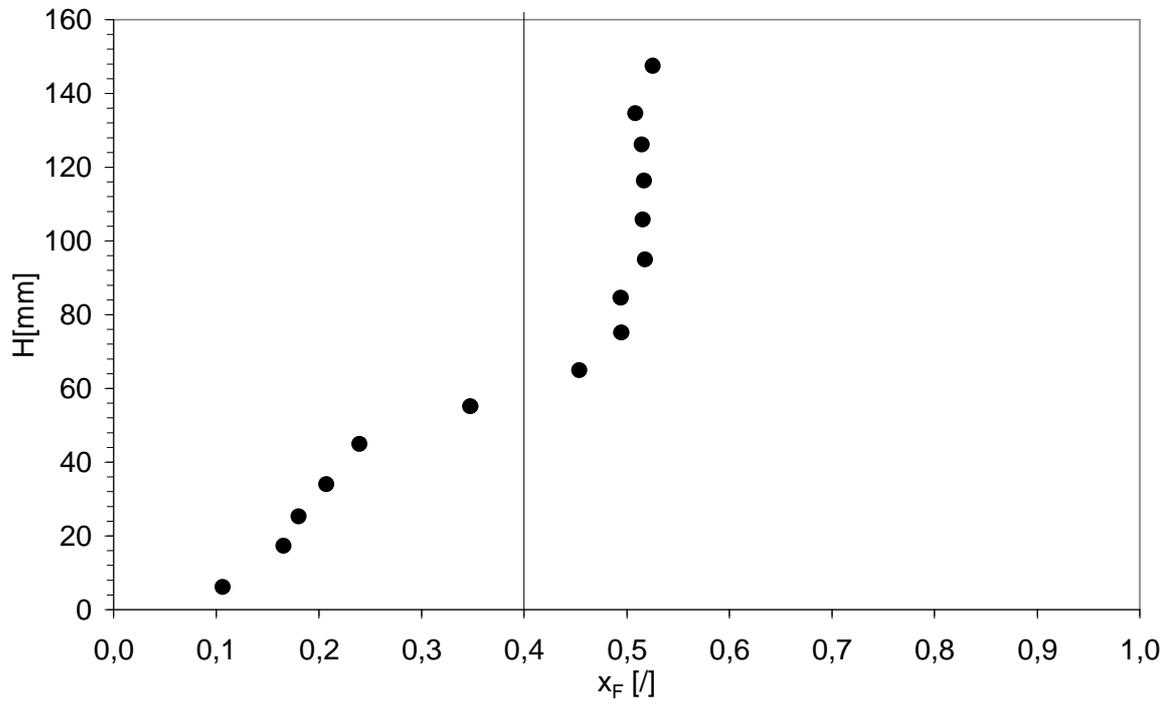


Figura B.25 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 8.3$ cm/s)

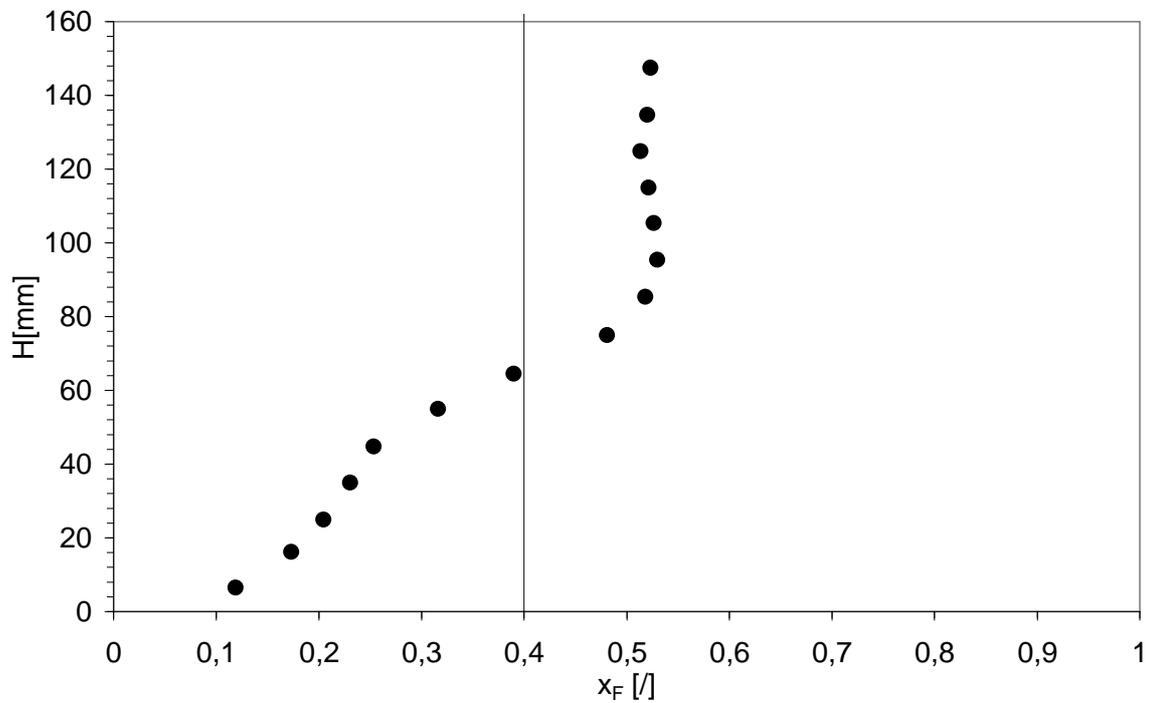


Figura B.26 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 7.3$ cm/s)

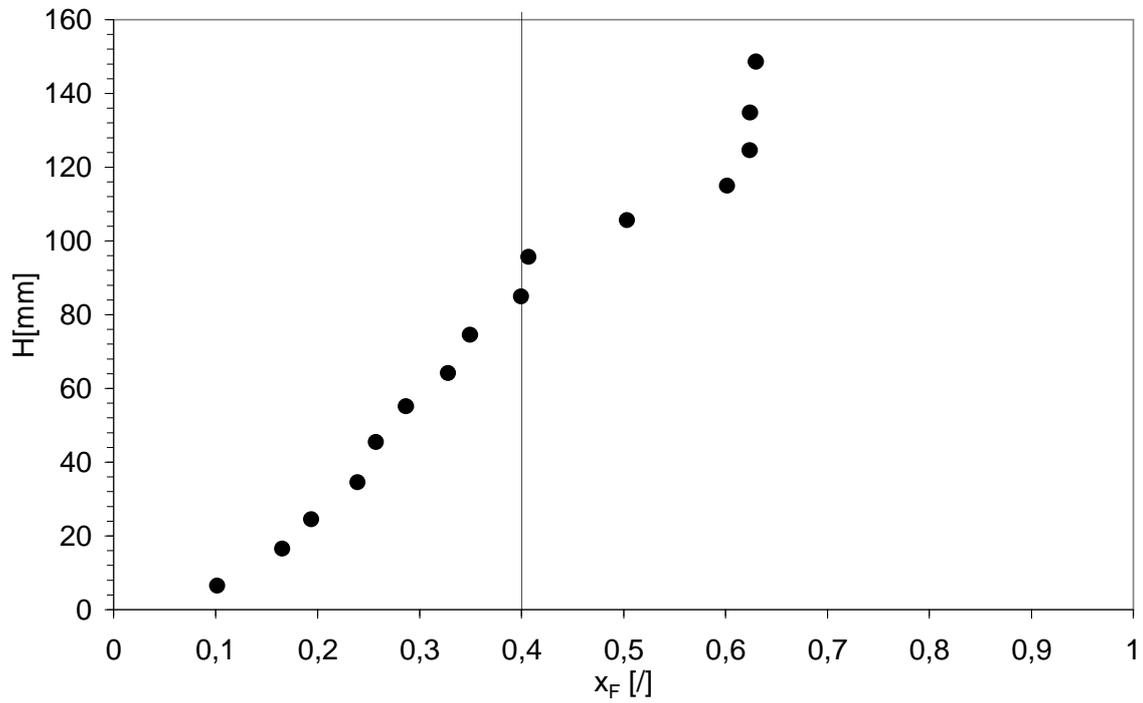


Figura B.27 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 6.2$ cm/s)

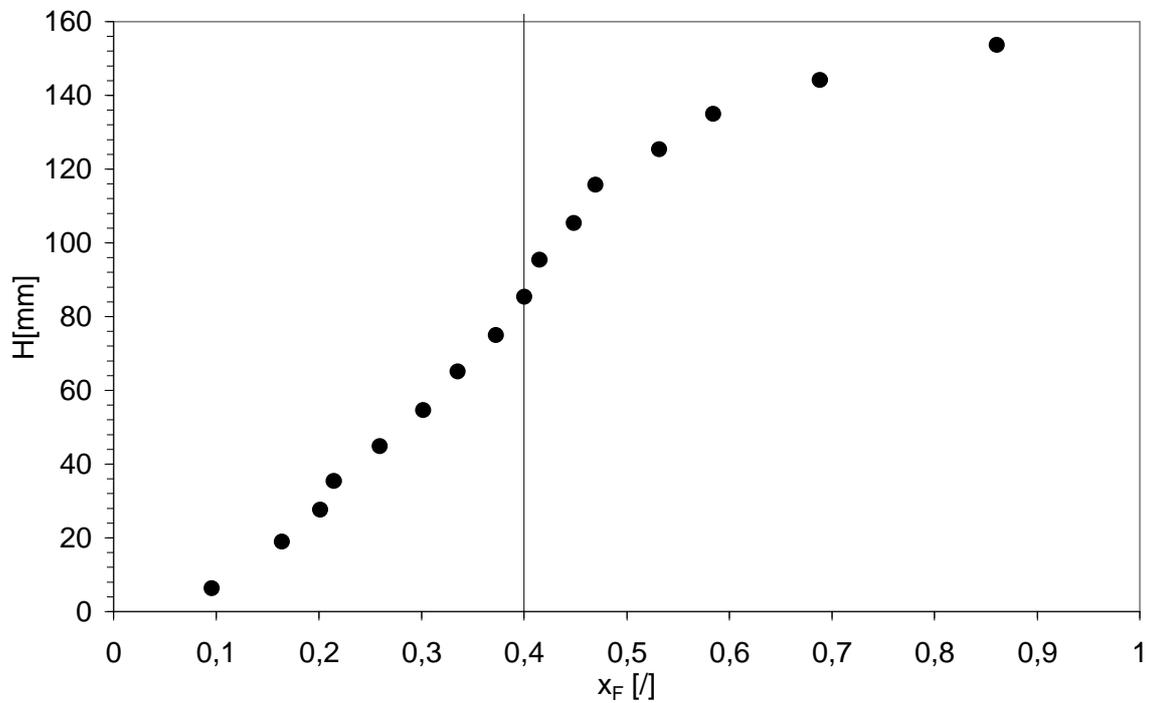


Figura B.28 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 4.9$ cm/s)

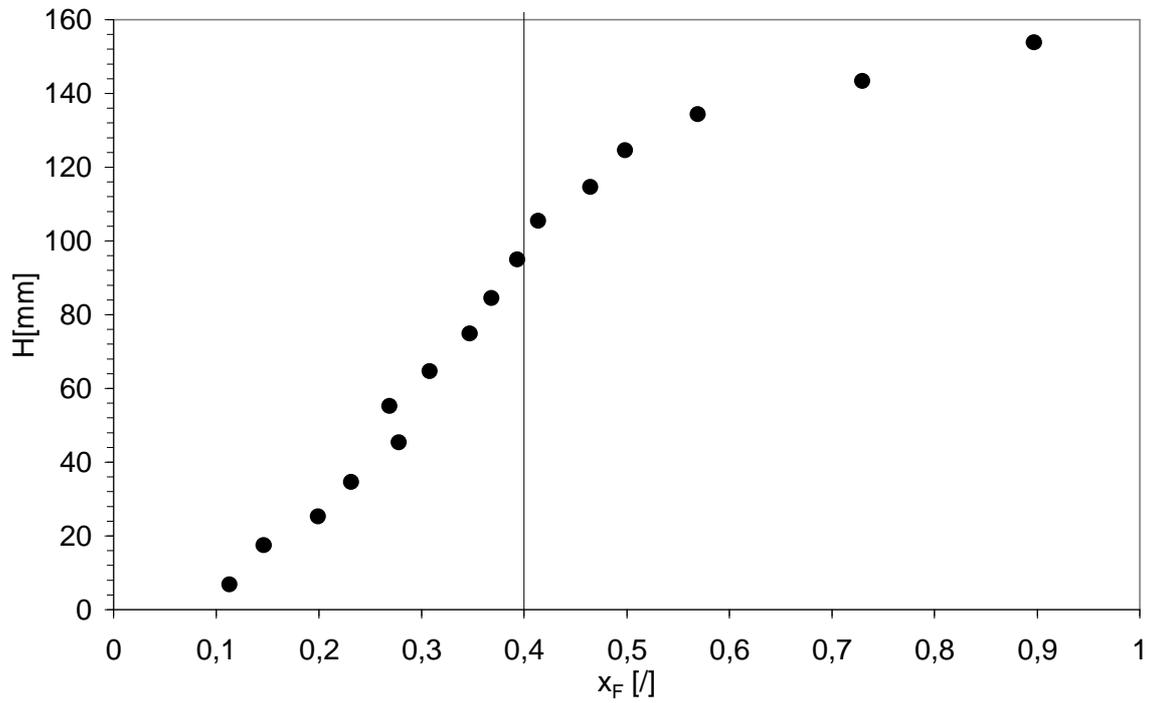


Figura B.29 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u=3.5$ cm/s)

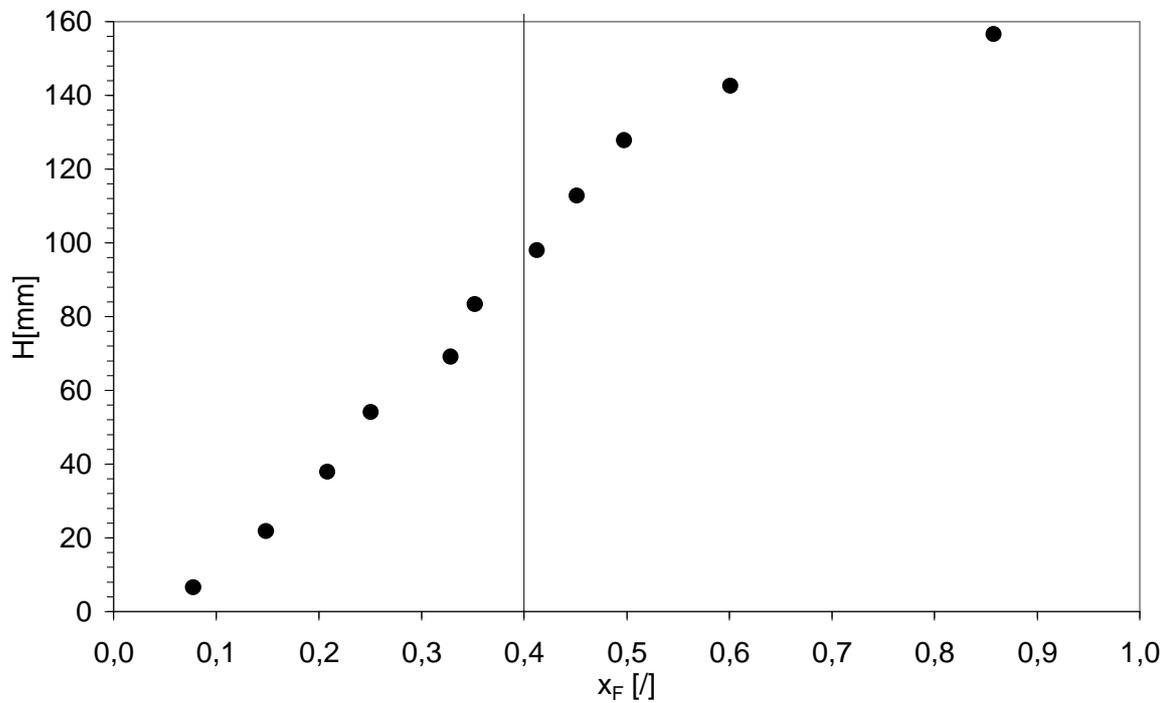


Figura B.30 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u=0$ cm/s)

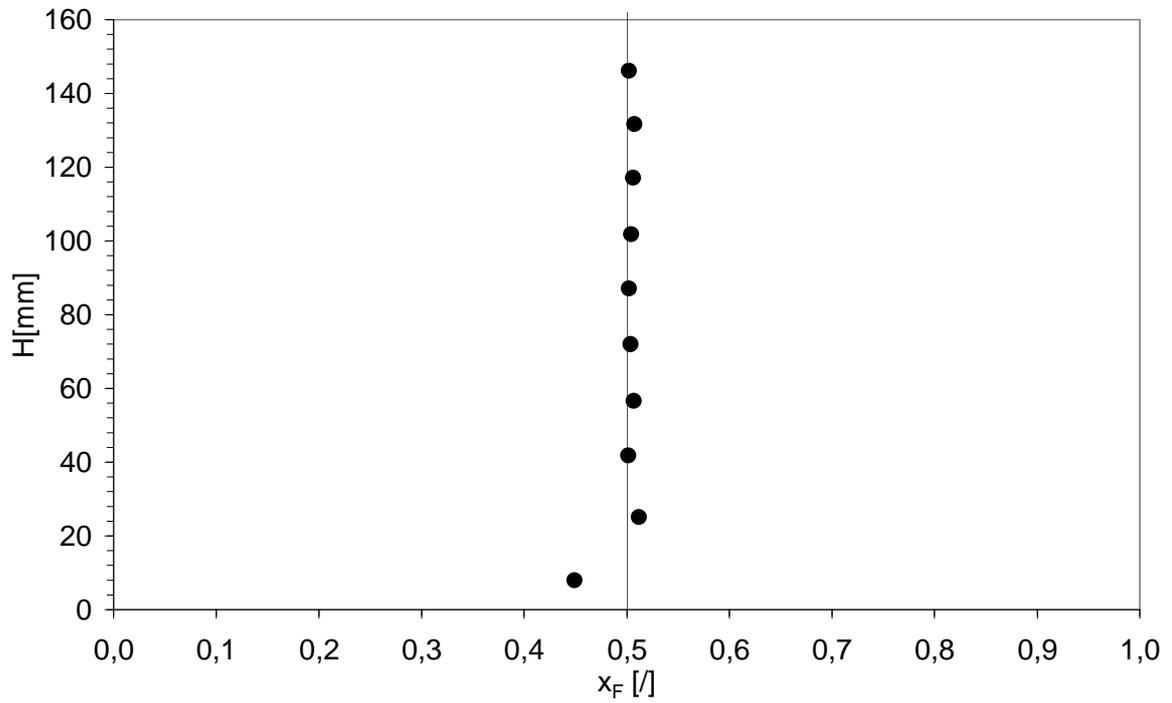


Figura B.31 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u=14.6$ cm/s)

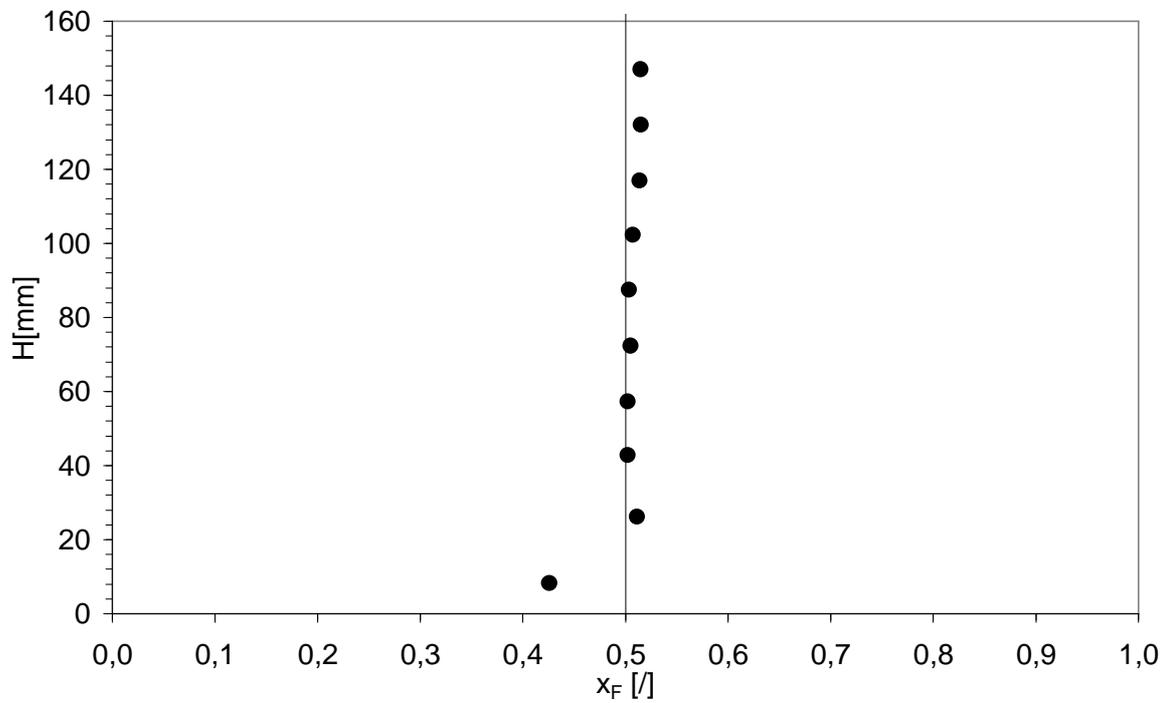


Figura B.32 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u=11.1$ cm/s)

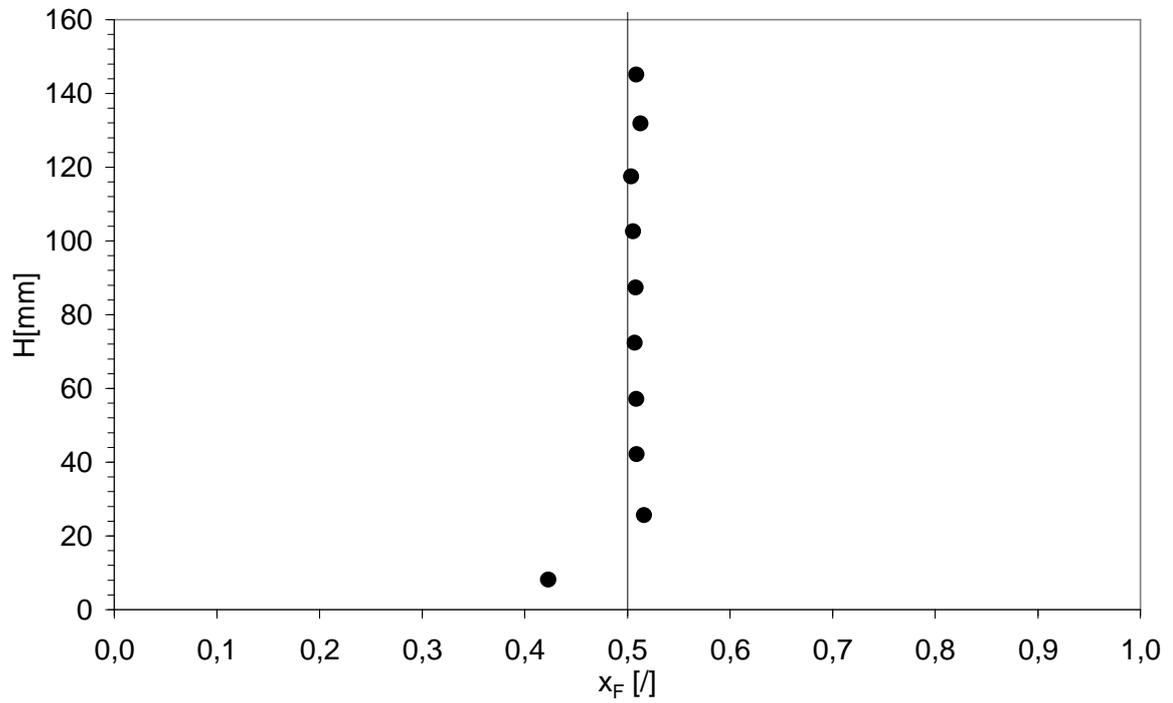


Figura B.33 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 9.7$ cm/s)

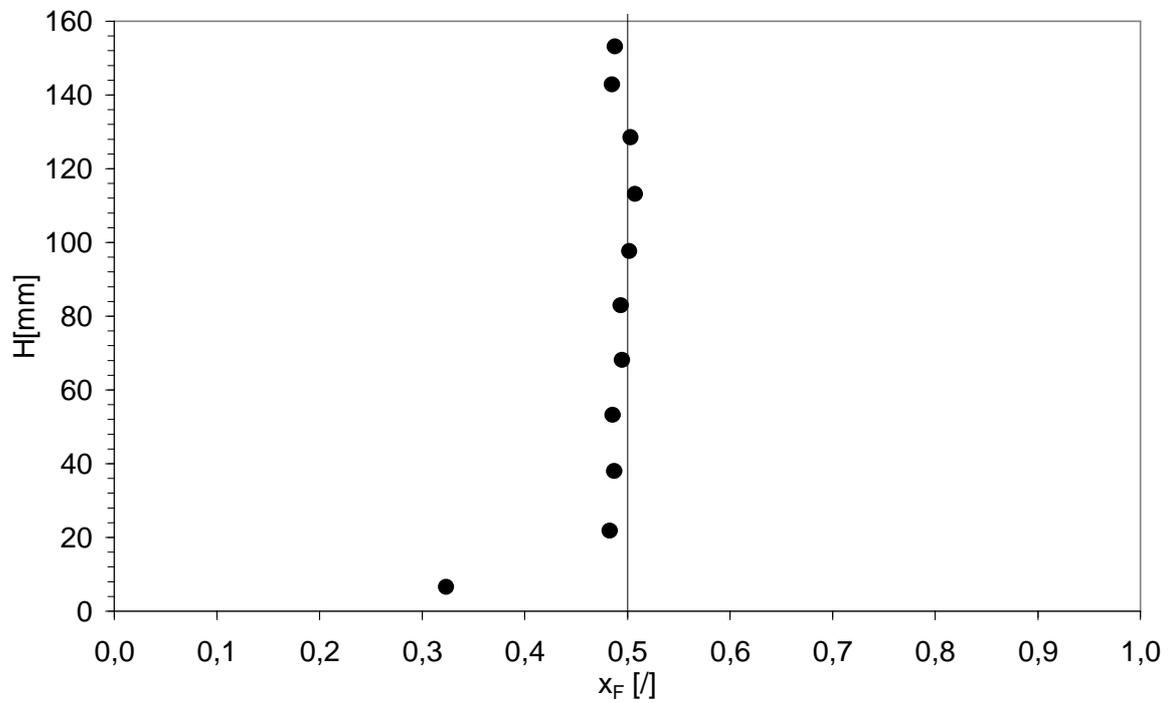


Figura B.34 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 9.0$ cm/s)

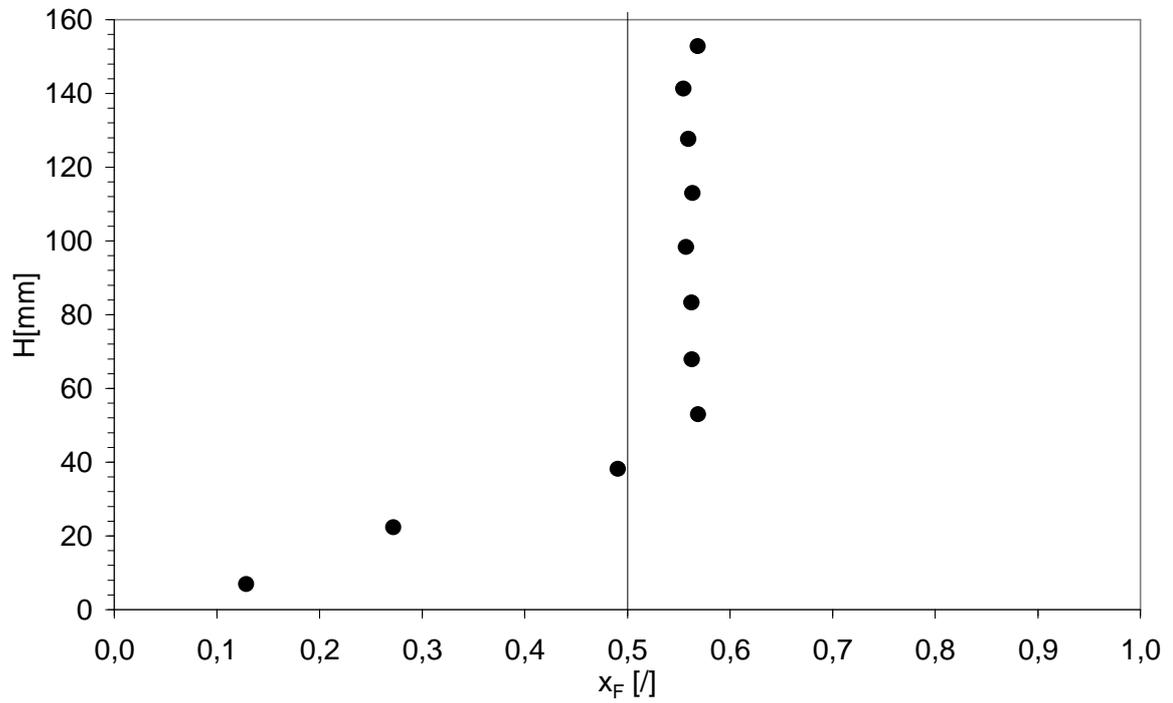


Figura B.35 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 7.6$ cm/s)

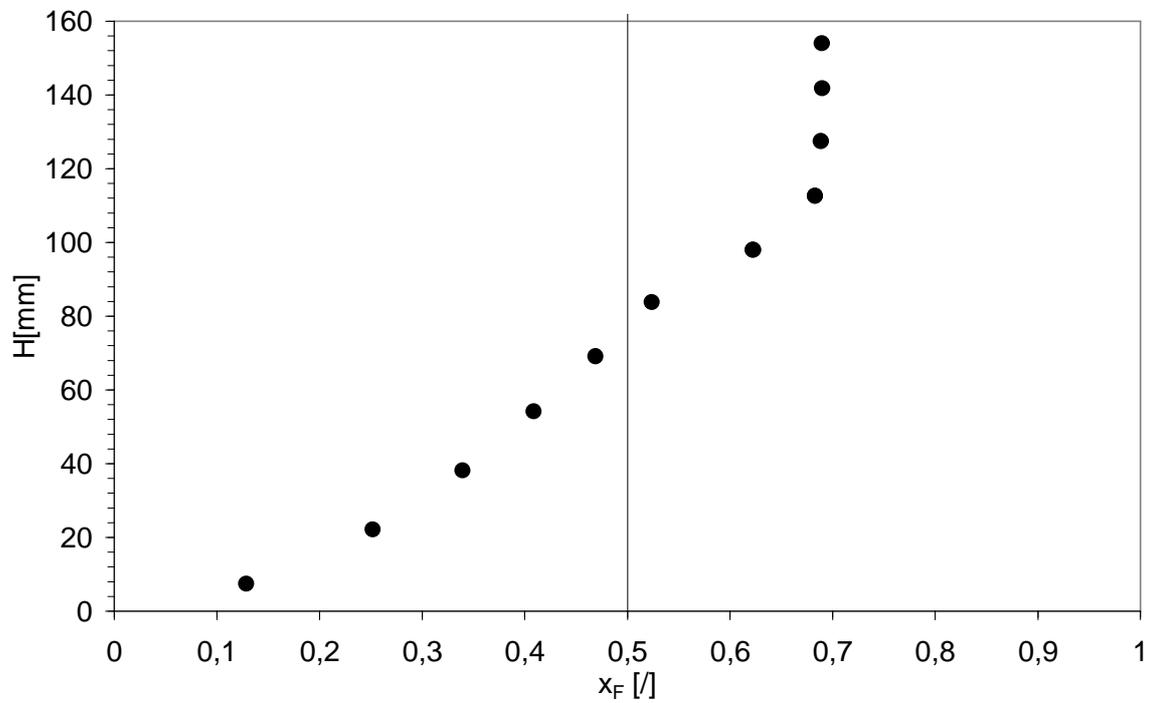


Figura B.36 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 5.6$ cm/s)

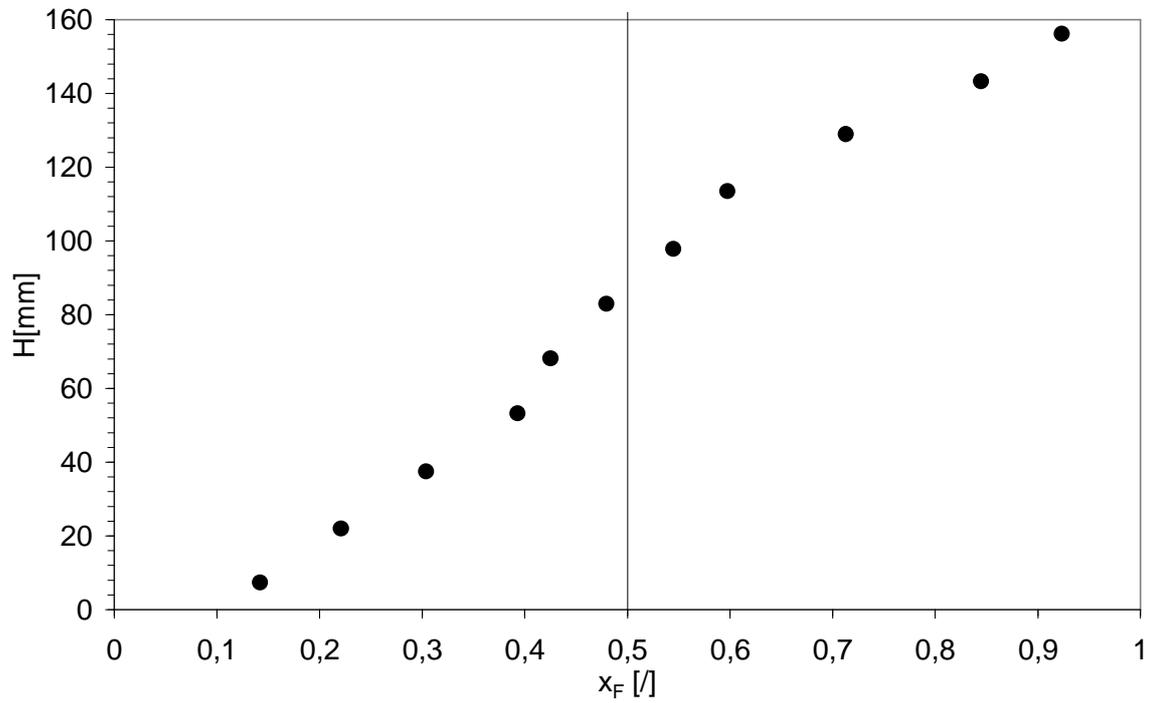


Figura B.37 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 4.2$ cm/s)

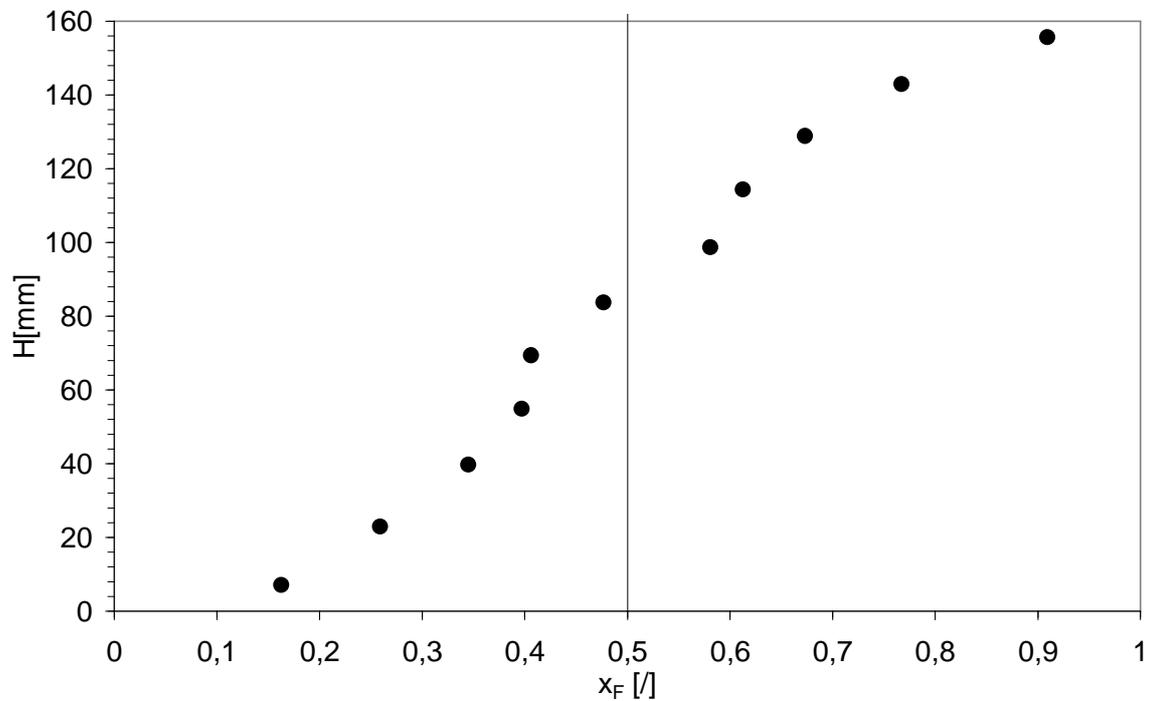


Figura B.38 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 3.1$ cm/s)

