

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica



**ANÁLISIS DEL FLUJO Y CAMBIO DE ESCALA EN
SISTEMAS LÍQUIDO - GAS**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR

PRESENTADA POR

Pablo Redondo Martín

Bajo la dirección del doctor

Juan Antonio Trilleros Villaverdes

Madrid, 2002

ISBN: 84-669-1842-6

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS
Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica



TESIS DOCTORAL

ANÁLISIS DEL FLUJO Y CAMBIO DE ESCALA EN SISTEMAS LÍQUIDO-GAS

PABLO REDONDO MARTÍN

Director: Profesor Dr. D. Juan A. Trilleros Villaverde

MADRID 2002

La presente Memoria, con la que se opta al grado de Doctor en Ciencias Químicas, ha sido realizada en el Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense de Madrid, dentro de la línea de investigación en Ingeniería Metalúrgica que dirige el Profesor Dr. D. Juan Antonio Trilleros Villaverde a quien deseo expresar mi más sincero agradecimiento por su dirección a lo largo de estos años.

También quiero hacer extensivo mi agradecimiento al resto de compañeros del grupo de investigación que en estos años compartimos tiempo y esfuerzos: A Miguel L. Martínez y a Ricardo Díaz a quienes agradezco especialmente por su compañerismo, amistad y gran humanidad. A Fco. Javier Navarro y a José Ignacio Díaz por su compañerismo y pragmática visión de la vida y sus extremas situaciones. Asimismo agradezco al resto de los componentes del grupo de investigación a lo largo de los tiempos sus ayudas, enseñanzas y compañía.

No olvido la ayuda facilitada a lo largo de todo el trabajo experimental del mecánico de la Planta Piloto D. Francisco del Val por su buen hacer profesional y su buen humor sin los que nada hubiera sido posible. Igualmente agradezco a D. Enrique Gómez por echar una mano en bastantes ocasiones.

Agradezco:

Al Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica por los medios materiales puestos a disposición para la realización de este trabajo, esperando que contribuya a la memoria y el honor debidos a todos aquellos que han colaborado en él ofreciendo lo mejor de sí mismos. Queda en él buena parte de nuestras vidas.

A la Universidad San Pablo-CEU por darme la oportunidad de continuar mi labor entre quienes son mis amigos desde hace muchos años. Sé que sin ninguna duda San Pablo y algunos más ayudaron.

A todos los que en el largo camino de la vida hicieron posible mi educación, esperando sea este uno de sus frutos en justa correspondencia a sus esfuerzos.

A mi Familia

INDICE

1. **INTRODUCCIÓN** . Pág. 1.

2. **ASPECTOS TEÓRICOS EN EL ESTUDIO DE LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS.** Pág. 6.
 - 2.1 **INTRODUCCIÓN.** Pág. 6.
 - 2.2 **FLUIDODINÁMICA Y MODELOS DE CIRCULACIÓN.** Pág. 10.
 - 2.2.1 Introducción. Pág. 10.
 - 2.2.2 Algunos aspectos de la fluidodinámica en los sistemas bifásicos. Pág. 12.
 - 2.2.2.a Expresiones para la correlación de la fracción de gas. Pág.12.
 - 2.2.2.b Velocidades de líquido en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas y en las plumas. Pág. 19.
 - 2.2.2.c Modelo de balance de presiones en los sistemas líquido-gas. Pág. 26.
 - 2.3. **ANÁLISIS DEL TIPO DE FLUJO EN EL CONDUCTO DE ELEVACIÓN.** Pág. 34.
 - 2.4 **HOMOGENEIZACIÓN Y MEZCLA EN LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS.** Pág. 40.
 - 2.4.1 Resumen de propuestas para la predicción de los tiempos de mezcla. Pág. 40.
 - 2.5 **PROPUESTAS DE MODELOS DE FLUJO EN LOS SISTEMAS EMPLEADOS EN LA AGITACIÓN DE LÍQUIDOS.** Pág. 49.

3. **INSTALACIÓN Y TÉCNICA EXPERIMENTAL.** Pág. 57.
 - 3.1 **INTRODUCCIÓN.** Pág. 57.
 - 3.2 **DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL.** Pág. 57.
 - 3.2.1 Diagrama de flujo de la instalación experimental. Pág. 57.
 - 3.2.2 Variantes de diseño y conductos elevadores. Pág. 59.
 - 3.2.3 Variables de operación. Pág. 62.
 - 3.2.4 Técnica de trazador térmico. Pág. 66.
 - 3.2.4.a. Introducción. Pág. 66.
 - 3.2.4.b. Técnica de colchón térmico. Pág. 66.

- 3.2.4.c. Técnica de entrada continua de un caudal de líquido caliente. Pág. 69.
- 3.2.4.d. Equipo de medida de las temperaturas y de la adquisición de los datos. Pág. 70.
- 3.2.5 Técnicas de medida de las velocidades. Pág. 73.
 - 3.2.5.a. Introducción. Pág. 73.
 - 3.2.5.b. Anemometría laser-Doppler. Pág. 73.
 - 3.2.5.c. Tubo de pitot. Pág. 89.
- 3.2.6 Técnica de medida de la fracción de gas y de las pérdidas de presión a la entrada y la salida del conducto de elevación. Pág.94.
 - 3.2.6.a. Introducción. Pág. 94.
 - 3.2.6.b. Determinación de las fracciones de gas en el conducto de elevación. Pág. 94.
 - 3.2.6.c. Determinación de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación. Pág. 95.
- 4. RESULTADOS EXPERIMENTALES.** Pág. 98.
 - 4.1 **INTRODUCCIÓN.** Pág. 98.
 - 4.2 **DATOS OBTENIDOS MEDIANTE LA TÉCNICA DEL TRAZADOR TÉRMICO.** Pág. 98.
 - 4.3 **RESULTADOS DE LAS VELOCIDADES OBTENIDAS MEDIANTE LA TÉCNICA DE ANEMOMETRÍA LASER-DOPPLER.** Pág. 107.
 - 4.4 **RESULTADOS DE LAS VELOCIDADES DE LÍQUIDO EN EL CONDUCTO DE ELEVACIÓN OBTENIDAS MEDIANTE LA TÉCNICA DE TUBO DE PITOT.** Pág. 121.
 - 4.5 **FRACCIONES DE GAS EN LOS CONDUCTOS DE ELEVACIÓN CON FLUJO BIFÁSICO Y PÉRDIDAS DE PRESIÓN A LA ENTRADA Y SALIDA DE LOS CONDUCTOS DE ELEVACIÓN.** Pág. 126.

-
- 5. **INTERPRETACIÓN DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES.** Pág. 132.
 - 5.1 **INTRODUCCIÓN.** Pág 132.
 - 5.2. **RESULTADOS EXPERIMENTALES EN LA HIDRODINÁMICA DE LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS.** Pág. 134.
 - 5.2.1. Variación de la fracción de gas en los conductos de elevación de los sistemas líquido-gas. Pág. 134.
 - 5.2.2. Tipo de flujo bifásico líquido-gas en los conductos de elevación. Pág. 136.
 - 5.2.3. Variación de la velocidad superficial del líquido en los conductos de elevación de los sistemas líquido-gas. Pág. 139.
 - 5.2.4. Variación de la pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación. Pág. 142.
 - 5.2.5. Variación de los tiempos de mezcla según los caudales de gas. Pág. 146.
 - 5.2.6. Variación de los tiempos de mezcla según los consumos específicos de energías. Pág. 149.
 - 5.3 **ANÁLISIS DE LA FLUIDODINÁMICA EN LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS Y ESTUDIO DE LOS MODELOS FLUIDODINÁMICOS PROPUESTOS POR LOS DIFERENTES AUTORES PARA DICHOS SISTEMAS.** Pág. 152.
 - 5.3.1. Introducción. Pág. 152.
 - 5.3.2. Análisis de las expresiones que permiten la predicción de las fracciones de gas en los conductos de elevación. Pág. 153.
 - 5.3.2.a. Expresiones de Bello y Chakravarty para la predicción de las fracciones de gas en los conductos de elevación. Pág. 153.
 - 5.3.2.b. Determinación de la fracción de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas con la expresión de Zuber y Findlay. Pág. 157.
 - 5.3.2.c. Determinación de la fracción de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas con la expresión de Clark y Flemmer. Pág. 160.
 - 5.3.3. Análisis de los modelos propuestos por diferentes autores que permiten la predicción de la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación. Pág. 164.
 - 5.3.3.a. Análisis del modelo de Moo-Young y col. que permite la predicción de la velocidad superficial de líquido a partir de la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas. Pág. 164.
 - 5.3.3.b. Análisis del modelo de Chisti y col. para la predicción de la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación. Pág. 167.

- 5.3.4. Análisis del modelo que permite la predicción de la velocidad de circulación del líquido en los sistemas líquido-gas con dispersión libre del gas. Pág. 172.
- 5.3.5. Estudio del modelo de Chisti y col. para la predicción de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación. Pág. 176.
 - 5.3.5.a. Modelo de Chisti y col. Pág. 176.
 - 5.3.5.b. Determinación de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y salida de los conductos de elevación. Pág. 177.
 - 5.3.5.c. Análisis del modelo de Chisti y col. para la determinación de los coeficientes de pérdida de presión. Pág. 186.
- 5.3.6. Análisis de los modelos para la predicción de los tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas. Pág. 190.
 - 5.3.6.a. Modelo de Szekely y col. Pág. 190.
 - 5.3.6.b. Modelo de Guthrie y Mazumdar. Pág. 197.
- 5.4. **MODELOS FLUIDODINÁMICOS PROPUESTOS PARA LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS.** Pág. 201.
 - 5.4.1. Velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación con flujo bifásico líquido-gas. Pág. 201.
 - 5.4.2. Velocidad media de circulación de líquido inducida en los tanques con dispersión libre del gas. Pág. 204.
 - 5.4.3. Propuesta de una expresión para el cálculo del coeficiente de pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación. Pág. 208.
 - 5.4.4. Tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas. Pág. 215.
- 5.5. **ANÁLISIS DEL GRADO DE MEZCLA EN LOS TANQUES CON LÍQUIDOS AGITADOS NEUMÁTICAMENTE.** Pág.219.
- 6. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES.** Pág. 226.
 - 6.1. **RESUMEN GENERAL.** Pág. 226.
 - 6.1.1. Fracción de gas en el conducto de elevación. Pág. 227.
 - 6.1.2. Velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación. Pág. 228.

- 6.1.3. Velocidad de circulación del líquido en los sistemas líquido-gas con dispersión libre del gas. Pág. 229.
- 6.1.4. Pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación. Pág. 229.
- 6.1.5. Tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas con conductos de elevación y sin conductos de elevación. Pág. 230.
- 6.1.6. Grado de mezcla del líquido en los tanques con líquido agitados neumáticamente. Pág. 231.
- 6.2. **CONCLUSIONES.** Pág. 233.

- 7. **NOMENCLATURA.** Pág. 241.

- 8. **BIBLIOGRAFIA.** Pág. 247.

- APÉNDICE.** Págs. A1-A100.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1. INTRODUCCIÓN

Los sistemas agitados con gas se usan en industrias de procesos, incluyendo la industria metalúrgica. Los sistemas agitados con gas son ampliamente utilizados en la lixiviación hidrometalúrgica para la obtención de metales no féreos (principalmente oro, uranio, zinc y cobre). En la industria metalúrgica se tienen como ejemplos del uso de los tanques agitados con gases los siguientes casos: la agitación con argón del acero fundido en las cucharas y el afino del acero fundido con oxígeno en los convertidores. En las industrias química y bioquímica el gas (generalmente aire) sirve para la agitación y en ocasiones como reactivo, utilizándose dicho sistema extensamente. En este caso se emplean las columnas de burbujeo y los reactores airlift, que se usan en una amplia variedad de procesos como la licuefacción del carbón, la polimerización, la oxidación por aire de compuestos orgánicos e inorgánicos, la fermentación, el tratamiento de las aguas residuales, etc.

En los procesos metalúrgicos se utilizan diferentes dispositivos según sea la temperatura del proceso y los volúmenes con los que se opere. A temperatura ambiente ó ligeramente superior y cuando el volumen no es elevado se pueden operar etapas de mezcla agitadas mecánicamente e incluso sistemas mixtos de agitación mecánica y neumática. En cambio a temperaturas elevadas se emplea frecuentemente la agitación neumática para el mezclado de las fases por dispersión de aire, nitrógeno, gases nobles u oxígeno.

Los principales objetivos en la operación de los sistemas líquidos agitados con gas son la mezcla de los reactivos, la transferencia de materia y la posibilidad de la suspensión de las partículas sólidas. El régimen de flujo, y las fracciones de gas son algunos de los parámetros importantes de proceso que afectan la operación de los sistemas líquidos agitados con gas. Se han realizado extensos estudios para determinar el efecto de los diferentes parámetros de operación tales como la velocidad superficial de gas, las dimensiones del tanque, el diseño del tanque y las propiedades físicas del líquido en los parámetros de proceso descritos anteriormente. Estos estudios han sido realizados ampliamente para columnas de burbujeo, pero no así para tanques con líquidos agitados con gas, en los que además de su diseño debe considerarse la dificultad de su cambio de escala. Es la fluidodinámica en dichos tanques el principal factor en su operación, influyendo en la transferencia de materia y en la posibilidad de la suspensión de partículas. Este estudio investiga la fluidodinámica y su dependencia de variables de operación y de diseño tales como los caudales de gas, dimensiones del tanque y diseño del tanque.

La agitación y mezcla en un tanque por expansión neumática de un gas a través de varias boquillas o de un medio poroso de sección definida, se debe a la introducción de un fluido de mucha menor densidad, a una presión superior a la del punto de introducción en el seno de otro fluido mucho más denso y a gran velocidad. De esta forma se produce un transporte de cantidad de movimiento entre el gas y el líquido, y el gas tiende a adoptar la forma de burbuja que es la termodinámicamente estable, iniciándose una ascensión debido a la diferencia de densidades entre las fases presentes.

El resultado es la aparición de un chorro más o menos divergente de burbujas de gas que arrastran a las zonas de líquido adyacente y por tanto se tiene un chorro bifásico. Este chorro, si la velocidad del gas ha sido suficiente, quedará colapsado en la intercara del nivel superior del tanque ya que la fase gas se desprenderá. El líquido que ha sido arrastrado

circulará hacia las paredes del tanque para posteriormente descender hacia el fondo del tanque de acuerdo con la geometría de dicho recorrido.

Debido a la aparición de un flujo ascendente bifásico, seguido de otro flujo descendente de líquido, es por lo que los tanques con líquidos agitados con gas se pueden operar con conductos centrales de elevación que ordenan dicho flujo. El conducto de elevación se dispone en el centro del tanque, justo encima del punto de inyección del gas y actúa como un airlift al circular por él un gas, que provoca una circulación de líquido en el tanque ascendiendo por el conducto y descendiendo por la zona anular exterior cercana a la pared del tanque. En función del diámetro de dicho conducto de elevación se tienen diferentes áreas de ascenso y de descenso para el líquido.

Los tanques en función del conducto de elevación se clasifican como sigue:

- Con conducto de elevación completo: el conducto se extiende desde justo encima de las boquillas de inyección de gas hasta cerca de la superficie del líquido.
- Con conducto de elevación mitad: consistente en la utilización de un conducto de elevación recortado en su longitud.
- Dispersión libre: no se emplea conducto de elevación.

En los sistemas de agitación con gas se detectará una zona preferente de turbulencia en donde transcurre la mezcla y se inducirá una circulación de líquido de forma que éste entre y salga del chorro de forma continua. Las zonas de máxima turbulencia del tanque deberán ser la zona de flujo bifásico y la parte superior del mismo cerca de la superficie debido a que son los lugares de mayor arrastre y por tanto de máximo intercambio de cantidad de movimiento.

Los sistemas agitados con gas tienen algunas ventajas sobre los sistemas agitados mecánicamente que han sido empleados tradicionalmente para la lixiviación:

- No tienen partes móviles y pueden ser empleados para tratar líquidos corrosivos y pulpas abrasivas sin el problema de la corrosión-erosión.
- Tienen un menor consumo energético

Dentro de este contexto se ha centrado la presente investigación que sigue las líneas generales de trabajo del grupo en Ingeniería Metalúrgica del Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica, operando diferentes tanques a escala de planta piloto utilizando sistemas análogos de agua, aire-agua, aire-agua-sólidos y que están relacionados con el estudio del flujo en estos tanques, así como la mezcla resultante tanto en los casos de expansión neumática del aire como por inyección de un líquido a través de boquillas e impulsado por medio de una bomba.

En el plan de investigación para el estudio experimental, que constituye el núcleo principal de la presente Tesis Doctoral, se han seleccionado las siguientes variantes de diseño diferentes:

- Dos tanques de mezcla a escala, uno modelo y otro prototipo de relación de escala igual a tres en los que igualmente se emplearon conductos de elevación de diferentes diámetros también proporcionados a escala y además sin conducto de elevación.

- El tanque prototipo se ensayó en otras dos disposiciones con diferentes volúmenes de líquido de tal forma que se tuvieran diferentes relaciones diámetro del tanque / altura libre de líquido en el tanque para poder deducir la influencia de dicha variable en la operación de los tanques agitados neumáticamente.

Como variables de operación se han seleccionado diferentes caudales de gas para cada variable de diseño.

Han constituido objetivos principales de la presente investigación los que se indican a continuación:

- Montaje de una instalación experimental a escala de planta piloto de dos tanques a escala que permitan estudiar todos los aspectos referentes al flujo y a la mezcla cuando se combinan las diferentes variables de diseño y de operación.
- Puesta a punto de las instalaciones anteriores empleándose técnicas de trazador térmico y anemometría laser-Doppler, operando con el sistema análogo agua-aire que permita obtener los campos de temperatura y velocidades para deducir los parámetros cuantitativos relativos a la circulación inducida del líquido, los tiempos de la homogeneización y el flujo en los tanques.
- Propuesta de las correlaciones de las diferentes variables fluidodinámicas en los tanques, deduciendo correlaciones con variables adimensionales ó no, y de este modo obtener una información cuantitativa fidedigna para realizar con posterioridad si se desea la extrapolación de las variables principales de interés en este tipo de tanques aplicando los criterios de cambio de escala.
- Propuesta de un modelo de flujo en este tipo de tanques de forma que basándose en un supuesto simple, se tenga una información clara sobre las tendencias a las variaciones de este tipo de flujo tanto con el cambio de escala como de las variables fluidodinámicas.

Como consecuencia del trabajo experimental se presenta en esta Memoria de Tesis Doctoral medidas de las fracciones de gas y de las pérdidas de presión en el sistema efectuadas con manómetros diferenciales. Asimismo se han determinado las velocidades de líquido en los conductos de elevación y en la zona anular descendente para lo que se han empleado las técnicas siguientes: medida de las velocidades de líquido con tubo de pitot, con anemometría Laser-Doppler y con la técnica de trazador térmico.

También se han considerado los aspectos de la mezcla y de ahí la deducción de los tiempos de homogeneización del líquido en los tanques a través de la técnica de trazador térmico. Se ha visto que las variables de diseño de los tanques influyen de un modo importante en el tiempo que se precisa para mezclar el conjunto.

A partir de la técnica de trazador térmico también se ha evaluado el flujo, cuantificándose las fracciones de volumen de mezcla, de volumen de pistón y de volumen muerto en el sistema líquido agitado con gas.

A través de los datos obtenidos experimentalmente se ha hecho un esfuerzo en obtener expresiones que correlacionen los siguientes parámetros fluidodinámicos y permitan por tanto su predicción:

- Se predicen la fracciones de volumen de gas en el conducto de elevación.
- Se predicen las velocidades superficiales de líquido relacionándolas con las velocidades superficiales de gas, las fracciones de gas y las variables geométricas correspondientes al diseño del tanque.
- Se predicen las pérdidas de presión medidas a la entrada y a la salida del conducto de elevación.
- Se llegan a encontrar expresiones empíricas y adimensionales para la predicción del tiempo de mezcla en los sistemas líquidos agitados neumáticamente, relacionándose la mezcla con parámetros geométricos del tanque.

Con relación al comportamiento del flujo en el sistema se ha confirmado experimentalmente la existencia de una contribución de diferentes fracciones de volumen del fluido contenido en el tanque y que participan en la homogeneización, distinguiéndose una parte con flujo de mezcla y otra de volumen muerto. Mediante el análisis del flujo en los tanques se han encontrado elementos a tomar en consideración cuando se efectúa el cambio de escala de los mismos.

CAPÍTULO 2

ASPECTOS TEÓRICOS

2. ASPECTOS TEÓRICOS EN EL ESTUDIO DE LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS

2.1 INTRODUCCIÓN

En los procesos industriales en donde se emplean etapas de transferencia con o sin reacción química, es necesario que las fases presentes en ellos se pongan en contacto con objeto de que transcurran los procesos de transferencia. A lo largo de los tiempos para conseguir la homogeneización de los líquidos en los tanques se han utilizado habitualmente los agitadores mecánicos, las boquillas de dispersión de líquido y los diferentes dispositivos de dispersión de gases, que podían o no formar parte en los procesos de transferencia.

Los sistemas líquidos en los que se dispersaba un gas para la homogeneización de las fases, en los que además podían encontrarse partículas en suspensión, se han empleado como etapas de transferencia en los procesos de beneficio por vía hidrometalúrgica de metales no féreos, principalmente para el oro, el uranio, el cinc y el cobre.

La agitación por gases también se ha utilizado en los procesos pirometalúrgicos, como en el afino por soplado del acero en cucharas, y en la industria química también han aparecido sistemas análogos a éste en la licuefacción de carbones, en los procesos de polimerización, en los procesos de oxidación de productos orgánicos e inorgánicos, en los tanques para el tratamiento de aguas residuales, etc.

Se puede indicar de forma general que este tipo de sistemas líquido-gas han sido de aplicación en los procesos químicos, los bioquímicos y los metalúrgicos, existiendo una diferencia principal en los parámetros geométricos de diseño de los mismos. Así, en Biotecnología, suele ser práctica habitual, que estos tanques fueran provistos de un conducto central de elevación cuyo diámetro oscilaba entre un 20% y un 87% del diámetro del tanque, siendo el valor más habitual un 70%.

Hay que destacar que en los procesos pirometalúrgicos no se ha empleado conducto central para la elevación y las relaciones de altura a diámetro de las cucharas han tenido valores próximos a la unidad. Los diámetros de estos equipos no han excedido de los 4 metros.

Los tanques líquido-gas empleados en los procesos de lixiviación podían o no ir provistos de conducto central de elevación y los parámetros geométricos más importantes se presentan en la tabla 2.1.a tomados del trabajo de Hallet y col. (1). Puede observarse que han sido equipos cuyo diámetro ha oscilado entre 4,50 y 10,72 metros y la altura entre 13,72 y 16,10 metros, todos ellos estaban provistos de un fondo cónico. La relación altura-diámetro oscilaba entre 1,40 y 3,05.

Tabla 2.1.a

TIPO DE OPERACION	CIANURACION DE ORO	CIANURACION DE ORO	ATAQUE COBRE ACIDO	ATAQUE URANIO ACIDO	CARBONATO URANIO	ATAQUE URANIO ACIDO	CARBONATO URANIO
Dímetro tanque (m)	10,16	4,50	10,72	6,86	5,03	6,86	5,43
Altura tanque (m)	14,22	13,72	16,10	15,24	15,24	15,24	15,24
Angulo de cono (°)	60	60	64	60	30	60	60
Número de tanques	9	28	4	22	3	12	24
Dímetro de boquilla (mm)	101,6	25,4	75,0	25,4	19,1	25,4	25,4
Número de boquillas	1	1	1	3	3	4	1
Densidad de pulpa (sólidos %)	53	46,5	58,8	75,0	50,0	78,0	58,0
Densidad de pulpa (g/cc)	1,48	1,40	1,60	1,86	1,44	1,92	1,56
Tamaño de partícula (micras)							
+208	1			20	1		
-208 + 147	19	5			4		
-147 + 74	80	25			17	43	
-74		70	75	75	78		75
Flujo de pulpa (m ³ /día)	7054	4572	67200	1690	520,8	6750	1345
% extracción	98,8	96	80	95	66/95	96	94
Caudal aire standard (m ³ /min)	-	6,94	9,16	9,91	9,91	7,08	
Velocidad superficial gas (cm/s)		0,73	0,10	0,45	0,50	0,19	
Peso de reactor (Tm)	1002,4	247,7	1499	775,4	257	800,5	455,7
Consumo específico de aire (l/min/kg pulpa)	-	0,028	0,006	0,015	0,039	0,008	-
Presión en la superficie	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM
Conducto elevador	NO	SI	NO	NO	NO	NO	SI

Este tipo de tanque, que se emplea para la lixiviación de minerales, fue utilizado desde antiguo en Nueva Zelanda (2) y en Sudáfrica (3) para la lixiviación de minerales de oro. En la década de los años 50 se empleó ampliamente en los procesos de lixiviación de minerales de uranio (4). También se ha utilizado en los procesos de digestión de alúmina (5 y 6) y más recientemente en la lixiviación bacteriana de pirita (7).

En la figura 2.1.a se presenta un esquema simplificado de un tanque líquido-gas en el que se puede observar el conducto de elevación así como la boquilla para la dispersión del aire. En estos sistemas la dispersión del gas inducía un transporte de cantidad de movimiento de líquido, de forma que el líquido se veía arrastrado hacia el conducto de elevación, ascendiendo por efecto de la flotación de las burbujas del gas hasta que éstas coalescían y se separaban de la superficie del líquido, induciendo una circulación de líquido hacia el fondo del tanque, de forma que se equilibraba el balance de presiones en el mismo.

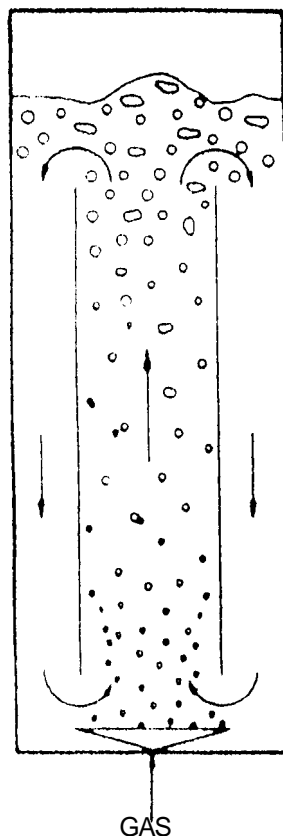


Figura 2.1.a. Esquema de un tanque líquido-gas con conducto de elevación.

En la figura 2.1.b se presentan las diferentes variantes de diseño de este tanque de acuerdo con las ideas aportadas por Lamont (8) en donde había la posibilidad de uso del conducto central o no. El conducto de elevación podía ser total o parcial, y la dispersión del gas se podía producir desde el fondo del tanque o a una altura intermedia del mismo.

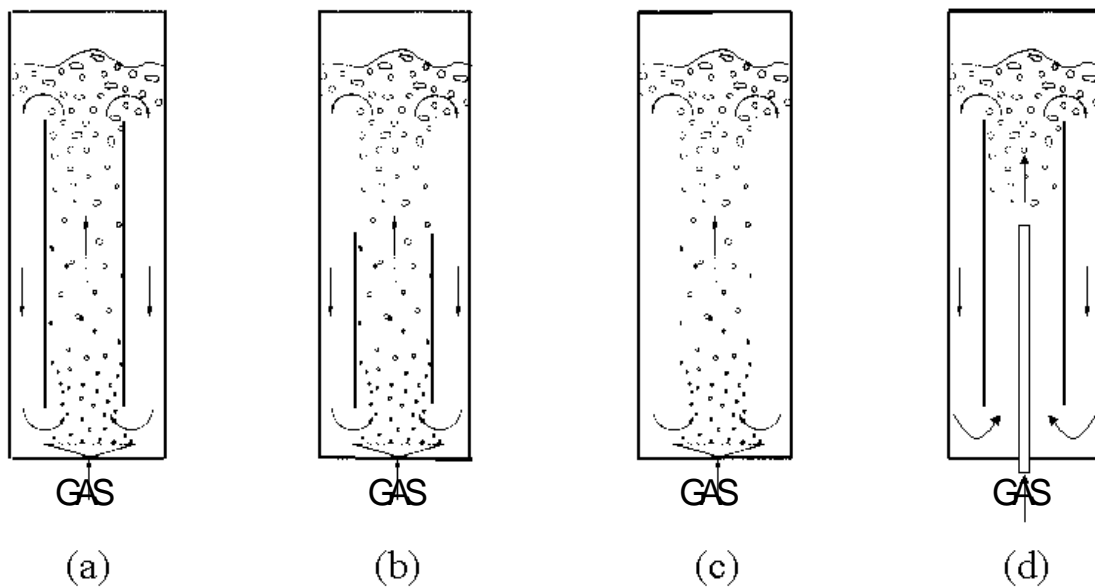


Figura 2.1.b. Variantes de diseño de un tanque líquido-gas:

- (a) Con conducto de elevación completo.
- (b) Con conducto de elevación mitad.
- (c) Dispersión libre.
- (d) Con conducto de elevación completo, inyección de gas a media altura..

Cuando dichos tanques se emplearon como biorreactores solía variarse el diámetro del conducto de elevación, lo que incidía en la fluidodinámica, en la mezcla y en la homogeneización en los mismos.

Al emplear los sistemas agitados con gas en los procesos de lixiviación de minerales Evans y Shekhar (9) consideraron la posibilidad de modificar el diámetro del conducto de elevación, de forma que la relación de dicho diámetro al del tanque fluctuó entre 0,13 y 0,26. Estos autores trabajaron con un diámetro de tanque de 0,58 metros y una altura de retenido líquido de 1,21 y 0,81 metros. Usaron un sistema análogo aire-agua.

Asimismo se han encontrado descritas dos posibles configuraciones adicionales en el diseño del tanque con conducto central según la posición de la inyección del gas que afectaría al sentido de la circulación del líquido en el tanque y que se describen a continuación. La primera correspondería al diseño del tanque que aparece en la figura 2.1.b, caso (a), en el que la inyección del gas se efectúa desde el fondo del tanque bajo el conducto central ascendiendo el gas y el líquido por él y retornando al fondo por la zona anular periférica, éste diseño de tanque se ha denominado en la bibliografía como tanque airlift de circulación directa, Chisti y col. (10). La segunda correspondería al mismo diseño de tanque con conducto central en el que el gas se inyecta desde el fondo del tanque mediante un distribuidor toroidal de tal forma que el gas y el líquido ascienden por la zona anular periférica y retornan al fondo a través del conducto central, éste diseño de tanque se ha denominado en la bibliografía como tanque airlift de circulación inversa, Chisti y col. (10)..

2.2 FLUIDODINÁMICA Y MODELOS DE CIRCULACIÓN

2.2.1 Introducción

Es un hecho experimental bien conocido desde hace tiempo que cuando se dispersa un gas en el seno de un líquido, que es una fase más densa, el gas por su tensión superficial se agrupa en zonas discretas adoptando la forma de burbujas. Estas debido a su menor densidad, ascenderán a lo largo del líquido hasta la superficie libre del tanque.

Debido a la incorporación de la fase gas en el seno del líquido, y al ser su presión superior se producirá un transporte de cantidad de movimiento tanto en la zona de dispersión como en sus alrededores generándose turbulencia. La elevación por flotación de las burbujas de gas, dará lugar al transporte de cantidad de movimiento de líquido en las zonas próximas a las burbujas hacia la superficie libre del líquido, iniciándose así la circulación del líquido en estos tanques.

El líquido se arrastrará ascendiendo al igual que las burbujas y para la conservación del balance de presiones en el sistema tendrá que aparecer una corriente descendente de líquido que se localizará en la periferia del tanque en las zonas próximas a las paredes del tanque. En la figura 2.2.1.a se representa lo que se acaba de exponer.

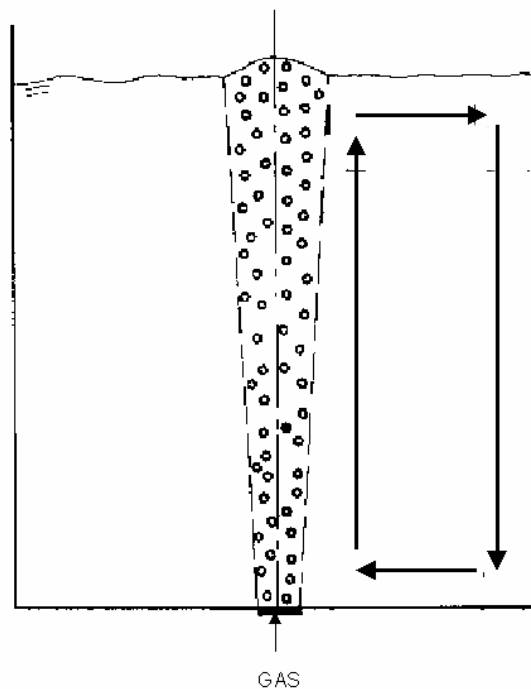


Figura 2.2.1.a. Circulación del líquido en un tanque líquido-gas en dispersión libre.

En todo tanque líquido-gas, cuando se dispersa el gas se producirá una corriente central ascendente de líquido-gas y a continuación periféricamente otra columna anular en la que el líquido descenderá hacia el fondo del tanque [Rietema y Ottengraf (11)]. Por ello, se podría introducir un conducto central para la elevación delimitándose ambas zonas de elevación del conjunto líquido-gas y de descenso del líquido ya sea sin ó con gas por la zona

anular entre el conducto y las paredes del tanque. El diámetro de dicho conducto será un parámetro de diseño que afectará a los caudales de circulación de líquido en el tanque, así como a la homogeneización del conjunto, optimándose su valor por vía experimental.

En la bibliografía se puede discernir entre los tanques de burbujeo y los tanques líquido-gas con circulación de líquido. A continuación se muestra un gráfico expuesto por Weiland y Onken (12) en el que aparecían perfectamente diferenciados ambos conceptos de diseño de tanque. En la figura 2.2.1.b se reproduce dicho gráfico en donde aparecen delimitados ambos dominios cuando se representaban los valores de las velocidades superficiales de líquido $-U_{lR}$ - y de gas $-U_{gR}$ - referidos al conducto central de elevación.

