

**ALMA MATER STUDIORUM - UNIVERSITÀ DI BOLOGNA**

---

**SCUOLA DI INGEGNERIA E ARCHITETTURA**

**DIPARTIMENTO DI  
INGEGNERIA CIVILE, CHIMICA, AMBIENTALE E DEI MATERIALI**

**CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN  
INGEGNERIA CHIMICA E DI PROCESSO**

**TESI DI LAUREA MAGISTRALE**  
in  
Dinamica e Controllo dei Processi Chimici

***Analisi dei regimi di miscelazione  
in sistemi gas-liquido agitati meccanicamente  
mediante tecnica sperimentale della ERT***

Candidata  
CRISTIANA ORSINI

Relatore  
*Ch.mo Prof.* ALESSANDRO PAGLIANTI

Correlatore  
*Prof.* FEDERICO ALBERINI

---

Anno Accademico 2020/2021



## Indice

<b>1. INTRODUZIONE</b> .....	<b>1</b>
<b>2. STATO DELL'ARTE</b> .....	<b>2</b>
2.1. LA MISCELAZIONE.....	2
2.1.1. <i>La miscelazione gas-liquido</i> .....	2
2.1.2. <i>La configurazione del sistema gas-liquido</i> .....	4
2.1.3. <i>Regimi di flusso</i> .....	7
2.1.4. <i>Potenza dissipata dalla girante</i> .....	10
2.2. LA TOMOGRAFIA A RESISTENZA ELETTRICA (ERT).....	11
<b>3. MATERIALI E METODI</b> .....	<b>14</b>
3.1. APPARATO SPERIMENTALE.....	14
3.2. TECNICA SPERIMENTALE ERT .....	17
3.2.1. <i>Sistema di acquisizione dei dati</i> .....	17
3.2.2. <i>Campionamento dei dati</i> .....	18
3.2.3. <i>Set-up del DAS</i> .....	21
3.2.4. <i>Il riferimento</i> .....	26
3.3. ELABORAZIONE DEI DATI .....	27
3.3.1. <i>Ricostruzione dell'immagine</i> .....	27
3.3.2. <i>Calcolo dell'hold-up di gas</i> .....	33
<b>4. RISULTATI E DISCUSSIONI</b> .....	<b>34</b>
4.1. CARATTERIZZAZIONE DEI REGIMI DI MISCELAZIONE .....	35
4.2. CONFRONTO FRA <i>BT-6</i> E <i>RUSHTON</i> .....	47
4.3. VOLTAGGI .....	51
4.4. VALUTAZIONE <i>HOLD-UP</i> DI GAS .....	53
4.4.1. <i>Hold-up di gas nel regime di flooding</i> .....	53
4.4.2. <i>Hold-up di gas nel regime di loading</i> .....	55
4.4.3. <i>Hold-up di gas nel regime di completa ricircolazione</i> .....	56
4.4.4. <i>Hold-up di gas nel regime di completa dispersione</i> .....	58
4.5. ANALISI DEI DATI CON METODO ITERATIVO.....	59
4.5.1. <i>Applicazione del metodo iterativo al regime di flooding</i> .....	59
4.5.2. <i>Applicazione del metodo iterativo al regime di loading</i> .....	61
4.5.3. <i>Applicazione del metodo iterativo al regime di completa ricircolazione</i> .....	62
4.5.4. <i>Applicazione del metodo iterativo al regime di completa dispersione</i> .....	63
4.6. TRANSIZIONE DI REGIME .....	64
4.6.1. <i>Transizione fra i regimi di flooding e loading</i> .....	65
4.6.2. <i>Transizione fra i regimi di loading e completa ricircolazione</i> .....	68
4.6.3. <i>Transizione fra i regimi di completa ricircolazione e completa dispersione</i> .....	71
<b>5. CONCLUSIONI</b> .....	<b>74</b>
<b>6. BIBLIOGRAFIA</b> .....	<b>76</b>
<b>APPENDICE</b> .....	<b>77</b>



# 1. INTRODUZIONE

Nell'industria chimica i processi di miscelazione fra gas e liquido hanno un impatto considerevole sulla maggior parte delle operazioni unitarie ed è quindi di fondamentale importanza studiarne i meccanismi attraverso l'utilizzo di tecniche sperimentali. Nel presente elaborato, si sono considerati reattori miscelati agitati meccanicamente, che trovano applicazione nell'industria chimica e biochimica, comunemente usati per le reazioni tra gas e liquido poiché ritenuti efficienti per quanto riguarda lo scambio di materia e di energia fra le due fasi.

L'obiettivo di questa tesi è quello di investigare i regimi di miscelazione e la distribuzione della fase gassosa all'interno del liquido, in quanto parametri chiave per la progettazione e la stima delle prestazioni dei reattori agitati meccanicamente.

Si è studiato quindi un fermentatore realizzato in scala di laboratorio, in cui all'interno è stata installata una girante a pale concave che prende il nome di *BT-6*. A differenza di quelle più comunemente utilizzate, le *Rushton*, nelle *BT-6*, non si formano cavità aerate dietro le pale, le quali possono pregiudicare lo scambio di materia fra la fase liquida e quella gassosa.

Al fine di valutare le prestazioni dell'agitatore, si sono condotte prove sperimentali, utilizzando la tecnica della tomografia a resistenza elettrica (*ERT*). All'interno del reattore è stata inserita una miscela, composta da acqua e aria, per la quale si è calcolata la frazione di gas dispersa nel liquido in relazione alla conducibilità misurata dal tomografo. Sono state dunque eseguite diverse prove, variando la portata del gas insufflato e la velocità di rotazione della girante. Tale metodo di analisi sperimentale è stato messo a punto recentemente, con il quale si ha la possibilità di ottenere, in modo non invasivo, la distribuzione spaziale della conducibilità elettrica del sistema rispetto ad una di riferimento. Operativamente, sul reattore sono collocate diverse coppie di elettrodi, di cui una parte utilizzata per iniettare corrente nella miscela mentre le altre hanno lo scopo di misurare la differenza di potenziale generata. La procedura poi è stata ripetuta per tutte le altre coppie di elettrodi, disposti su tre piani di misura.

## **2. STATO DELL'ARTE**

### **2.1. La miscelazione**

Con il termine miscelazione si definisce la riduzione di disomogeneità di concentrazione, di temperatura o di fase, per ottenere il risultato del processo desiderato. In genere, le operazioni di miscelazione sono influenzate da molteplici fattori. La frazione di gas all'interno della miscela, ad esempio, è un parametro chiave per la stima delle prestazioni e per il dimensionamento dei reattori. In particolare, nei sistemi gas-liquido la dispersione del gas nella fase liquida influenza la miscelazione ed ha come obiettivo l'ottenimento della massima superficie di contatto fra le due fasi, che consente un buono scambio di materia. Quest'ultimo, insieme alla dispersione del gas nella fase liquida, è un altro parametro importante per la comprensione e la valutazione delle prestazioni del reattore<sup>[1]</sup>. Nello specifico, la situazione di buono scambio di materia si verifica in presenza di piccole bolle di gas disperse nella fase liquida ed elevata frazione della fase gassosa all'interno della miscela.

#### **2.1.1. La miscelazione gas-liquido**

La miscelazione gas-liquido è di sostanziale importanza in quanto questo tipo di sistemi trova impiego in molte attività industriali come l'idrogenazione, l'ossidazione, l'assorbimento e la fermentazione<sup>[2]</sup>.

In questo elaborato si sono considerati i reattori agitati meccanicamente, comunemente utilizzati per i sistemi gas-liquido, grazie alle loro buone prestazioni per quanto riguarda lo scambio di materia, fortemente influenzato dalla dimensione delle bolle di gas disperse nella fase liquida<sup>[4]</sup>.

Si è studiato un processo con un liquido a bassa viscosità, vale a dire l'acqua, in cui si può ottenere un regime turbolento o quasi-turbolento. Per moto turbolento si intende il moto del fluido in cui le forze viscosive non riescono ad opporsi alle forze di inerzia. In presenza del regime turbolento, le particelle di fluido tendono a muoversi in maniera caotica, senza seguire traiettorie ordinate, come nel caso invece del moto laminare<sup>[5]</sup>.

Per i reattori agitati meccanicamente questo implica un Numero di Reynolds della girante pari a 10.000<sup>[3]</sup>, calcolato come:

$$Re = \frac{\rho N D}{\mu} \quad (1)$$

Il Numero di Reynolds è calcolato sulla base del diametro D della girante e della sua velocità di rotazione N ed è funzione della densità e della viscosità della sostanza.

E' di fondamentale importanza calcolare la frazione di gas all'interno del liquido poiché permette di valutare le prestazioni del reattore e di elaborare quindi un modello<sup>[4]</sup>. L'*hold-up* di gas, inoltre, influenza direttamente l'area di interfaccia fra le due fasi, che insieme allo scambio di materia fra il gas ed il liquido, sono controllati dalla potenza dissipata nella miscela e dall'*hold-up* di gas, ovvero la frazione di gas dispersa all'interno del liquido. Quest'ultima è influenzata, in un reattore agitato meccanicamente, dalla dimensione delle bolle di gas in sospensione nel liquido e dal grado di ricircolazione del gas, ovvero la condizione in cui la fase gassosa è completamente dispersa nella fase liquida all'interno dell'apparecchiatura, e a causa di un'elevata velocità di rotazione della girante, si ha un significativo ricircolo del gas verso l'agitatore<sup>[6]</sup>.

In particolar modo, la potenza e la frazione di gas dispersa dipendono fortemente da alcuni parametri di seguito elencati:

- tipologia di girante
- diametro della girante
- velocità di rotazione della girante
- portata di gas insufflata

E' importante sottolineare che per alcuni tipi di giranti, come ad esempio la *Rushton*, una delle più studiate e utilizzate, la potenza si riduce significativamente con l'ingresso del gas all'interno del reattore. Questo comportamento, invece, non si ritrova nelle giranti più moderne, come ad esempio la *BT-6*, che mantengono più del 70% della loro potenza relativa alla condizione di assenza di gas<sup>[6]</sup>. Quest'ultima, infatti, a differenza della girante *Rushton*, è costituita da pale di forma concava che ostacolano la formazione di cavità areate dietro di esse. L'agitatore di tipo *Rushton*, al contrario, è

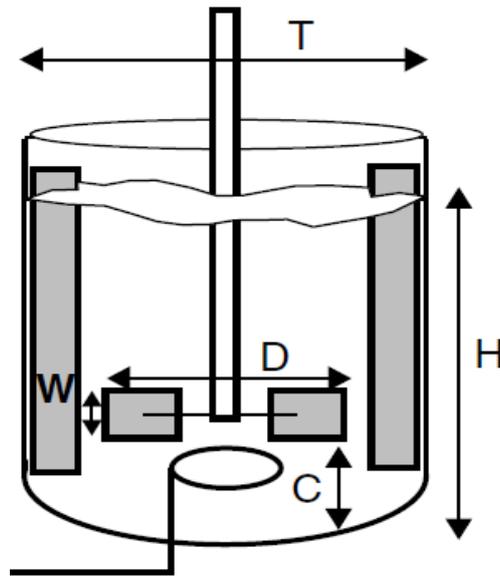
composto da pale dritte che causano la formazione di bolle di gas, pregiudicando così lo scambio di materia fra le due fasi.

### **2.1.2. La configurazione del sistema gas-liquido**

I reattori agitati meccanicamente sono utilizzati principalmente per la miscelazione, essendo in grado di disperdere facilmente la fase gassosa all'interno della fase liquida, realizzando lo scambio di materia richiesto. Un vasto uso di questo tipo di apparecchiature richiede, perciò, ottimizzazioni nella progettazione, per migliorarne le prestazioni<sup>[1]</sup>.

La progettazione di reattori agitati meccanicamente, in cui all'interno si trova un sistema gas-liquido, segue una procedura ben definita, dettata da anni di esperienza. Questo procedimento si applica a fluidi con bassa viscosità, in cui si può ottenere un regime turbolento. In caso non fosse possibile comprendere in quale regime di fluido stiamo operando, si possono applicare regole empiriche di progettazione. Ad esempio, nel caso di giranti di tipo *Rushton* con 6 pale con un diametro pari ad un terzo del diametro del reattore agitato meccanicamente, si calcola il numero di giri al minuto necessario per ottenere una potenza assorbita prestabilita<sup>[6]</sup>. Si può calcolare, poi, il Numero di Reynolds del processo in esame e compararlo con quello richiesto per lavorare in regime turbolento.

Quando si parla di progettazione e configurazione di un sistema gas-liquido in un reattore agitato meccanicamente, si deve per prima cosa stabilire il metodo di ingresso del gas. Si predilige, spesso, la scelta di uno *sparger*, ovvero un anello con diametro inferiore a quello della girante, posto al di sotto di quest'ultima. Questa disposizione assicura che il gas abbia buone probabilità di essere disperso dalla girante sottoforma di piccole bolle di gas, così da ottenere una elevata superficie di contatto fra la fase gassosa e quella liquida, che garantisce un buono scambio di materia.



**Figura 2.1** Configurazione standard di un reattore con singola girante<sup>[6]</sup>

Dove:

- T: diametro dell'apparecchiatura
- H: altezza del liquido
- D: diametro della girante, compreso fra  $T/4$  e  $T/2$
- C: altezza della girante dal fondo del reattore, compreso fra  $T/4$  e  $T/2$
- W: altezza delle pale della girante
- Si hanno 4 diaframmi

Il gas viene alimentato quindi al di sotto della girante, che cattura il plume di gas appena insufflato dallo *sparger* che sta salendo verso l'alto. Nel caso di giranti radiali è sufficiente usare uno *sparger* con un diametro leggermente inferiore rispetto al diametro dell'agitatore, usualmente si prende un diametro pari allo  $0,75D$ , dove con  $D$  si intende il diametro della girante. Per fornire il maggior tempo di contatto, l'agitatore deve essere collocato vicino al fondo dell'apparecchiatura, ma non deve essere posto troppo in basso, così da non impedire l'azione di pompaggio del liquido. L'altezza consigliata è pari allo  $0,25T$ , dove con  $T$  si identifica il diametro del reattore<sup>[6]</sup>.

Oltre allo *sparger*, un altro componente fondamentale all'interno dei reattori agitati meccanicamente è rappresentato dai diaframmi. In particolare, questi ultimi sono collocati sulle pareti del serbatoio e sono necessari per trasformare il campo di moto tangenziale, in un campo di moto con rilevanti componenti assiali. Il meccanismo di

rottura delle bolle è influenzato da una alta velocità relativa fra le pale della girante e la fase liquida. Questi elementi interni, inoltre, riducendo il movimento verticale del fluido, ottimizzano quindi la miscelazione fra il liquido e la fase gassosa ricircolata alla girante, aumentando l'*hold-up* di gas, ovvero la fase gassosa dispersa nella miscela. Nello specifico, se si progetta l'apparecchiatura con un rapporto fra l'altezza del liquido e il diametro del reattore pari a 1, la ricircolazione delle due fasi alla girante è favorita.

Un altro aspetto importante nella configurazione di un sistema gas-liquido è la selezione della opportuna tipologia di girante. La scelta verte su un agitatore che in presenza della fase gassosa trasferisce potenza meccanica simile a quella alla condizione di assenza di gas. Nello specifico, uno dei tipi di girante consigliata è la *BT-6*, in cui le pale che la compongono non sono dritte, come nelle più comunemente utilizzate giranti *Rushton*, ma hanno una forma concava, così da impedire la formazione di cavità areate fra le pale<sup>[7]</sup>, come invece può avvenire nelle *Rushton*, con una conseguente maggiore dispersione del gas all'interno della fase liquida.



**Figura 2.2** Girante di tipo *BT-6*

Nonostante sia una delle giranti a flusso radiale più efficienti nelle applicazioni gas-liquido, la *BT-6* è stata meno studiata rispetto alla *Rushton*. Alcune indagini condotte sulla distribuzione di gas nella miscela all'interno di un reattore, confermano, però, la capacità della girante a pale concave di trattare con successo un'ampia varietà di

condizioni operative all'interno di fermentatori areati. In virtù delle sue elevate prestazioni, la *BT-6* è stata considerata un punto di riferimento per lo sviluppo di nuove tipologie di giranti.

### 2.1.3. Regimi di flusso

Lo studio dei regimi di flusso è stato condotto in un reattore miscelato, dove si individua il regime omogeneo nel caso in cui la velocità superficiale del gas non superi  $0,02 \text{ m/s}$ <sup>[6]</sup>. Nel nostro studio la velocità superficiale del gas si trova intorno a  $0,0023 \text{ m/s}$ . In queste condizioni, la girante controlla i regimi di flusso e la dimensione delle bolle, compresa, in questo lavoro di tesi, fra  $2 \text{ mm}$  alle basse velocità e  $0,7 \text{ mm}$  alle velocità elevate.

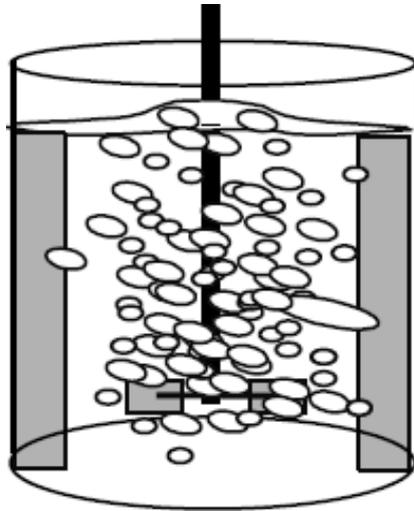
La macrocircolazione della fase liquida e la sua omogeneizzazione sono fortemente influenzati dai regimi di flusso. Un altro aspetto importante è la correlazione fra questi ultimi e il grado di ricircolo e di *back-mixing*<sup>[3]</sup> della fase gassosa, ovvero la tendenza delle sostanze chimiche già reagite di miscelarsi con quelle non reagite in alimentazione, come può avvenire in un reattore agitato. Questo fenomeno influenza lo scambio di materia fra le due fasi.

La dimensione del reattore in esame gioca un ruolo importante sull'individuazione dei regimi di flusso. Nello specifico, quando si lavora con un reattore su grande scala, quindi con un volume superiore a  $1 \text{ m}^3$ , la velocità del liquido è minore rispetto quella che si ha in reattori con volumi più piccoli, perciò, anche se siamo nel regime omogeneo, è possibile che la maggior parte della fase gassosa si trovi al di sopra della girante. Al contrario, questo problema non si riscontra invece in reattori su piccola scala, come ad esempio i reattori sviluppati in scala di laboratorio, come quello preso in esame in questo lavoro, in cui si ha un volume di circa  $100 \text{ litri}$ .

Per individuare i regimi di flusso, si deve studiare l'interazione fra la fase gassosa e l'agitatore. Se si ha un reattore agitato in cui all'interno è installata una girante con sei pale, dove nel caso preso in esame, in particolare, si hanno pale concave, si possono definire tre regimi di flusso.

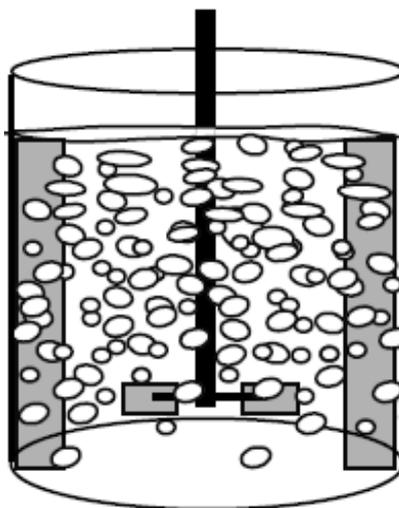
Il primo regime che si osserva è il regime di *flooding*<sup>[4]</sup>, nel quale il flusso di gas alimentato alla girante non viene disperso dalla stessa, che viene *allagata* dalla fase gassosa. In questa condizione lo scambio di materia è limitato, si ha difatti la minima

dispersione del gas all'interno della fase liquida. Nello specifico, la fase gassosa si trova solamente al centro del reattore, vicino all'albero.



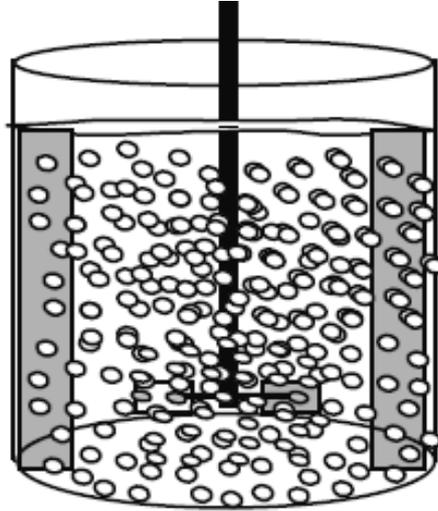
*Figura 2.3: Regime di flooding<sup>[5]</sup>*

Il secondo regime di flusso che andiamo a definire è il regime di *loading*<sup>[4]</sup>, in cui il gas viene disperso dalla girante nella parte superiore dell'apparecchiatura. Si raggiunge questa condizione ad una velocità di agitazione della girante maggiore, rispetto alla situazione di regime di *flooding*. Il gas, in particolare, è più distribuito radialmente, rispetto al regime di flusso analizzato in precedenza, ma non occupa tutto il reattore. La fase gassosa, infatti, rimane confinata al di sopra dell'agitatore.



*Figura 2.4 Regime di loading<sup>[6]</sup>*

Il terzo regime di flusso preso in esame è il regime di completa dispersione<sup>[4]</sup>. In questa condizione si hanno bolle di gas disperse in modo omogeneo all'interno di tutta l'apparecchiatura, con una quantità significativa di gas ricircolato alla girante.



**Figura 2.5** Regime di completa dispersione<sup>[6]</sup>

La transizione fra i vari regimi di flusso all'interno di un'apparecchiatura in cui è stata installata una girante *Rushton* dipende fortemente dal numero adimensionale di Froude (2) e dal *gas flow number*<sup>[6]</sup> (3):

$$Fr = \frac{DN^2}{g} \quad (2)$$

calcolato come il rapporto fra il quadrato della frequenza di rotazione della girante moltiplicata per il suo diametro e l'accelerazione gravitazionale  $g$ .

$$Fl_G = \frac{Q_G}{ND^3} \quad (3)$$

nel quale,  $Q_G$  rappresenta la portata di gas insufflata all'interno del reattore,  $N$  e  $D$  indicano rispettivamente la velocità di agitazione ed il diametro della girante.

I regimi di flusso dipendono fortemente, allora, sia dalla portata di gas, sia dalla velocità di rotazione della girante. Nello specifico, se si aumenta la portata di gas, oppure, se si diminuisce la velocità della girante, la fase gassosa tende ad accumularsi in una zona di bassa pressione, ovvero dietro le pale della turbina<sup>[7]</sup>. Questa condizione

ha come conseguenza, la diminuzione della potenza della girante e pregiudica anche lo scambio di materia fra le due fasi. Questo fenomeno avviene, soprattutto, quando si adottano giranti di tipo *Rushton*. Per questo motivo si predilige l'installazione di giranti di tipo *BT-6*, che hanno la caratteristica di avere pale a forma concava, che ostacolano, quindi, la formazione di cavità areate dietro le pale. Difatti, questo tipo di giranti in presenza della fase gassosa, mantengono circa 70% della loro potenza in condizioni di assenza di gas nella miscela<sup>[6]</sup>.

#### **2.1.4. Potenza dissipata dalla girante**

Per calcolare la potenza dissipata dalla girante, nel regime turbolento, in una miscela composta da fase gassosa e liquida, si può utilizzare la seguente relazione<sup>[6]</sup>:

$$P = P_0(RPD) \rho N^3 D^5 \quad (4)$$

dove, con  $D$  e  $N$  si indica rispettivamente il diametro e la velocità di rotazione della girante, mentre  $\rho$  si riferisce alla densità della fase liquida. Il termine  $P_0$  identifica il numero di potenza della girante e  $RPD$  si calcola, invece, come rapporto fra la potenza in presenza della fase gassosa e la potenza in assenza di gas.  $RPD$ , inoltre, è funzione della portata di gas, della forma delle pale che costituiscono la girante, del numero di giri al minuto e del diametro di quest'ultima. Nel caso delle giranti di tipo *BT-6* questo valore è circa 0,9.

Si sceglie l'utilizzo delle giranti di tipo *BT-6* poiché sfavoriscono la formazione di cavità areate fra le pale concave da cui sono costituite, al contrario invece delle giranti di tipo *Rushton*. La presenza di queste bolle d'aria influisce sulle prestazioni della girante, diminuendone la potenza dissipata<sup>[8]</sup>.