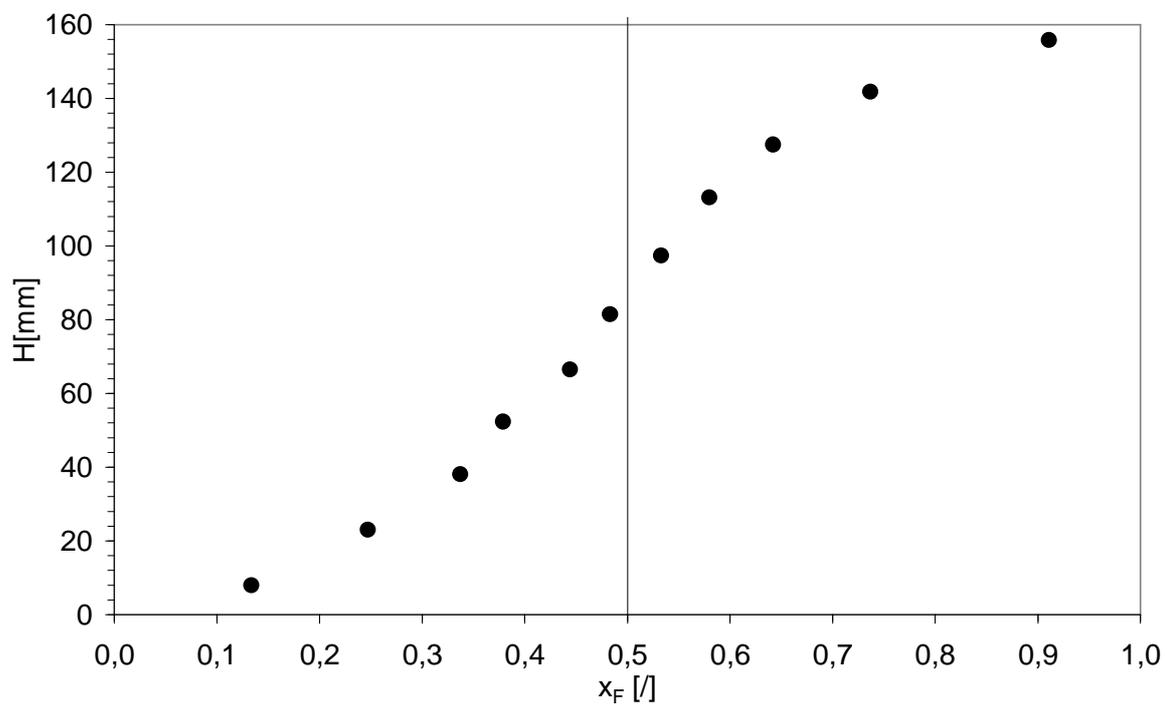


Figura B.39 *Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u=0$ cm/s)*

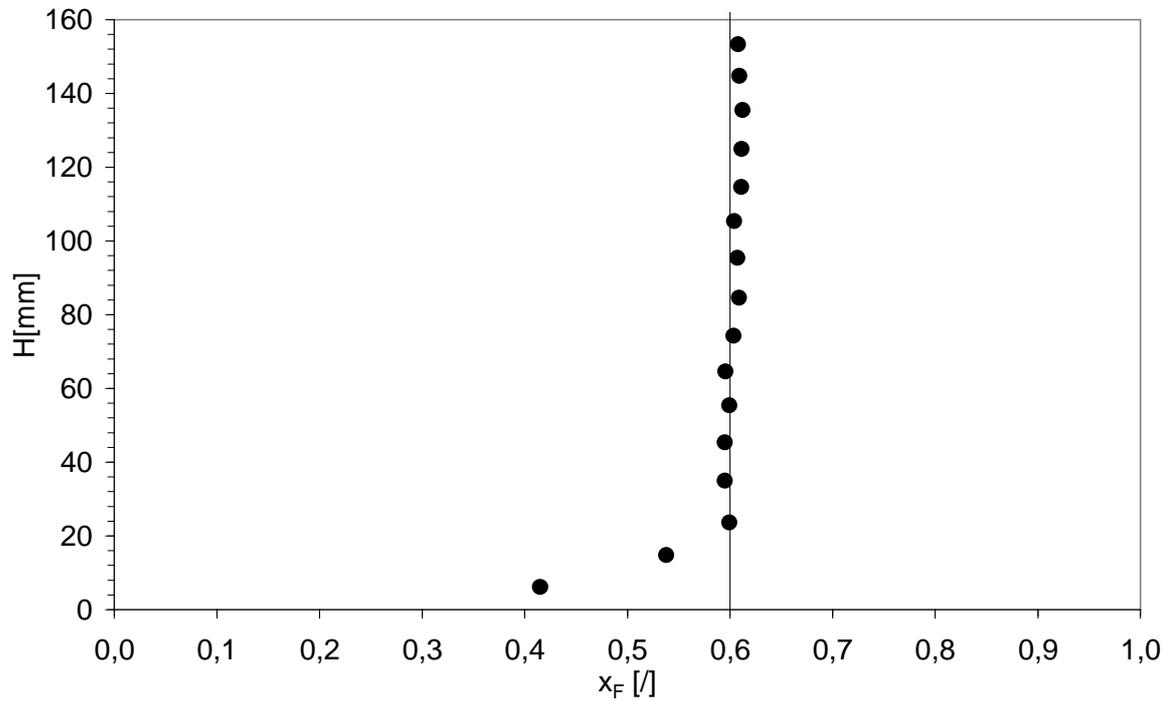


Figura B.40 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u = 9.7$ cm/s)

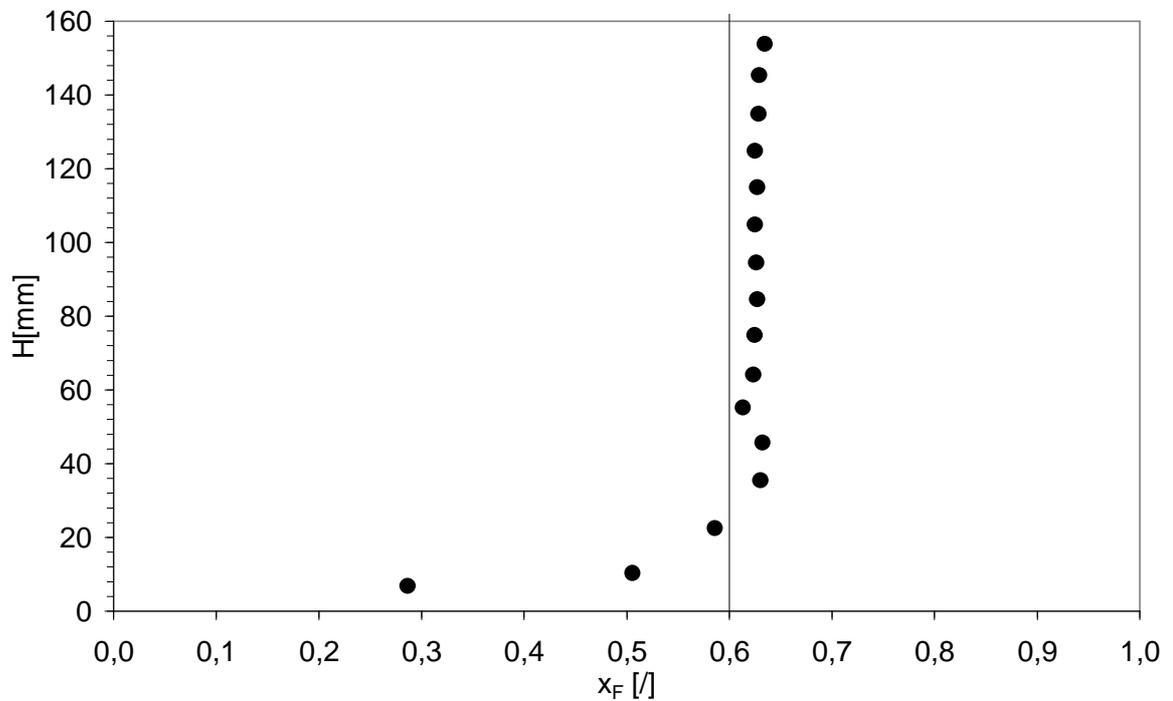


Figura B.41 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u = 8.3$ cm/s)

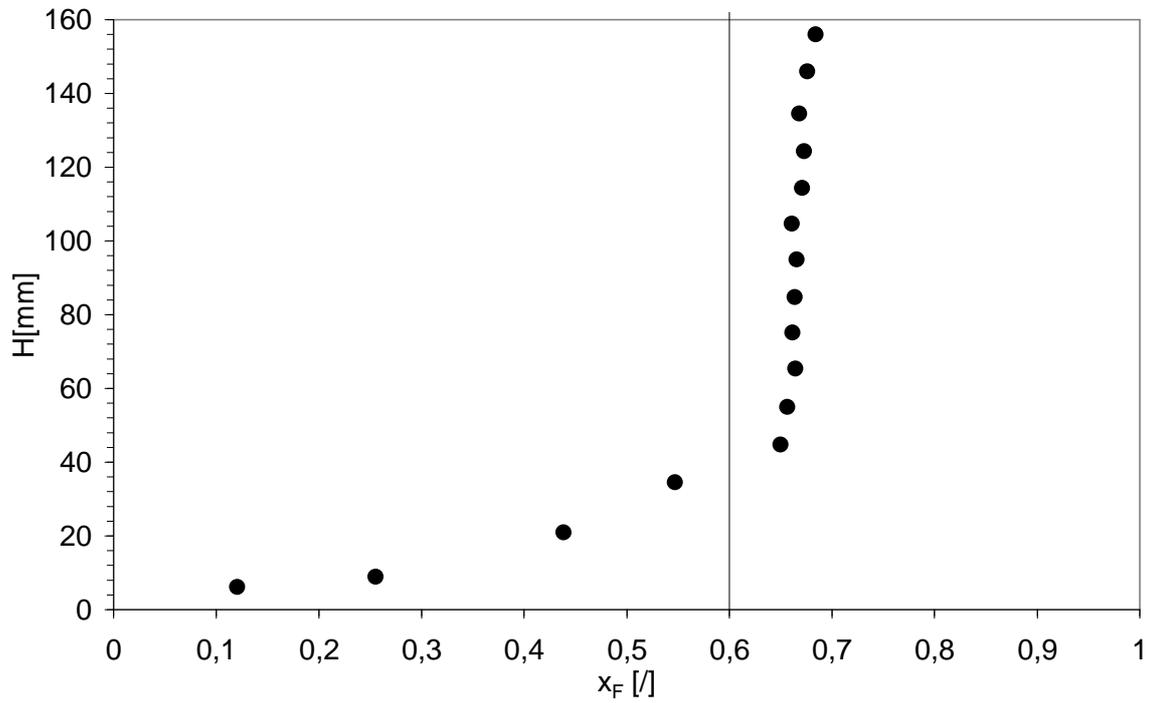


Figura B.42 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 7.6$ cm/s)

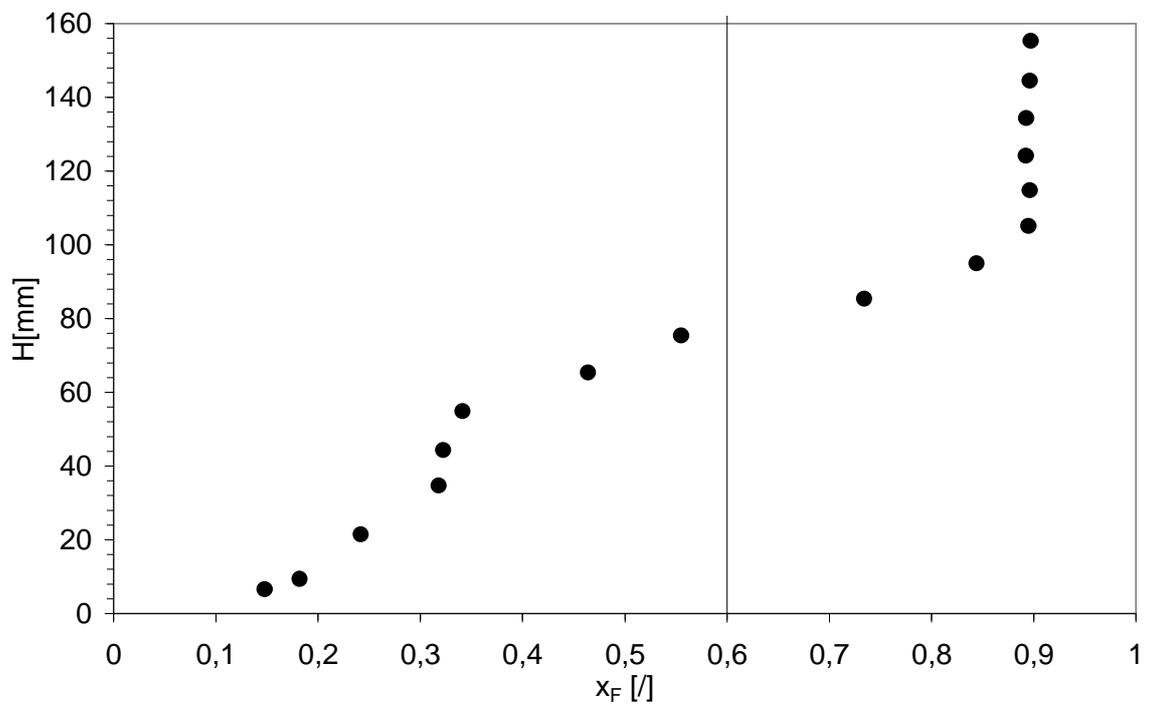


Figura B.43 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u = 6.2$ cm/s)

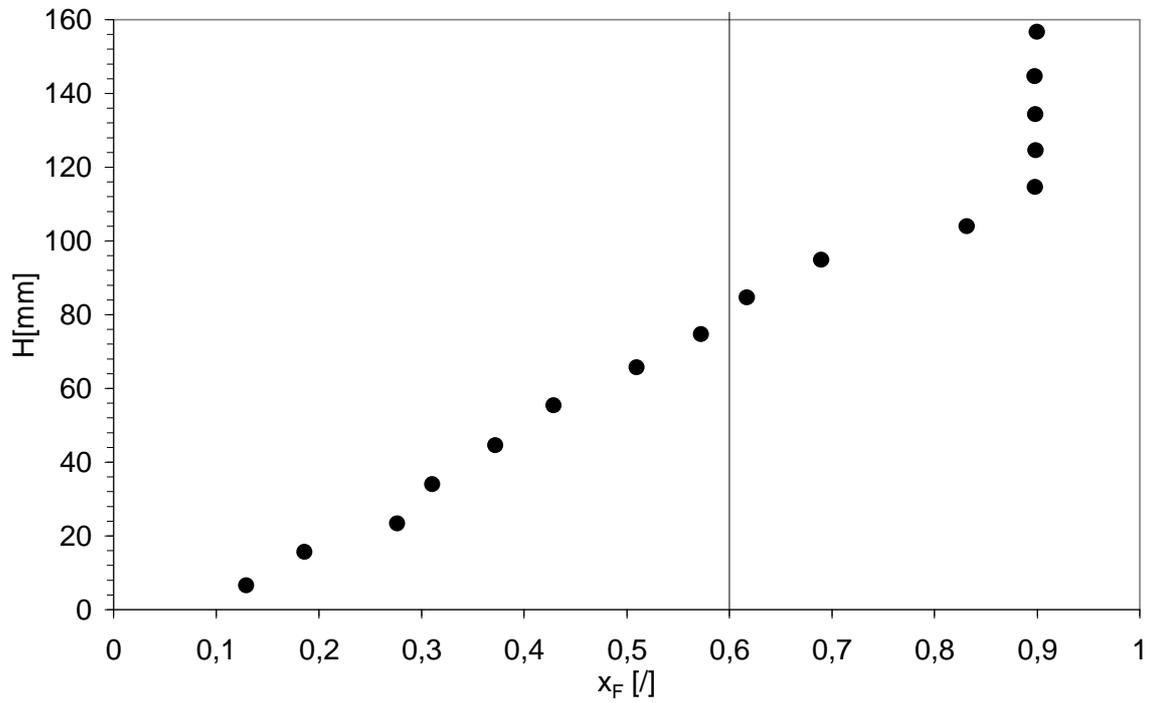


Figura B.44 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 4.7$ cm/s)

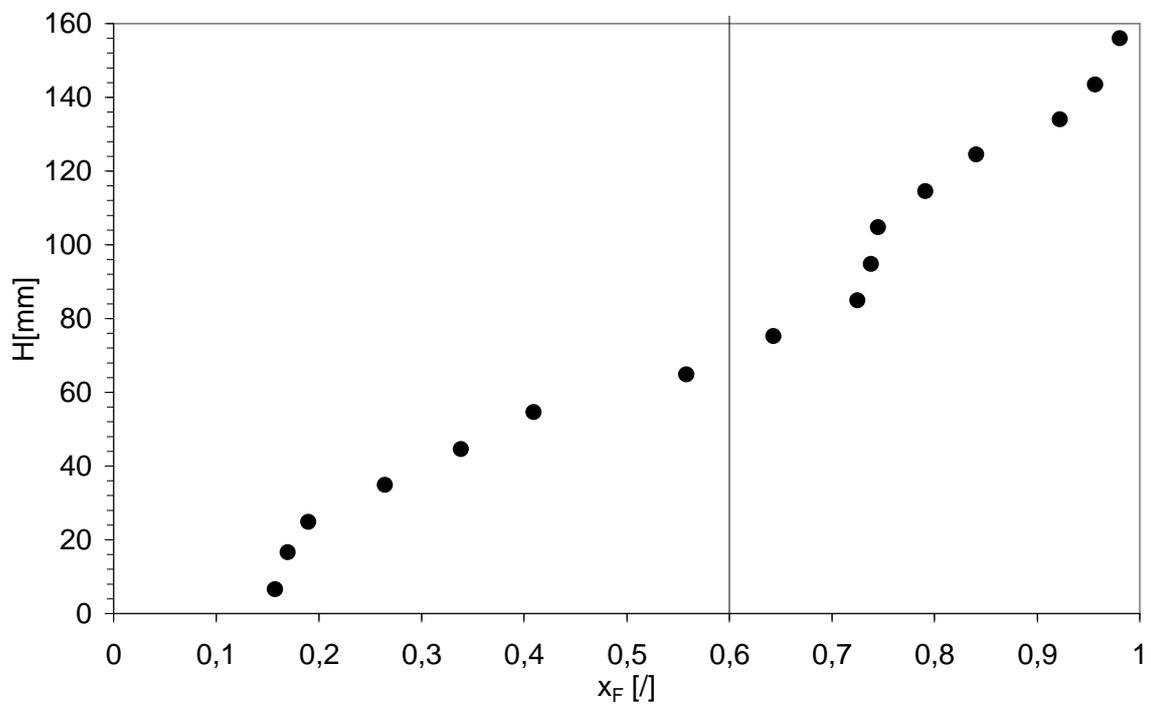


Figura B.45 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 3.1$ cm/s)

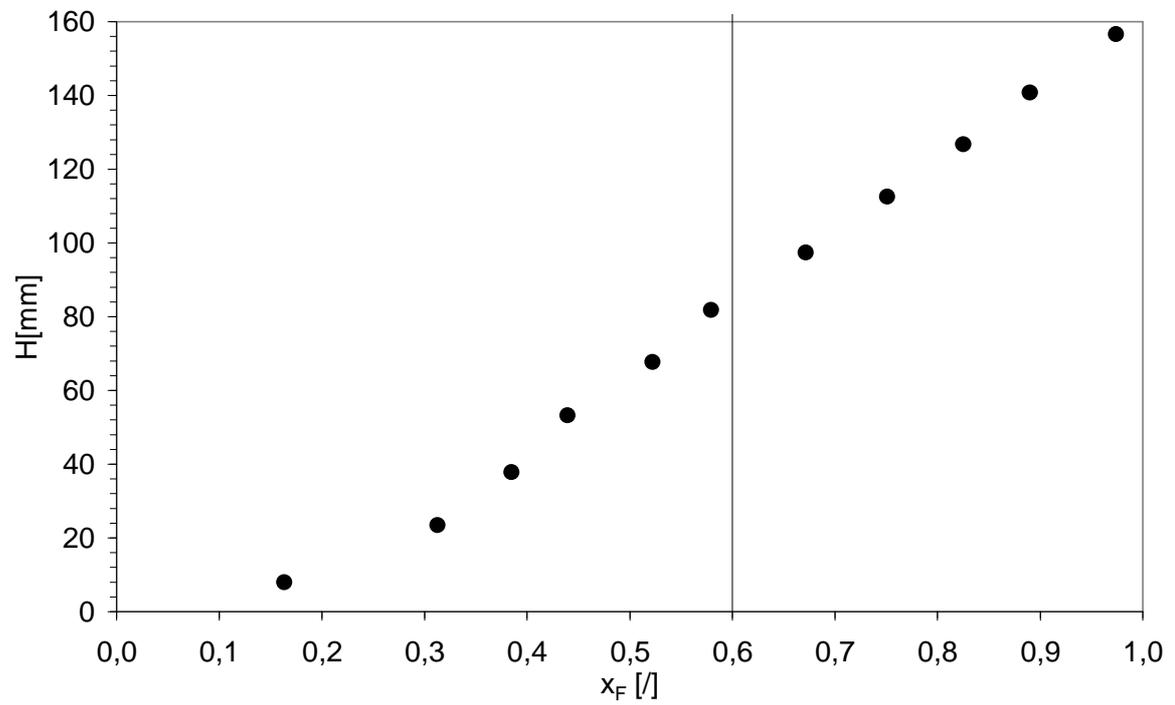


Figura B.46 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.6$.
 (Sistema defluidizzato, $u=0$ cm/s)

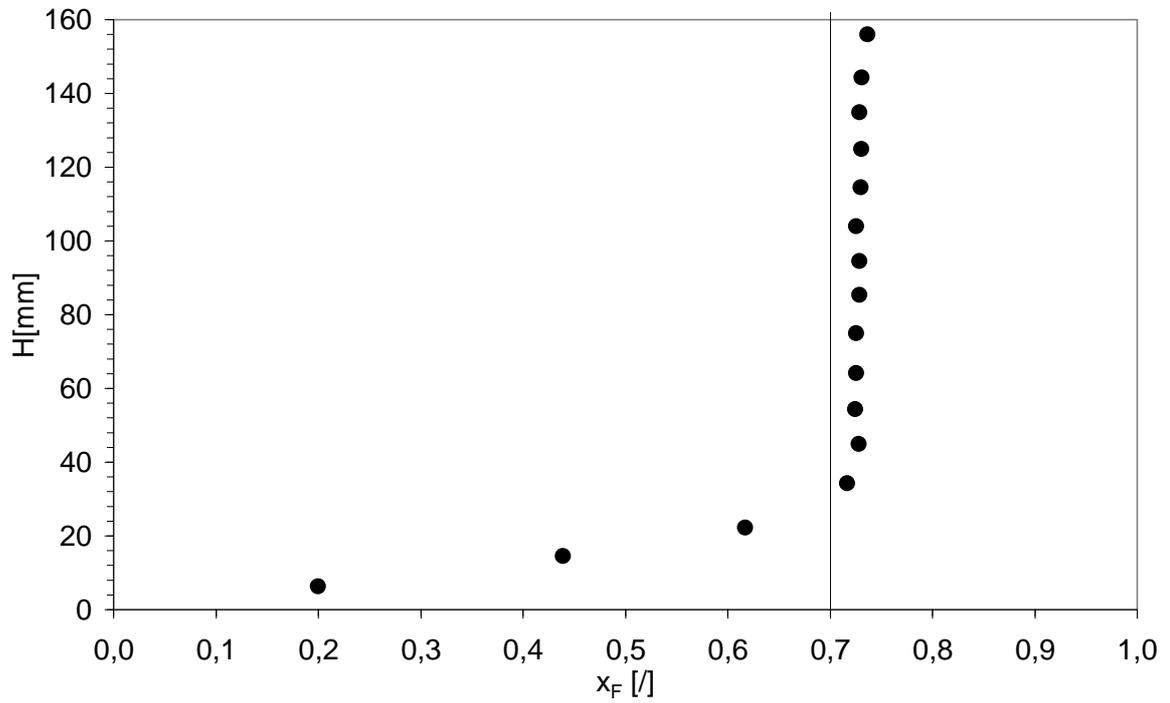


Figura B.47 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u = 9.7$ cm/s)

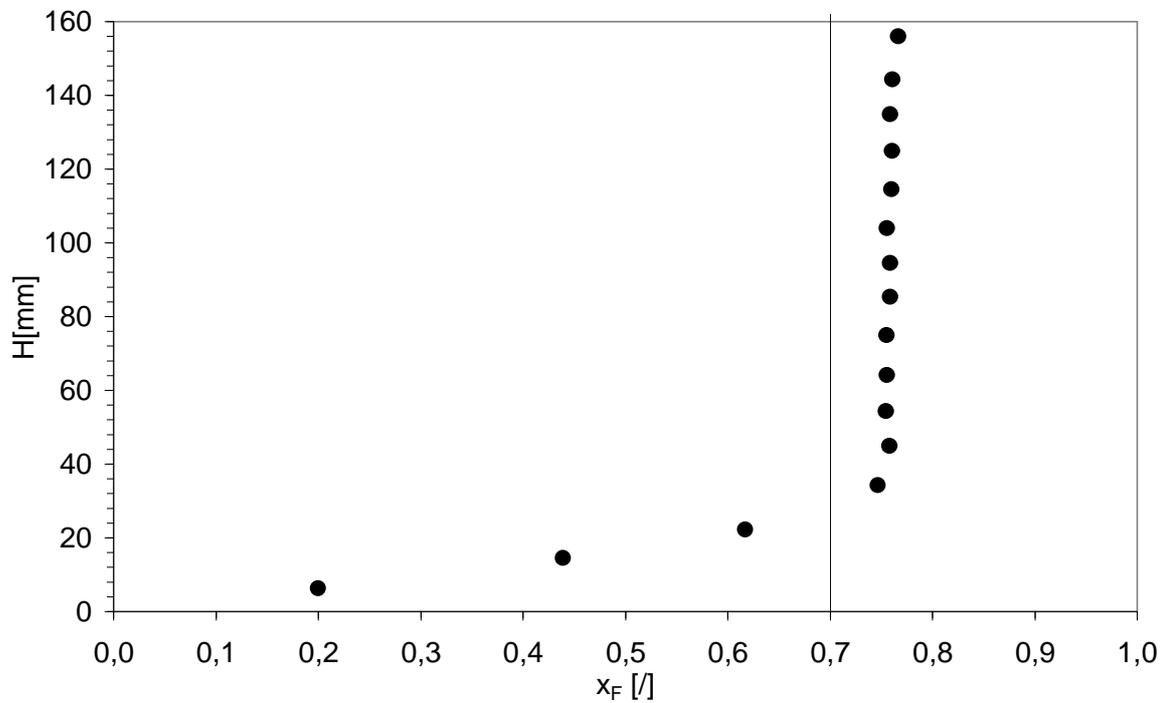


Figura B.48 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 8.3$ cm/s)

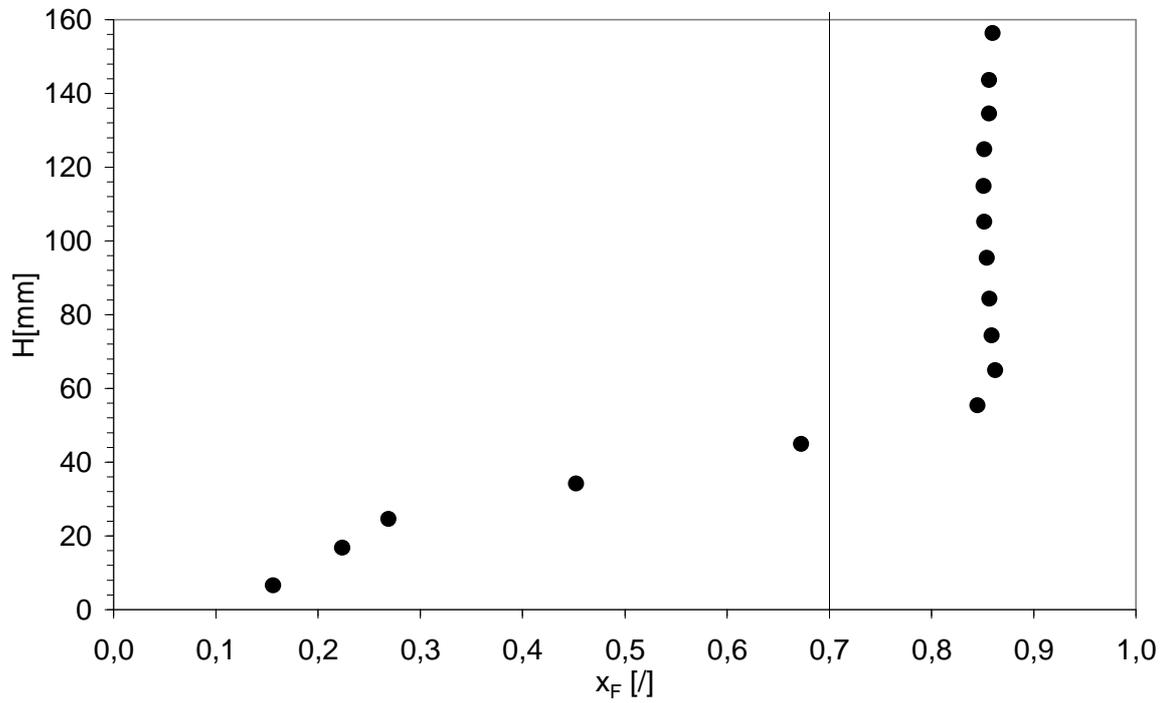


Figura B.49 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u = 6.9$ cm/s)

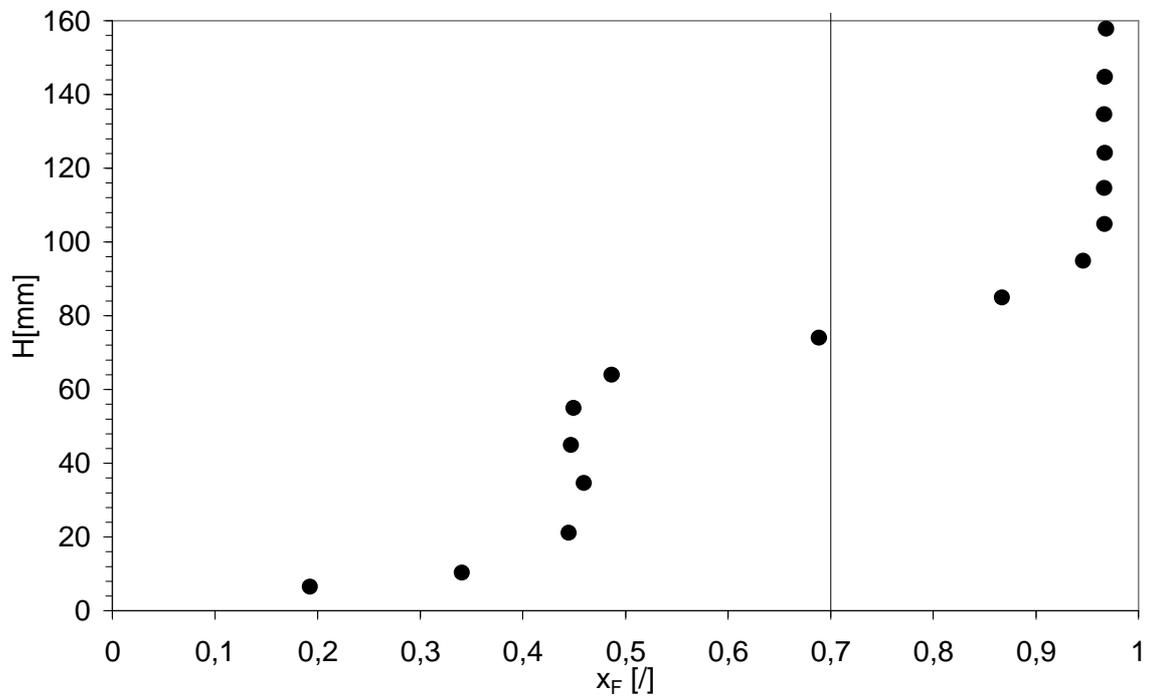


Figura B.50 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u = 5.6$ cm/s)

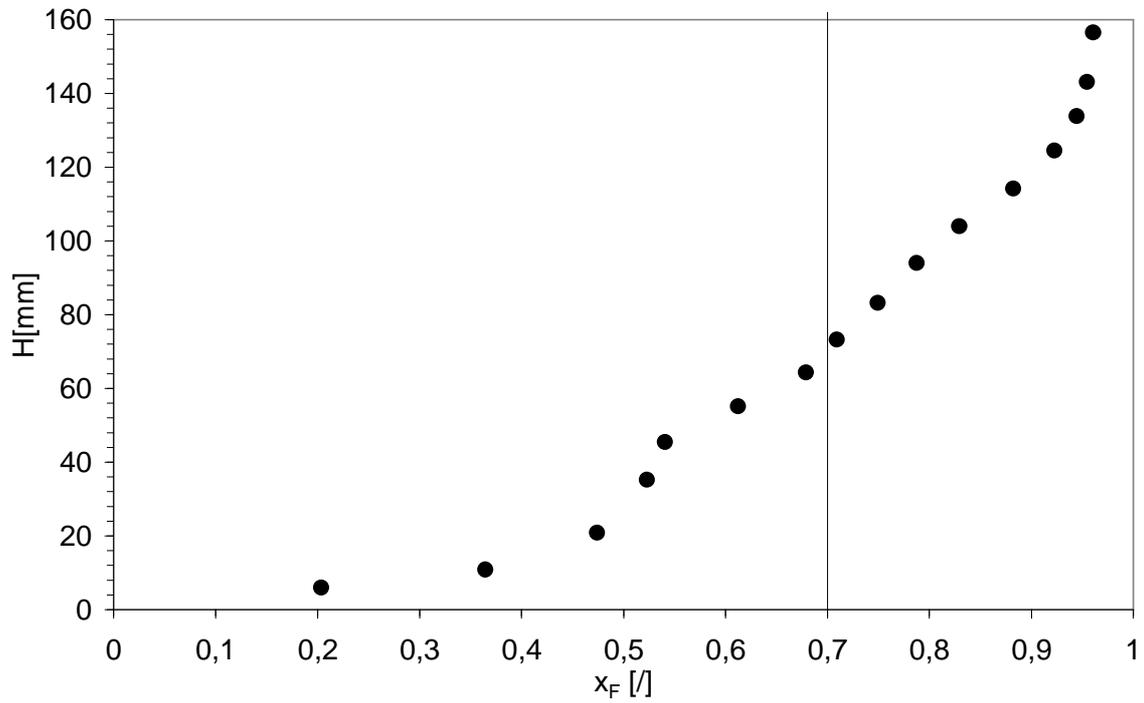


Figura B.51 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 4.0$ cm/s)