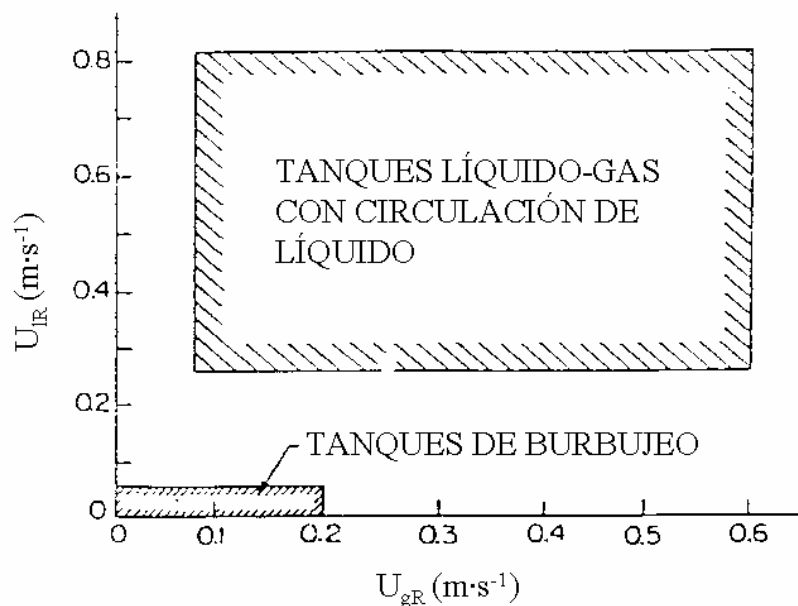


Figura 2.2.1.b. Diferenciación entre los tanques de burbujeo y los tanques líquido-gas en función de las velocidades superficiales de líquido y de gas.

Puede observarse que según esta figura 2.2.1.b para los tanques de burbujeo no se sobrepasaban valores de la velocidad superficial de líquido superiores a 0,06 m/s y que los valores de la velocidad superficial de gas no superaban el valor de 0,2 m/s. Por otra parte se tenía que los tanques líquido-gas con reciclo operaban con velocidades superficiales de líquido mayores de 0,26 m/s y con velocidades superficiales de gas que podían alcanzar hasta 0,6 m/s. También se observaba que existía un límite para la velocidad superficial de líquido de forma que no solía sobrepasar el valor de 0,81 m/s.

2.2.2 Algunos aspectos de la fluidodinámica en los sistemas bifásicos

En este apartado se presentan las formas en que se han relacionado las velocidades superficiales de gas, las fracciones de gas y las velocidades superficiales de líquido en los tanques líquido-gas.

En un primer apartado se presentan las correlaciones para la estimación de las fracciones de gas en los sistemas líquido-gas. Seguidamente se exponen las expresiones para la determinación de las velocidades de líquido en los tanques con conductos de elevación y en los tanques sin conducto de elevación. Por último se realiza un estudio comparativo de los modelos de balance de presiones ó bien de balance de energía mecánica presentados por diferentes autores para los tanques líquido-gas que abarcaban todo el comportamiento del sistema.

2.2.2.a Expresiones para la correlación de la fracción de gas

La determinación de la fracción de gas en el conducto de elevación ó en la pluma en dispersión libre era importante, ya que ésta variable se relacionaba con la presión disponible para la circulación de líquido.

A continuación se muestran las definiciones de las fracciones de gas según los trabajos de diferentes autores tanto en los conductos de elevación como en las plumas en dispersión libre.

Wallis (13) señaló que la fracción de gas en el conducto de elevación se define como la relación entre el volumen de gas en el conducto de elevación y el volumen total ocupado por el líquido y el gas en el conducto de elevación. Lo que venía dado según la expresión siguiente:

$$\varepsilon_{gR} = \frac{\text{Volumen gas}}{\text{Volumen gas} + \text{Volumen líquido}} = \frac{\frac{\text{Vol. gas}}{S_R}}{\frac{\text{Vol. gas}}{S_R} + \frac{\text{Vol. líquido}}{S_R}} = \frac{Q_g}{Q_g + Q_l} \quad (2.2.2.a)$$

el significado de las variables que aparecían en la expresión (2.2.2.a) eran: la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$; el área de la sección transversal del conducto de elevación $-S_R$; y los caudales volumétricos de gas y de líquido $-Q_g$ y $-Q_l$. Los volúmenes de gas y de líquido eran los que ocupaban dichas fases en el interior del conducto de elevación.

En el caso de los tanques sin conducto de elevación, dispersión libre del gas, diversos autores [Rietema y Ottengraf (11), Sano y Mori (14), Guthrie y Joo (15)] utilizaron una definición para la fracción de gas media en la pluma líquido-gas $-\varepsilon_{gp}$, mediante la siguiente expresión similar a la ecuación anterior (2.2.2.a):

$$\varepsilon_{gp} = \frac{Q_g}{\pi r_{av}^2 \cdot V_p} \quad (2.2.2.b)$$

en la que aparecían las siguientes variables: $-Q_g$ - que era el caudal volumétrico de gas en las condiciones de temperatura y presión en que se encontrase el gas en el interior del tanque; el radio medio de la pluma $-r_{av}$ - considerándose cilíndrica; y la velocidad de la pluma $-V_p$ - (suma de las velocidades del gas y del líquido en la pluma).

Zuber y Findlay (16) propusieron una correlación para el flujo bifásico líquido-gas en el interior de conductos dispuestos verticalmente, los diámetros de los conductos con los que se comprobó la validez del modelo estaban comprendidos entre 0,05 m y 0,153 m para sistemas aire-agua y aire-glicerina. Su aportación principal consistió en la consideración de un deslizamiento en la velocidad del gas sobre la velocidad del líquido y de perfiles diferentes para las fracciones locales de gas y las velocidades puntuales de líquido a lo largo de la sección del conducto de elevación, la expresión de dicho modelo tenía la forma siguiente:

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = C_o (U_{gR} + U_{lR}) + V_s \quad (2.2.2.c)$$

En la ecuación (2.2.2.c) aparecía la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ - en m/s; la fracción de gas en el conducto de elevación con flujo bifásico líquido-gas $-\varepsilon_{gR}$ -; la velocidad superficial del líquido $-U_{lR}$ - en m/s; la velocidad de deslizamiento entre el gas y el líquido $-V_s$ - que para un sistema aire-agua Zuber y Findlay (16) señalaron que tenía un valor de 0,25 m/s si el flujo era de burbuja; y aparecía una constante de distribución $-C_o$ - cuyo valor se determinó experimentalmente en varios casos en los conductos con diámetros comprendidos entre 0,05 m y 0,153 m para sistemas aire-agua y aire-glicerina.

Tal como se puede apreciar en la figura 2.2.2.a debida a Zuber y Findlay (16) y en las ecuaciones (2.2.2.d) y (2.2.2.e), el valor del coeficiente de distribución $-C_o$ - dependía de los perfiles de velocidades del flujo de líquido y de los perfiles de concentraciones de gas en el conducto de elevación. Sí el coeficiente de distribución $-C_o$ - oscilaba entre 1 y 1,5 se tenían los siguientes casos: valores cercanos a 1,5 indicaban un perfil parabólico más acusado en la distribución del gas coincidiendo en el centro del conducto la mayor fracción de gas y el máximo en la distribución de velocidades, encontrándose menor cantidad de burbujas y velocidades menores al acercarse a la pared del conducto; valores del coeficiente de distribución $-C_o$ - cercanos a la unidad indicaban un perfil parabólico más plano en las fracciones de gas y en las velocidades de líquido. También podía ocurrir que el coeficiente de distribución $-C_o$ - fuera menor que la unidad, lo que indicaba que la fase gas estaba más concentrada cerca de la pared del conducto de elevación [$\varepsilon_{gw}/\varepsilon_{gc} > 1$]. Diferentes autores han realizado estudios acerca del flujo bifásico líquido-gas en conductos verticales con flujo bifásico líquido-gas utilizando la correlación de Zuber y Findlay, entre los trabajos de dichos autores se destacan los siguientes: Oshinowo y Charles (17) y (18), y Clark y Flemmer (19) y (20). En modelos aplicados a tanques líquido-gas se ha utilizado dicha correlación con fiabilidad por Evans y Shekhar (9) y (21), y por Merchuk y Berzin (22). En la tabla 2.2.2.a se presentan las dimensiones de los conductos de elevación junto a los valores obtenidos para el coeficiente de distribución $-C_o$ - y la velocidad de deslizamiento $-V_s$ -.

Tabla 2.2.2.a. El diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, la altura del conducto de elevación, la velocidad de deslizamiento $-V_S-$, y los valores obtenidos del coeficiente de distribución $-C_o-$ en los trabajos de los diferentes autores que han empleado la expresión de Zuber y Findlay (2.2.2.c).

	d_R (m)	h_R (m)	C_o	V_S
Zuber y Findlay (16)	0,153	5	1,2	0,25
Oshinowo y Charles(17), (18)	0,025	5,3	-	-
Clark y Flemmer (19), (20)	0,1	4	-	-
Evans y Shekhar (9), (21)	0,15	0,55 0,91	1,35	0,23
Merchuk y Berzin (22)	0,091	1,498	1,11	0,238

Dichos valores del coeficiente de distribución $-C_o-$ y de la velocidad de deslizamiento $-V_S-$ fueron obtenidos en los intervalos siguientes que se muestran en la tabla 2.2.2.b.

Tabla 2.2.2.b. Intervalos de la velocidad superficial de gas $-U_{gR}-$, de la fracción de gas $-\epsilon_{gR}-$ y de la velocidad superficial de líquido $-U_{lR}-$ en el conducto de elevación en la expresión de Zuber y Findlay (2.2.2.c) empleada en los diferentes trabajos.

	U_{gR} (m/s)		ϵ_{gR}		U_{lR} (m/s)	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Zuber y Findlay (16)	0,03	0,59	0,12	0,4	0,07	2,01
Oshinowo y Charles (17), (18)	0	44,7	0,02	1	0,01	1,97
Clark y Flemmer (19), (20)	0	0,57	0	0,22	0	2
Evans y Shekhar (9), (21)	0,0014	0,0028	0,0008	0,004	0,1	2,5
Merchuk y Berzin (22)	0,003	0,132	0,02	0,15	0,15	0,56

A continuación se muestra en la figura 2.2.2.a la representación, debida a Zuber y Findlay (16), en la que aparecen los valores que tomaba el coeficiente de distribución $-C_o-$ según los perfiles del flujo de las fracciones locales de gas y de las velocidades puntuales de líquido.

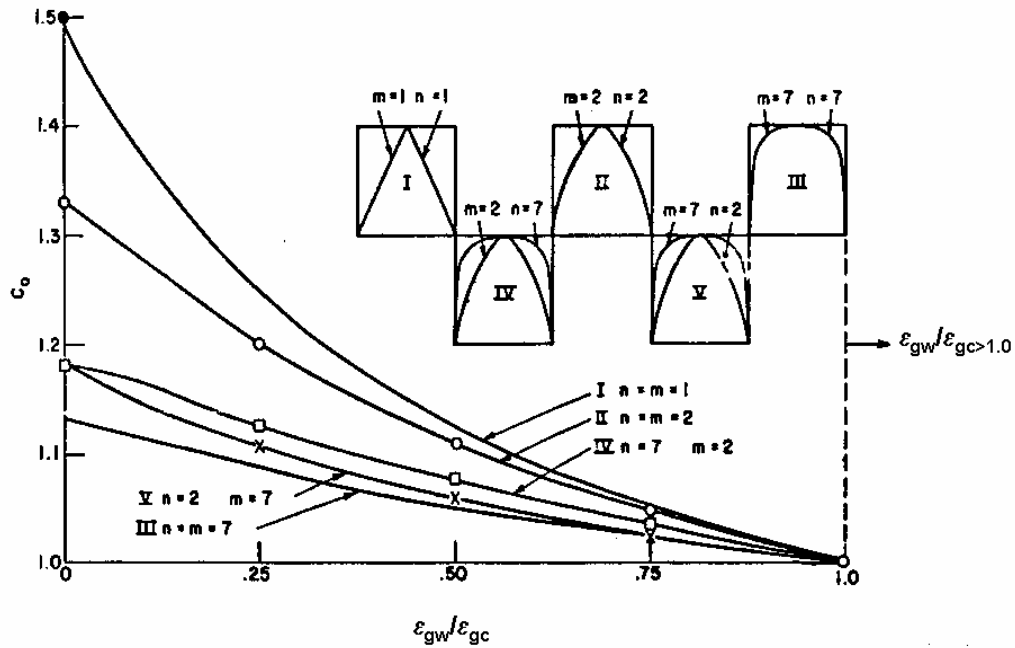


Figura 2.2.2.a. Representación gráfica del coeficiente de distribución $-C_o-$ frente al cociente de las fracciones de gas locales en la pared y en el eje axial del conducto de elevación.

En dicha figura 2.2.2.a aparecían las siguientes variables que relacionaban los perfiles de las velocidades de líquido y de las fracciones de gas locales en los conductos de elevación, dando lugar a diferentes valores del coeficiente de distribución $-C_o-$, su significado se adjunta a continuación:

- $V_{l,r}$: velocidad de líquido local (m/s).
- V_{lc} : velocidad de líquido en el eje axial del conducto de elevación (m/s).
- ε_g : fracción de gas local.
- ε_{gc} : fracción de gas en el eje axial del conducto de elevación.
- ε_{gw} : fracción de gas en la pared del conducto de elevación.
- r^* : cociente del radio $-r-$ al que se tomaban las medidas locales de la velocidad de líquido y de la fracción de gas, con el radio del conducto de elevación $-R-$. ($r^* = r/R$).
- m y $-n$: exponentes en las ecuaciones (2.2.2.d) y (2.2.2.e) aportados por Zuber y Findlay (16) que relacionaban dichos perfiles de las velocidades de líquido y de las fracciones de gas locales:

$$\frac{V_{l,r}}{V_{lc}} = 1 - r^{*m} \quad (2.2.2.d)$$

$$\frac{\varepsilon_{g,r} - \varepsilon_{gw}}{\varepsilon_{gc} - \varepsilon_{gw}} = 1 - r^{*n} \quad (2.2.2.e)$$

Zuber y Findlay (16) indicaron que a valores mayores del exponente $-m-$ se tenía un perfil parabólico más plano en la distribución de las velocidades de líquido. Igualmente

sucedía con el exponente $-n$ - que determinaba el perfil de la distribución de las fracciones locales de gas en el conducto de elevación.

Así en la figura 2.2.2.a se podían ver representados los diferentes perfiles con sus valores correspondientes de los exponentes $-m$ - y $-n$ -, de tal forma que aparecían diferentes curvas que definían el valor de $-C_0$ - frente al cociente $-\frac{\varepsilon_{gw}}{\varepsilon_{gc}}$ - de las fracciones de gas locales en la pared $-\varepsilon_{gw}$ - y en el eje axial del conducto de elevación $-\varepsilon_{gc}$ -.

Clark y Flemmer (19) y (20) propusieron una expresión que suponía una modificación a la expresión (2.2.2.c) del modelo de Zuber y Findlay (16). La expresión globalmente tenía la misma forma que la presentada por Zuber y Findlay (2.2.2.c):

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = C_0 (U_{gR} + U_{lR}) + V_S^* \quad (2.2.2.f)$$

en la que C_0 dejaba de tomar un valor constante según el diámetro del conducto de elevación para depender de la fracción de gas en el conducto de elevación:

$$C_0 = C_1 (1 + C_2 \cdot \varepsilon_{gR}) \quad (2.2.2.j)$$

Además Clark y Flemmer (19) y (20) plantearon que en el flujo no ideal se podía emplear la ecuación (2.2.2.h) propuesta por Wallis (13) según la cual la velocidad de deslizamiento $-V_S^*$ - en dicho flujo no ideal era:

$$V_S^* = V_S (1 - \varepsilon_{gR})^n \quad (2.2.2.h)$$

siendo $V_S=0,25$ m/s y el exponente $n=0,702$.

Por lo tanto la expresión propuesta por Clark y Flemmer (19) y (20) fue la siguiente:

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = [C_1 (1 + C_2 \cdot \varepsilon_{gR})] (U_{gR} + U_{lR}) + 0,25 (1 - \varepsilon_{gR})^{0,702} \quad (2.2.2.i)$$

debiéndose obtener para cada caso los parámetros C_1 y C_2 por ajuste la expresión con los datos experimentales de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$ -, la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ -, y la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}$ -.

Clark y Flemmer (19) y (20) ensayaron en un tanque airlift con circulación externa en el que el conducto de elevación tenía un diámetro de 0,1 metros y una altura de 4 metros. Los intervalos en los que se encontraban comprendidos los valores que tomaban las variables que aparecían en la expresión del modelo de Clark y Flemmer (2.2.2.i) fueron los siguientes que se presentan en la tabla 2.2.2.c.

Tabla 2.2.2.c. Intervalos de las variables que aparecían en la expresión de Clark y Flemmer (2.2.2.i): el diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, la altura del conducto de elevación $-h_R-$, la velocidad superficial de gas $-U_{gR}-$, la fracción de gas $-\varepsilon_{gR}-$ y la velocidad superficial de líquido $-U_{lR}-$ en el conducto de elevación, junto a los valores obtenidos en el ajuste de las constantes $-C_1-$ y $-C_2-$.

Clark y Flemmer (19) y (20)							
d_R (m)	h_R (m)	U_{gR} (m/s)		ε_{gR}		U_{lR} (m/s)	
0,1	4	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
$C_1=0,934$	$C_2=1,42$	0	0,57	0	0,22	0	2

En estas condiciones Clark y Flemmer (19) y (20) obtuvieron para el conducto de elevación unos parámetros $C_1=0,934$ y $C_2=1,42$ en la expresión (2.2.2.i).

Bello (23) empleó una expresión empírica de tipo potencial, en la que se correlacionó la fracción de gas en el conducto de elevación con la velocidad superficial del gas en dicho conducto. Para su ajuste utilizó los resultados experimentales obtenidos en un sistema aire-agua en un tanque airlift de circulación interna que se ensayó con diferentes conductos de elevación de diámetros 0,051 , 0,076 y 0,089 metros. Asimismo Chakravarty y col. (24) también utilizaron dicha forma de expresión y para su ajuste emplearon los datos obtenidos en la experimentación con un sistema aire-agua en un tanque airlift de circulación interna que se utilizó con diferentes conductos de elevación de diámetros 0,031 , 0,041 y 0,051 metros.

A continuación en la tabla 2.2.2.d se resumen las dimensiones geométricas de los conductos de elevación utilizados en los trabajos de Bello (23) y Chakravarty y col. (24), acompañándose de los intervalos correspondientes de la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$ y de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}-$.

Tabla 2.2.2.d. Diámetros de los conductos de elevación $-d_R-$ utilizados en los trabajos de Bello (23) y Chakravarty y col. (24) junto a los intervalos correspondientes de la velocidad superficial de gas $-U_{gR}-$ y de la fracción de gas en los conductos de elevación $-\varepsilon_{gR}-$.

	d_R (m)			U_{gR} (m/s)	ε_{gR}
Bello (23)	0,051	0,076	0,089	0,0137 \rightarrow 0,086	0,005 \rightarrow 0,06
Chakravarty y col. (24)	0,031	0,041	0,051	0,026 \rightarrow 0,28	0,0108 \rightarrow 0,1

Los resultados experimentales obtenidos fueron correlacionados con una función potencial simple según la expresión (2.2.2.j) que relacionaba la fracción de gas con la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación

$$\varepsilon_{gR} = \varepsilon_{gRo} \cdot U_{gR}^{\varphi} \quad (2.2.2.j)$$

En esta expresión (2.2.2.j), el parámetro $-\varepsilon_{gRo}-$ variaba con el diámetro del conducto de elevación. A continuación se presentan en la tabla 2.2.2.e los valores obtenidos del exponente $-\varphi-$ correspondiente a la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$, puede apreciarse que dicho exponente fluctuaba entre 0,46 y 0,88 , que eran los valores extremos encontrados en la bibliografía existente en la que se empleó la expresión (2.2.2.j).

Tabla 2.2.2.e. Valor obtenido para el exponente $-\varphi$ de la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ en la expresión (2.2.2.j).

	φ
Bello (23)	0,46
Chakravarty y col. (24)	0,88

2.2.2.b Velocidades de líquido en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas y en las plumas

La velocidad de líquido está relacionada con el caudal de gas que se inyecta en el seno del líquido en el tanque. Así la diferencia de densidad entre el conducto de elevación (o la pluma), y la zona anular de descenso en los tanques líquido-gas es la que produce el movimiento de circulación del líquido. También se puede considerar el comportamiento del conducto de elevación o de la pluma por su flujo bifásico y considerar modelos fluidodinámicos propios para cada caso.

En este apartado se presentan en primer lugar los estudios que han abordado el cálculo de las velocidades de líquido en los conductos de elevación, y en segundo lugar en aquellos estudios que se referían a las plumas líquido-gas en los tanques con dispersión libre axial del gas.

Tanques con conductos de elevación

En los conductos de elevación situados verticalmente con flujo bifásico líquido-gas el perfil de velocidades de líquido venía dado por la siguiente expresión (2.2.2.d) según Zuber y Findlay (16), y que era igual a la que propusieron Moo-Young y Kawase (25) para columnas de burbujeo:

$$\frac{V_{l,r}}{V_{lc}} = 1 - r^* = 1 - \left(\frac{r}{R}\right)^m \quad (2.2.2.d)$$

en ésta ecuación (2.2.2.d) los términos que aparecían tenían el siguiente significado: $V_{l,r}$ era la velocidad de líquido a una distancia radial r ; V_{lc} era la velocidad de líquido en el eje axial del conducto de elevación ($r=0$); R era el radio del conducto de elevación, y r^* el cociente entre la distancia radial r y el radio del conducto de elevación R .

La integración del perfil dado por la ecuación (2.2.2.d) permitía el cálculo del caudal de líquido Q_l y a partir de este la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación:

$$Q_l = \int_0^R 2\pi r V_{l,r} dr \quad (2.2.2.k)$$

siendo R el radio del conducto de elevación. Sustituyendo la ecuación (2.2.2.d) en la (2.2.2.k) e integrando se obtenía la siguiente ecuación para el caudal de líquido Q_l :

$$Q_l = \frac{\pi \cdot R^2 \cdot V_{lc}}{m+1} \quad (2.2.2.l)$$

La velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación se podía calcular dividiendo dicho caudal de líquido por el área de la sección transversal del conducto de elevación S_R . Asimismo dicho caudal de líquido era el mismo que el que circulaba por la zona anular de descenso, relacionándose mediante la ecuación de continuidad las velocidades

superficiales de líquido del conducto de elevación y de la zona anular de descenso tal como indicó Weiland (26) en los tanques airlift con conducto de elevación y circulación interna:

$$Q_l = U_{IR} \cdot S_R = U_{ID} \cdot S_D \quad (2.2.2.m)$$

en ésta ecuación (2.2.2.m) las variables que aparecían tenían el siguiente significado: $-U_{IR}$ - era la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación; $-U_{ID}$ - la velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso; $-S_R$ - el área de la sección transversal del conducto de elevación; y $-S_D$ - el área de la sección transversal de la zona anular de descenso.

Weiland (26) ensayó con el sistema aire-agua en los tanques airlift con conducto de elevación y circulación interna, que tenían las siguientes dimensiones que se presentan en la tabla 2.2.2.f.

Tabla 2.2.2.f. Dimensiones geométricas de los tanques y de los correspondientes conductos de elevación ensayados por Weiland (26).

Weiland (26)			
	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3
V (m ³)	4,5·10 ⁻³	1·10 ⁻²	5,4·10 ⁻²
H (m)	0,45	0,84	1,7
D (m)	0,1	0,11	0,2
h _R (m)	0,4	0,72	1,5
d _R (m)	0,063	0,075	0,117
	0,072		0,147
	0,082		0,176

Los intervalos en los que se encontraban comprendidas en el trabajo de Weiland (26) la velocidad superficial de gas $-U_{gR}$, la fracción de gas en el conducto de elevación $-\epsilon_{gR}$, y la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}$ - se muestran en la siguiente tabla 2.2.2.g.

Tabla 2.2.2.g. Intervalos en los que se encontraban la velocidad superficial de gas $-U_{gR}$, la fracción de gas en el conducto de elevación $-\epsilon_{gR}$, y la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}$ - en el trabajo de Weiland (26).

Weiland (26)					
U _{gR} (m/s)		ε _{gR}		U _{lR} (m/s)	
Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
0	0,36	0,0025	0,27	0	0,5

Moo-Young y col. (27) experimentaron con un sistema aire-agua en un tanque airlift de circulación interna de diámetro de tanque de 0,15 metros y con una altura de líquido de 1,8 metros. Dicho tanque se utilizó con diferentes conductos de elevación de diámetros: 0,051 , 0,076 y 0,089 metros, siendo la altura de dichos conductos de 1,3 metros. Todos estos parámetros geométricos se resumen en la siguiente tabla 2.2.2.h.

Tabla 2.2.2.h. Dimensiones geométricas del tanque y de los correspondientes conductos de elevación ensayados por Moo-Young y col. (27).

Moo-Young y col. (27)			
D_T (m)	d_R (m)	H (m)	h_R (m)
0,15	0,051	1,8	1,3
	0,076		
	0,089		

Moo-Young y col. (27) propusieron una expresión para el cálculo de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación en los tanques airlift con circulación interna, que tenía la forma siguiente:

$$U_{IR} = \omega \cdot h_R^\chi \cdot U_{gR}^\varphi \cdot \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^\delta \quad (2.2.2.n)$$

En la ecuación (2.2.2.n) se aprecia que la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ se calculó a partir de la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ y del cociente de las áreas de las secciones transversales de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-(S_D/S_R)$.

Los valores para la constante y los exponentes obtenidos por Moo-Young y col. (27), al ajustar la ecuación (2.2.2.n) con los datos experimentales que obtuvieron en el tanque airlift descrito anteriormente, se presentan en la siguiente tabla 2.2.2.i.

Tabla 2.2.2.i. Constante y exponentes en la ecuación (2.2.2.n)

Variables		h_R	U_{gR}	S_D/S_R
Constante y exponentes	ω	χ	φ	δ
Moo-Young y col. (27)	0,66	1	0,33	0,78

Los intervalos de las variables en el estudio de Moo-Young y col. (27) se muestran en la siguiente tabla 2.2.2.j.

Tabla 2.2.2.j. Intervalos de las variables en el trabajo de Moo-Young y col. (27).

Variables	U_{IR} (m/s)		U_{gR} (m/s)		S_D/S_R	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
Moo-Young y col. (27)	0,038	0,24	0,0137	0,086	0,11	0,56

En los conductos situados verticalmente con flujo bifásico líquido-gas se ha relacionado la velocidad superficial de líquido con la velocidad superficial del gas y a su vez con la fracción de gas, por lo que todas las consideraciones que aparecen en el apartado 2.2.2.a de expresiones para el cálculo de la fracción de gas son interesantes en éste caso, también si se quiere conocer la dependencia de la velocidad superficial del líquido con la fracción de gas y la velocidad superficial del gas.

Tanques en configuración de dispersión libre axial del gas

A continuación se refieren los estudios de diferentes autores acerca de los tanques sin conducto de elevación en los que se midieron las velocidades de la pluma líquido-gas, y se propusieron expresiones para su correlación.

Kobus (28) realizó un estudio de la pluma con flujo bifásico líquido-gas en una cuchara que contenía 60 toneladas de acero fundido a 1600 °C agitado con argón, siendo la relación altura/diámetro cercana a la unidad. Dicha cuchara tenía un diámetro de 2,44 metros y una altura de 2,88 metros, estando los caudales de argon empleados comprendidos entre $4,2 \cdot 10^{-4}$ y $7,8 \cdot 10^{-3}$ m³/s. En dicho estudio se caracterizó el patrón de flujo de la pluma representándolo por una Gaussiana, así el perfil de velocidades se describió mediante la expresión:

$$\frac{V_{z,r}}{V_m} = e^{(-r^2/b^2)} \quad (2.2.2.o)$$

en la que las variables que aparecían en la ecuación (2.2.2.o) y en la figura 2.2.2.b tenían el siguiente significado: $-V_m$ era la velocidad máxima de líquido en el eje axial de la pluma; $-V_{z,r}$ era la velocidad de líquido a una altura $-z$ en el tanque y a un radio $-r$ desde el eje axial de la pluma; y $-b$ era una constante que se determinaba por medio de la ecuación siguiente:

$$b = 2 \cdot c \cdot (z + h_o) \quad (2.2.2.p)$$

Para la ecuación (2.2.2.p) Hsiao y col. (29) determinaron que la constante $-c$ era igual a 0,05, y en dicha ecuación también aparecía la altura $-z$ en el tanque y $-h_o$ que era la distancia en metros hasta un punto situado por debajo del fondo del tanque y la boquilla, siendo un origen analítico desde el que se extendía el patrón de flujo de la pluma. Para el caso estudiado por Kobus el valor de h_o era igual a 0,8 metros. Hsiao y col. (29) trabajaron en un sistema aire-agua ensayado en un tanque de diámetro 1 metro y de altura 1,1 metro, habiéndose empleado caudales de aire comprendidos entre $1,7 \cdot 10^{-3}$ y $8,3 \cdot 10^{-3}$ m³/s.

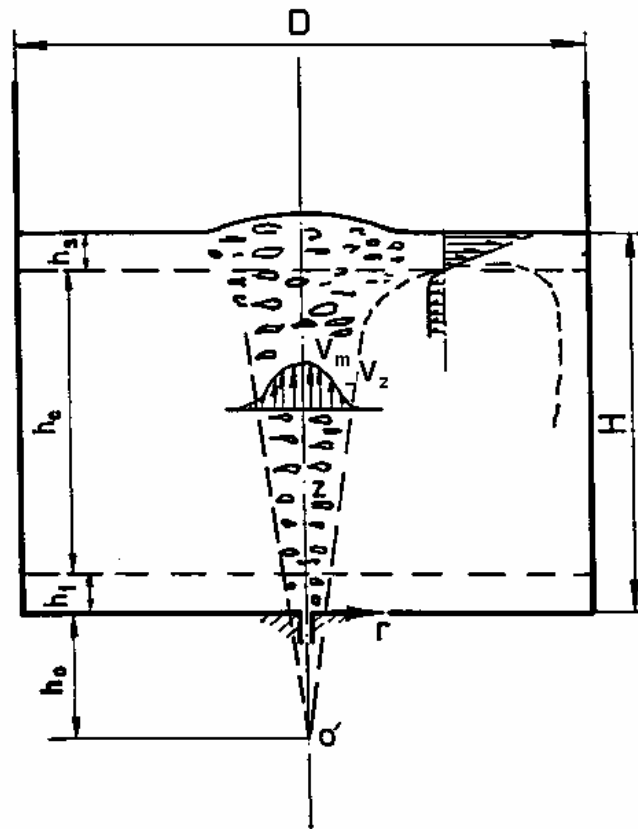


Figura 2.2.2.b. Representación de una pluma troncocónica axial junto a las variables características que permitieron determinar la distribución del perfil de velocidades en la pluma, según Kobus (28) y Hsiao (29).

La velocidad media de la pluma $-V_p-$ a una altura $-z-$ se pudo calcular mediante:

$$V_p = \frac{\int_0^{R'} V_{z,r} 2\pi r dr}{\int_0^{R'} 2\pi r dr} \quad (2.2.2.q)$$

sustituyendo la ecuación (2.2.2.o) en la (2.2.2.q) e integrando resultó:

$$V_p = \frac{b^2}{R'^2} V_m \left[1 - e^{-(R'^2/b^2)} \right] \quad (2.2.2.r)$$

en la que R' representaba el radio correspondiente al límite exterior de la zona bifásica de la pluma.

Guthrie y Sahai (30) estudiaron la geometría de la pluma en un sistema líquido-gas, agua-aire, como una función del caudal de gas, del diámetro del tanque y de la altura de líquido en el tanque tal como aparece en la figura 2.2.2.c.

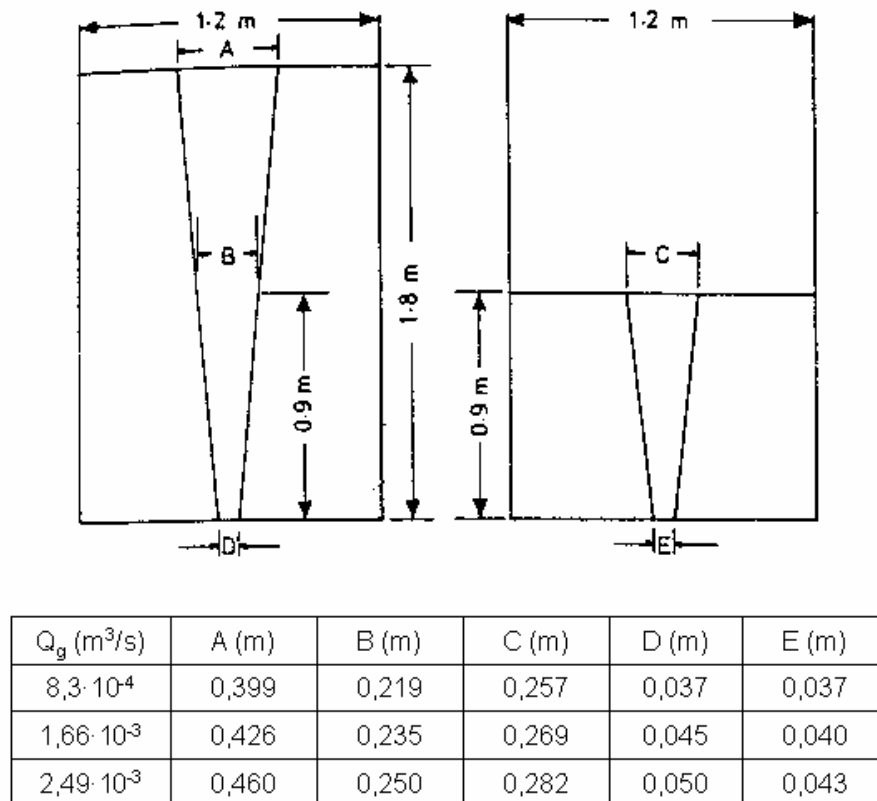


Figura 2.2.2.c. Estudio de la geometría de la pluma según Guthrie y Sahai (30).

La geometría de las plumas líquido-gas se estudiaron tal como aparece en la tabla que acompaña a la figura 2.2.2.c, representación perteneciente a dos tanques de 1,2 metros de diámetro y relaciones altura/diámetro de 0,75 y 1,5, en la que también aparecen los correspondientes valores de caudales de gas en m^3/s y las dimensiones de la pluma. A partir de dicho estudio Guthrie y Sahai (30) llegaron a la conclusión de que el radio medio de la pluma era 0,25 veces el radio del tanque, lo que permite considerar una pluma cilíndrica como aproximación, tal como se puso de manifiesto en el trabajo de Guthrie, Lai y Salcudean (31).

A partir de los datos aportados en el estudio de los mismos autores y reseñado anteriormente, Guthrie y Sahai (32) propusieron y ajustaron la expresión empírica siguiente (2.2.2.s), en la que se correlacionó la velocidad de la pluma $-V_p-$ en m^3/s con la altura de líquido en el tanque $-H-$ en metros, el radio del tanque $-R_T-$ en metros, y el caudal de gas $-Q_g-$ en m^3/s .

$$V_p = 4,18 \frac{H^{1/4} \cdot Q_g^{1/3}}{R_T^{1/3}} \quad (2.2.2.s)$$

Asimismo definieron la velocidad media de circulación de líquido en el tanque \bar{V} según la expresión siguiente:

$$\bar{V} = \frac{\int_0^H \int_0^R |V| r dr dz}{\int_0^H \int_0^R r dr dz} \quad (2.2.2.t)$$

y en la que $|V|$ era la magnitud del vector velocidad en cualquier lugar del líquido contenido en el tanque.