## 2.2. La Tomografia a Resistenza Elettrica (ERT)

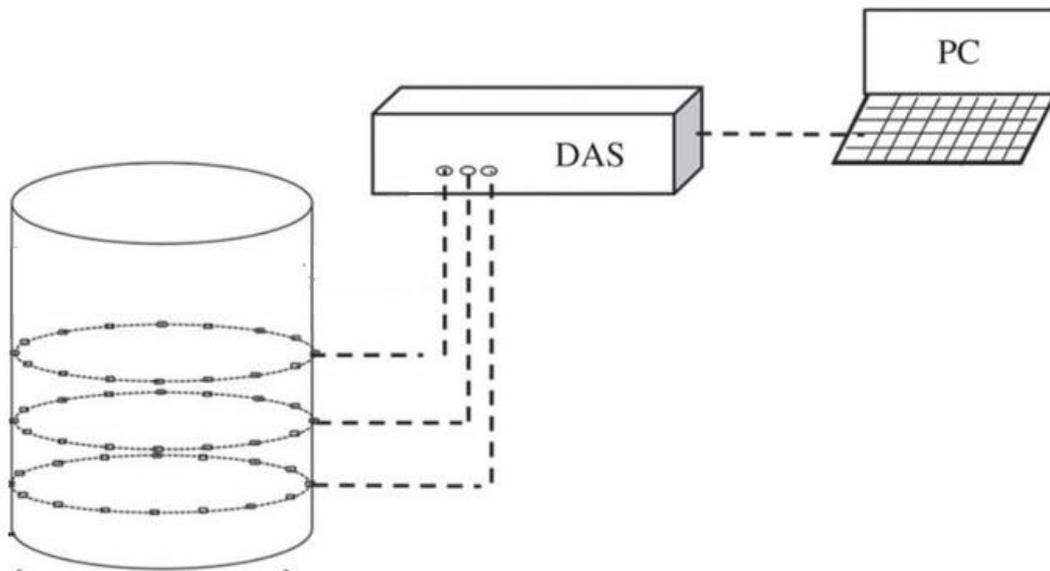
Una sfida significativa nell'ambito dell'industria di processo consiste nell'applicazione di tecniche di diagnostica che permettano di investigare sull'efficienza della miscelazione, sull'identificazione dei regimi di flusso e sulla distribuzione di una fase in un'altra.

La tomografia di processo offre una procedura non invasiva utilizzata per il monitoraggio delle variazioni delle proprietà fluidodinamiche della sostanza presa in esame, all'interno dell'apparecchiatura<sup>[2]</sup>. Sebbene la tomografia a raggi x e a raggi gamma sia stata utilizzata con successo per l'analisi di sostanze opache all'interno di reattori, questa tecnica necessita, però, di un'elevata energia che potrebbe richiedere considerevoli precauzioni per la salute e per la sicurezza<sup>[4]</sup>. Una valida alternativa consiste nell'utilizzo della tomografia a resistenza elettrica.

Per comprendere la fluidodinamica del processo è importante riuscire a monitorare l'interno di esso. Nell'industria di processo, tuttavia, si lavora molto spesso con miscele opache che impongono, quindi, l'impiego di tecniche in grado di riuscire a dare informazioni anche su questo tipo di sostanze. Ad esempio, le tecniche ottiche, in queste condizioni, non possono essere utilizzate, in quanto falliscono in presenza di un mezzo opaco. Quindi, data l'importanza di poter visualizzare all'interno di un processo per comprenderne la fluidodinamica, si utilizza, molto spesso, la tecnica non invasiva e non intrusiva della tomografia a resistenza elettrica. Tale metodo consente di studiare il sistema preso in esame senza disturbare il fluido, acquisendo informazioni qualitative e quantitative<sup>[1]</sup>. La tomografia, infatti, è diventata uno dei metodi più utilizzati per lo studio di sistemi gas-liquido all'interno di un'apparecchiatura.

Durante l'attività di tesi, si è utilizzata la tecnica della tomografia a resistenza elettrica per studiare un sistema non conduttivo gas-liquido, in particolare la miscela è composta da acqua e aria. Si è applicato questo metodo per ottenere informazioni sul grado di miscelazione, sulla frazione di gas dispersa nella fase liquida e sui regimi di flusso all'interno dell'apparecchiatura, in quanto parametri chiave per la progettazione di un reattore.

Per applicare tale tecnica è necessario l'utilizzo di un sistema di acquisizione dei dati (DAS), collegato ad un sistema di sensori collocati sulla superficie dell'apparecchiatura e ad un computer che elabora il segnale restituito dal DAS.



*Figura 2.6 Sistema di acquisizione*

Il principio di funzionamento della tomografia a resistenza elettrica, si basa sull'iniezione di una corrente attraverso una serie di elettrodi disposti sulla superficie esterna del reattore. Successivamente, si procede alla misura della differenza di voltaggio sulle altre coppie di sensori poste sullo stesso piano di misura. La stessa procedura, poi, si ripete per tutte le altre coppie di elettrodi, raccogliendo 104 valori di tensione<sup>[9]</sup>.

Si sceglie, infatti, il numero opportuno di piani di misura in base alla zona del reattore che si vuole campionare. Durante l'attività di laboratorio, nello specifico, si sono considerati tre piani di misura, in tre diverse zone del reattore. In particolare, si è scelto di analizzare la sezione collocata al di sotto dell'agitatore, vicino al dispositivo che insuffla la corrente gassosa all'interno della fase liquida. Il secondo piano di misura è stato scelto allo stesso livello della girante, mentre l'ultimo piano è stato posizionato poco al di sotto della superficie di interfaccia fra la miscela e l'aria. La scelta di considerare più piani di misura lungo il reattore permette di calcolare la conducibilità della miscela nell'intero volume, ottimizzando, così la misurazione svolta.

Gli elettrodi, dunque, sono collegati al sistema di acquisizione dei dati che, a sua volta, è collegato ad un computer in cui, con l'ausilio di un software, si converte il voltaggio misurato dal tomografo nella misura di conducibilità della miscela.

È doveroso menzionare, che la tecnica della tomografia a resistenza elettrica determina una conducibilità relativa, rispetto ad una condizione di riferimento, in cui, nel caso in esame, si è scelta la situazione di assenza di gas all'interno del reattore.

Una volta terminata l'acquisizione, attraverso il software installato sul computer, si stabilisce la distribuzione della conducibilità lungo l'area del reattore campionata, da cui si risale alla frazione di gas dispersa all'interno della fase liquida, ovvero il gas *hold-up*.

### 3. MATERIALI E METODI

#### 3.1. Apparato sperimentale

Durante il lavoro di tesi, si è studiato un reattore in scala di laboratorio utilizzato per le reazioni di fermentazione, in cui all'interno è stata introdotta una miscela di acqua e aria. Il serbatoio cilindrico ad asse verticale ha un diametro di 0,48 metri e un'altezza di 1,7 metri, mentre il livello di acqua che si trova all'interno è circa 0,59 metri; perciò il volume di liquido dentro il reattore è pari a 0,107 m<sup>3</sup>.

All'interno dell'apparecchiatura si trovano, poi, quattro diaframmi laterali, disposti verticalmente e in modo equidistante fra loro, che hanno la funzione di convertire il moto tangenziale in verticale, favorendo la miscelazione fra le due fasi.



*Figura 3.1 Scale-down del fermentatore*

All'interno del reattore è stata installata una girante di tipo *BT-6*, con un diametro di 0,215 metri che si trova ad un'altezza dal fondo del serbatoio di circa 0,25 metri. La caratteristica principale di questa tipologia di agitatore si ritrova nella forma concava delle pale che la compongono, che differiscono, quindi, dalle comuni pale schiacciate della girante di tipo *Rushton*.



**Figura 3.2** Girante BT-6

Si sceglie di installare una girante di tipo *BT-6* poiché la forma incavata delle pale sfavorisce la formazione di bolle d'aria fra quest'ultime, che pregiudica lo scambio di materia fra la fase gassosa e quella liquida.

Al fine di regolare il moto dell'agitatore, si utilizza un *inverter*, un dispositivo situato all'esterno del reattore con cui è possibile impostare la frequenza di rotazione della girante a cui si vuole lavorare.



**Figura 3.3** Inverter

Il motore opera in un intervallo di velocità compreso fra 0 e 550 rpm, ovvero numero di giri che compie la girante in un minuto.

Il reattore è poi dotato di uno *sparger*, un dispositivo utilizzato per l'ingresso di aria all'interno della fase liquida, collocato sul fondo del serbatoio. Tale dispositivo è collegato ad un regolatore di flusso di massa, uno strumento utilizzato per regolare la portata di aria compressa insufflata nel reattore.



*Figura 3.4* Regolatore di flusso di massa

Si eseguono, infatti, analisi su un sistema bifasico gas-liquido, perciò è necessario regolare la portata di gas iniettato nel reattore tramite lo *sparger*. Il dispositivo utilizzato presenta un fondo scala di 150 litri al minuto e in base a ciò si è potuto fissare le portate di aria al 10, 16.7, 33.3 e 50% della massima portata d'aria che lo strumento è in grado di immettere nel serbatoio, corrispondente a 15, 25, 50 e 75 litri al minuto. Infine, per mantenere costante il livello del liquido ad un'altezza prefissata di 0,59 metri, si apre il bocchello in corrispondenza del pelo libero dell'acqua. Difatti, dopo aver insufflato aria all'interno della fase liquida e dopo aver messo in rotazione la girante, l'altezza del liquido tende ad aumentare, quindi tale bocchello mantiene il livello del fluido bifase stabilito. Questo sistema è fondamentale durante la misurazione con la tecnica della tomografia a resistenza elettrica. Il tomografo, infatti, misura la distribuzione di conducibilità della miscela in relazione a quella registrata in condizioni di assenza di gas. Calcolando, perciò, una conducibilità relativa, è fondamentale che il livello della miscela bifase si trovi alla stessa altezza della fase

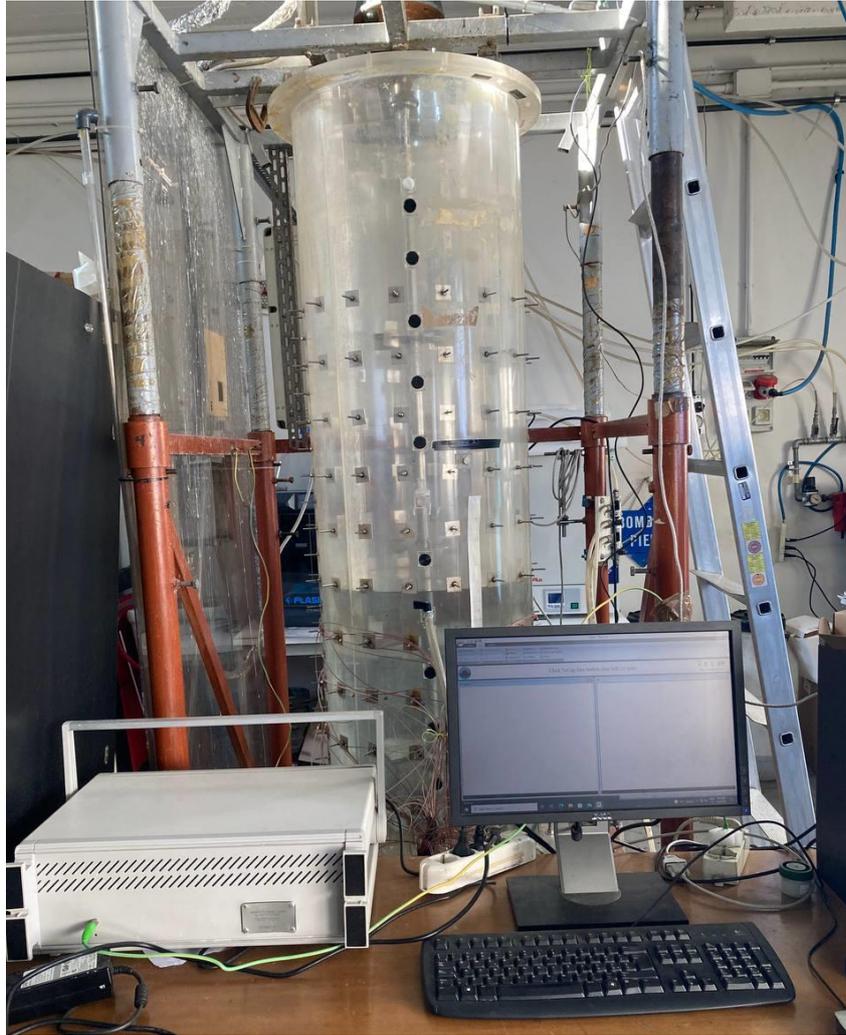
liquida in assenza di gas. Si determina, successivamente, la quantità di acqua in uscita dal reattore, attraverso l'utilizzo di cilindri graduati. Tale misura corrisponde alla frazione di gas dispersa all'interno dell'apparecchiatura. Si confronta, poi, il valore di *hold-up* di gas ottenuto misurando la quantità di liquido in uscita dal bocchello in corrispondenza del pelo libero dell'acqua, con quello calcolato con la relazione di Maxwell, illustrata paragrafi successivi.

## **3.2. Tecnica sperimentale ERT**

### **3.2.1. Sistema di acquisizione dei dati**

Per investigare i vari regimi di miscelazione di un sistema gas-liquido e per calcolare, per ognuno di essi, la frazione di gas dispersa nella fase liquida, si utilizza la tomografia a resistenza elettrica (*ERT*). Questo apparato è composto da un sistema di acquisizione dei dati (*DAS*), da un insieme di elettrodi, ovvero sensori di forma quadrata costituiti in acciaio inox con lato di 3 centimetri, collocati sulla superficie esterna del reattore e da un computer, collegato al *DAS*, che acquisisce ed elabora le immagini raccolte dal tomografo attraverso il software *LBP* fornito dal *ITS (Industrial Tomography Systems)*.

In particolare, il tomografo inietta una corrente elettrica al sistema, attraverso una coppia di elettrodi disposti sulla superficie del serbatoio, misurando successivamente la differenza di voltaggio tra le altre sette coppie di sensori posti sullo stesso piano di misura. Ogni piano è costituito da 16 elettrodi equidistanti, disposti lungo la circonferenza. Nel caso preso in esame, si hanno tre piani di misura, necessari per misurare la conducibilità all'interno di tutto il reattore, da cui si risale alla frazione di gas dispersa nella fase liquida. Nello specifico, il primo piano di misura si trova ad un'altezza di 0.18 metri dal fondo del serbatoio, al di sotto dell'agitatore. Il secondo piano di misura è collocato al livello della girante ed è posizionato ad un'altezza misurata dal basso di 0.3 metri, mentre l'ultimo è situato al di sopra della girante, poco sotto la superficie di interfaccia fra l'aria e la miscela gas-liquida ed è posto ad un'altezza dal fondo di 0.42 metri.



*Figura 3.5 Apparato sperimentale*

Il computer, come già illustrato nel capitolo 2, è collegato al sistema di acquisizione dei dati (DAS), che a sua volta si connette agli elettrodi posti sulla superficie del reattore attraverso una porta seriale COM che ha il compito di ricevere ed inviare dati al sistema.

### **3.2.2. Campionamento dei dati**

Come già osservato nel paragrafo precedente, uno dei passaggi fondamentali nella tecnica della tomografia a resistenza elettrica è la scelta dell'intensità di corrente da iniettare alla miscela, tramite gli elettrodi posti sulla superficie del reattore. Sullo strumento, infatti, è possibile impostare una corrente di 1,5 mA, 15 mA o 75 mA in base al sistema in esame. L'obiettivo principale della misurazione consiste nel riuscire

ad individuare anche le più piccole variazioni di conducibilità all'interno della miscela. Inoltre, per decidere quale sia la giusta corrente da iniettare attraverso gli elettrodi, è necessario valutare un parametro  $\delta$  che prende il nome di *distinguishability*<sup>[11]</sup>. Questo valore consente di misurare la capacità della corrente iniettata di riconoscere una variazione di conducibilità. Tale parametro è quindi una stima della precisione e della sensibilità della misura. In particolare, si scrive:

$$\delta = \frac{\| R(\sigma_1) i - R(\sigma_2) i \|}{\| i \|} > \varepsilon \quad (4)$$

in cui  $i$  rappresenta la corrente impostata nel settaggio dello strumento di misura,  $\sigma_1$  e  $\sigma_2$  corrispondono a due valori di conducibilità e, infine, si identifica  $R(\sigma_2)$  come operatore non lineare della conducibilità associata al voltaggio. Il parametro  $\varepsilon$  con cui si confronta  $\delta$ , rappresenta, invece, la precisione della misura. La relazione (4), se verificata, permette di affermare che lo strumento riesce a distinguere fra i due valori di conducibilità. È importante, quindi, che il parametro  $\delta$  sia il più grande possibile, poiché rappresenta la sensibilità dello strumento nel misurare una differenza di conducibilità.

Al fine di poter condurre la misurazione<sup>[12]</sup>, dunque, si deve scegliere un'intensità di corrente da utilizzare tale per cui si verifichi:

$$\delta = \max_i \frac{\| R(\sigma_1) i - R(\sigma_2) i \|}{\| i \|} \quad (5)$$

di conseguenza, si deve scegliere la corrente che rende più grande possibile la differenza fra i due operatori non lineari  $R$  dipendenti dalla conducibilità della miscela. Dato che  $R$  dipende linearmente dal voltaggio, dalla relazione (4) si evince che si dovrà scegliere una corrente a cui corrisponde la maggiore differenza di voltaggio all'interno della miscela.

Nel caso specifico preso in esame, analizzando i dati acquisiti durante le misurazioni, si nota che per tutte le prove svolte prima a 75 mA e dopo alla corrente di 15 mA, i voltaggi acquisiti durante le analisi con un amperaggio inferiore, sono maggiori rispetto a quelli acquisiti ad una corrente elevata. Nello specifico, i valori medi dei voltaggi delle singole prove verranno presentati nell'ambito del capitolo 4.

Confrontando, quindi, i voltaggi raccolti durante le acquisizioni svolte alle stesse condizioni operative, in base alla teoria della *distinguishability* è opportuno scegliere di condurre le prove sperimentali alla corrente di 15 mA. Adottando, infatti, questa configurazione si riesce a misurare anche piccole variazioni di conducibilità all'interno della miscela bifase.

In particolare, di seguito si riporta la matrice dei voltaggi misurati direttamente dagli elettrodi, che sono poi convertiti dal tomografo nella misura di conducibilità.

Adjacent protocol, 16 sensors, 3 planes, 104 data per plane, frame 0

Plane 1: Min 7.03125, Max 665.527, Mean 109.417 (mV)															
Voltage Measurement Pairs															
	02 - 03	03 - 04	04 - 05	05 - 06	06 - 07	07 - 08	08 - 09	09 - 10	10 - 11	11 - 12	12 - 13	13 - 14	14 - 15	15 - 16	
16 - 01	6.338e+02	6.543e+01	4.136e+01	2.222e+01	2.573e+01	9.033e+00	9.814e+00	9.766e+00	2.666e+01	2.231e+01	4.189e+01	7.129e+01	6.606e+02		1
01 - 02		1.440e+02	7.129e+01	3.350e+01	3.359e+01	1.021e+01	9.717e+00	8.301e+00	1.943e+01	1.382e+01	2.339e+01	3.462e+01	1.855e+02	4.419e+02	2
02 - 03			6.655e+02	1.821e+02	9.995e+01	3.335e+01	2.725e+01	1.963e+01	3.506e+01	1.958e+01	2.813e+01	3.535e+01	9.995e+01	1.729e+02	3
03 - 04				4.312e+02	1.709e+02	3.125e+01	2.222e+01	1.372e+01	1.958e+01	8.447e+00	1.011e+01	1.084e+01	3.325e+01	3.037e+01	4
04 - 05					6.304e+02	6.738e+01	4.233e+01	2.354e+01	2.900e+01	1.064e+01	1.138e+01	1.050e+01	2.783e+01	2.197e+01	5
05 - 06						1.445e+02	7.129e+01	3.433e+01	3.589e+01	1.147e+01	1.084e+01	8.691e+00	1.929e+01	1.309e+01	6
06 - 07							6.563e+02	1.821e+02	9.995e+01	3.501e+01	2.871e+01	1.924e+01	3.330e+01	1.743e+01	7
07 - 08								4.360e+02	1.709e+02	3.149e+01	2.241e+01	1.299e+01	1.777e+01	7.031e+00	8
08 - 09									6.270e+02	6.787e+01	4.224e+01	2.188e+01	2.607e+01	8.807e+00	9
09 - 10										1.465e+02	7.178e+01	3.271e+01	3.335e+01	9.863e+00	10
10 - 11											6.553e+02	1.748e+02	9.995e+01	3.135e+01	11
11 - 12												4.238e+02	1.724e+02	3.037e+01	12
12 - 13													6.318e+02	6.494e+01	13
13 - 14														1.416e+02	14

Plane 2: Min 5.61523, Max 686.035, Mean 106.072 (mV)															
Voltage Measurement Pairs															
	02 - 03	03 - 04	04 - 05	05 - 06	06 - 07	07 - 08	08 - 09	09 - 10	10 - 11	11 - 12	12 - 13	13 - 14	14 - 15	15 - 16	
16 - 01	6.392e+02	6.689e+01	3.999e+01	2.104e+01	2.446e+01	8.496e+00	8.887e+00	8.105e+00	2.104e+01	1.621e+01	2.930e+01	7.959e+01	6.611e+02		1
01 - 02		1.450e+02	6.934e+01	3.149e+01	3.145e+01	9.521e+00	8.691e+00	7.031e+00	1.567e+01	9.375e+00	1.675e+01	3.774e+01	1.826e+02	4.438e+02	2
02 - 03			6.567e+02	1.772e+02	9.995e+01	3.105e+01	2.461e+01	1.670e+01	2.876e+01	1.450e+01	1.587e+01	3.789e+01	9.995e+01	1.743e+02	3
03 - 04				4.409e+02	1.729e+02	3.047e+01	2.061e+01	1.211e+01	1.675e+01	5.615e+00	7.910e+00	1.074e+01	3.198e+01	3.101e+01	4
04 - 05					6.416e+02	6.787e+01	3.994e+01	2.095e+01	2.495e+01	9.326e+00	6.348e+00	9.570e+00	2.588e+01	2.134e+01	5
05 - 06						1.450e+02	6.787e+01	3.071e+01	3.135e+01	1.001e+01	9.766e+00	7.520e+00	1.729e+01	1.250e+01	6
06 - 07							6.460e+02	1.758e+02	9.995e+01	3.374e+01	2.832e+01	1.323e+01	2.886e+01	1.670e+01	7
07 - 08								4.360e+02	1.748e+02	3.105e+01	2.412e+01	8.350e+00	1.465e+01	6.895e+00	8
08 - 09									6.450e+02	7.178e+01	4.443e+01	1.372e+01	1.948e+01	7.813e+00	9
09 - 10										1.519e+02	7.715e+01	2.046e+01	2.388e+01	8.252e+00	10
10 - 11											6.860e+02	1.304e+02	9.229e+01	2.568e+01	11
11 - 12												3.696e+02	1.338e+02	2.378e+01	12
12 - 13													5.415e+02	5.127e+01	13
13 - 14														1.636e+02	14

Plane 3: Min 10.2051, Max 668.945, Mean 109.802 (mV)															
Voltage Measurement Pairs															
	02 - 03	03 - 04	04 - 05	05 - 06	06 - 07	07 - 08	08 - 09	09 - 10	10 - 11	11 - 12	12 - 13	13 - 14	14 - 15	15 - 16	
16 - 01	6.187e+02	6.689e+01	4.507e+01	2.583e+01	3.379e+01	1.309e+01	1.392e+01	1.294e+01	2.983e+01	2.056e+01	3.140e+01	8.398e+01	6.606e+02		1
01 - 02		1.445e+02	7.373e+01	3.626e+01	4.072e+01	1.411e+01	1.353e+01	1.123e+01	2.334e+01	1.377e+01	1.865e+01	4.160e+01	1.890e+02	4.370e+02	2
02 - 03			6.689e+02	1.821e+02	9.995e+01	3.979e+01	3.394e+01	2.471e+01	4.341e+01	2.153e+01	2.627e+01	4.666e+01	9.995e+01	1.724e+02	3
03 - 04				4.224e+02	1.699e+02	3.364e+01	2.466e+01	1.592e+01	2.422e+01	1.021e+01	1.126e+01	1.553e+01	3.911e+01	3.296e+01	4
04 - 05					6.294e+02	7.031e+01	4.453e+01	2.563e+01	3.442e+01	1.348e+01	1.426e+01	1.602e+01	3.161e+01	2.568e+01	5
05 - 06						1.455e+02	7.129e+01	3.486e+01	4.004e+01	1.440e+01	1.396e+01	1.143e+01	2.490e+01	1.685e+01	6
06 - 07							6.392e+02	1.782e+02	9.995e+01	4.277e+01	3.940e+01	2.192e+01	4.263e+01	2.417e+01	7
07 - 08								4.321e+02	1.753e+02	3.672e+01	3.174e+01	1.294e+01	2.168e+01	1.064e+01	8
08 - 09									6.343e+02	7.520e+01	5.151e+01	1.738e+01	2.744e+01	1.230e+01	9
09 - 10										1.616e+02	8.008e+01	2.549e+01	3.315e+01	1.206e+01	10
10 - 11											6.675e+02	1.362e+02	9.653e+01	3.306e+01	11
11 - 12												3.809e+02	1.357e+02	2.686e+01	12
12 - 13													5.352e+02	5.176e+01	13
13 - 14														1.602e+02	14

Figura 3.6 Matrice dei voltaggi per i piani 1, 2 e 3, prova sperimentale svolta a 15 mA e alle condizioni operative di 25 litri al minuto e 100 rpm

### 3.2.3. Set-up del DAS

Mediante il software *LBP* rilasciato dall'*ITS* si imposta il set-up, ovvero si configura il sistema di elaborazione dei dati. Si riporta, di seguito, la configurazione scelta:

The screenshot shows the 'Configuration' dialog box with the following settings:

- DAS Settings:**
  - Number of sensing planes: 3
  - Electrodes per plane: 16
  - Samples per frame: 8
  - Frames per download: 500
  - Injection current (mA-ab): 15
  - Frequency (Hz): 9600
  - Starting plane (1-8): 1
  - Delay cycles: 20
- Data Collection:**
  - Sampling time interval (ms): 0
  - Maximum number of frames: 500
  - Number of frames per file: 500
  - Maximum auto saved files: 500
  - Header for auto saved files: p2kas
- Protocol:**
  - Non-conducting vessel:
    - Circular
    - Probe (single earth)
    - Probe (dual earth)
    - Channel (U sensor)
    - Dual probe (PI sensor)
    - Cross correlation
    - Linear complex (probe)
    - Circular complex
    - Square
  - Conducting vessel:
    - Circular
    - Probe
    - Cross correlation
  - Also take:  E-Scan  FSS
- Calibration:**
  - Resistor: 402
  - Phase: 27
  - Gains: 2222333333221
- Options:**
  - Full gain  Partial gain
  - Complex phase:
    - Real only
    - Imaginary only
    - Complex (both)
    - Modulus
- Electrical Properties:**
  - Continuous:
    - Cond (mS/cm): 1 SG 1.024999E
  - Second phase:
    - Cond (mS/cm): 0 SG 2.650000C
  - Conversion: Non-conductive phas
- Communications:**
  - Baudrate: 9600
  - Interval (ms): 20
  - Constant (ms): 10
  - Multiplier (ms): 10

Buttons: OK, Cancel

*Figura 3.7* Configurazione dello strumento

Nel dettaglio, si decide l'intensità della corrente da iniettare al sistema tramite gli elettrodi, che può essere scelta fra i valori di 1,5, 15 o 75 mA; nel caso in esame, come detto nel paragrafo precedente, si utilizza una corrente di 15 mA. Tramite l'utilizzo del tomografo si è studiata una miscela non conduttiva composta da acqua ed aria. È stato, quindi, necessario aggiungere del cloruro di sodio (NaCl) all'interno della sostanza per far sì che lo strumento leggesse il corretto valore di conducibilità dell'acqua pura, ovvero 1 mS/cm. Per conoscere la giusta quantità di cloruro di sodio da aggiungere alla miscela composta da acqua ed aria, si è utilizzato un conduttimetro.