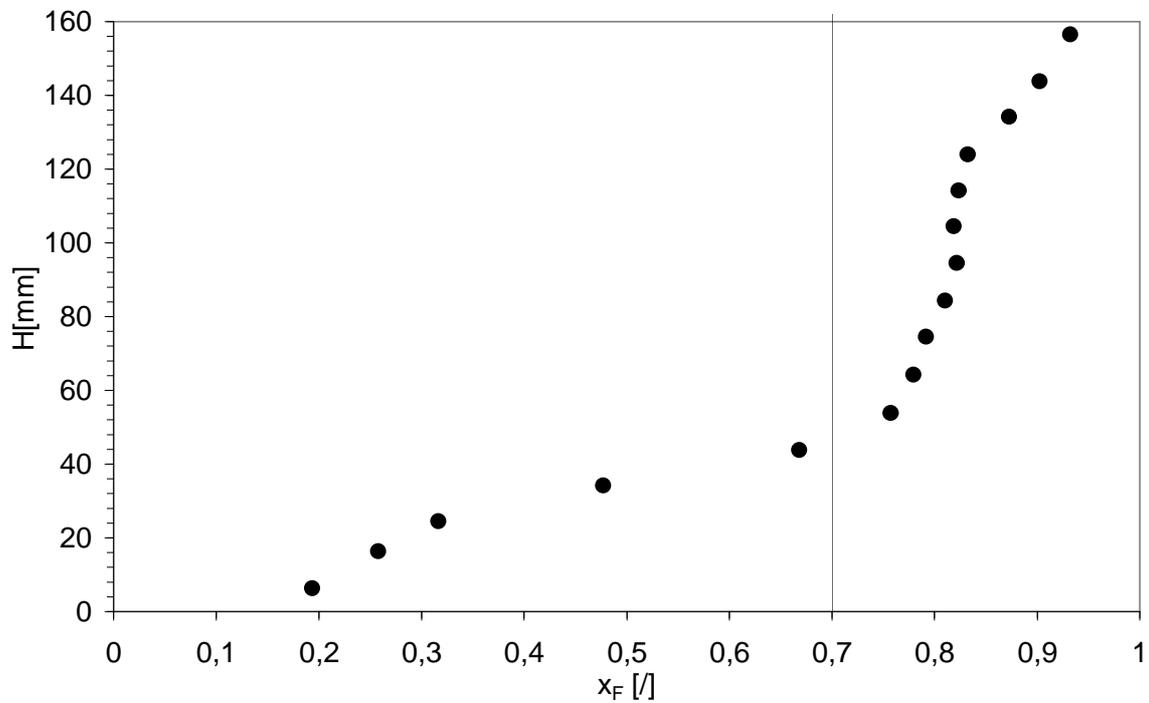


Figura B.52 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if} = 3.1$ cm/s)

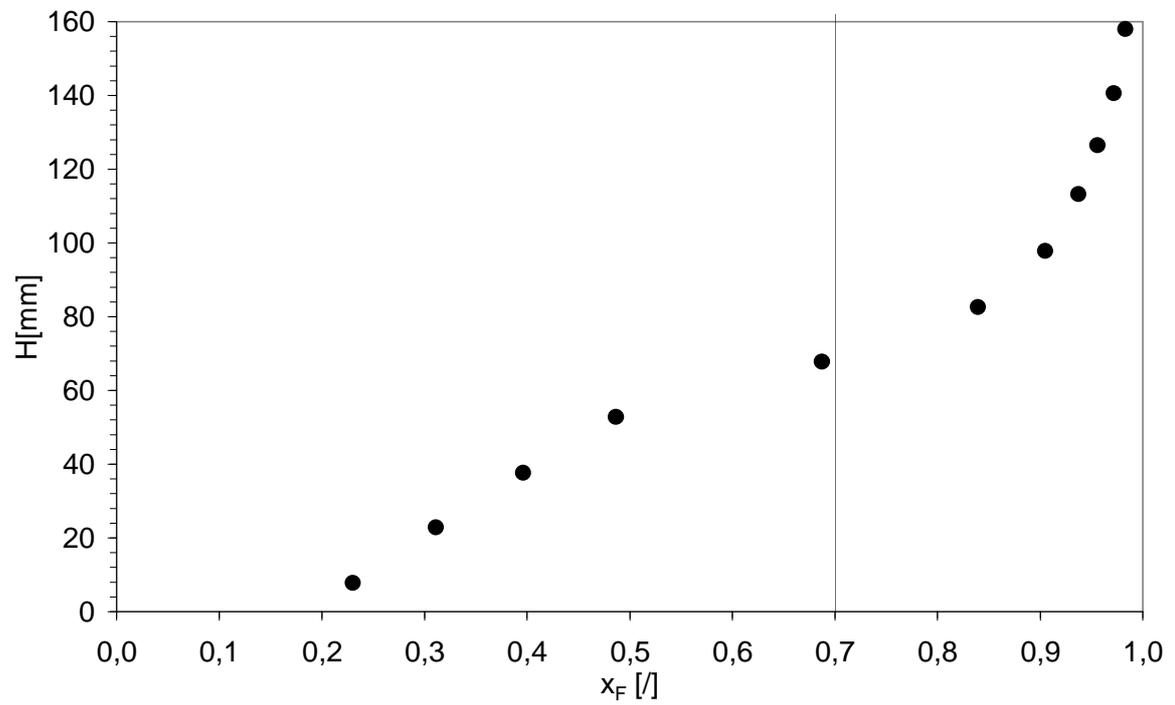


Figura B.53 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.7$.
 (Sistema defluidizzato, $u=0$ cm/s)

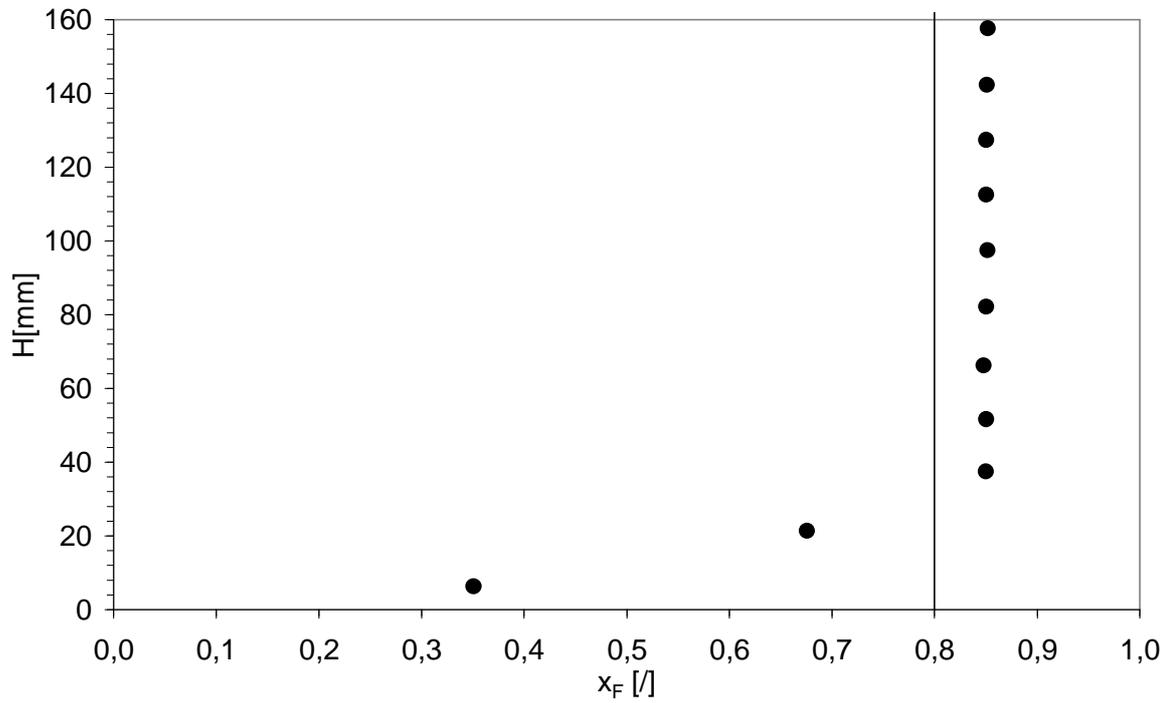


Figura B.54 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u = 8.7$ cm/s)

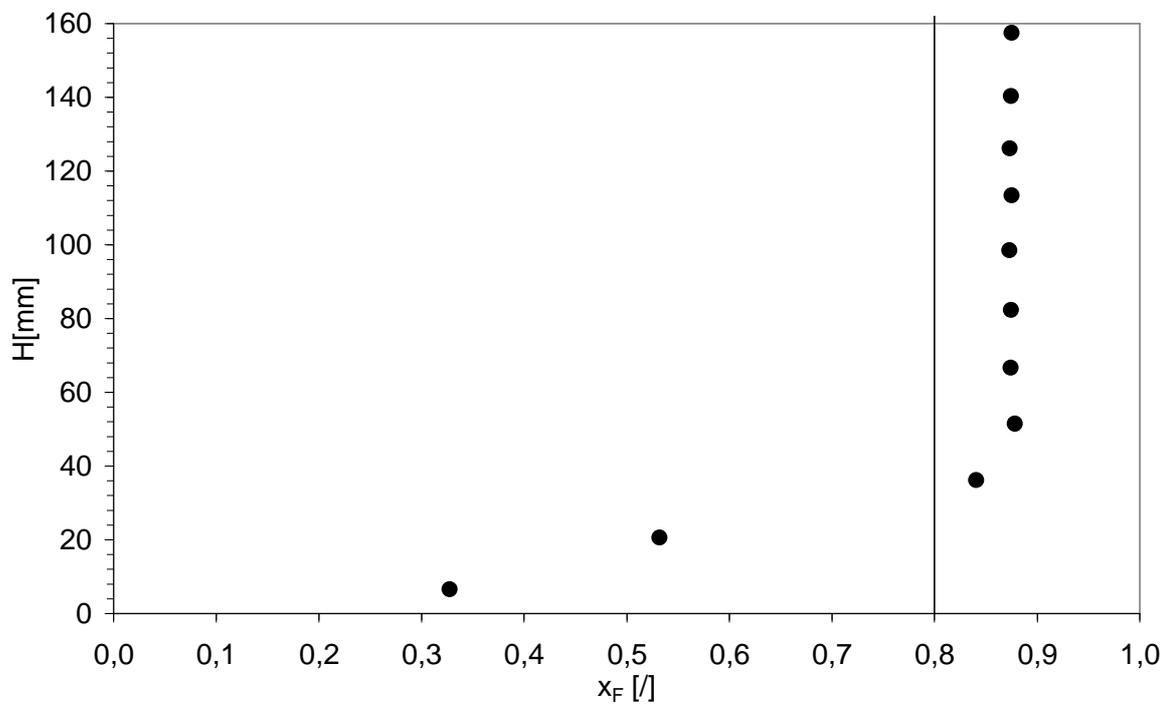


Figura B.55 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 7.6$ cm/s)

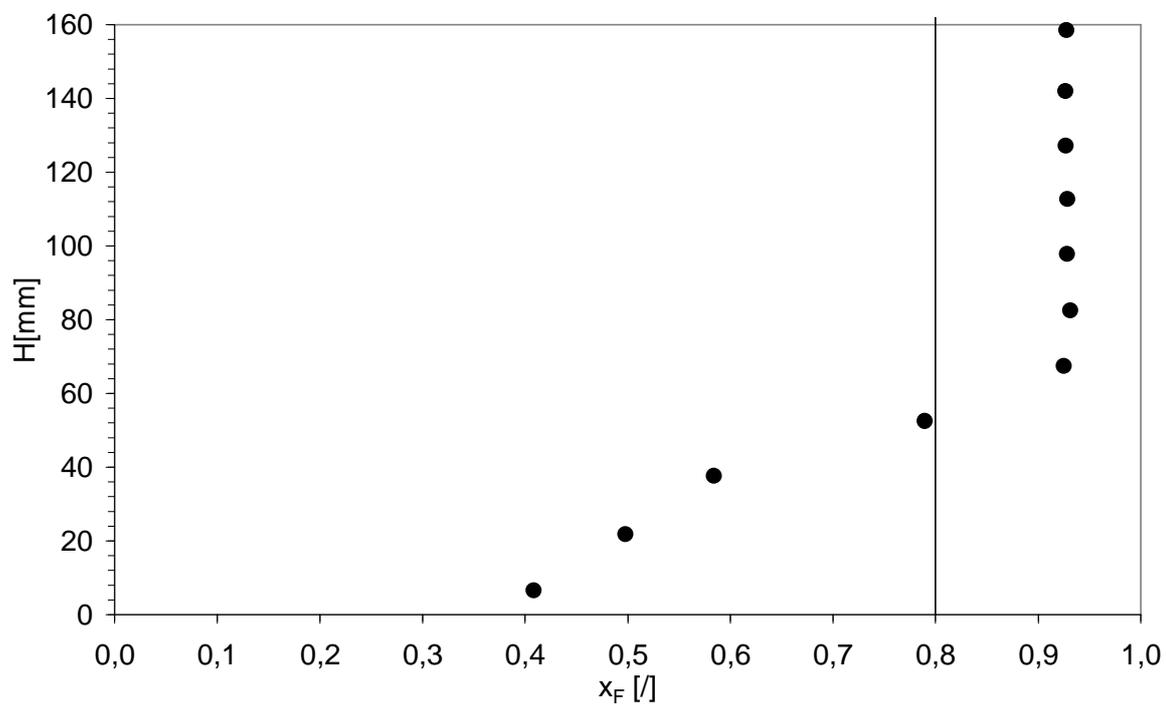


Figura B.56 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u = 6.9$ cm/s)

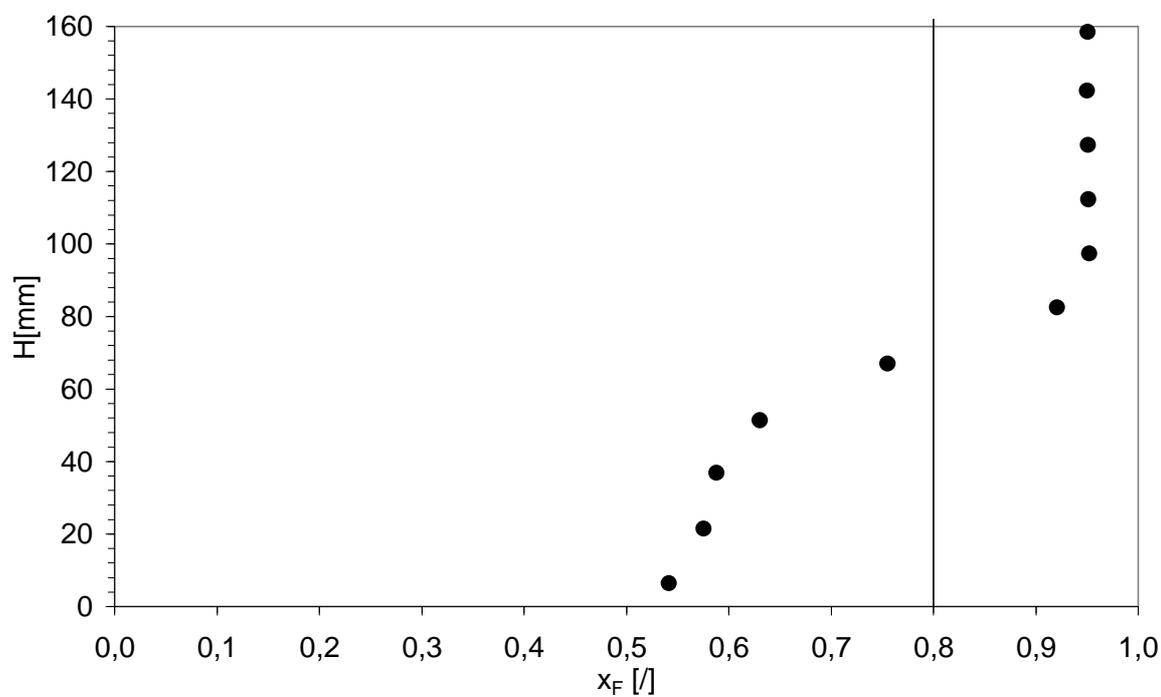


Figura B.57 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mf} = 3.2$ cm/s)

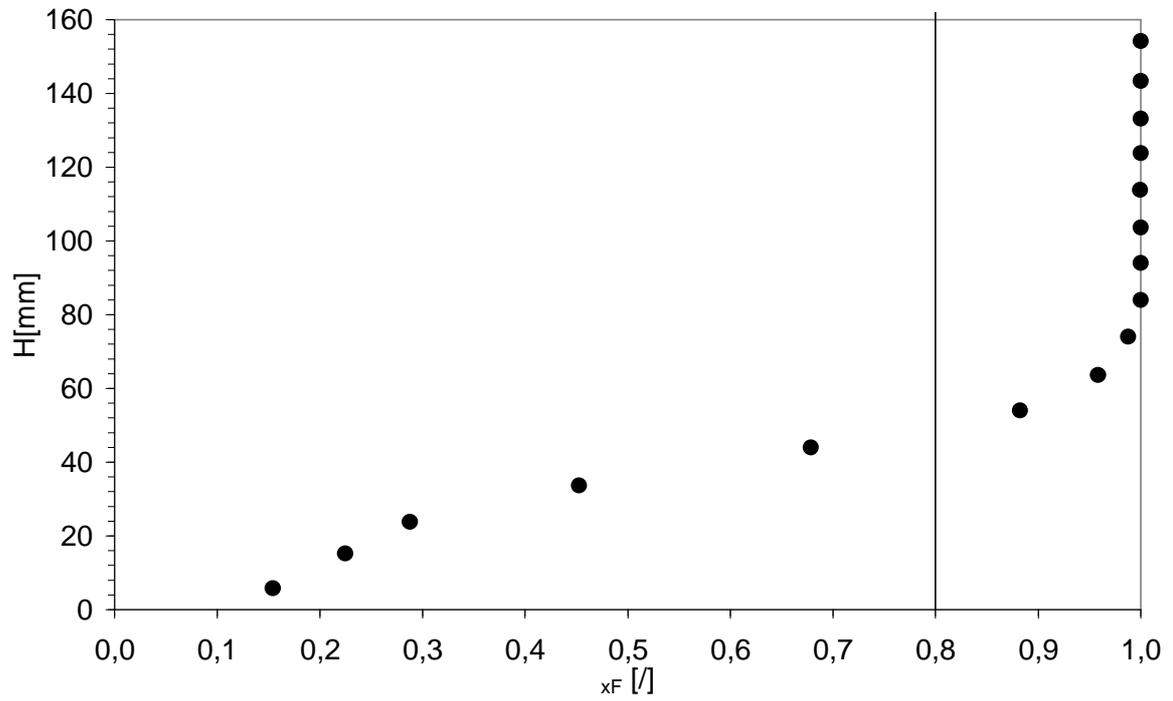


Figura B.58 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 2.1$ cm/s)

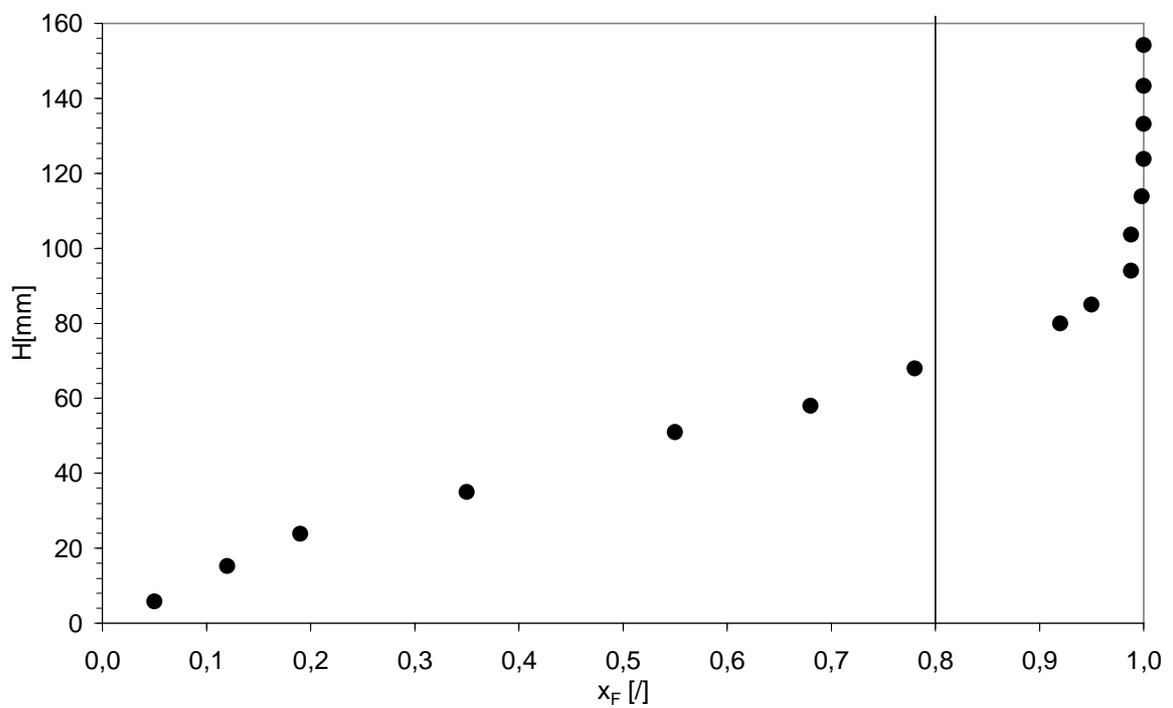


Figura B.59 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u = 0$ cm/s)

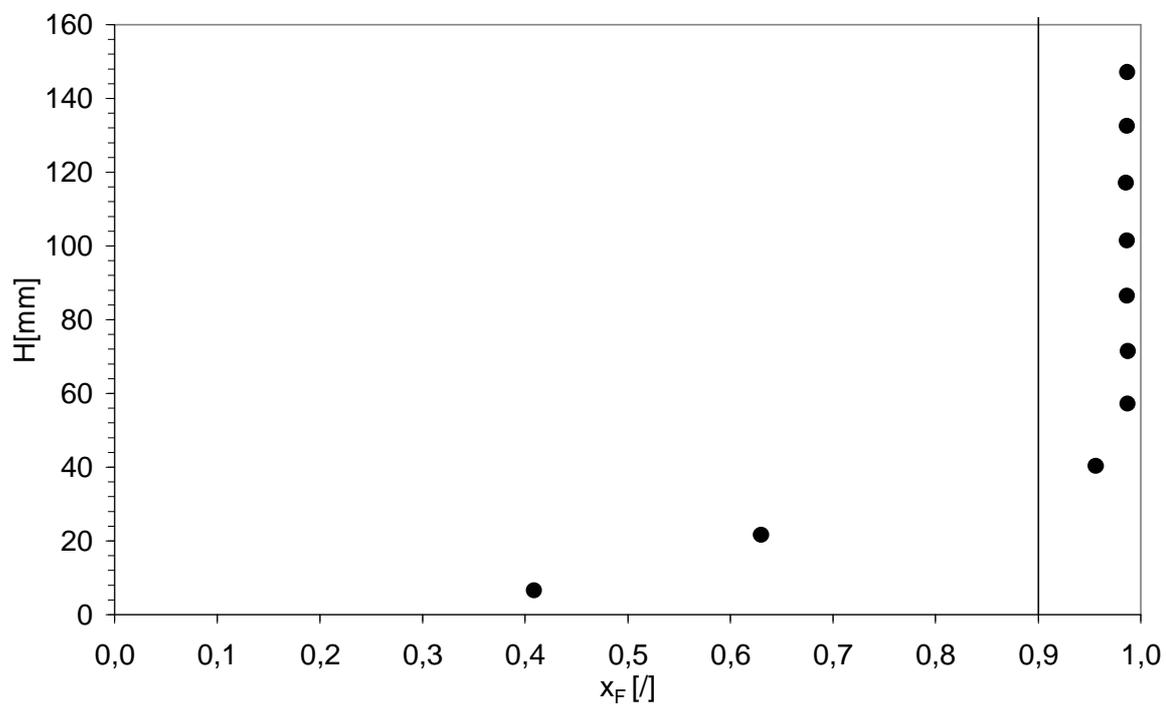


Figura B.60 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u = 6.9$ cm/s)

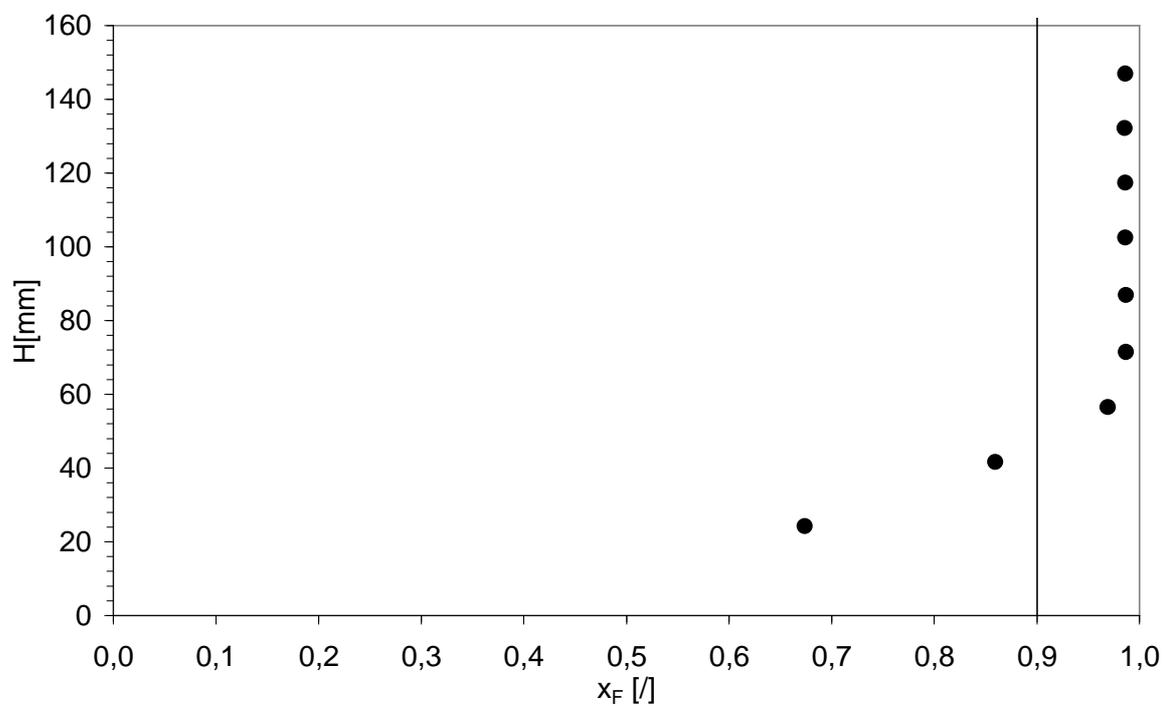


Figura B.61 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 5.9$ cm/s)

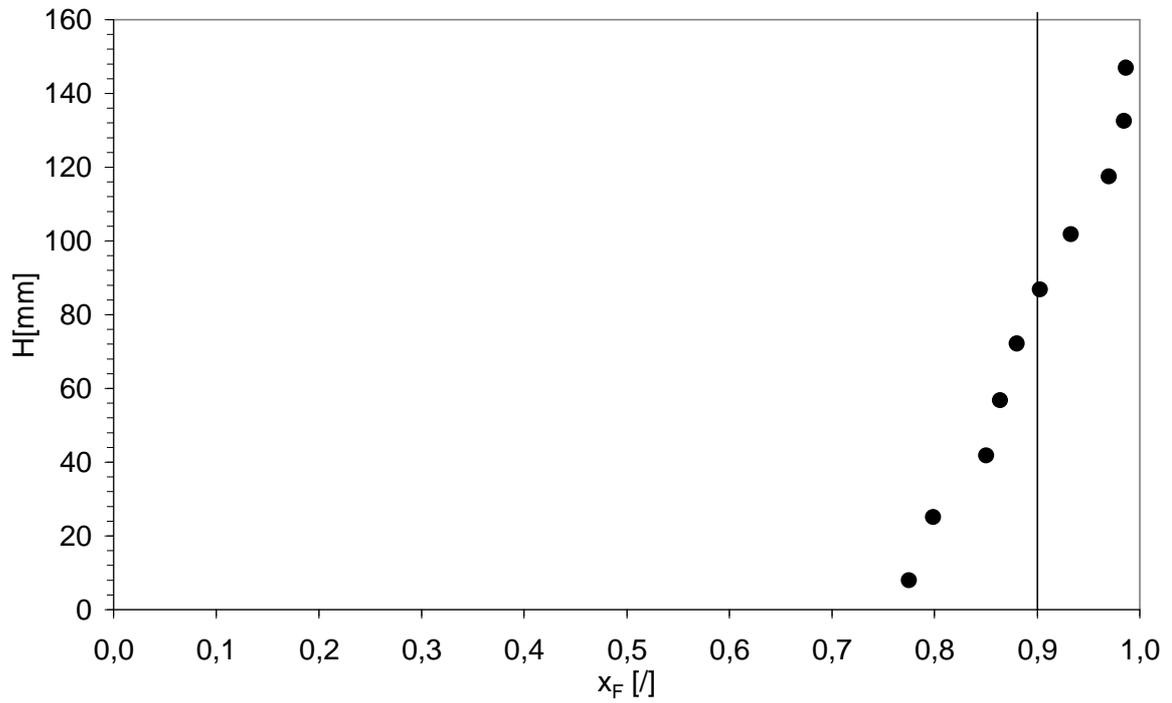


Figura B.62 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_m = 2.7$ cm/s)

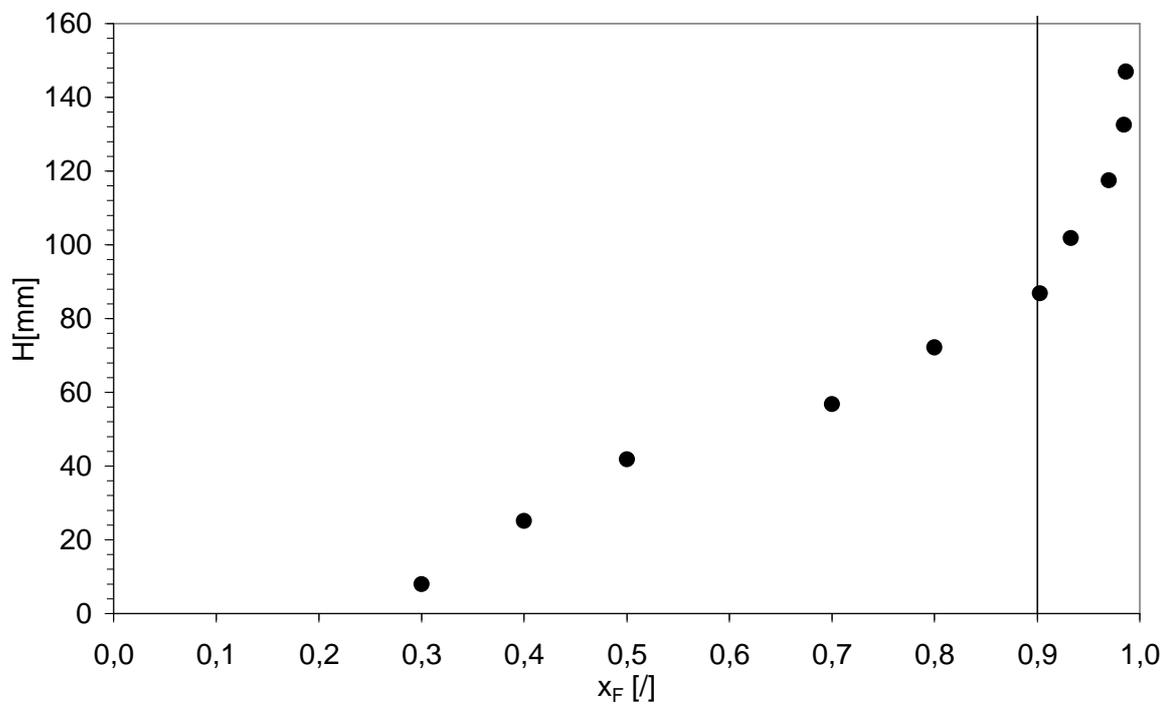


Figura B.63 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F = 0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_m = 2.4$ cm/s)

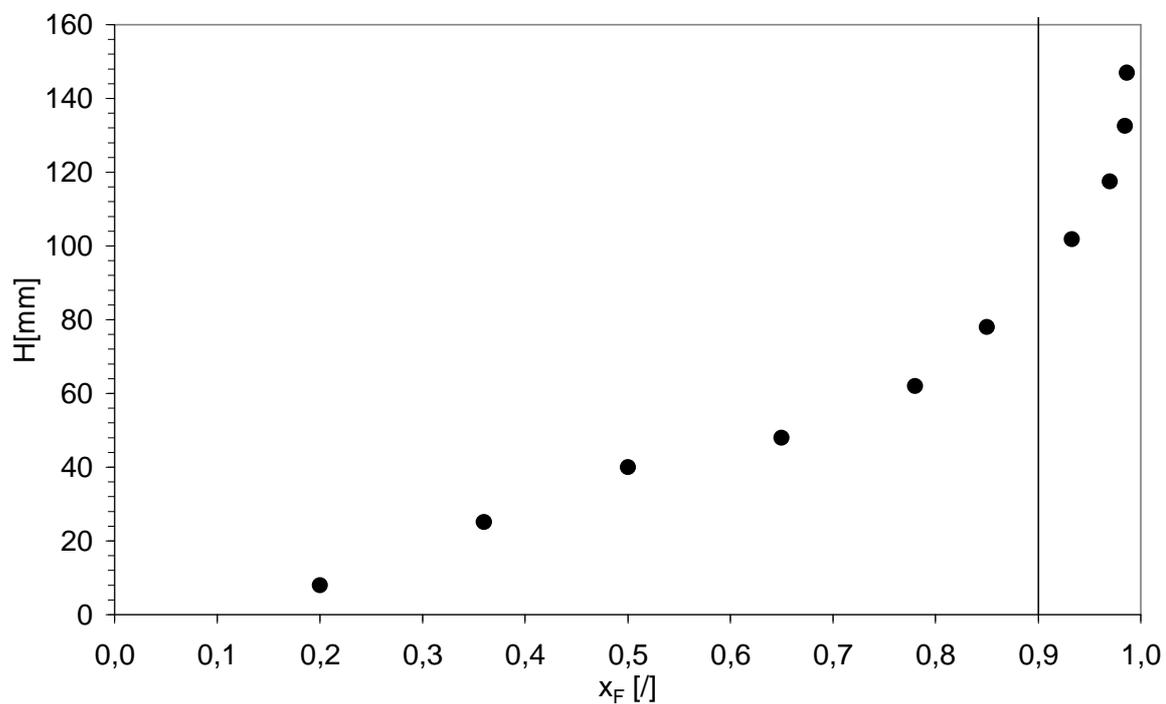


Figura B.64 Profilo assiale di concentrazione della miscela GB499-GB171, $x_F=0.9$.
 (Sistema defluidizzato, $u=0$ cm/s)

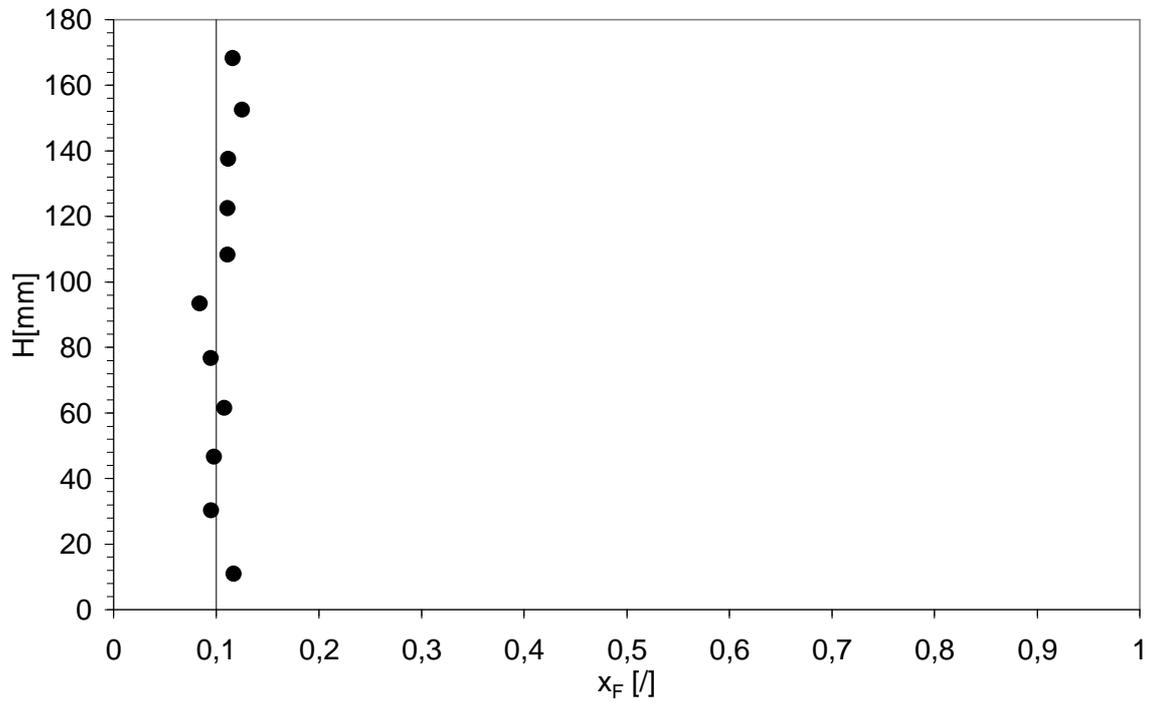


Figura B.65 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 31.2$ cm/s)