Guthrie y Sahai (32) también correlacionaron la velocidad media de circulación de líquido \bar{V} en m/s mediante la ecuación (2.2.2.u):

$$\bar{V} = 0,75 \frac{H^{1/4} Q_g^{1/3}}{R_T^{2/3}} \quad (2.2.2.u)$$

en la que aparecían la altura de líquido en el tanque $-H-$ en metros, el radio del tanque $-R_T-$ en metros, y el caudal de gas $-Q_g-$ en m^3/s .

La velocidad de la pluma $-V_p-$ y la velocidad media de circulación de líquido \bar{V} ambas en m/s se relacionaron mediante la siguiente ecuación (2.2.2.v):

$$\frac{\bar{V}}{V_p} = \frac{0,18}{R_T^{1/3}} \quad (2.2.2.v)$$

La validez de dichas expresiones fue comprobada con sistemas aire-agua en tanques de diámetros 0,5 y 1,1 metros y con relaciones altura de retenido líquido / diámetro del tanque $H/D_T=1$. Además Guthrie, Lai y Salcudean (31) también comprobaron su validez en cucharas con relaciones altura de retenido líquido / diámetro del tanque desde $H/D_T=0,5$ a $H/D_T=2$ con retenidos de acero fundido a 1600°C de hasta 500 toneladas.

2.2.2.c Modelo de balance de presiones en los sistemas líquido-gas

Ha de mencionarse que se ha realizado un esfuerzo en la predicción de las velocidades superficiales de líquido en los tanques líquido-gas, que bien podrían deducirse de diversas formas siendo una de ellas el presente balance de presiones que se presenta a continuación.

Diversos autores han presentado modelos fluidodinámicos de este tipo para tanques airlift de circulación interna en los que se tuvo en cuenta pormenorizadamente el comportamiento fluidodinámico en el tanque [Chisti y col. (10), Weiland (26), Evans y Shekhar (9) y (21), Merchuk y Berzin (22), y Trilleros y col. (33)] entre otros. Los intervalos en los que se encontraban comprendidas las variables en los correspondientes trabajos se muestran a continuación en la tabla 2.2.2.k.

Tabla 2.2.2.k. Intervalos de las variables: velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$; fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$; velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}$; diámetro del conducto de elevación $-d_R$; diámetro del tanque $-D_T$; altura del conducto de elevación $-h_R$; y altura de retenido líquido en el tanque $-H$.

	U_{gR} (m/s)	ε_{gR}	U_{lR} (m/s)	d_R (m)	D_T (m)	h_R (m)	H (m)			
Chisti y col. (10) <i>IALT (i)</i>	0,01→0,103	0,017→0,095	U_{lD} 0,748→1,811	d_D 0,355	0,762	h_D 2,06	2,32			
Weiland (26) <i>IALT (d)</i>	0→0,36	0,0025→0,27	0→0,5	0,063 0,072 0,082	0,1	0,4	0,45			
				0,075				0,11	0,72	0,84
				0,117 0,147 0,176						
Evans y Shekhar (9) y (21) <i>IALT (d)</i>	$1,4 \cdot 10^{-3} \rightarrow 2,8 \cdot 10^{-3}$	$8 \cdot 10^{-4} \rightarrow 3,7 \cdot 10^{-3}$	0,1→2,5	0,15	0,58	0,55	0,81			
						0,91	1,21			
Merchuk y Berzin (22) <i>IALT (d)</i>	0,003→0,132	0,02→0,15	0,15→0,56	0,091	0,158	1,498	1,53			
Trilleros y col. (33) <i>IALT (d)</i>	0,003→0,03	0,005→0,03	0,017→0,046	0,25 0,4	1,25	3,16	3,61			

Claves: *IALT (i)*: tanque airlift de circulación interna inversa.
IALT (d): tanque airlift de circulación interna directa.

A continuación se efectúa un análisis conjunto de todos los modelos fluidodinámicos propuestos, presentándose todos los términos que consideraron dichos autores en una expresión descrita como un modelo de balance de presiones, ecuación (2.2.2.x). Debe referirse que Chisti y col. (10), y Merchuk y Berzin (22) expresaron dicho modelo como balance de energías, mientras que el resto de autores lo hicieron como balance de presiones.

En la figura 2.2.2.d se presentan las posiciones en las que se encuentran las pérdidas de presión en el tanque, junto a la nomenclatura empleada para cada zona.

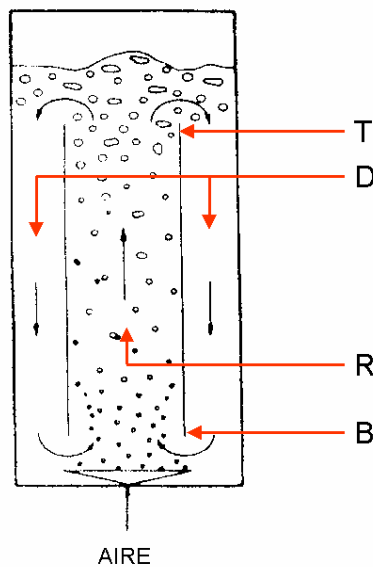


Figura 2.2.2.d. Posiciones de las correspondientes pérdidas de presión.
(B-entrada al conducto de elevación; D-zona anular de descenso;
R-conducto de elevación; T-salida del conducto de elevación).

Tomando como referencia la nomenclatura indicada en la figura 2.2.2.d, el balance de presiones fue establecido por medio de la expresión (2.2.2.x) siguiente.

$$P_i = \Delta P_R + \Delta P_D + \Delta P_{fR} + \Delta P_{fD} + \Delta P_B + \Delta P_T + \Delta P_{AR} \quad (2.2.2.x)$$

En la expresión (2.2.2.x) los términos que aparecen tienen el significado siguiente:

- La presión introducida en el sistema $-P_i-$, debida a la expansión isotérmica del gas, se calculó a partir de la expresión (2.2.2.y) encontrada en la bibliografía:
- Cálculo de la presión introducida en el sistema según Chisti y col. (10) y Weiland (26)

$$P_i = P_h \left[\ln \left(\frac{P_h + \rho_{mR} g H'_m}{P_h} \right) \right] \quad (2.2.2.y)$$

en la que: $-P_h$ - era la presión a la que se introducía el gas en el tanque; $-\rho_{mR}$ - la densidad de la mezcla gas-líquido en el conducto de elevación; y $-H'_m$ - la altura de la mezcla gas-líquido.

- La pérdida de presión debida a las estelas producidas detrás de las burbujas de gas en el conducto de elevación $-\Delta P_R$ -, este término fue considerado únicamente por Chisti y col. (10) y Weiland (26), y fue obtenido mediante un balance de presiones en el conducto de elevación.

$$\Delta P_R = P_i - \rho_l g h_R \varepsilon_{gR} \quad (2.2.2.z)$$

en la que: $-P_i$ - era la presión introducida en el sistema; $-\rho_l$ - la densidad del líquido; $-g$ - la aceleración de la gravedad; $-h_R$ - la altura del conducto de elevación; y $-\varepsilon_{gR}$ - la fracción de gas en el conducto de elevación.

- La pérdida de presión debida a la presencia de burbujas de gas en la zona anular de descenso $-\Delta P_D$ -, este término fue considerado únicamente por Chisti y col. (10) y Weiland (26), y fue obtenido mediante balance de presiones en la zona anular de descenso.

$$\Delta P_D = \rho_l g h_D \varepsilon_{gD} \quad (2.2.2.aa)$$

en la que: $-\rho_l$ - era la densidad del líquido; $-g$ - la aceleración de la gravedad; $-h_D$ - la altura de la zona anular de descenso; y $-\varepsilon_{gD}$ - la fracción de gas en la zona anular de descenso.

Si se sustituía en la ecuación (2.2.2.x) los términos correspondientes a la presión introducida en el sistema $-P_i$ -, a la pérdida de presión debida a las estelas producidas detrás de las burbujas de gas en el conducto de elevación $-\Delta P_R$ -, y a la pérdida de presión debida a la presencia de burbujas de gas en la zona anular de descenso $-\Delta P_D$ -, según las ecuaciones (2.2.2.y), (2.2.2.z), y (2.2.2.aa) respectivamente, se deducía la expresión siguiente:

$$\Delta P_i = \Delta P_{fR} + \Delta P_{fD} + \Delta P_B + \Delta P_T + \Delta P_{AR} \quad (2.2.2.ab)$$

En la que $-\Delta P_i$ - era la diferencia de presión introducida en el sistema expresada como la diferencia de presión existente entre las columnas de líquido ascendente y descendente motivada por la diferente fracción de gas en cada zona. Dicho término fue expresado así por Weiland (26), Evans y Shekhar (9) y (21), Merchuk y Berzin (22), y Trilleros y col. (33), tal como aparece en la ecuación (2.2.2.ac):

$$\Delta P_i = h_D g \rho_{mD} - h_R g \rho_{mR} \quad (2.2.2.ac)$$

en la que: $-h_R$ - era la altura del conducto de elevación; $-h_D$ - la altura de la zona anular de descenso; $-g$ - la aceleración de la gravedad; $-\rho_{mR}$ - la densidad de la mezcla gas-líquido en el conducto de elevación; y $-\rho_{mD}$ - la densidad de la mezcla gas-líquido en la zona anular de descenso.

Las expresiones para el cálculo de la densidad de la mezcla gas-líquido en el conducto de elevación $-\rho_{mR}$ - y de la densidad de la mezcla gas-líquido en la zona anular de descenso $-\rho_{mD}$ - fueron las siguientes:

$$\rho_{mR} = (1 - \varepsilon_{gR})\rho_l + \varepsilon_{gR}\rho_g \quad (2.2.2.ad)$$

$$\rho_{mD} = (1 - \varepsilon_{gD})\rho_l + \varepsilon_{gD}\rho_g \quad (2.2.2.ae)$$

expresiones en las que: $-\varepsilon_{gR}$ - era la fracción de gas en el conducto de elevación; $-\varepsilon_{gD}$ - la fracción de gas en la zona anular de descenso; $-\rho_l$ - la densidad del líquido; y $-\rho_g$ - la densidad del gas.

- La pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-\Delta P_B$ -:

$$\Delta P_B = K_B \left(\rho_{mD} \frac{V_{ID}^2}{2} \right) \quad (2.2.2.af)$$

éste término fue considerado por todos los autores mencionados. El significado de las variables que aparecían en dicha expresión (2.2.2.af) era el siguiente: $-K_B$ - el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación; $-\rho_{mD}$ - la densidad de la mezcla gas-líquido en la zona anular de descenso; y $-V_{ID}$ - la velocidad de líquido en la zona anular de descenso.

- La pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-\Delta P_T$ -:

$$\Delta P_T = K_T \left(\rho_{mR} \frac{V_{IR}^2}{2} \right) \quad (2.2.2.ag)$$

éste término fue considerado por todos los autores mencionados. El significado de las variables que aparecían en dicha expresión (2.2.2.ag) era el siguiente: $-K_T$ - el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación; $-\rho_{mR}$ - la densidad de la mezcla gas-líquido en el conducto de elevación; y $-V_{IR}$ - la velocidad de líquido en el conducto de elevación.

- La pérdida de presión debida a la fricción en el conducto de elevación $-\Delta P_{fR}$ -:

$$\Delta P_{fR} = 4f_R \frac{h_R}{d_R} \left(\rho_{mR} \frac{V_{IR}^2}{2} \right) \quad (2.2.2.ah)$$

éste término fue considerado por Weiland (26), Evans y Shekhar (9) y (21), y Merchuk y Berzin (22). Lo consideraron despreciable Chisti y col. (10) y Trilleros y col. (33). El significado de las variables que aparecían en dicha expresión (2.2.2.ah) era el siguiente: - f_R - el factor de fricción en el conducto de elevación; - h_R - la altura del conducto de elevación; - d_R - el diámetro del conducto de elevación; - ρ_{mR} - la densidad de la mezcla gas-líquido en el conducto de elevación; y - V_{IR} - la velocidad de líquido en el conducto de elevación.

- La pérdida de presión debida a la fricción en la zona anular de descenso - ΔP_{fD} -:

$$\Delta P_{fD} = 4 f_D \frac{h_D}{d_D} \left(\rho_{mD} \frac{V_{ID}^2}{2} \right) \quad (2.2.2.ai)$$

éste término fue considerado por Weiland (26), Merchuk y Berzin (22). Lo consideraron despreciable Chisti y col. (10), Evans y Shekhar (9) y (21), y Trilleros y col. (33). El significado de las variables que aparecían en la expresión (2.2.2.ai) era el siguiente: - f_D - el factor de fricción en la zona anular de descenso; - h_D - la altura de la zona anular de descenso; - d_D - el diámetro hidráulico equivalente de la zona anular de descenso; - ρ_{mD} - la densidad de la mezcla gas-líquido en la zona anular de descenso; y - V_{ID} - la velocidad de líquido en la zona anular de descenso.

- La pérdida de presión debida a la aceleración del líquido en el interior del conducto de elevación - ΔP_{AR} -, que se producía por la presencia del gas que circulaba junto al líquido en el conducto de elevación:

$$\Delta P_{AR} = \rho_{mR} \cdot U_{IR} \cdot \left(\frac{U_{IR}}{1 - \varepsilon_{gR}} - U_{IR} \right) \quad (2.2.2.aj)$$

únicamente Trilleros y col. (33) consideraron el empleo de dicho término. El significado de las variables que aparecen en la expresión (2.2.2.aj) era el siguiente: - ρ_{mR} - la densidad de la mezcla gas-líquido en el conducto de elevación; - U_{IR} - la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación; y - ε_{gR} - la fracción de gas en el conducto de elevación.

Quedando la ecuación general como:

$$\begin{aligned}
h_D g \rho_{mD} - h_R g \rho_{mR} &= K_B \left(\rho_{mD} \frac{V_{ID}^2}{2} \right) + K_T \left(\rho_{mR} \frac{V_{IR}^2}{2} \right) + \\
+ 4 f_R \frac{h_R}{d_R} \left(\rho_{mR} \frac{V_{IR}^2}{2} \right) &+ 4 f_D \frac{h_D}{d_D} \left(\rho_{mD} \frac{V_{ID}^2}{2} \right) + \\
+ \rho_l U_{IR} \left(\frac{U_{IR}}{1 - \varepsilon_{gR}} - U_{IR} \right) & \quad (2.2.2.ak)
\end{aligned}$$

En la cual las variables tenían el siguiente significado: - h_R - era la altura del conducto de elevación; - h_D - la altura de la zona anular de descenso; - g - la aceleración de la gravedad; - ρ_{mR} - la densidad de la mezcla líquido-gas en el conducto de elevación; - ρ_{mD} - la densidad de la mezcla líquido-gas si la hubiere en la zona anular de descenso; - K_B - el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación; - K_T - el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación; - V_{IR} - la velocidad de líquido en el conducto de elevación; - V_{ID} - la velocidad de líquido en la zona anular de descenso; - U_{IR} - la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación; - f_R - el factor de fricción en el conducto de elevación; - f_D - el factor de fricción en la zona anular de descenso; - d_R - el diámetro del conducto de elevación; - d_D - el diámetro hidráulico equivalente de la zona anular de descenso; y - ε_{gR} - la fracción de gas en el conducto de elevación.

Por lo tanto el balance de presiones podría expresarse de la siguiente forma: la impulsión del líquido sería debida a la diferencia de presión existente entre las columnas de líquido ascendente y descendente motivadas por la diferente fracción de gas en cada zona. Esta diferencia de presión se invertiría en pérdidas de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación, en pérdidas de presión por fricción de superficie en el conducto de elevación y en la zona anular de descenso, y en una pérdida de presión debida a la aceleración del líquido por la expansión del gas en el conducto de elevación.

Teniendo en cuenta las siguientes expresiones (2.2.2.al) y (2.2.2.am):

$$V_{IR} = \frac{U_{IR}}{1 - \varepsilon_{gR}} \quad (2.2.2.al)$$

$$V_{ID} = \frac{U_{ID}}{1 - \varepsilon_{gD}} \quad (2.2.2.am)$$

que relacionan: la velocidad de líquido en el conducto de elevación - V_{IR} - con la correspondiente velocidad superficial - U_{IR} - a través de la fracción de gas en el conducto de elevación - ε_{gR} - según la expresión (2.2.2.al); y la velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso - V_{ID} - con la correspondiente velocidad superficial - U_{ID} - a través de la fracción de gas en la zona anular de descenso - ε_{gD} - según la expresión (2.2.2.am).

Y teniendo además en cuenta la ecuación de continuidad del caudal de líquido, según la cual:

$$U_{IR} \cdot S_R = U_{ID} \cdot S_D \quad (2.2.2.an)$$

la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - multiplicada por la superficie de la sección transversal del conducto de elevación $-S_R$ -, es igual a la velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ - multiplicada por la superficie de la sección transversal de la zona anular de descenso $-S_D$ -.

Chisti y col. (10) utilizaron las expresiones (2.2.2.al), (2.2.2.am), y (2.2.2.an), y consideraron que los factores de fricción en el conducto de elevación $-f_R$ - y en la zona anular de descenso $-f_D$ - eran iguales a cero. Para finalmente despejar en la ecuación general (2.2.2.ak) la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación, llegando a la siguiente ecuación:

$$U_{IR} = \left[\frac{2gH(\varepsilon_{gR} - \varepsilon_{gD})}{K_B \left(\frac{S_R}{S_D}\right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{gD})^2} + \frac{K_T}{(1 - \varepsilon_{gR})^2}} \right]^{0,5} \quad (2.2.2.ao)$$

Chisti y col. (10) indicaron que en los tanques con circulación interna el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$ - es mucho mayor que el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-K_T$ - y por lo tanto la ecuación (2.2.2.ao) se podría reducir a la siguiente:

$$U_{IR} = \left[\frac{2gH(\varepsilon_{gR} - \varepsilon_{gD})}{K_B \left(\frac{S_R}{S_D}\right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{gD})^2}} \right]^{0,5} \quad (2.2.2.ap)$$

Chisti y col. (10) propusieron para el cálculo del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$ - en tanques airlift de circulación interna con sistemas bifásicos gas-líquido, la siguiente expresión que relacionaba dicho coeficiente con la razón de la superficie de la sección transversal de la zona anular de descenso y de la superficie de la sección transversal del conducto de elevación $-[S_D/S_R]$ -:

$$K_B = 11,4 \cdot \left[\frac{S_D}{S_R} \right]^{0,79} \quad (2.2.2.aq)$$

Chisti y col. (10) obtuvieron la constante y el exponente que aparecen en la ecuación (2.2.2.af) ajustando con los datos experimentales propios y los de otros autores: Hatch (34) y Jones (35), resultando un coeficiente de correlación $R^2=0,994$. Se muestra a continuación en la tabla 2.2.2.1 los intervalos de las variables en dichos trabajos.

Tabla 2.2.2.1. Intervalos de las variables experimentales en los trabajos de los autores.

	V (m ³)	H (m)	h _R (m)	d _R (m)	S _R /S _D	K _B
Chisti (10) <i>IALT (i)</i>	1,058	2,32	h _D 2,06	d _D 0,355	3,61	5
Hatch (34) <i>IALT (d)</i>	0,2	2,8	2,6	0,206	0,89	16,98
Jones (35) <i>IALT (d)</i>	0,06	1,33	1,22	0,146	0,54	9,22

Claves: *IALT (i)*: tanque airlift de circulación interna inversa.

IALT (d): tanque airlift de circulación interna directa.

2.3. ANÁLISIS DEL TIPO DE FLUJO EN EL CONDUCTO DE ELEVACIÓN

En los conductos de elevación se han establecido diferentes tipos de flujo en función del caudal de gas debiéndose destacar entre otros los trabajos de Oshinowo y Charles (17) y (18).

En la figura 2.3.1 se representan los diferentes tipos de flujo que describieron dichos autores, posteriormente se comenta dicha figura en la que se delimitaron las zonas de existencia de los diferentes tipos de flujo.

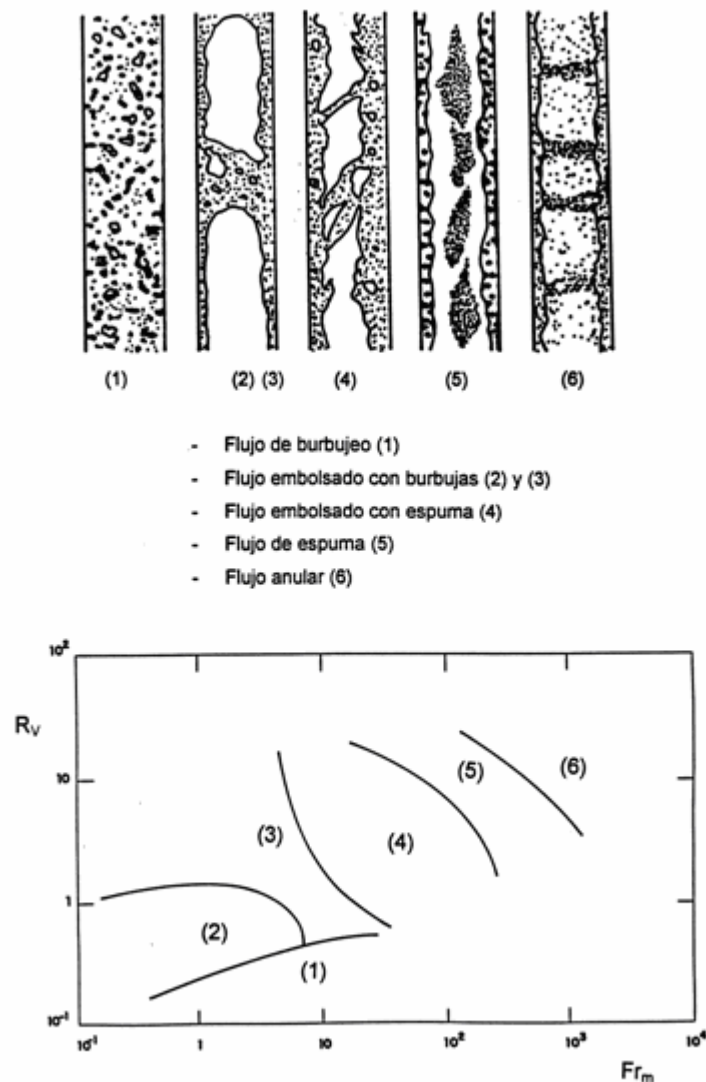


Figura 2.3.1. Tipos de flujo observados en flujo bifásico líquido-gas ascendente en los conductos de elevación según Oshinowo y Charles (17) y (18).

Como puede apreciarse, para flujo ascendente se tiene en primer lugar el flujo de burbujeo, en el cual el líquido actúa como una fase continua que contiene el gas dispersado como burbujas individuales.

Al aumentar el caudal de gas se llega a la formación del flujo embolsado con burbujas, caracterizado por la existencia de burbujas acompañada de la formación de embolsamientos de gas con diferentes superficies de contorno. A continuación con una subida aún mayor del caudal de gas se tiene el flujo embolsado con espuma en el que aumenta el tamaño de los embolsamientos de gas, creciendo considerablemente la velocidad del gas, y además las burbujas y el líquido colindante a los embolsamientos se encuentran en forma de espuma.

Al seguir aumentando el caudal de gas se llega al flujo de espuma en el que las burbujas decrecen en tamaño y se tiene una alta turbulencia sobre la mezcla líquido-gas.

En el límite superior se encuentra el flujo anular en el que el gas asciende por una columna central, y el líquido se mueve más lentamente ascendiendo anularmente en la cercanía de las paredes del conducto.

La gráfica que aparece en la parte inferior de la figura 2.3.1 corresponde a un sistema aire-agua, en ordenadas aparece el término $-R_v-$ que es la razón entre las velocidades superficiales de gas y de líquido en el conducto de elevación, asimismo en abscisas aparece el número de Froude de mezcla $-Fr_m-$.

En los trabajos de Oshinowo y Charles (17) y (18) también se consideraron otros sistemas aparte del aire-agua, como eran el aire-soluciones de glicerina a diferentes concentraciones, habiendo sido necesaria en este caso la introducción de un término de corrección al número de Froude de mezcla $-Fr_m-$.

A continuación en la tabla 2.3.a aparecen los intervalos correspondientes a las velocidades superficiales de gas y de líquido en el conducto de elevación, así como las dimensiones del conducto de elevación empleado en dichos trabajos.

Tabla 2.3.a. Dimensiones del conducto de elevación: diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, altura del conducto de elevación $-h_R-$. Así como los intervalos de la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$, y de la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}-$ en los trabajos de Oshinowo y Charles (17) y (18).

Oshinowo y Charles(17) y (18)			
Sistemas: aire-agua, disoluciones de glicerol al 16%, 35%, 56% y 60,5%.			
d_R (m)	h_R (m)	U_{gR} (m/s)	U_{lR} (m/s)
0,025	5,3	0 → 44,7	0,01 → 2

De otra parte Griffith y Wallis (36), propusieron otro mapa de flujo como se recoge en la figura 2.3.2, indicando los tipos de flujo y las variables utilizadas. Así aparece en ordenadas el cociente entre la velocidad superficial de gas $-U_{gR}-$ y la suma de las velocidad superficial de líquido $-U_{lR}-$ con la velocidad superficial de gas $-U_{gR}-$, y en abscisas aparece el número de Froude de mezcla $-Fr_m-$. Dicho trabajo se realizó con sistemas aire-agua

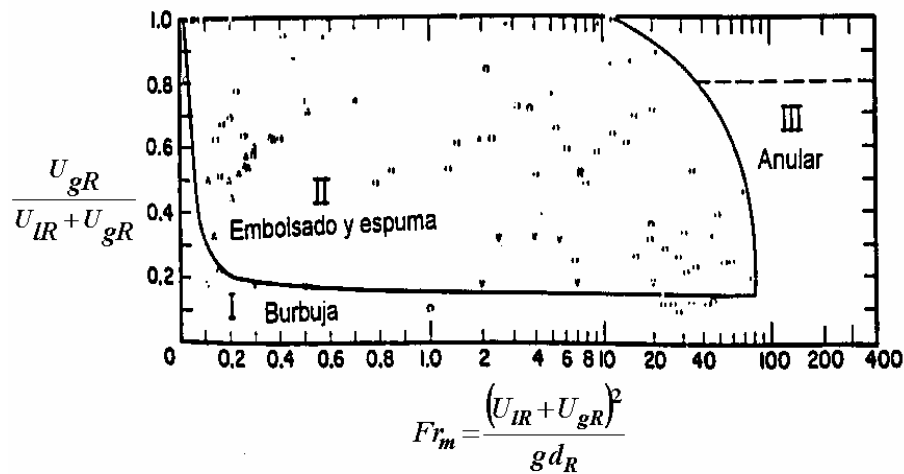


Figura 2.3.2. Regiones observadas para cada tipo de flujo bifásico vertical ascendente aire-agua en los conductos de elevación verticales con flujo bifásico líquido-gas según Griffith y Wallis (36).

A continuación en la tabla 2.3.b se presentan los intervalos correspondientes a las velocidades superficiales de gas y de líquido en el conducto de elevación, así como las dimensiones de los conductos de elevación empleados en el trabajo de Griffith y Wallis (36).

Tabla 2.3.b. Dimensiones de los conductos de elevación: diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, altura del conducto de elevación $-h_R-$. Así como los intervalos de la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$, y de la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}-$ en el trabajo de Griffith y Wallis (36).

Griffith y Wallis (36)			
Sistema: aire-agua.			
d_R (m)	h_R (m)	U_{gR} (m/s)	U_{IR} (m/s)
0,013	5,5	0 → 10	0 → 10
0,019			
0,025			

Debe indicarse que en la figura 2.3.2 las abscisas se corresponden a la definición de la fracción de gas según Wallis (13), según la expresión (2.2.2.a) que se mencionó en el apartado 2.2.2.a del capítulo 2 de la presente Memoria.

A continuación se presenta otro mapa de flujo propuesto por Govier y Aziz (37), en el que las regiones con los distintos tipos de flujo líquido-gas (entre otros el aire-agua), aparecen en función de las velocidades superficiales de líquido y de gas, tal como aparece en la figura 2.3.3.

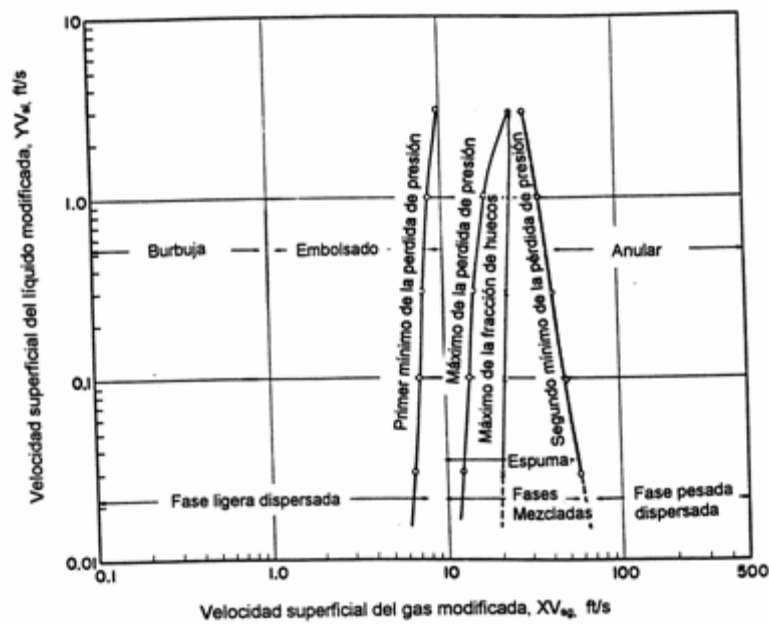


Figura 2.3.3. Regiones observadas para cada tipo de flujo bifásico vertical ascendente gas-líquido en los conductos de elevación con flujo bifásico gas-líquido según Govier y Aziz (37).

Para sistemas aire-agua dicha representación que aparece en la figura 2.3.3 se pueden utilizar directamente las velocidades superficiales de líquido y de gas sin modificar, luego directamente en ordenadas se sitúan las velocidades superficiales del líquido (agua) $-U_{IR}-$ y en abscisas las velocidades superficiales del gas (aire) $-U_{gR}-$, las unidades de dichas variables en la representación son pies/segundo. Govier y Aziz (37) además comprobaron la correspondencia de la representación 2.3.3 con la 2.3.2 de Griffith y Wallis (36).

A continuación en la tabla 2.3.c se presentan los intervalos correspondientes a las velocidades superficiales de gas y de líquido en el conducto de elevación, así como las dimensiones de los conductos de elevación empleados en el trabajo de Govier y Aziz (37).

Tabla 2.3.c. Dimensiones de los conductos de elevación: diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, altura del conducto de elevación $-h_R-$. Así como los intervalos de la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$, y de la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}-$ en el trabajo de Govier y Aziz (37).

Govier y Aziz (37)			
Sistema: aire-agua			
d_R (m)	h_R (m)	U_{gR} (m/s)	U_{IR} (m/s)
0,016	5,5	0,03 \rightarrow 152	$3 \cdot 10^{-3} \rightarrow 3$
0,026			

Finalmente se presenta en la figura 2.3.4 la propuesta de mapa de flujo debida a Ros (38) en la que aparecían las regiones correspondientes a los diversos tipos de flujo: la región I corresponde al flujo de burbuja y al flujo embolsado, la región II al flujo de espuma y la

región III al flujo anular. Dicha representación proviene de un estudio en diversos conductos de 10 metros de altura y cuyos diámetros se encontraban entre 0,032 y 0,1423 m, la densidad del líquido 828 y 1000 kg/m³, la viscosidad del líquido variaba de 10⁻³ a 33,7 kg-m/s, y la tensión superficial del líquido variaba de 2,45·10⁻² a 7,2·10⁻² Nw/m. Las velocidades superficiales de gas y de líquido variaban de 0 a 100 m/s para el gas y de 0 a 3,2 m/s para el líquido.

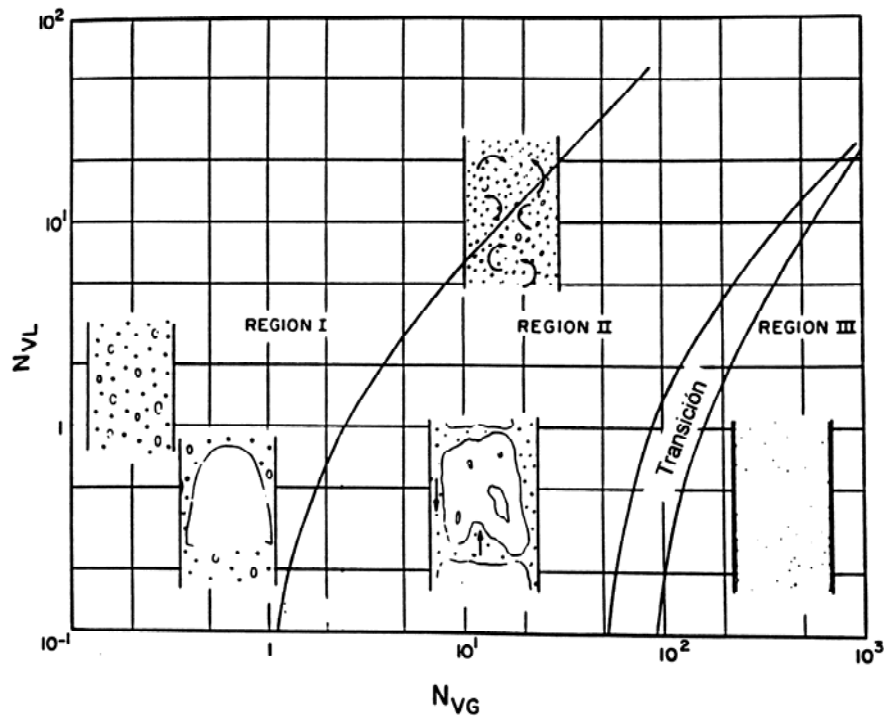


Figura 2.3.4. Regiones observadas para cada tipo de flujo bifásico vertical ascendente gas-líquido en conductos según Ros (38).

En dicha representación aparece en ordenadas el número de velocidad de líquido $-N_{VL}$ - y en abscisas el número de velocidad de gas $-N_{VG}$ -, siendo:

$$N_{VL} = U_{IR} \sqrt[4]{\rho_l / g \sigma_l} \quad (2.3.a)$$

$$N_{VG} = U_{gR} \sqrt[4]{\rho_l / g \sigma_l} \quad (2.3.b)$$

En las ecuaciones (2.3.a) y (2.3.b): $-U_{IR}$ - era la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación; $-U_{gR}$ - la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación; $-\rho_l$ - la densidad del líquido; $-g$ - la aceleración de la gravedad y $-\sigma_l$ - la tensión superficial del líquido. Las unidades de dichas variables en las ecuaciones (2.3.a) y (2.3.b) eran respectivamente: pies/s, pies/s, g/cm³, pies/s² y dinas/cm.