*Figura 3.8 Conduttimetro*

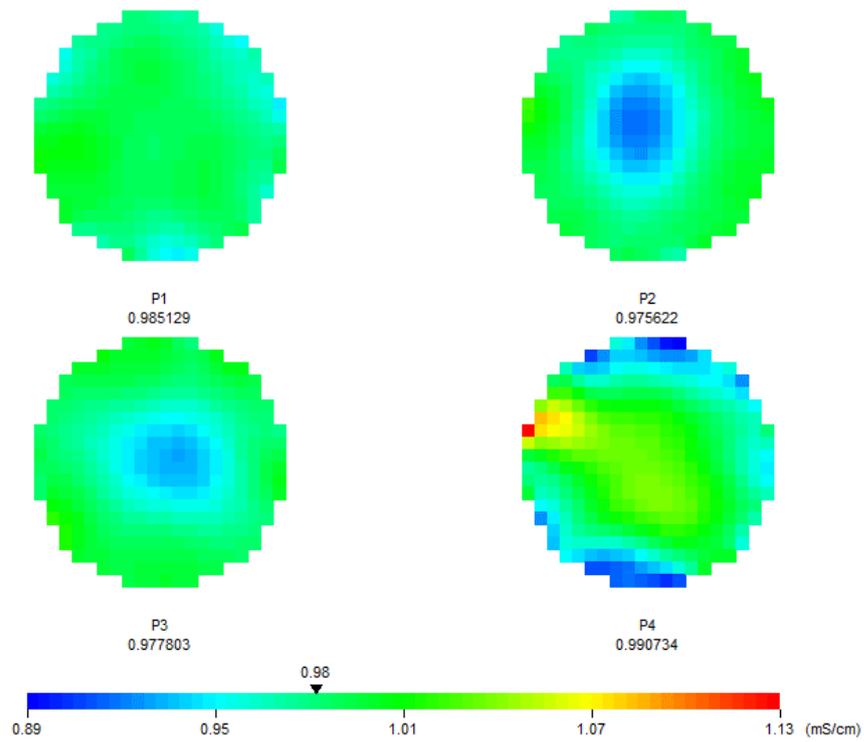
Immergendo la sonda all'interno del reattore, è stato possibile misurare la conducibilità della miscela, valutando quindi la quantità di cloruro di sodio da aggiungere all'acqua demineralizzata al fine di raggiungere il valore atteso di 1 mS/cm. Nello specifico, è stata individuata come ottimale la quantità di 0.18 grammi di NaCl per litro di acqua demineralizzata, così da rendere la fase liquida conduttiva.

Successivamente ad aver stabilito l'intensità di corrente da indurre alla miscela tramite i sensori, si sceglie la frequenza di acquisizione in base alla conducibilità della sostanza considerata. Il valore di frequenza consigliato dal manuale del software è 9600 Hz<sup>[13]</sup>. Nella configurazione del DAS si inserisce, successivamente, il numero di piani di misura ed il numero di elettrodi per piano necessari. Usualmente si installano 16 elettrodi per piano, collocati equidistantemente lungo la circonferenza dell'apparecchiatura.

Specificatamente, poi, nel caso in esame si sono considerati tre piani di misura, il piano più in basso, classificato come piano 1, è situato al di sotto della girante, il secondo piano di misura invece è collocato allo stesso piano dell'agitatore e subito sopra si individua il terzo piano di misura, posto al di sotto della superficie di interfaccia fra la miscela e l'aria. Durante le prime prove di laboratorio, però, si è considerato un

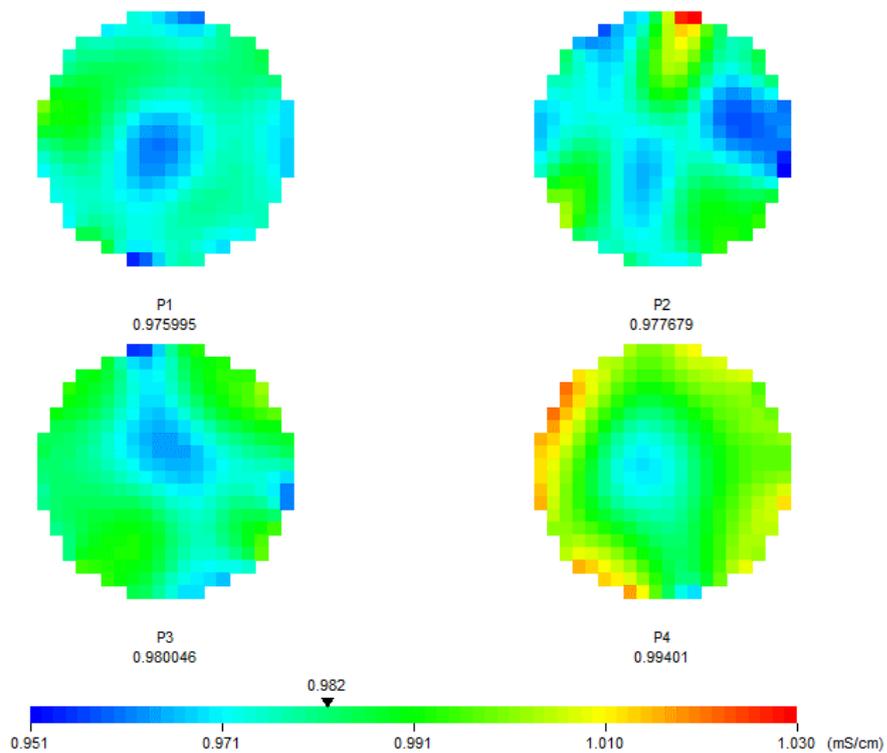
ulteriore piano di misura, collocato sopra il piano 3 ad un'altezza di 0.54 metri dal fondo del serbatoio. Dopo una serie di acquisizioni considerando quattro piani di misura, si è deciso di procedere con l'eliminazione del piano di campionamento posto più in alto. Esaminando i tomogrammi raccolti, si è notato che la misurazione svolta dagli elettrodi sul quarto piano non si può ritenere affidabile a causa del moto della superficie di interfaccia fra la miscela e l'aria, in cui in presenza di elevate velocità di agitazione della girante, si nota la presenza di onde elevate sopra la superficie. A causa di questo fenomeno, infatti, bolle d'aria vengono risucchiate dalla miscela disperdendosi all'interno della fase liquida. La distribuzione di conducibilità misurata dai sensori situati sul quarto piano di misura, infatti, è influenzata non solo dalla presenza della portata di gas insufflata nel reattore dallo *sparger*, ma anche dalle bolle d'aria risucchiate attraverso il pelo libero. Il piano 4, infatti, trovandosi ad un'altezza di 0.54 metri è collocato subito al di sotto del livello dell'acqua, che si trova come già illustrato ad un'altezza di 0.59 metri dal fondo del reattore.

Nella figura seguente sono illustrati i tomogrammi raccolti durante una prova sperimentale svolta alla condizione di completa dispersione della fase gassosa all'interno del liquido, in particolare si è condotta alla portata di 25 litri al minuto e alla velocità di rotazione dell'agitatore di 350 rpm. Analizzando il quarto piano di misura, in basso a destra, si nota una incongruenza della misura rispetto a ciò che si osserva visivamente dall'esterno del reattore. Nello specifico, i tomogrammi avrebbero dovuto registrare una maggiore quantità di fase gassosa al centro del reattore rispetto alle pareti, contrariamente a quanto, invece, riportato dalle immagini raccolte.



**Figura 3.9** Tomogrammi relativi ai 4 piani di misura per la condizione di completa dispersione

Questo comportamento si riscontra anche per la prova svolta in condizioni di completa ricircolazione, ovvero 200 rpm, mantenendo fissa la portata di gas a 25 litri al minuto:



**Figura 3.10** Tomogrammi relativi ai 4 piani di misura per la condizione di completa ricircolazione

Esaminando, quindi, le acquisizioni registrate dal tomografo, si osserva una differenza nella misurazione della distribuzione di conducibilità sul quarto piano di misura, rispetto a ciò che si rileva invece sui tre piani sottostanti. Le immagini raccolte sul quarto piano di misura, inoltre, si discostano anche da ciò che si osserva tramite un'ispezione visiva dall'esterno dell'apparecchiatura. Questo comportamento si riscontra, in particolar modo, quando si opera con una velocità di rotazione della girante elevata, poiché in queste condizioni, come già visto, l'aria che si trova al di sopra della superficie di interfaccia tende ad essere risucchiata dalla miscela.

Si stabilisce, infine, il numero di *frame* da considerare, ovvero durante la configurazione dello strumento si decide il numero di immagini da acquisire durante la misura. Anche in questo caso, come è avvenuto per la scelta della corrente ottimale, è stato opportuno fare alcune valutazioni. All'inizio del lavoro di tesi si è scelto di acquisire 1000 *frame* per ogni analisi sperimentale ed ognuna di queste aveva la durata di circa quaranta minuti. Si è provato, poi, a dimezzare il numero di immagini da acquisire confrontando quindi, i valori medi di conducibilità della miscela ottenuti dalla misurazione considerando solamente 500 *frame* per ogni piano di misura, con i dati acquisiti, invece, con 1000 immagini. Si nota che il risultato finale ottenuto non differisce significativamente da quello raggiunto con il doppio delle immagini.

In particolare, nella tabella seguente si riportano i valori di frazione di gas dispersa nel liquido calcolati alla portata di aria di 25 litri al minuto, con una velocità di agitazione della girante di 50 rpm.

<b>hold-up di gas con 1000 <i>frame</i></b>	<b>hold-up di gas con 500 <i>frame</i></b>
0,00804	0,00785

**Tabella 3.1** Confronto fra 1000 e 500 immagini a 50 rpm e 25 litri al minuto

Si è fatto lo stesso confronto anche per le prove sperimentali condotte alle condizioni operative di 200 rpm e 25 litri al minuto, ottenendo:

<b>hold-up di gas con 1000 <i>frame</i></b>	<b>hold-up di gas con 500 <i>frame</i></b>
0,012203	0,01208

**Tabella 3.2** Confronto fra 1000 e 500 immagini a 200 rpm e 25 litri al minuto

Nelle tabelle precedenti, si riporta il valore di *hold-up* di gas, calcolato in funzione della conducibilità della miscela, ottenuto dalle prove sperimentali condotte alla portata di gas fissata a 25 litri al minuto, impostando la velocità di rotazione della girante prima a 50 rpm e dopo a 200 rpm. Si nota che la quantità di fase gassosa dispersa nel liquido acquisendo 1000 immagini, ha circa lo stesso valore di quella misurata alle stesse condizioni operative, ma con solo 500 acquisizioni. Si è deciso, pertanto, di interrompere la misurazione dopo 500 *frame*, così da riuscire a completare la misurazione nella metà del tempo.

Una volta scelta la configurazione ottimale, il sistema procede ad iniettare la corrente nella miscela attraverso una coppia di sensori posti sulla superficie del reattore, misurando, in risposta, la differenza di voltaggio fra le altre coppie di elettrodi.

### **3.2.4. Il riferimento**

Dopo aver impostato il set-up del sistema di misurazione, si procede alla registrazione delle acquisizioni di riferimento, poiché il tomografo misura la conducibilità della miscela in relazione ad una conducibilità di riferimento ottenendo, così, un valore adimensionale. Nel caso in esame si ha una miscela composta da aria ed acqua, in cui all'interno della fase liquida si insufflano bolle di gas, variandone la portata. Come conducibilità di riferimento, quindi, si prende il valore misurato per la fase liquida in assenza di gas. Una volta aggiunto il cloruro di sodio, come già illustrato nel paragrafo precedente, all'interno dell'acqua demineralizzata, si mette il sistema in leggera agitazione, impostando quindi una velocità di rotazione della girante di 50 rpm, procedendo poi con l'acquisizione delle misure di riferimento. Anche in questo caso si sono fatte alcune valutazioni, per scegliere il numero di immagini da considerare e si è deciso di procedere con l'acquisizione di 500 *frame* anche per il riferimento. Per spiegare questa scelta si deve considerare che la tecnica della tomografia a resistenza elettrica valuta la conducibilità della miscela in relazione alla conducibilità del riferimento, che corrisponde nel caso in esame alla condizione di assenza di gas. Perciò, per ottenere una misura più accurata del sistema in esame, si decide di considerare lo stesso numero di immagini sia durante l'acquisizione del riferimento, sia durante la misurazione.

È importante menzionare, infine, la modalità di acquisizione del riferimento che può essere *on-line* oppure *off-line*. Nel caso del riferimento *off-line*, si procede all'acquisizione una sola volta, all'inizio di un numero finito di prove sperimentali da svolgere, usando quindi lo stesso riferimento per un set di prove. Durante l'attività di laboratorio si è preferito, invece, acquisire il riferimento *on-line*, ovvero subito prima di ogni prova sperimentale, in modo da evitare ogni variazione di temperatura oppure di conducibilità della miscela in esame all'interno del reattore, che potrebbero influenzare l'esito finale della misurazione.

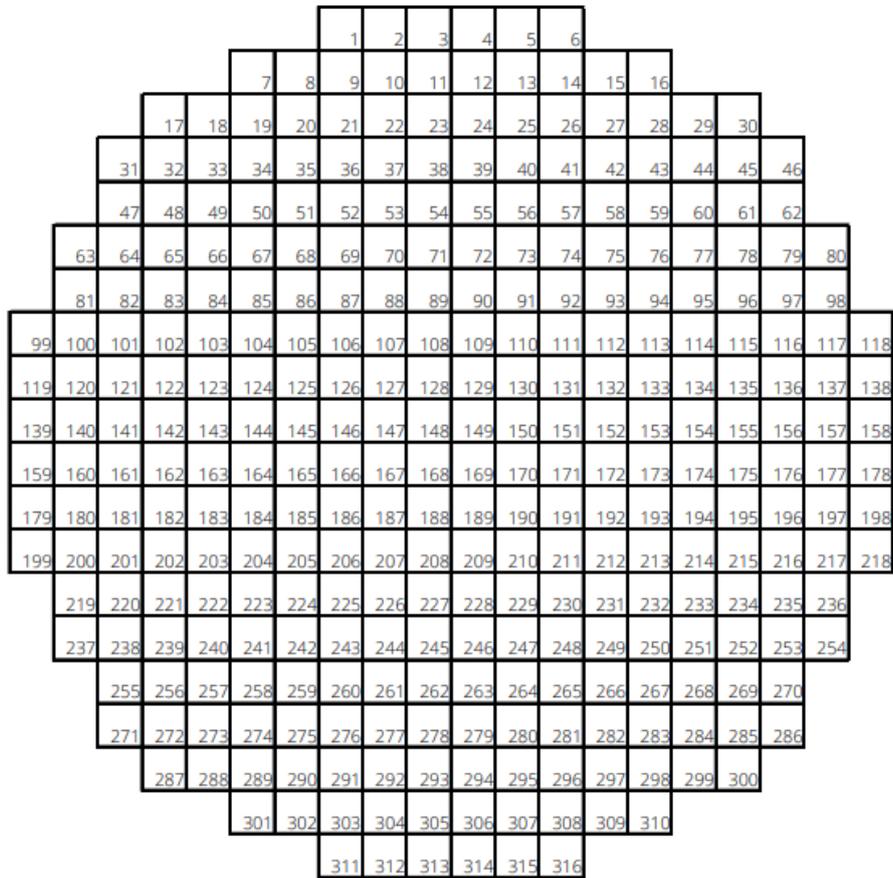
### **3.3. Elaborazione dei dati**

Una parte fondamentale di questo lavoro di tesi consiste nell'elaborazione dei dati raccolti durante l'acquisizione da parte dello strumento. Si vuole calcolare la frazione di gas dispersa in fase liquida per ogni regime di miscelazione e confrontare tale valore con quello misurato manualmente con il becher. È necessario, quindi, processare i dati per ricostruire l'immagine acquisita durante la misurazione, utilizzando l'algoritmo più opportuno.

#### **3.3.1. Ricostruzione dell'immagine**

L'obiettivo di questo lavoro di tesi consiste nella determinazione della distribuzione della frazione di gas all'interno della fase liquida, che dipende fortemente dalla conducibilità media. Una volta terminata l'acquisizione con la tecnica della tomografia a resistenza elettrica, quindi, si misura la distribuzione di conducibilità della miscela bifase. Per un sistema *ERT* la ricostruzione dell'immagine contiene informazioni sulla distribuzione della conducibilità sul piano di misura sottoposto ad analisi. Si ha, difatti, una griglia quadrata suddivisa in 400 pixel, che rappresenta la sezione in esame all'interno dell'apparecchiatura. Dato che durante l'attività di laboratorio si è misurata la conducibilità all'interno di un reattore a sezione circolare, alcuni pixel rimangono

al di fuori della circonferenza dell'apparecchiatura. Lo strumento, perciò, ricostruisce un'immagine circolare usando 316 pixel dei 400 totali.



**Figura 3.11** Griglia contenente 316 pixel<sup>[13]</sup>

In figura 3.11 è rappresentata una griglia contenente 316 pixel, che saranno utilizzati per la ricostruzione dell'immagine. Durante le prove sperimentali si sono considerati tre piani di misura e dato che ogni piano contiene 316 pixel si avrà, nel caso in esame, un totale di 948 pixel per ogni acquisizione.

Per un sistema di questo tipo, l'immagine conterrà informazioni sulla distribuzione della conducibilità sopra il piano di misurazione. È necessario, quindi, ricostruire l'immagine attraverso l'algoritmo più opportuno, in modo da ottenere informazioni riguardo la distribuzione della fase gassosa all'interno della fase liquida, che dipende fortemente dalla misura di conducibilità all'interno del piano di misura. La scelta del tipo di algoritmo da adottare è influenzata dall'accuratezza della misurazione richiesta e dal tempo ritenuto accettabile per la ricostruzione delle immagini.

Durante questo lavoro di tesi si sono utilizzati due algoritmi diversi, il cui elemento in comune è rappresentato dal metodo degli elementi finiti (FEM). Si applica il metodo FEM per risolvere una serie di equazioni lineari che descrivono il comportamento di ogni pixel all'interno della griglia utilizzata per la misura della conducibilità. Il sistema di equazioni da risolvere è definito *forward problem*, nel quale sono noti i voltaggi relativi ai pixel che compongono la griglia ed avrà la forma seguente:

$$Y \cdot v = c \quad (6)$$

in cui  $Y$  è una matrice di dimensione  $n \times n$  dove  $n$  identifica il numero di nodi all'interno della griglia,  $v$  è un vettore di dimensione  $n$  che rappresenta il potenziale, mentre  $c$ , anch'esso è un vettore di dimensione  $n$ , invece corrisponde alla corrente applicata.

Per calcolare la distribuzione di conducibilità dopo aver proceduto con l'acquisizione, si è utilizzato il software rilasciato dall'*Industrial Tomography Systems* (ITS), che utilizza un metodo lineare e non iterativo per convertire la misura dei voltaggi nei valori di conducibilità della miscela, che prende il nome di *Linear Back Projection*. Questa metodologia utilizza un algoritmo di tipo qualitativo, che riproduce un'immagine raffigurante la variazione di conducibilità sul piano di misura relativa ad una conducibilità di riferimento. Si sceglie di utilizzare questo metodo poiché restituisce una ricostruzione dei tomogrammi in tempo reale e, a causa della sua semplicità, la modellazione bidimensionale della distribuzione della conducibilità è diventato l'approccio principale per l'investigazione della conducibilità media della miscela, tramite la tecnica della tomografia a resistenza elettrica<sup>[14]</sup>. Il *Linear Back Projection* usa la matrice di sensibilità per convertire il valore del voltaggio registrato dal tomografo nella misura di conducibilità della sostanza. Il generico elemento appartenente alla matrice di sensibilità di dimensione  $M \times N$ , in cui  $N$  identifica il numero di pixel all'interno della griglia e  $M$  il numero di misurazioni, è così definito:

$$S_{m,n} = \int \frac{\nabla\Phi_m}{I_m} \cdot \frac{\nabla\Phi_n}{I_n} da \quad (7)$$

Nello specifico, l'elemento  $S_{m,n}$  è correlato ad una coppia di elettrodi  $m$  che induce corrente e ad una coppia di sensori  $n$  che misura una differenza di voltaggio<sup>[12]</sup>. Inoltre, si definiscono  $\Phi_m$  e  $\Phi_n$  come il gradiente di potenziale nelle coppie di elettrodi  $m$  e  $n$ . Il secondo metodo per la ricostruzione dell'immagine prende il nome di *Sensitivity Conjugate Gradient Method (SCG)*, implementato anch'esso dall'*ITS*. Questo metodo, al contrario del precedente, non restituisce l'immagine in tempo reale, ma opera *off-line*, dopo quindi aver concluso l'operazione di misurazione del campo elettrico da parte tomografo. Il metodo *SCG* permette di ricostruire il tomogramma in modo iterativo a partire dai dati grezzi. Operativamente, si richiama *off-line* nel software proposto dall'*ITS* una misurazione condotta con il tomografo, impostando un numero di iterazioni che permettano di ricostruire la distribuzione della conducibilità all'interno della miscela. Per decidere il numero di iterazioni da eseguire, si sono analizzate prove sperimentali diverse con 2, 4, 6, 8 e 10 iterazioni, calcolando l'*hold-up* medio di gas relativo al valore di conducibilità media all'interno del reattore, considerando tre piani di misura. Di seguito si riportano i valori ottenuti, calcolando la frazione di gas all'interno del liquido in funzione della conducibilità media della miscela ottenuta attraverso la ricostruzione dell'immagine svolta con il metodo *SCG*. La prova sperimentale presa in esame è stata condotta alle condizioni operative di 50 rpm e 25 litri al minuto.

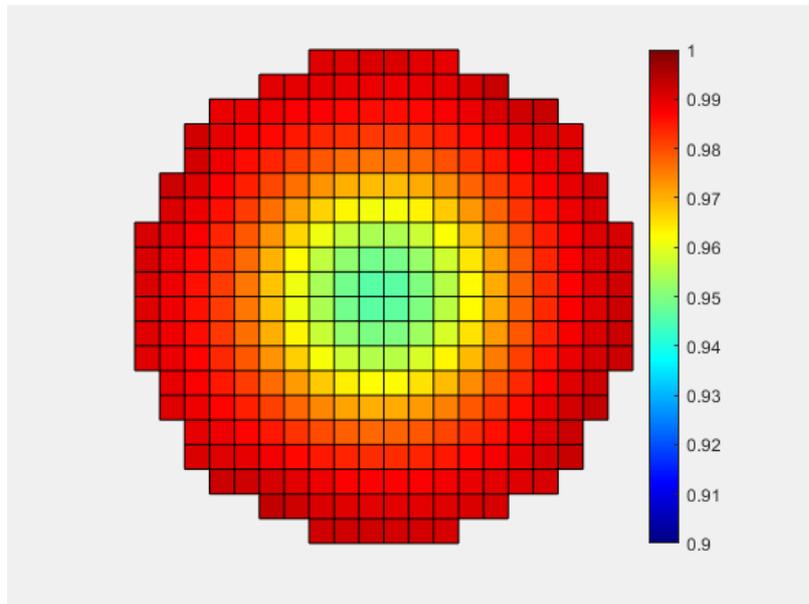
<b>Numero iterazioni</b>	2	4	6	8	10
<b><i>Hold-up</i> di gas</b>	0,00939	0,00954	0,00955	0,00949	0,00942

*Tabella 3.3* Confronto fra gli *hold-up* di gas al variare del numero di iterazioni per la prova sperimentale condotta a 50 rpm e 25 litri al minuto.