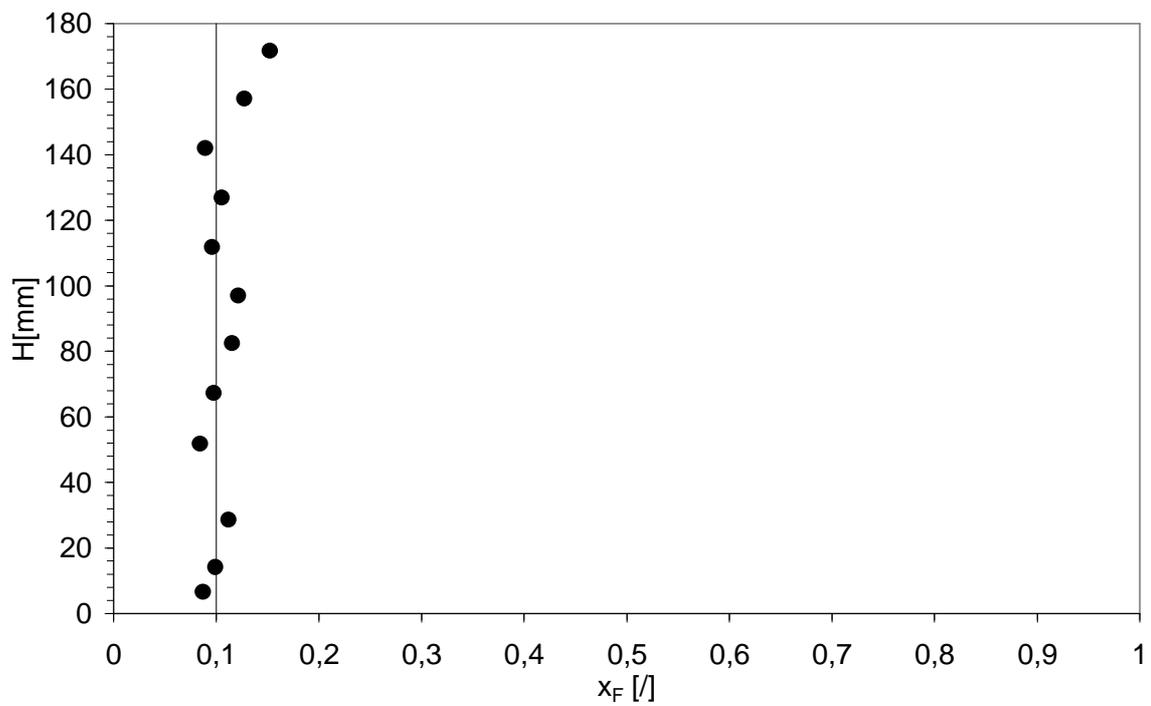


Figura B.66 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 23.9$ cm/s)

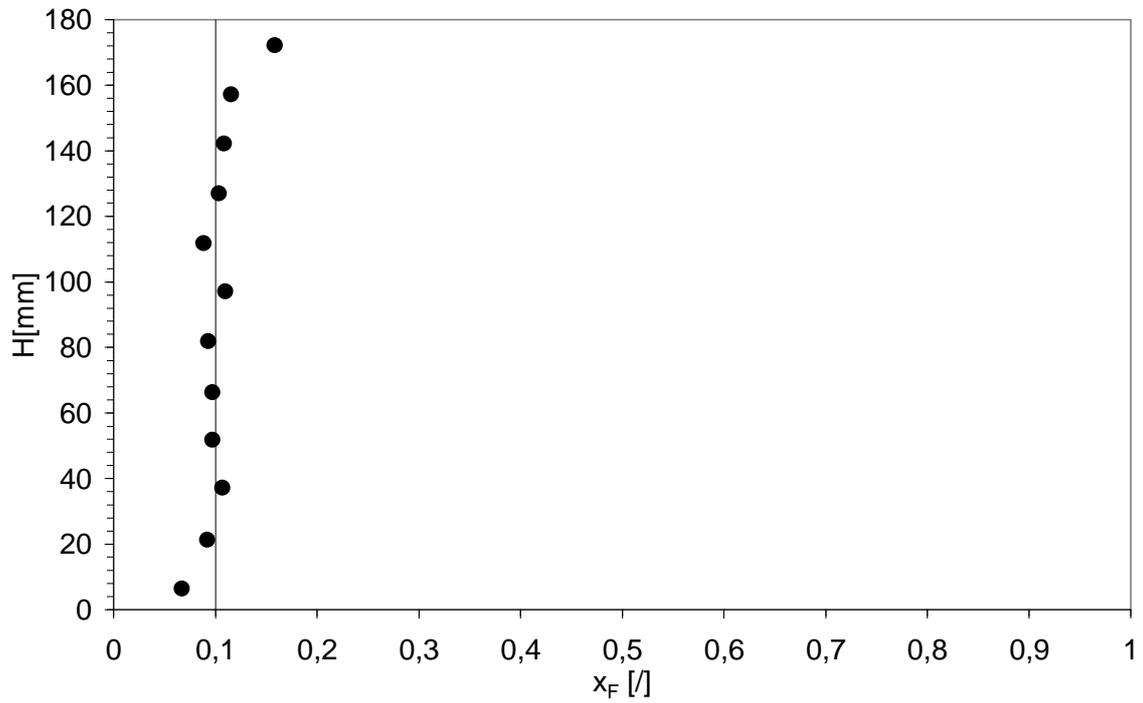


Figura B.67 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u=21.5$ cm/s)

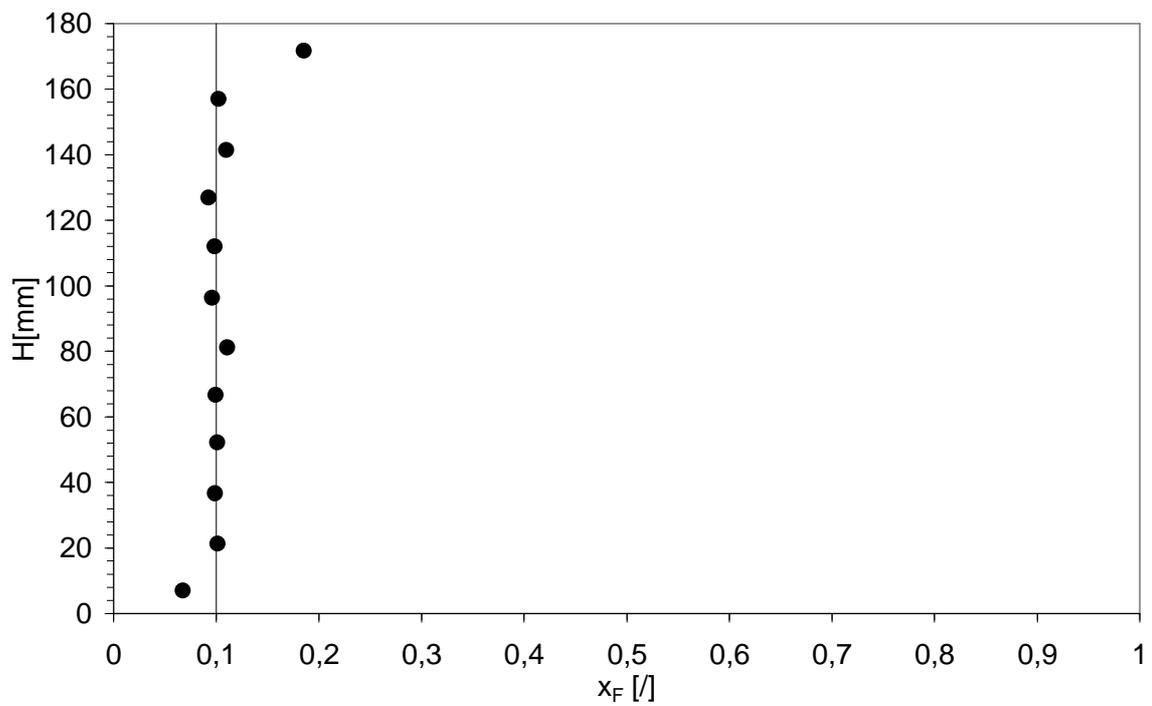


Figura B.68 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=20.8$ cm/s)

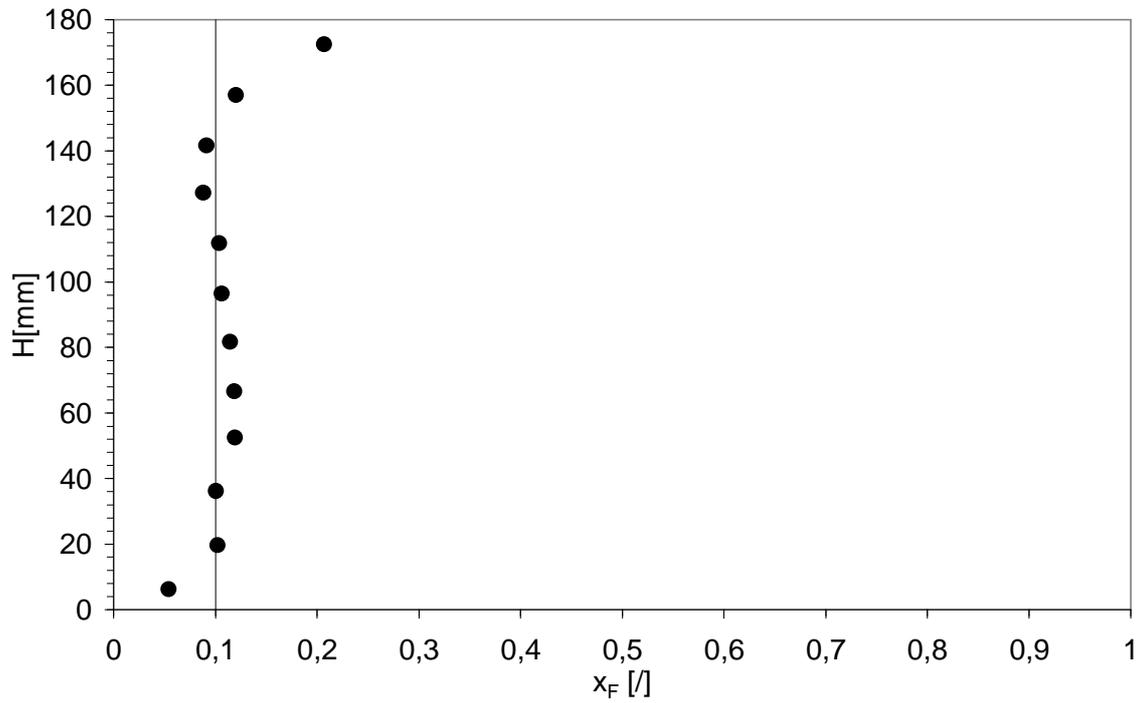


Figura B.69 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u = 20.1$ cm/s)

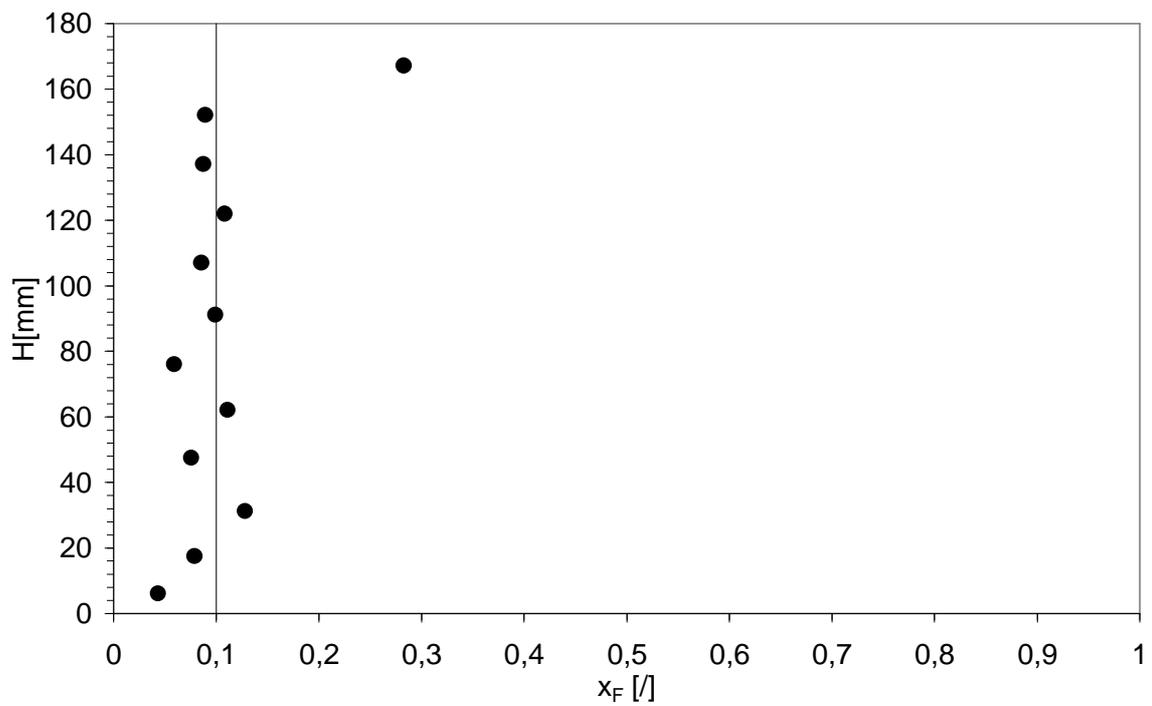


Figura B.70 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 17.3$ cm/s)

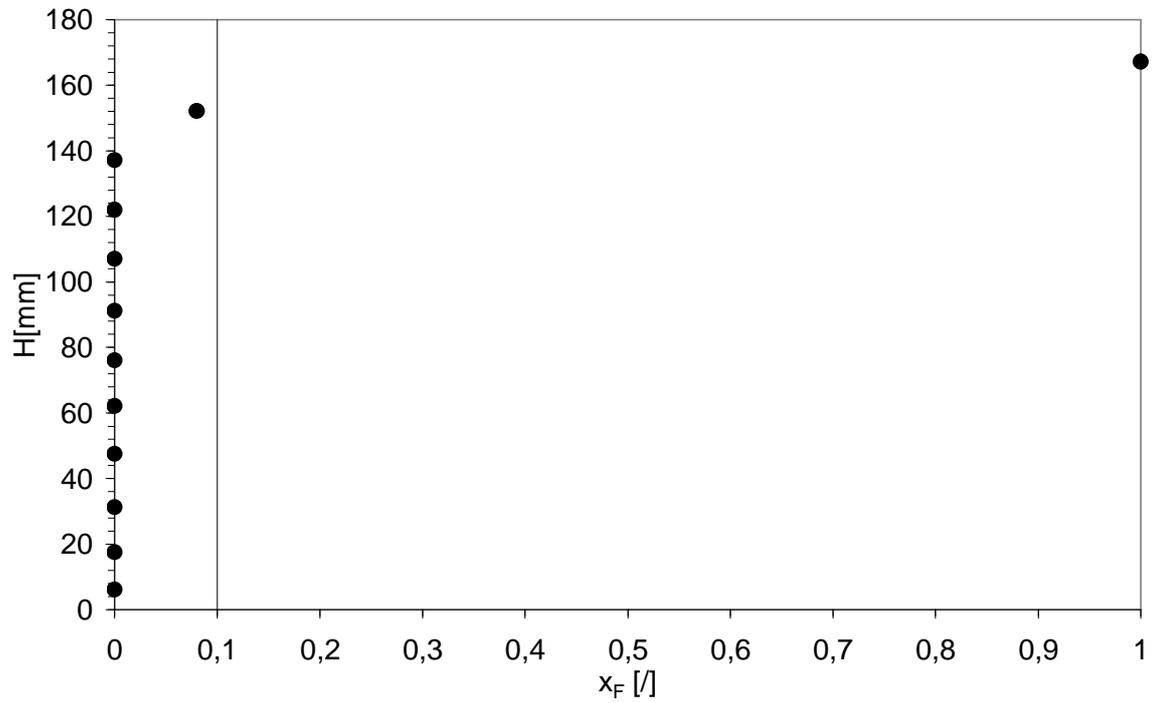


Figura B.71 *Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.1$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if} = 4.8$ cm/s)*

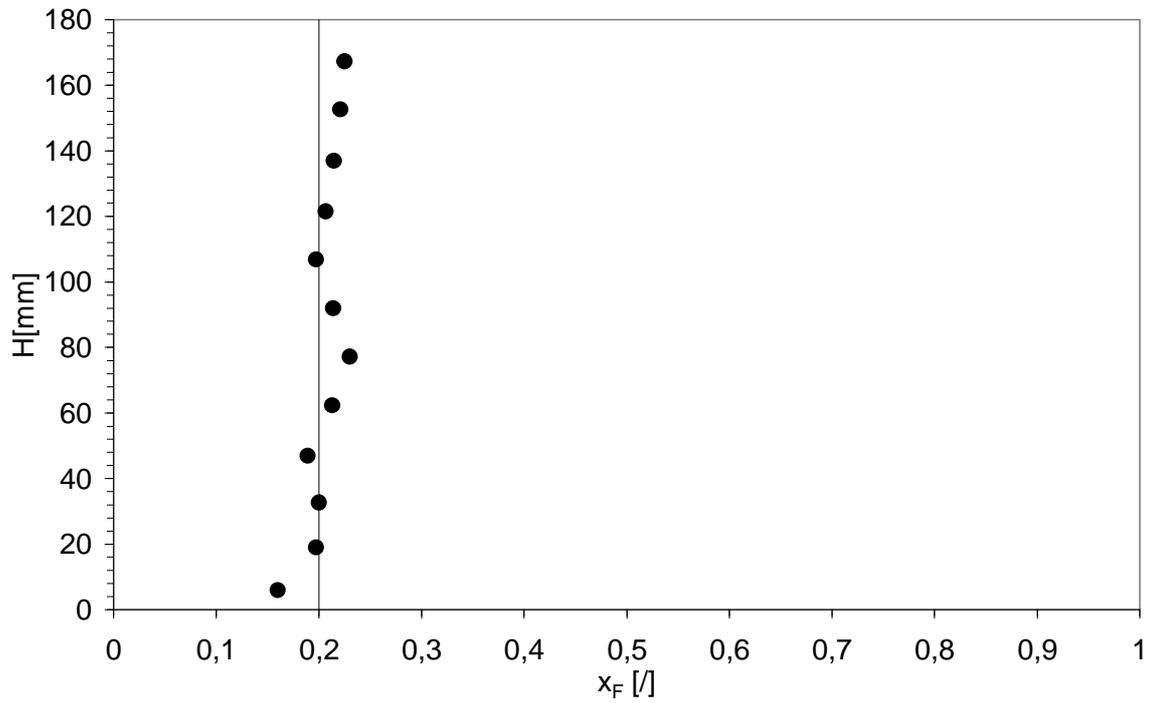


Figura B.72 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u = 27.7$ cm/s)

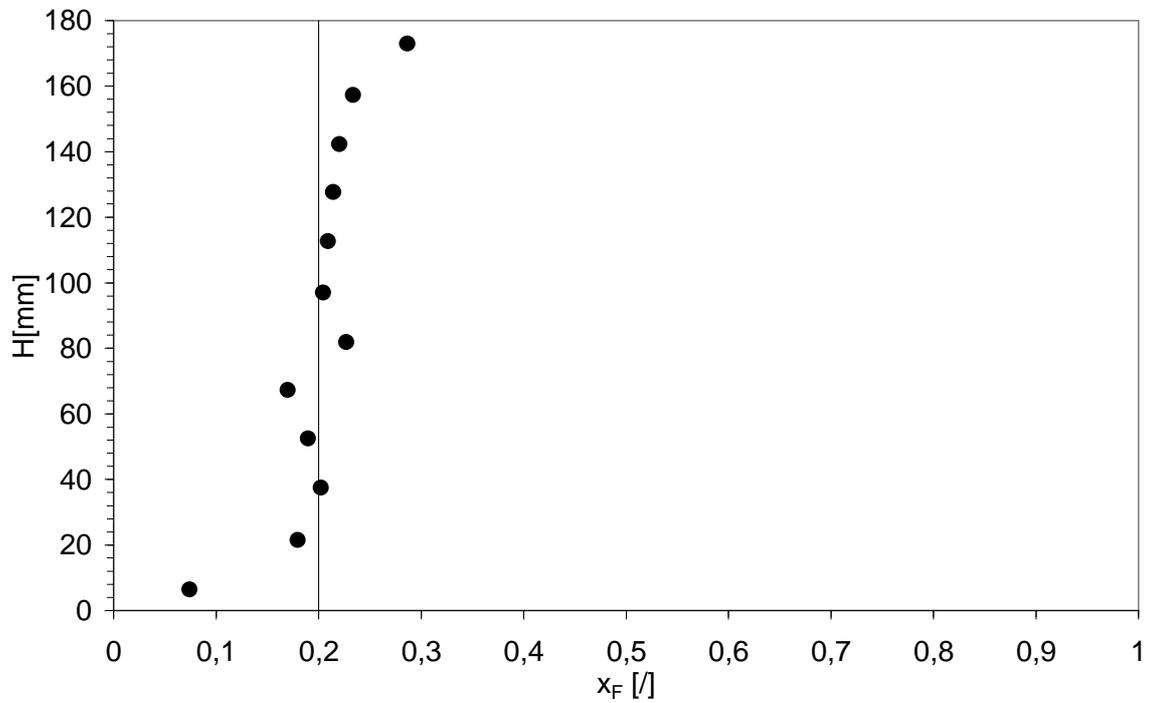


Figura B.73 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u = 24.3$ cm/s)

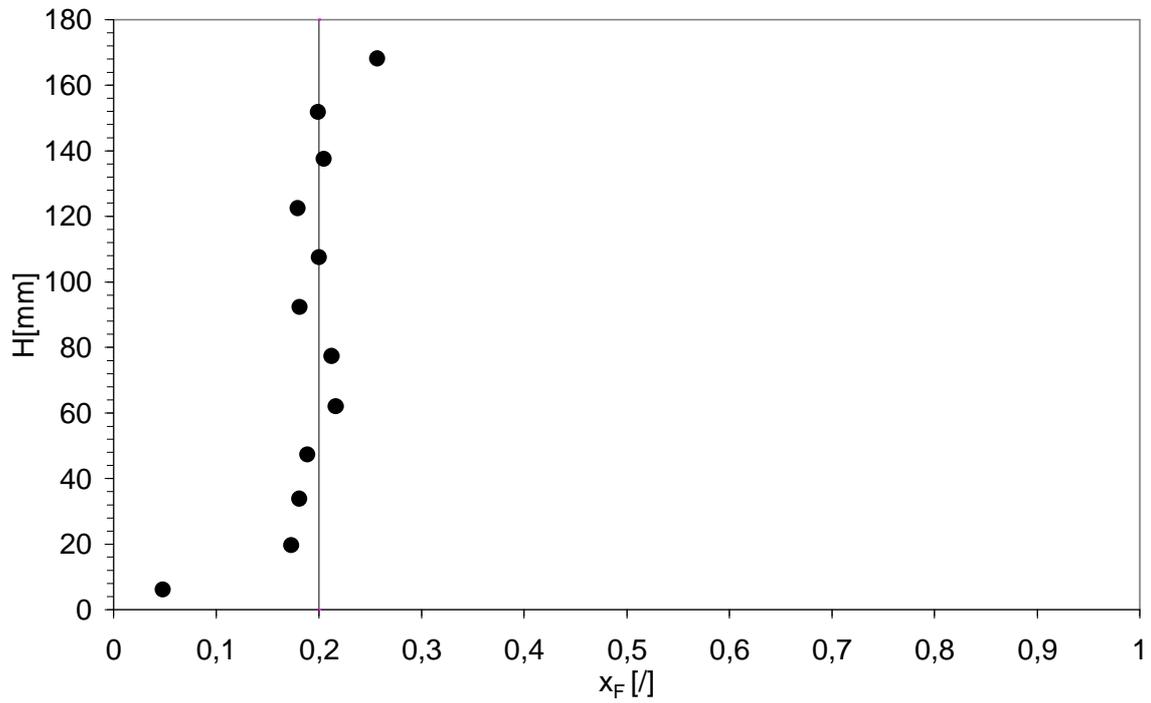


Figura B.74 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=22.9$ cm/s)

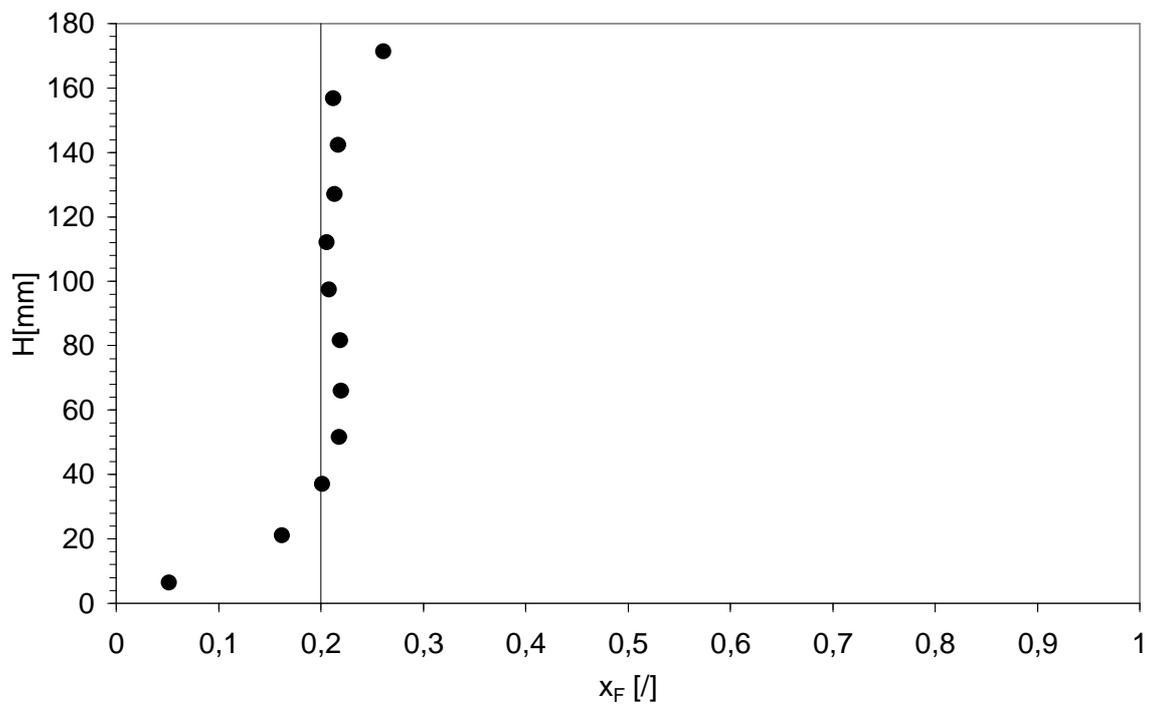


Figura B.75 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u=22.2$ cm/s)

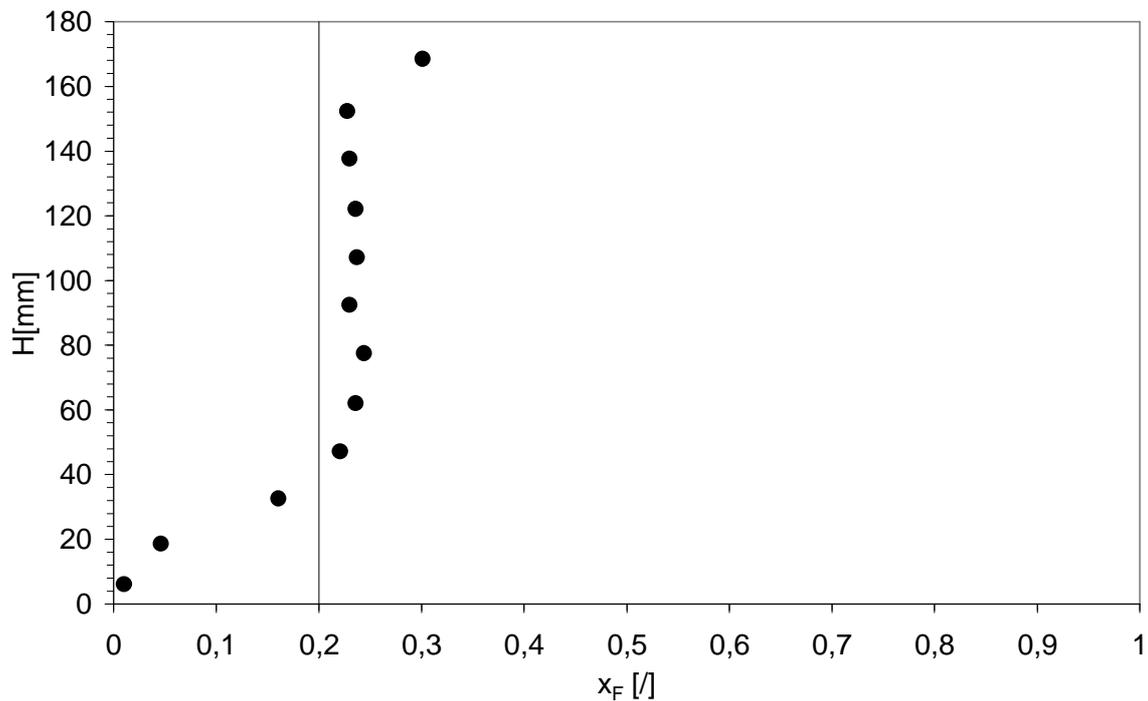


Figura B.76 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u=21.5$ cm/s)

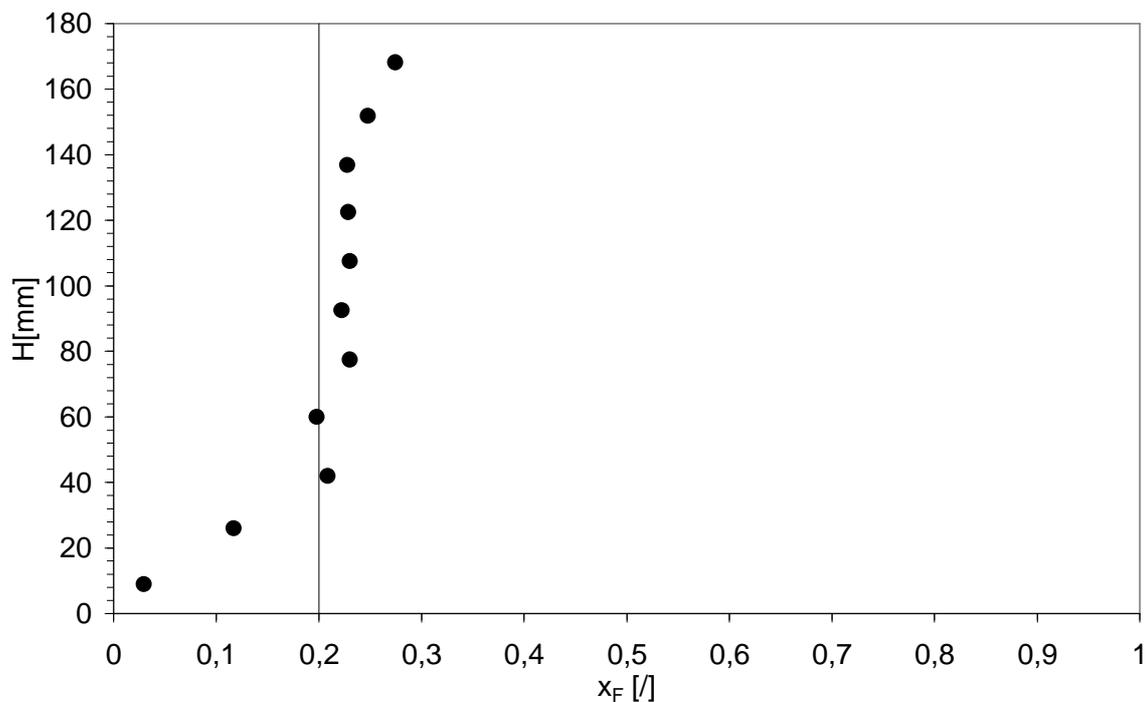


Figura B.77 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff}=17.3$ cm/s)

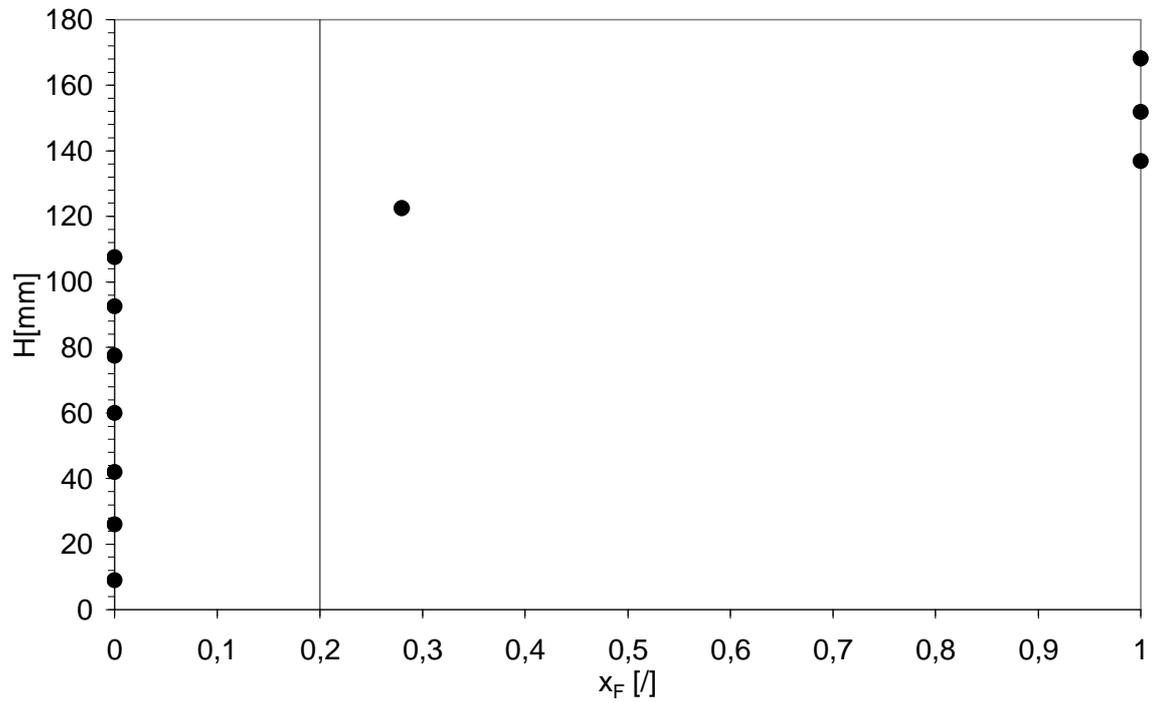


Figura B.78 *Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.2$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if}=4.9$ cm/s)*