A continuación en la tabla 2.3.d se presentan los intervalos correspondientes a las velocidades superficiales de gas y de líquido en el conducto de elevación, así como las dimensiones de los conductos de elevación empleados en el trabajo de Ros (38).

Tabla 2.3.d. Dimensiones de los conductos de elevación: diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, altura del conducto de elevación $-h_R-$. Así como los intervalos de la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$, y de la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}-$ en el trabajo de Ros (38).

Ros (38)			
Sistema: aire-agua			
d_R (m)	h_R (m)	U_{gR} (m/s)	U_{lR} (m/s)
0,032→0,142	10	0 → 100	0 → 3,2

2.4 HOMOGENEIZACIÓN Y MEZCLA EN LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS

En este capítulo se muestran diferentes modelos y expresiones encontradas en la bibliografía que relacionaban el tiempo de mezcla con las distintas variables de operación y de diseño de los equipos.

2.4.1 Resumen de propuestas para la predicción de los tiempos de mezcla

En los tanques líquido-gas la homogeneización y la mezcla del conjunto se produce por la expansión de un gas a través de boquillas a gran velocidad. La fase gas adquiere debido a criterios de estabilidad la forma de burbujas que ascienden hacia la superficie libre debido a su menor densidad. Ello produce la generación sobre las boquillas, una zona central con flujo bifásico que tiene forma de tronco de cono. Las burbujas en su movimiento de ascenso provocan el arrastre del fluido de las zonas próximas comunicando cantidad de movimiento a dicho líquido y generan detrás de ellas unas estelas con una gran turbulencia.

Se puede decir que toda esta zona troncocónica es una zona en dónde la intensidad de turbulencia es elevada. Evidentemente se producirá una corriente ascendente de líquido hacia la superficie libre del tanque de forma que una vez que se encuentre en la parte superior del mismo retornará periféricamente hacia el fondo del tanque provocándose una circulación de líquido. Por esto los tanques líquido-gas pueden operar en la configuración de dispersión libre del gas, o en otra configuración en la que se introduce un conducto de elevación para delimitar las zonas de la circulación del líquido en su interior.

Un aspecto importante a subrayar es la localización de la zona en dónde la intensidad de mezcla por turbulencia es mayor. Lamont (8) encontró experimentalmente, que las zonas de mayor intensidad de mezcla se encontraban próximas a la zona del nivel libre de líquido y por lo tanto en el punto más alejado sobre la vertical desde las boquillas de dispersión del gas. Este hecho experimental se ponía más claramente de manifiesto en los tanques líquido-gas provistos de conducto de elevación, en dónde la intensidad de turbulencia era máxima en las zonas próximas al nivel de la superficie libre de líquido en el tanque y con niveles superiores a los que se lograban cuando el gas se dispersaba libremente.

La velocidad de circulación de líquido inducida dependía de una parte del caudal de gas introducido y de otra del diámetro del conducto de elevación, tal y como se observa en la figura 2.4.1.a debida a Lamont (8), que describía como el caudal de circulación de líquido crecía al aumentar el diámetro del conducto de elevación y al aumentar el caudal de gas, para el caso de utilizar una pulpa mineral de densidad $1,6 \text{ g/cm}^3$.

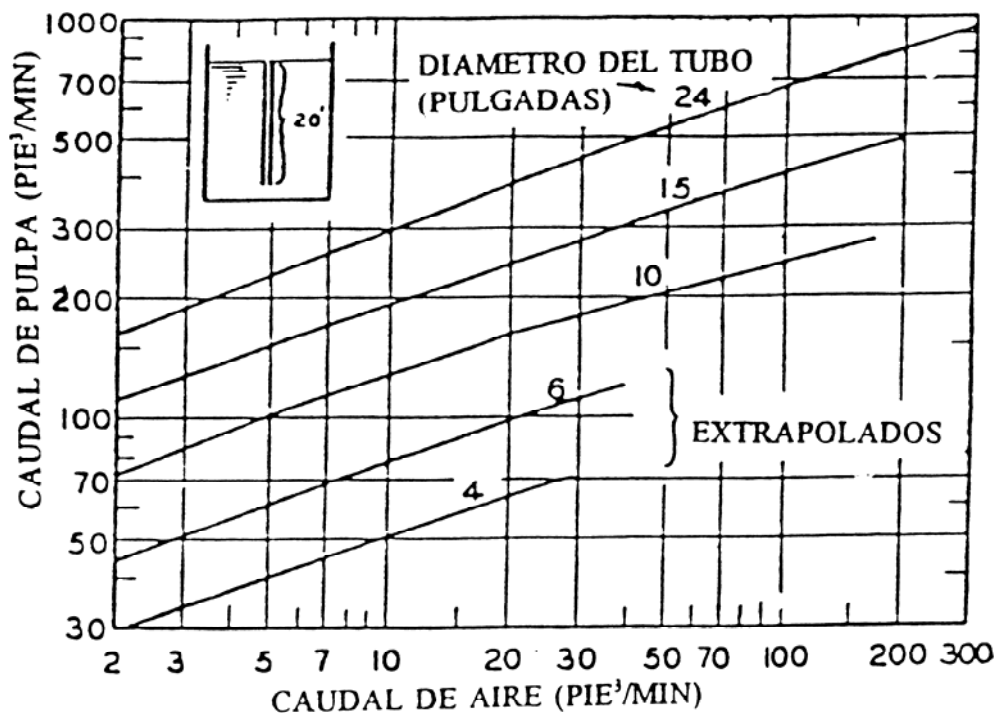


Figura 2.4.1.a. Caudal de circulación de pulpa frente a caudal de aire para diferentes diámetros del conducto de elevación

El mismo autor observó que la intensidad de la turbulencia en el líquido decrecía justamente con el aumento del diámetro del conducto de elevación. También apuntó que se podían establecer unas condiciones de diseño óptimas del diámetro del conducto de elevación y del caudal de circulación de líquido inducido para un determinado caudal de gas, de forma que se conseguía el menor tiempo de mezcla posible con el menor caudal de gas.

El estudio experimental de la homogeneización en este tipo de sistemas se obtuvo al igual que en otros casos análogos en Ingeniería a partir de la distribución de tiempos de residencia de un trazador inyectado en el mismo. Esta técnica necesita la aplicación de las etapas siguientes:

- 1- En primer lugar, la introducción del trazador de forma continuada o en forma de pulsación.
- 2- La selección de uno o varios puntos dentro del sistema en donde se disponían los sensores.
- 3- Los registros de las cantidades de trazador por medio de sondas en función del tiempo, y análisis de su fiabilidad en la técnica utilizada para la detección.

La selección de un trazador ha constituido una de las etapas más importantes en los estudios experimentales, ya que necesita la obtención de información del flujo en el sistema sin que el trazador influyera en el comportamiento real. Las necesidades que precisaría toda sustancia que se emplease como trazador se resume en los puntos siguientes:

- 1- Habría de ser miscible en el medio y tener unas propiedades físicas similares a las del fluido.
- 2- Habría de ser tal que permitiese su detección para concentraciones pequeñas del mismo.
- 3- También la concentración del trazador debería presentar una respuesta lineal para su detección, ya que de esta forma se eliminaría el calibrado del mismo.
- 4- Las dimensiones geométricas de las sondas detectoras deberían tener un tamaño reducido con objeto de perturbar mínimamente el flujo.
- 5- El trazador no debería reaccionar con el fluido contenido en el tanque. En algunas circunstancias si el trazador sufriera una transformación química se tendría que considerar cada caso de modo individualizado.

Para los sistemas aire-agua se han venido utilizando frecuentemente diferentes sales y ácidos junto con la técnica de conductividad eléctrica (10), (39), (40), (41), (42), (43), (44), (45), (46) y (47). En otras ocasiones se ha utilizado la técnica de trazadores térmicos (34), (48) y (49). Con menor frecuencia se han empleado técnicas de colorimetría y de trazadores radiactivos.

Junto a las técnicas de trazador térmico se han utilizado aunque con menor intensidad las de visualización del flujo y las de obtención de los perfiles de velocidades en el interior del tanque a partir de la obtención experimental de las velocidades puntuales [Evans y Shekhar (9), (21)]. En la primera de ellas cuando se utilizaban registros fotográficos permitía distinguir entre zonas de turbulencia diferente; mientras que cuando se registraban los campos de velocidades se tenía una información pormenorizada de las diferentes regiones del tanque.

En cuanto a las técnicas de trazador se ha de indicar que éstas han de determinar de una forma fácil los tiempos de mezcla a partir de los registros de la concentración de trazador frente al tiempo, definiéndose el tiempo de mezcla 95 – $T_{m\ 95}$ – como aquel en el que se habría alcanzado una homogeneización del 95%, y por lo tanto no se presentaría una variación superior al 5% sobre la concentración del trazador a tiempo infinito.

Como se ha indicado anteriormente la homogeneización en estos tanques estaría participada en un porcentaje elevado por la circulación inducida de líquido en su interior. Para ello habría que determinar los campos de concentración de trazador frente al tiempo, deduciéndose los valores de las velocidades de circulación a partir de la fluctuación de la respuesta del trazador en función del tiempo.

Weiland (26) estudió la importancia de la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación de un tanque, operando con un sistema aire-agua, en el que observó la disminución del tiempo de mezcla al aumentar la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación. Dedujo así que la tendencia era la de una evolución asintótica del tiempo de mezcla para valores elevados de la velocidad superficial del gas.

Este mismo autor ensayó con el sistema aire-agua en tres tanques airlift con circulación interna. También observó que para cada variante de diseño y tamaño del tanque aparecía un valor de la velocidad superficial del gas crítica a partir de la cual el tiempo de mezcla permanecía constante.

Un parámetro geométrico que afectaba directamente al tiempo de mezcla era sin duda alguna el diámetro del conducto de elevación, así como la altura de líquido sobre dicho

conducto hasta la superficie libre del mismo. De forma general se podía indicar que un aumento de ambos parámetros, como se puso de manifiesto en el trabajo de Weiland (26), traía consigo una disminución del tiempo de mezcla. No obstante ambos parámetros geométricos tenían un valor también crítico a partir del cual el tiempo de mezcla no disminuía más.

Las dimensiones geométricas de los tres tanques airlift con conducto de elevación y circulación interna en los que ensayó Weiland (26) se presentan en la siguiente tabla 2.4.1.a, en la que aparecen las siguientes variables: el volumen de líquido contenido en el tanque –V-, la altura de líquido contenido en el tanque –H-, el diámetro del tanque –D-, la altura del conducto de elevación – h_R -, y el diámetro del conducto de elevación – d_R -.

Tabla 2.4.1.a. Dimensiones geométricas de los tanques y de los correspondientes conductos de elevación ensayados por Weiland (26).

	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3
V (m ³)	$4,5 \cdot 10^{-3}$	$1 \cdot 10^{-2}$	$5,4 \cdot 10^{-2}$
H (m)	0,45	0,84	1,7
D (m)	0,1	0,11	0,2
h_R (m)	0,4	0,72	1,5
d_R (m)	0,063	0,075	0,117
	0,072		0,147
	0,082		0,176

Los intervalos en los que se encontraban comprendidas en el trabajo de Weiland (26) la velocidad superficial de gas – U_{gR} -, la fracción de gas en el conducto de elevación – ϵ_{gR} -, y la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación – U_{lR} - se muestran en la siguiente tabla 2.4.1.b.

Tabla 2.4.1.b. Intervalos en los que se encontraban la velocidad superficial de gas – U_{gR} -, la fracción de gas en el conducto de elevación – ϵ_{gR} -, y la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación – U_{lR} - en el trabajo de Weiland (26).

U_{gR} (m/s)		ϵ_{gR}		U_{lR} (m/s)	
Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
0	0,36	0,025	0,27	0	0,5

Las correlaciones de los tiempos de mezcla propuestas para este tipo de tanques, encontradas en la bibliografía consultada no fue abundante.

Así en 1980, Rousseau (50) ensayó con un tanque de diámetro 0,25 metros y de altura comprendida entre 0,7 y 1,6 metros, en el que se emplearon conductos de elevación de diámetros 0,05 y 0,15 metros. Correlacionó los tiempos de mezcla para una homogeneización del 95% y obtuvo que dicho tiempo era proporcional a la potencia 1,7 del diámetro del conducto de elevación cuando operaban con el sistema aire-agua.

Una información más abundante se encontró para los tanques desprovistos del conducto de elevación, fruto de los trabajos realizados por diferentes autores con sistemas reales y con sistemas análogos (aire-agua), en los que se determinaron los tiempos de mezcla

en reactores pirometalúrgicos. Tomaron como referencia la propuesta de correlación de Szekely y col. (51), que relacionó de forma empírica dimensional el tiempo de mezcla con el consumo específico de energía debida a la expansión del gas, expresándose el tiempo de mezcla $-T_m-$ en segundos y la otra variable el consumo específico de energía $-E_d-$ en W/kg ó W/Tm. La expresión empírica que propusieron Szekely y col. (51) fue la siguiente (2.4.1.a); en la que el consumo específico de energía $-E_d-$ se expresó en W/Tm.

$$T_m = 800 \cdot E_d^{-0,4} \quad (2.4.1.a)$$

Szekely y col. (51) experimentaron con un sistema argon-acero fundido a 1600 °C en un tanque cilíndrico de un diámetro 0,42 metros y una altura de 0,465 metros, el intervalo en que se encontraban los caudales de gas fue de $6,7 \cdot 10^{-6}$ m³/s a $6,7 \cdot 10^{-5}$ m³/s, el intervalo para los consumos específicos de energía fue de 5 a 600 W/ton, y habiéndose obtenido tiempos de mezcla entre 5 y 17 segundos. En estas condiciones del ajuste con los datos experimentales en la ecuación (2.4.1.a) obtuvieron un exponente para el consumo específico de energía de $-0,4$, y un valor de la constante de 800.

Sano y Mori (14) introdujeron de forma explícita la dependencia de los parámetros geométricos de diseño en la correlación del tiempo de mezcla y el consumo específico de energía. Propusieron la siguiente expresión empírica dimensional (2.4.1.b) para un sistema argon-acero fundido a 1600 °C, a partir de los datos experimentales correspondientes a dos tanques con diámetros de 1 y 2,2 metros y alturas de 1 y 1,5 metros respectivamente, el intervalo en que se encontraban los caudales de gas fue de $1,7 \cdot 10^{-5}$ m³/s a $1,7 \cdot 10^{-2}$ m³/s, el intervalo para los consumos específicos de energía fue de 0,1 a 100 W/ton, y se obtuvieron tiempos de mezcla entre 12 y 2000 segundos:

$$T_m = 100 \cdot E_d^{-0,34} \cdot H^{0,67} \cdot D_T^{1,35} \quad (2.4.1.b)$$

En la expresión empírica dimensional (2.4.1.b) debida a Sano y Mori (14) el tiempo de mezcla dependía del consumo específico de energía $-E_d-$, de la altura de retenido líquido en el tanque $-H-$, y del diámetro del tanque $-D_T-$:

Paul y Ghosh (52) propusieron para el caso de las cucharas y trabajando por simulación con el sistema análogo aire-agua, una expresión empírica dimensional (2.4.1.c) en la que el tiempo de mezcla era proporcional al consumo específico de energía elevado a un exponente de $-0,45$. Para ello experimentaron con un tanque de 0,08 metros de diámetro $-D_T-$ con diferentes alturas de retenido líquido $-H-$ de 0,06, 0,08 y 0,1 metros, los caudales de aire $-Q_g-$ introducidos fueron de $2,5 \cdot 10^{-4}$, $4,2 \cdot 10^{-4}$, y $5,8 \cdot 10^{-4}$ m³/s, los consumos específicos de energía $-E_d-$ se encontraban en el intervalo comprendido entre 622 y 2752 W/ton, y los tiempos de mezcla $-T_m-$ estaban dentro del intervalo comprendido entre 0,9 y 1,8 segundos.

$$T_m = 93,32 \cdot E_d^{-0,45} \quad (2.4.1.c)$$

Guthrie y Mazumdar (53), trabajando con un sistema análogo aire-agua obtuvieron una expresión empírica dimensional similar a la propuesta por Sano y Mori (14) en la que el

tiempo de mezcla dependía del consumo específico de energía $-E_d-$, de la altura de retenido líquido en el tanque $-H-$, y del radio del tanque $-R_T-$:

$$T_m = 37 \cdot E_d^{-0,33} \cdot H^{-1} \cdot R_T^{2,33} \quad (2.4.1.d)$$

En dicha expresión el término $-H-$ fue expresado como profundidad desde la superficie, no como la altura considerada desde el fondo del tanque, por lo que el exponente correspondiente a la altura de retenido líquido en el tanque $-H-$ era de signo negativo en la expresión (2.4.1.d) debida a Guthrie y Mazumdar (53) frente al correspondiente en la expresión (2.4.1.b) debida a Sano y Mori (14) que era positivo. Además aparecía el tiempo de mezcla como función del radio del tanque en lugar del diámetro del tanque, por ello a continuación se modificaría la expresión de Guthrie y Mazumdar (2.4.1.d) presentada anteriormente expresándose de la misma forma que la ecuación (2.4.1.b) de Sano y Mori (14) para que sean comparables:

$$T_m = 7,36 \cdot E_d^{-0,33} \cdot H \cdot D_T^{2,33} \quad (2.4.1.e)$$

en la que las variables que aparecen son: el tiempo de mezcla $-T_m-$, el consumo específico de energía $-E_d-$, la altura de líquido $-H-$, y el diámetro del tanque $-D_T-$.

Guthrie y Mazumdar (53) propusieron la expresión empírica dimensional (2.4.1.d) para un sistema análogo aire-agua, a partir de los datos experimentales correspondientes a un tanque con un diámetro de 1,12 metros y una altura de 0,93 metros, el intervalo en que se encontraban los caudales de gas fue de $2 \cdot 10^{-4}$ a $5 \cdot 10^{-4}$ m³/s, los consumos específicos de energía fueron mayores a $6 \cdot 10^{-3}$ W/ton, y los tiempos de mezcla obtenidos se encontraban entre 75 y 160 segundos

A continuación en la tabla 2.4.1.c se resumen los valores que tomaban la constante y los exponentes de las diferentes variables en las expresiones (2.4.1.a) a (2.4.1.e) propuestas por los diferentes autores referidos anteriormente.

Tabla 2.4.1.c. Valores en las expresiones (2.4.1.a) a (2.4.1.e) de la constante y los exponentes correspondientes a las variables: consumo específico de energía $-E_d-$, altura de líquido en el tanque $-H-$, y diámetro del tanque $-D_T-$.

	Sistema	Constante	Exponente $-E_d-$	Exponente $-H-$	Exponente $-D_T-$
Szekely y col. (51)	Ar-acero	800	-0,40	-	-
Sano y Mori (14)	Ar-acero	100	-0,34	0,67	1,35
Paul y Ghosh (52)	Aire-agua	93,32	-0,45	-	-
Guthrie y Mazumdar (53)	Aire-agua	7,36	-0,33	1	2,33

Tal como se aprecia en la tabla 2.4.1.c el exponente correspondiente al consumo específico de energía $-E_d-$ variaba en los trabajos referidos de $-0,33$ a $-0,45$, según el sistema ensayado y el tamaño de los equipos.

En la tabla 2.4.1.d se presentan las dimensiones de los tanques con los que trabajaron dichos autores: altura de líquido en el tanque –H-; diámetro de tanque –D_T-. Y además se presentan los intervalos en los que se encontraban las variables: caudal de gas –Q_g-; consumo específico de energía –E_d-; y tiempo de mezcla –T_m-.

Tabla 2.4.1.d. Dimensiones de los tanques e intervalos de las variables en los trabajos referidos.

	H (m)	D _T (m)	Q _g (m ³ /s)	E _d (W/ton)	T _m (s)
Szekely y col. (51)	0,465	0,42	6,7·10 ⁻⁶ → 6,7·10 ⁻⁵	5 → 600	5 → 17
Sano y Mori (14)	1 1,5	1 2,2	1,7·10 ⁻⁵ → 1,7·10 ⁻²	10 ⁻¹ → 100	12 → 2000
Paul y Ghosh (52)	0,06 0,08 0,1	0,08	2,5·10 ⁻⁴ 4,2·10 ⁻⁴ 5,8·10 ⁻⁴	622 → 2752	0,9 → 1,8
Guthrie y Mazumdar (53)	0,93	1,12	2·10 ⁻⁴ → 5·10 ⁻⁴	> 6·10 ⁻³	75 → 160

Guthrie y Mazumdar (53), propusieron para el mismo sistema aire-agua mencionado anteriormente otra expresión empírica dimensional que permitía la predicción de los tiempos de mezcla. En el ajuste de dicha expresión los tiempos de mezcla experimentales se referían a una homogeneización del 95% , relacionándose el tiempo de mezcla con el caudal de gas –Q_g- , la altura de retenido líquido en el tanque –H-, y el radio del tanque –R_T-. La ecuación final a la que llegaron fue la siguiente:

$$T_m = 25,4 \cdot Q_g^{-0,33} \cdot H^{-1} \cdot R_T^{2,33} \quad (2.4.1.f)$$

Tal como se puede apreciar en la expresión (2.4.1.f) los exponentes de todas las variables son iguales a los que aparecen en la expresión (2.4.1.d), destacándose que los exponentes del consumo específico de energía –E_d- y del caudal de gas –Q_g- son idénticos y por lo tanto ambas expresiones son proporcionales.

En la expresión (2.4.1.f) el término –H- fue expresado como la profundidad desde la superficie, no como la altura considerada desde el fondo del tanque, por lo que el exponente correspondiente a dicho término resultó de signo negativo. Además aparecía el tiempo de mezcla como función del radio del tanque en lugar del diámetro del tanque. Por ello a continuación se presenta la expresión de Guthrie y Mazumdar (2.4.1.f) modificada expresándose en función de la altura de líquido en el tanque considerada desde el fondo del tanque y del diámetro del tanque –D_T- resultando la expresión empírica dimensional (2.4.1.g) siguiente:

$$T_m = 5,05 \cdot Q_g^{-0,33} \cdot H \cdot D_T^{2,33} \quad (2.4.1.g)$$

en la que las variables que aparecen son: el tiempo de mezcla –T_m-, el consumo específico de energía –E_d-, la altura de líquido –H-, y el diámetro del tanque –D_T-.

En la expresión (2.4.1.g) se aprecia que el tiempo de mezcla variaba de una forma muy significativa con una potencia superior a dos del diámetro del tanque $-D_T-$, variaba con la altura de líquido en el tanque $-H-$ con una potencia igual a la unidad, y además variaba de forma inversa con el caudal de gas $-Q_g-$ con una potencia de $-0,33$. Todas estas variables se encontraban expresadas en el Sistema Internacional de unidades.

Paul y Ghosh (52), también para el mismo sistema análogo aire-agua experimentado por ellos y mencionado anteriormente, obtuvieron una expresión empírica dimensional similar a la de Mazumdar y Guthrie (2.4.1.f) en la que se relacionaba el tiempo de mezcla con el caudal de gas $-Q_g-$ y el número de boquillas de dispersión del gas $-N-$.

$$T_m = 5,9 \cdot Q_g^{-0,49} \cdot N^{0,49} \quad (2.4.1.h)$$

En la expresión (2.4.1.h) se aprecia que el tiempo de mezcla variaba de forma inversa con el caudal de gas $-Q_g-$ con una potencia de $-0,49$, y además variaba con el número de boquillas de dispersión del gas con una potencia de $0,49$. En cuanto al número de boquillas se emplearon entre 6 y 12 en diferentes configuraciones.

Moo-Young y col. (27) experimentaron con un sistema aire-agua en un tanque airlift de circulación interna de diámetro de tanque de 0,15 metros y con una altura de líquido de 1,8 metros. Dicho tanque se utilizó con diferentes conductos de elevación de diámetros: 0,051 , 0,076 y 0,089 metros, y la altura de dichos conductos de elevación fue de 1,3 metros.

Moo-Young y col. (27) propusieron para el diseño de tanque descrito anteriormente una expresión que era adimensional, a diferencia de las expresiones (2.4.1.a) a (2.4.1.h) descritas anteriormente que eran empíricas y dimensionales:

$$\frac{T_m}{T_c} = 3,5 \sqrt{\frac{S_D}{S_R}} \quad (2.4.1.i)$$

en ella se relacionaban los siguientes grupos adimensionales:

- $\frac{T_m}{T_c}$: Que era el cociente entre el tiempo de mezcla $-T_m-$ y el tiempo de circulación del líquido $-T_c-$ [igual al volumen de líquido $-V-$ dividido por el caudal de circulación del líquido $-Q_c-$ en una vuelta completa al tanque ($T_c=V/Q_c$)].
- $\frac{S_D}{S_R}$: Que era el cociente entre las áreas de las secciones transversales de la zona anular de descenso $-S_D-$ y del conducto de elevación $-S_R-$.

En la tabla 2.4.1.e se presentan los intervalos en los que se encontraban en el trabajo de Moo-Young y col. (27) las variables siguientes: la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{LR}-$; la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$; el cociente $-S_D/S_R-$ entre las áreas de las secciones transversales de la zona anular de

descenso $-S_D-$ y del conducto de elevación $-S_R-$; y el cociente $-T_m/T_c-$ entre los tiempos de mezcla y los correspondientes tiempos de circulación del líquido.

Tabla 2.4.1.e. Intervalos de las variables en el trabajo de Moo-Young y col. (27).

U_{IR} (m/s)		U_{gR} (m/s)		S_D/S_R		T_m/T_c	
Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
0,038	0,24	0,0137	0,086	0,11	0,56	1,16	2,62

2.5 PROPUESTAS DE MODELOS DE FLUJO EN LOS SISTEMAS EMPLEADOS EN LA AGITACIÓN DE LÍQUIDOS

Los modelos de flujo empleados en la bibliografía son numerosos en los estudios de la agitación mecánica y en cambio son escasos para los casos de agitación neumática, por tanto se ha optado por comentar los más destacados de acuerdo con la forma en que se aplicó la técnica de trazador térmico en el desarrollo experimental correspondiente a la presente Memoria.

Van de Vusse (54) propuso para los sistemas de agitación mecánica un modelo general en el que se incluían tres fracciones de volumen de comportamiento diferente, de forma que una de ellas tenía flujo de pistón, una segunda flujo de mezcla con intercambio de caudal entre ambas zonas, y en esta última existía la posibilidad de tener una porción de volumen estancado; además el conjunto suponía la incorporación de cortocircuito, resolviéndose este sistema para un número de tanques comprendido entre uno y cuatro. En la cita bibliográfica indicada se puede revisar para cada situación, la forma de obtener todos y cada uno de los parámetros.

Henzler y col. (55) propusieron para tanques agitados mecánicamente y para sistemas líquido-gas un modelo de flujo en el cual se consideraba una fracción de volumen muerto, otra fracción de volumen mezclado, y el resto del volumen correspondía a un intercambio de flujo cruzado entre el volumen mezclado y el volumen muerto.

Para el análisis del flujo con dicho modelo, Henzler y col. (55) ensayaron con un tanque (denominado con el n°1) que tenía un volumen de 50 litros, con un diámetro y una altura iguales a 0,4 metros, la agitación era neumática y mecánica simultáneamente. Emplearon una técnica de trazador térmico introduciendo en el tanque n°1 mencionado anteriormente un caudal de líquido caliente desde otro tanque (denominado n°2) mezclado perfectamente, y que albergaba una capacidad de líquido idéntica a la del sistema a analizar. A la vez se recirculaba un caudal de líquido idéntico desde el tanque n°1 hacia el n°2, obteniéndose los registros de las temperaturas en el transcurso del tiempo en las corrientes de líquido a la salida de ambos tanques.

Un esquema de la instalación y del modelo así como de los registros de las temperaturas se muestra en la figura 2.5.a.

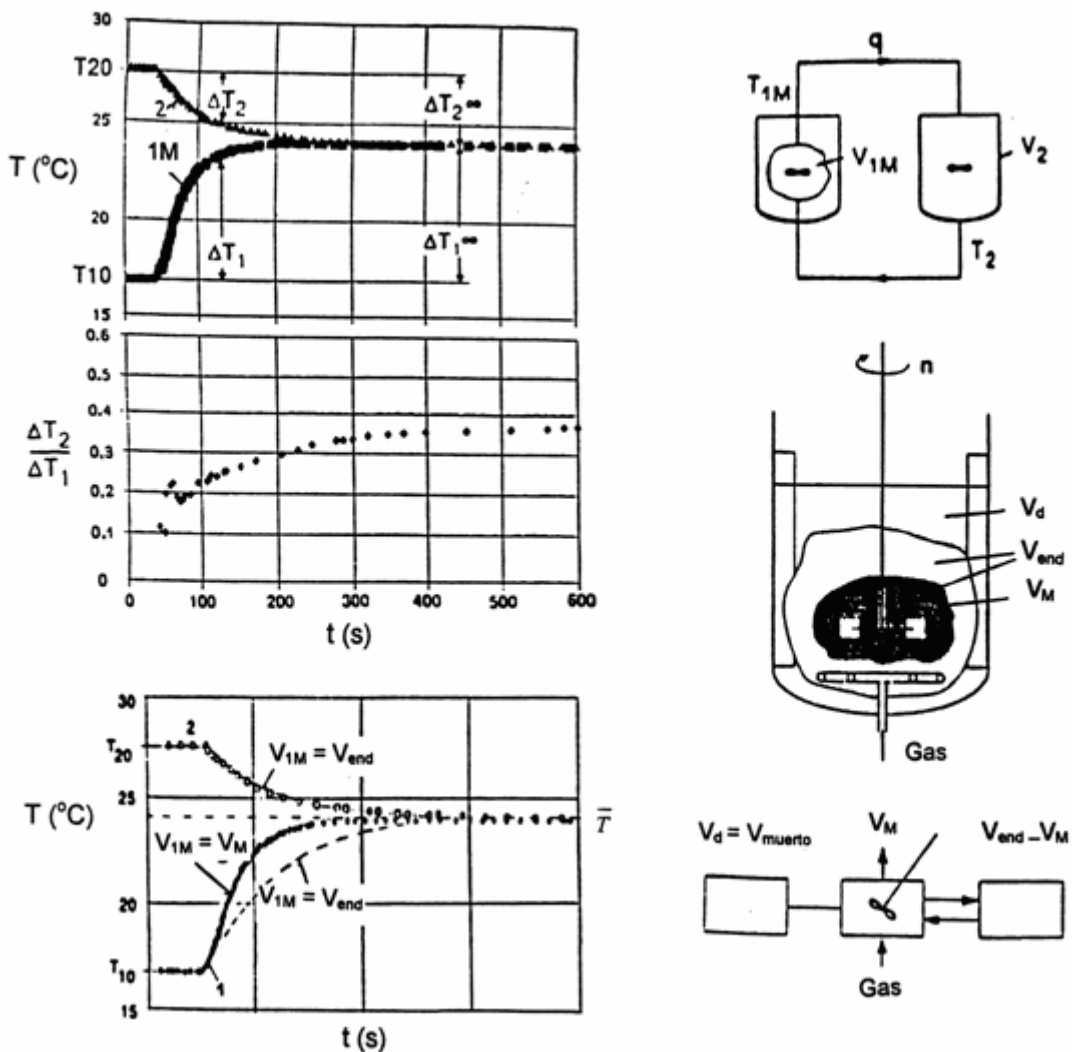


Figura 2.5.a. Instalación y modelo de flujo según Henzler y col. (55).

$$V_{1end} = V_2 \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)_{\infty} \quad (2.5.a)$$

Para condiciones de régimen estacionario y por lo tanto para un tiempo igual a infinito se alcanzó la condición de equilibrio en el balance de energía, que se calculó a partir del registro de temperaturas realizado en la salida de cada uno de los tanques:

No todo el volumen V_{1end} participó en la igualación de las temperaturas entre ambos tanques, esto indicaba que en la vecindad del agitador había una pequeña región V_{1M} que se comenzaba a calentar desde el inicio de la circulación del caudal de líquido entre los dos tanques, ello se debía a que ésta región estaba perfectamente mezclada. La región de magnitud $V_{1end} - V_{1M}$ que rodeaba a V_{1M} estaba peor mezclada y alcanzó la misma temperatura que la región perfectamente mezclada solo al final de la igualación de las temperaturas. Si el volumen V_{1end} no coincidía con el volumen de llenado del tanque V_1 fue

debido a la existencia de una zona sin movimiento llamada zona muerta o estancada la cual no se calentó en absoluto, también existía entre las paredes del tanque y V_{1end} .

Para la determinación del volumen perfectamente mezclado V_{1M} , que fue llamado volumen de mezcla, se utilizó un modelo de dos tanques para lo que se consideró que la igualación de las temperaturas entre ambos se realizó entre el volumen perfectamente mezclado V_{1M} y el volumen conocido V_2 .

El modelo matemático se deducía de las siguientes ecuaciones de balance y condiciones límite:

Ecuaciones de balance:

$$V_{1M} \frac{dT_{1M}}{dt} = (T_2 - T_{1M}) q$$

$$V_2 \frac{dT_2}{dt} = (T_{1M} - T_2) q$$

$$(T_{2O} - T_2) V_2 = (T_{1M} - T_{1O}) V_{1M}$$

Condiciones límite:

$$t = 0 \quad T_1 = T_{1O}$$

$$T_2 = T_{2O}$$

$$t = \infty \quad T_{1M} = T_2 = \bar{T}$$

Solución:

$$\boxed{\frac{\bar{T} - T_{1M}}{\bar{T} - T_{1O}} = \frac{T_2 - \bar{T}}{T_{2O} - \bar{T}} = \exp \left[- \frac{V_{1M} + V_2}{V_{1M} V_2} q t \right]} \quad (2.5.b)$$

A partir de ésta ecuación (2.5.b) se pudo calcular V_{1M} aplicando dicha ecuación sobre la curva temperatura-tiempo denominada [1] correspondiente al tanque n° 1 del que se quería determinar su flujo. También se pudo calcular V_{1end} aplicando dicha ecuación sobre la curva [2] correspondiente al tanque perfectamente mezclado n° 2 en cuyo caso V_{1end} aparecía en la ecuación (2.5.c) de la forma siguiente:

$$\frac{T_2 - \bar{T}}{T_{2O} - \bar{T}} = \exp \left[- \frac{V_{1end} + V_2}{V_{1end} V_2} q t \right] \quad (2.5.c)$$

V_{1end} también se calculó por medio del balance de energía:

$$V_{1end} = V_2 \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)_{\infty} \quad (2.5.d)$$

El volumen muerto fue el volumen resultante de restar el volumen del tanque n° 1 y el volumen mezclado (perfectamente mezclado sumado al peor mezclado que se cruzaba con aquel) tal como se aprecia en la ecuación (2.5.e) siguiente:

$$V_{1muerto} = V_1 - V_{1end} \quad (2.5.e)$$

De la información experimental recogida sobre este tema, Trilleros y col. (33), (56) y (57), pusieron de manifiesto que para los tanques líquido-gas, cuando el conducto de elevación descargaba sobre una altura variable de líquido y por lo tanto no descargaba sobre la superficie libre, podría establecerse que el comportamiento fuera de la forma siguiente.