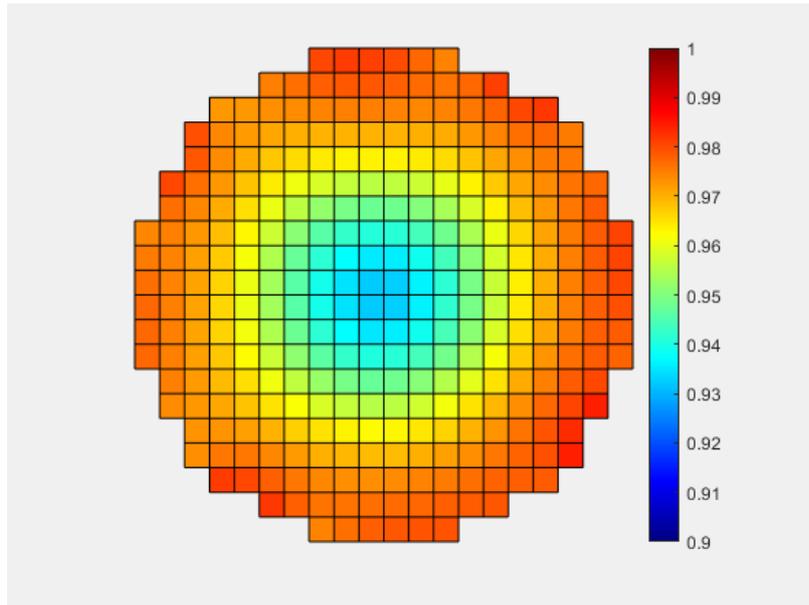
Dalla tabella precedente si nota che variando il numero di iterazioni, il valore di gas *hold-up* non varia in modo significativo. Dato che, aumentando il numero di iterazioni, si prolunga anche il tempo impiegato dal software per la ricostruzione dei tomogrammi, allora si è deciso di scegliere un numero di iterazioni pari a 6, in modo da conciliare la durata della ricostruzione dell'immagine con la precisione della misura.

Si è utilizzato, infine, il software *MATLAB* per l'elaborazione *off-line* dell'immagine. Al contrario del metodo utilizzato con il software *LBP*, non si calcola la conducibilità

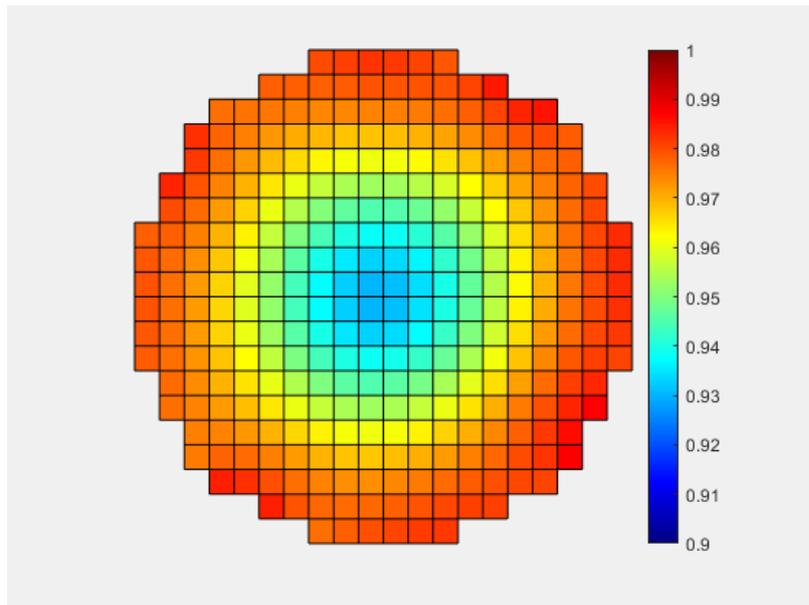
media della miscela in tempo reale, ma si procede alla sua valutazione una volta terminata l'acquisizione da parte dello strumento. Si è elaborato un codice che permetta di illustrare la distribuzione della conducibilità media della miscela, valutando i dati raccolti dai 316 pixel per ogni piano di misura considerato. Si richiama, quindi, nel software *MATLAB* la prova sperimentale appena terminata ed implementando l'algoritmo utilizzato dal programma, si calcola la media del valore di conducibilità della miscela relativo alle 500 immagini acquisite durante la misurazione. Operando *off-line*, infatti, con il software in questione si ottiene una media nel tempo dei valori misurati dal tomografo. In particolare, si illustra di seguito il risultato elaborato dal software *MATLAB* per una prova sperimentale condotta alle condizioni operative di 50 litri al minuto e 100 rpm. Nella procedura sviluppata all'interno di *MATLAB*, si è impostato un intervallo di misura compreso fra 0.9 e 1 mS/cm della conducibilità della miscela, in modo da ricostruire l'immagine acquisita con il tomografo ed osservare qualitativamente la distribuzione di conducibilità.



**Figura 3.12** Tomogrammi relativi al piano 1 di misura  
per la prova sperimentale condotta a 100 rpm e 25 litri al minuto



*Figura 3.13 Tomogrammi relativi al piano 2 di misura per la prova sperimentale condotta a 100 rpm e 25 litri al minuto*



*Figura 3.14 Tomogrammi relativi al piano 3 di misura per la prova sperimentale condotta a 100 rpm e 25 litri al minuto*

È importante che le immagini elaborate dal software *MATLAB* siano coerenti con l'investigazione visiva attraverso le pareti trasparenti del reattore. Dunque, in tal caso la misura svolta con il tomografo a resistenza elettrica riproduce fedelmente il comportamento della miscela all'interno del reattore.

### 3.3.2. Calcolo dell'*hold-up* di gas

Dopo aver misurato la conducibilità media della miscela con uno dei metodi elencati nel paragrafo precedente, si procede con il calcolo della frazione di gas dispersa in fase liquida per ogni regime di miscelazione. Nel caso in esame, avendo una miscela non conduttiva composta da acqua ed aria, si utilizza l'equazione di Maxwell<sup>[13]</sup> semplificata:

$$\alpha = \frac{2\sigma_1 - 2\sigma_{mc}}{\sigma_{mc} + 2\sigma_1} \quad (8)$$

in cui il termine  $\sigma_1$  corrisponde alla conducibilità della fase liquida in assenza di gas, pari al valore di 1 mS/cm, mentre  $\sigma_{mc}$  corrisponde al valore di conducibilità della miscela, calcolato tramite il software rilasciato dall' *Industrial Tomography Systems*. Si applica, quindi, la relazione di Maxwell semplificata in un sistema multifase in cui la fase dispersa non sia conduttiva, per calcolare l'*hold-up* di gas all'interno del liquido.

## 4. RISULTATI E DISCUSSIONI

Durante l'attività sperimentale, si sono condotte analisi attraverso l'utilizzo del tomografo, sul sistema gas-liquido all'interno di un reattore agitato meccanicamente, in cui è stata installata una girante di tipo *BT-6*.

Per prima cosa si è individuata la procedura ottimale con la quale si è potuto svolgere le prove sperimentali sulla miscela presa in esame, composta da acqua e aria. Attraverso, quindi, alcune misurazioni svolte all'inizio del lavoro di tesi, si è deciso di condurre gli esperimenti impostando una corrente di 15mA sullo strumento e studiando la miscela attraverso tre piani di misura. Con tali prove, si è stabilito anche il numero di immagini da acquisire come referenza, in condizione, perciò, di assenza di gas.

Come già visto, il tomografo inietta la corrente, attraverso una coppia di elettrodi collocati sulla superficie del reattore. Dopodiché lo strumento rileva il voltaggio attraverso le altre coppie di elettrodi posti sullo stesso piano di misura e ripete la stessa procedura per tutte le altre coppie di elettrodi.

Come obiettivo del lavoro di tesi, in particolare, si è scelto di investigare i regimi di miscelazione di un sistema gas-liquido, all'interno di un reattore in cui è stata installata una girante a pale concave. Mediante la tecnica della tomografia a resistenza elettrica, si sono svolte misure quantitative che sono state confrontate, poi, con misurazioni qualitative, ovvero tramite investigazione visiva attraverso le pareti trasparenti del reattore. Per prima cosa, infatti, si sono individuati visivamente i vari regimi di miscelazione, dopodiché si sono effettuate misure con lo strumento per calcolare la frazione di gas dispersa in fase liquida, per ogni regime di miscelazione. Infine, si sono osservati i tomogrammi raccolti dal tomografo durante la misurazione, confrontandoli con ciò che si è potuto osservare dall'esterno del reattore.

I regimi di miscelazione di un sistema gas-liquido all'interno di un reattore in cui è stata installata una girante di tipo *BT-6*, sono stati, infine, confrontati con gli stessi regimi di miscelazione in presenza, però, di un agitatore di tipo *Rushton*, con l'obiettivo di valutare la differenza di prestazioni fra i due sistemi.

#### 4.1. Caratterizzazione dei regimi di miscelazione

Durante l'acquisizione dei dati, lavorando in diverse condizioni operative, si sono individuati i vari regimi di miscelazione, calcolando, per ognuno di questi, la frazione di gas presente all'interno della fase liquida ottenuta con la relazione di Maxwell.

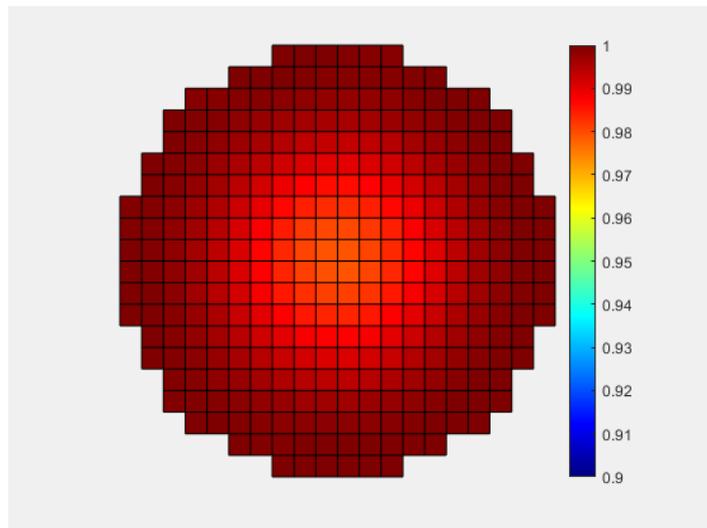
Analizzando le prove svolte con il tomografo e confrontandole con una misurazione visiva, osservando quindi la miscela composta da acqua e aria dall'esterno del reattore, si sono individuati quattro regimi di miscelazione.

In particolare, alla velocità di rotazione della girante corrispondente a 50 rpm, si individua il regime di *flooding*, in cui la fase gassosa si trova solamente al centro del reattore, al di sopra dell'agitatore. Questo comportamento si identifica mediante la raccolta dei tomogrammi, oltre che da una prima osservazione del reattore dall'esterno.

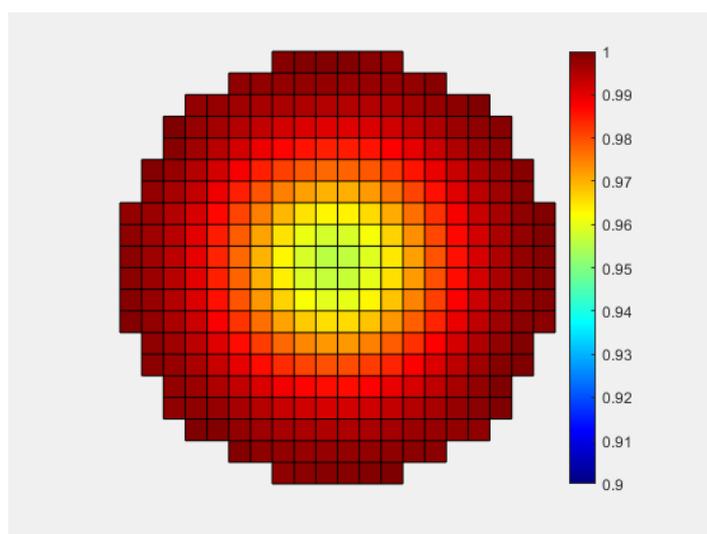


*Figura 4.1* Punto di *flooding*: 50 rpm

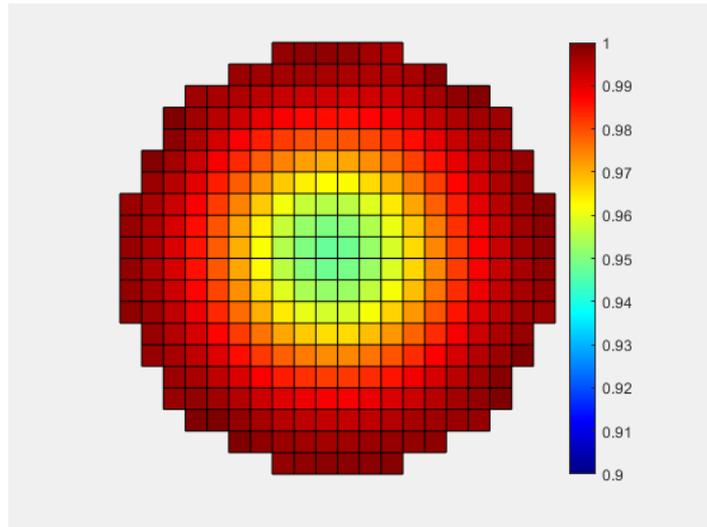
I tomogrammi illustrati di seguito mostrano la conducibilità adimensionale della miscela, calcolata come rapporto fra la conducibilità del flusso bifase e quella di riferimento, misurata in condizioni monofase. I tomogrammi raccolti non rappresentano direttamente la frazione di gas all'interno della fase liquida. Lo strumento, come già visto in precedenza, misura la conducibilità della miscela, da cui, attraverso la relazione di Maxwell, si può calcolare quindi la frazione di gas dispersa nel reattore.



*Figura 4.2 Tomogrammi piano 1, punto di flooding, alle condizioni operative di 50 rpm e 25 litri al minuto*



*Figura 4.3 Tomogrammi piano 2, punto di flooding, alle condizioni operative di 50 rpm e 25 litri al minuto*



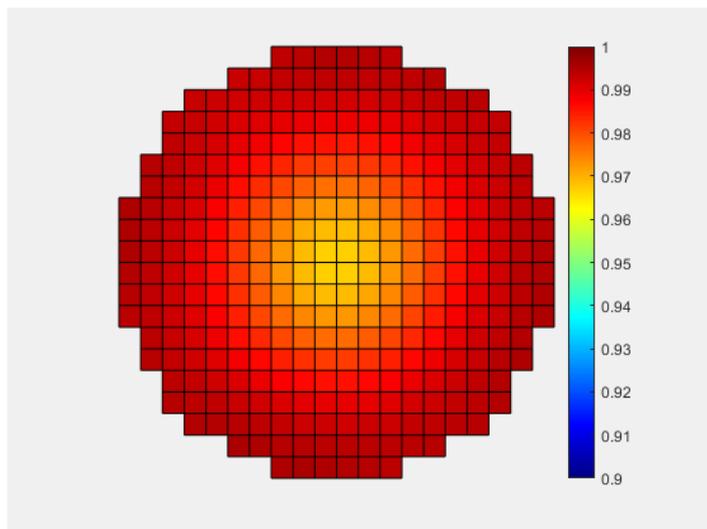
**Figura 4.4** Tomogrammi piano 3, punto di *flooding*,  
alle condizioni operative di 50 rpm e 25 litri al minuto

Il regime di *loading*, invece, si identifica alla velocità di agitazione di 100 rpm, in cui la fase gassosa occupa tutta la zona del reattore al di sopra della girante, mentre al di sotto si ha solamente fase liquida, in corrispondenza del piano 1 di misura. Anche in questo caso, come fatto precedentemente per il punto di *flooding*, si sono confrontati i dati dei tomogrammi con l'osservazione visiva.

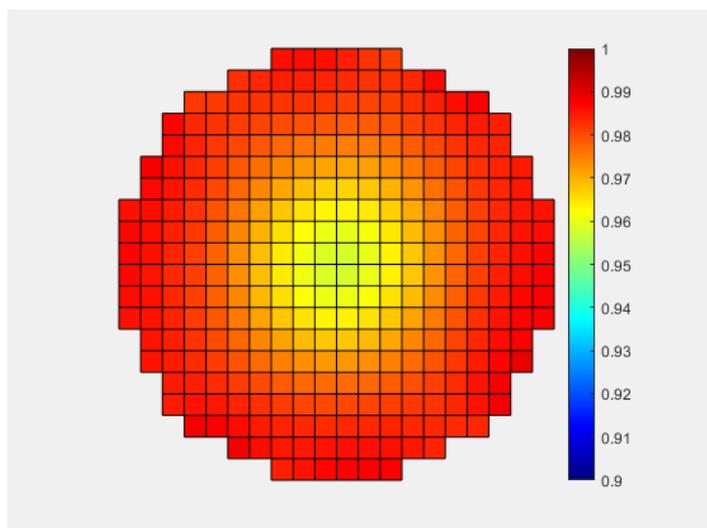
Generalmente, in letteratura si identifica il regime di *loading*, come una condizione in cui si ha una distribuzione omogenea della fase gassosa nella zona del reattore al di sopra della girante. Questo comportamento, però, non è confermato dai tomogrammi raccolti con lo strumento, che rilevano una zona con conducibilità minore al centro del reattore, rispetto all'esterno. Questo fenomeno si verifica sul piano 2 e avviene a causa della presenza dell'agitatore che, ruotando, aumenta l'*hold-up* di gas nella parte centrale del reattore, ma la stessa particolarità, però, si osserva anche sul piano 3, al di sopra della girante. La spiegazione di questo fenomeno si ritrova nella configurazione del sistema. Il tomografo, infatti, come già illustrato, rileva la conducibilità della miscela attraverso elettrodi posti sulla superficie esterna del reattore. A causa di ciò, la precisione della misurazione sarà maggiore all'esterno, rispetto alle zone al centro del reattore. Sarà quindi necessario appurare se il gradiente radiale di *hold-up* misurato dal tomografo sia da attribuirsi ad un errore sistematico della strumentazione o se, viceversa, la misura della frazione di gas distribuita in fase liquida sia corretta.



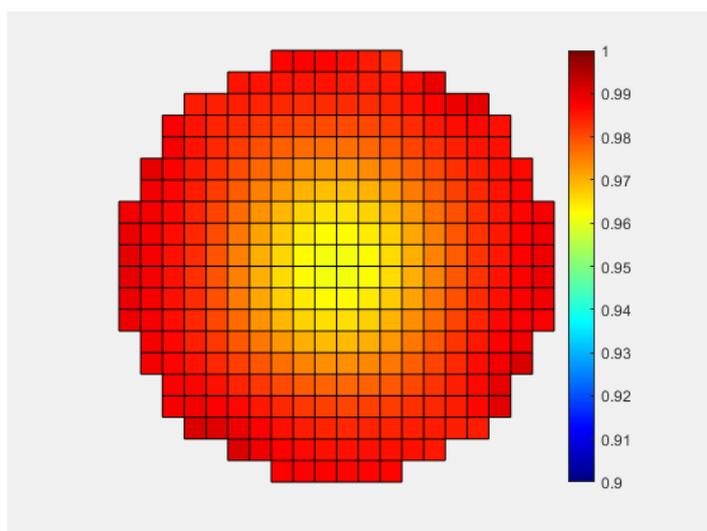
*Figura 4.5 Punto di loading: 100 rpm*



*Figura 4.6 Tomogrammi piano 1, punto di loading, alle condizioni operative di 100 rpm e 25 litri al minuto*



**Figura 4.7** Tomogrammi piano 2, punto di loading, alle condizioni operative di 100 rpm e 25 litri al minuto



**Figura 4.8** Tomogrammi piano 3, punto di loading, alle condizioni operative di 100 rpm e 25 litri al minuto

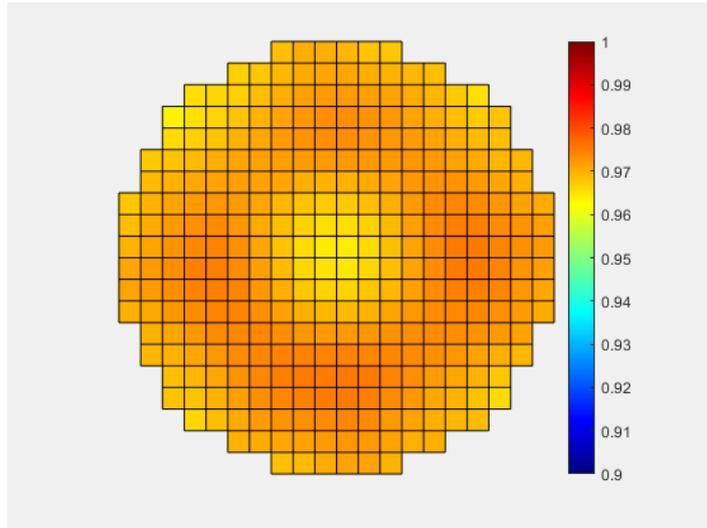
Aumentando, poi, la velocità fino a 200 rpm, si incontra il terzo regime di miscelazione, classificato come regime di completa ricircolazione, in cui la fase gassosa inizia a distribuirsi all'interno di tutto il reattore, interessando anche la zona al di sotto dell'agitatore. Nel piano di misura situato in basso, difatti, si nota la presenza di bolle di gas vicino la superficie esterna del reattore, ricircolate dalla girante, ma

nella zona più centrale si osserva la presenza solamente di fase liquida e ciò viene confermato dalla misurazione ottenuta con il tomografo.

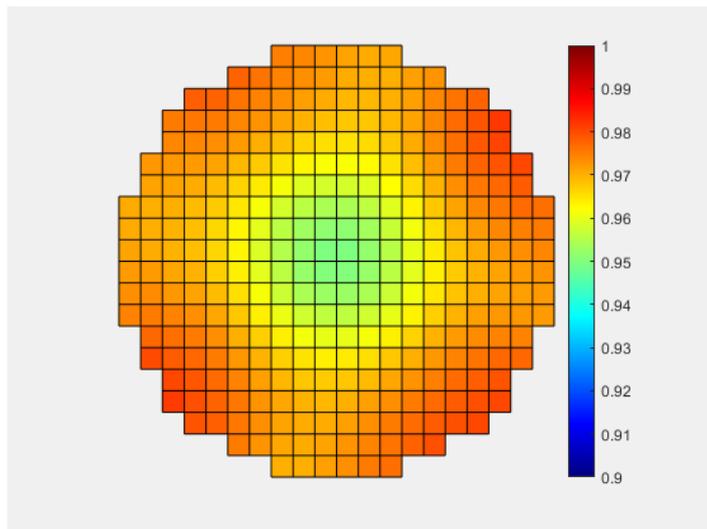
Contestualmente, è importante notare che dall'osservazione dei tomogrammi raccolti con lo strumento, la fase gassosa sembra non disperdersi omogeneamente lungo i tre piani di misura. Infatti, si nota una distribuzione non omogenea della conducibilità della miscela sul piano di misura dove è collocata la girante, causata, come già affermato per il regime di *loading*, dalla presenza della stessa. Si osserva, poi, una irregolarità della misura anche sul piano subito sopra l'agitatore. Questo comportamento si ritiene possa essere causato, come già visto, dalla quantità di aria risucchiata dalla miscela attraverso la superficie di interfaccia. Alle elevate velocità di agitazione della girante, infatti, una parte del gas, nel caso in oggetto aria, che si trova al di sopra del pelo libero del liquido, viene aspirata rimanendo quindi intrappolata all'interno della miscela. A causa di ciò, la conducibilità nelle zone più interne del reattore è minore a quella misurata lungo la parete, al contrario di quanto generalmente assunto.



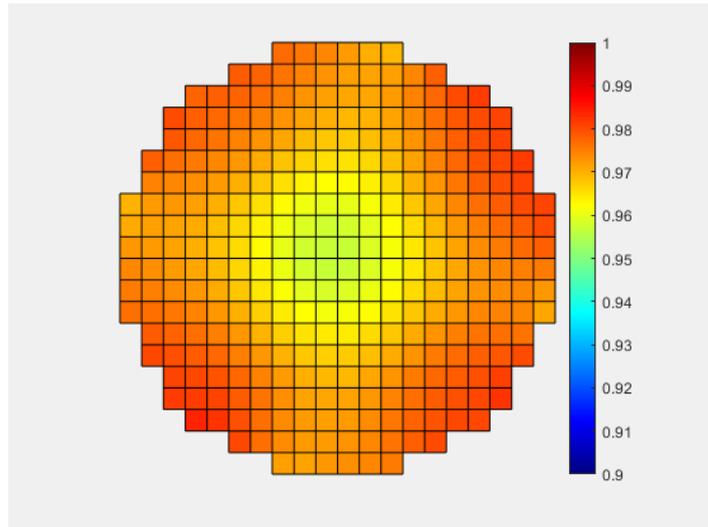
**Figura 4.9** Punto di ricircolazione completa: 200 rpm



*Figura 4.10 Tomogrammi piano 1, punto di completa ricircolazione alle condizioni operative di 200 rpm e 25 litri al minuto*



*Figura 4.11 Tomogrammi piano 2, punto di completa ricircolazione alle condizioni operative di 200 rpm e 25 litri al minuto*



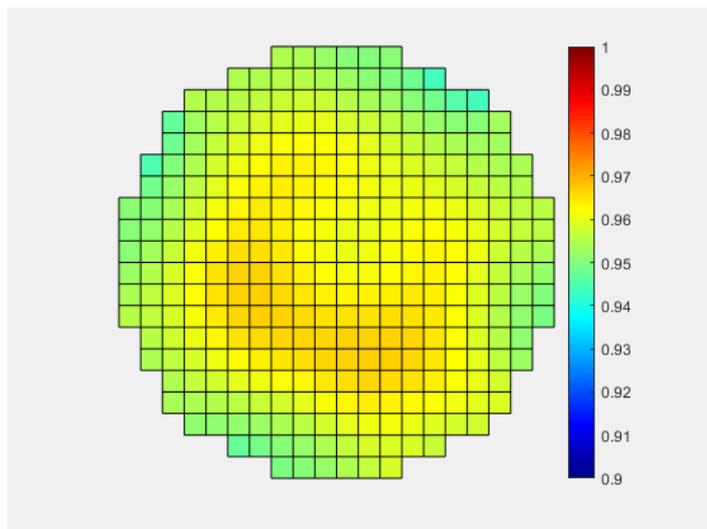
*Figura 4.12 Tomogrammi piano 3, punto di completa ricircolazione alle condizioni operative di 200 rpm e 25 litri al minuto*

Infine, se si incrementa ancora il numero di giri al minuto della girante, intorno ai 350 rpm si ottiene la fase di completa dispersione, in cui la fase gassosa è omogeneamente dispersa all'interno della fase liquida, in egual modo lungo tutto il reattore.