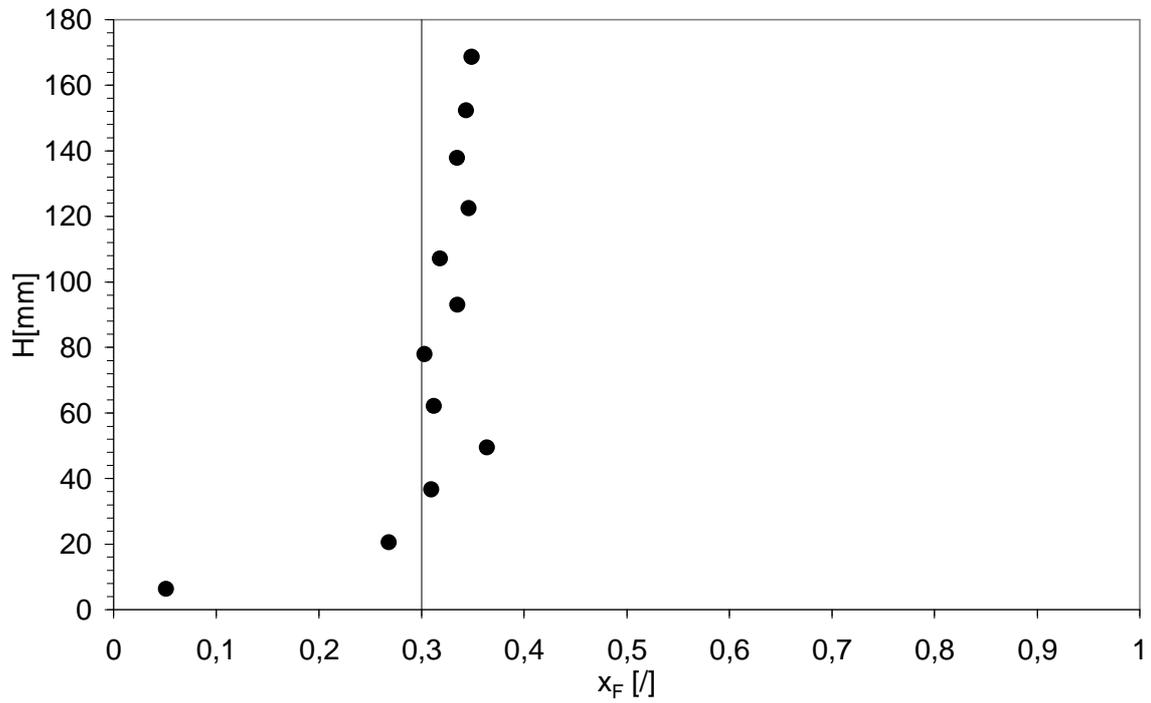


Figura B.79 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 25.0$ cm/s)

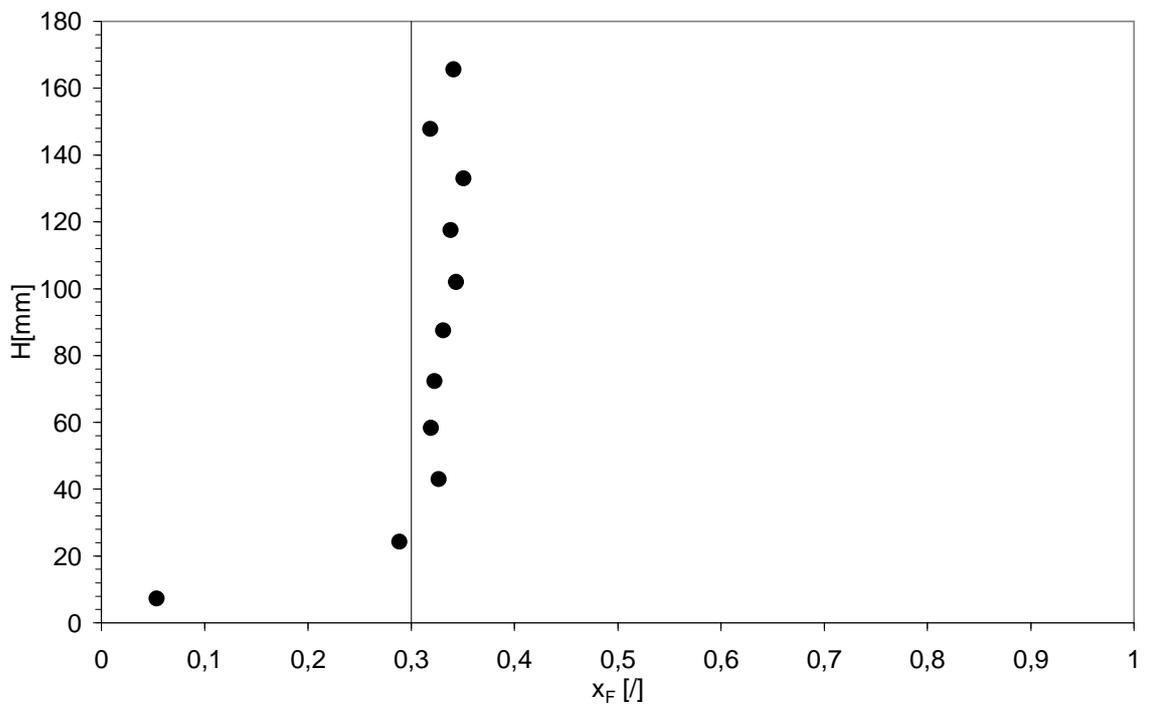


Figura B.80 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 24.3$ cm/s)

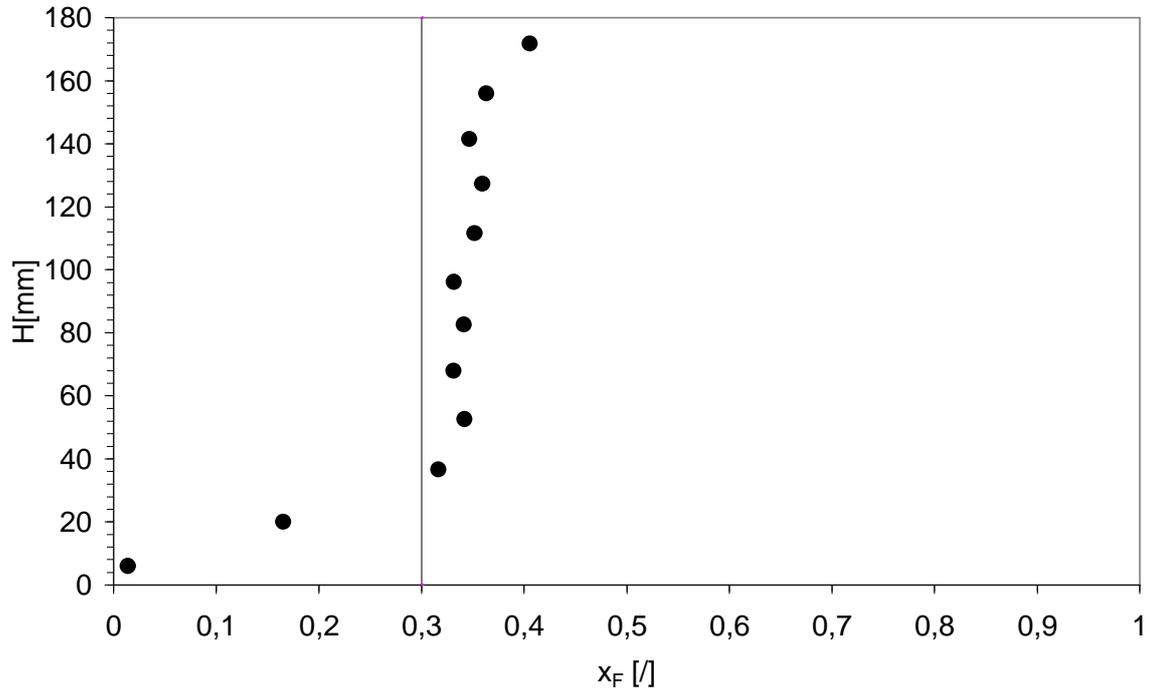


Figura B.81 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u=23.6$ cm/s)

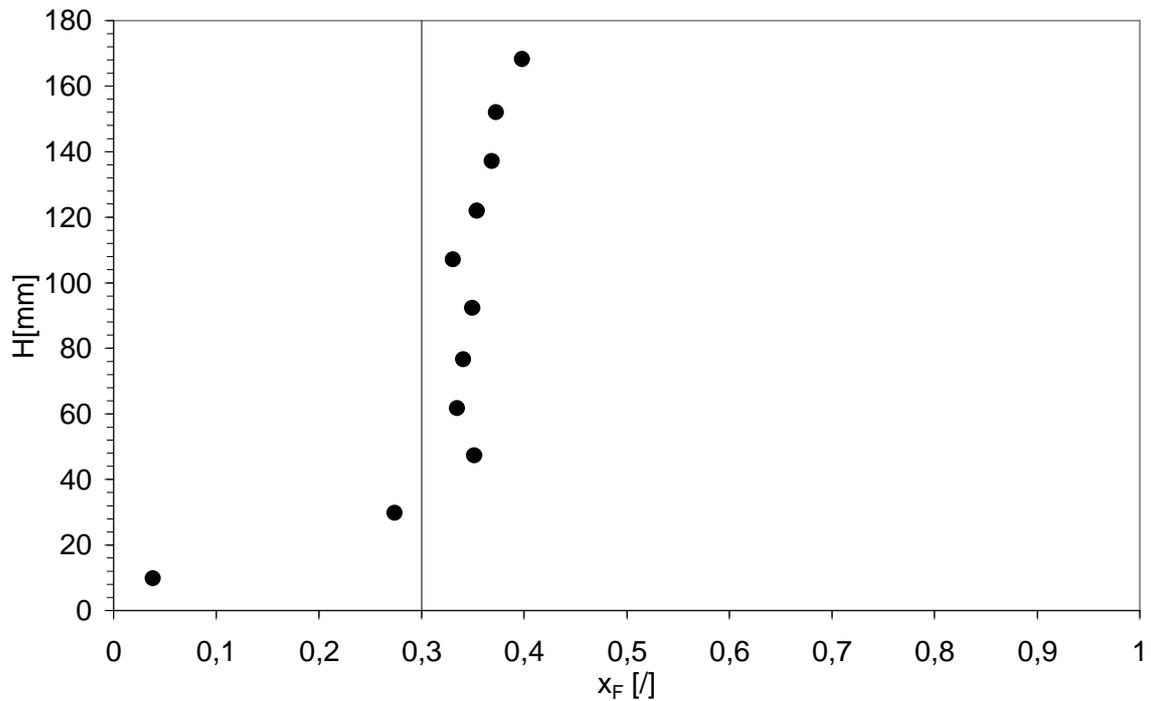


Figura B.82 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=22.9$ cm/s)

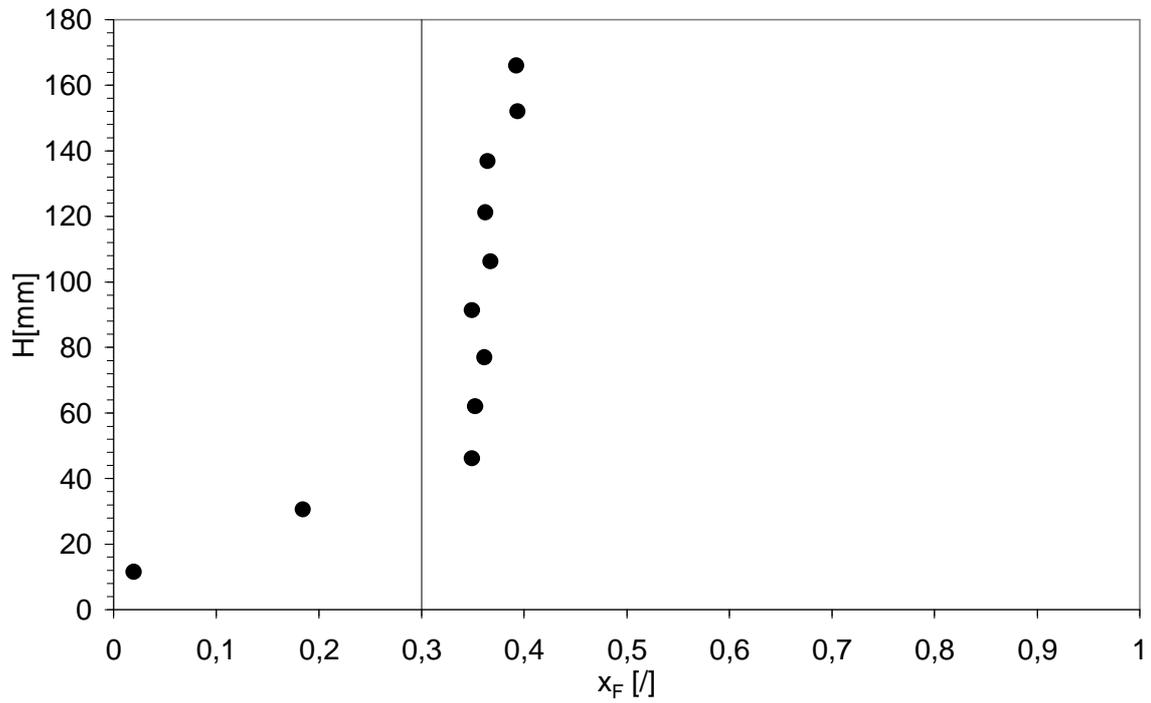


Figura B.83 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 22.2$ cm/s)

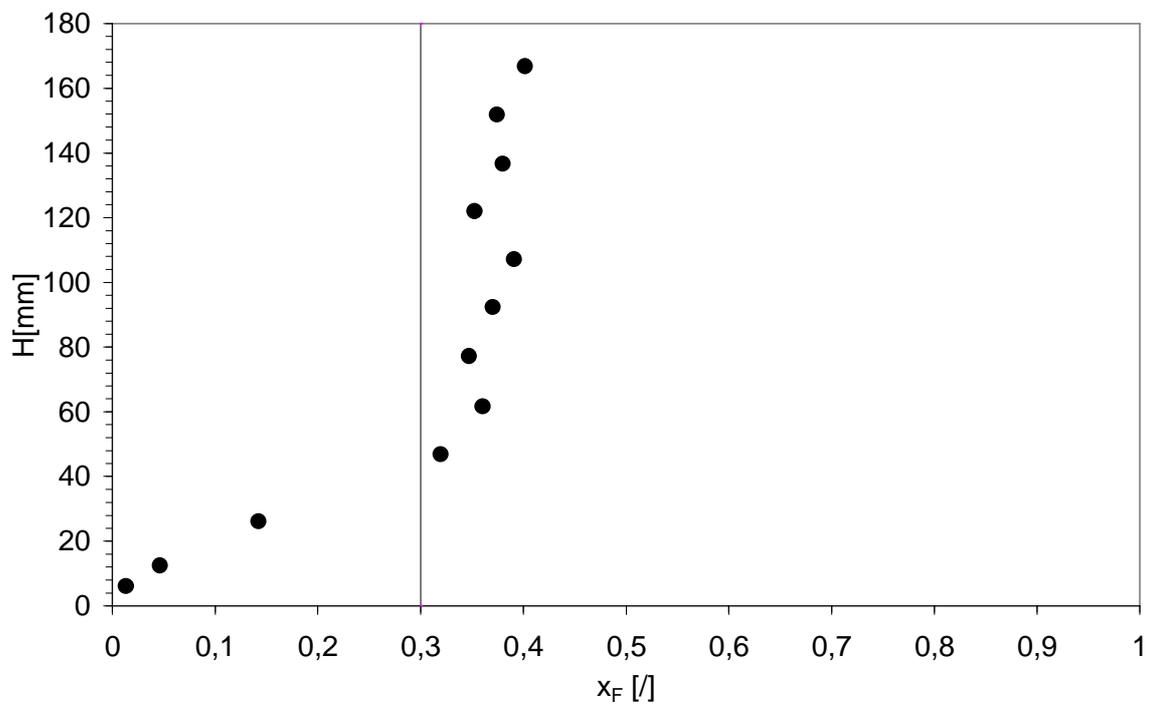


Figura B.84 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u = 20.8$ cm/s)

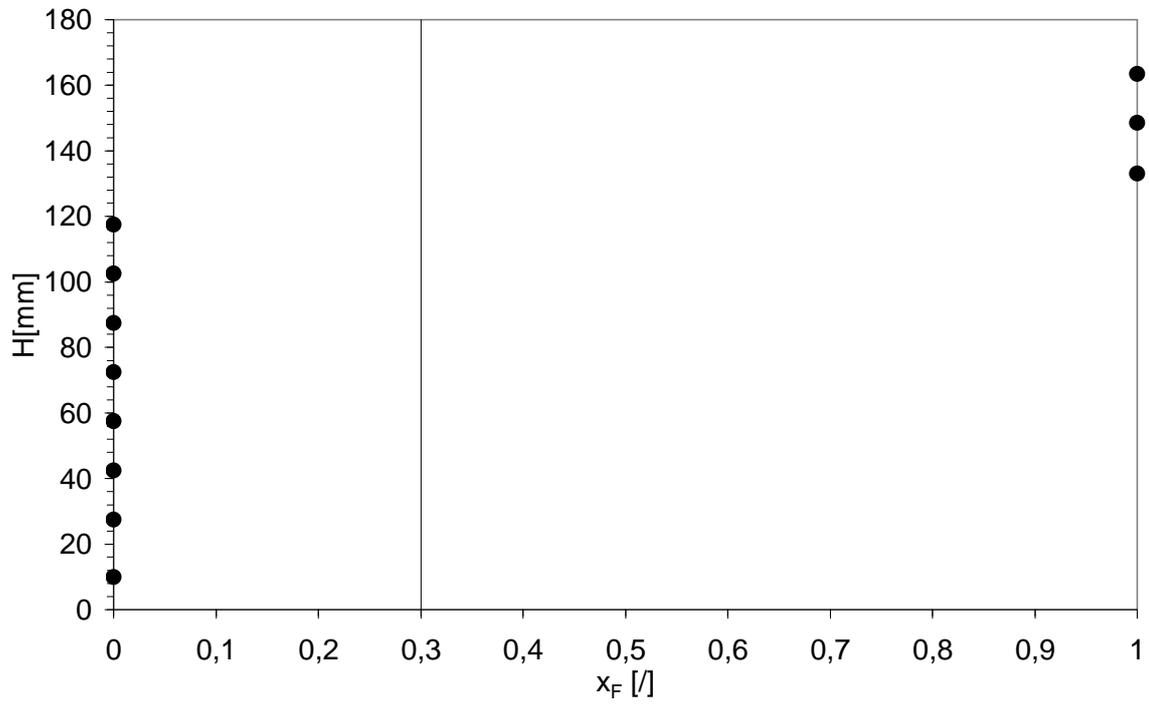


Figura B.85 *Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.3$.
(Sistema defluidizzato, $u_{ff}=17.3$ cm/s)*

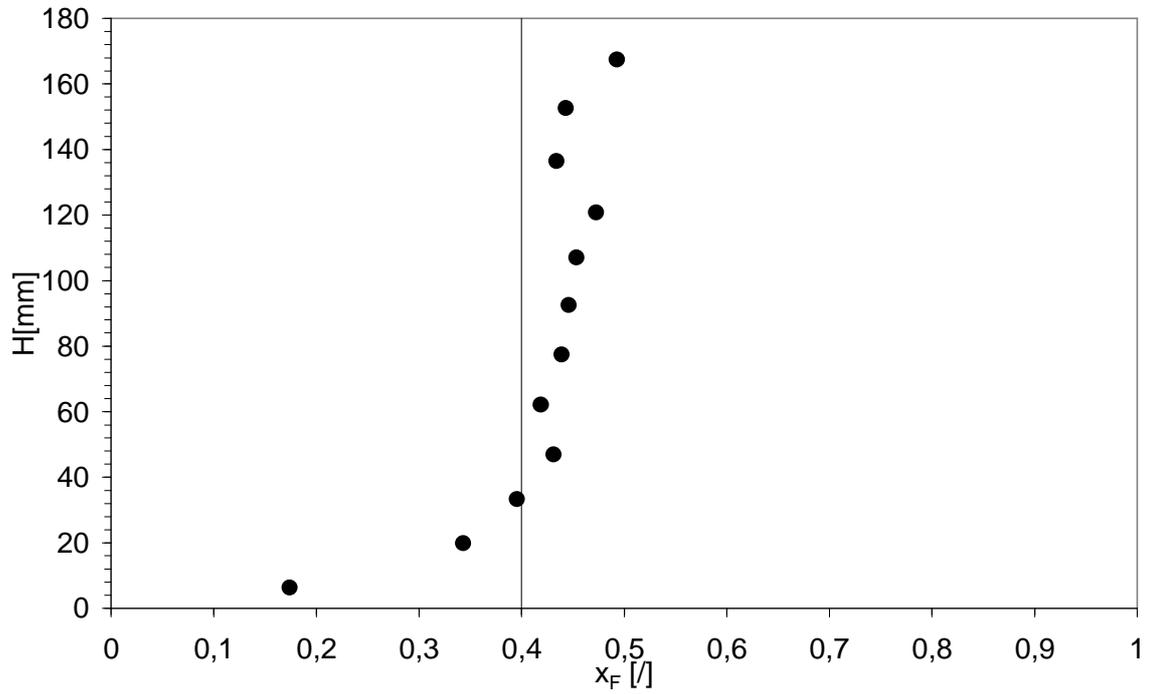


Figura B.86 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 27.7$ cm/s)

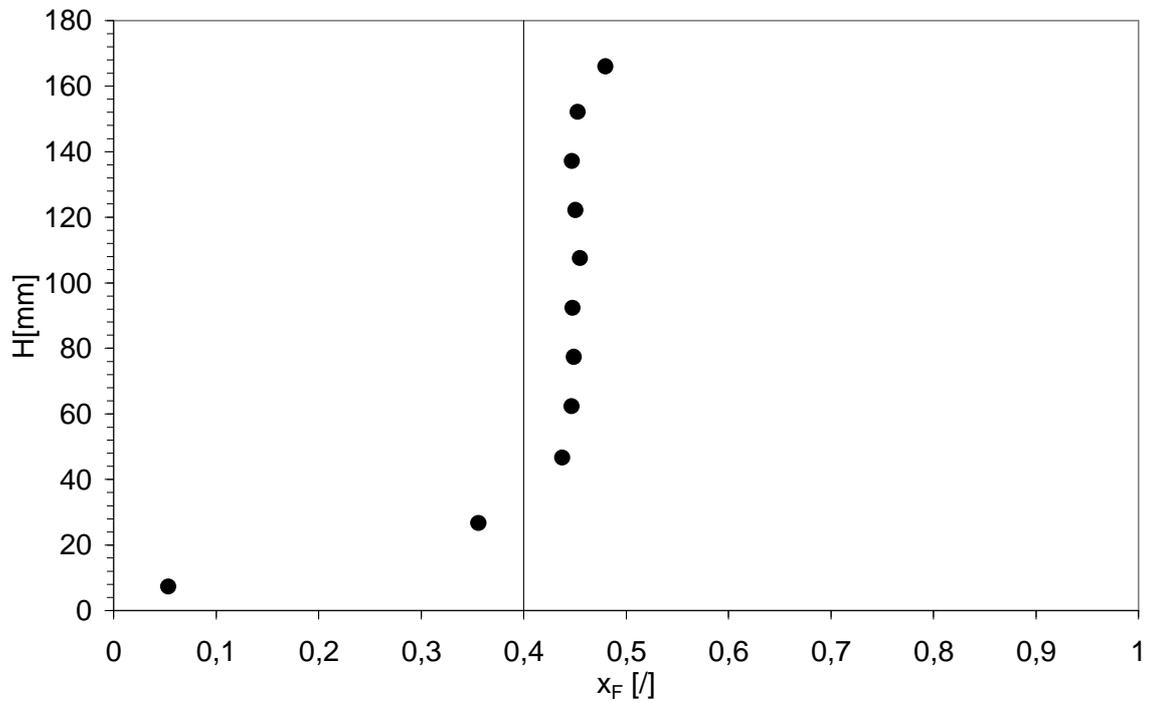


Figura B.87 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 26.4$ cm/s)

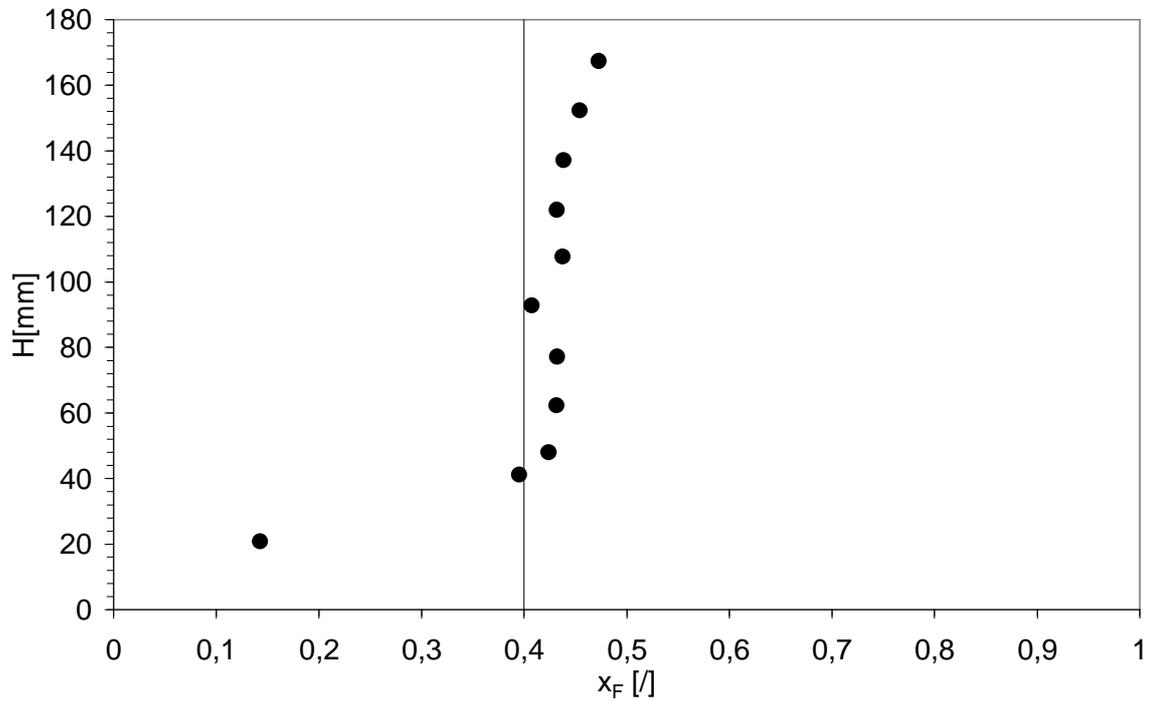


Figura B.88 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix} = 25.7$ cm/s)

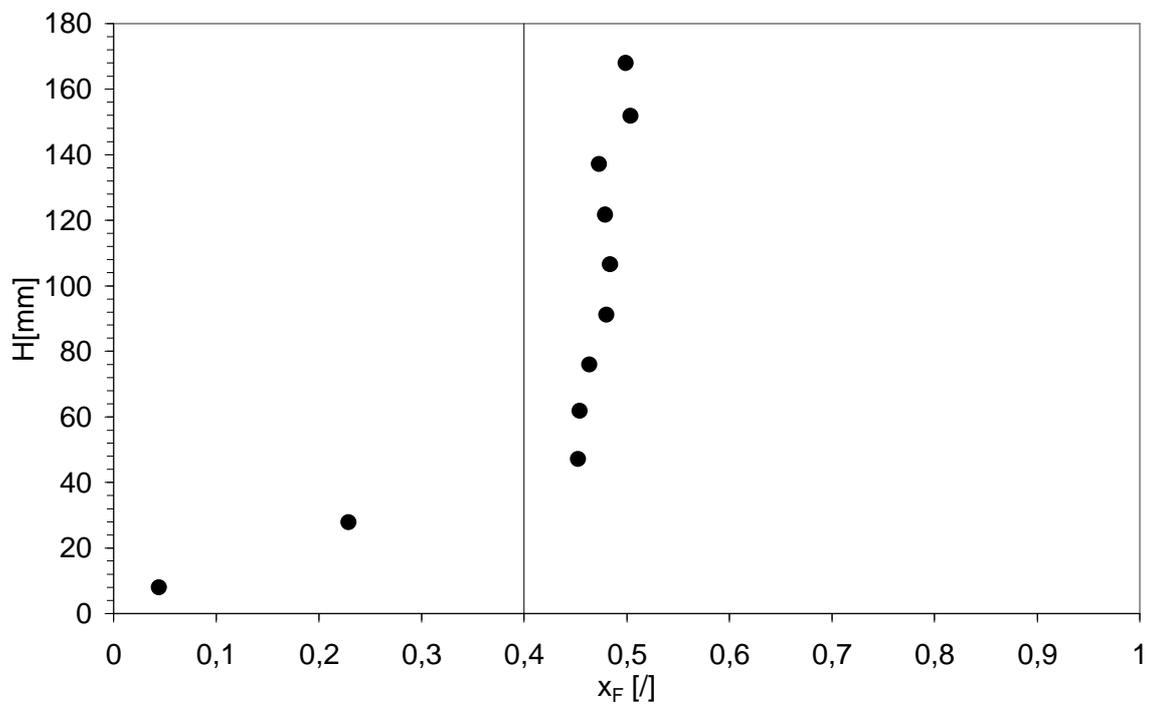


Figura B.89 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 24.3$ cm/s)

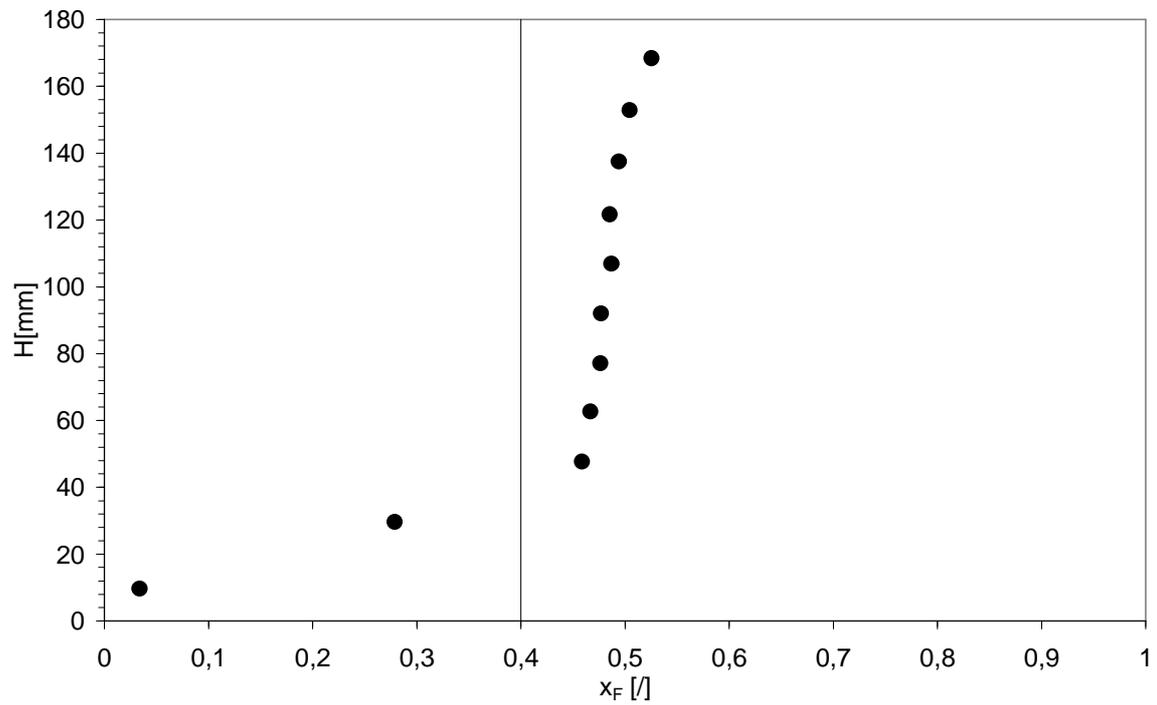


Figura B.90 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 23.9$ cm/s)

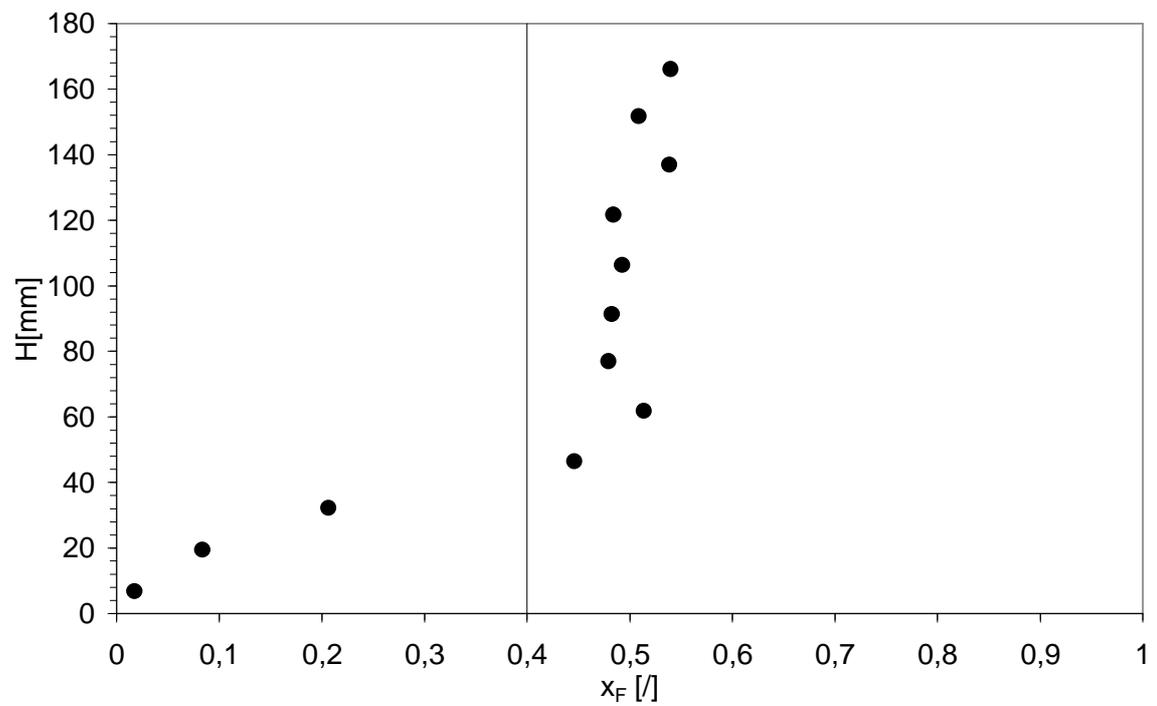


Figura B.91 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
(Sistema defluidizzato, $u = 22.9$ cm/s)

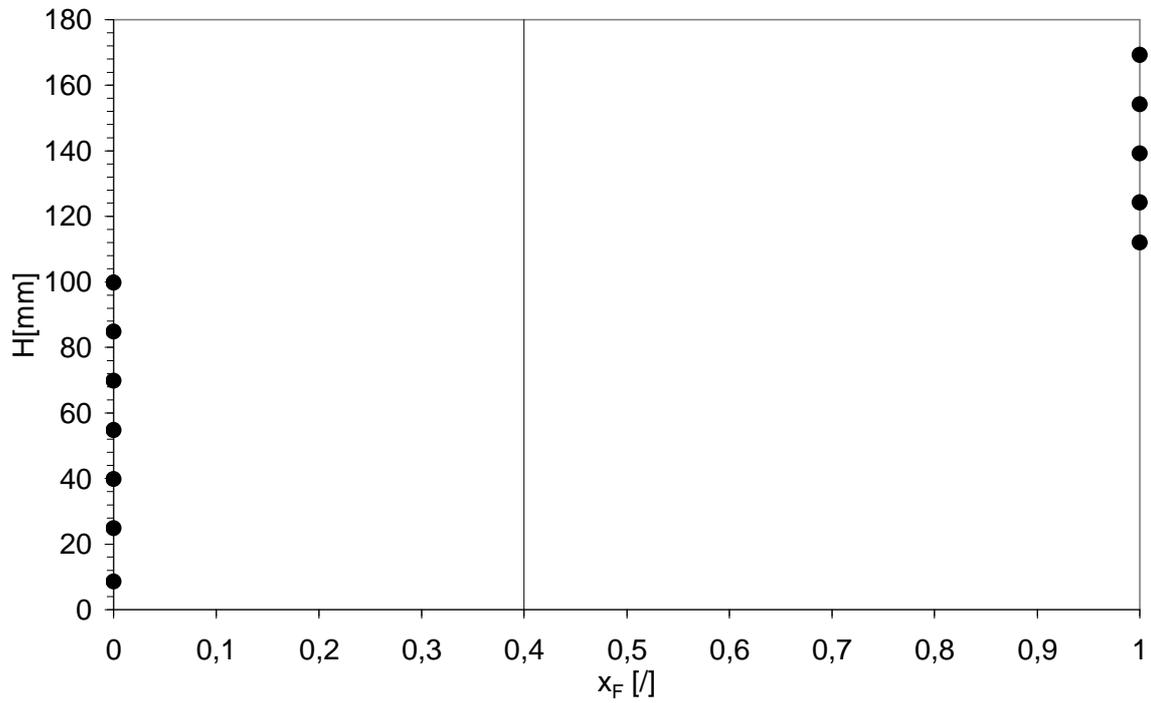


Figura B.92 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.4$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{ff} = 17.0$ cm/s)