Se podría distinguir una fracción de volumen provista de una contribución de flujo de mezcla que estaría próxima a la zona de descarga del conducto de elevación. También podría haber una contribución de flujo de pistón, y también podría aparecer una fracción de líquido en el tanque que quedase parcialmente estancada. Este modelo de flujo podría servir para comparar resultados con los datos obtenidos vía experimental.

Dicho modelo de flujo se empleó en la presente Memoria para el estudio del flujo en los tanques ensayados. Para ello se utilizó la técnica de trazador térmico, se alimentó al tanque un caudal de líquido caliente a una temperatura constante, se llenó el tanque inicialmente con un retenido de líquido a una temperatura fría inicial, y se agitó en las condiciones de diseño y de operación que correspondiese a cada caso, a la vez se extrajo continuamente del tanque un caudal de líquido idéntico al introducido. Las posiciones de la entrada y de la salida de dicho caudal de líquido debían encontrarse lo más alejadas posible con el fin de minimizar los posibles cortocircuitos. A continuación en la figura 2.5.b se presenta un esquema de la operación del tanque en las condiciones mencionadas anteriormente.

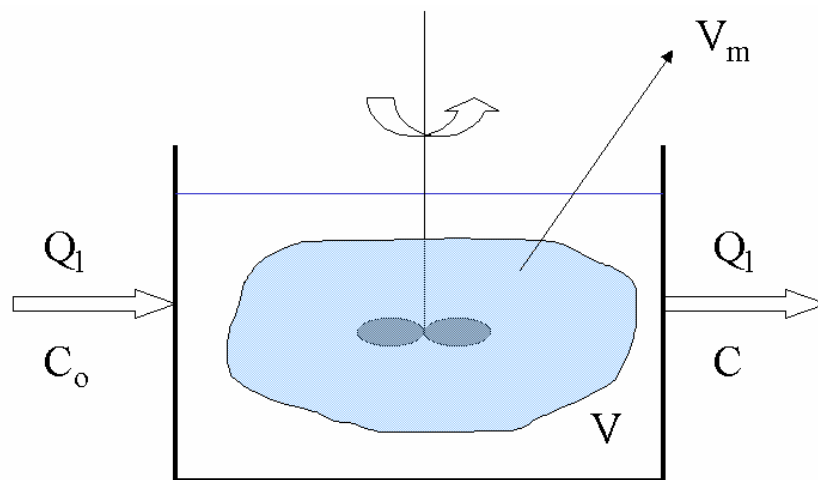


Figura 2.5.b. Esquema de la instalación tal como se empleó en la técnica de trazador térmico de entrada continua de un caudal de líquido caliente.

Realizando un balance de energía según el esquema que se presenta en la figura 2.5.b se obtuvo la siguiente expresión:

$$Q_1 C_o - Q_1 C = V_m \frac{dC}{dt} \quad (2.5.f)$$

Las variables que aparecen en la ecuación (2.5.f) tenían el siguiente significado: $-Q_1$ - era el caudal de líquido introducido y extraído del tanque; $-C_o$ - la concentración inicial de

trazador en el sistema; $-t-$ la concentración de trazador a la salida del tanque a cada tiempo transcurrido; y $-V_m-$ el volumen de líquido homogeneizado por flujo de mezcla en el tanque.

Separando variables se obtuvo la siguiente expresión (2.5.g):

$$\frac{dC}{C_o - C} = \frac{dt}{V_m/Q_l} \quad (2.5.g)$$

Integrando la expresión anterior (2.5.g) resultó la siguiente expresión (2.5.h):

$$\frac{C}{C_o} = 1 - e^{-\frac{t}{V_m/Q_l}} \quad (2.5.h)$$

Se definió un tiempo medio de residencia $-\bar{t}-$ como el necesario para recircular todo el volumen de retenido líquido en el tanque $-V-$ para un caudal de líquido $-Q_l-$ introducido y extraído simultáneamente del tanque. A partir de él se obtuvo un tiempo adimensional $-t_A-$, expresado como el cociente entre el tiempo $-t-$ al que se obtenía cada registro de concentración de trazador en el tanque y el tiempo medio de residencia, ya definido:

$$t_A = \frac{t}{\bar{t}} = \frac{t}{\frac{V}{Q_l}} \quad (2.5.i)$$

Combinando la ecuación (2.5.i) con la ecuación (2.5.h) se llegó a la expresión:

$$F = \frac{C}{C_o} = 1 - e^{-t_A \frac{V}{V_m}} = 1 - e^{-\frac{t_A}{f_{V_m}}} \quad (2.5.j)$$

en donde $-f_{V_m}-$ representaba la fracción de volumen de mezcla en tanto por uno, que indicaba la proporción relativa del volumen homogeneizado por flujo de mezcla frente al total.

Dicha función se correspondía a una curva tipo F de distribución de tiempos de residencia (DTR), que se podría obtener experimentalmente tomando los datos de concentración de trazador a la salida del tanque a tiempos dados. A partir de dicha curva se podría determinar por ajuste con la expresión (2.5.j) la fracción de volumen del tanque que contribuiría con flujo de mezcla según correspondiese a cada diseño y operación del tanque.

A modo de ejemplo se presenta a continuación en la figura 2.5.c una representación de la función F frente al tiempo adimensional $-t_A-$, indicándose la forma en que se podrían determinar las correspondientes fracciones de volumen de mezcla $-f_{V_m}-$, de volumen de pistón $-f_{V_p}-$ y de volumen muerto $-f_{V_d}-$.

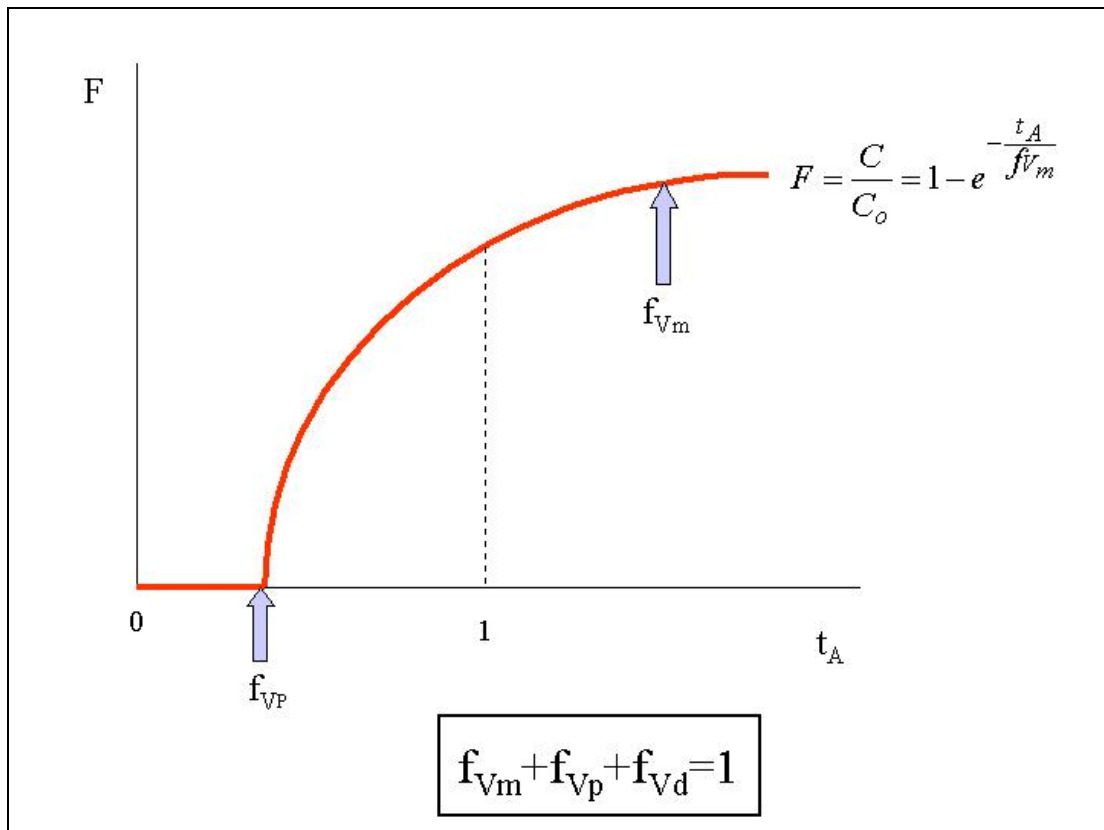


Figura 2.5.c. Representación de la función F frente al tiempo adimensional a partir de la cual se podrían determinar las fracciones de volumen de mezcla, de volumen de pistón y de volumen muerto en el tanque.

La fracción de volumen de mezcla $-f_{Vm}-$ se obtendría por tanto a partir del registro obtenido experimentalmente por ajuste del tramo curvo de la función F frente al tiempo adimensional $-t_A-$.

La fracción de volumen de pistón $-f_{Vp}-$ se obtendría a partir del mismo registro como el valor de tiempo adimensional $-t_A-$ al que se inició la curva ascendente, y se abandonó el tramo horizontal inicial.

Las fracciones de volumen para cada tipo de flujo (mezcla, pistón y volumen estancado o muerto) sumadas darían como resultado la unidad tal como se describe en la ecuación siguiente (2.5.k):

$$f_{V_m} + f_{V_p} + f_{V_d} = 1 \quad (2.5.k)$$

En la que la fracción de volumen estancado o muerto aparece como $-f_{Vd}-$ y por lo tanto se podría calcular a partir de las fracciones de volumen de mezcla y de pistón conocidas previamente.

La consecución del análisis del flujo en los sistemas líquido-gas estudiados en la presente Memoria fue un objetivo destacado, dado que la problemática del flujo real está íntimamente relacionada con el cambio de escala, y frecuentemente el factor no controlable en

dicho cambio de escala sería la no idealidad del flujo difiriendo ampliamente entre tanques grandes y pequeños. El desconocimiento de este factor, podría conducir a errores importantes de diseño o de funcionamiento de los sistemas líquido-gas.

Por ello se consideró de interés el trabajar a escala de planta piloto con dos tanques de diferente tamaño, uno modelo y otro prototipo. Y se analizó el flujo en el cambio de escala teniendo en cuenta el modelo de flujo propuesto por Trilleros y col. (33), (56) y Díaz (57), que se ha presentado anteriormente.

CAPÍTULO 3

EQUIPOS Y TÉCNICAS DE EXPERIMENTACIÓN

3. INSTALACIÓN Y TÉCNICA EXPERIMENTAL

3.1 INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presenta la descripción de la instalación experimental utilizada en la realización del trabajo sobre fluidodinámica de tanques con líquidos agitados neumáticamente. Se empleó en la experimentación una simulación líquido-gas con agua-aire en dos tanques cilíndricos. El primero de ellos con volúmenes de retenido de líquido de $4,0 \text{ m}^3$, $2,5 \text{ m}^3$, $1,3 \text{ m}^3$ y el segundo tanque con un retenido de líquido de $0,16 \text{ m}^3$ de líquido, siendo este último una réplica a escala $1/3$ del primero de $4,0 \text{ m}^3$.

3.2 DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL

La instalación experimental constaba de los dos tanques cilíndricos que contenían como retenido líquido agua y como gas aire que se introducía axialmente desde el fondo, produciéndose la ascensión de burbujas lo que provocaba la agitación del sistema.

Los tanques fueron empleados en una simulación líquido-gas (agua-aire) con diversas variables de diseño referidas a la utilización o no de conductos de elevación de diferentes diámetros y longitudes. Las variables de operación se refieren al empleo de varios caudales de aire.

3.2.1 Diagrama de flujo de la instalación experimental

En la figura 3.2.1.a aparece el diagrama de flujo de la instalación experimental compuesto por los tanques, las líneas de suministro del aire, las líneas de producción de las diferentes señales de trazador (trazador térmico con agua calentada con vapor de agua producido por una caldera a 4 kg-f/cm^2), y la instalación para la adquisición de datos experimentales a partir de las diferentes técnicas empleadas.

Como técnicas experimentales se emplearon tal y como aparece en el diagrama de flujo fundamentalmente técnicas de trazador y por otra parte anemometría laser-Doppler. Se emplearon diferentes tipos de trazador registrándose la evolución de sus señales en un ordenador en forma temperatura frente a tiempo mediante termopares conectados a una tarjeta de adquisición de datos. Para la anemometría laser-Doppler se empleó un anemómetro óptico de la firma TSI que se encontraba sobre una bancada móvil tanto en sentido ascendente como descendente así como acercándose y alejándose del tanque, permitiendo la medida del campo de velocidades puntuales en dirección axial a distintas alturas y distancias radiales, asimismo se dispuso del equipo de adquisición de datos compuesto por un analizador de señales y un ordenador.

Aunque no aparece en el diagrama de flujo la instalación correspondiente, también se obtuvieron medidas experimentales manométricas de las velocidades máximas en los conductos de elevación mediante un tubo de pitot, de las fracciones de gas en el conducto de elevación, y de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación.

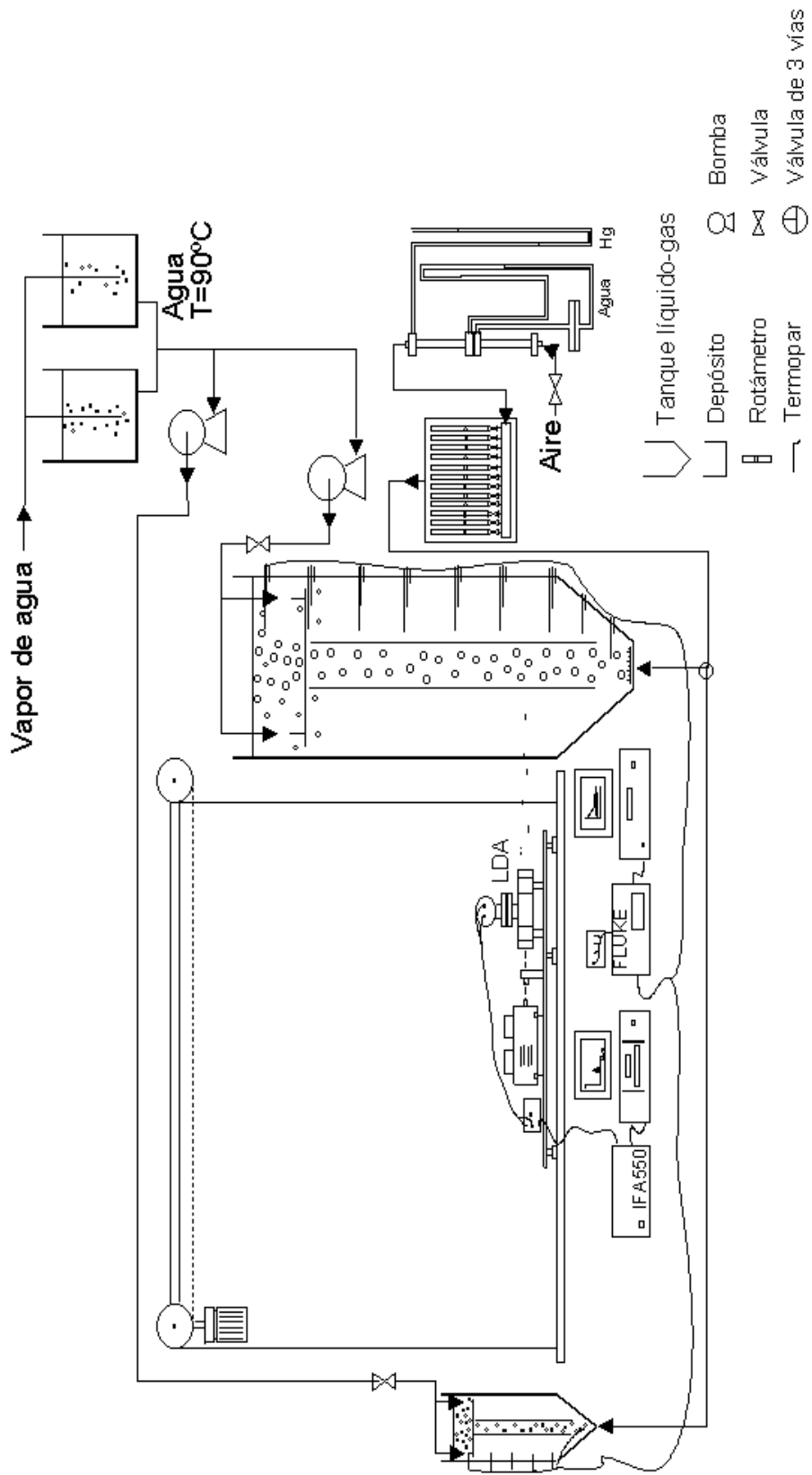


Figura 3.2.1.a. Diagrama de flujo de la instalación experimental

3.2.2 Variantes de diseño

Tal y como se indicó anteriormente se emplearon dos tanques estando construido uno a escala 1/3 del otro. El más grande de los dos se fabricó en PVC transparente y se operó con tres niveles de líquido que corresponden a la nomenclatura CC4, CC2 y CC1, a continuación en la figura 3.2.2.a se muestra la representación de sus geometrías, alturas de líquido y volúmenes de retenido que contenían. El tanque más pequeño era una réplica a escala 1/3 del tanque anterior operado con la configuración CC4, fabricado en metacrilato transparente en la zona cilíndrica y acero inoxidable en la zona cónica.

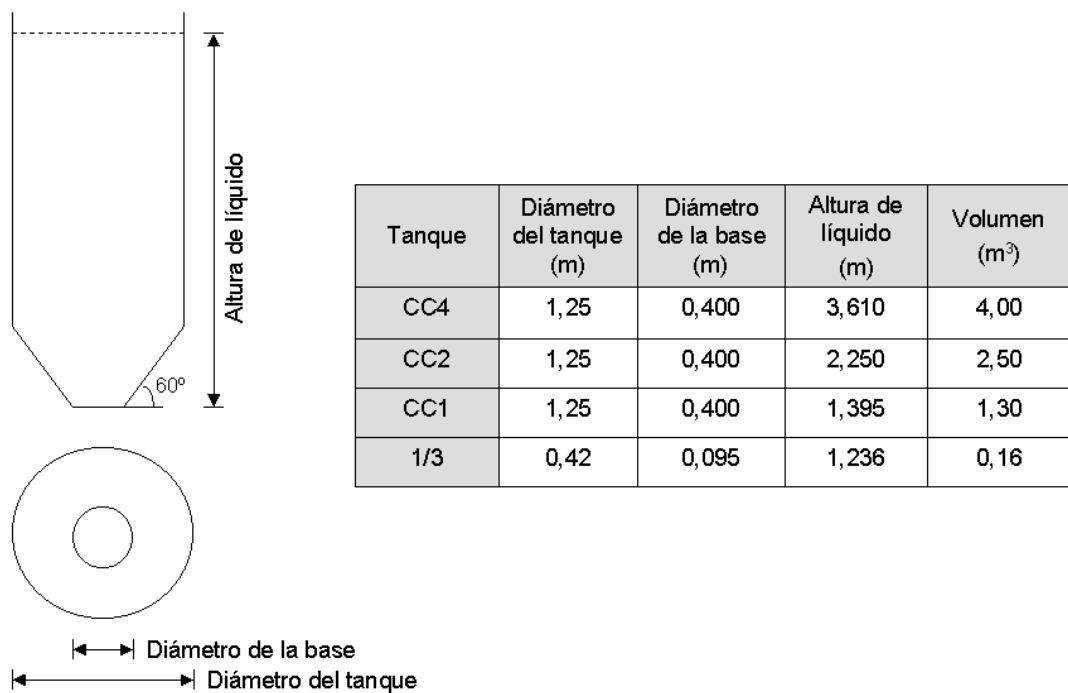


Figura 3.2.2.a. Diseño de los tanques empleados en la experimentación.

En todos estos tanques se han realizado las medidas fluidodinámicas en los conductos de elevación, se han determinado tiempos de mezcla y realizado el análisis del flujo mediante trazadores térmicos, a partir de dichos trazadores también se han determinado las velocidades superficiales de circulación de líquido que han sido contrastadas con las obtenidas con tubo de pitot en el conducto de elevación y anemometría laser-Doppler en la zona anular de descenso, debiéndose indicar que ésta última técnica se ha utilizado únicamente en los tanques CC4 y 1/3.

Las variantes de diseño se refieren al empleo o no de diferentes conductos de elevación para la circulación por su interior de la mezcla líquido-gas, éstos fueron de diferentes diámetros y longitudes tal como aparece en la tabla 3.2.2.a que se muestra a continuación.

Los conductos tenían su entrada en el caso de los tanques CC4, CC2 y CC1 a 170 mm del fondo y en el caso del tanque 1/3 a 57 mm del fondo. Los conductos de elevación del tanque 1/3 fueron diseñados y construidos igualmente a escala 1/3 de los del tanque CC4.

Respecto a las longitudes de los conductos de elevación fueron elegidas de forma que siempre existiera una altura de líquido apreciable entre su cota máxima de descarga y la superficie libre del líquido en el tanque, ya que esta disposición es importante que se mantenga pues si el conducto de elevación descargase a una altura igual o mayor a la superficie libre del líquido se produciría una variación en la fluidodinámica del conjunto del tanque, que provocaría una menor agitación y mezcla del líquido. En los tanques CC4, CC2 y 1/3 se han ensayado dos longitudes diferentes de conductos de elevación en todos sus diámetros para conocer la respuesta del conjunto a dicha modificación en el diseño.

Asimismo se ha experimentado otra variable de diseño empleada en todos los tanques cual es el caso de que no se utilice conducto para la elevación, lo que se conoce como dispersión libre.

Tabla 3.2.2.a. Diámetros y longitudes de los conductos de elevación.

Tanque	Diámetros internos (mm)	Longitudes (mm)
CC4	125	3160
	250	2075 y 3160
	400	2075 y 3160
CC2	125	1270 y 2075
	250	1270 y 2075
	400	1270 y 2075
CC1	125	1270
	250	1270
	400	1270
1/3	44	630 y 1048
	82	630 y 1048
	125	630 y 1048

También se empleó un tubo de venturi como conducto de elevación en el tanque 1/3, con el fin de medir la diferencia de carga en la garganta de dicho tubo, y poder deducir así las velocidades y los caudales de circulación de líquido a través de dicho tubo para diferentes caudales de gas.

El tubo de venturi fue utilizado para estudiar la correspondencia entre las medidas de la velocidad media obtenidas por medio de dicho venturi con las calculadas a partir de las velocidades máximas medidas mediante un tubo de pitot en el eje axial del conducto de elevación. Para ello se supuso un tipo de régimen de flujo y un perfil de velocidad con el que se determinó la velocidad media en el conducto de elevación, que debía corresponderse con la medida por medio del tubo de venturi y confirmarse así la suposición del régimen de flujo y del perfil de velocidad.

En la figura 3.2.2.b se muestra el diseño del tubo de venturi que tenía un diámetro interno de 82 mm, sus dimensiones eran iguales en longitud y diámetro a las del conducto de elevación de diámetro interno de 82 mm y longitud de 1048 mm empleado también en el tanque 1/3.

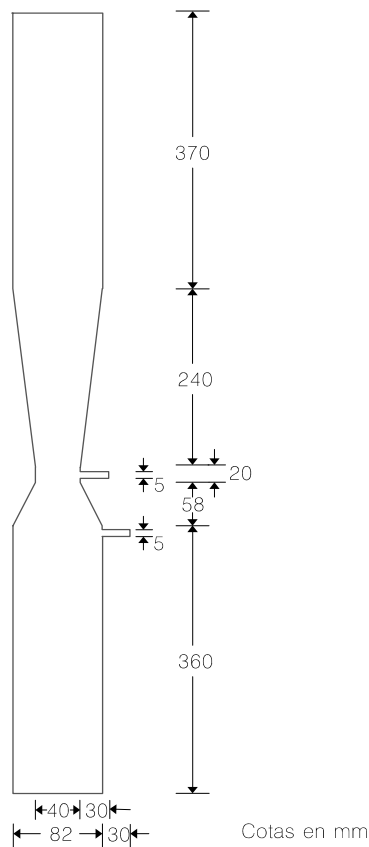


Figura 3.2.2.b. Geometría del tubo de venturi.

El distribuidor de aire situado en el fondo del tanque fue diseñado para los tanques CC4, CC2 y CC1 de forma que constaba básicamente de una placa circular de 400 mm de diámetro y en la que iban situadas mediante los correspondientes taladros doce boquillas de 1,2 mm de diámetro interno. Por la parte inferior cada boquilla iba conectada mediante un tubo de plástico de 6 mm de diámetro interno a los correspondientes conductos de llegada de aire desde la instalación de suministro y de regulación de los caudales de aire para cada boquilla.

La disposición de las boquillas en dicho distribuidor fue de forma que se encontraban situadas en dos circunferencias concéntricas de radios 50 y 80 mm de radio. Las boquillas se encontraban distribuidas a intervalos regulares a lo largo de la longitud de las circunferencias de forma que se situaban en los vértices de dos hexágonos girados entre si un ángulo de 30°. La altura de descarga de las boquillas se encontraba a 100 mm sobre el fondo del tanque.

El distribuidor de aire situado en el fondo del tanque 1/3 tenía situadas las doce boquillas de 1,2 mm de diámetro a distancias regulares en la longitud de una circunferencia de radio 30 mm. Igualmente se encontraban conectadas individualmente mediante tubo de plástico a la instalación de suministro y regulación de los caudales de aire para cada boquilla, regulándose de forma que dichos caudales fueran iguales en todas y cada una de las boquillas.

3.2.3 Variables de operación

Las diferentes variables de operación se refieren al empleo de diferentes caudales de aire para la agitación neumática del líquido, dichos caudales se especifican en cada caso en el capítulo 4 de resultados experimentales. Se experimentaron por tanto caudales de aire diferentes en el tanque CC4 y en el tanque 1/3. En cambio se eligieron caudales de aire aproximadamente iguales en los tanques CC4, CC2 y CC1 aunque no existía semejanza en el diseño entre ellos.

El aire fue suministrado por un compresor perteneciente a la instalación de la planta piloto con especificaciones de presión absoluta de 8 kg-f/cm^2 . Los caudales de aire empleados se regularon con una válvula de aguja, y se seleccionaron por visualización directa de las señales de 12 rotámetros, uno por cada aguja inyectora, o bien mediante las indicaciones manométricas en columna de agua de la pérdida de presión en placas de orificio de diferentes diámetros de orificio. Asimismo en todos los casos se midió la sobrepresión del aire con un manómetro diferencial que contenía mercurio, con el fin de poder determinar correctamente los caudales de aire introducidos en el tanque.

En la figura 3.2.3.a se muestra la instalación en la que se efectuó el calibrado de los rotámetros y de las dos placas de orificio utilizados para abarcar todos los caudales de gas que se emplearon en la experimentación.

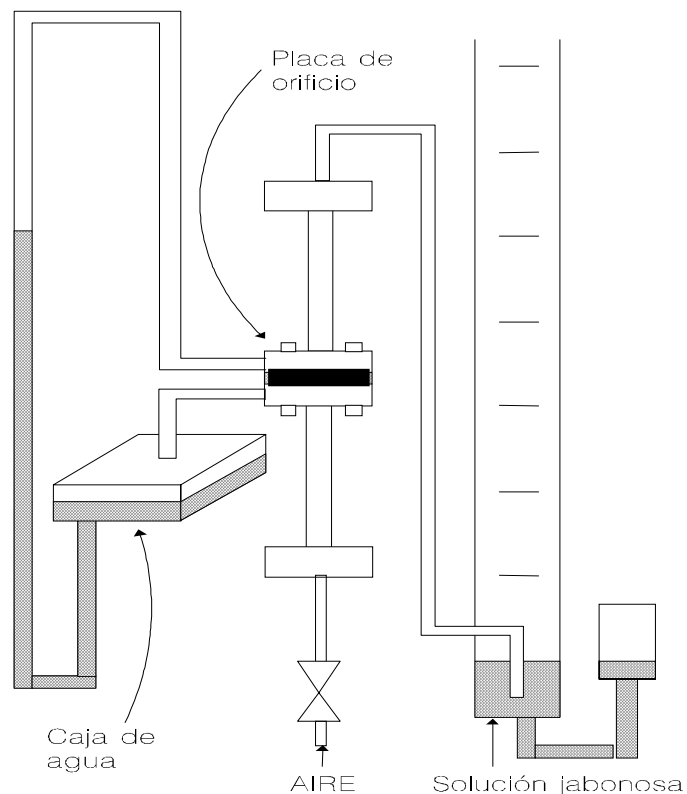


Figura 3.2.3.a. Instalación para el calibrado de los indicadores de caudal.

A continuación se describe la forma en que se calibraron los rotámetros y las placas de orificio. Estos calibrados se efectuaron en un tubo calibrado de plástico de 114 mm de diámetro en el que se encontraba una disolución jabonosa que al paso del aire producía burbujas estables, constituyendo una espuma estable que avanzaba entre dos marcas hechas sobre la sección del tubo en un tiempo determinado, bajo la suposición de flujo de pistón en su interior, al conocerse la distancia entre dichas marcas y la sección de paso del tubo se pudo calcular el volumen ocupado por el aire y dividiendo por el tiempo invertido en desplazarse una burbuja de una marca a otra se determinó el caudal volumétrico de aire en las condiciones atmosféricas de temperatura y presión de la jornada en que se efectuaron los calibrados. Esas condiciones fueron: presión atmosférica de 700 mm de mercurio y temperatura ambiente de 20°C.

En el caso de las placas de orificio tal y como aparece en la figura 3.2.3.a se tenía una caja de agua conectada al soporte de la placa antes y después del orificio, con lo que se obtenía por lectura directa en una sola rama manométrica la pérdida de carga en la placa de orificio que se relaciona con el caudal de aire correspondiente que circulaba en cada caso del calibrado. A continuación en las figuras 3.2.3.b y 3.2.3.c se muestran las curvas de calibrado de las dos placas de orificio utilizadas.

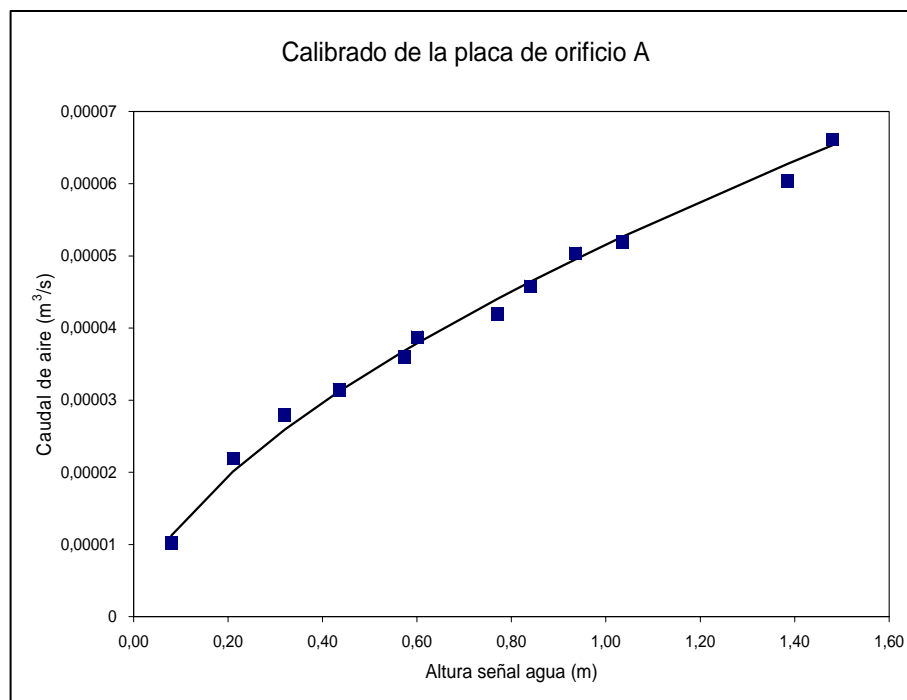


Figura 3.2.3.b. Calibrado de la placa de orificio A.

Ecuación de calibrado: $Q_g = 5,16 \cdot 10^{-5} \cdot H_m^{0,603}$, $R^2=0,99$ (3.2.3.a)
 siendo Q_g el caudal de aire en m^3/s y H_m la altura de la señal de agua en el manómetro en m.

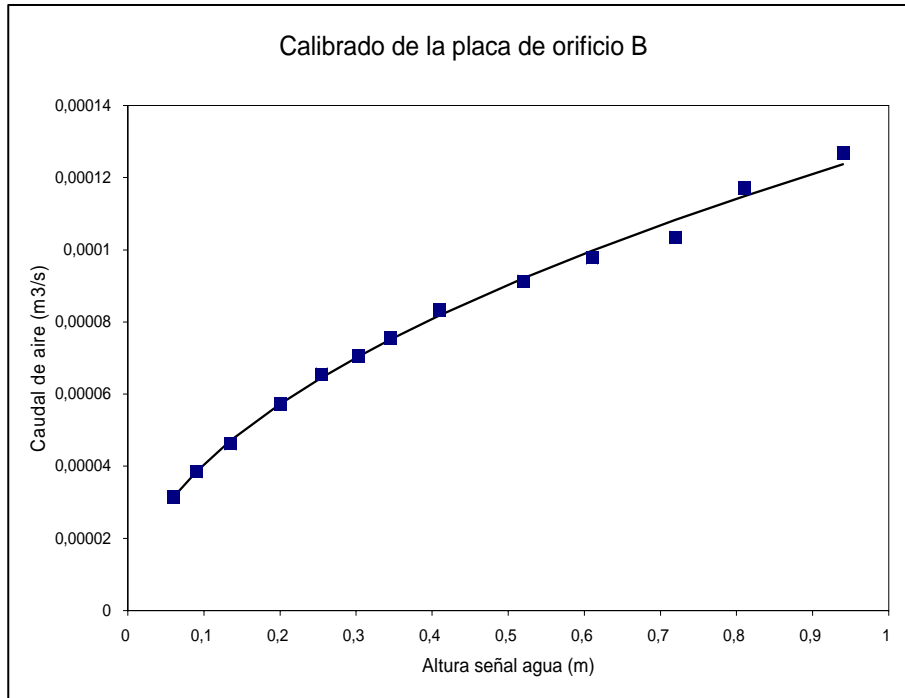


Figura 3.2.3.c. Calibrado de la placa de orificio B.