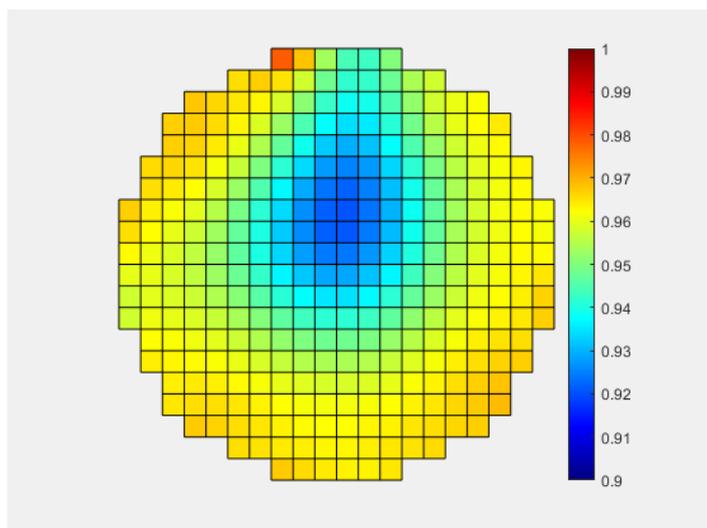
Analogamente al caso precedente, la conducibilità misurata dal tomografo al centro del piano 2 e del piano 3 è minore rispetto a quella misurata alle pareti del reattore, al contrario di quanto generalmente assunto, dato che ci troviamo nel regime di completa dispersione. La spiegazione si ritiene sia dovuta, anche in questa circostanza, alla presenza della girante, per il piano 2, ed alla quantità di aria risucchiata dalla miscela, ad elevate velocità di rotazione dell'agitatore, per il terzo piano di misura.



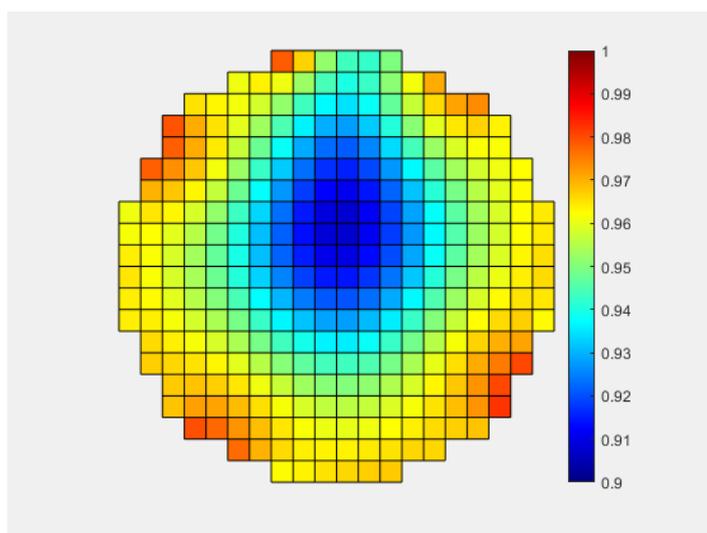
*Figura 4.13 Punto di completa dispersione: 350 rpm*



*Figura 4.14 Tomogrammi piano 1, punto di completa dispersione alle condizioni operative di 350 rpm e 25 litri al minuto*



**Figura 4.15** Tomogrammi piano 2, punto di completa dispersione alle condizioni operative di 350 rpm e 25 litri al minuto

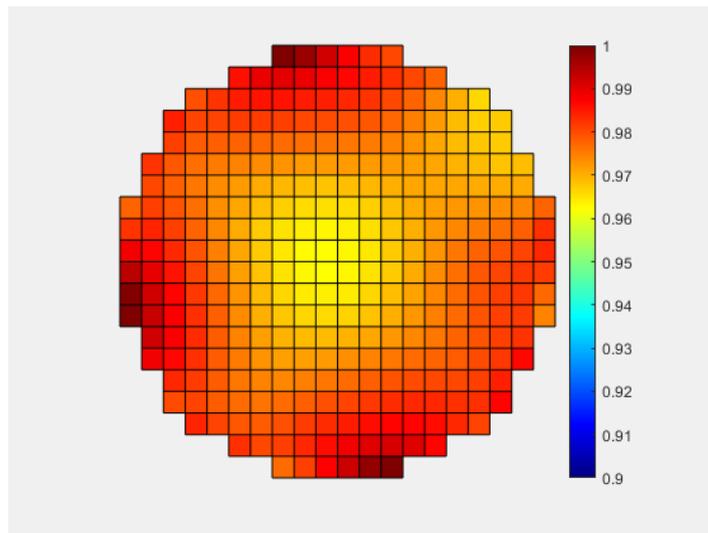


**Figura 4.16** Tomogrammi piano 3, punto di completa dispersione alle condizioni operative di 350 rpm e 25 litri al minuto

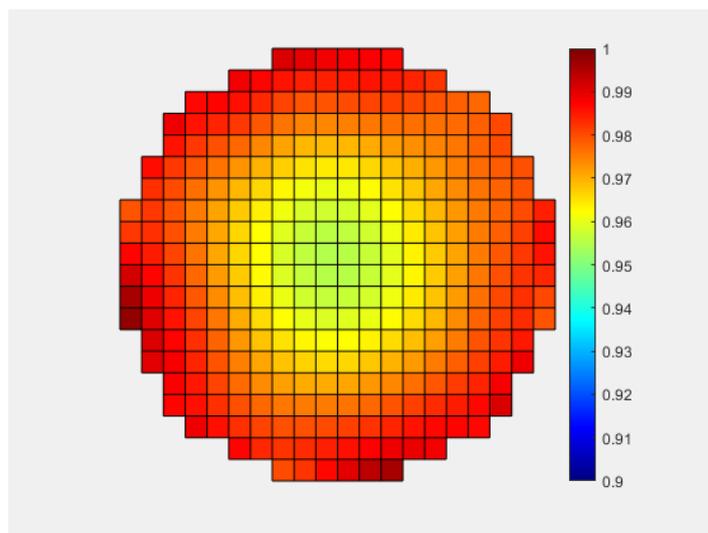
Analizzando i tomogrammi raccolti, si sono notate alcune differenze fra le misurazioni svolte con lo strumento e l'osservazione visiva. Per fornire una spiegazione riguardo la presenza di valori della frazione di gas maggiori in alcune zone del reattore, si è ipotizzato che questo comportamento sia dovuto alla presenza della girante che, a causa dalle elevate velocità di rotazione, aspira l'aria che si trova al di sopra della superficie di interfaccia. La portata di gas insufflata nel reattore, quindi, si somma alla

presenza di bolle d'aria risucchiate dalla superficie di interfaccia fra la miscela e la fase gassosa.

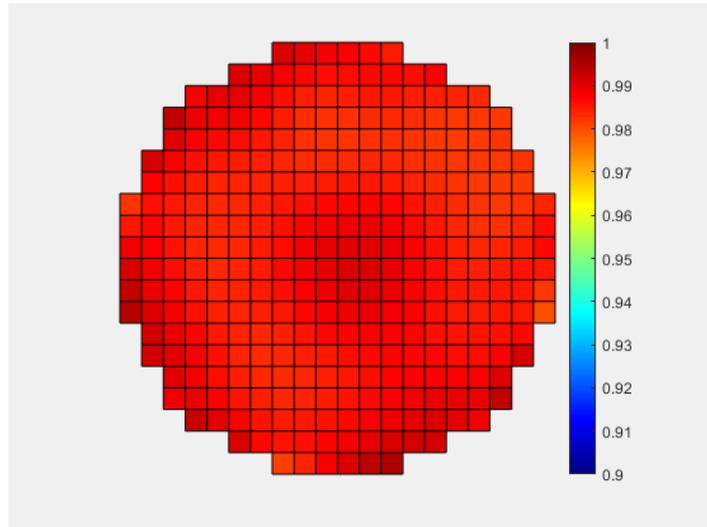
Per confermare, pertanto, la presenza di questo fenomeno si è condotta una nuova prova alle condizioni operative di 200 rpm e 25 litri al minuto, con un livello di liquido più alto rispetto alle prove fino ad ora svolte, innalzandolo fino a 0.65 metri. Aumentando, così, l'altezza del liquido all'interno del reattore, di circa 6 centimetri, si ottiene i seguenti tomogrammi:



*Figura 4.17 Tomogrammi piano 1, prova a 200 rpm e 25 litri al minuto con livello di liquido di 0.65 metri*



*Figura 4.18 Tomogrammi piano 2, prova a 200 rpm e 25 litri al minuto con livello di liquido di 0.65 metri*

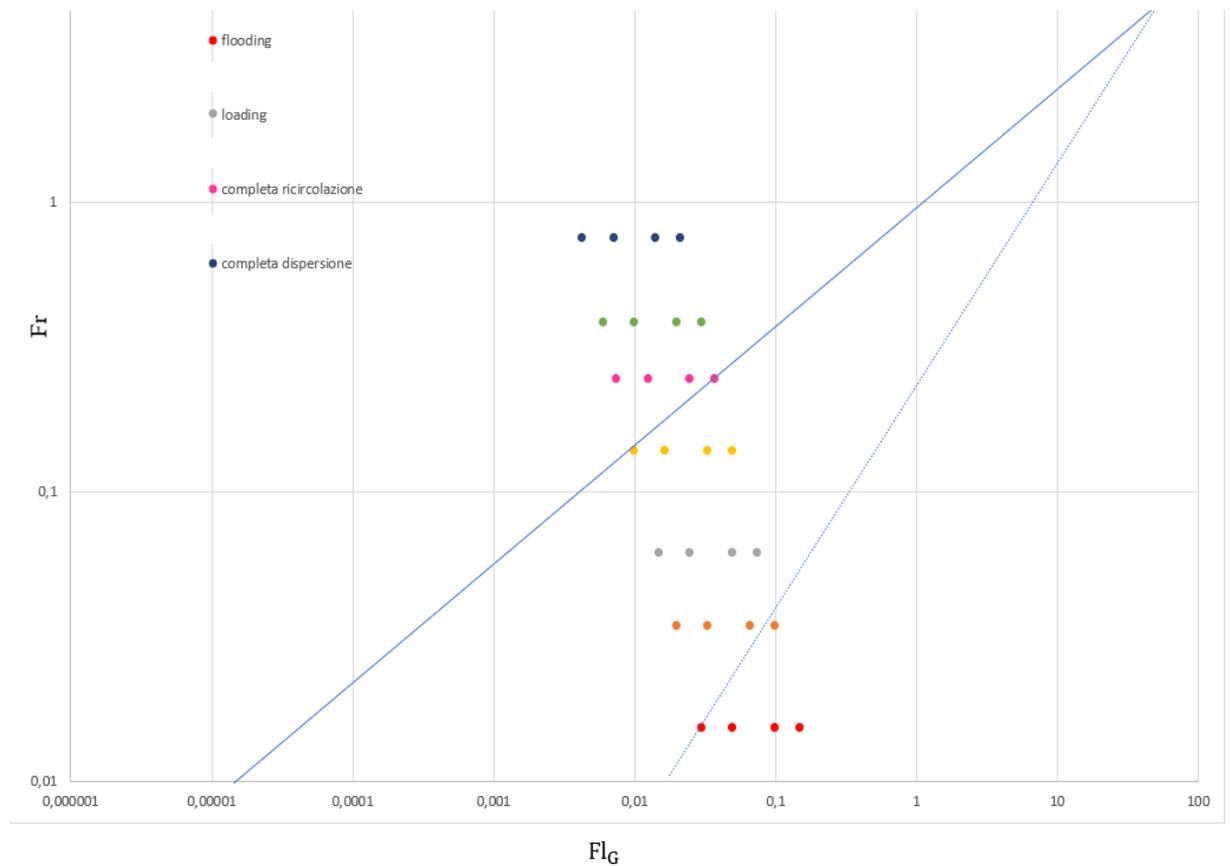


**Figura 4.19** Tomogrammi piano 3, prova a 200 rpm e 25 litri al minuto con livello di liquido di 0.65 metri

Dai tomogrammi raccolti per il piano 1 si evince che, per quanto riguarda la distribuzione di gas all'interno del liquido, l'aumento del livello di acqua all'interno del reattore non ha scaturito particolari differenze. Analizzando, invece, le immagini riguardanti il piano 2, dove è posizionato l'agitatore, si osserva di nuovo la presenza di una maggiore quantità di fase gassosa al centro del reattore, rispetto alle pareti. Ciò, come detto prima, si verifica a causa della presenza della girante, che provoca il ricircolo di una elevata quantità di fase gassosa al centro del reattore. È necessario evidenziare che i tomogrammi raccolti per il piano 3, in cui si vede una distribuzione omogenea della fase gassosa, differiscano da quanto visto in figura 4.12. Nelle prove sperimentali condotte a 200 rpm con il livello di liquido standard, ovvero a 0.59 metri, si ottiene infatti una conducibilità di miscela inferiore al centro dell'apparecchiatura, rispetto alle pareti, che si traduce in un maggiore *hold-up* di gas all'interno del reattore. Aumentando il livello di liquido questa anomalia scompare. Questa osservazione conferma che l'ingresso di aria dal pelo libero dell'acqua, che si aggiunge alla portata di gas insufflata attraverso lo *sparger*, è di assoluta importanza per la piena comprensione della fluidodinamica multifase in questo tipo di reattori.

## 4.2. Confronto fra *BT-6* e *Rushton*

Dopo l'identificazione dei vari regimi di miscelazione, si è proceduto nel fare un confronto fra le prestazioni della tipologia di agitatore preso in esame, la *BT-6*, e la più comunemente utilizzata girante *Rushton*. Per paragonare i due apparati, si sono riportate le prove svolte al variare della portata di gas e della velocità dell'agitatore, sulla mappa disegnata appositamente per la girante *Rushton*, mostrata di seguito:



**Figura 4.20** Mapa *BT-6* e linee di identificazione dei regimi di flusso per la girante *Rushton*

All'interno del grafico precedente, sono rappresentate le prove svolte durante l'attività di laboratorio, in funzione del *gas flow number*  $Fl_G$ , sull'asse delle ascisse mentre sull'asse delle ordinate si trova il Numero di Froude, che sono stati calcolati per ogni prova sperimentale, al variare della portata di gas e della velocità di agitazione della girante.

Nella Tabella 4.1, si elencano i due numeri adimensionali per la portata di gas di 15 litri al minuto, variando la frequenza dell'agitatore.

<b>N (rpm)</b>	<b>Fl<sub>G</sub></b>	<b>Fr</b>
50	0,0302	0,0152
75	0,02012	0,03424
100	0,0151	0,0609
150	0,1006	0,13698
200	0,0075	0,2435
250	0,00604	0,38049
350	0,0043	0,7458

**Tabella 4.1** Numero di Froude e gas flow number per le prove a 15 l/min

Si calcolano, poi, i due numeri adimensionali anche per le prove sperimentali svolte con portata di aria insufflata in fase liquida di 25 litri al minuto:

<b>N (rpm)</b>	<b>Fl<sub>G</sub></b>	<b>Fr</b>
50	0,0503	0,0152
75	0,03354	0,03424
100	0,0252	0,0609
150	0,01677	0,13698
200	0,01258	0,2435
250	0,01006	0,38049
350	0,0072	0,7458

**Tabella 4.2** Numero di Froude e gas flow number per le prove a 25 l/min

Si aumenta, adesso, la portata fino a 50 litri al minuto e si calcolano di nuovo il numero di Froude e il *gas flow number*:

<b>N (rpm)</b>	<b>Fl<sub>G</sub></b>	<b>Fr</b>
50	0,1006	0,0152
75	0,06708	0,03424
100	0,0503	0,0609
150	0,03354	0,13698
200	0,02516	0,2435
250	0,02012	0,38049
350	0,0144	0,7458

**Tabella 4.3** Numero di Froude e *gas flow number* per le prove a 50 l/min

Si lavora, infine, con una portata di aria di 75 litri al minuto, ottenendo i seguenti valori:

<b>N (rpm)</b>	<b>Fl<sub>G</sub></b>	<b>Fr</b>
50	0,1509	0,0152
75	0,10062	0,03424
100	0,0755	0,0609
150	0,05031	0,13698
200	0,0377	0,2435
250	0,03019	0,38049
350	0,0216	0,7458

**Tabella 4.4** Numero di Froude e *gas flow number* per le prove a 75 l/min

Per ogni portata di gas si sono condotte prove a 50, 100, 200 e 350 rpm, identificando quindi i quattro regimi di miscelazione elencati nel paragrafo precedente. Successivamente si sono individuate condizioni operative intermedie a cui sono state condotte prove sperimentali per analizzare il comportamento della miscela. In particolare, si è proceduto ad esaminare il sistema gas-liquido alle velocità di rotazione

della girante di 75, 150 e 250 rpm, individuando le transizioni fra i vari regimi di miscelazione.

Tali prove condotte nel reattore in cui è stata installata un agitatore di tipo *BT-6*, sono state riportate in figura 4.20, confrontando i regimi di miscelazione identificati nel sistema in esame, con quelli relativi ad una girante di tipo *Rushton*, individuati nella suddetta figura dalle linee tratteggiate, in modo da paragonare così, le prestazioni delle due tipologie di agitatori.

Osservando il grafico, si nota che diminuendo il *gas flow number* ed aumentando il Numero di Froude si ha la transizione dal regime di *flooding* a quello di completa ricircolazione per la girante *Rushton*.

Per i quattro regimi di miscelazione non si hanno particolari divergenze fra le prestazioni delle due giranti, difatti è possibile identificarli alle stesse condizioni operative.

Si notano, tuttavia, alcune differenze tra l'agitatore di tipo *Rushton* e quello in esame alle condizioni operative che individuano la transizione fra due regimi di miscelazione. Le prove sperimentali svolte alla velocità di rotazione di 75 rpm per una girante di tipo *BT-6*, indicate nel grafico precedente dai simboli di colore arancione, identificano, in particolare, la transizione fra i regimi di *flooding* e *loading*, in cui il gas inizia a distribuirsi uniformemente al di sopra della girante, al contrario invece di quanto si osserva dalla figura 4.20. Inoltre, dal grafico è possibile notare che, operando alle elevate portate di aria e velocità di agitazione di 75 rpm, la girante *Rushton* identifica ancora il regime di *flooding*, al contrario di quanto analizzato dai tomogrammi raccolti durante la misura svolta in un reattore con un agitatore di tipo *BT-6*, in cui la fase gassosa si inizia a distribuire uniformemente all'interno del reattore.

Analizzando, successivamente, la mappa di flusso sopra riportata, si osserva che, alle condizioni di 150 rpm e portate di 15, 25, 50 e 75 l/min, identificate in figura con i simboli di colore giallo, la girante opera ancora in regime di *loading*. Tuttavia, confrontando tale diagramma con i risultati ottenuti sperimentalmente utilizzando la girante *BT-6*, si evince che tale sistema opera in un regime transitorio tra il *loading* e la completa ricircolazione.

### 4.3. Voltaggi

L'obiettivo di questo lavoro di tesi, dopo aver individuato i regimi di miscelazione di un sistema gas-liquido agitato meccanicamente con una girante *BT-6*, consiste nel calcolare la frazione di gas dispersa nella fase liquida all'interno del reattore. Per compiere questa misurazione, si è utilizzata la tecnica sperimentale della tomografia a resistenza elettrica. Come già descritto nel capitolo precedente, lo strumento, dopo aver iniettato una corrente all'interno della miscela, misura una differenza di voltaggio. La frazione di gas dispersa in fase liquida dipende linearmente dalla conducibilità della sostanza, a cui è possibile risalire dalla misura del voltaggio.

Si è proceduto, all'inizio dell'attività di laboratorio, ad individuare la procedura ottimale da seguire per lo svolgimento delle prove sperimentali. Esaminando i dati raccolti durante l'acquisizione iniettando una corrente di 15 mA e confrontandoli con quelli ottenuti con un amperaggio di 75 mA, si osserva una differenza di voltaggio fra gli elettrodi maggiore quando si opera ad una corrente più bassa. Si è deciso, perciò, di operare ad una corrente di 15 mA poiché, secondo la teoria della *distinguishability* restituendo una differenza di voltaggio maggiore, la misurazione risulta più accurata, dal momento che è possibile riconoscere anche piccole variazioni di conducibilità.

Nello specifico, sono riportati nella seguente tabella il valore medio dei voltaggi, misurati su tre piani di misura, per le prove svolte a 15 litri al minuto che individuano i regimi di miscelazione, al variare della velocità di rotazione della girante:

<b>N (rpm)</b>	<b>Voltaggi (mV) a 15 mA</b>	<b>Voltaggi (mV) a 75 mA</b>
50	108,11	92,86
100	109,06	93,93
200	112,35	94,47
350	125,63	94,08

*Tabella 4.5 Voltaggi prove sperimentali svolte a 15 litri al minuto*

Dalla tabella precedente, si nota che il voltaggio medio misurato a 15 mA è maggiore di quello calcolato alla corrente più elevata. Lo stesso andamento si riscontra anche alla portata di gas di 25 litri al minuto per i regimi di miscelazione identificati:

<b>N (rpm)</b>	<b>Voltaggi (mV) a 15 mA</b>	<b>Voltaggi (mV) a 75 mA</b>
50	110,54	91,44
100	108,54	91,63
200	110,22	92,77
350	128,31	94,14

*Tabella 4.6 Voltaggi prove sperimentali svolte a 25 litri al minuto*

Si osserva anche in questo caso, che la differenza di voltaggio misurata lungo il reattore a 15 mA è maggiore rispetto a 75 mA. Questo comportamento viene confermato, infine, anche per le prove sperimentali svolte alla portata di aria di 50 e 75 litri al minuto, i cui valori si trovano nelle tabelle di seguito:

<b>N (rpm)</b>	<b>Voltaggi (mV) a 15 mA</b>	<b>Voltaggi (mV) a 75 mA</b>
50	110,16	92,12
100	109,61	96,12
200	114,29	96,88
350	129,37	99,55

*Tabella 4.7 Voltaggi prove sperimentali svolte a 50 litri al minuto*

<b>N (rpm)</b>	<b>Voltaggi (mV) a 15 mA</b>	<b>Voltaggi (mV) a 75 mA</b>
50	110,32	93,93
100	111,03	95,08
200	124,06	97,94
350	130,88	100,68

*Tabella 4.8 Voltaggi prove sperimentali svolte a 75 litri al minuto*

#### **4.4. Valutazione *hold-up* di gas**

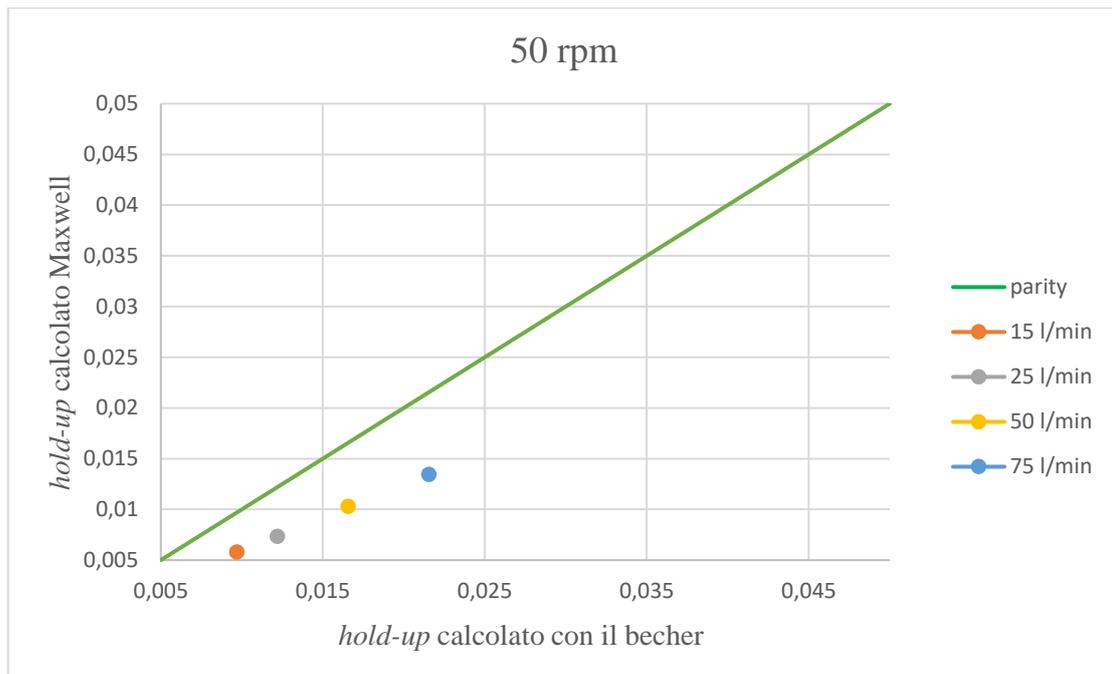
Durante il lavoro di laboratorio, si sono condotte prove sperimentali su un reattore agitato meccanicamente contenente una miscela di acqua e aria, al variare delle condizioni operative, alla corrente di 15 mA. In particolare, si è cambiata la portata di gas insufflata e la velocità di rotazione della girante, individuando, così, i regimi di miscelazione.