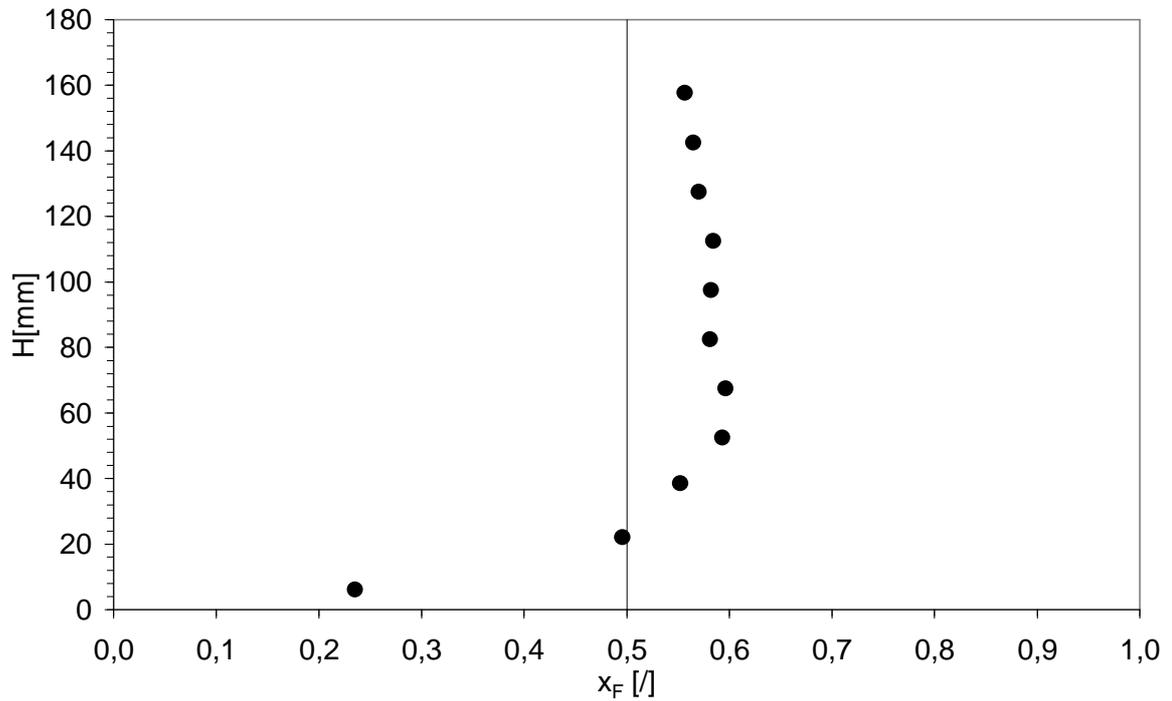


Figura B.93 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 34.7$ cm/s)

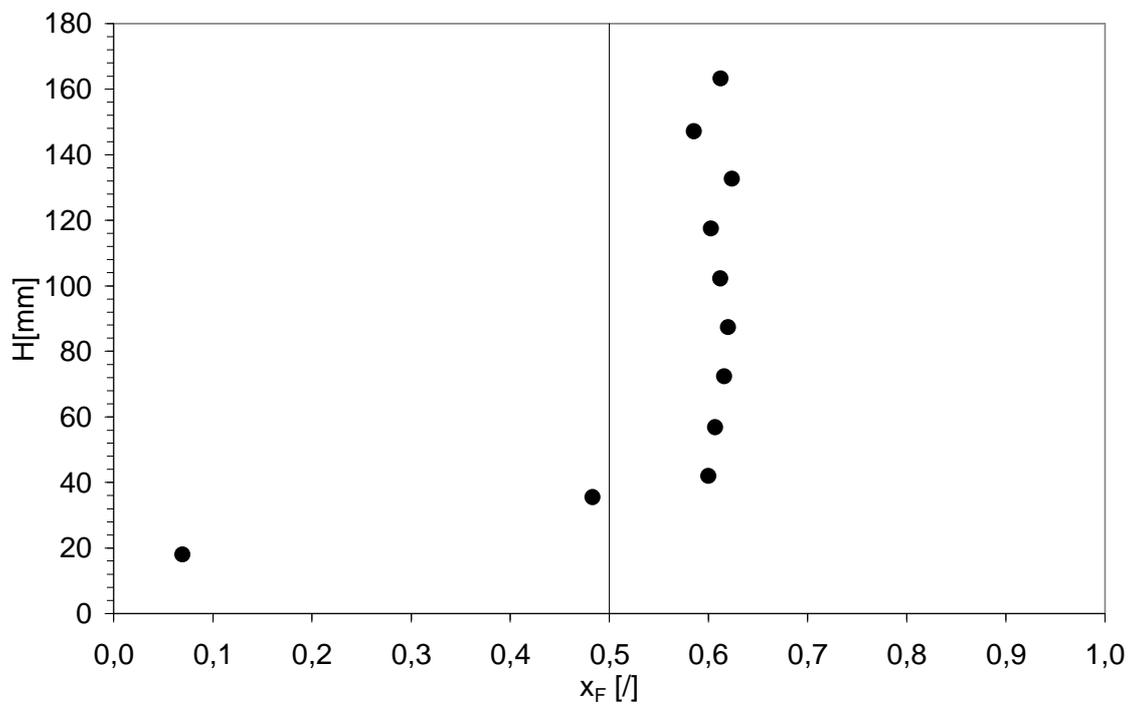


Figura B.94 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 27.7$ cm/s)

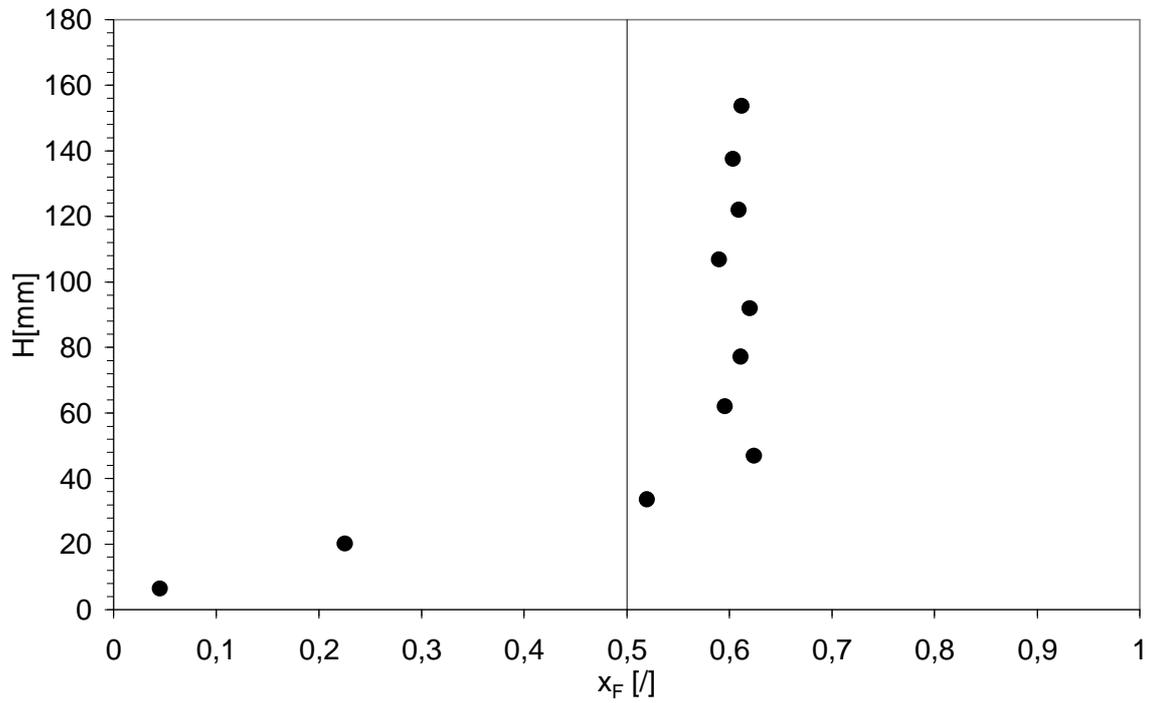


Figura B.95 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=24.3$ cm/s)

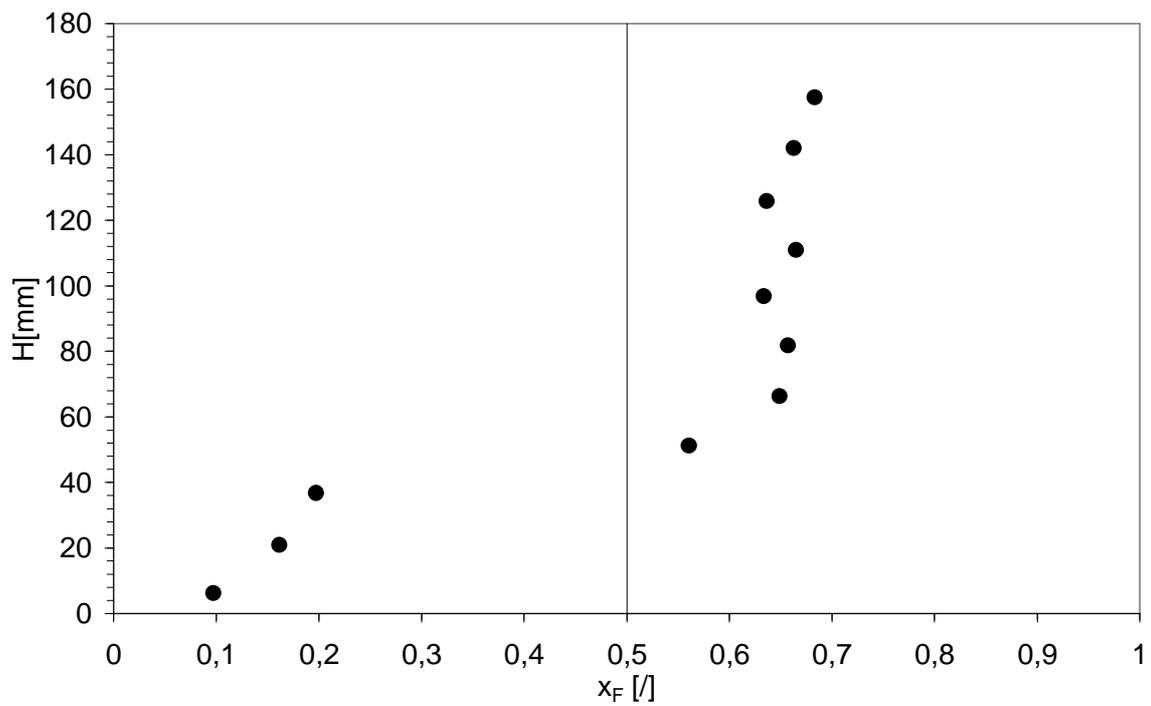


Figura B.96 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u=23.6$ cm/s)

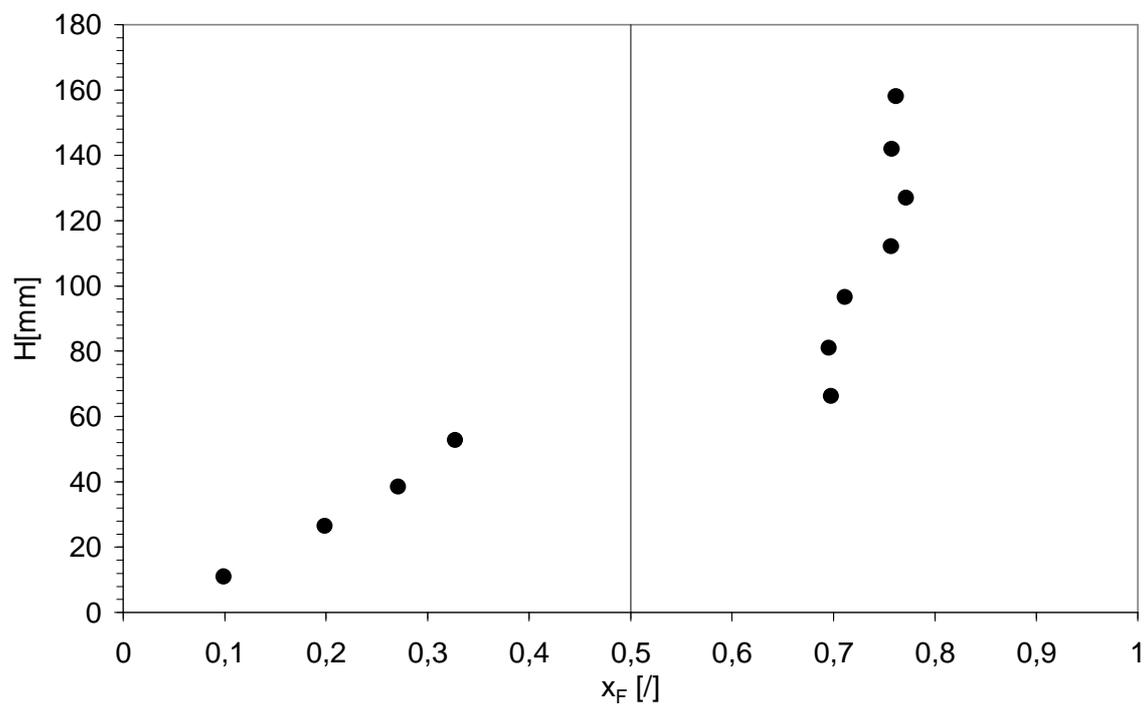


Figura B.97 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 22.5$ cm/s)

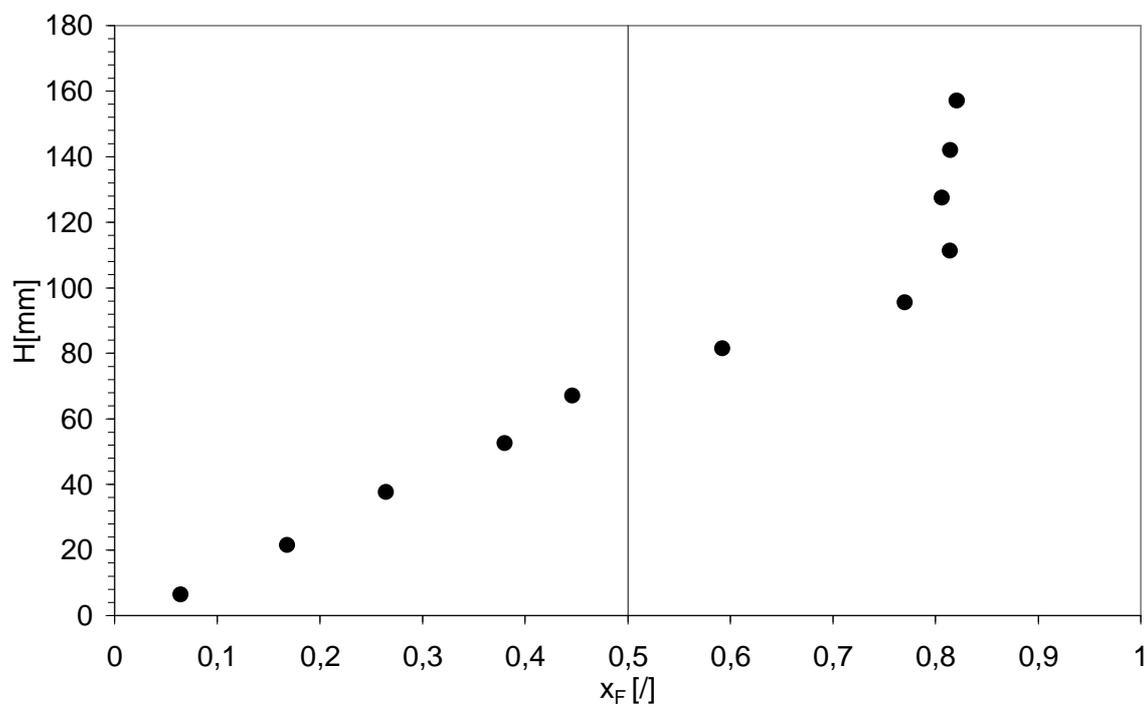


Figura B.98 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 16.3$ cm/s)

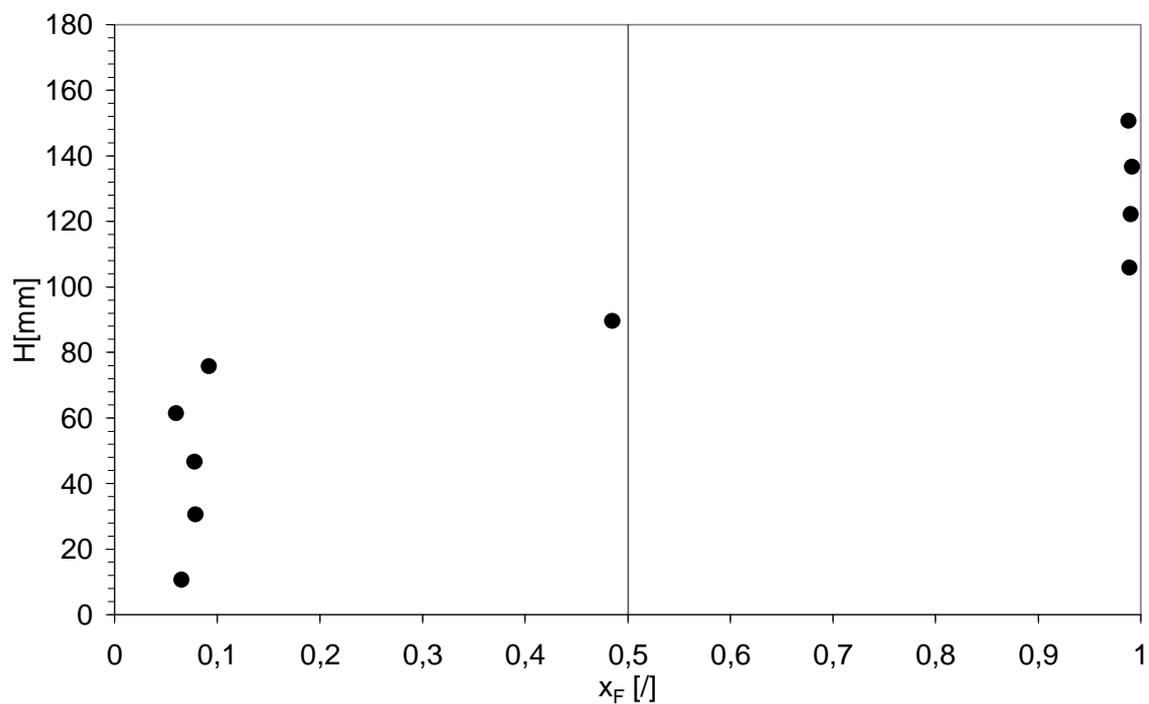


Figura B.99 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u = 15.6$ cm/s)

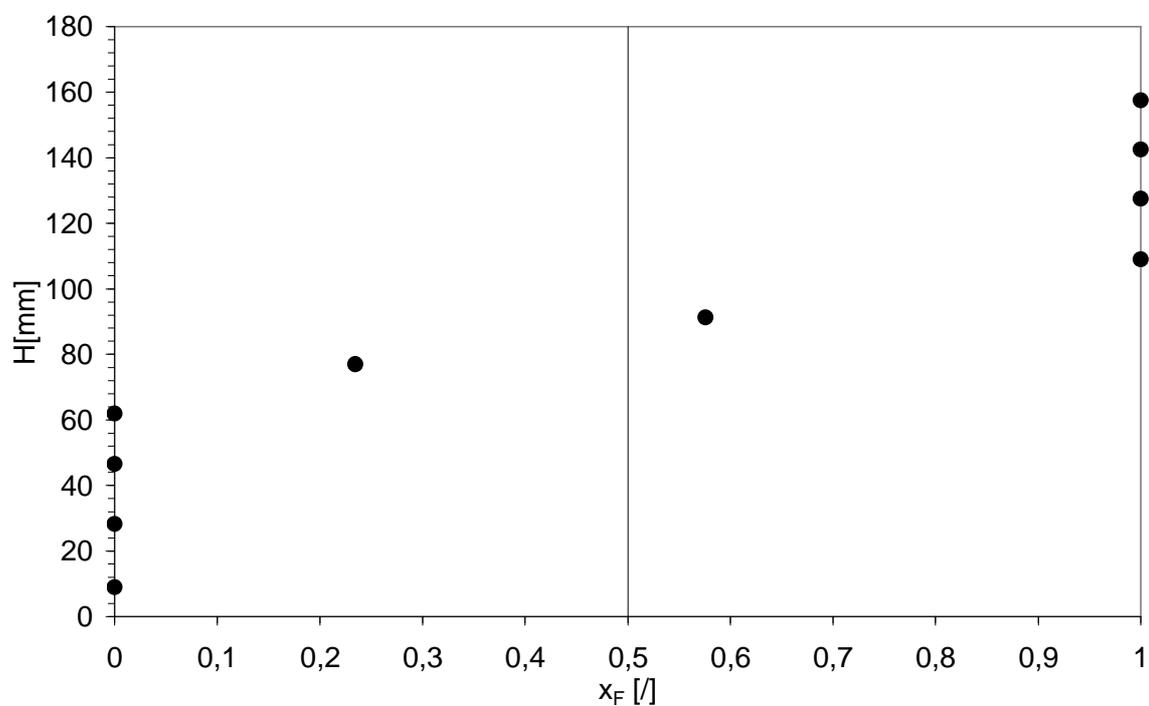


Figura B.100 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if} = 4.9$ cm/s)

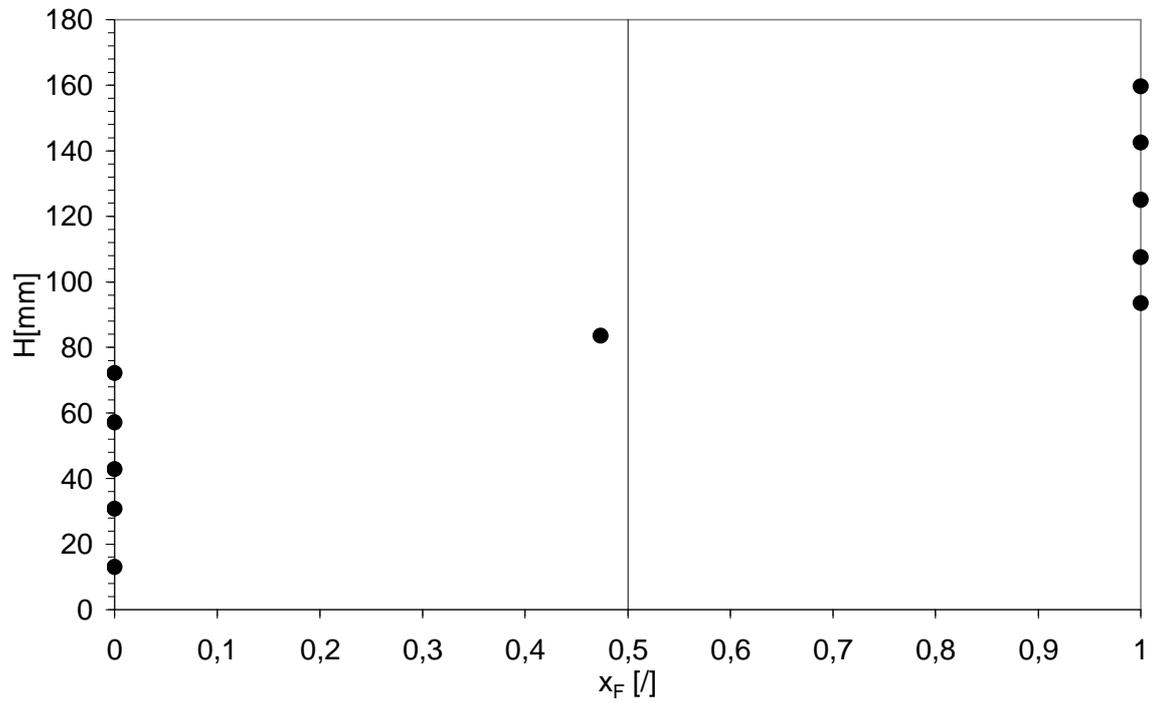


Figura B.101 *Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.5$.
(Sistema defluidizzato, $u=0$ cm/s)*

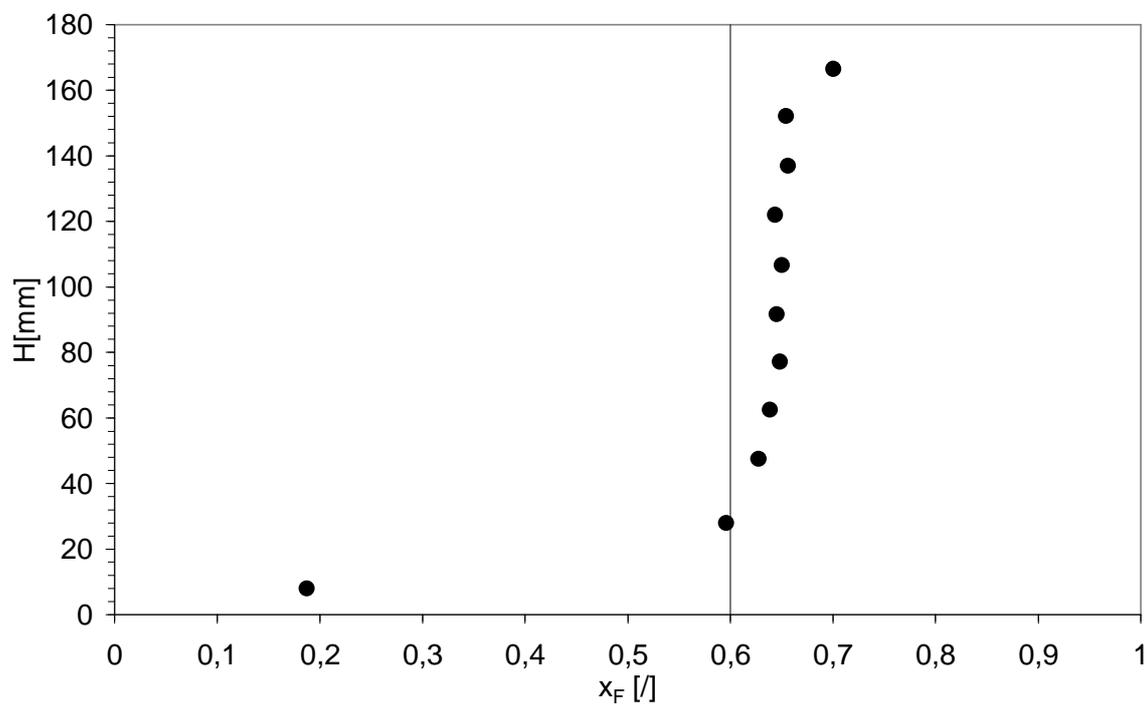


Figura B.102 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u=31.2$ cm/s)

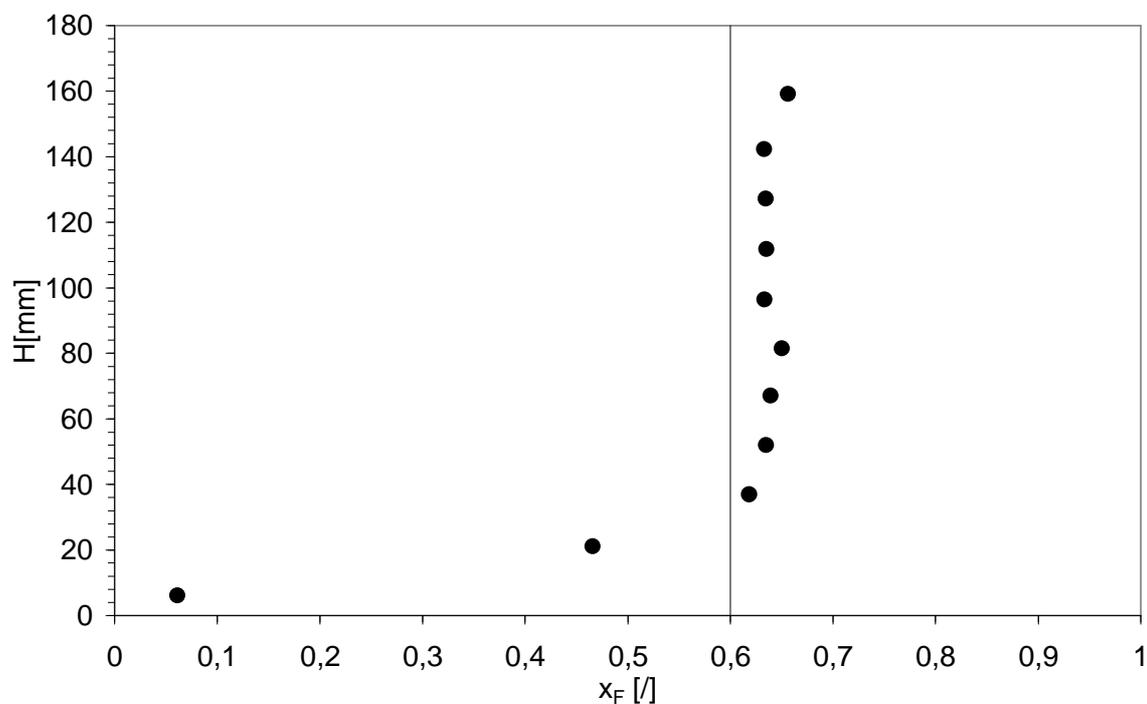


Figura B.103 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u=27.7$ cm/s)

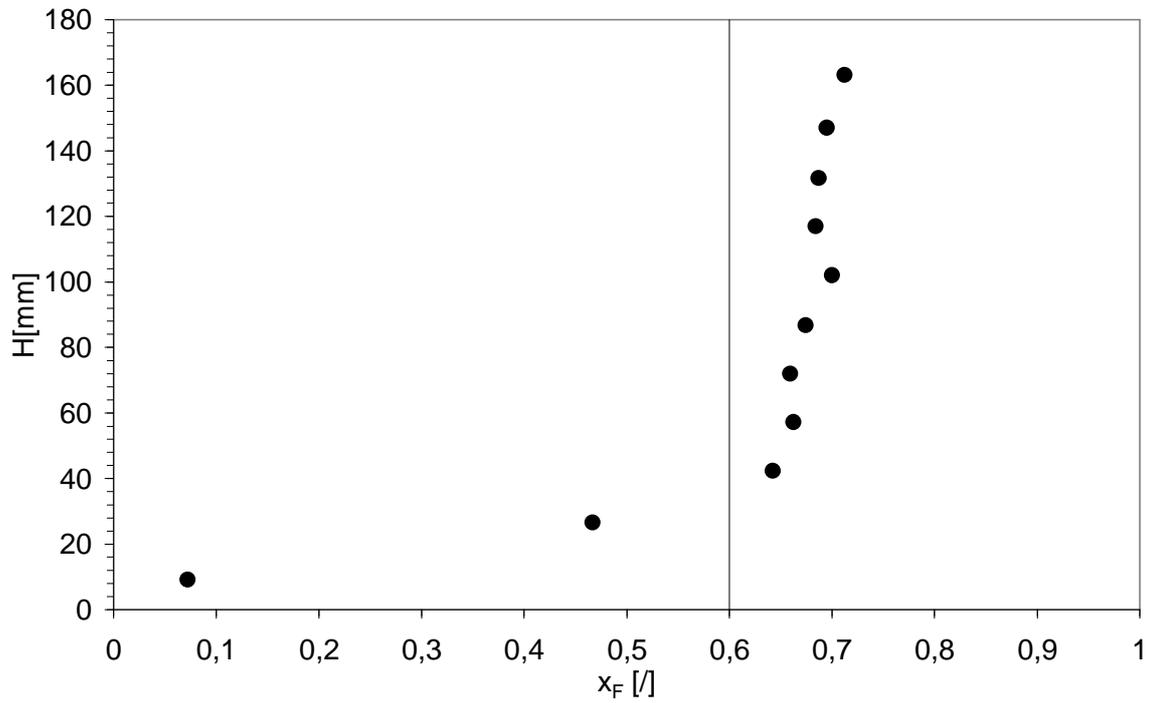


Figura B.104 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=26.4$ cm/s)

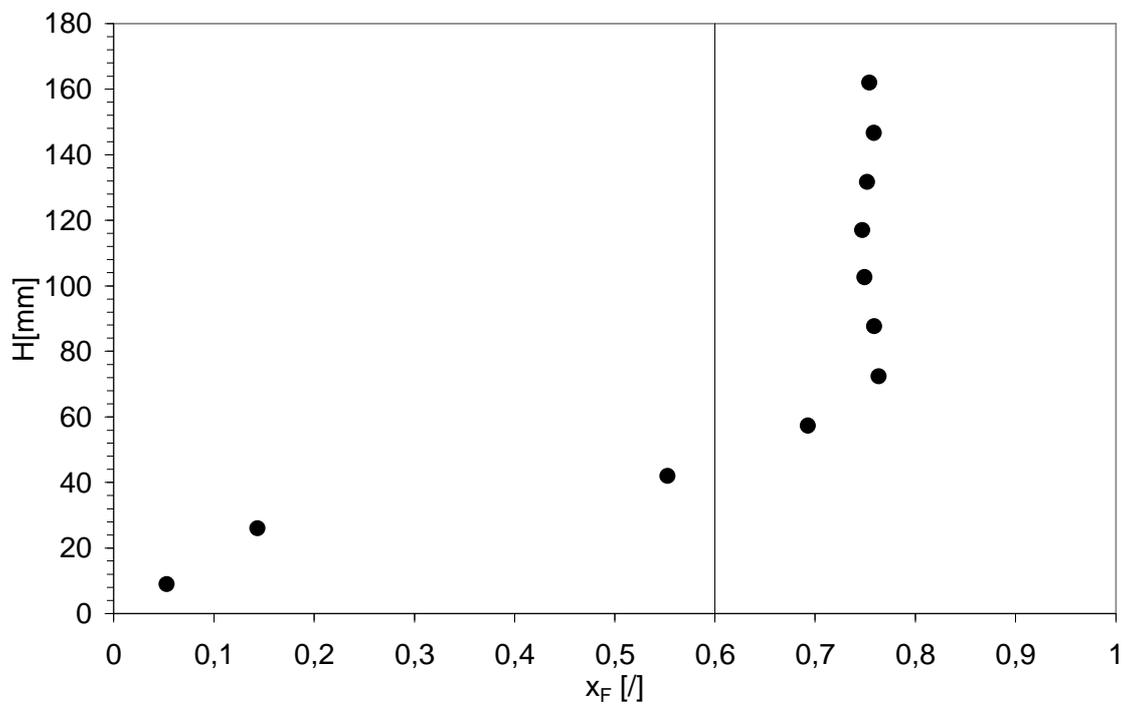


Figura B.105 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u=25.7$ cm/s)

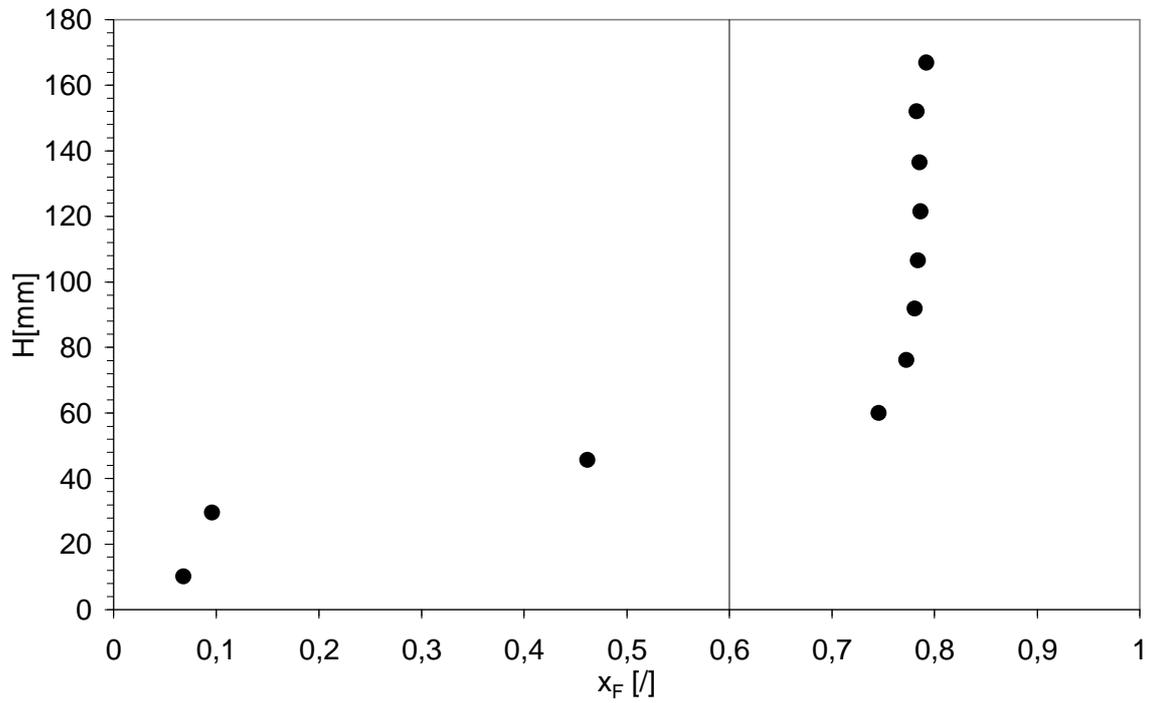


Figura B.106 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u=25.0$ cm/s)