Ecuación de calibrado: $Q_g = 1,28 \cdot 10^{-4} \cdot H_m^{0,498}$, $R^2 = 0,99$ (3.2.3.b)
 siendo Q_g el caudal de aire en m^3/s y H_m la altura de la señal de agua en el manómetro en m.

Los rotámetros no precisaron para su calibrado ni de la caja de agua ni del soporte de las placas de orificio, conectándose directamente su entrada a la línea de aporte del aire y su salida al tubo de calibración de caudal, estableciéndose la correspondencia entre las señales numéricas que aparecen en su superficie con los caudales de aire, y en la figura 3.2.3.d se muestra la curva de calibrado de los 12 rotámetros juntos en paralelo pasando el aire por todos ellos.

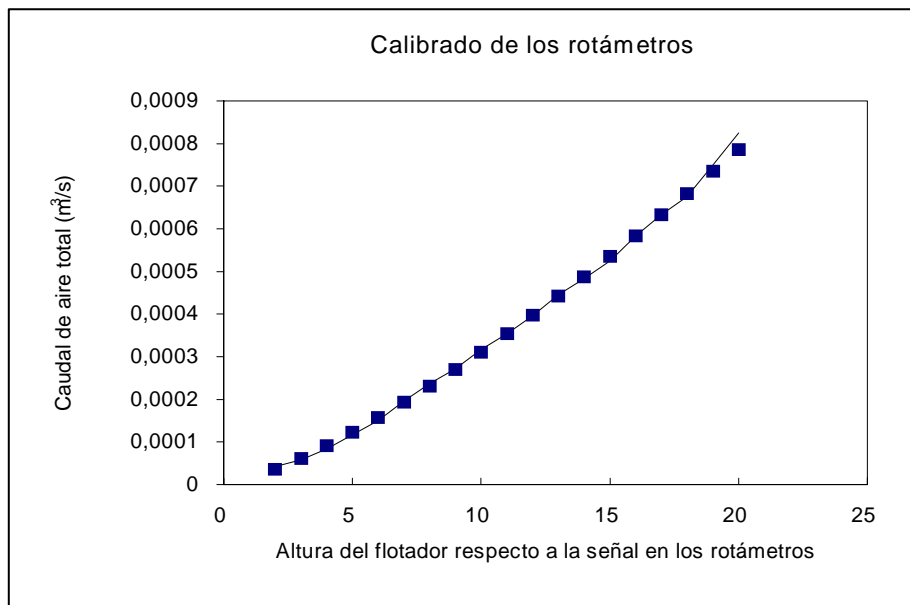


Figura 3.2.3.d. Calibrado de los 12 rotámetros conjuntamente.

Ecuación de calibrado: $Qg = 1,42 \cdot 10^{-5} \cdot H_m^{1,339}$, $R^2=0,99$ (3.2.3.c)
siendo Qg el caudal de aire en m^3/s y H_m la señal de los rotámetros a la que se encontraban los flotadores al paso del aire.

Los caudales de gas que aparecen en los calibrados y sus ecuaciones correspondientes fueron medidos en condiciones atmosféricas de presión de 700 mm de mercurio y temperatura de 20°C, siendo para dichas condiciones la densidad del aire 1,104 kg/m^3 . Los caudales volumétricos de aire se veían modificados en la instalación experimental como consecuencia de la sobrepresión a la que se trabajó, tal como se explicó anteriormente se midió con un manómetro diferencial de mercurio que tenía una rama abierta a la atmósfera y la otra conectada a la línea de introducción del aire a través de los distribuidores. Fue necesario por tanto introducir un término de corrección de dichos caudales que multiplicaba a los caudales de aire obtenidos desde las ecuaciones de calibrado, resultando la siguiente expresión:

$$Qg_{sobrepresión} = Qg \cdot \sqrt{\frac{700 + p}{700}} \quad (3.2.3.d)$$

siendo p la sobrepresión del aire en mm de mercurio y las unidades de los caudales de gas son m^3/s .

3.2.4 Técnica de trazador térmico

3.2.4.a. Introducción

Se ha utilizado la técnica de trazador térmico de dos modos diferentes: la primera por formación de un colchón térmico, depositando inicialmente en la zona superior del líquido del tanque agua caliente, iniciándose posteriormente la agitación, siendo útil para la determinación de los tiempos de mezcla y los caudales de circulación del líquido en el interior del tanque. La segunda técnica de trazador térmico consistió en la introducción de un caudal continuo de líquido caliente a una temperatura constante en el seno del líquido en el tanque agitado neumáticamente, que se encontraba a una temperatura inicial fría y a la vez se fue extrayendo del tanque un caudal de líquido idéntico al introducido, de esta forma se obtenía una curva de distribución de tiempos de residencia que permitía el conocimiento del tipo de flujo en el interior del tanque ensayado para cada variante de diseño y operación del mismo.

A continuación se describen ambas técnicas.

3.2.4.b. Técnica de colchón térmico

Se depositaron capas de agua caliente de 340 mm a unos 80°C en el tanque CC4 a partir de una altura de líquido frío de 3270 mm; de 180 mm de zona caliente en el tanque CC2 a partir de una altura de líquido frío de 2070 mm; de 100 mm en el tanque CC1 a partir de una altura de líquido frío de 1295 mm; y en el tanque 1/3 se depositó el agua caliente formando un colchón de 113 mm de espesor a partir de una altura de líquido frío de 1123 mm. La colocación del colchón de líquido caliente se realizó sin introducir aire en el tanque y sin provocar turbulencia por los chorros al introducir el agua caliente, para ello se utilizó un aro toroidal de 1200 mm de diámetro y con 100 orificios de 1 mm de diámetro con un caudal de agua no superior a $Q_1=4,6 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, de forma que no se producía mezcla en el sistema. En estas condiciones, no se perturbaba el campo de las temperaturas y las indicaciones de los campos de las temperaturas eran nítidas.

Cuando se hubo completado la formación del colchón se inició la agitación en el tanque con un caudal de aire determinado, de forma que trascurrido un tiempo que dependía de las variables de diseño y de operación se producía la mezcla y la homogeneización del líquido. El equipo de adquisición de datos funcionaba durante el tiempo en que se producía la agitación hasta que ya se había producido la homogeneización y la mezcla del líquido, recogiendo en los archivos informáticos los datos de la temperatura frente al tiempo.

El colchón de líquido caliente se colocaba en la zona superior del tanque uniformemente distribuido debido a que el agua caliente tendía a situarse por encima de la fría por su menor densidad, ésta diferencia de densidad era muy pequeña, pero suficiente para que no se mezclase, aunque con la agitación en marcha dicha flotabilidad era despreciable frente a las fuerzas de inercia de las corrientes de flujo de líquido establecidas en el seno del tanque.

En la figura 3.2.4.a se muestra la forma en que se dispuso la señal de trazador en los casos de trazador térmico de colchón.

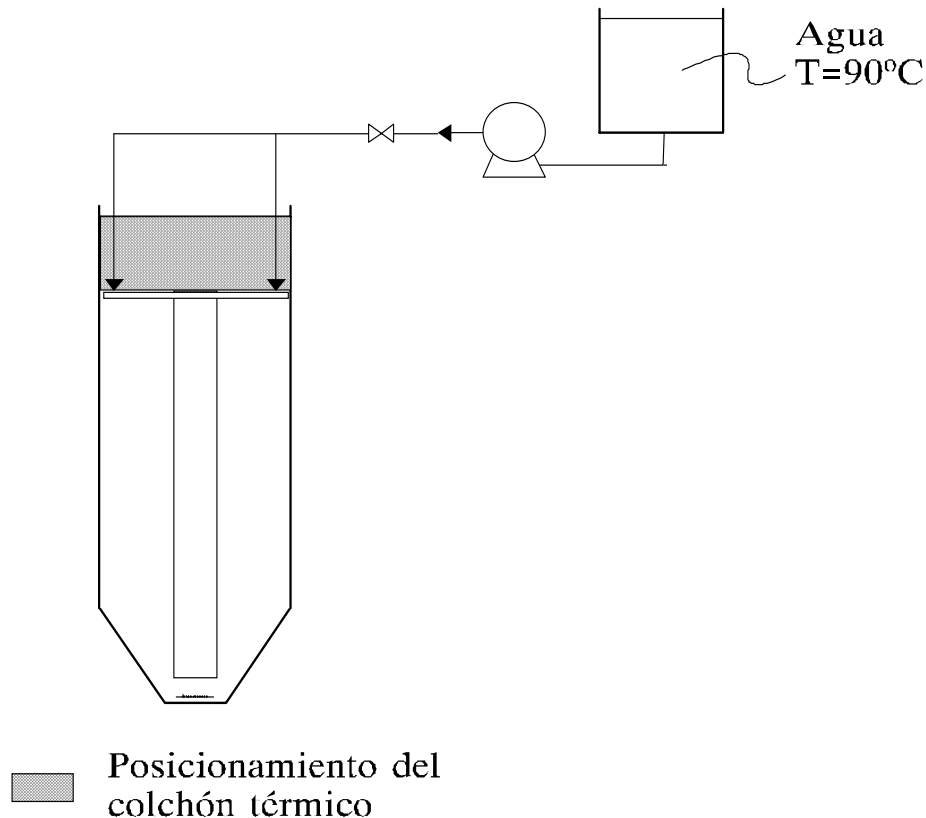


Figura 3.2.4.a. Dispositivo para los ensayos de trazador térmico por formación de un colchón de agua caliente.

Durante el periodo de tiempo de formación del colchón, se iba preparando el equipo de adquisición de datos y el software para que quedasen registrados convenientemente los datos, dicho equipo se describe en el apartado 3.2.5. Una vez formado el colchón y preparado dicho equipo, se abrían las válvulas de aire regulándose su caudal convenientemente para cada ensayo. En el mismo instante de la llegada del aire al interior del tanque se ponía en marcha el equipo de adquisición de datos que registraba la señal de los termopares situados en el interior del tanque, almacenándose los valores numéricos de las temperaturas a tiempos regulares de forma que posteriormente podían ser incorporados a una hoja de cálculo.

En la figura 3.2.4.b se muestra un registro de los campos de las temperaturas en función del tiempo para un caso correspondiente al tanque 1/3 operando con un conducto de elevación de 0,082 metros de diámetro y 1,048 metros de longitud, con un caudal de gas $Q_g=2,41 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$:

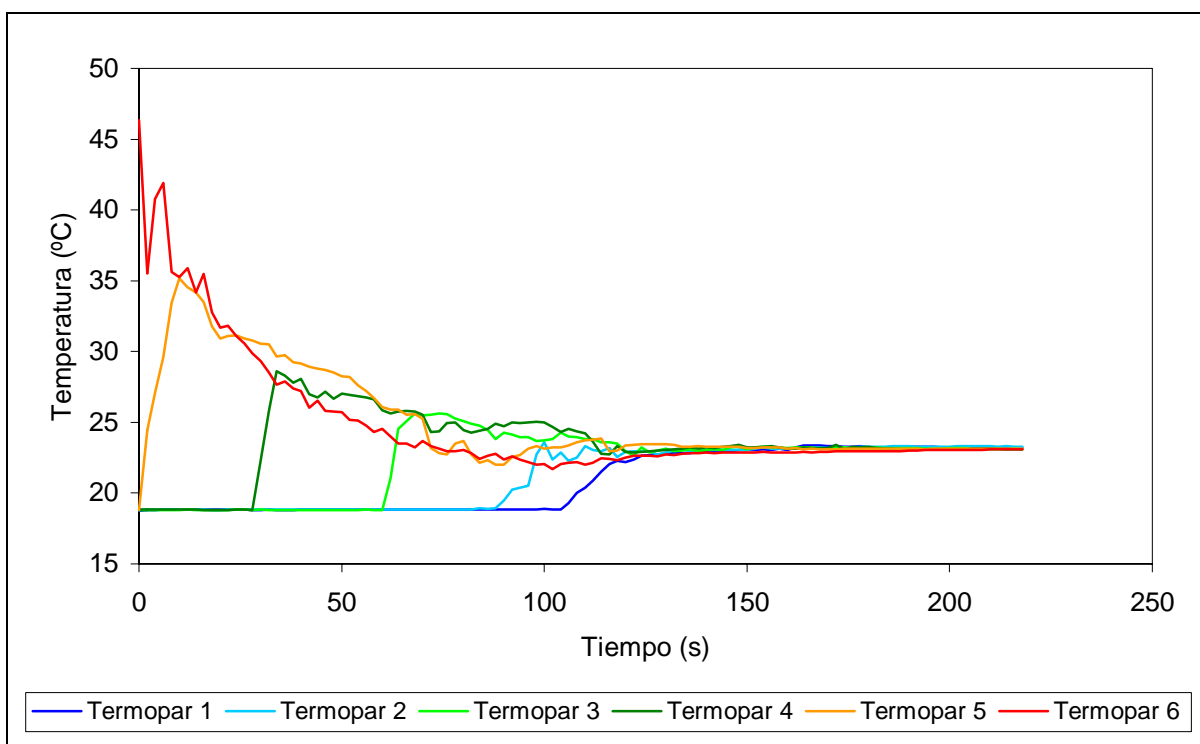


Figura 3.2.4.b. Registro temperatura-tiempo en un caso experimentado en el tanque 1/3.

En dicho gráfico se observa cómo al iniciar la agitación se inducía la circulación del líquido y posteriormente la mezcla de éste, sucediéndose los siguientes eventos:

- 1) Decaimiento de la temperatura registrada por el termopar 6 situado en la zona caliente que marcaba inicialmente la temperatura del colchón, ello se debía a la llegada desde el conducto de elevación de líquido frío desde el fondo del tanque y que se mezclaba con el líquido caliente del colchón.
- 2) Simultáneamente el líquido caliente se iba mezclando parcialmente, y circulaba y avanzaba un frente caliente que descendía por la zona anular cuya temperatura iba disminuyendo al ir hacia zonas inferiores del tanque, se observaba que al llegar el frente caliente se producían aumentos a tiempos dados de las temperaturas registradas por los termopares fríos 5, 4, 3, 2 y finalmente el 1 que estaba situado en el fondo del tanque siendo éste el lugar en el que se encontraba la inyección del gas en el tanque, a la entrada de líquido al conducto de elevación con flujo bifásico.
- 3) El líquido de la zona anular al entrar al conducto de elevación lo hacía a la temperatura fría inicial en todo momento hasta que llegaba el frente caliente, centrandó la atención en la temperatura que marcaba el termopar 6 se observaba que esté atravesaba un mínimo y después comenzaba a subir la temperatura que registraba.
- 4) Todos los termopares alcanzaban la misma temperatura que correspondía a un valor de equilibrio térmico entre el colchón caliente y el resto de líquido frío, resultante de la mezcla del colchón de líquido caliente y todo el volumen de líquido frío depositados en el tanque. En este momento se consideraba que se había producido la mezcla completa del contenido del tanque y a dicho tiempo invertido se le denominó tiempo de mezcla.

En el trabajo experimental correspondiente a la presente Memoria se han determinado los tiempos de mezcla correspondientes a una homogeneización del 95%, no presentándose una variación superior al 5% sobre la concentración de trazador a tiempo infinito.

A partir de éste mismo gráfico se pudo determinar las velocidades promedio de líquido circulante en el interior del tanque. Dicho cálculo se realizó a partir de la medida del tiempo que tardaba el frente caliente desde la superficie libre hasta el fondo del tanque. Conocida esa distancia por la que se desplazaba el colchón desde la superficie al fondo del tanque, que coincidía con la altura de líquido en el tanque –H- y dividida por el tiempo transcurrido –t- se calculaba la velocidad de avance del frente de líquido en la zona anular de descenso – V_{ID} - que se expresaba como:

$$V_{ID} = \frac{H}{t} \quad (3.2.4.a)$$

Conocida la sección libre de paso del líquido descendente y su densidad era inmediato el cálculo de los caudales volumétricos ó másicos que circulaban por el tanque.

3.2.4.c. Técnica de entrada continua de un caudal de líquido caliente

Se empleó esta técnica para la obtención de la curva temperatura-tiempo correspondiente a la distribución de tiempos de residencia en el seno del tanque. Consistió en la introducción de un caudal continuo de trazador de líquido caliente a una temperatura constante en el seno del líquido en el tanque agitado neumáticamente, que se encontraba a una temperatura inicial fría, a la vez se extraía del tanque un caudal de líquido idéntico al introducido. El punto de introducción del caudal de agua caliente fue sobre el conducto de elevación o el punto equivalente en la pluma sobre el eje axial y próximo a la superficie del líquido sumergido 0,03 metros, y el punto de salida se dispuso en el fondo del tanque conectándose mediante un tubo de 0,032 metros de diámetro a un rebose situado a la altura de líquido a mantener. El control del caudal de líquido introducido se realizó mediante un rotámetro calibrado, su ecuación de calibrado aparece posteriormente ec.(3.2.6.p). Durante la realización de los ensayos se obtuvieron registros temperatura-tiempo en el seno del líquido en el tanque mediante el equipo que se describe en el apartado siguiente 3.2.4.d.

De esta forma se obtenía una curva de distribución de tiempos de residencia que permitía el conocimiento del tipo de flujo en el interior del tanque ensayado para cada variante de diseño y operación del mismo, el modelo propuesto al final del apartado 2.5 fue aplicado para la determinación de las fracciones de volumen de mezcla, de volumen de pistón y de volumen muerto.

Esta técnica se ha aplicado en todas las variantes de diseño para los caudales de gas más altos y más bajos ensayados en cada uno de los tanques utilizados en la experimentación.

3.2.4.d. Equipo de medida de las temperaturas y de la adquisición de los datos

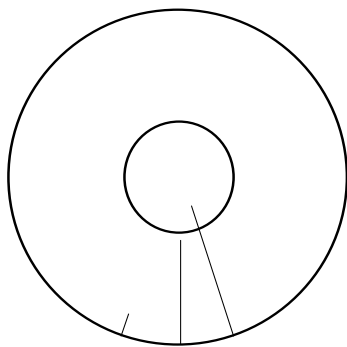
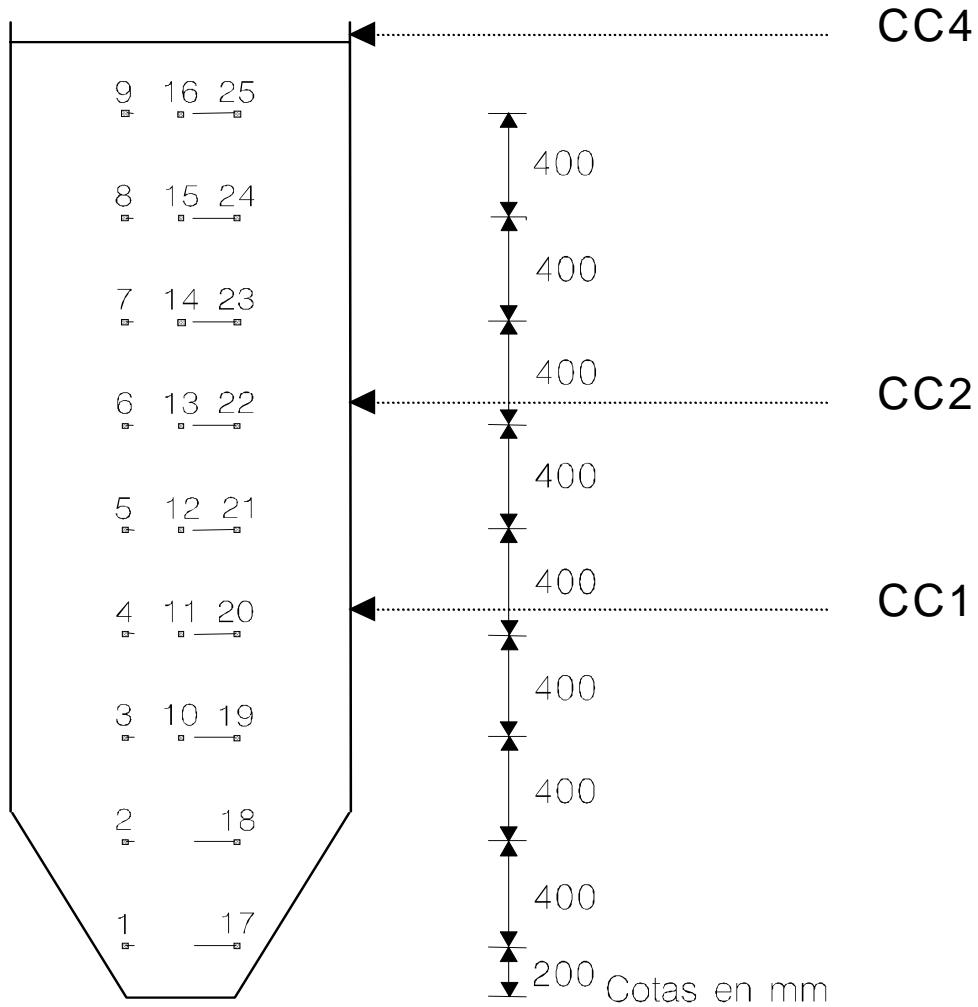
Para la medida de las temperaturas se utilizaron termopares de cromel-alumel de tipo K distribuidos a lo largo del tanque tal como se muestra en las figuras 3.2.4.c y 3.2.4.d para los tanques CC4, CC2, CC1 y 1/3 respectivamente.

En el tanque CC4 se utilizaron 25 termopares que se encontraban distribuidos en tres columnas a diferentes distancias de la pared cilíndrica del tanque: 85, 385 y 485 mm de forma que se abarcaba todo el volumen de retenido del tanque (aparecen numerados en la figura 3.2.4.c del 1 al 25). Distribuidos igualmente en el tanque CC2 se emplearon 16 termopares que son los numerados del 1 al 6, del 10 al 13 y del 17 al 22 puesto que correspondían a la zona que ocupaba el retenido líquido. En el tanque CC1 se utilizaron 10 termopares que son los numerados del 1 al 4, del 10 al 11 y del 17 al 20. En el tanque 1/3 de menor volumen de retenido líquido se midieron las temperaturas con seis termopares distribuidos en una columna que se encontraba a 50 mm de la pared (aparecen numerados en la figura 3.2.4.d).

Los termopares a través de cable compensado se encontraban unidos a una tarjeta de adquisición de datos en la que la señal eléctrica correspondiente a cada temperatura era alimentada a un Data-logger y conversor analógico digital (sistema de adquisición de datos Fluke-Helios), posibilitándose el registro de datos temperatura frente a tiempo en un ordenador IBM-PC en archivos informáticos.

La frecuencia de la toma de los datos por el sistema de adquisición fue de un dato por termopar y tres segundos en el caso de los tanques CC4, CC2 y CC1; y de un dato por termopar y dos segundos en el caso del tanque 1/3.

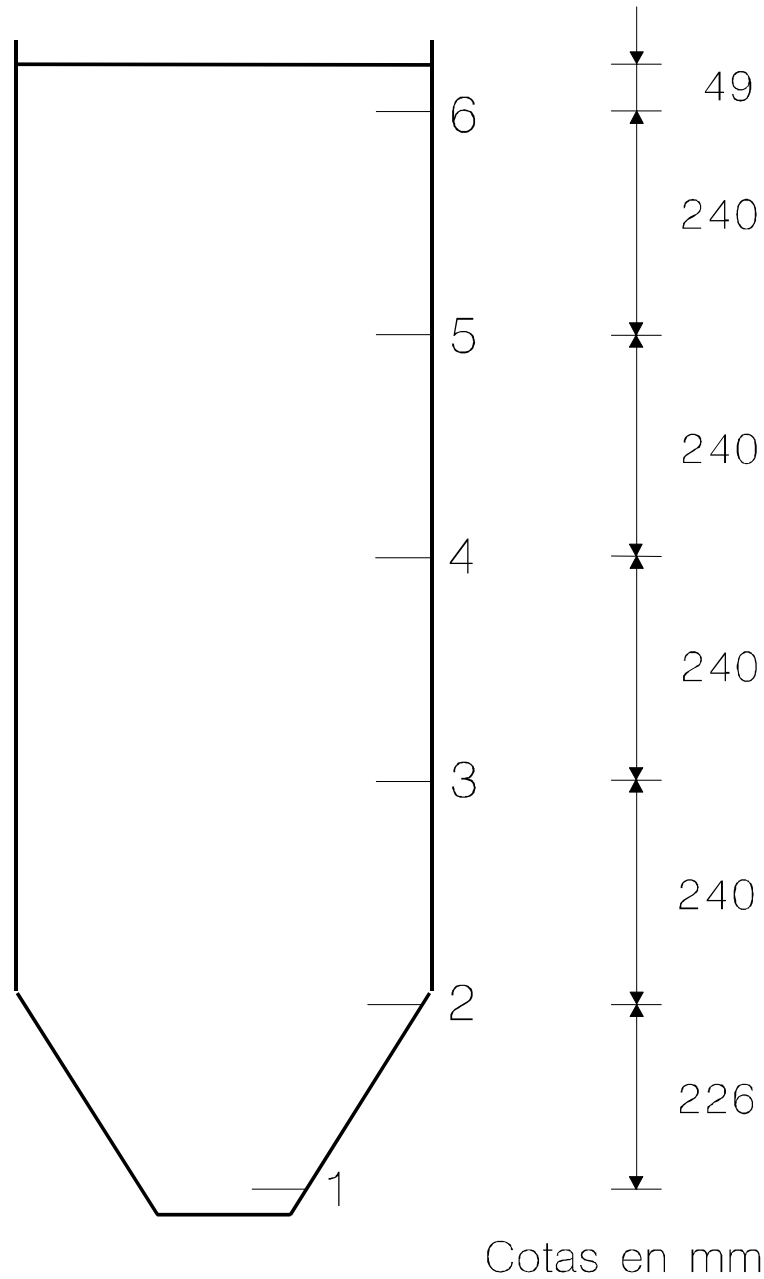
Tanques CC4, CC2 y CC1.
Disposición y numeración de los termopares
dependiendo del retenido de líquido



Longitudes de los termopares:
1-9: 85 mm
10-16: 385 mm
17-25: 485 mm

Figura 3.2.4.c. Disposición y numeración de los termopares en los tanques CC4, CC2 y CC1.

Tanque 1/3.
Disposición y numeración de los termopares



Longitudes de los termopares 50 mm

Figura 3.2.4.d. Disposición y numeración de los termopares en el tanque 1/3.

3.2.5. Técnicas de medida de las velocidades

3.2.5.a. Introducción

Junto a la medida de las velocidades de líquido realizadas mediante la técnica de colchón térmico comentada anteriormente en el apartado 3.2.4.b, se han utilizado también las técnicas de anemometría laser-Doppler y de tubo de pitot para la obtención de las velocidades de líquido, en la zona anular de descenso y en el conducto de elevación respectivamente. A continuación se describen dichas técnicas en los apartados 3.2.5.b y 3.2.5.c.

3.2.5.b. Anemometría laser-Doppler

En este apartado se muestra la técnica de anemometría laser Doppler empleada en la medida de las velocidades puntuales del líquido en la zona anular de descenso en los tanques de forma no intrusiva.

El anemómetro laser estaba constituido por una fuente laser Omnicrome, a la que seguía un colimador-polarizador, un soporte giratorio para el divisor de haz, el divisor de haz, una lente, un modulo receptor de la luz retrodifundida situado entre la lente anterior y el divisor de haz, y un sistema fotomultiplicador, todo ello dispuesto sobre una bancada que permitía la alineación de todo el conjunto óptico. A continuación se describirá uno por uno los elementos constituyentes del anemómetro laser, que aparecen reflejados en la figura 3.2.5.a , tal y como se encontraban dispuestos en la configuración que analizaba la frecuencia Doppler de la luz retrodifundida desde el volumen de medida.

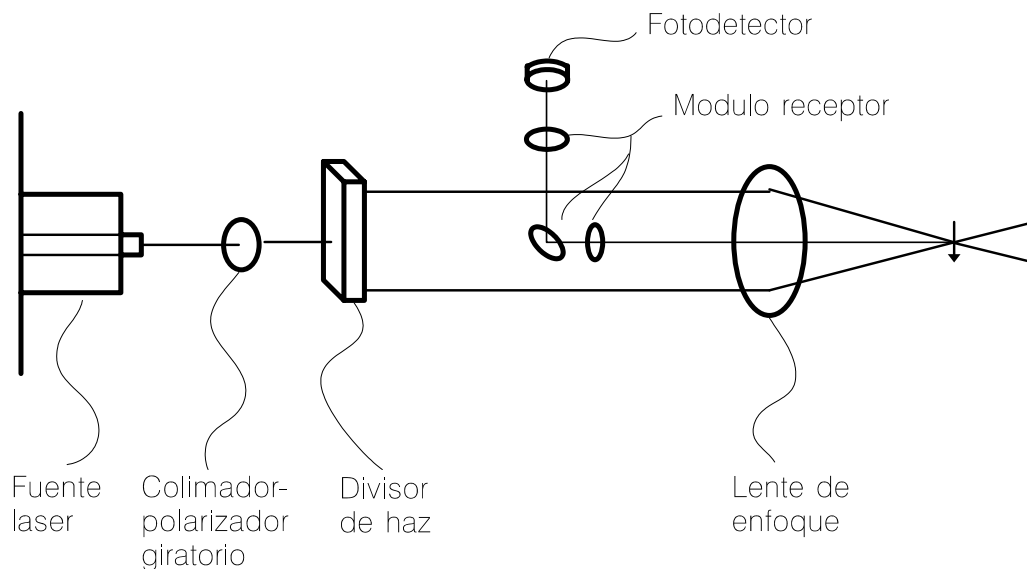
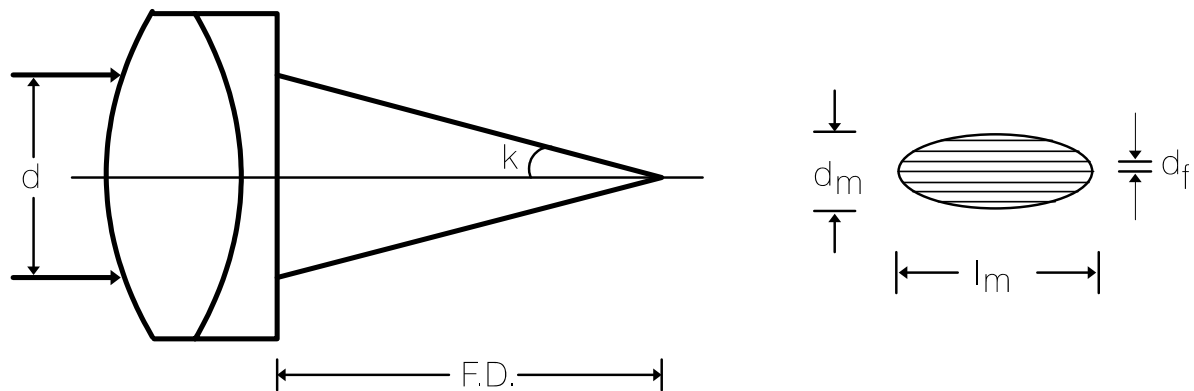


Figura 3.2.5.a. Constitución de la óptica del anemómetro laser-Doppler.

- Fuente laser argon-ion Omnicrome, modelo 543-600MA, que podía proporcionar hasta 600 mW con todas las líneas: 454, 457, 465, 472, 477, 488, 496, 502 y 514,5 nm, siendo el haz laser multimodo. Se empleó la línea de 514,5 nm por ser la línea más intensa y no medirse más que una componente de la velocidad. Para sintonizar solo una línea se incorporó un prisma al conjunto de la fuente laser.
- Colimador, modelo TSI 9108, estaba diseñado para controlar la divergencia del haz laser. Situaba el punto de cruce y el diámetro de los haces focalizados en el mismo punto, asegurando que las franjas de interferencia fueran paralelas. El colimador estaba recomendado en sistemas con laser argon-ion y sistemas con largos caminos ópticos. A su vez se polarizaba la luz laser en un plano que era perpendicular a la dirección de la componente de la velocidad a medir.
- Soporte giratorio para el divisor de haz, modelo TSI 9178-1, permitía la rotación del divisor de haz con lo cual se podía rotar los dos haces laser resultantes y medir otras componentes de la velocidad que se encontrasen en el plano de giro.
- Divisor de haz, modelo TSI 9115, dividía el haz laser proveniente del colimador en dos rayos paralelos de igual intensidad, cada uno a 25 mm del haz de entrada. Estos haces tenían iguales distancias ópticas de paso.
- La lente, modelo TSI 9167-750, provocaba la convergencia de los dos haces a una determinada distancia focal, al ser los dos rayos de luz polarizada en el cruce de ambos se producía una interferencia en franjas, que aparecían dentro de un volumen elipsoidal que constituía el microvolumen de medida en el cual al paso de partículas de pocos micrómetros arrastradas por el fluido daban lugar a la frecuencia Doppler que estaba relacionada con la velocidad del fluido.



Características de la lente	
Distancia focal F.D. (mm)	749
d_m (μm)	147
d_f (μm)	7,84
k ($^\circ$)	1,88
l_m (mm)	4,47
N_{FR}	19

Figura 3.2.5.b. Características de la lente de la óptica empleada.

En la figura 3.2.5.b aparecen las siguientes variables características de la lente empleada en el equipo del anemómetro laser:

- d - distancia entre rayos incidentes que era de 50 mm
- k - angulo mitad entre los rayos convergentes en grados
- F.D. - distancia focal de la lente
- d_m - anchura del microvolumen de medida
- l_m - longitud del microvolumen de medida
- d_f - distancia entre franjas
- N_{FR} - Número de franjas

Estas medidas se referían al empleo de la lente en el medio aire en condiciones normales de presión y temperatura. Como la lente se empleó para medir en el medio agua de los tanques se producía la refracción de la luz, provocando que aumentara la distancia a la que se cruzaban los rayos y variaran todas las variables características de la lente. Además había también refracción debida al paso de la luz laser del medio aire al medio metacrilato de las ventanas realizadas en los tanques, este metacrilato era de un espesor de 8 mm y de superficie plana.

Más adelante se expondrá como se efectuaron las correcciones a la refracción de todas las variables características de la lente para cada caso.

- Módulo receptor de la luz retrodifundida desde el microvolumen de medida, modelo TSI 9140A, estaba situado entre la lente anterior y el divisor de haz, poseía una lente acromática que enfocaba en el fotodetector la luz reflejada del volumen de medida a través de la lente receptora.

- Sistema fotomultiplicador, modelo TSI 9160, en el fototubo tenía un preamplificador de bajo ruido (25x) que mejoraba la calidad de la señal. La preamplificación y una ganancia ajustable aseguraban una buena amplitud en la señal incluso a niveles de luz muy bajos.

Poseía una apertura variable combinada con un circuito de control automático, de forma que el voltaje del cátodo decrecía a altos niveles de luz y ofrecía un sistema de seguridad para proteger el fototubo.

El fotomultiplicador transformaba la luz dispersada por la partícula en el microvolumen de medida en una señal eléctrica que posteriormente se analizaba.