Per ogni prova si è proceduto, poi, al calcolo della frazione di gas presente all'interno della fase liquida, calcolata con la relazione di Maxwell, in funzione della conducibilità media della miscela ottenuta mediante la misurazione con il tomografo. Si è confrontato tale risultato con l'*hold-up* di gas misurato con il becher, che si misura, in realtà, in relazione all'*hold-up* di liquido. Per calcolare tale valore, si misura la quantità di liquido in uscita dal bocchello durante la misurazione, poiché l'iniezione di aria comporta un aumento del livello di liquido all'interno del reattore.

Dopodiché si sono comparate le prove sperimentali svolte alla stessa frequenza di rotazione della girante, variando la portata di gas all'interno del reattore, inserendole in un grafico che riporta il dato misurato con il becher, sull'asse delle ascisse, ed il dato calcolato con la formula di Maxwell, sull'asse delle ordinate.

##### **4.4.1. *Hold-up* di gas nel regime di *flooding***

Si riportano, di seguito, le prove condotte alla velocità fissata di 50 rpm, variando solamente la portata di gas insufflata nel reattore. Si nota che, anche modificando la quantità di aria in ingresso, si individua sempre il regime di *flooding* per tutte le portate considerate, alla frequenza di rotazione di 50 rpm. Nel seguente grafico si riportano, quindi, le prove sperimentali svolte per il regime di *flooding*, confrontando i valori di frazione di gas dispersa nel liquido calcolato con la relazione di Maxwell, con l'*hold-up* calcolato invece con il becher.



**Figura 4.21** Parity-plot a 50 rpm

Confrontando i valori della frazione di gas ottenuta dalla misura con il becher in ascissa, con la frazione di gas ottenuta tramite la tecnica della tomografia in ordinata, si nota una differenza sostanziale fra le due misure. Si riporta di seguito, infatti, l'errore sperimentale calcolato per le quattro prove, rispetto al dato misurato con il becher:

$Q_G$ (l/min)	Errore (%)	Hold-up calcolato con Maxwell	Hold-up calcolato con il becher
15	40	0,005798	0,00968
25	39,8	0,007346	0,01219
50	37,8	0,01031	0,01656
75	37,65	0,01344	0,02155

**Tabella 4.9** Errore sperimentale e hold-up per le prove sperimentali condotte a 50 rpm al variare della portata di gas

Nella condizione di *flooding*, i valori di *hold-up* di gas calcolati con i due metodi presentano un errore di circa il 40% per tutte le prove.

Analizzando il sistema preso in esame, si nota che a 50 rpm la fase gassosa non è composta da bolle sferiche, ma, al contrario, tendono ad avere una forma schiacciata.

A causa di questa particolarità, il dato calcolato con Maxwell differisce in modo così marcato dal dato del becher, in quanto la Legge di Maxwell fallisce nel campo di bolle ellissoidali.

Inoltre, come già illustrato nel capitolo 3, anche un altro aspetto influisce sulla misura del tomografo. Lo strumento, infatti, acquisendo il segnale attraverso elettrodi installati sulla superficie esterna del reattore, è molto più sensibile alla periferia dell'apparecchiatura, rispetto al centro. Quando la frazione di gas all'interno della fase liquida ha valori molto bassi, come succede nella situazione in esame, ovvero a 50 rpm, lo strumento presenta dei limiti nella misura e ciò influisce sull'affidabilità della tecnica della tomografia in questa condizione operativa. Per questo motivo, si è calcolato l'*hold-up* di gas utilizzando un altro algoritmo, che a differenza di quello utilizzato dal software *LBP*, come illustrato nel paragrafo 4.5.

#### 4.4.2. *Hold-up* di gas nel regime di *loading*

Alla velocità di agitazione della girante di 100 rpm si è, invece, individuato il regime di *loading*. Anche in questo caso, si sono condotte prove sperimentali al variare della portata di aria, per confrontare il dato di frazione di gas nella miscela calcolato con il tomografo e quello misurato invece con il becher.

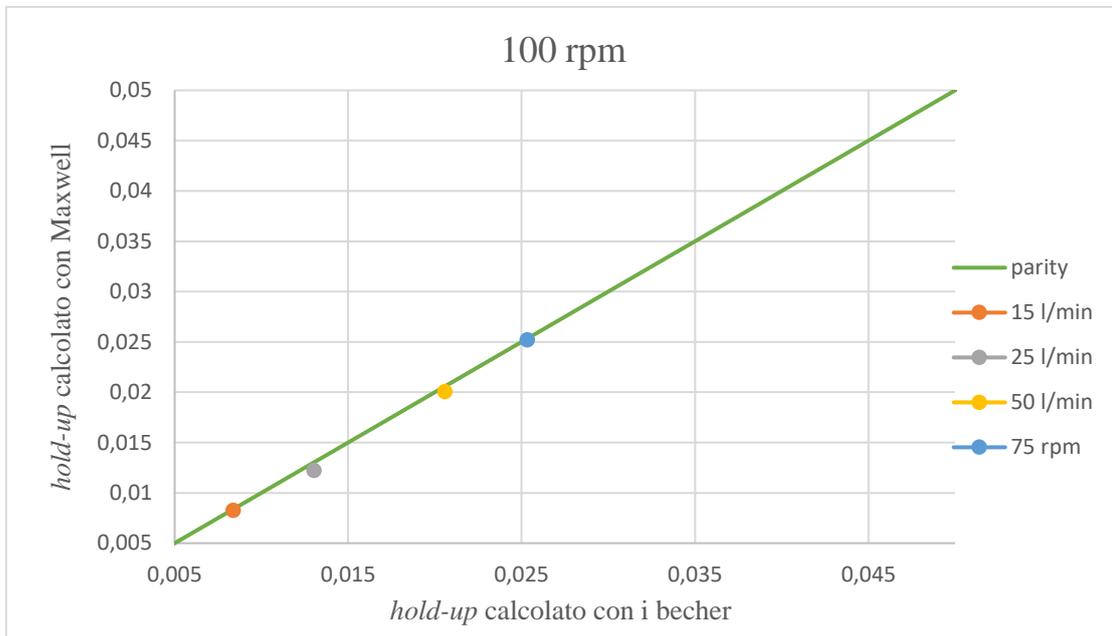
Si illustrano, di seguito, i rispettivi errori sperimentali al variare della portata di gas:

$Q_G$ (l/min)	Errore (%)	<i>Hold-up</i> calcolato con Maxwell	<i>Hold-up</i> calcolato con il becher
15	1,4	0,00826	0,00838
25	6,1	0,0122	0,01303
50	2,47	0,0201	0,0206
75	0,45	0,0252	0,0253

**Tabella 4.10** Errore sperimentale e *hold-up* per le prove sperimentali condotte a 100 rpm al variare della portata di gas

Come già visto nel paragrafo precedente, si riportano in un grafico le prove di laboratorio svolte a 15, 25, 50 e 75 litri al minuto, in funzione dell'*hold-up* di gas

calcolato con la Legge di Maxwell, utilizzando l'algoritmo non iterativo, ed in funzione del dato del becher.



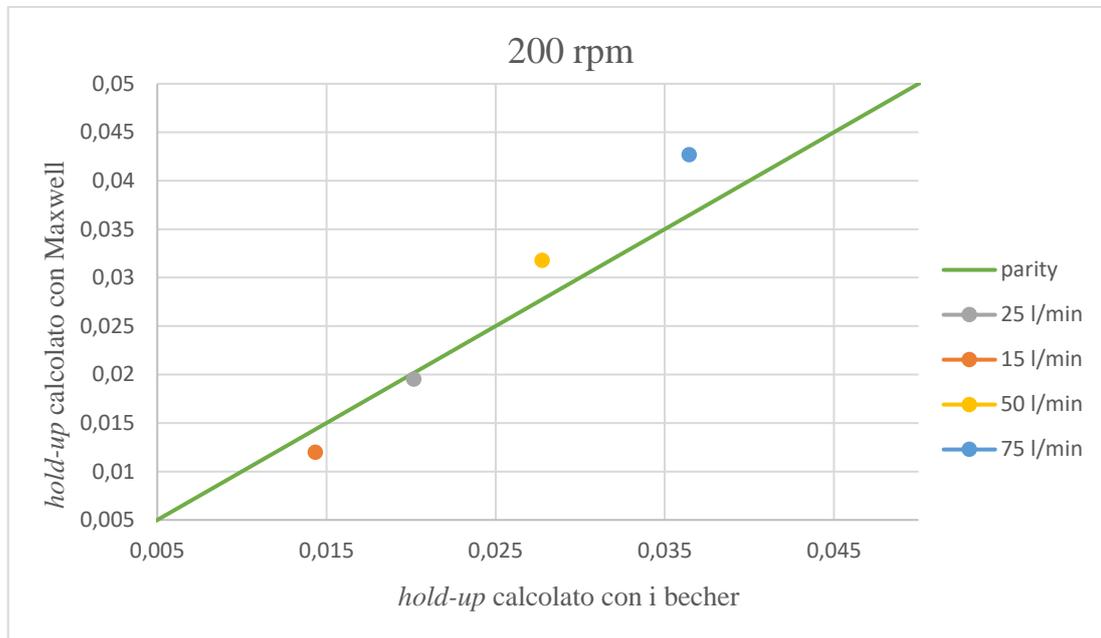
**Figura 4.22** Parity-plot a 100 rpm

Al punto di *loading* si osserva una coerenza fra i due metodi di calcolo della frazione di gas dispersa nel liquido. Il sistema è più stabile rispetto al punto di *flooding* studiato nel precedente paragrafo. Le bolle di gas, infatti, sono disperse omogeneamente sul piano di misura dove è collocato l'agitatore, il piano 2, e su quello appena sopra, il piano 3. Mentre, invece, sul piano di misura al di sotto della girante si osserva la presenza solo della fase liquida. Inoltre, la dimensione delle bolle diminuisce nel caso in esame, rispetto al regime di *flooding* e la superficie di interfaccia fra la miscela e l'aria è più stabile.

#### **4.4.3. Hold-up di gas nel regime di completa ricircolazione**

Anche per le prove sperimentali a 200 rpm, la procedura è la stessa. Si tiene fissata la velocità modificando, invece, la portata di aria in ingresso nella fase liquida. Alla velocità di rotazione dell'agitatore di 200 rpm si individua il regime di completa ricircolazione, in cui la fase gassosa viene ricircolata alla girante e si ha presenza di bolle d'aria anche sul piano 1. Si illustrano, di seguito, i valori di *hold-up* di gas e di

errore sperimentale calcolato rispetto al dato misurato dal becher, per le varie prove di laboratorio.



**Figura 4.23** Parity-plot a 200 rpm

$Q_G$ (l/min)	Errore (%)	Hold-up calcolato con Maxwell	Hold-up calcolato con il becher
15	16,34	0,01199	0,014335
25	3,14	0,01953	0,020168
50	14,67	0,03181	0,027739
75	17,17	0,042699	0,03644

**Tabella 4.11** Errore sperimentale e hold-up per le prove sperimentali condotte a 200 rpm al variare della portata di gas

Dal grafico in figura 4.23, si osserva che il valore di frazione di gas dispersa nel liquido calcolato con i due metodi coincide per le prove svolte a 25 litri al minuto, ma non possiamo dire la stessa cosa per le altre prove.

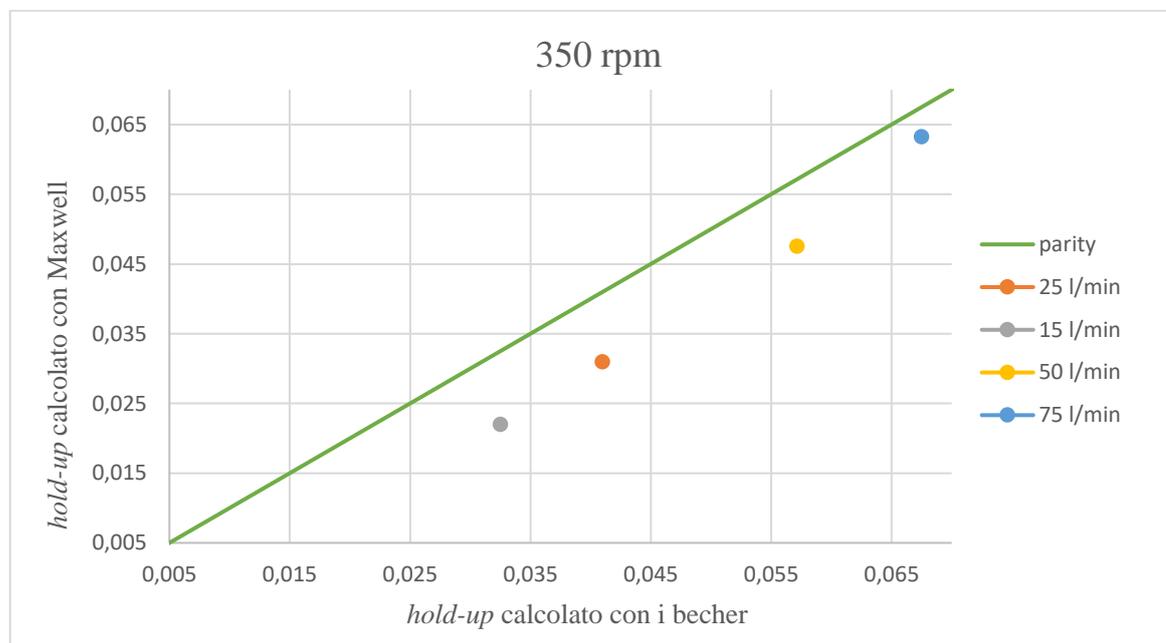
In queste condizioni operative, inoltre, vi è una caratteristica non ancora riscontrata prima d'ora. Alle elevate portate di gas, 50 e 75 litri al minuto, il dato misurato con il becher è inferiore a quello calcolato con la Legge di Maxwell mediante il software non iterativo, al contrario di quanto visto fino ad ora. La spiegazione di questo fenomeno,

si ritiene sia legata alla quantità di aria risucchiata dalla miscela, in condizioni di elevate velocità di agitazione della girante.

#### 4.4.4. *Hold-up* di gas nel regime di completa dispersione

Infine, si sono svolte le prove nel regime di completa dispersione, al variare della portata di gas. In questa condizione si osserva una distribuzione omogenea della fase gassosa all'interno del liquido, lungo tutto il reattore.

Di seguito sono riportati gli *hold-up* di gas calcolati con il becher, rispetto alla frazione di gas dispersa misurata con il tomografo e i relativi errori sperimentali:



**Figura 4.24** Parity-plot a 350 rpm

$Q_G$ (l/min)	Errore (%)	<i>Hold-up</i> calcolato con Maxwell	<i>Hold-up</i> calcolato con il becher
15	32,36	0,02197	0,03249
25	24,44	0,03095	0,04096
50	16,83	0,04753	0,05715
75	6,24	0,06327	0,06749

**Tabella 4.12** Errore sperimentale e *hold-up* per le prove sperimentali condotte a 350 rpm al variare della portata di gas

Dalla misura svolta con il tomografo si nota che l'errore sperimentale diminuisce per le elevate portate. Esaminando, poi, il reattore dall'esterno alla condizione operativa di 350 rpm e 15 litri al minuto, si osserva una instabilità del pelo libero della miscela in cui si ha la presenza di onde elevate, che quindi si ritiene sia la causa di un sovradimensionamento del valore ottenuto con il becher. Al contrario, quando si opera con portate elevate, come ad esempio 75 litri al minuto, il livello della superficie di interfaccia fra la miscela e l'aria sovrastante si mantiene costante.

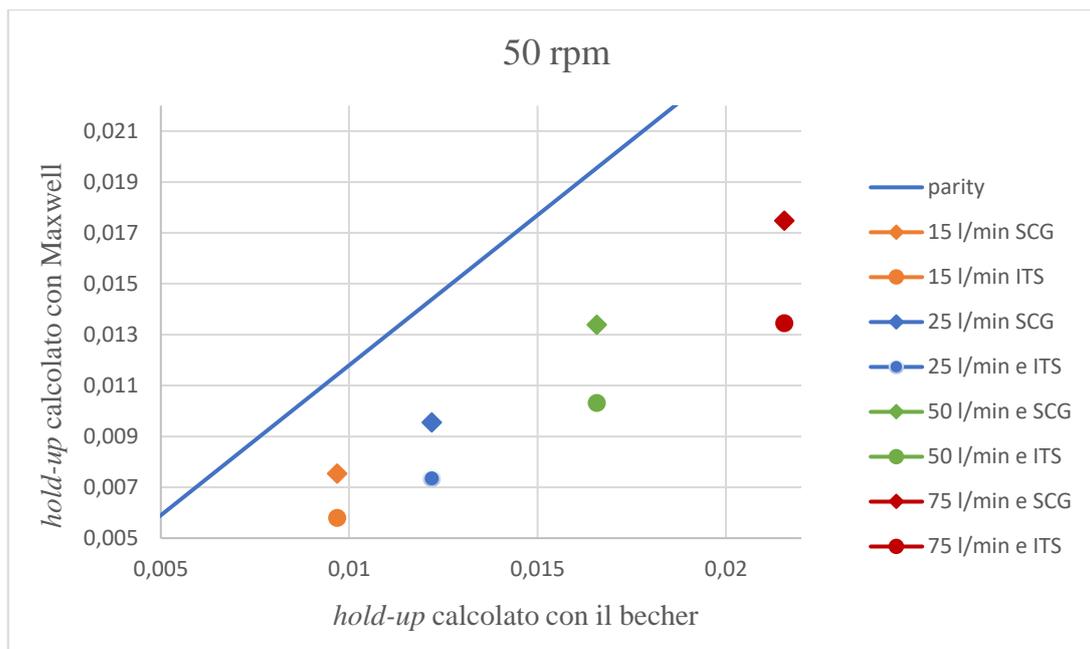
#### **4.5. Analisi dei dati con metodo iterativo**

Nella tecnica della tomografia, una volta terminata l'acquisizione si procede alla ricostruzione dell'immagine. Per determinare la distribuzione della conducibilità sul piano di misura per le prove sopra riportate, si è utilizzato il software *LBP* rilasciato dall'*Industrial Tomography Systems (ITS)*.

Si notano alcune prove sperimentali in cui vi è una differenza elevata fra il dato calcolato con la relazione di Maxwell ed il dato misurato manualmente con il becher. Perciò, si valuta la distribuzione della conducibilità sul piano di misura operando con un software iterativo, al contrario di quello utilizzato fino ad ora. Si calcola, quindi, l'*hold-up* di gas della miscela in funzione dei valori di conducibilità derivanti dalla ricostruzione dei tomogrammi in modo iterativo a partire dai dati grezzi, ottenuta con il software *SCG (Sensitivity Conjugate Gradient)*.

##### **4.5.1. Applicazione del metodo iterativo al regime di *flooding***

Attraverso l'utilizzo del software *SCG*, si è ottenuto un valore diverso dell'*hold-up* di gas calcolato con la Legge di Maxwell, molto più vicino al dato del becher, rispetto al valore ottenuto con l'utilizzo, invece, del software *LBP* non iterativo, come illustrato dal grafico seguente.



**Figura 4.25** Parity-plot a 50 rpm, confronto fra SCG e LBP

Nel grafico in figura 4.25, si sono riportati i valori di *hold-up* di gas calcolati con la Legge di Maxwell per le quattro portate di gas prese in esame, sia con l’algoritmo non iterativo utilizzato dal software LBP, sia con il metodo iterativo utilizzato dall’SCG, tenendo fissato invece il dato del becher.

In particolare, nella seguente tabella sono riportati gli errori sperimentali per le rispettive prove, calcolati con entrambi i software:

<b>Q<sub>G</sub> (l/min)</b>	<b>Errore SCG (%)</b>	<b>Errore LBP (%)</b>
15	22,18	40
25	21,74	39,8
50	19,24	37,8
75	18,92	37,65

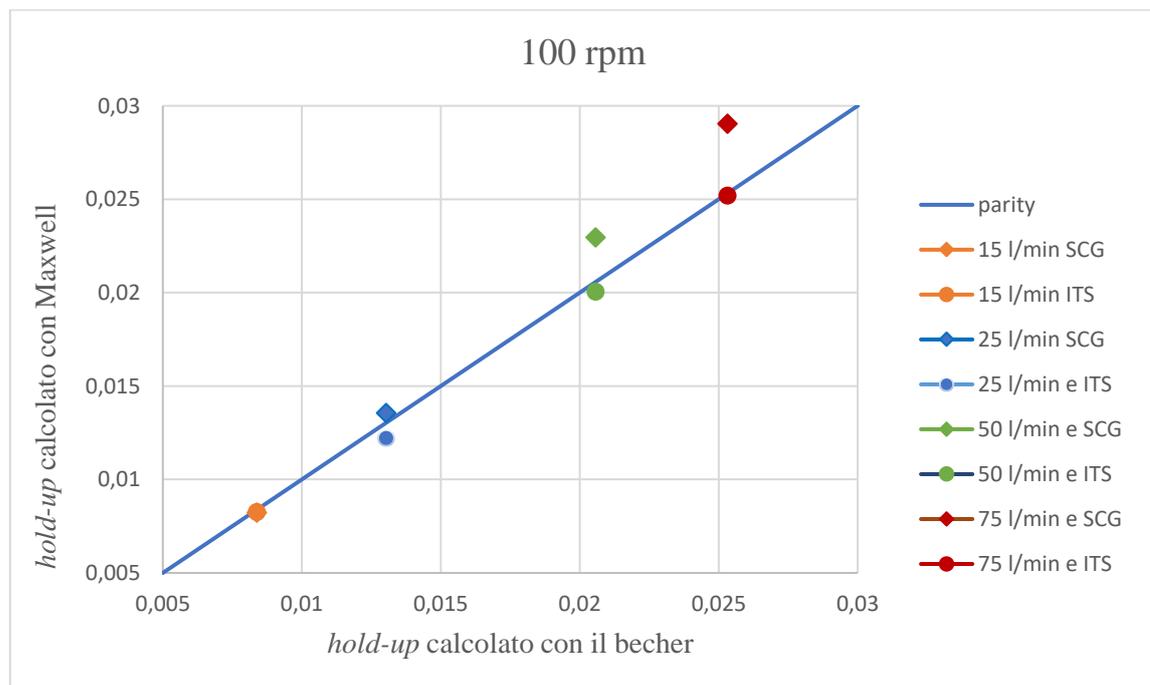
**Tabella 4.13** Errore sperimentale per le prove a 50 rpm, con software SCG

Confrontando, quindi, i valori sopra riportati in tabella, si osserva che, operando con l’algoritmo iterativo utilizzato con il software SCG, l’errore sperimentale fra il dato misurato con il becher e quello calcolato con la relazione di Maxwell si dimezza rispetto all’errore che si ottiene calcolando la frazione di gas dispersa nel liquido, con il software LBP. Da questo risultato si evince che per le prove sperimentali svolte a

basse velocità, il software *LBP* restituisce un risultato meno accurato rispetto al metodo iterativo.

#### 4.5.2. Applicazione del metodo iterativo al regime di *loading*

Anche nel caso delle prove sperimentali svolte a 100 rpm, si confrontano i dati ottenuti con i due algoritmi diversi proposti dall'*Industrial Tomography Systems (ITS)*. Al contrario di quanto visto per il regime di *flooding*, al punto di *loading* la distribuzione di gas nella fase liquida ottenuta con la relazione di Maxwell ha un andamento molto simile ai dati raccolti tramite la misurazione con il becher, come si evince dal grafico 4.22 nel paragrafo 4.4.2. Di seguito, si confrontano i valori di frazione di gas dispersa nel liquido calcolati con i due software.