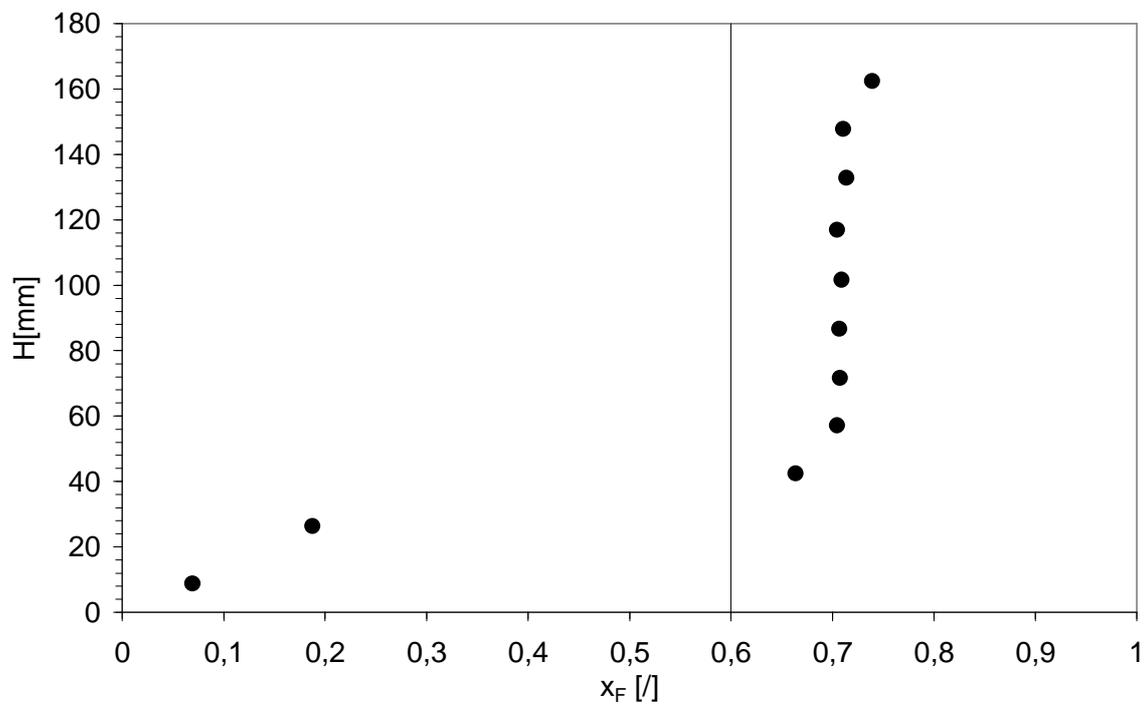


Figura B.107 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u=24.3$ cm/s)

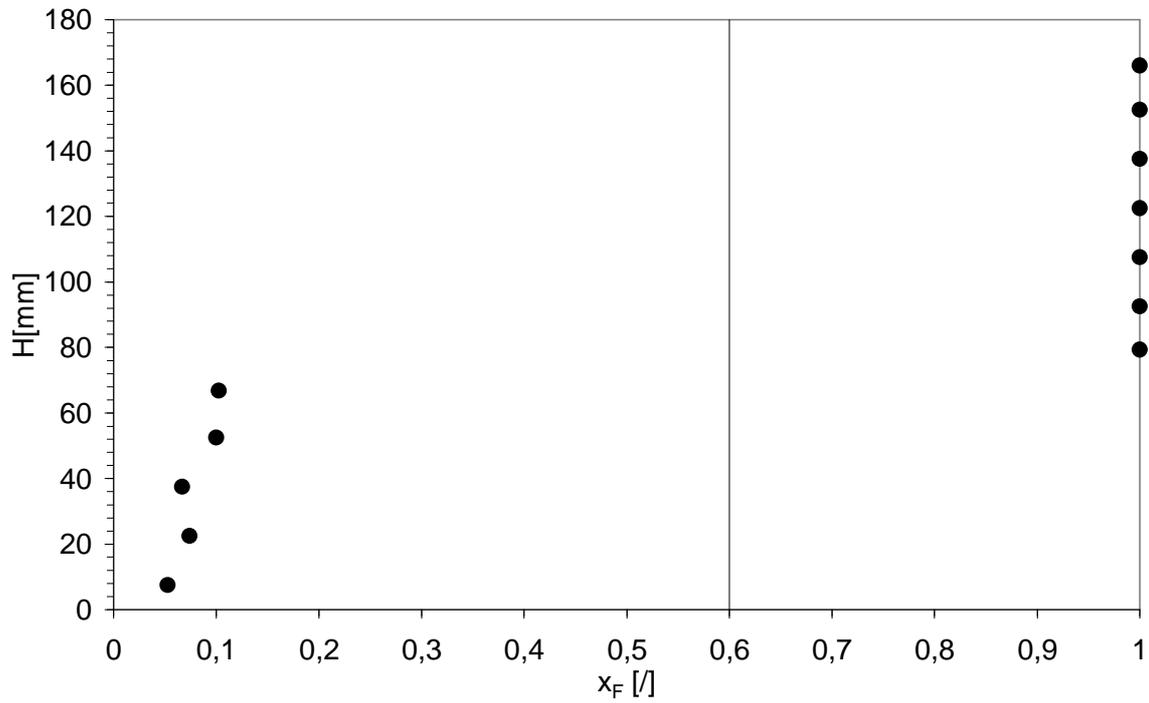


Figura B.108 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if}=15.3$ cm/s)

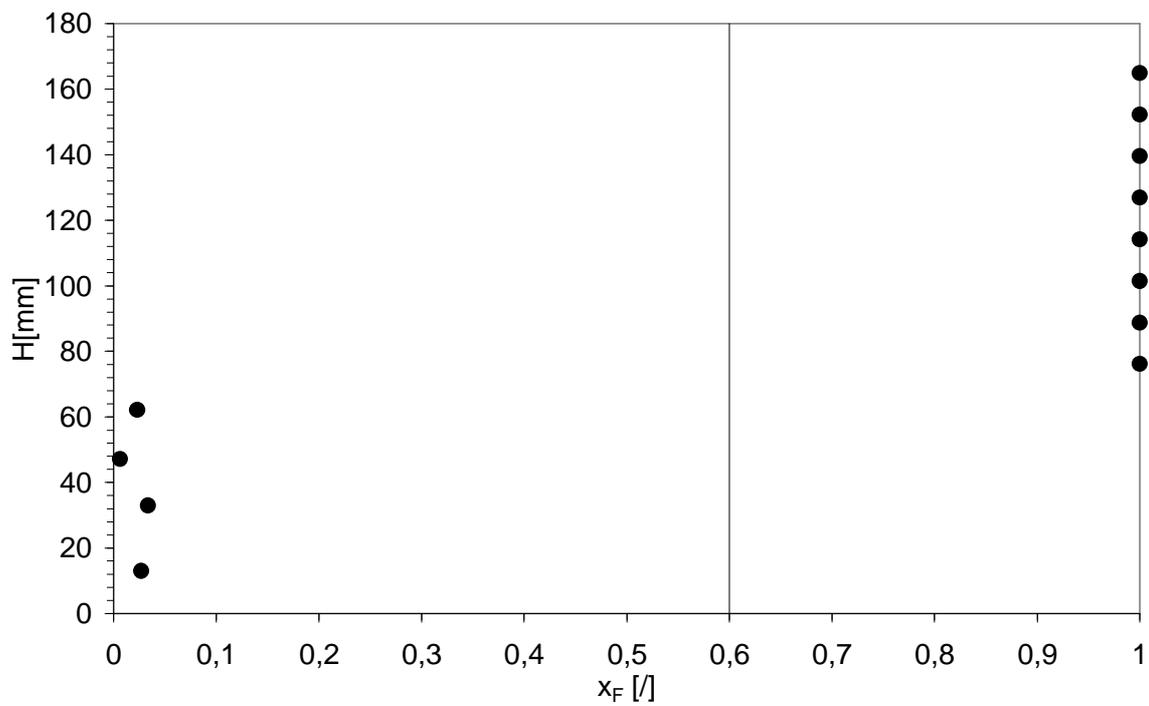


Figura B.109 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.6$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if}=4.9$ cm/s)

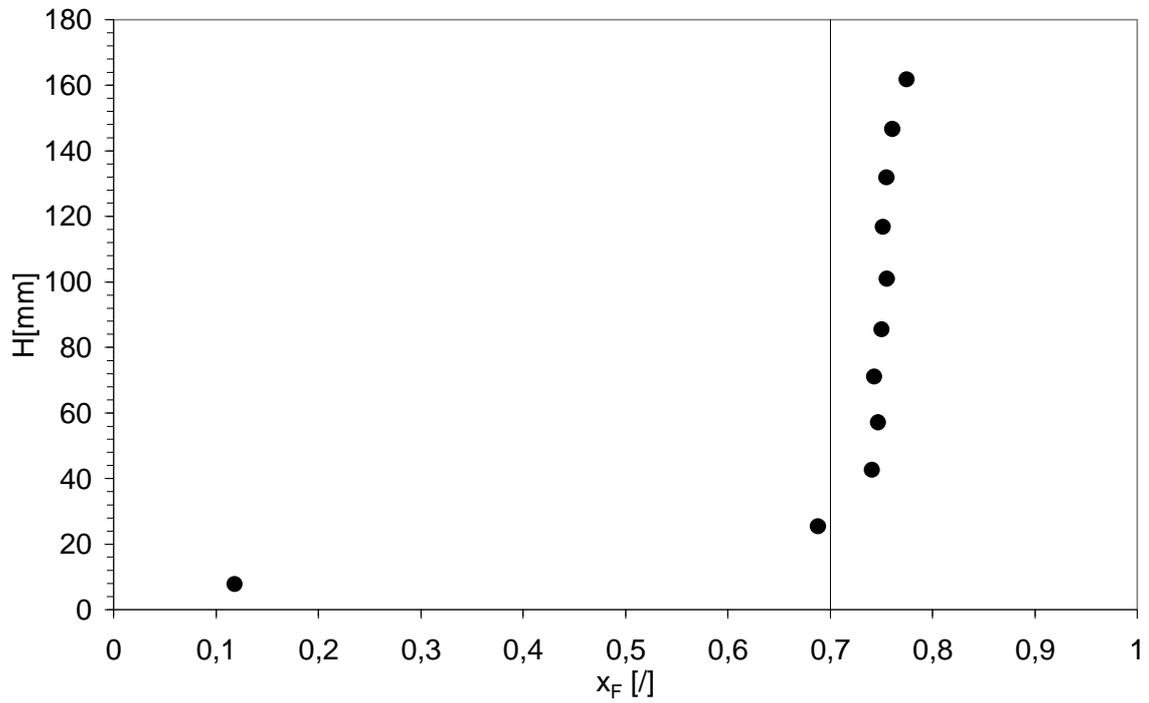


Figura B.110 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u=31.2$ cm/s)

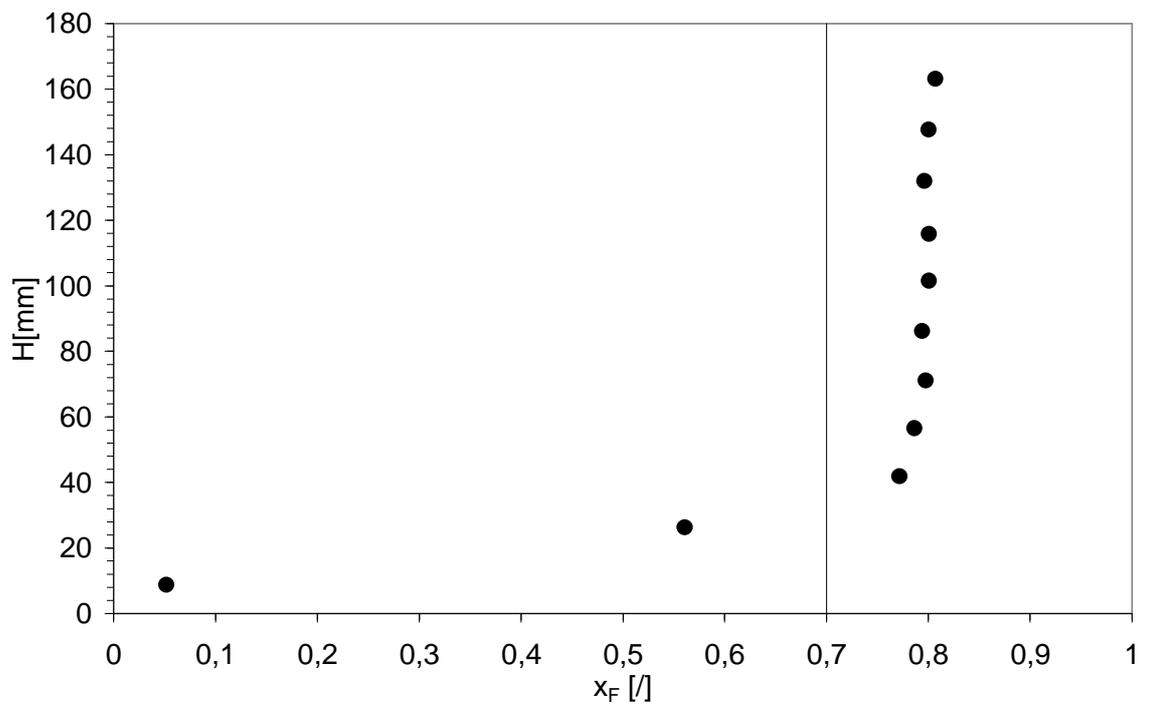


Figura B.111 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u=27.7$ cm/s)

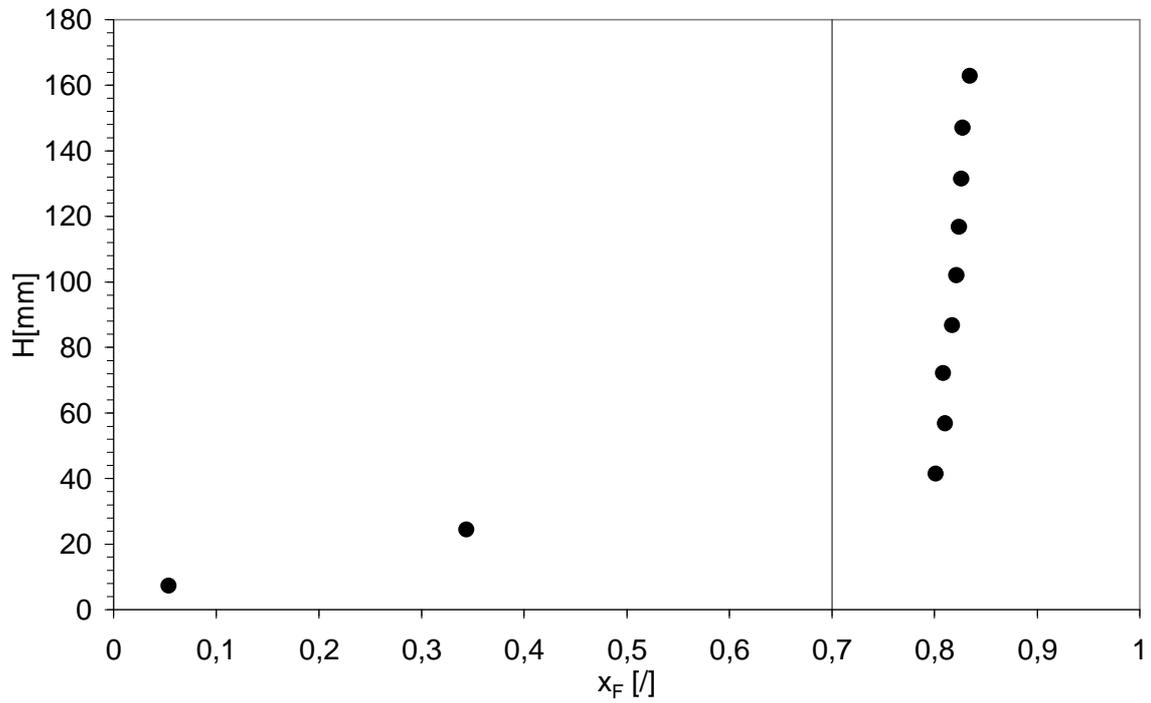


Figura B.112 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u=26.4$ cm/s)

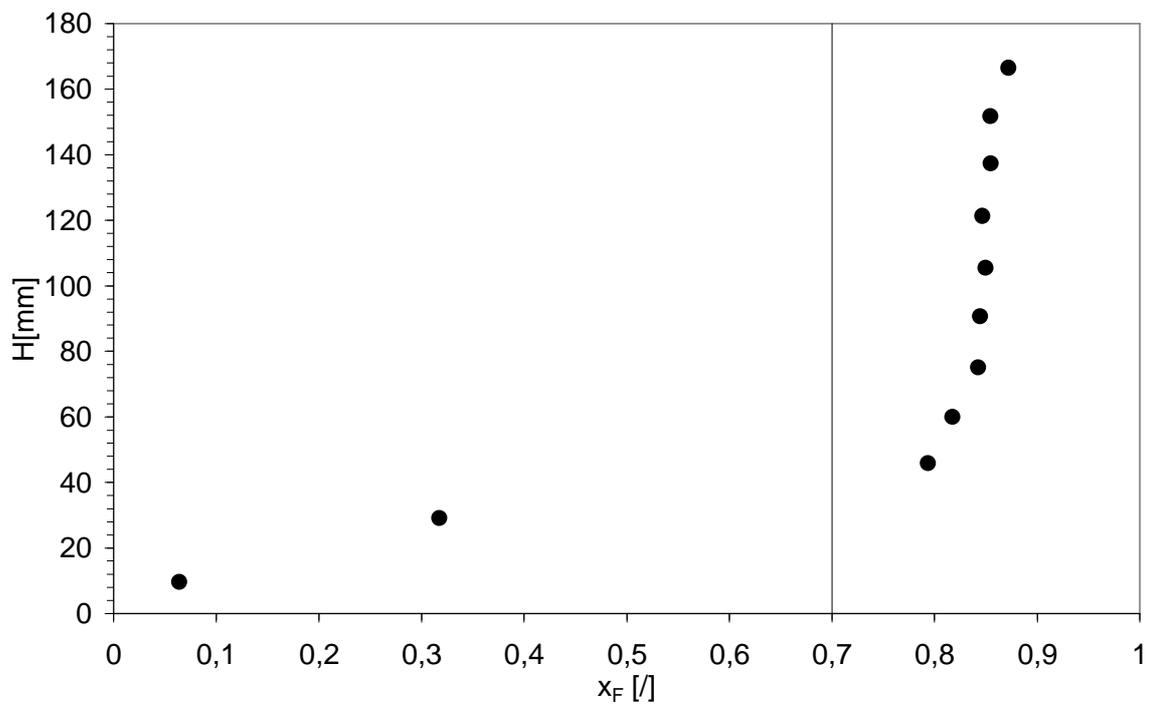


Figura B.113 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=25.7$ cm/s)

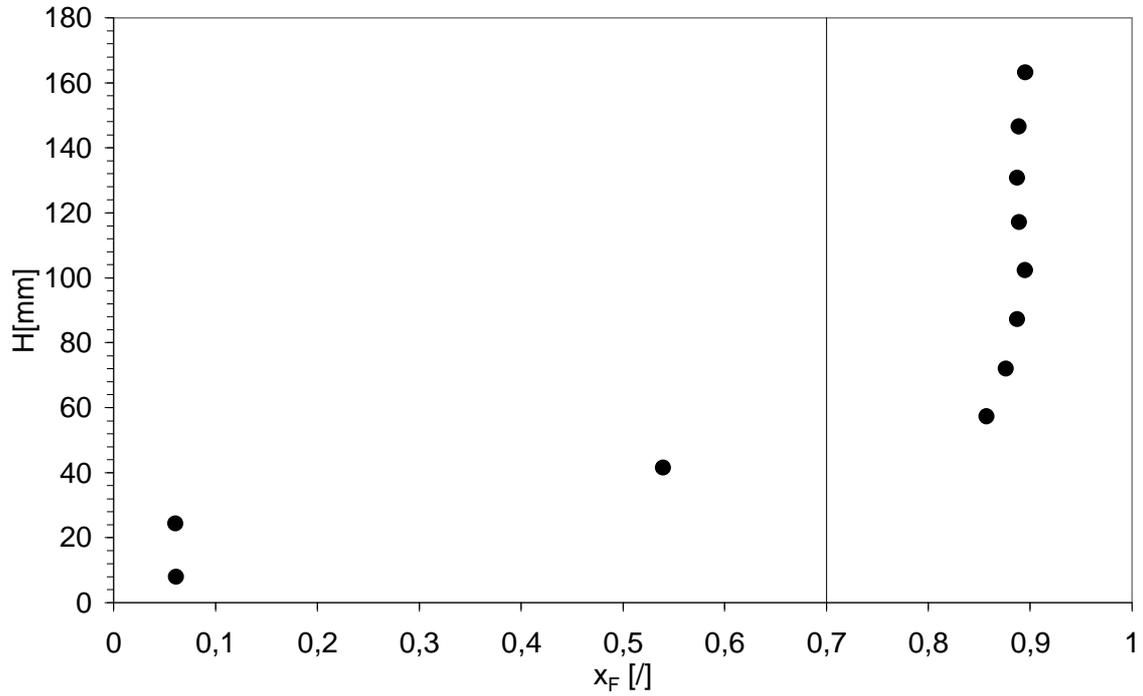


Figura B.114 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u=25.0$ cm/s)

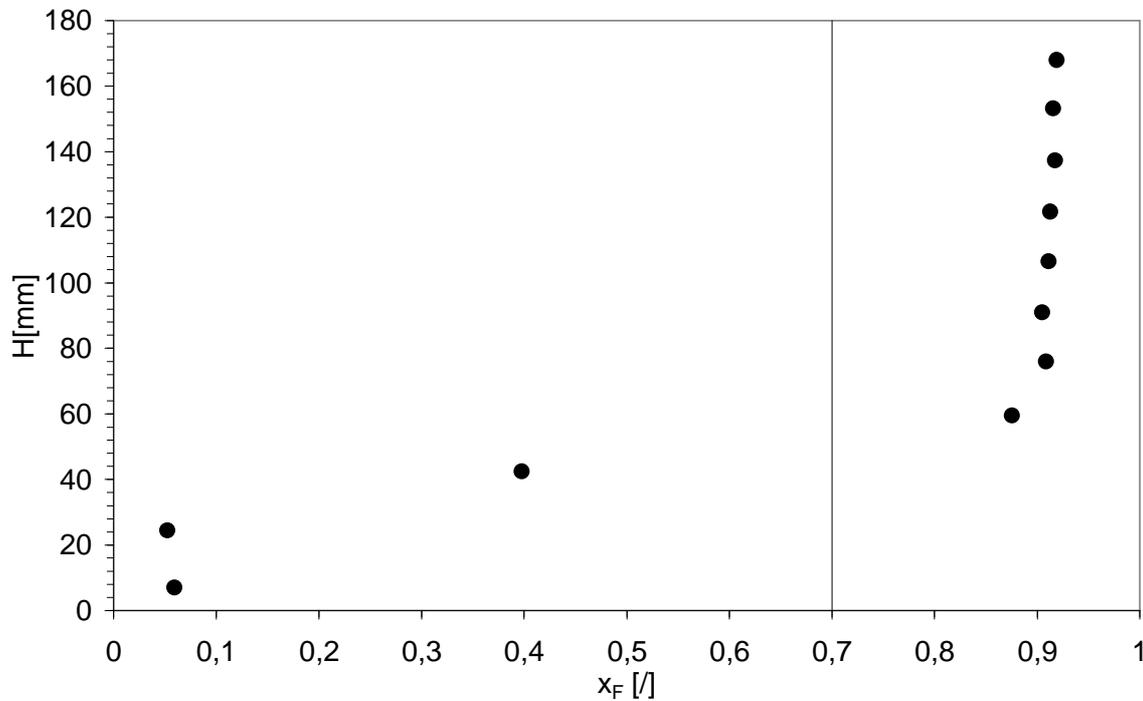


Figura B.115 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u=24.3$ cm/s)

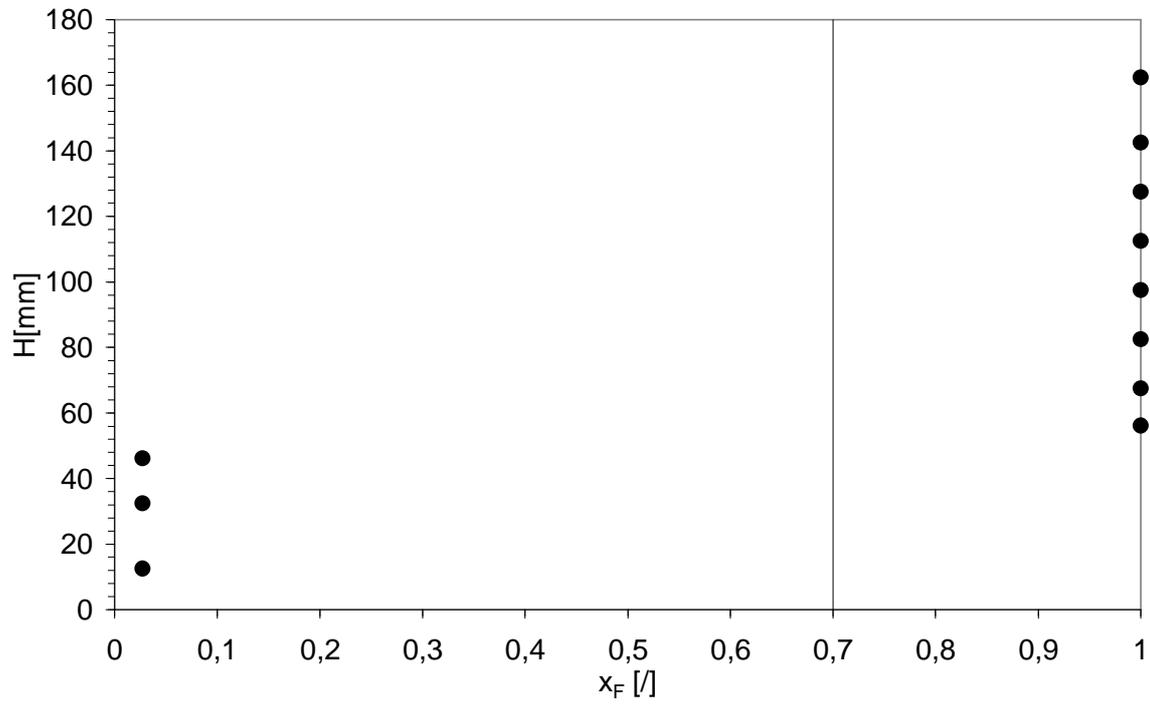


Figura B.116 *Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.7$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if}=14.2$ cm/s)*

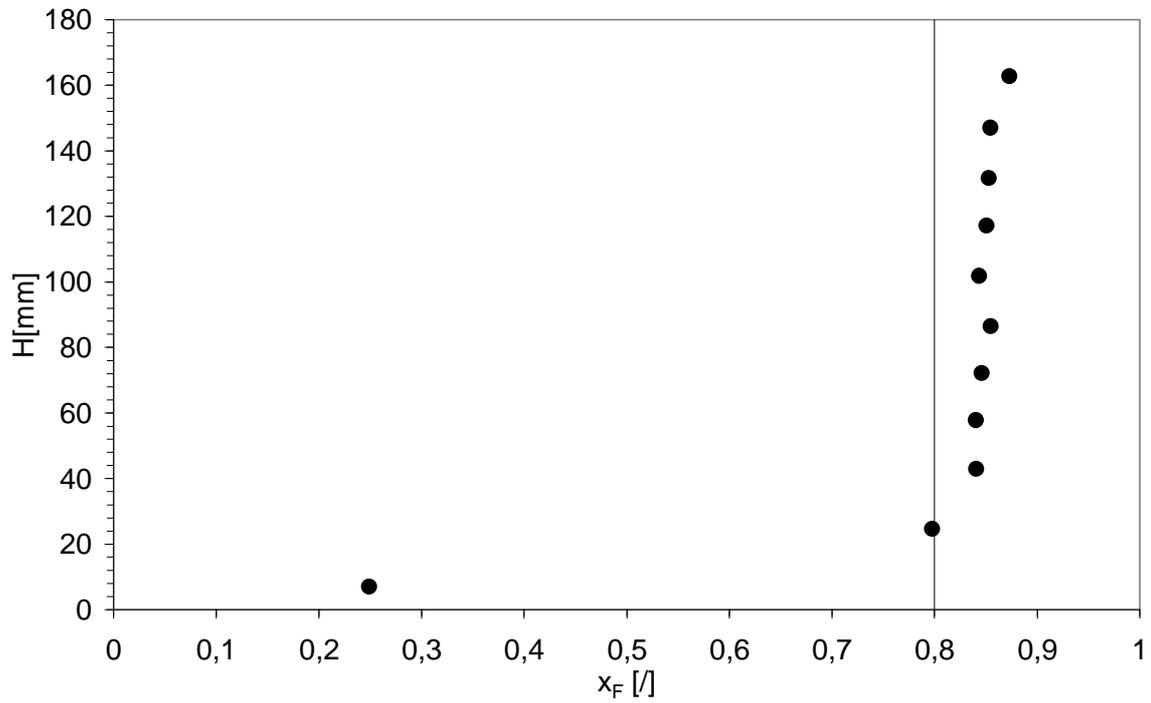


Figura B.117 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u=31.2$ cm/s)

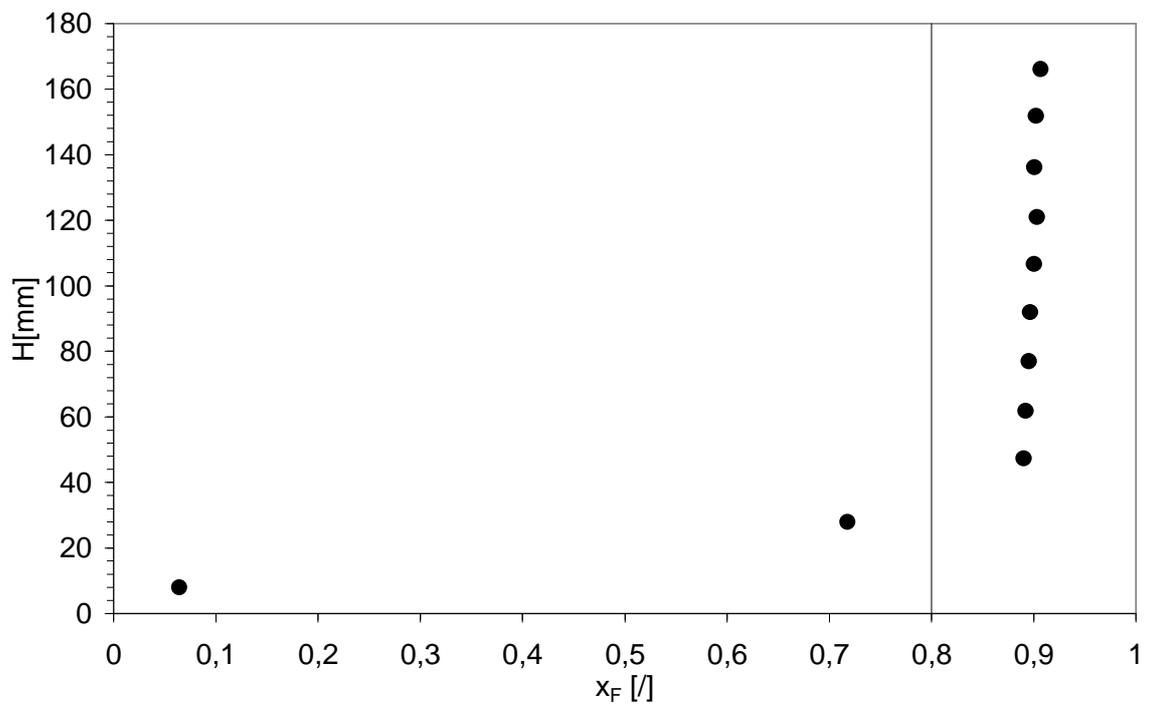


Figura B.118 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u=27.7$ cm/s)

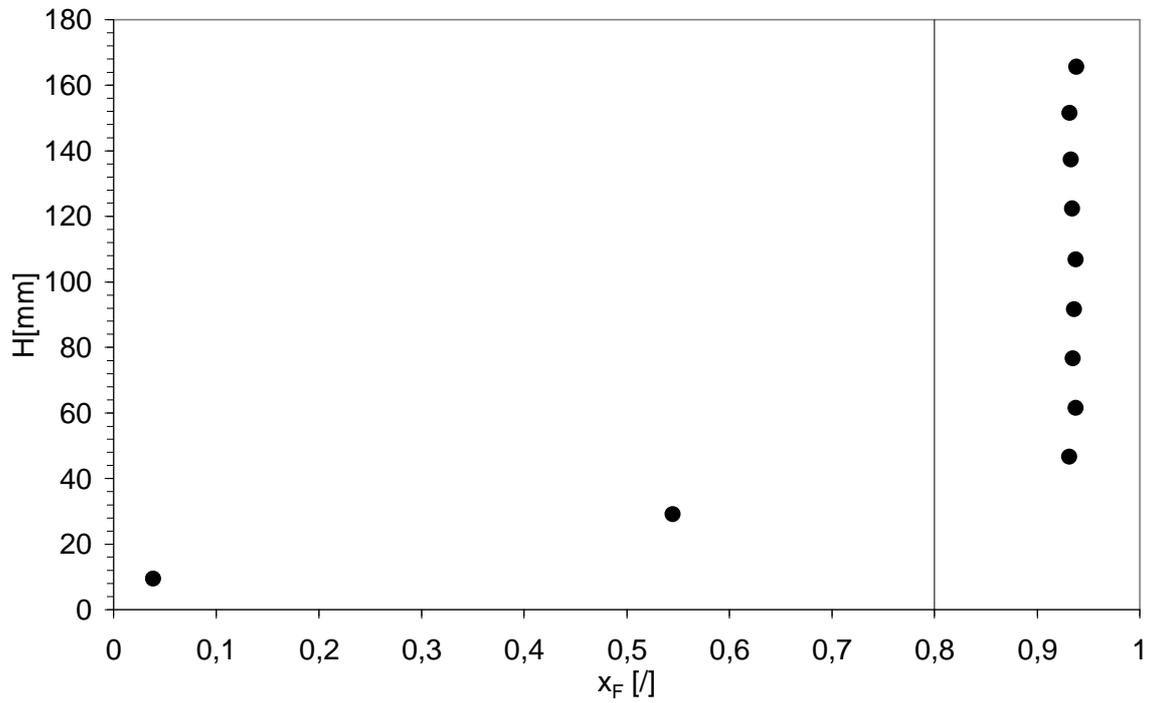


Figura B.119 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=24.3$ cm/s)