Como fotodetector se empleó un tubo fotomultiplicador, modelo TSI 9162, que era un tubo de vacío que constaba de un ánodo, y un cátodo. Al incidir los fotones sobre el ánodo de metales alcalinos conectado a alta tensión negativa, se desprendían electrones que eran amplificados hasta alcanzar el cátodo. La intensidad de salida de éste, estaba en relación directa a la intensidad de luz que llegaba al ánodo.

El uso de un fotomultiplicador estaba justificado por tener su máxima sensibilidad en frecuencias cercanas a las correspondientes a las líneas del laser de Argon-ion.

Aparte de todos estos elementos que correspondían a la configuración del anemómetro laser-Doppler se tenían los siguientes accesorios para la alineación óptica del anemómetro:

- Dos bloques de alineación que se colocaban alejados en la bancada de forma que se podía regular la posición de la fuente laser hasta que el haz atravesara los bloques por los orificios que poseían, de esta forma al colocar el conjunto óptico del anemómetro éste estará alineado con la fuente laser.
- Microscopio, modelo TSI 10092, permitía la visualización directa del volumen de medida para permitir un alineamiento óptico. El objetivo microscopio si se situaba cerca del volumen de medida era capaz de magnificar la región de cruce y proyectarla en una pared lejana o una pantalla. Usando este método podía verse el cruce de rayos proyectándose las franjas de interferencia, para ello se empleaba conjuntamente el polarizador modelo TSI 10901 que tenía un plano de polarización orientado que permitía observar la polaridad de cada uno de los haces.
- La máscara de alineación modelo TSI 9104 fue usada para asegurar que los ejes mecánicos de la óptica coincidían con los ejes ópticos.
- El objetivo de alineación, modelo TSI 10096, proporcionaba el posicionamiento correcto a efectuar del fotodetector y enfoque para la luz reflejada. Tenía una magnificación de 7x con un ajuste fino para enfocar.

Como equipo para la adquisición de datos se tenía conectado al fotomultiplicador, que proporcionaba una señal de potencial frente al tiempo, un analizador de frecuencias IFA550 de la firma TSI que disponía de diversos filtros de frecuencia que se utilizaban según el intervalo de velocidades a medir. A su vez el analizador convertía las señales analógicas en digitales, siendo posible la adquisición de datos por un ordenador personal COMPAQ 386 que llevaba incorporado el programa Find de la firma TSI en el cual se recogían las medidas puntuales de velocidad a un caudal de gas determinado acumulativamente, de forma que se realizaba un histograma a partir del cual se calculaba estadísticamente la velocidad media en el punto de medida.

De forma complementaria se monitorizaban las frecuencias Doppler que llegaban al equipo de adquisición de datos (señales potencial-tiempo), comprobándose así la corrección del funcionamiento de todo el equipo. Para ello se empleó un osciloscopio HAMEG HM203-7 conectado a una salida del analizador de frecuencias IFA550.

El cálculo de las velocidades a partir de las frecuencias se efectuó mediante las siguientes ecuaciones:

- distancia de franjas (d_f), (en m):

$$d_f = \frac{\lambda'}{2 \cdot \text{sen}K} \quad (3.2.5.a)$$

siendo λ' la longitud de onda de la luz laser (en m) y k el ángulo mitad entre los rayos convergentes (en grados).

- velocidad de la partícula (v), (en m/s):

$$v = \frac{d_f}{t_1} = d_f \cdot F \quad (3.2.5.b)$$

siendo t_1 el tiempo (en segundos) tomado por una partícula de sembrado para atravesar un par de franjas, y F la frecuencia Doppler (en s^{-1}) de la luz retrodifundida.

Todos estos cálculos los efectuó el programa Find a partir de los datos de frecuencia Doppler alimentados por el procesador de señal y las variables características de trabajo con la lente y luz laser. El programa necesitaba la distancia de franja que calculaba a partir de la longitud de onda de la luz laser y del ángulo mitad entre los rayos convergentes. Este ángulo mitad era variable debido a la refracción y se calculaba para una distancia focal y una distancia entre los haces laser experimentales.

En la figura 3.2.5.c se muestra como se realizó la corrección a la refracción en el tanque CC4, fabricado en PVC transparente, aunque las mirillas fueron de metacrilato.

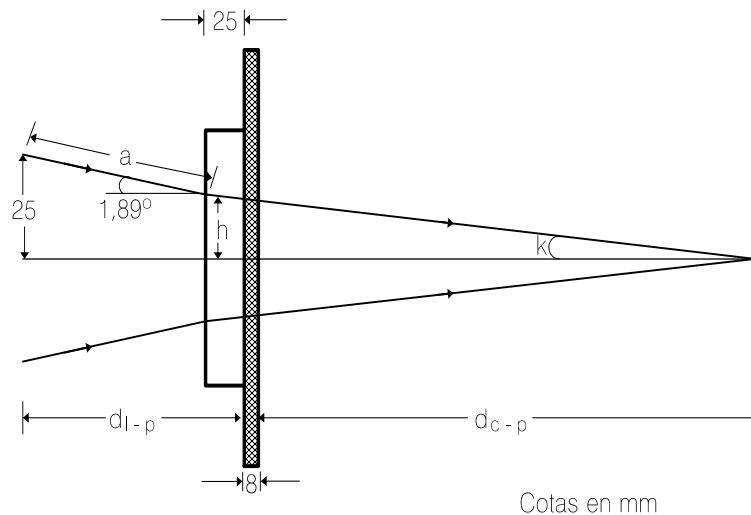


Figura 3.2.5.c. Caracterización de la refracción en los haces laser en el tanque CC4.

Se tomaron medidas experimentales para caracterizar la refracción de d_{l-p} (distancia de la lente óptica a la pared exterior del tanque) y de d_{c-p} (distancia desde el punto de cruce de los rayos a la pared interior del tanque). De los datos d_{l-p} frente a d_{c-p} que se muestran en la figura 3.2.5.d se efectuó regresión lineal resultando:

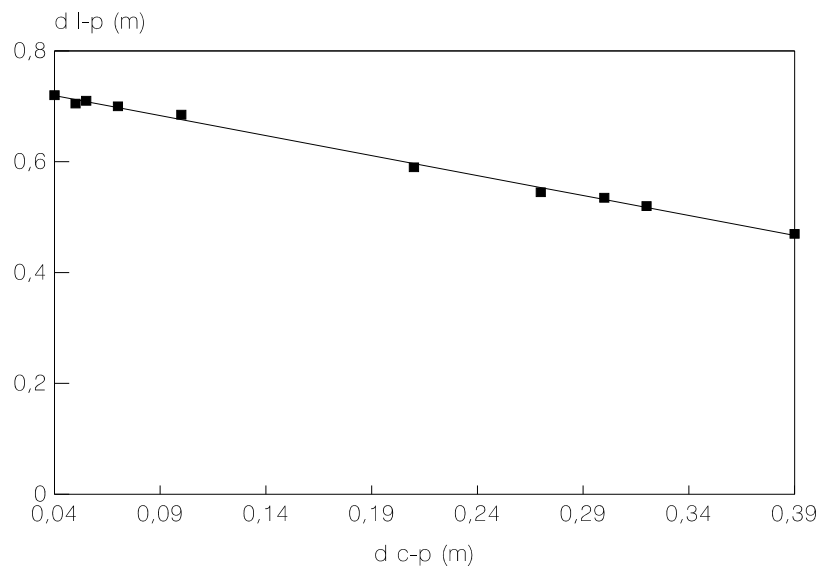


Figura 3.2.5.d. Medidas experimentales de d_{l-p} frente a d_{c-p} .

$$d_{l-p} = -0,721 \cdot d_{c-p} + 0,748 \quad R^2 = 0,99 \quad (3.2.5.c)$$

ecuación en la que d_{l-p} y d_{c-p} se encuentran en metros.

A partir de toda esta información se consideró la existencia de una lente virtual en la ventana de metacrilato, que tenía las siguientes características:

- distancia entre haces = $2 \cdot h$
- ángulo mitad entre los rayos convergentes = k

calculando a partir de la geometría de las trayectorias de los rayos que aparece en la figura 3.2.5.c :

$$h + a \cdot \sin(1,89) = 0,025 \quad (3.2.5.d)$$

$$d_{l-p} - 0,025 = a \cdot \cos(1,89) \quad (3.2.5.e)$$

$$h = 0,0258249732 - 0,0329986926 \cdot d_{l-p} \quad (3.2.5.f)$$

$$\operatorname{tg} k = \frac{h}{d_{c-p} + 0,033} \quad (3.2.5.g)$$

$$k = \operatorname{arctg} \left(\frac{h}{d_{c-p} + 0,033} \right) \quad (3.2.5.h)$$

en estas ecuaciones h , a , d_{l-p} , d_{c-p} se encuentran en metros, y k en grados.

Siendo para el haz laser de Argon-ion la longitud de onda utilizada $\lambda' = 514,5$ nm de color verde, resultaba una distancia entre franjas:

$$d_f = \frac{514,5 \cdot 10^{-9}}{2 \cdot \text{sen} k} \quad (3.2.5.i)$$

d_f en metros y k en grados.

Al programa Find se le suministraban los siguientes datos:

- distancia entre haces= $2 \cdot h$ (en mm)
- ángulo mitad entre los rayos convergentes= k (en grados)
- longitud de onda de la luz laser $\lambda' = 514,5$ (en nm)

a partir de los que el programa calculaba la distancia entre franjas d_f en mm, directamente al medir aparecían los histogramas de velocidades puntuales en m/s.

En la figura 3.2.5.e se muestra como se realizó la corrección a la refracción en el tanque 1/3, análogamente al caso anterior. El tanque estaba construido enteramente en metacrilato de 8 mm de espesor de pared.

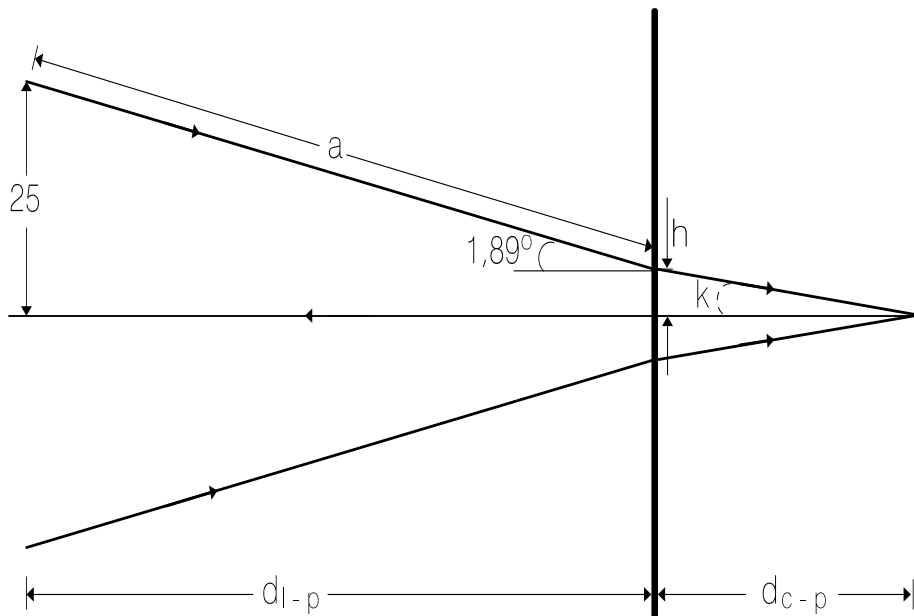


Figura 3.2.5.e. Caracterización de la refracción en los haces laser en el tanque 1/3.

Para caracterizar la refracción se tomaron medidas experimentales de d_{l-p} (distancia de la lente óptica a la pared exterior del tanque) y de d_{c-p} (distancia desde el punto de cruce de los rayos a la pared interior del tanque). De los datos d_{l-p} frente a d_{c-p} que se muestran en la figura 3.2.5.f se efectuó regresión lineal resultando:

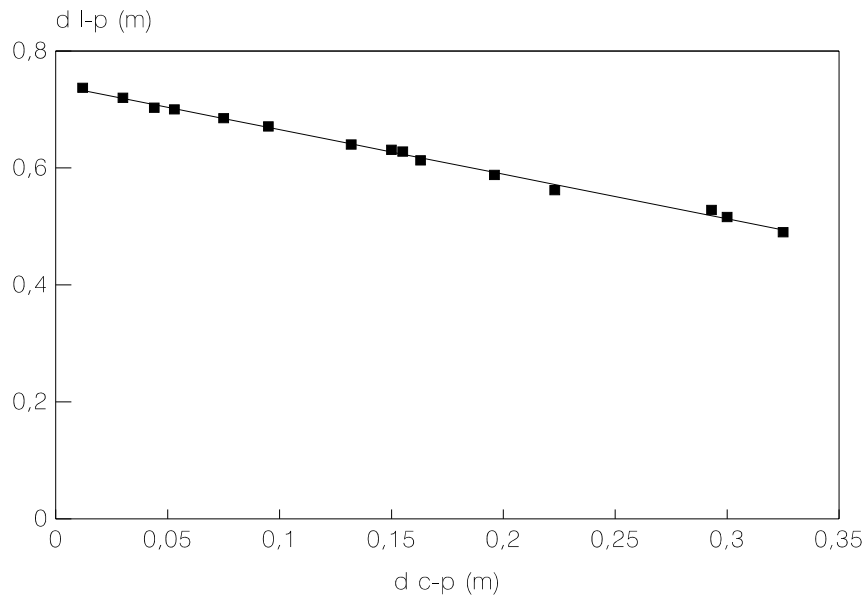


Figura 3.2.5.f. Medidas experimentales de d_{l-p} frente a d_{c-p} .

$$d_{l-p} = -0,762 \cdot d_{c-p} + 0,742 \quad R^2 = 0,99 \quad (3.2.5.j)$$

ecuación en la que d_{l-p} y d_{c-p} se encuentran en metros.

Al igual que en el caso anterior en este tanque se consideró la existencia de una lente virtual en la pared de metacrilato del tanque, que tenía las siguientes características:

- distancia entre haces = $2 \cdot h$
- ángulo mitad entre los rayos convergentes = k

calculando a partir de la geometría de las trayectorias de los rayos que aparece en la figura 3.2.5.e se obtenía:

$$h + a \cdot \sin(1,89) = 0,025 \quad (3.2.5.k)$$

$$d_{l-p} = a \cdot \cos(1,89) \quad (3.2.5.l)$$

$$h = 0,025 - 0,03299869 \cdot d_{l-p} \quad (3.2.5.m)$$

$$\operatorname{tg} k = \frac{h}{d_{c-p}} \quad (3.2.5.n)$$

$$k = \arctg\left(\frac{h}{d_{c-p}}\right) \quad (3.2.5.ñ)$$

en estas ecuaciones h , a , d_{l-p} , d_{c-p} se encuentran en metros y k en grados.

Siendo para el haz laser de Argon-ion la longitud de onda utilizada $\lambda' = 514,5$ nm, resultó una distancia entre franjas:

$$d_f = \frac{514,5 \cdot 10^{-9}}{2 \cdot \text{sen } k} \quad (3.2.5.o)$$

d_f en metros y k en grados.

Al programa Find se le suministraron los siguientes datos:

- distancia entre haces= $2 \cdot h$ (en mm)
- ángulo mitad entre los rayos convergentes= k (en grados)
- longitud de onda de la luz laser $\lambda' = 514,5$ (en nm)

a partir de los cuales el programa calculaba la distancia entre franjas d_f (en nm), directamente al medir nos aparecían los histogramas de velocidades puntuales (en m/s).

La anemometría laser no precisaba de calibrado al basarse en principios ópticos perfectamente conocidos. Por si en algún caso se hubiese introducido algún factor que produjera divergencia entre las velocidades medidas con la anemometría laser y las reales, se comprobó la corrección en la medida de velocidades con el anemómetro laser con el sistema que se describe en la figura 3.2.5.g.

Tal como aparece, en un tubo de metacrilato transparente de 1680 mm de longitud y 113 mm de diámetro se midió la velocidad máxima en el eje del tubo a diferentes caudales de agua que se midieron mediante un rotámetro. El sembrado del agua se efectuó con esferas de vidrio de 40 μm de diámetro que se arrastraban con el flujo de agua a través del tubo y servían para que se retrodifundiera la luz laser con frecuencia Doppler relacionada con la velocidad del fluido en el microvolumen de medida.

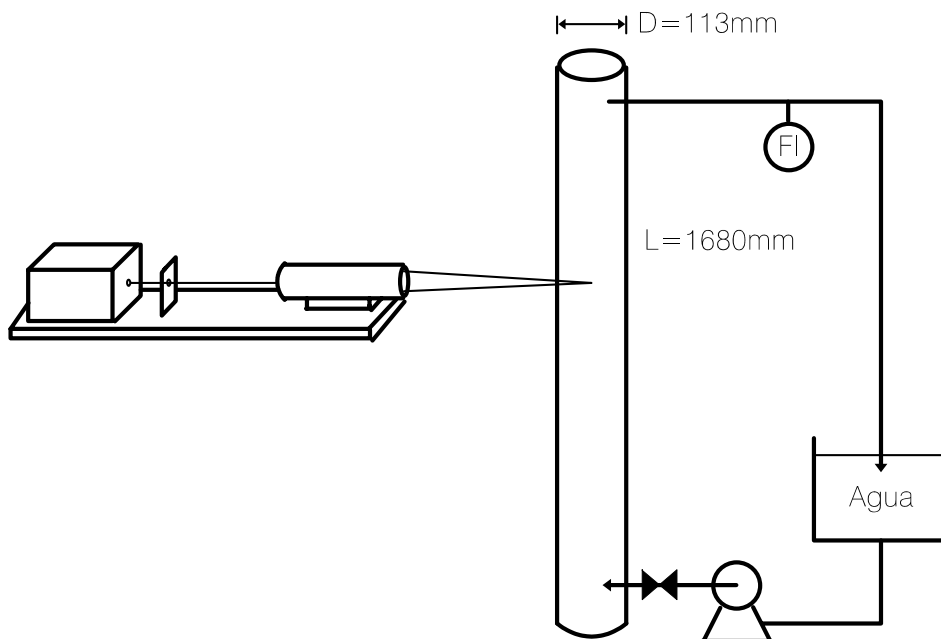


Figura 3.2.5.g. Dispositivo para la comprobación de la correcta medida de las velocidades mediante el anemómetro laser-Doppler.

A continuación en la figura 3.2.5.h se muestra el calibrado del rotámetro de agua que se efectuó por pesada en balanza del agua recogida en un determinado tiempo a un caudal seleccionado por señal en el rotámetro.

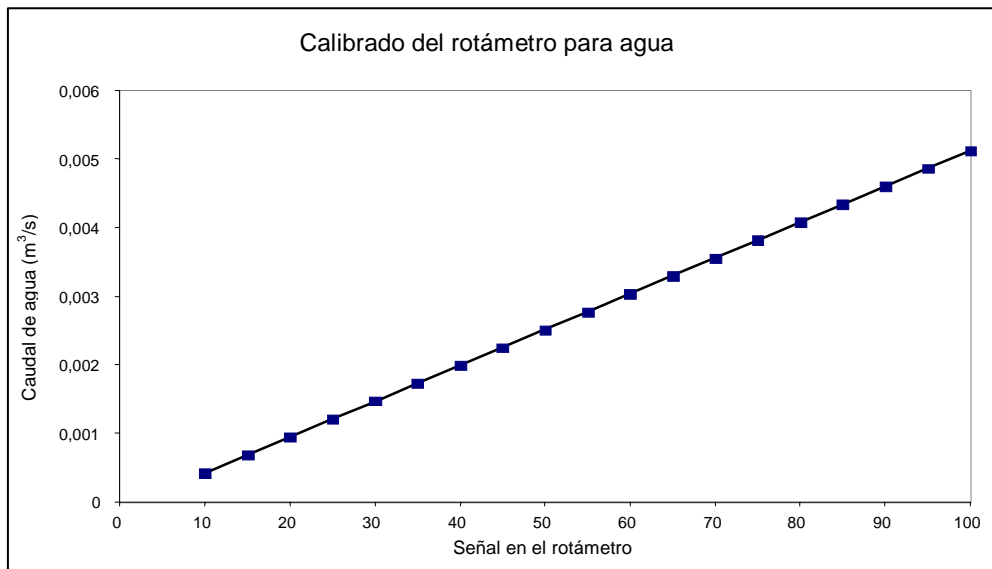


Figura 3.2.5.h. Calibrado del rotámetro empleado como indicador del caudal de agua.

Ecuación del calibrado: $Q_1 = 5,22 \cdot 10^{-5} \cdot \text{señal rotámetro} - 9,94 \cdot 10^{-5}$, $R^2=0,99$ (3.2.5.p) en la que el caudal de agua Q_1 aparece en m^3/s , y la señal del rotámetro en % sobre un máximo posible del 100%.

A partir de los caudales de agua se calculó la velocidad media en el tubo y el número de Reynolds correspondiente, con el gráfico que aparece en la figura 3.2.5.i basado en datos de Rothfus, Archer, Klimas y Sikchi (58), se podía calcular en ordenadas la relación velocidad media / velocidad máxima con la que se obtenía la velocidad máxima en el eje del tubo.

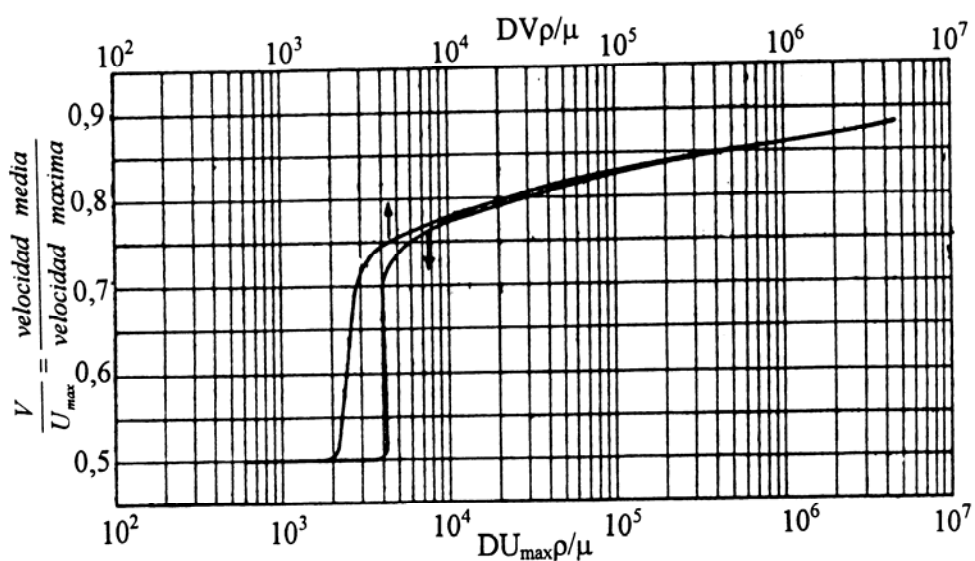


Figura 3.2.5.i. Relación velocidad media/velocidad máxima en los conductos cilíndricos frente a los números de Reynolds respectivos.

Con los datos de velocidad máxima medida por anemometría laser y los correspondientes de velocidad máxima obtenida de la medida con el rotámetro se representaron unos frente a otros en la figura 3.2.5.j, de la que se deducía que tal como era de esperar no era necesario calibrar el anemómetro laser para poder realizar medidas de velocidades puntuales directamente.

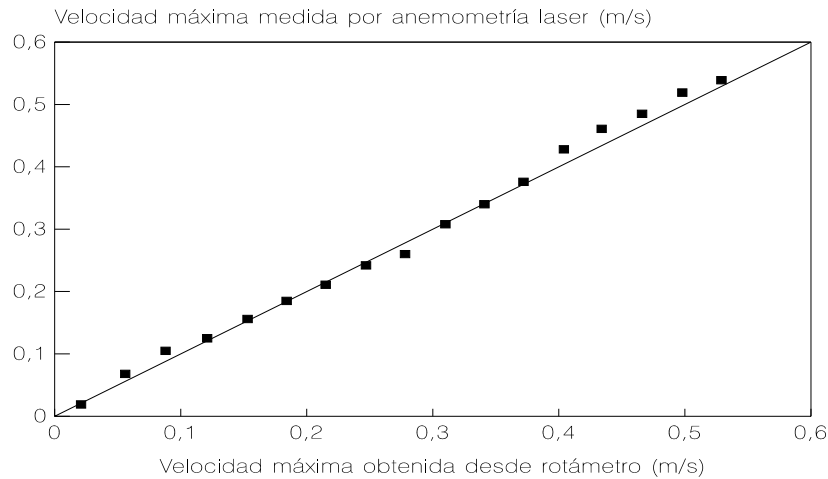


Figura 3.2.5.j. Calibrado del anemómetro laser-Doppler.

En el mismo tubo también se midió el perfil de velocidad en el tubo a lo largo de una sección para diferentes caudales de agua, por tanto también se dispuso de las velocidades máximas correspondientes. Estos perfiles se han correlacionado mediante una ecuación de la forma:

$$\frac{V_{l,r}}{V_{\max}} = A \cdot \left(\frac{2y}{d_i} \right)^B \quad (3.2.5.q)$$

en la que:

$$y = \frac{d_i}{2} - r \quad (3.2.5.r)$$

siendo:

- y - distancia desde la pared interior del tubo al punto en el que se realizó la medida de velocidad puntual de líquido (m).
- d_i - diámetro interno del tubo (m).
- r - radio al que se realizó la medida de velocidad puntual de líquido (m).
- V_{\max} - velocidad máxima de líquido (m/s).
- $V_{l,r}$ - velocidad puntual de líquido al radio r (m/s).

La ecuación (3.2.5.q) expresada de otra forma para poder calcular las velocidades puntuales radiales de líquido es:

$$V_{l,r} = V_{\max} \cdot A \left[1 - \frac{2r}{d_i} \right]^B \quad (3.2.5.s)$$

El caudal de agua que pasa a través del tubo se podía calcular mediante integración del perfil de velocidades de la siguiente forma:

$$Q_l = \int_0^R 2\pi r V_{l,r} dr \quad (3.2.5.t)$$

sustituyendo la ecuación (3.2.5.s) en la (3.2.5.t) se obtiene:

$$Q_l = \int_0^R 2\pi r V_{\max} A \left[1 - \frac{2r}{d_i} \right]^B dr \quad (3.2.5.u)$$

$$Q_l = 2\pi V_{\max} A \int_0^R r \left[1 - \frac{2r}{d_i} \right]^B dr \quad (3.2.5.v)$$

de la que resulta:

$$Q_l = \frac{\pi V_{\max} \cdot A \cdot R^2}{B + 1} \quad (3.2.5.w)$$

En la tabla 3.2.5.a aparecen los resultados experimentales y los valores obtenidos de A y B en la correlación con la expresión (3.2.5.q), junto al coeficiente de correlación R^2 para cada regresión.

Tabla 3.2.5.a. Datos medidos experimentalmente de la ecuación (3.2.5.q) y ajuste por regresión.

Caso	V_{\max} (m/s)	$2y/d_i$	$V_{l,r}/V_{\max}$	Regresión
A	0,272	1	1	A=1,008 B=0,150 R ² =0,954
		0,832	0,946	
		0,664	0,950	
		0,496	0,934	
		0,328	0,893	
		0,160	0,756	
B	0,308	1	1	A=1,009 B=0,146 R ² =0,913
		0,832	0,958	
		0,664	0,935	
		0,496	0,922	
		0,328	0,912	
		0,160	0,795	
C	0,376	1	1	A=1,011 B=0,128 R ² =0,935
		0,832	0,971	
		0,664	0,947	
		0,496	0,947	
		0,328	0,904	
		0,160	0,824	
D	0,461	1	1	A=1,016 B=0,146 R ² =0,977
		0,832	0,974	
		0,664	0,957	
		0,496	0,948	
		0,328	0,879	
		0,160	0,766	
E	0,519	1	1	A=1,024 B=0,147 R ² =0,980
		0,832	0,998	
		0,664	0,963	
		0,496	0,940	
		0,328	0,892	
		0,160	0,784	
		0,105	0,723	

A partir de la ecuación (3.2.5.w) se calculó el caudal de agua que pasaba por el tubo, obtenido por integración del perfil de velocidades medido con anemometría laser. Este caudal de agua se comparó con el medido con el rotámetro en la figura 3.2.5.k.

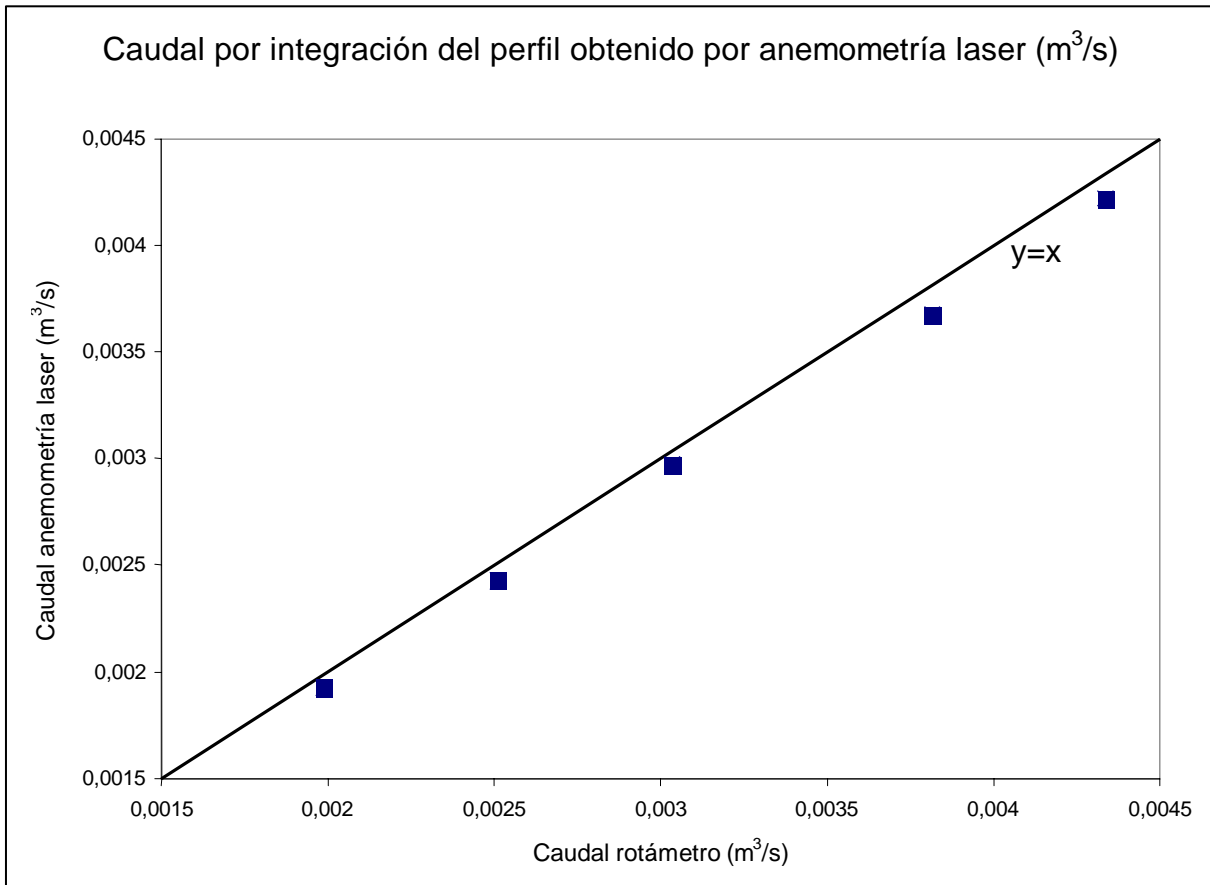


Figura 3.2.5.k. Representación de la correspondencia entre el caudal de líquido obtenido por integración del perfil de velocidades medido con anemometría laser y el caudal de líquido medido con el rotámetro.

Tal como se aprecia en la figura 3.2.5.k el caudal de líquido obtenido mediante la ecuación (3.2.5.w) por integración del perfil de velocidades se ajustaba bastante al caudal de líquido medido con el rotámetro, los valores obtenidos por la ecuación eran ligeramente menores a los caudales medidos con rotámetro tendiéndose a desviar más a los caudales mayores.

Las medidas con el anemómetro laser efectuadas directamente en los tanques CC4 y 1/3 se realizaron a las siguientes cotas de altura que se muestran en las figuras 3.2.5.l y 3.2.5.m.

Tanque CC4

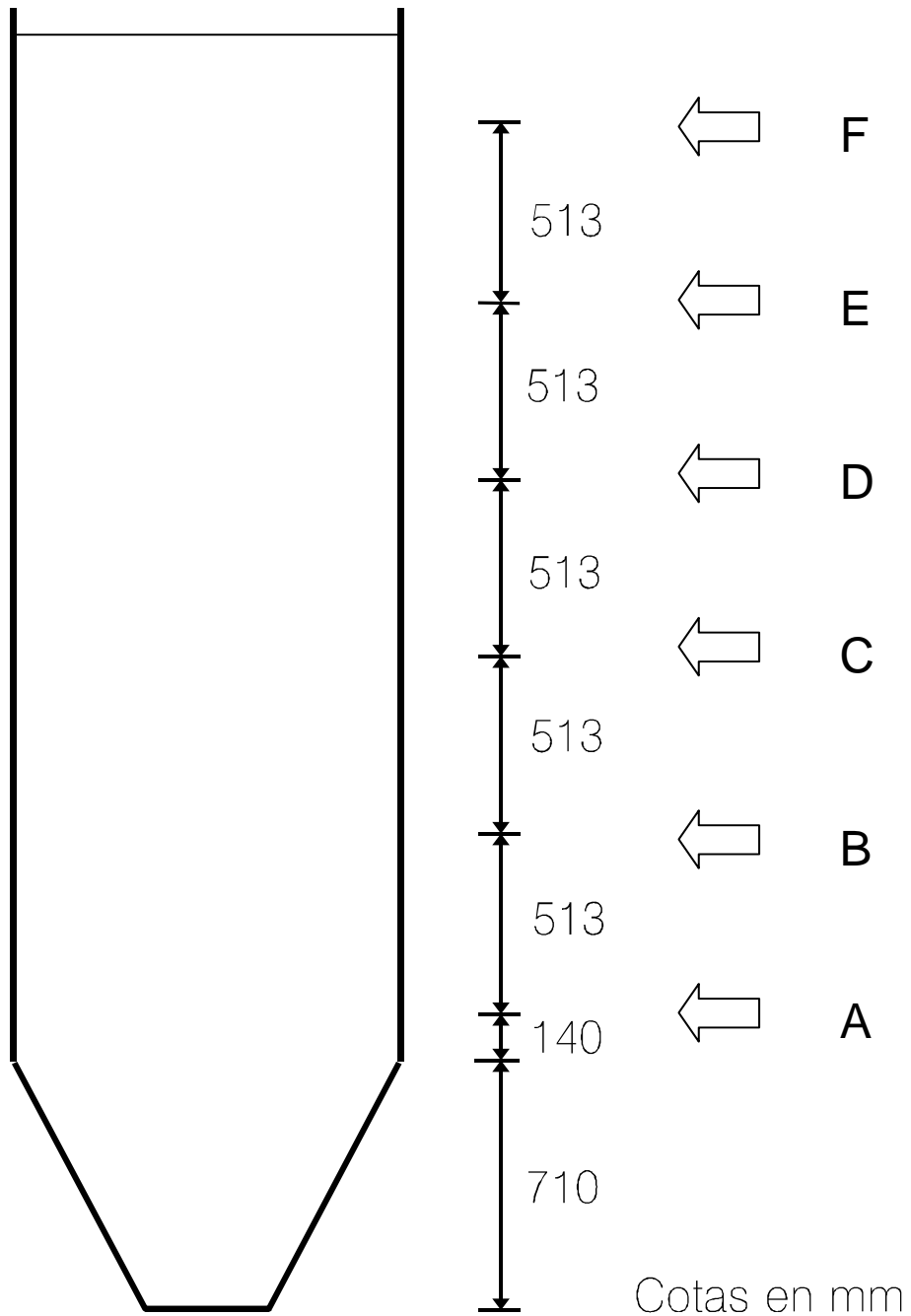


Figura 3.2.5.1. Cotas de altura a las que se han efectuado las medidas puntuales de velocidad por anemometría laser-Doppler en el tanque CC4.