**Figura 4.26** Parity-plot a 100 rpm, confronto fra SCG e LBP

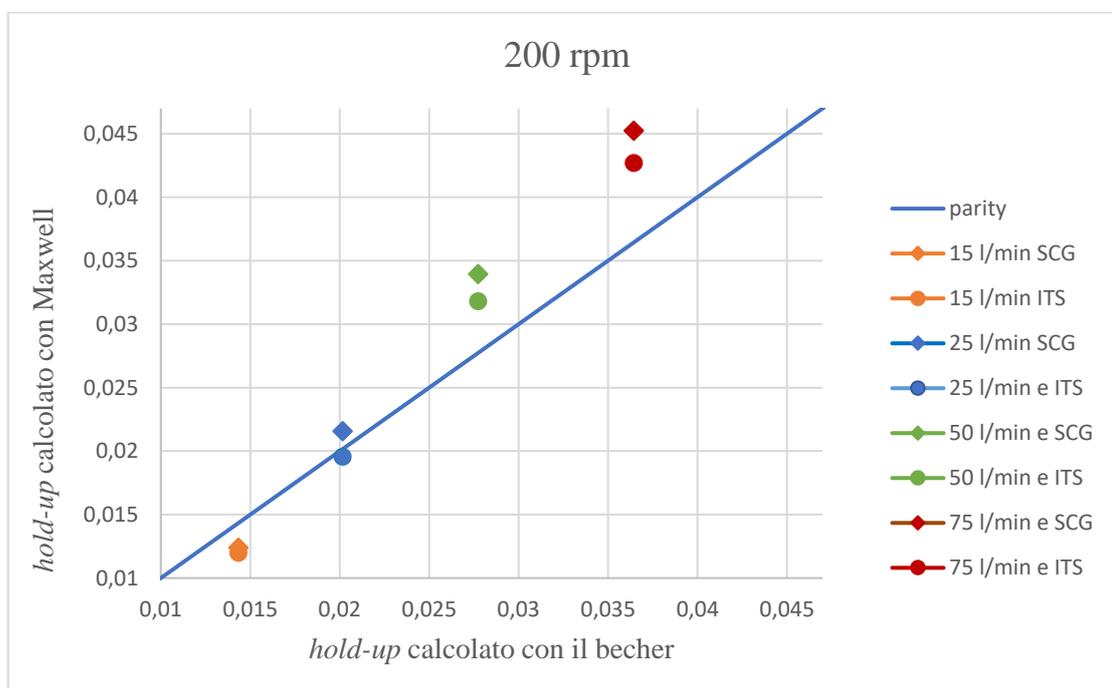
Dal grafico 4.26 risulta evidente che nel caso di regime di *loading* il metodo non iterativo restituisce un risultato più accurato rispetto al metodo iterativo. Questo comportamento è confermato anche dalla misura dell'errore sperimentale calcolato per i valori rilasciati da entrambi gli algoritmi.

$Q_G$ (l/min)	Errore SCG (%)	Errore LBP (%)
15	1,71	1,38
25	4,03	6,1
50	11,81	2,5
75	14,69	0,45

**Tabella 4.14** Errore sperimentale per le prove a 100 rpm, con software SCG

### 4.5.3. Applicazione del metodo iterativo al regime di completa ricircolazione

Come già visto per i regimi di miscelazione di *flooding* e *loading*, si procede al calcolo degli *hold-up* di gas paragonando, anche in questo caso, i valori ottenuti con il software *LBP* con quelli calcolati con il metodo iterativo utilizzato dal software *SCG*.



**Figura 4.27** Parity-plot a 200 rpm, confronto fra SCG e LBP

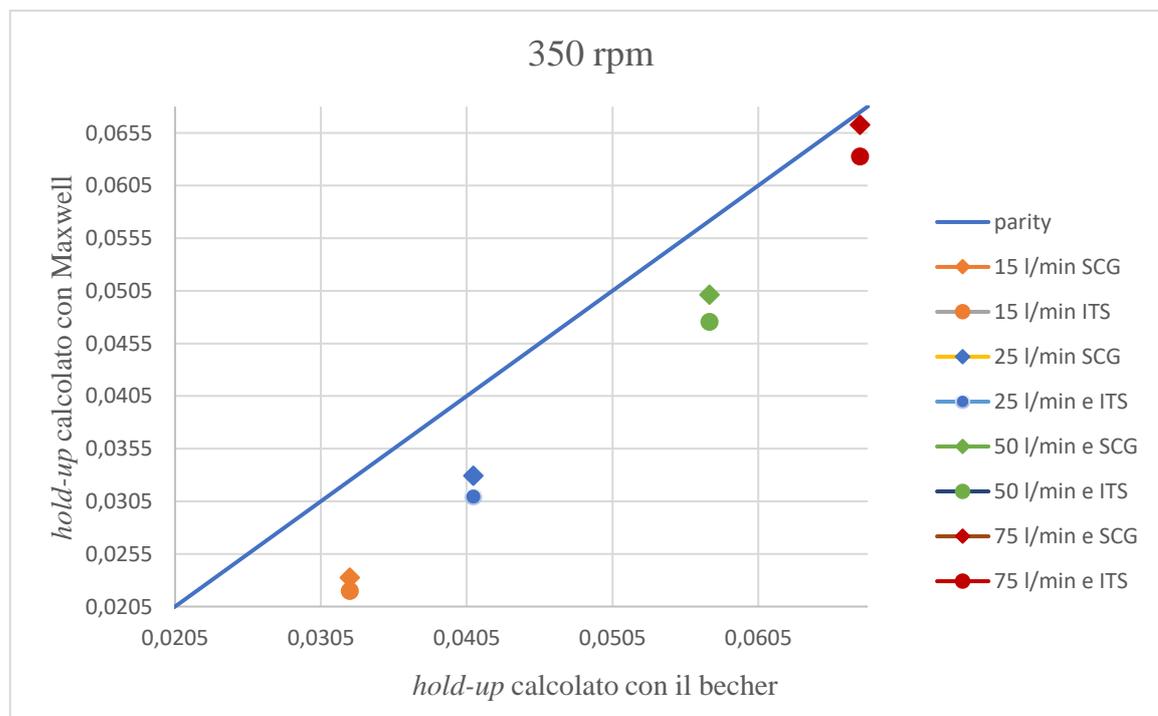
$Q_G$ (l/min)	Errore SCG (%)	Errore LBP (%)
15	13,63	16,34
25	6,94	3,14
50	22,36	14,67
75	24,12	17,16

**Tabella 4.15** Errore sperimentale per le prove a 200 rpm, con software SCG

Contrariamente a quanto visto fino ad ora, l'errore di misura del valore calcolato con la relazione di Maxwell rispetto alla misura del becher diminuisce utilizzando i dati raccolti con il software *LBP*, eccetto alle basse portate. Complessivamente, però, non si hanno grandi differenze fra gli *hold-up* calcolati con i due algoritmi differenti.

#### 4.5.4. Applicazione del metodo iterativo al regime di completa dispersione

Infine, si adotta lo stesso procedimento anche per le misure svolte nel regime di completa dispersione, ovvero alla velocità di rotazione di 350 rpm. Di seguito, si mostrano i valori della frazione di gas dispersa in fase liquida, calcolati con entrambi i metodi.



**Figura 4.28** Parity-plot a 350 rpm, confronto fra SCG e LBP

<b>Q<sub>G</sub> (l/min)</b>	<b>Errore SCG (%)</b>	<b>Errore LBP (%)</b>
15	28,41	32,35
25	19,61	24,43
50	12,28	16,83
75	1,82	6,24

**Tabella 4.16** Errore sperimentale per le prove a 350 rpm, con software SCG

Analogamente a quanto visto per il punto di *flooding*, il metodo iterativo restituisce valori più vicini al dato misurato con il becher, rispetto all'algoritmo utilizzato dal software *LBP*. Si osserva, inoltre, che in entrambi i casi aumentando la portata di aria insufflata nel reattore, l'errore sperimentale diminuisce.

#### **4.6. Transizione di regime**

Durante l'attività di laboratorio si sono identificati i regimi di miscelazione calcolando, per ognuno di questi, la frazione di gas distribuita all'interno della fase liquida, variando la portata di aria dispersa all'interno del liquido e la velocità di rotazione della girante.

Successivamente, si è proceduto all'individuazione delle condizioni operative in cui avvengono le transizioni di regime, confrontando le analisi condotte con il tomografo all'investigazione visiva, esaminando, quindi, la miscela composta da acqua ed aria dall'esterno del reattore.

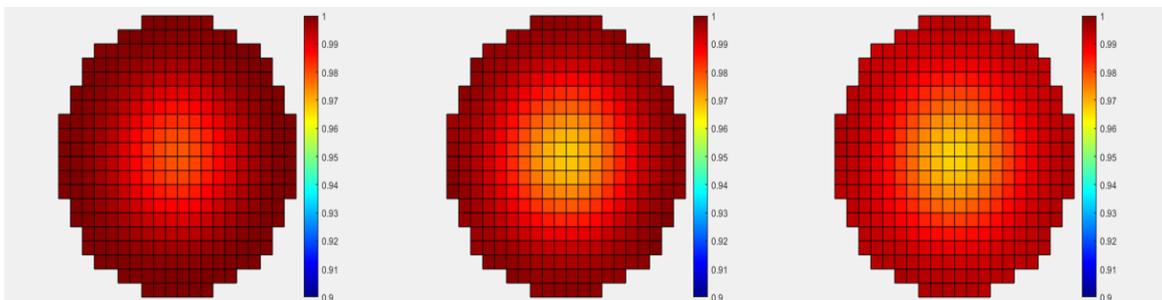
Operativamente, partendo dalla velocità di 50 rpm in cui si identifica il regime di *flooding*, si è proceduto ad aumentare la frequenza di rotazione della girante, mantenendo costante la portata di aria iniettata all'interno del reattore. Si sono individuate, in questo modo, le transizioni fra i quattro regimi di miscelazione identificati nei paragrafi precedenti, osservando il comportamento della sostanza al variare delle condizioni operative.

#### 4.6.1 Transizione fra i regimi di *flooding* e *loading*

Partendo dalla condizione operativa di 50 rpm e 25 litri al minuto ed aumentando la velocità di agitazione della girante, tenendo fissata, però, la portata di gas insufflata nel reattore, si è individuata, visivamente, la situazione di transizione fra il regime di *flooding* e quello di *loading* alla velocità di rotazione dell'agitatore di 75 rpm.

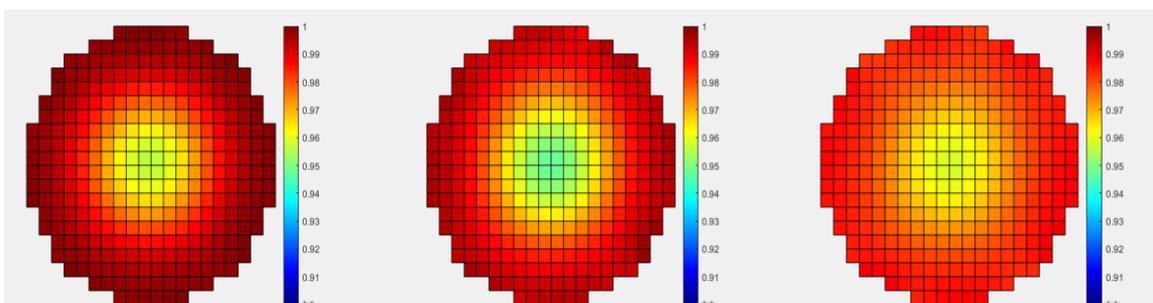
Una volta individuate le condizioni operative in cui la fase gassosa non si trova più solo al centro del reattore, lungo l'albero, ma inizia ad espandersi verso le pareti dell'apparecchiatura, si procede all'acquisizione con il tomografo, che conferma ciò che è stato osservato con l'investigazione visiva.

In particolare, con il software *MATLAB*, si sono ricostruite le immagini con i valori di conducibilità della miscela raccolti dai sensori collocati sui tre piani di misura. Di seguito, si riportano i tomogrammi acquisiti dallo strumento per il piano 1 di misura, situato al di sotto della girante, in cui è possibile osservare la transizione fra i due regimi. A sinistra si osservano i tomogrammi raccolti per la condizione operativa di *flooding*, ovvero a 50 rpm, a destra si osservano i dati relativi al regime di *loading*, con velocità di rotazione di 100 rpm, mentre al centro si ha la prova condotta a 75 rpm e 25 litri al minuto.

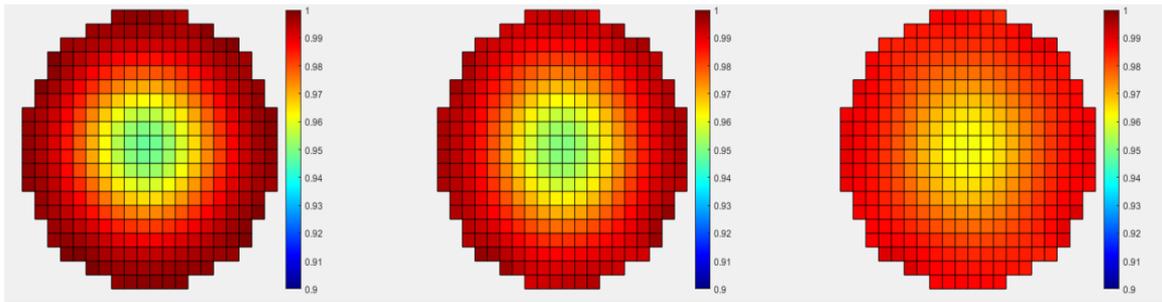


**Figura 4.29** Transizione di regime tra *flooding* e *loading*, piano 1

Si illustrano, poi, i dati acquisiti anche per il secondo ed il terzo piano di misura:



**Figura 4.30** Transizione di regime tra *flooding* e *loading*, piano 2



**Figura 4.31** Transizione di regime tra *flooding* e *loading*, piano 3

Dai tomogrammi illustrati si nota che aumentando la frequenza di agitazione della girante, la colonna di gas che si trova al centro del reattore per il regime di *flooding*, si espande, andando ad occupare anche la zona più vicina alla parete dell'apparecchiatura. Nel piano di misura posto al di sotto della girante non si notano differenze significative, si osserva la presenza di una maggiore quantità di gas vicino allo *sparger*. La spiegazione riguardo fenomeno è possibile che sia legata alla maggiore velocità di rotazione dell'agitatore, la quale attira al centro del reattore una maggiore quantità di aria.

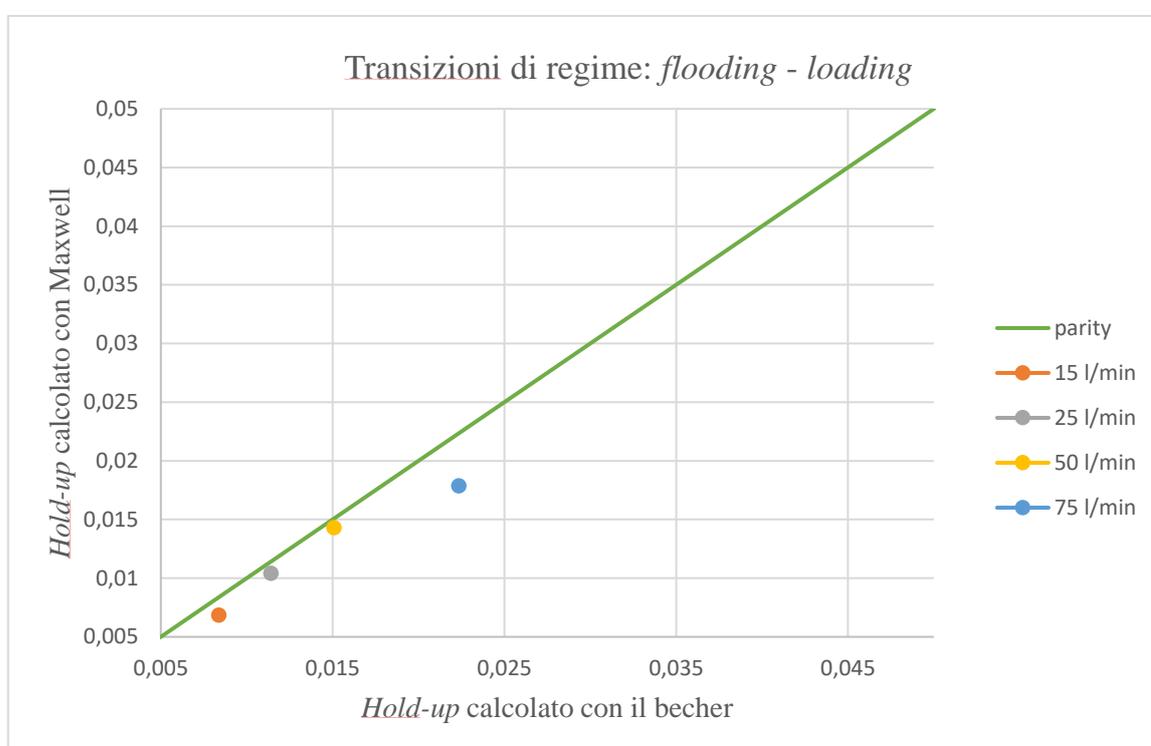
Le immagini raccolte per il secondo ed il terzo piano di misura, al contrario, mostrano una differenza sostanziale fra le tre condizioni operative. Per la prova sperimentale condotta a 50 rpm, infatti, si osserva un valore di conducibilità vicino a 1 mS/cm vicino alle pareti del reattore, che denotano quindi una forte presenza solo della fase liquida. Aumentando, invece, la velocità di rotazione, il valore di conducibilità decresce non solo al centro del reattore, ma anche nelle zone più esterne.

Adottando lo stesso procedimento anche per le prove svolte alle portate di 15, 50 e 75 litri al minuto, si individua, di nuovo, la transizione fra il regime di ingolfamento ed il regime di *loading* alla velocità di 75 rpm. Si riportano in appendice i tomogrammi relativi alle prove condotte alle portate di 15, 50 e 75 litri al minuto.

Si illustrano, di seguito i valori di *hold-up* calcolato con il becher e quello determinato con la relazione di Maxwell per le quattro portate ed i rispettivi errori sperimentali alla velocità di 75 rpm.

$Q_G$ (l/min)	Errore (%)	Hold-up calcolato con Maxwell	Hold-up calcolato con il becher
15	18,38	0,006938	0,008377
25	8,61	0,01042	0,0114
50	5,18	0,0143	0,01508
75	20,06	0,0179	0,02234

**Tabella 4.17** Errore sperimentale e hold-up per le prove sperimentali condotte a 75 rpm al variare della portata di gas



**Figura 4.32** Transizione di regime fra flooding e loading

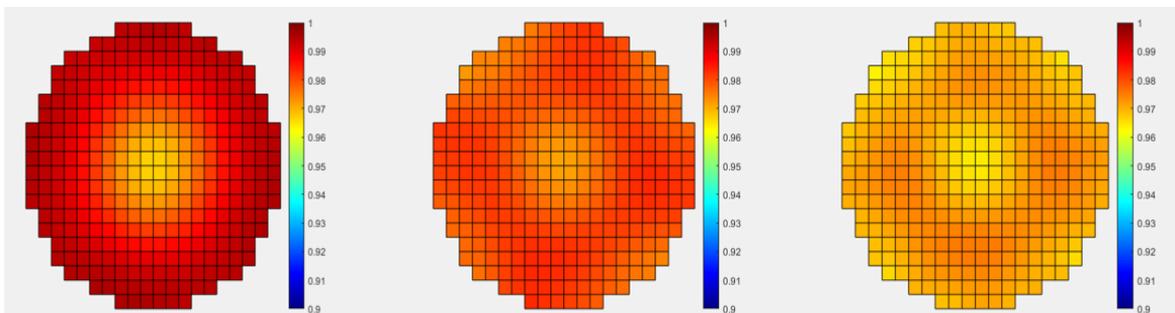
Dai valori sopra riportati, si nota che l'errore sperimentale diminuisce fortemente per le prove condotte alle portate intermedie. Alle condizioni estreme, a 15 e 75 litri al minuto, il valore calcolato con il becher differisce in modo più significativo, rispetto alle portate intermedie, da quello calcolato invece con la relazione di Maxwell.

#### 4.6.2. Transizione fra i regimi di *loading* e completa ricircolazione

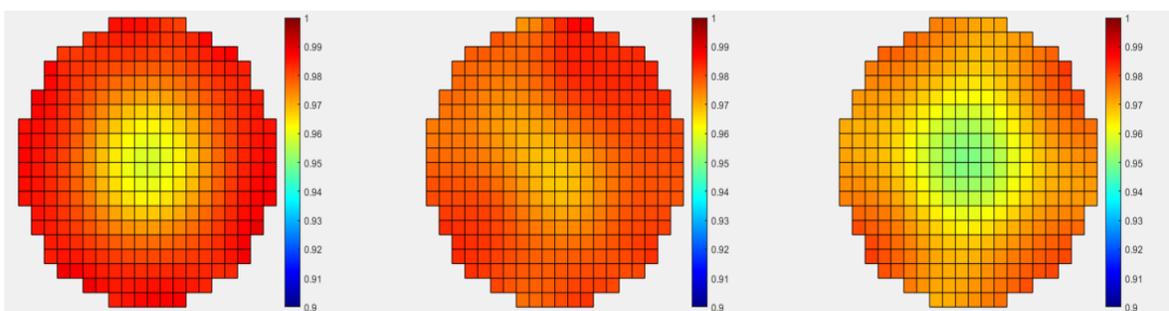
Si adotta lo stesso procedimento condotto per l'identificazione della transizione fra il regime di ingolfamento e quello di *loading*, individuando, in questo caso, come situazione di partenza la condizione operativa di 100 rpm e 25 litri al minuto. Aumentando la velocità di agitazione della girante, a 150 rpm si osserva visivamente dall'esterno del reattore la transizione tra i regimi di *loading* e quello di completa ricircolazione. A partire da questa condizione operativa, infatti, la fase gassosa inizia ad occupare anche il piano di misura collocato al di sotto della girante, a differenza del regime di *loading* in cui si osserva solo fase liquida.

Una volta individuata la velocità a cui condurre la prova sperimentale, si procede all'acquisizione delle immagini con lo strumento, per confrontare la misurazione condotta con il tomografo, con ciò che è possibile osservare visivamente.

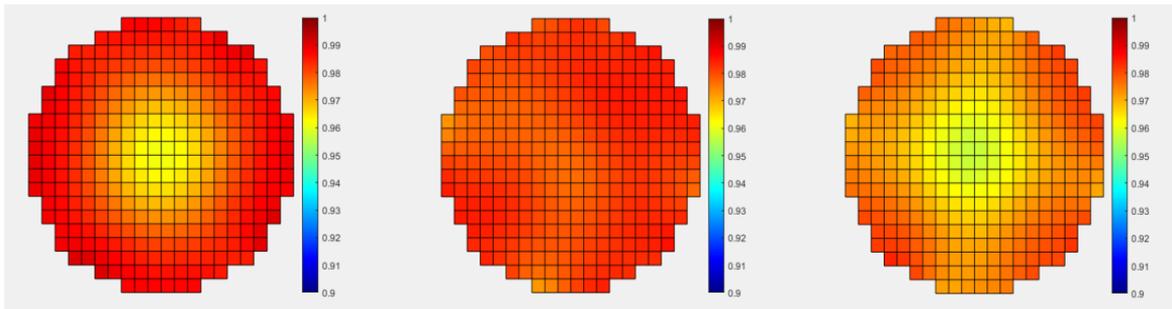
Si illustrano, di seguito, i tomogrammi relativi al piano di misura collocato al di sotto della girante, in cui, a sinistra, si riproducono le immagini relative al regime di *loading*, al centro, invece, si osserva la transizione tra i due regimi e a destra si avranno le acquisizioni relative al regime di completa ricircolazione.



*Figura 4.33* Transizione di regime tra *loading* e completa ricircolazione, piano 1



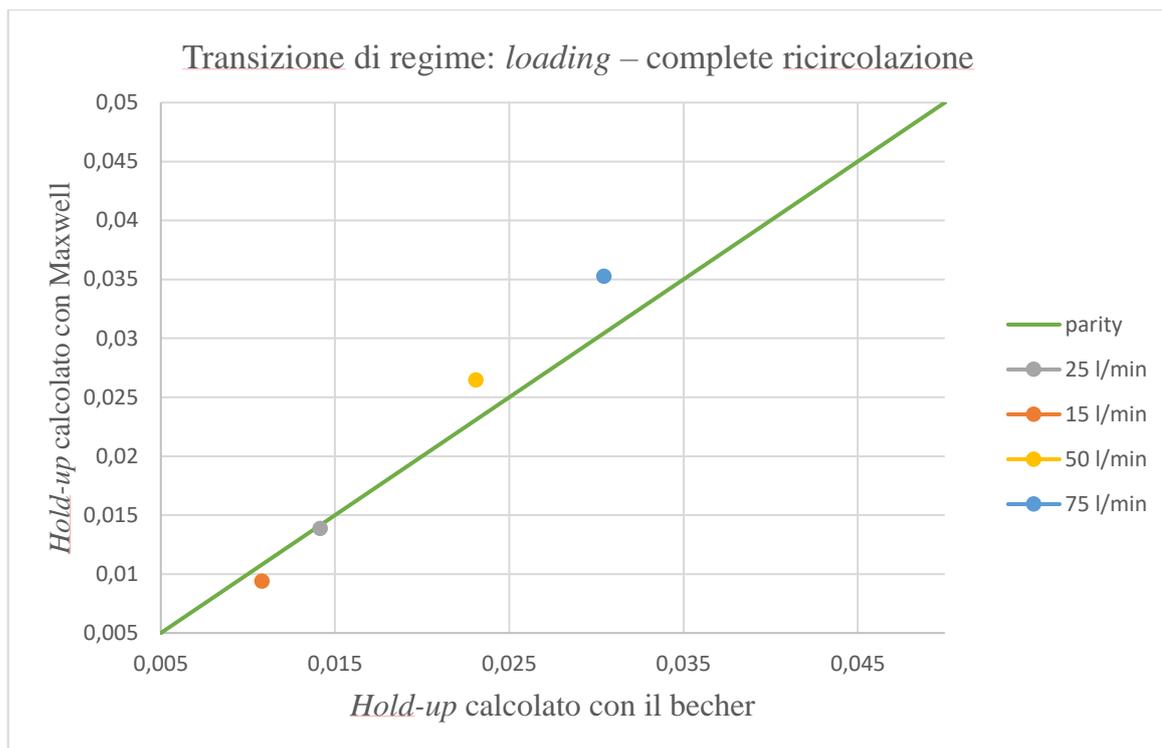
*Figura 4.34* Transizione di regime tra *loading* e completa ricircolazione, piano 2



**Figura 4.35** Transizione di regime tra *loading* e completa ricircolazione, piano 3

Osservando i tomogrammi relativi al piano 1 di misura, si riscontra una maggiore quantità di fase gassosa aumentando la velocità di rotazione dell'agitatore, che si traduce in un valore di conducibilità di miscela inferiore, confermando quanto osservato attraverso l'investigazione visiva. Inoltre, analizzando le immagini acquisite per i piani 2 e 3, si nota una maggiore quantità di aria dispersa all'interno della fase liquida. Nel regime di *loading* e in quello di completa ricircolazione la fase gassosa, generalmente, si distribuisce omogeneamente nel volume di reattore al di sopra della girante. Dalle immagini raccolte con il tomografo, invece, si osserva una maggiore quantità di aria nelle zone centrali del reattore, dovuta ad una maggiore velocità di agitazione della girante, che comporta anche la presenza di bolle d'aria risucchiate dalla superficie di interfaccia

Si adotta, successivamente, lo stesso procedimento anche per le prove sperimentali condotte alle portate di 15, 50 e 75 litri al minuto e si riportano, successivamente, i valori di *hold-up* valutati con entrambi i metodi, calcolandone l'errore sperimentale:



**Figura 4.36** Transizione di regime fra loading e completa ricircolazione

Analizzando il grafico in figura 4.36 si nota che, per le prove sperimentali condotte a portate elevate, il dato misurato con il becher supera il valore di *hold-up* calcolato con la relazione di Maxwell. Per fornire una spiegazione riguardo questa particolarità, si è osservato il comportamento della miscela all'interno reattore al variare delle condizioni operative. Si nota, infatti, che per le prove sperimentali condotte ad una portata elevata, la superficie di interfaccia fra la sostanza e l'aria è più stabile rispetto alle prove condotte a portate di aria inferiori. In tali condizioni, sul pelo libero della miscela si ha la comparsa di onde che sovradimensionano il dato misurato con il becher.