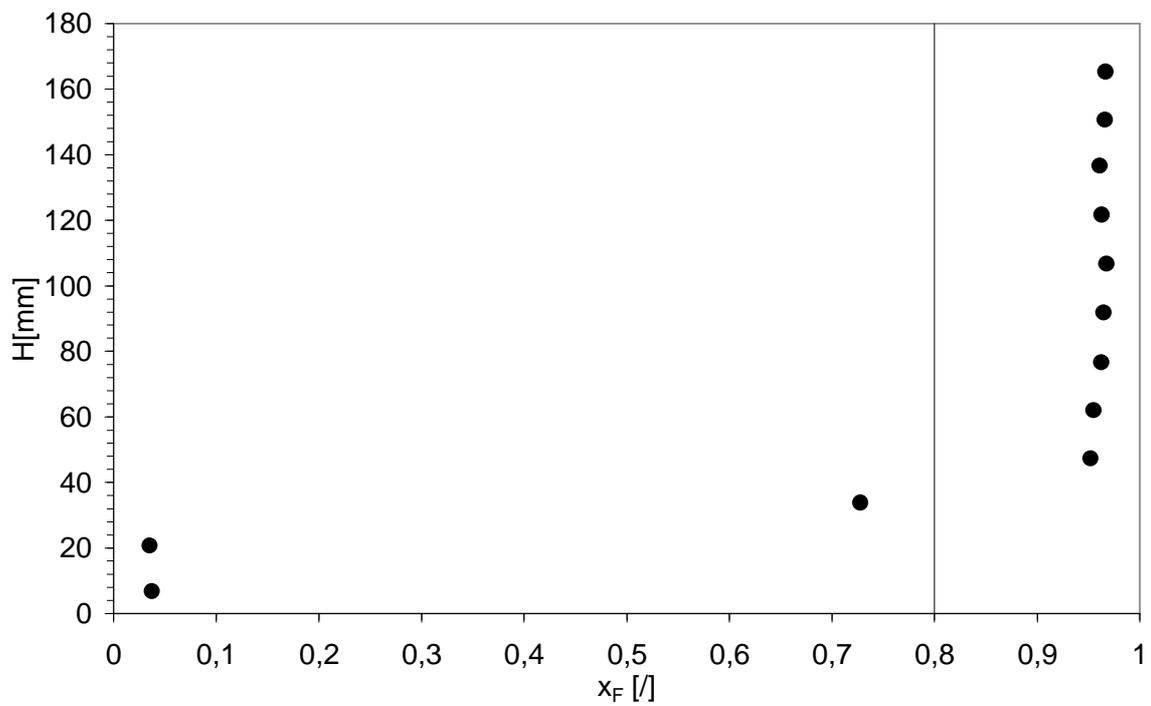


Figura B.120 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u=23.6$ cm/s)

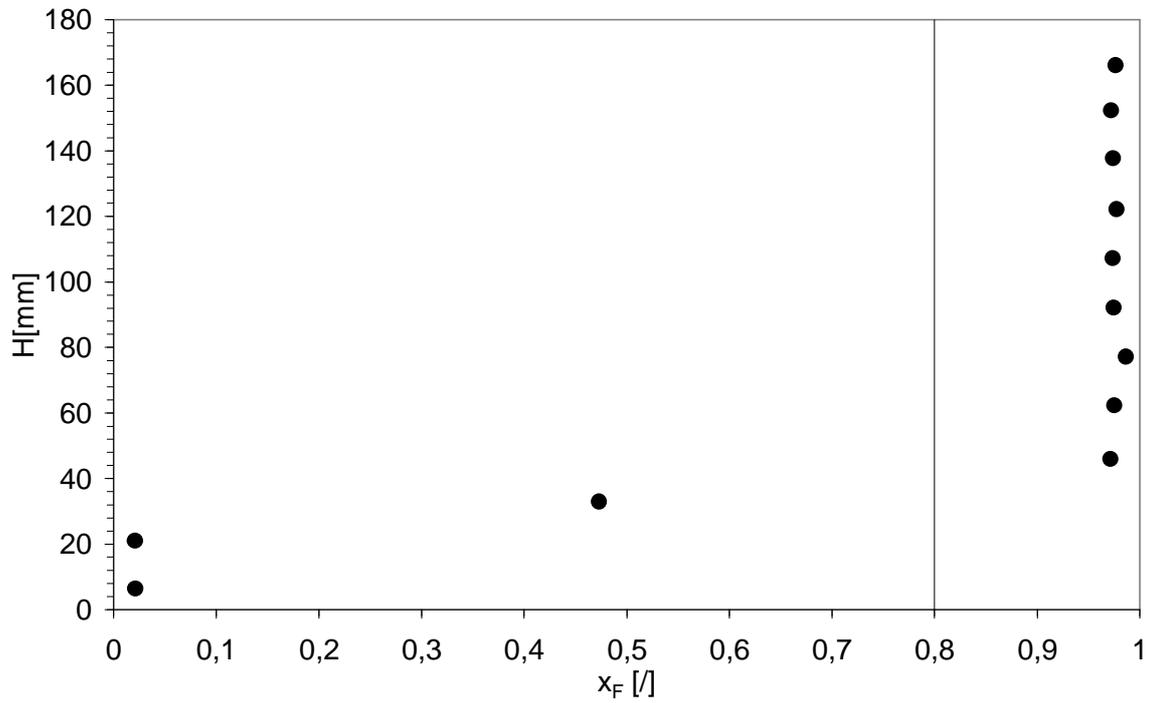


Figura B.121 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u=22.9$ cm/s)

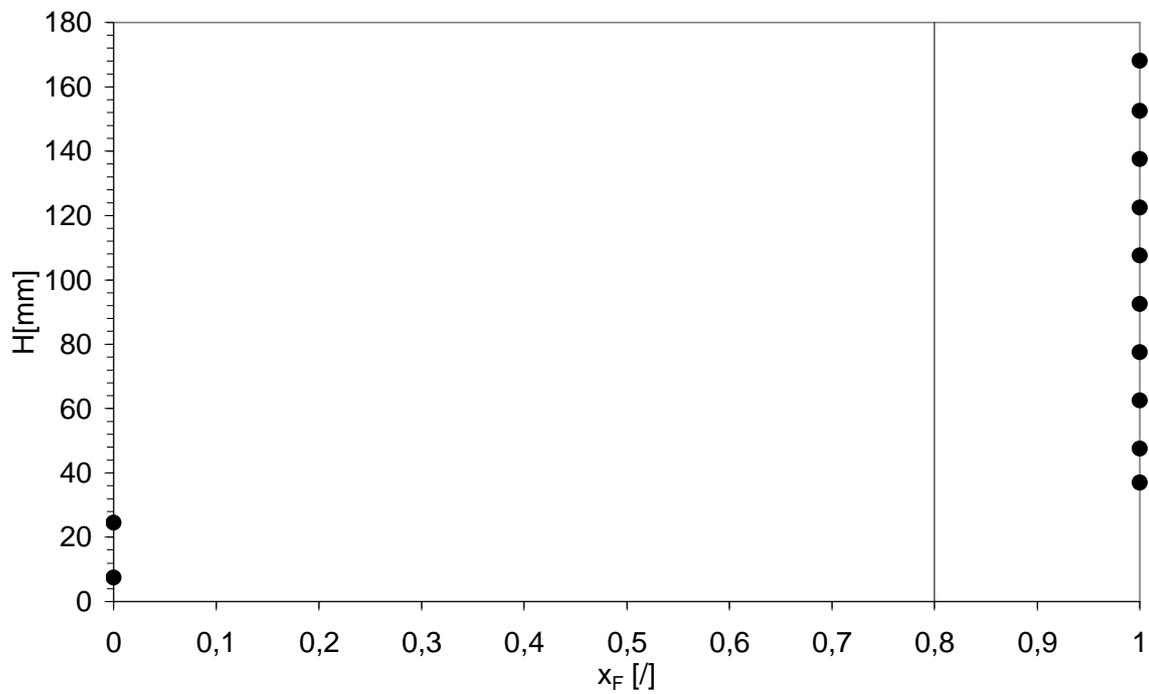


Figura B.122 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.8$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if}=12.1$ cm/s)

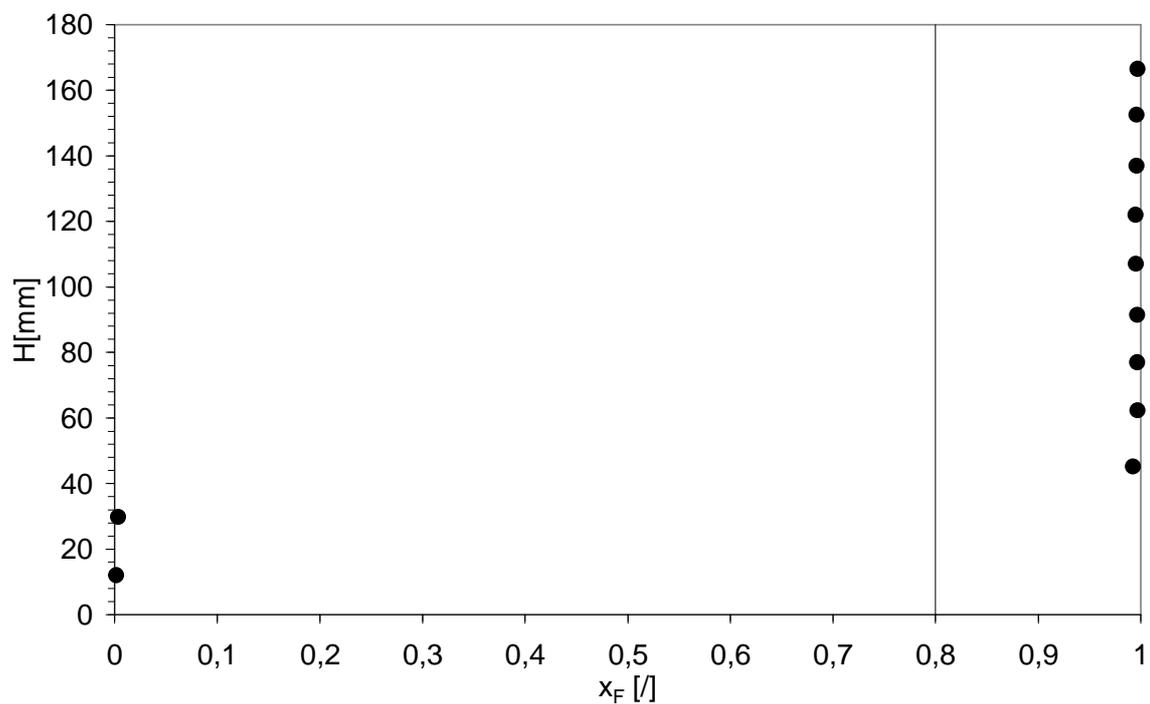


Figura B.123 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F = 0.8$.
 (Sistema defluidizzato, $u_{if} = 4.7$ cm/s)

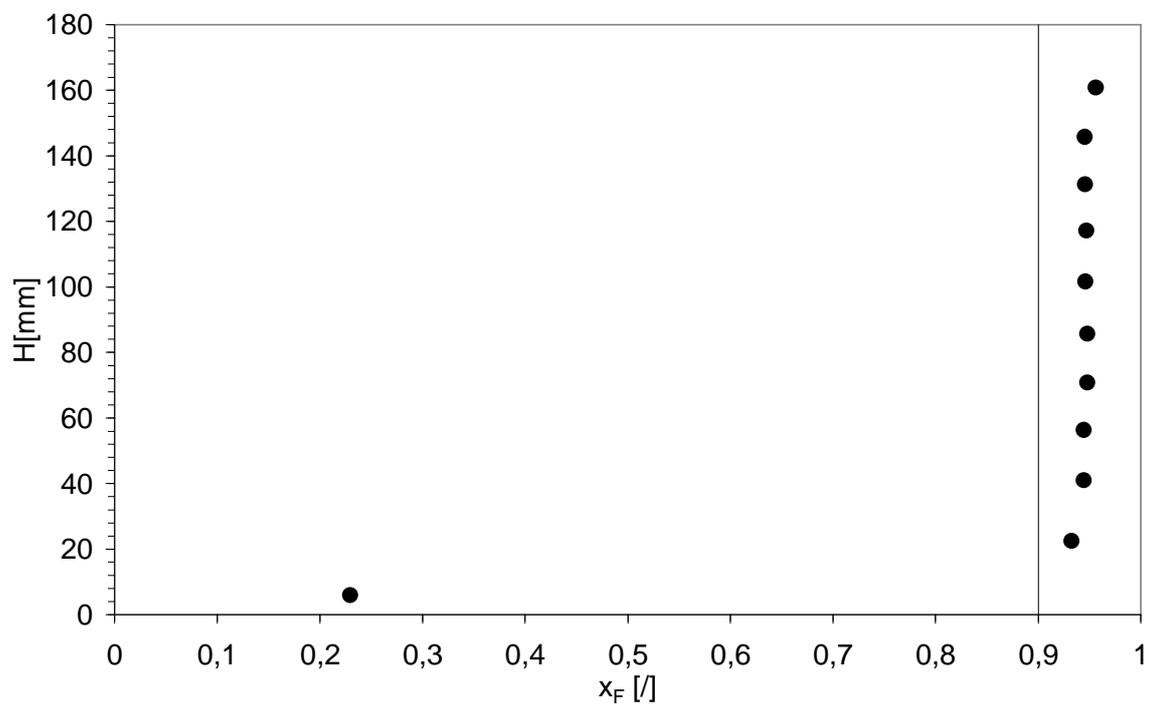


Figura B.124 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u=27.7$ cm/s)

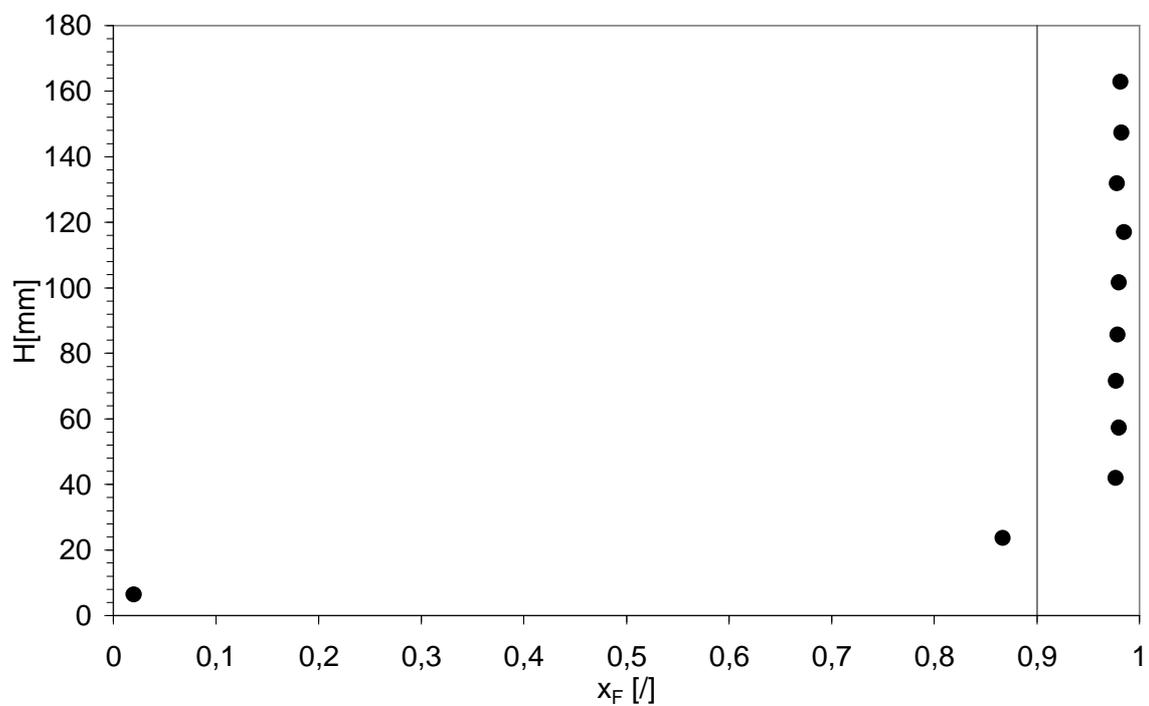


Figura B.125 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u=24.3$ cm/s)

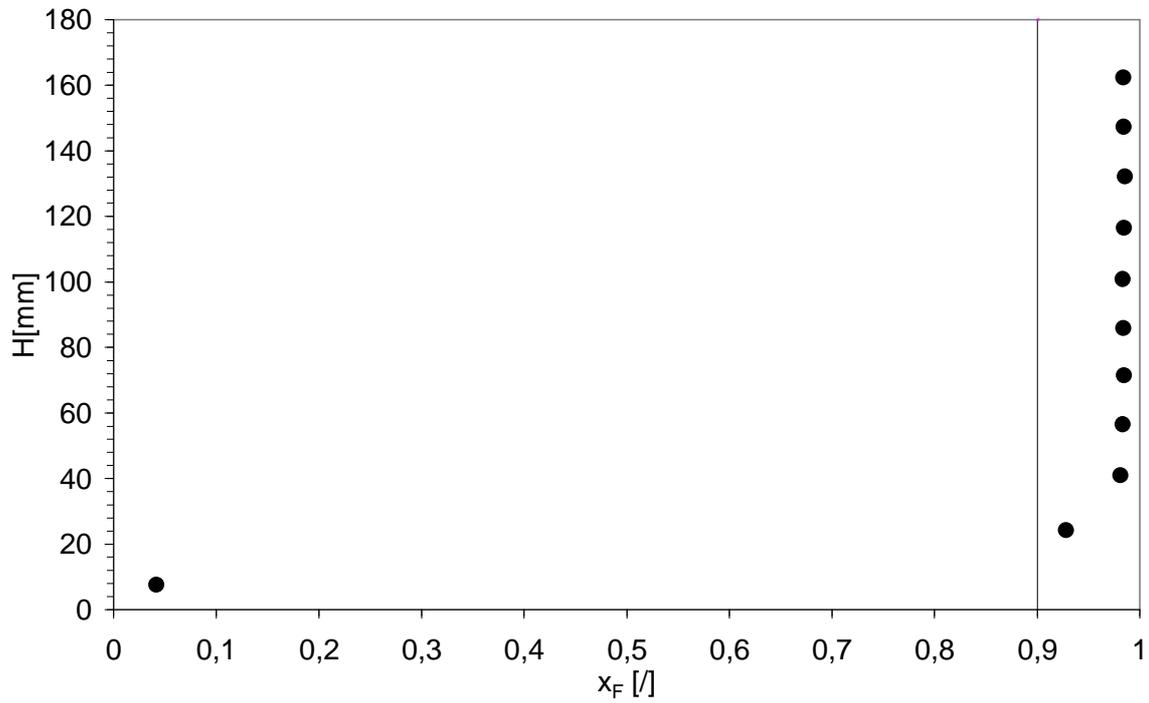


Figura B.126 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_{mix}=23.6$ cm/s)

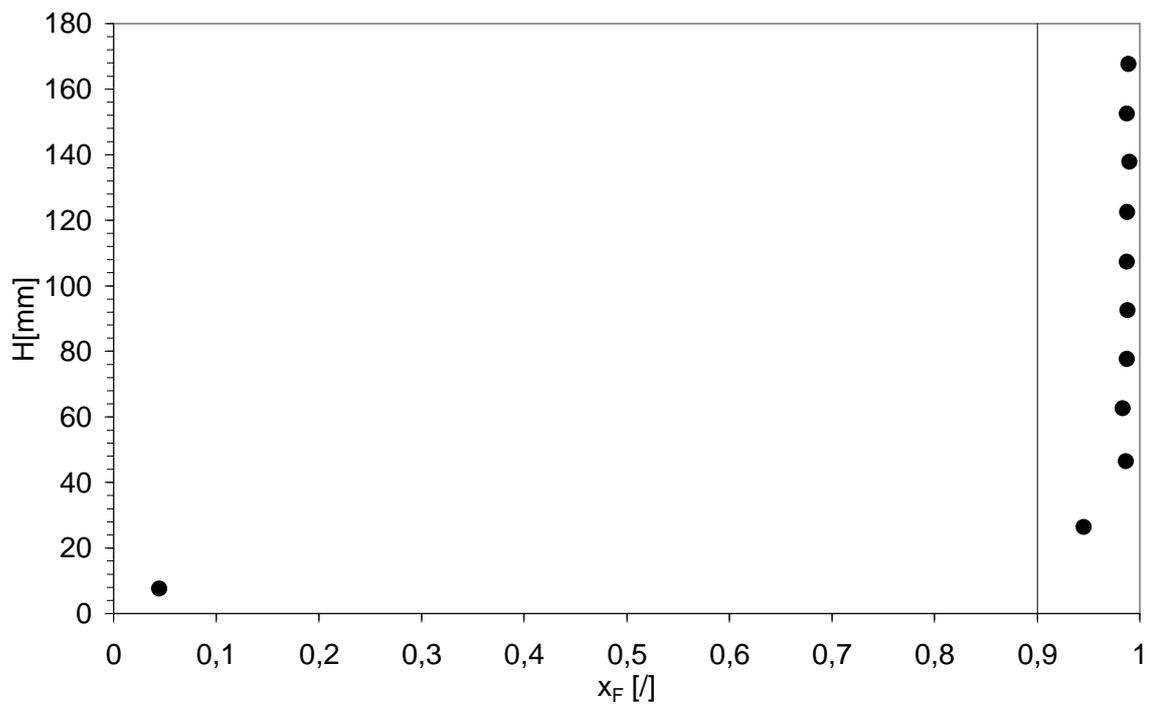


Figura B.127 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u=22.9$ cm/s)

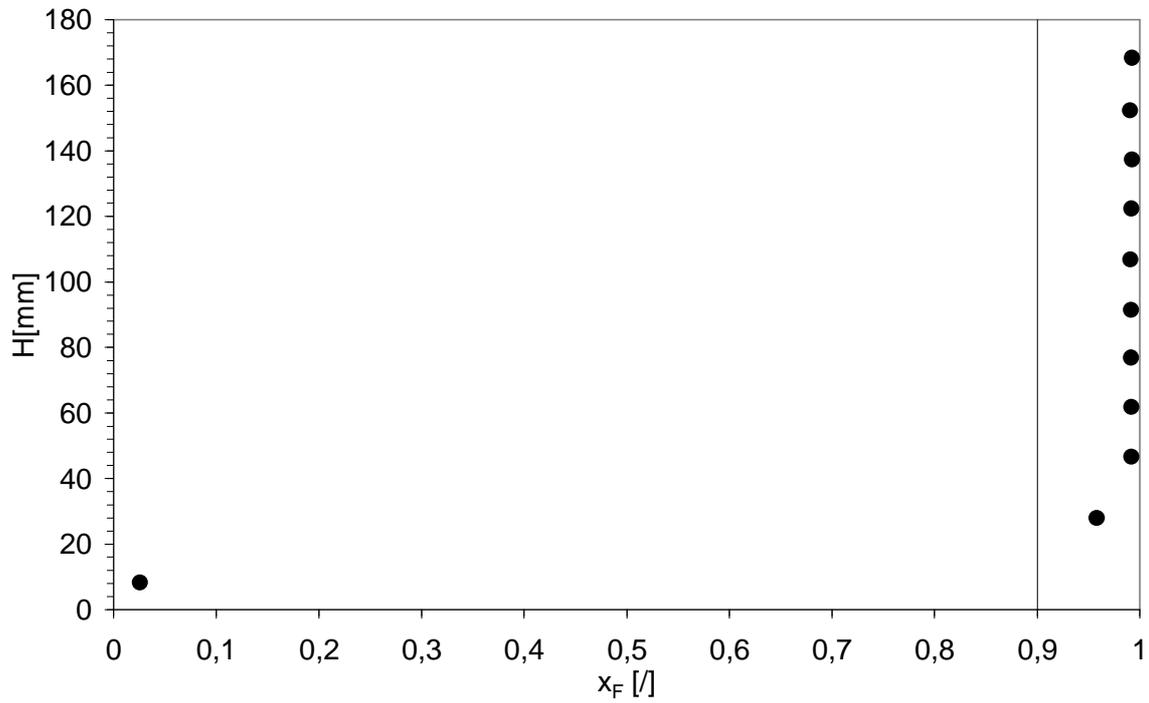


Figura B.128 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u=20.8$ cm/s)

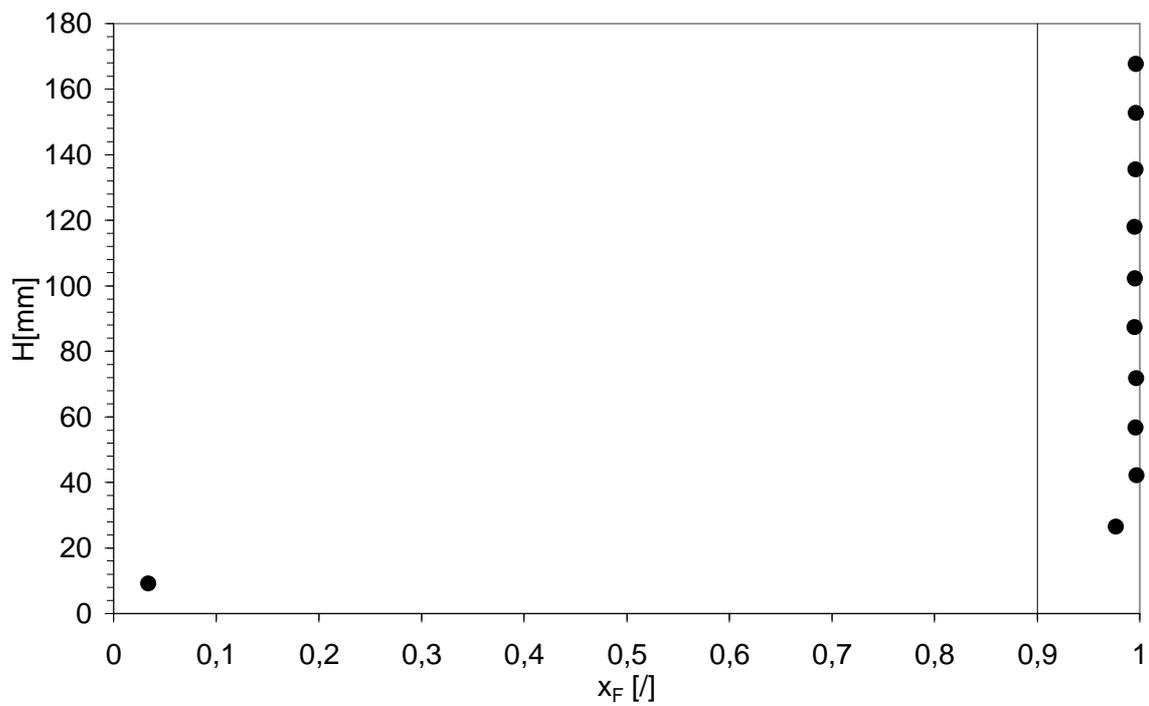


Figura B.129 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u=18.7$ cm/s)

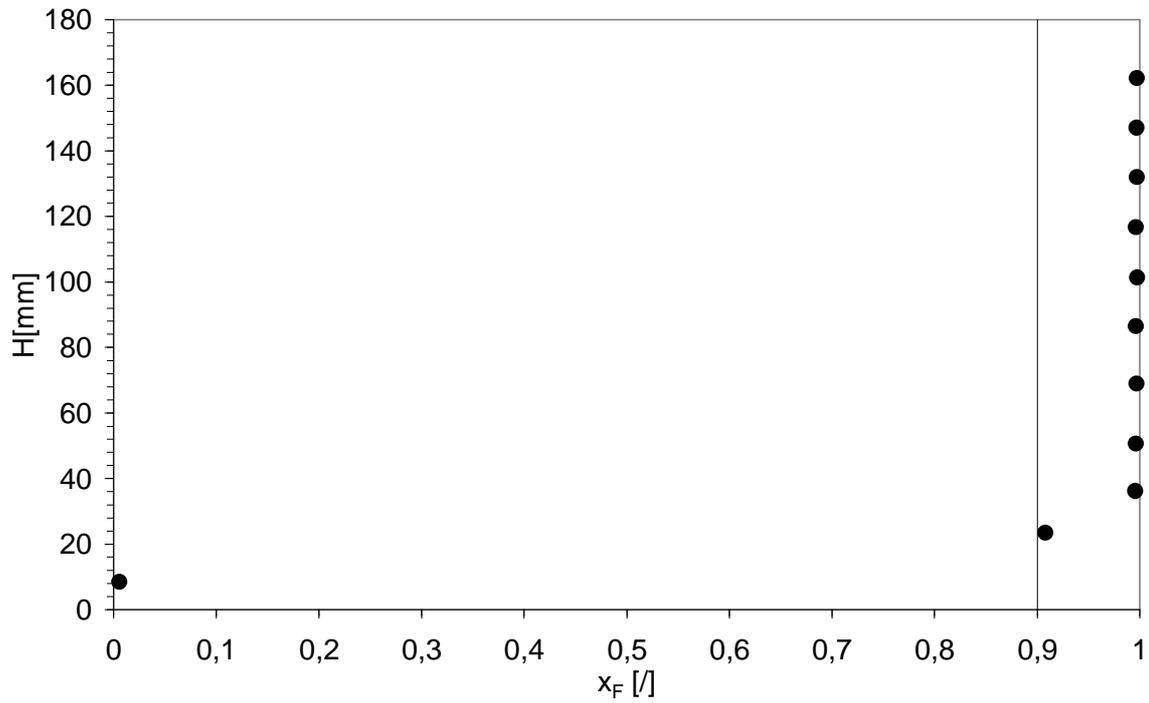


Figura B.130 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u=18.0$ cm/s)

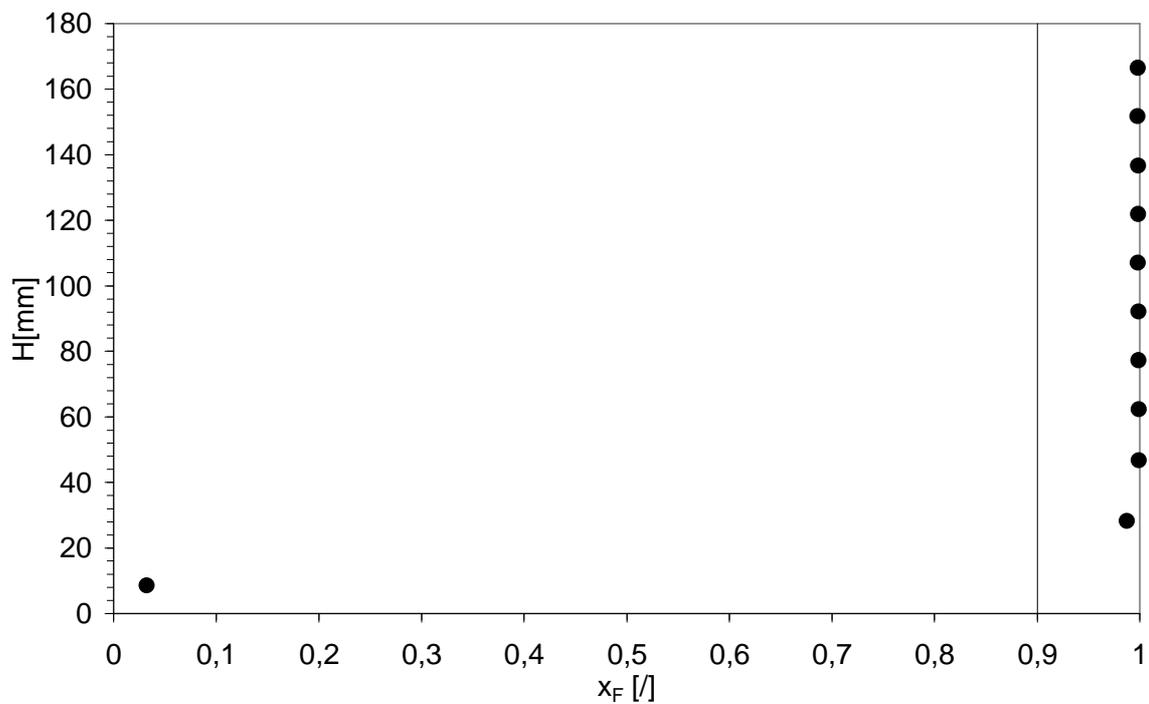


Figura B.131 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u=17.3$ cm/s)

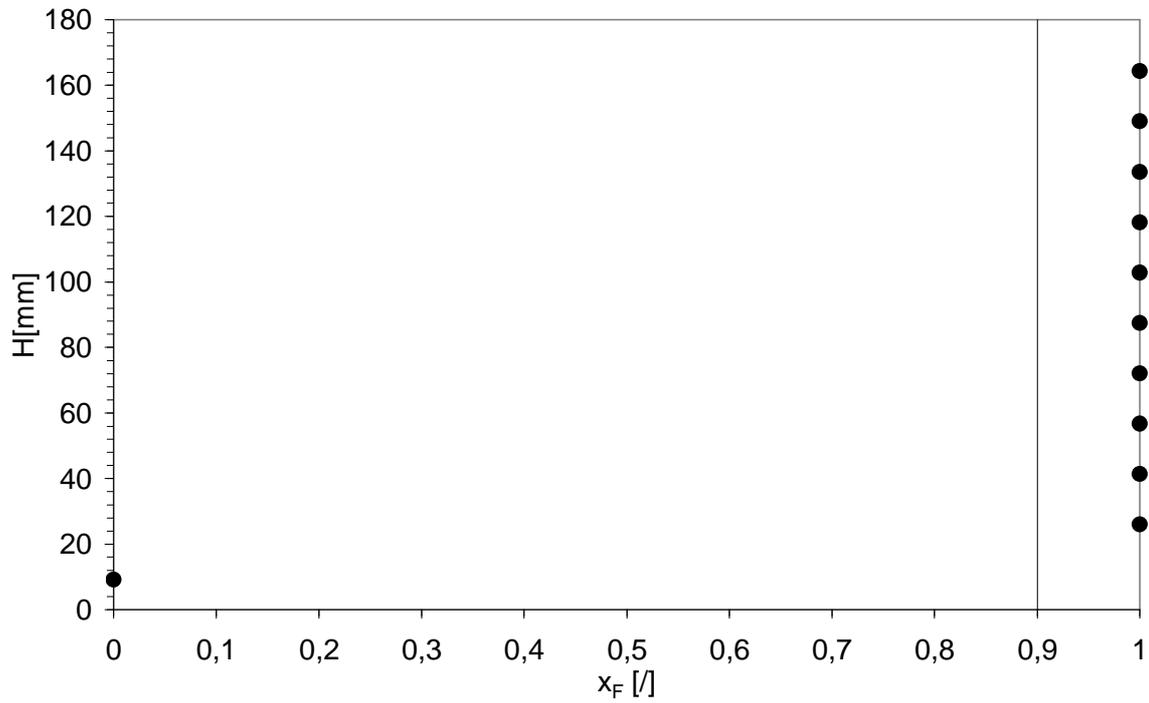


Figura B.132 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if}=8.7$ cm/s)

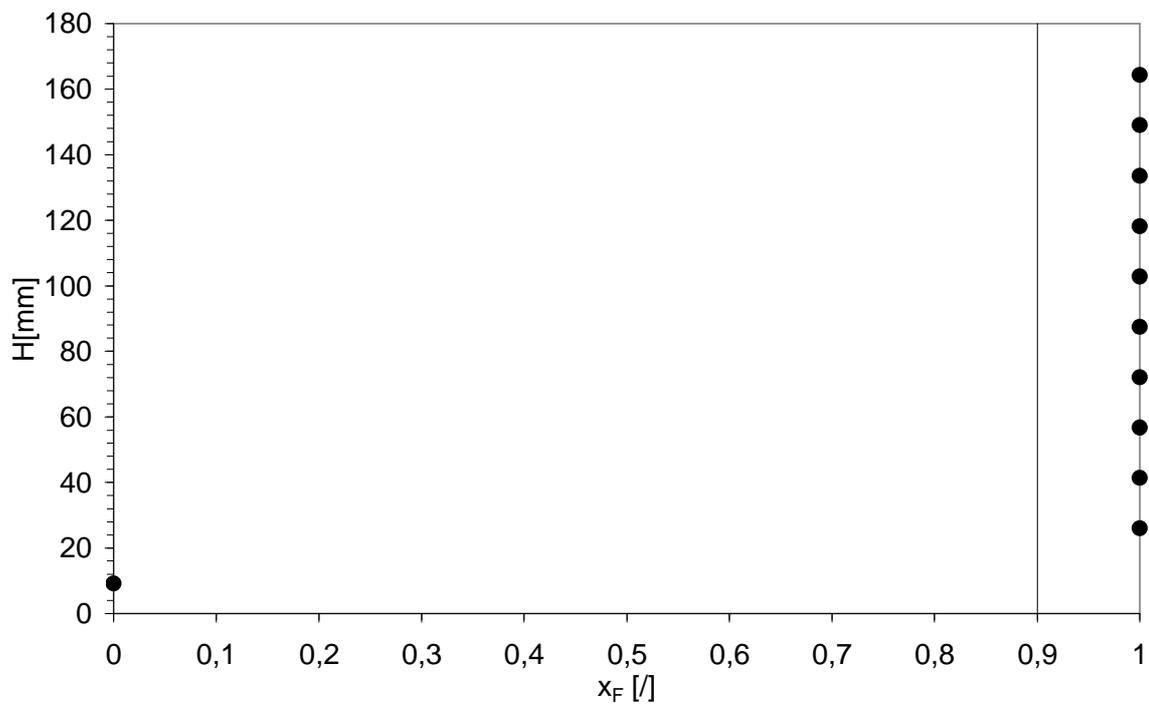


Figura B.133 Profilo assiale di concentrazione della miscela SS249-GB223, $x_F=0.9$.
(Sistema defluidizzato, $u_{if}=4.9$ cm/s)