Inoltre, il valore dell'errore sperimentale supera il 13%, ad eccezione delle prove condotte a 25 litri al minuto.

<b>Q<sub>G</sub> (l/min)</b>	<b>Errore (%)</b>	<b>Hold-up calcolato con Maxwell</b>	<b>Hold-up calcolato con il becher</b>
15	13,09	0,00938	0,0108
25	1,91	0,01388	0,01415
50	14,64	0,02644	0,02309
75	15,85	0,03526	0,03044

**Tabella 4.18** Errore sperimentale e *hold-up* per le prove sperimentali condotte a 150 rpm al variare della portata di gas

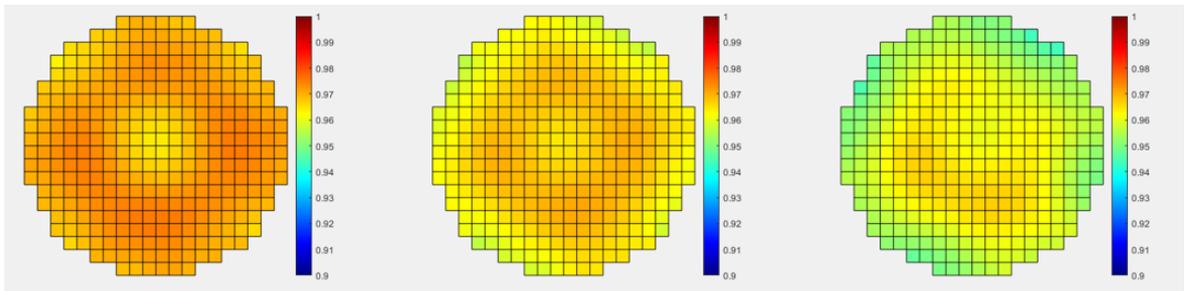
### 4.6.3. Transizione fra i regimi di completa ricircolazione e completa dispersione

Si vuole, infine, identificare la condizione operativa che individui la transizione tra il regime di completa ricircolazione e quello di completa dispersione.

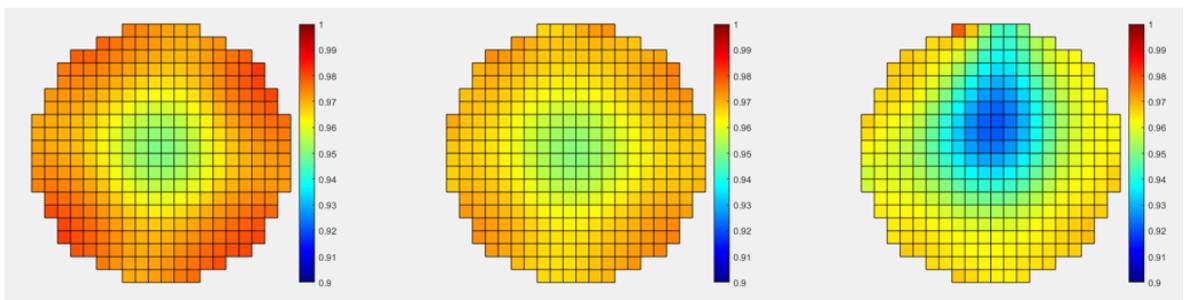
La grande differenza fra queste due situazioni si ritrova nel piano 1 di misura. Nella condizione di completa ricircolazione, difatti, sul piano situato al di sotto della girante si nota la presenza di fase gassosa solamente alle pareti e al centro del reattore, in prossimità dello *sparger*, ma nell'area compresa fra queste due zone si ha la presenza solo di fase liquida. Nella completa dispersione, al contrario, la fase gassosa è dispersa in modo omogeneo all'interno di tutto il reattore.

Aumentando la velocità di rotazione della girante da 200 rpm, condizione in cui si individua il regime di completa ricircolazione, e mantenendo fissata la portata di gas a 25 litri al minuto, si è individuata la transizione fra i due regimi alla velocità di agitazione di 250 rpm. In prossimità di questa condizione operativa, si è notata la presenza di una maggiore quantità di fase gassosa all'interno del piano 1 di misura, nella zona compresa fra la parete del reattore e lo *sparger*.

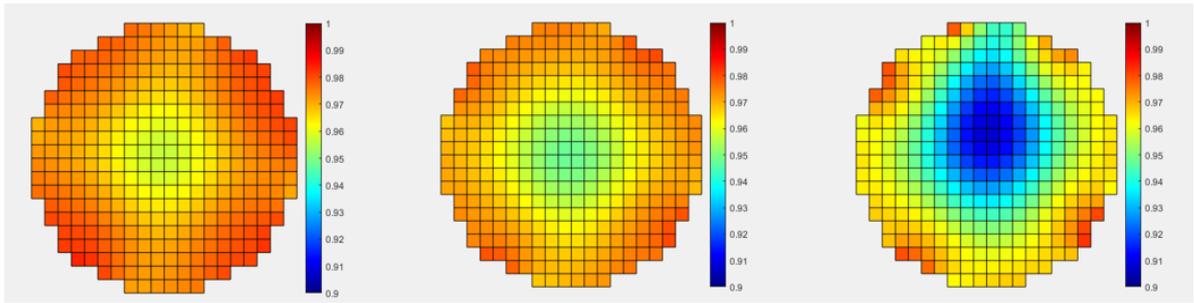
Si riportano di seguito i tomogrammi raccolti alle tre condizioni diverse, che verificano quanto osservato visivamente dall'esterno del reattore



*Figura 4.37* Transizione di regime tra completa ricircolazione e completa dispersione, piano 1



*Figura 4.38* Transizione di regime tra completa ricircolazione e completa dispersione, piano 2

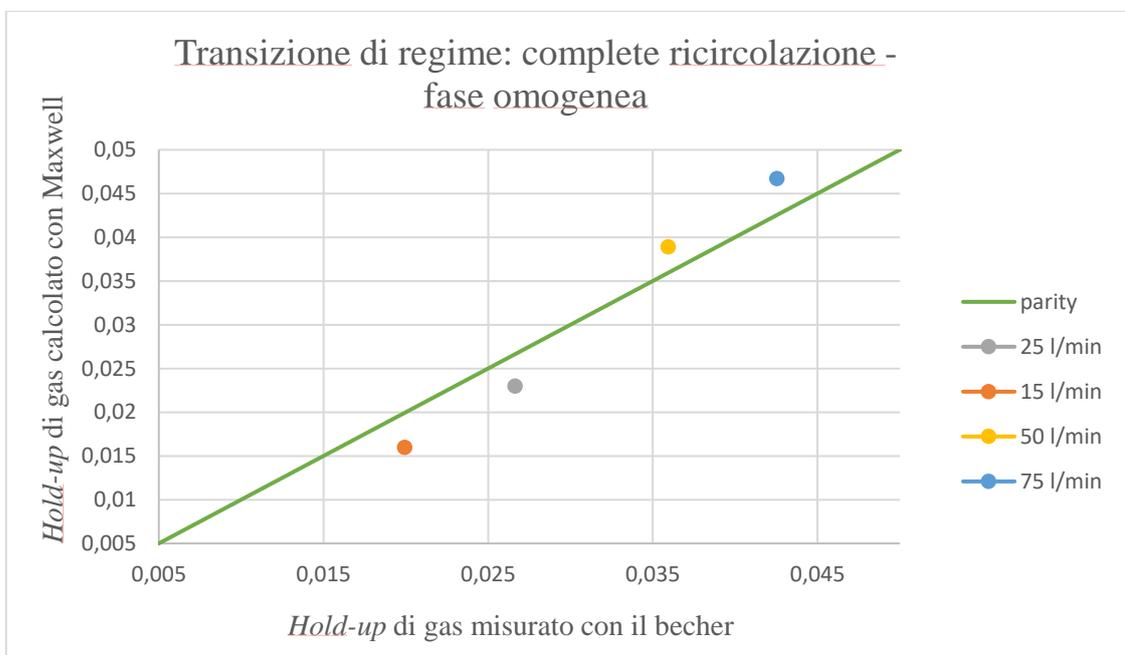


**Figura 4.39** Transizione di regime tra completa ricircolazione e completa dispersione, piano 3

Esaminando, in particolare, i tomogrammi acquisiti per il piano 1, si osserva una maggiore presenza di fase gassosa già a 250 rpm, che viene confermata poi dalle immagini acquisite per la prova condotta nel regime di completa dispersione.

Nei piani situati all'altezza della girante e al di sotto del pelo libero della miscela, poi, si nota una forte presenza di fase gassosa al centro del reattore, che di nuovo è causata dal fenomeno di risucchio di bolle d'aria dalla superficie, dovuto alla elevata velocità di rotazione dell'agitatore, come già osservato nel paragrafo precedente.

Si riportano di seguito, infine, i valori di frazione di gas dispersa nel liquido misurati con il becher e con la legge di Maxwell, con i rispettivi errori sperimentali.



**Figura 4.40** Transizione di regime fra completa ricircolazione e completa dispersione

Anche in questa situazione, il valore misurato con il becher è maggiore di quello calcolato con la relazione di Maxwell, per le portate di gas elevate.

<b>Q<sub>G</sub> (l/min)</b>	<b>Errore (%)</b>	<b>Hold-up calcolato con Maxwell</b>	<b>Hold-up calcolato con il becher</b>
15	19,86	0,01596	0,01992
25	15,65	0,02299	0,02662
50	8,23	0,03889	0,03593
75	9,78	0,0467	0,04254

**Tabella 4.19** Errore sperimentale e hold-up per le prove sperimentali condotte a 250 rpm al variare della portata di gas

Dalla tabella precedente si evince che l'errore sperimentale diminuisce per le prove sperimentali condotte a portate elevate di aria. Per fornire una spiegazione alla decrescita dell'errore e al sovradimensionamento del dato del becher riscontrato alle portate di gas di 15 e 25 litri al minuto, si è ipotizzato che l'effetto possa essere stato causato dall'instabilità del pelo libero dell'acqua alle basse portate. Osservando visivamente la miscela si nota, difatti, che alle basse portate di gas ed alle elevate velocità di rotazione dell'agitatore, sulla superficie di interfaccia fra la sostanza e l'aria si ha la comparsa di onde alte circa 4 centimetri, che comportano quindi un sovradimensionamento del dato del becher. Al contrario, invece, alle alte portate ed alle alte velocità di agitazione della girante il pelo libero tende a stabilizzarsi. Per tali condizioni operative, infatti, si osserva l'innalzamento complessivo della superficie di interfaccia, con onde alte non più di un centimetro, comportando, così, un avvicinamento del dato di *hold-up* calcolato con il becher alla misura svolta con la relazione di Maxwell.

## 5. CONCLUSIONI

Durante questo lavoro di tesi, si è utilizzata la tecnica della tomografia a resistenza elettrica per investigare i regimi di miscelazione in un reattore agitato meccanicamente contenente, al suo interno, un sistema composto da acqua ed aria. Al variare delle condizioni operative, modificando quindi la portata di aria insufflata nel reattore e la frequenza di rotazione della girante, si sono identificati i quattro regimi di miscelazione. Si è proceduto, successivamente, con l'individuazione delle condizioni operative a cui si verificano le transizioni tra due regimi diversi di miscelazione.

In principio, attraverso un'investigazione visiva si sono identificati i regimi di miscelazione e le relative transizioni. In seguito, si sono condotte prove sperimentali attraverso la tecnica della tomografia a resistenza elettrica alle condizioni operative individuate analizzando la miscela dall'esterno del reattore, confermando quanto osservato visivamente. Per ogni analisi condotta con il tomografo si è calcolata la frazione di gas distribuita all'interno della fase liquida, confrontando i valori ottenuti con la relazione di Maxwell con quelli misurati con il becher, calcolandone il relativo errore sperimentale.

Nello specifico, si sono utilizzati due algoritmi differenti per il calcolo della frazione di gas all'interno del reattore. Attraverso l'utilizzo dell'algoritmo *Sensitivity Conjugate Gradient*, si è notato, in particolare, che a basse velocità di rotazione della girante, il metodo quantitativo restituisce un valore di *hold-up* calcolato con la relazione di Maxwell più vicino al dato misurato con il becher, al contrario del metodo qualitativo *Linear Back Projection*.

Durante il lavoro di tesi si è studiato, quindi, un sistema gas-liquido agitato meccanicamente in cui all'interno è stata installata una girante a pale concave che prende il nome di *BT-6*. Una volta individuati i regimi di miscelazione e le rispettive transizioni, si sono riportate tali prove sperimentali condotte per una girante di tipo *BT-6* su un grafico in cui si sono identificati i regimi di miscelazione per un agitatore di tipo *Rushton*, così da confrontarne le prestazioni.

Osservando il grafico sopra citato, si evince che nel caso della girante di tipo *Rushton* le transizioni di regime avvengono a causa dell'incremento della portata di gas insufflata nel reattore e della velocità di agitazione della girante. Al contrario, analizzando le prove condotte su un agitatore di tipo *BT-6*, il passaggio tra i vari regimi di miscelazione dipende solamente dalla frequenza di rotazione della girante. Nello

specifico, si è osservato che mantenendo costante la portata di aria nel reattore ed aumentando la velocità della girante, si identificano le transizioni tra i vari regimi. Analizzando il suddetto grafico, in particolare, si individuano i regimi di miscelazione alle stesse condizioni operative per entrambe le tipologie di agitatori. Tuttavia, si osservano divergenze per le prove sperimentali condotte alle condizioni operative che individuano la transizione fra due regimi di miscelazione.

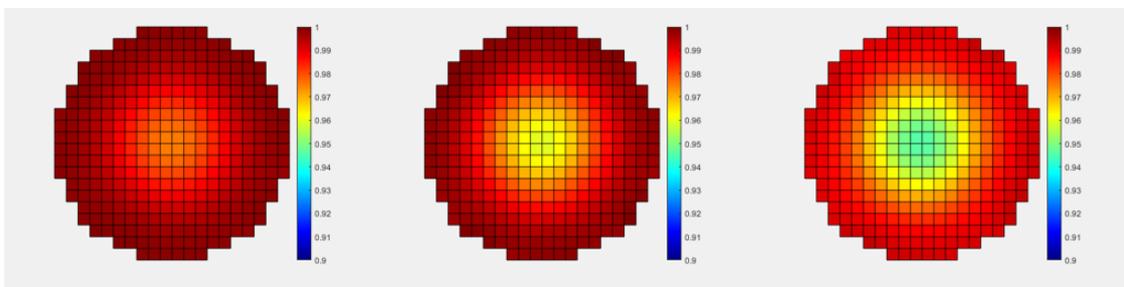
## 6. BIBLIOGRAFIA

- [1]: Electrical resistance tomography for gas holdup in a gas-liquid stirred tank reactor (Madhavi V. Sardeshpande, Suraj Gupta, Vivek V. Ranade)
- [2]: Evaluation of gas-liquid mass transfer in gas-induced stirred tank reactor using electrical resistance tomography (Bawadi Abdullah, Adesoji Adesina)
- [3]: Handbook of industrial mixing science and practice, capitolo 2 (John Wiley & sons)
- [4]: Measuring gas hold-up in gas-liquid/gas-solid-liquid stirred tanks with an electrical resistance tomography linear probe (Giuseppe Forte, Federico Alberini, Mark J. H. Simmons, Hugh Stitt)
- [5]: Transport phenomena (R. Byron Bird, Warren E. Stewart, Edwin N. Lightfoot)
- [6]: Handbook of industrial mixing science and practice, capitolo 11 (John Wiley & sons)
- [7]: Gas-liquid flow in stirred reactors: Trailing vortices and gas accumulation behind impeller blades (V. Ranade, Vaibhav R. Deshpande)
- [8]: Bruijn et al., 1974; Warmoeskerken and Smith
- [9]: Gas hold-up distribution and mixing time in gas-liquid stirred tanks (Giuseppina Montante, Alessandro Paglianti)
- [10]: Optimisation of electrode dimensions of ERT for non-invasive measurement applied for static liquid-gas regime identification (Abdul, Ruzairi)
- [11]: Current topics in impedance imaging (D. G. Gissert, D. Isaacson and J. C. Newell)
- [12]: Electrical resistance tomography for process applications (Fraser Dickin and Mi Wang)
- [13]: P2000 Electrical Resistance Tomography System ITS System 2000 Version 5.0 Software Operating Manual
- [14]: ITS Reconstruction Tool-Suite: An inverse algorithm package for industrial process tomography (K. Wei, C. Qiu, M. Soleimani)
- [15]: Sensitivity Conjugate Gradients (SCG) Image Reconstruction Utility Operating Manual

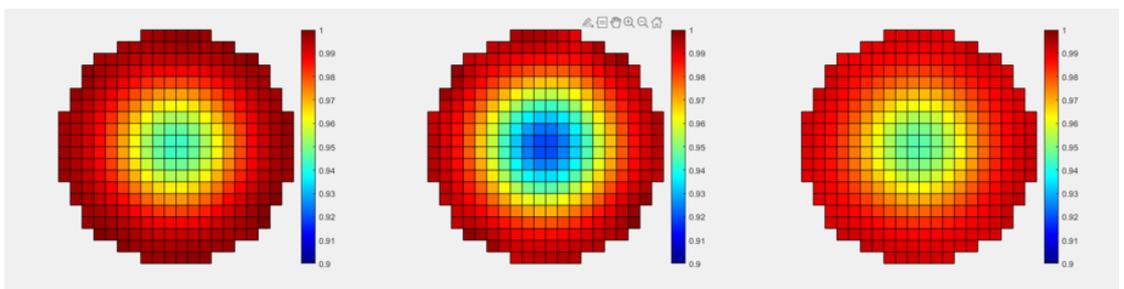
## APPENDICE

Nel capitolo 4, riguardante i risultati ottenuti durante questo lavoro di tesi, si è proceduto all'identificazione dei regimi di miscelazione al variare della portata di aria insufflata nel reattore, individuando, successivamente, le transizioni tra due diversi regimi.

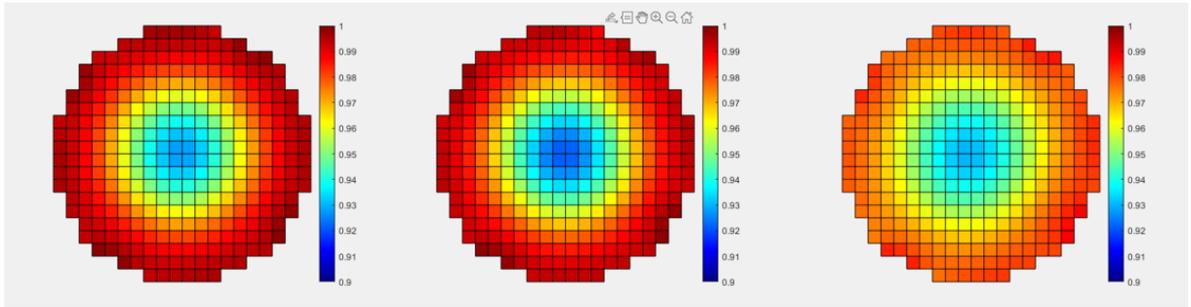
Si riportano di seguito i tomogrammi raccolti durante le misurazioni svolte sui tre piani di misura considerati, per le transizioni fra il regime di *flooding* e quello di *loading*, per le prove condotte alla portata di 50 litri al minuto.



*Figura A.1* Transizione di regime da *flooding* a *loading*, piano 1,  
prove sperimentali condotte a 50 litri al minuto

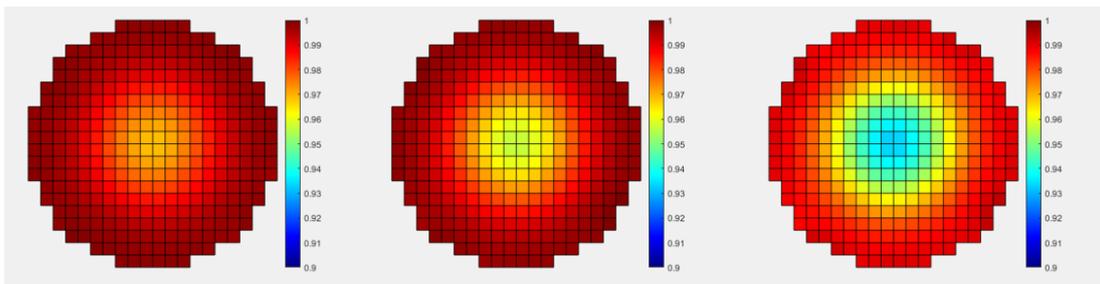


*Figura A.2* Transizione di regime da *flooding* a *loading*, piano 2,  
prove sperimentali condotte a 50 litri al minuto

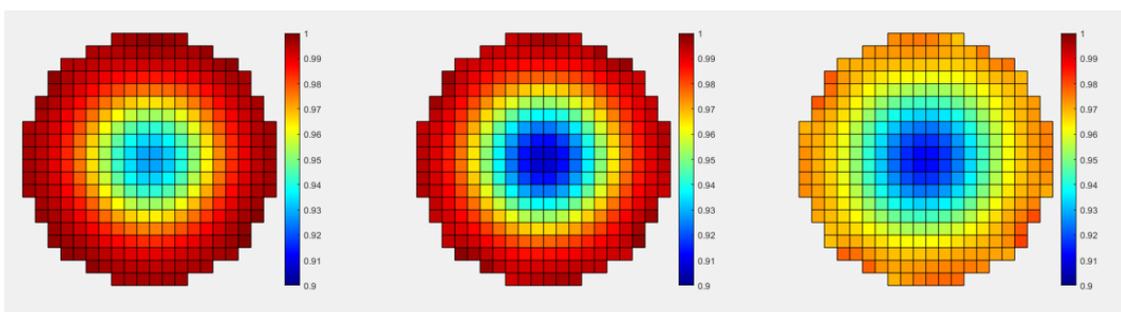


**Figura A.3** *Transizione di regime da flooding a loading, piano 3,  
prove sperimentali condotte a 50 litri al minuto*

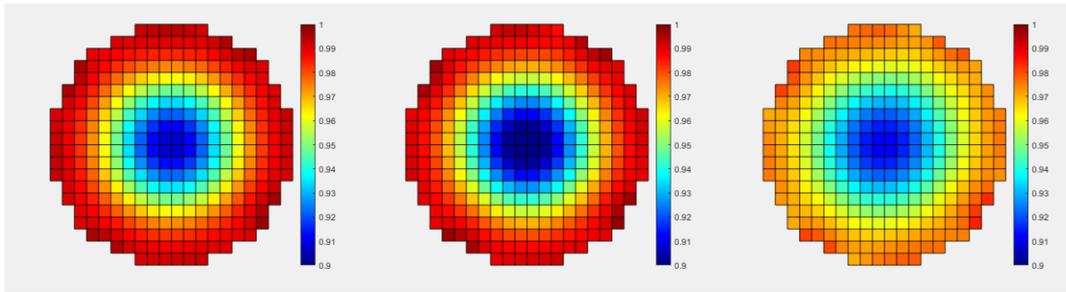
Si illustrano, di seguito, i tomogrammi raccolti per le misure condotte a 75 litri al minuto, nella transizione fra regime di *flooding*, corrispondente all'immagine a sinistra, e il regime di *loading*, relativo all'immagine a destra.



**Figura A.4** *Transizione di regime da flooding a loading, piano 1,  
prove sperimentali condotte a 75 litri al minuto*



**Figura A.5** *Transizione di regime da flooding a loading, piano 2,  
prove sperimentali condotte a 75 litri al minuto*



*Figura A.6* Transizione di regime da flooding a loading, piano 3,  
 prove sperimentali condotte a 75 litri al minuto

Si è, quindi, confrontato ciò che si osserva visivamente dall'esterno del reattore, con quanto è misurato dallo strumento, rappresentato dai tomogrammi sopra riportati. Si nota che le immagini raccolte dal tomografo forniscono una rappresentazione fedele di quanto accade all'interno del reattore.