Tanque 1/3

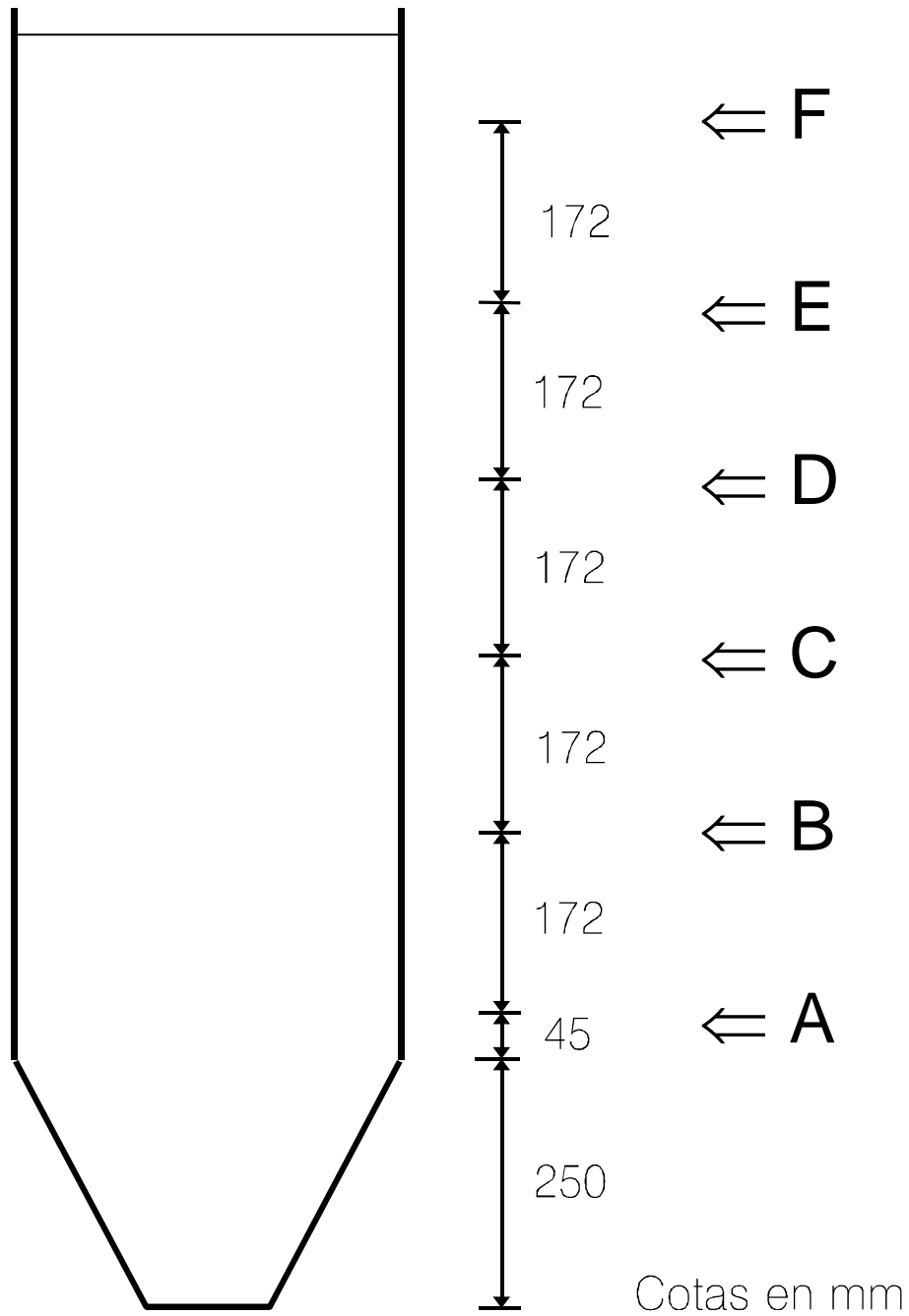


Figura 3.2.5.m. Cotas de altura a las que se han efectuado las medidas puntuales de velocidad por anemometría laser-Doppler en el tanque 1/3.

Las profundidades a las que se realizaron las medidas se repartían en la anchura de la zona anular entre el conducto de elevación o la zona bifásica G-L y la pared del tanque. En el caso del tanque CC4 fue a distancias regulares desde la pared interior del tanque de 50, 150, 250, 350, 450 y 500 milímetros siempre y cuando no se alcanzara el conducto de elevación o la región de flujo bifásico en la que no era posible la medida. En el tanque 1/3 se midió en cuatro puntos uniformemente distribuidos a distancias regulares entre la pared exterior del conducto de elevación y la pared interna del tanque.

3.2.5.c. Tubo de pitot

A continuación se describe el tubo de pitot empleado en la medida de las velocidades máximas de líquido en el eje axial de los conductos de elevación, junto a su calibrado correspondiente.

Para la medida de velocidades puntuales en los conductos de elevación de los tanques se ha utilizado un tubo de pitot diseñado tal como aparece en la figura 3.2.5.n.

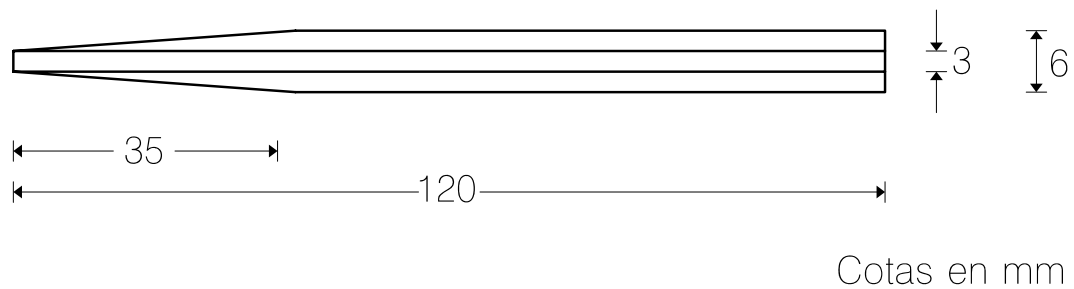


Figura 3.2.5.n. Diseño del tubo de pitot.

El tubo de pitot se ha utilizado para medir velocidades máximas verticalmente en el eje del conducto, teniendo la toma estática colocada en el interior de la pared del conducto de elevación a la misma altura que la toma de impacto del tubo de pitot.

Para el calibrado del tubo de pitot se empleó un tubo para impulsar el agua, de diámetro 69,6 mm y longitud de 1000 mm, con un dispositivo que aparece en la figura 3.2.5.ñ.

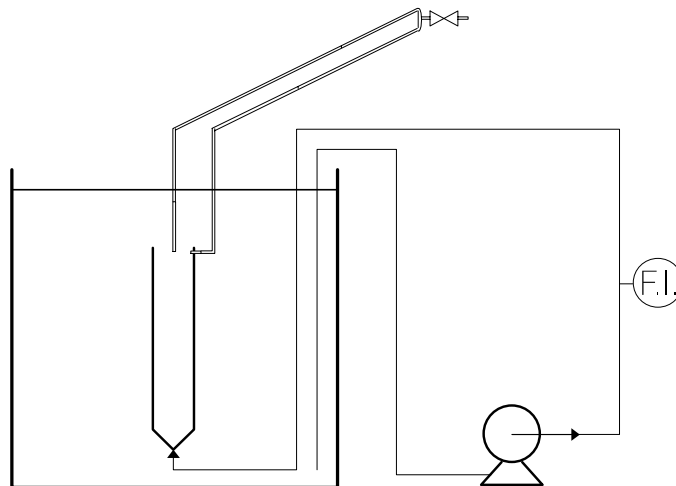


Figura 3.2.5.ñ. Dispositivo para el calibrado del tubo de pitot.

Se empleó como indicador de caudal el rotámetro que se calibró anteriormente y se muestra su calibrado en la figura 3.2.5.h y en la ecuación (3.2.5.p).

El tubo de pitot se encontraba conectado a un manómetro inclinado de agua para tener una mayor señal de indicación de la diferencia de carga entre las tomas estática y de impacto.

Seleccionando diferentes caudales de agua se obtenían diferentes velocidades máximas en el tubo sobre el que estaba colocado el pitot frente a la diferencia en las lecturas manométricas correspondientes al tubo de pitot. En la figura 3.2.5.o se muestra el gráfico correspondiente al calibrado del tubo de pitot.

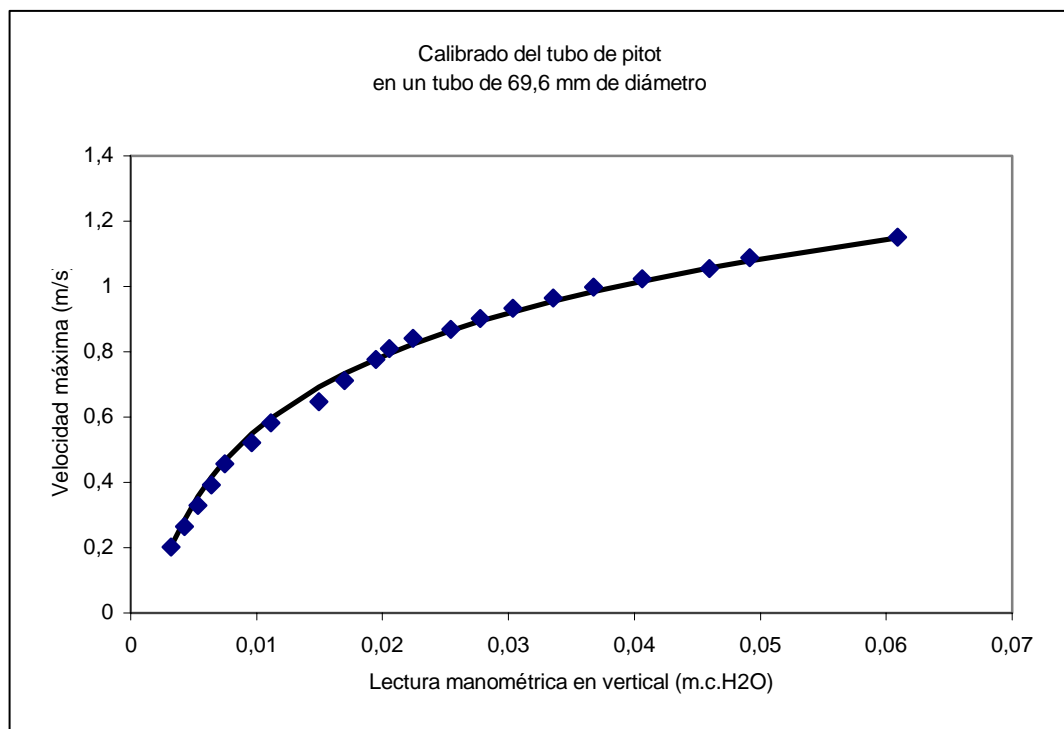


Figura 3.2.5.o. Representación del calibrado del tubo de pitot.

y de la regresión de dichos valores resultó la expresión:

$$V_{\max} = 0,33 \cdot \ln(\Delta h_m) + 2,06 \quad R^2=0,99 \quad (3.2.5.x)$$

en la que:

V_{\max} - Velocidad máxima (m/s).

Δh_m - Diferencia en las lecturas manométricas del tubo de pitot en columna vertical de agua (m).

En la figura 3.2.2.b se mostró anteriormente un conducto de elevación con forma de tubo de venturi que se empleó en el tanque 1/3 para conducir el flujo bifásico ascendente, en este caso a diferentes caudales de gas se midieron simultáneamente las pérdidas de carga en el tubo de venturi y las señales manométricas medidas con el tubo de pitot.

La finalidad pretendida fue la comparación de las velocidades de líquido medias obtenidas por ambos dispositivos en flujo bifásico para verificar la corrección de las medidas realizadas tanto con el tubo de pitot como con el tubo de venturi.

La ecuación para la medida de los caudales de líquido con el tubo de venturi situado verticalmente en flujo bifásico es:

$$Q_l = \frac{C_v A_0}{\sqrt{1 - \left(\frac{d_0}{d_R}\right)^4}} \sqrt{2g \frac{(d_{\text{tomas}} + \Delta h_m)}{1 - \varepsilon_{gR}}} \quad (3.2.5.y)$$

en la que:

Q_l - Caudal de líquido (m³/s).

C_v - Coeficiente de descarga $C_v=1$.

A_0 - Area garganta (m²).

d_0 - Diámetro de la garganta (m).

d_R - Diámetro del tubo de venturi (m).

d_{tomas} - Distancia entre tomas (m).

Δh_m - Señal manométrica (m) de columna vertical de agua.

g - Aceleración de la gravedad (m/s).

ε_{gR} - Fracción de gas.

para el tubo de venturi utilizado resultó la siguiente ecuación para la determinación del caudal de líquido:

$$Q_l = 0,0012971 \sqrt{19,6 \frac{0,078 + \Delta h_m}{1 - \varepsilon_{gR}}} \quad (3.2.5.z)$$

Con este caudal se pudo calcular la velocidad media de líquido en el tubo de venturi dividiéndolo por la sección del tubo. De las medidas de velocidad máxima de líquido del tubo de pitot se obtuvieron las velocidades medias utilizando el gráfico de la figura 3.2.5.i.

En la tabla 3.2.5.b se muestran las medidas obtenidas de las velocidades medias de líquido con ambos dispositivos a diferentes caudales de gas:

Tabla 3.2.5.b. Velocidades medias de líquido medidas en el conducto de elevación tipo tubo de venturi.

	Q_g (m ³ /s)	$V_{\text{tubo venturi}}$ (m/s)	$V_{\text{tubo pitot}}$ (m/s)
Tanque 1/3 Tubo venturi Diámetro: 82 mm Longitud: 1048 mm	$2,41 \cdot 10^{-5}$	0,42	0,35
	$4,74 \cdot 10^{-5}$	0,45	0,39
	$6,69 \cdot 10^{-5}$	0,48	0,45
	$1,18 \cdot 10^{-4}$	0,56	0,57
	$1,56 \cdot 10^{-4}$	0,62	0,67
	$2,07 \cdot 10^{-4}$	0,69	0,71
	$2,86 \cdot 10^{-4}$	0,71	0,72
	$4,58 \cdot 10^{-4}$	0,82	0,87

En la figura 3.2.5.p se muestra la representación de dichos valores de velocidad:

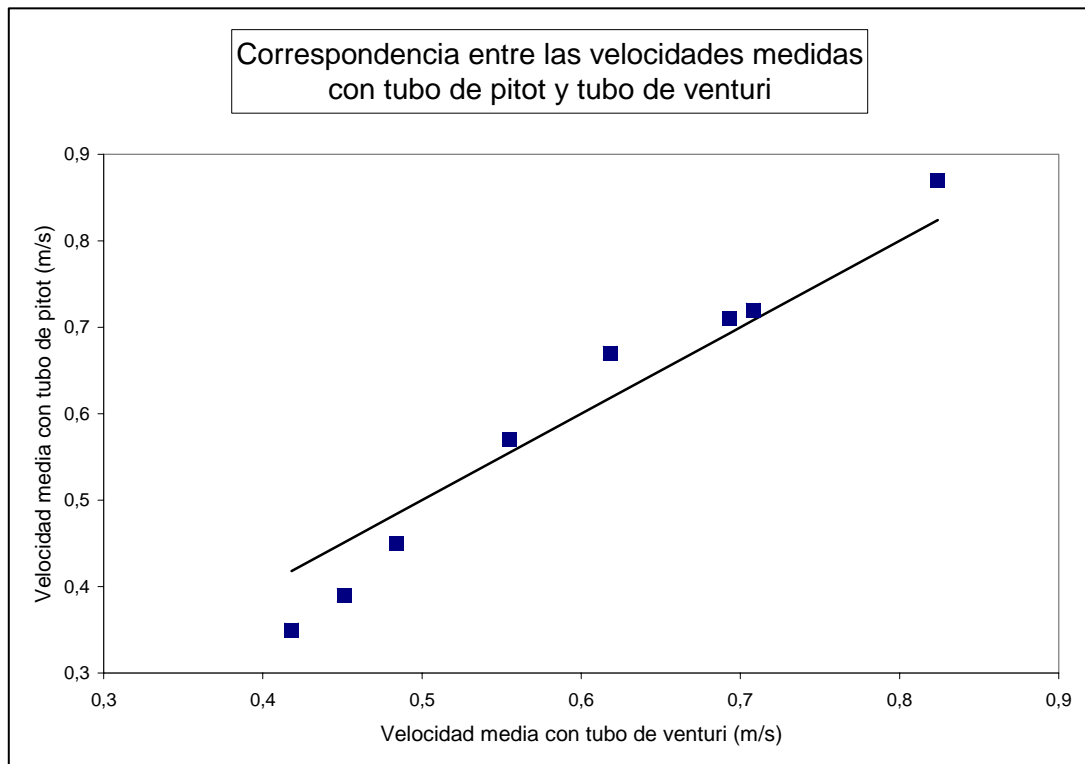


Figura 3.2.5.p. Representación de las velocidades medias de líquido medidas con tubo de pitot frente a las correspondientes medidas con el conducto de elevación tipo tubo de venturi.

Se observa la cercanía entre los valores obtenidos midiendo con el tubo de venturi y el tubo de pitot.

Como se ha visto la ecuación (3.2.5.y) requiere de la medida de la fracción de gas en el conducto de elevación, la forma de obtención de dichas medidas se muestran en el apartado siguiente 3.2.6.

3.2.6. Técnica de medida de la fracción de gas y de las pérdidas de presión a la entrada y la salida del conducto de elevación

3.2.6.a. Introducción

La fracción de gas y las diferencias de presión a la entrada y salida del conducto de elevación se midieron con manómetros inclinados de agua conectados a tomas situadas en las siguientes posiciones que se muestran en la figura 3.2.6.a. Estas medidas solo se efectuaron en los casos en que se disponía de conducto de elevación.

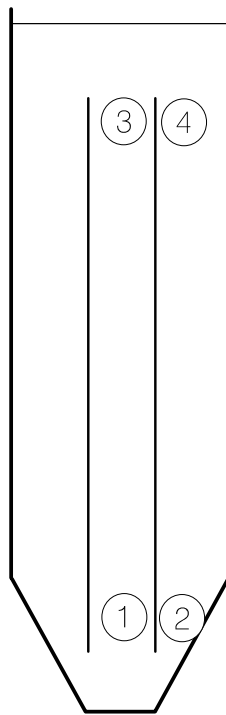


Figura 3.2.6.a. Posición de las tomas manométricas.

Se midieron con diferentes manómetros las diferencias de altura manométrica en metros de columna de agua entre los puntos 1 y 3 para la obtención de la fracción de gas en el conducto de elevación, y entre los puntos 3 y 4, y 1 y 2 para la obtención de las diferencias de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación.

3.2.6.b. Determinación de las fracciones de gas en el conducto de elevación

El cálculo de las fracciones de gas en el conducto de elevación se efectuó a partir de la diferencia de altura manométrica medida entre las tomas 3 y 1 en metros de columna de agua en vertical, que se expresa como $-(\Delta h_m)_{3,1}$ en la siguiente ecuación:

$$\varepsilon_{gR} = \frac{(\Delta h_m)_{3,1}}{h_3 - h_1} \quad (3.2.6.a)$$

siendo $-(h_3-h_1)$ - la distancia entre las tomas manométricas 3 y 1, y $-\varepsilon_{gR}$ - la fracción de gas en el conducto de elevación. Las unidades elegidas para la diferencia de altura manométrica entre las tomas 3 y 1 $-(\Delta h_m)_{3,1}$ - y la distancia entre las tomas manométricas 3 y 1 $-(h_3-h_1)$ - siempre han sido las mismas.

Las alturas a las que se encontraban las tomas 1, 2, 3 y 4, consideradas desde el fondo del tanque, se refieren en la siguiente tabla 3.2.6.a para los diferentes tanques con sus correspondientes conductos de elevación.

Tabla 3.2.6.a. Alturas a las que se encontraban las tomas manométricas, consideradas desde el fondo del tanque para todos los tanques con sus correspondientes conductos de elevación.

Tanque	Conductos de longitud h_R (m)	Conductos de diámetro d_R (m)	h_1, h_2 (m)	h_3, h_4 (m)
CC4	3,16	0,25	0,21	3,32
	3,16	0,4	0,24	3,35
CC2	2,075	0,125	0,455	2,055
	2,075	0,25	0,21	2,045
	2,075	0,4	0,24	2,075
CC1	1,27	0,125	0,455	1,255
	1,27	0,25	0,21	1,225
	1,27	0,4	0,24	1,08
1/3	0,63	0,044	0,072	0,672
	0,63	0,082	0,072	0,672
	0,63	0,125	0,072	0,672
	1,048	0,044	0,072	1,09
	1,048	0,082	0,072	1,09
	1,048	0,125	0,072	1,09

3.2.6.c. Determinación de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación

Las pérdidas de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación, ΔP_B y ΔP_T respectivamente, se obtuvieron a partir de las siguientes ecuaciones de balance de presiones a lo largo del conducto:

$$P_2 + \rho_{mD} \frac{V_{l,2}^2}{2} + \rho_{mD} g(H - h_2) = P_1 + \rho_{mR} \frac{V_{l,1}^2}{2} + \rho_{mR} g(H - h_1) + \Delta P_B \quad (3.2.6.b)$$

$$P_3 + \rho_{mR} \frac{V_{l,3}^2}{2} + \rho_{mR} g(H - h_3) = P_4 + \rho_{mD} \frac{V_{l,4}^2}{2} + \rho_{mD} g(H - h_4) + \Delta P_T \quad (3.2.6.c)$$

El significado de las variables que aparecen en las expresiones (3.2.6.b) y (3.2.6.c) se refiere a continuación.

Las presiones correspondientes a cada toma manométrica: $-P_1-$, $-P_2-$, $-P_3-$, y $-P_4-$. Teniéndose en cuenta que se midieron las diferencias de presión entre las tomas 2 y 1 $-(P_2-P_1)-$, y las diferencias de presión entre las tomas 3 y 4 $-(P_3-P_4)-$.

Las densidades medias en el conducto de elevación y en la zona anular de descenso, $-\rho_{mR}-$ y $-\rho_{mD}-$ se calcularon mediante las expresiones (3.2.6.d) y (3.2.6.e) siguientes:

$$\rho_{mR} = (1 - \varepsilon_{gR})\rho_l + \varepsilon_{gR}\rho_g \quad (3.2.6.d)$$

$$\rho_{mD} = (1 - \varepsilon_{gD})\rho_l + \varepsilon_{gD}\rho_l \quad (3.2.6.e)$$

en las que aparecen las variables: densidad del líquido $-\rho_l-$; densidad del gas $-\rho_g-$; fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}-$; fracción de gas en la zona anular de descenso $-\varepsilon_{gD}-$.

La densidad media en la zona anular de descenso fue igual a la densidad del líquido (agua) en todos los ensayos, puesto que se comprobó visualmente que la fracción de gas en la zona anular de descenso $-\varepsilon_{gD}-$ era nula.

$$\rho_{mD} = \rho_l \quad (3.2.6.f)$$

Las velocidades de líquido en cada zona: $-V_{l,1}-$, $-V_{l,2}-$, $-V_{l,3}-$, y $-V_{l,4}-$, que fueron a su vez iguales a la velocidad de líquido en el conducto de elevación $-V_{IR}-$ y a la velocidad de líquido en la zona anular de descenso $-V_{ID}-$ según las expresiones (3.2.6.g) y (3.2.6.h) siguientes:

$$V_{l,3} = V_{l,1} = V_{IR} \quad (3.2.6.g)$$

$$V_{l,4} = V_{l,2} = V_{ID} \quad (3.2.6.h)$$

También aparece la aceleración de la gravedad $-g-$, la altura de líquido en el tanque $-H-$, y las alturas a las que se encontraban las tomas de presión $-h_1-$, $-h_2-$, $-h_3-$ y $-h_4-$.

$$h_1 = h_2 \quad (3.2.6.i)$$

$$h_3 = h_4 \quad (3.2.6.j)$$

Las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación, $-\Delta P_B-$ y $-\Delta P_T-$ respectivamente, se determinaron a partir de todas las variables que se han mencionado anteriormente, obtenidas experimentalmente y sustituidas en las siguientes expresiones (3.2.6.k) y (3.2.6.l) resultantes de despejar $-\Delta P_B-$ y $-\Delta P_T-$ de las ecuaciones (3.2.6.b) y (3.2.6.c):

$$\Delta P_B = (P_2 - P_1) + \left(\rho_l \frac{V_{ID}^2}{2} - \rho_{mR} \frac{V_{IR}^2}{2} \right) + [gh_2(\rho_{mR} - \rho_l)] \quad (3.2.6.k)$$

$$\Delta P_T = (P_3 - P_4) + \left(\rho_{mR} \frac{V_{IR}^2}{2} - \rho_l \frac{V_{ID}^2}{2} \right) + [gh_4(\rho_l - \rho_{mR})] \quad (3.2.6.l)$$

CAPÍTULO 4

RESULTADOS EXPERIMENTALES

4. RESULTADOS EXPERIMENTALES

4.1 INTRODUCCIÓN

En este capítulo se hace referencia a las variables medidas durante la experimentación, así como a las variables calculadas a partir de éstas. Los resultados se proporcionan ordenados en tablas.

Se presentan los resultados obtenidos correspondientes al estudio del flujo, así como los caudales de circulación de líquido mediante las técnicas de trazador y anemometría laser-Doppler. También se presentan los datos correspondientes al retenido de gas en el conducto de elevación con flujo bifásico y a las pérdidas de presión a la entrada y la salida de los conductos de elevación en los casos ensayados.

4.2 DATOS OBTENIDOS MEDIANTE LA TÉCNICA DEL TRAZADOR TÉRMICO

Siguiendo las técnicas experimentales descritas en el capítulo anterior se han registrado todos los campos de temperaturas frente al tiempo para cada variante de diseño y de operación, tanto mediante la técnica de colchón térmico como mediante la técnica de entrada continua de un caudal de líquido caliente. Dichos registros aparecen representados gráficamente en el apéndice A: páginas de la A.1 a la A.100.

A partir de éstos y para cada una de las medidas de los caudales de aire se calcularon para cada una de las condiciones de experimentación las siguientes variables siguiendo los procedimientos expuestos en el capítulo anterior:

- Velocidad del líquido circulante en el tanque.
- Tiempos de mezcla del retenido líquido en el tanque.
- Fracciones de volumen de mezcla, volumen de pistón y volumen muerto.

Se consideró de interés calcular el consumo específico de energía según el caudal de gas para contrastarlos con los existentes en la bibliografía, para ello se utilizó la expresión propuesta por Szekely y col. (51) basada en la expansión isoterma de gas y referida a continuación:

$$E_d = 0,0285 \cdot Q_g \cdot \frac{T}{V} \cdot \log\left(1 + \frac{H}{1000}\right) \quad (4.2.a)$$

En la expresión (4.2.a) el significado de las variables que aparecen y sus unidades son las siguientes:

- E_d : Consumos específicos de energía (W/m^3).
- T : Temperatura de trabajo (K).
- Q_g : Caudal de gas (l/min).
- V : Volumen de retenido líquido contenido en el tanque (m^3).
- H : Altura libre de líquido en el tanque (cm).

Las velocidades superficiales de cada fase se calcularon a partir de los correspondientes caudales volumétricos de gas y de líquido en las condiciones de presión y de temperatura de trabajo, así como de las secciones transversales de los conductos de elevación y de los tanques mediante las siguientes expresiones:

- Velocidad superficial de gas en el conducto de elevación, $-U_{gR}$ -:

$$U_{gR} = \frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot d_R^2} \quad ; \quad Q_g = \frac{F_g}{\rho_g} \quad (4.2.b)$$

- Velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación, $-U_{lR}$ -:

$$U_{lR} = \frac{4 \cdot Q_l}{\pi \cdot d_R^2} \quad ; \quad Q_l = \frac{F_l}{\rho_l} \quad (4.2.c)$$

- Velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso del líquido en el tanque, $-U_{lD}$ -:

$$U_{lD} = \frac{4 \cdot Q_l}{\pi \cdot (D_T^2 - d_R^2)} \quad (4.2.d)$$

El significado de las variables que aparecen en las expresiones (4.2.b), (4.2.c) y (4.2.d) era: $-F_g$ - el caudal másico de gas; $-\rho_g$ - la densidad del gas; $-Q_g$ - el caudal volumétrico de gas; $-\rho_l$ - la densidad del líquido; $-F_l$ - el caudal másico de líquido; $-Q_l$ - el caudal volumétrico de líquido; $-d_R$ - el diámetro del conducto de elevación; y $-D_T$ - el diámetro del tanque.

Los valores de estas variables se recogen en las tablas 4.2.1.a , 4.2.1.b , 4.2.2 , 4.2.3 y 4.2.4 para cada uno de los tanques ensayados los valores de las siguientes: los caudales másicos de gas $-F_g$ -, los caudales volumétricos de gas $-Q_g$ -, las velocidades superficiales de líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}$ -, las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{lD}$ -, los tiempos de mezcla $-T_m$ -, y los consumos específicos de energía $-E_d$ -.

En los casos correspondientes a los tanques con dispersión libre del gas la velocidad superficial de gas se refirió al tanque $-U_{gT}$ - ya que no se estudió la geometría de la pluma para deducir un diámetro promedio de la pluma. Igualmente ocurrió con la velocidad media de circulación de líquido en el tanque que se presenta referida al tanque $-\bar{V}$ -.

Finalmente y tal como se ha indicado en las tablas 4.2.5 , 4.2.6 , 4.2.7 y 4.2.8 se presentan los resultados de las fracciones de volumen de mezcla $-fV_m$ - y de volumen muerto $-fV_d$ -, obtenidas en el análisis del flujo a través de las curvas de distribución de tiempos de residencia, según el procedimiento descrito en el apartado 2.5. Las fracciones de volumen de pistón $-fV_p$ - resultaron ser nulas en todos los casos ensayados.

Tabla 4.2.1.a

TANQUE 1/3								
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$U_{gR} \cdot 10^{-2}$ (m/s)	U_{IR} (m/s)	$U_{ID} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
44M13	0,1116	2,4	0,725	1,58	0,477	5,293	155,5	3,865
	0,2194	4,7	0,970	3,11	0,638	7,1	151	7,601
	0,3097	6,7	1,123	4,39	0,739	8,2	107,3	10,728
	0,5462	12	1,302	7,74	0,857	9,5	87,9	18,922
	0,7221	16	1,576	10,24	1,037	11,5	72	25,016
	0,9582	21	1,493	13,58	0,982	10,9	60	33,194
	1,3239	29	1,644	18,77	1,082	12	58	45,863
82M13	0,1116	2,4	2,345	0,46	0,444	17,6	93,6	3,865
	0,2194	4,7	2,798	0,90	0,530	21	85,5	7,601
	0,3097	6,7	3,198	1,26	0,606	24	60,7	10,728
	0,5462	12	3,865	2,23	0,732	29	55,8	18,922
	0,7221	16	4,131	2,95	0,782	31	53,3	25,016
	0,9582	21	4,264	3,91	0,807	32	58,3	33,194
	1,3239	29	4,531	5,40	0,858	34	58,4	45,863
125M13	0,1116	2,4	3,788	0,20	0,309	30	82,6	3,865
	0,2194	4,7	5,051	0,39	0,412	40	66	7,601
	0,3097	6,7	5,177	0,54	0,422	41	58,4	10,728
	0,5462	12	6,692	0,96	0,545	53	42	18,922
	0,7221	16	8,081	1,27	0,659	64	44,4	25,016
	0,9582	21	7,071	1,68	0,576	56	34,7	33,194
	1,3239	29	8,081	2,33	0,659	64	34,6	45,863
44T13	0,1116	2,4	0,767	1,58	0,505	5,6	231,2	3,865
	0,2194	4,7	1,151	3,11	0,757	8,4	142,9	7,601
	0,3097	6,7	1,425	4,39	0,938	10,4	118,8	10,728
	0,5462	12	1,452	7,74	0,955	10,6	124,5	18,922
	0,7221	16	1,726	10,24	1,136	12,6	93,7	25,016
	0,9582	21	1,863	13,58	1,226	13,6	85,7	33,194
	1,3239	29	1,932	18,77	1,271	14,1	95,7	45,863
82T13	0,1116	2,4	2,106	0,46	0,399	15,8	99,3	3,865
	0,2194	4,7	2,932	0,90	0,555	22,0	76,1	7,601
	0,3097	6,7	2,932	1,26	0,555	22,0	90,2	10,728
	0,5462	12	3,558	2,23	0,674	26,7	55,2	18,922
	0,7221	16	3,998	2,95	0,757	30,0	57,1	25,016
	0,9582	21	3,998	3,91	0,757	30,0	52,3	33,194
	1,3239	29	4,531	5,40	0,858	34,0	50,1	45,863
	2,1200	46	4,917	8,65	0,931	36,9	42,5	73,445

Tabla 4.2.1.b

TANQUE 1/3								
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$U_{gR} \cdot 10^{-2}$ (m/s)	U_{IR} (m/s)	$U_{ID} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
82VT13	0,1116	2,4	1,599	0,46	0,303	12	116,1	3,865
	0,2194	4,7	1,866	0,90	0,353	14	111,3	7,601
	0,3097	6,7	2,145	1,26	0,406	16,1	110,7	10,728
	0,5462	12	2,492	2,23	0,472	18,7	77,6	18,922
	0,7221	16	3,198	2,95	0,606	24	87,3	25,016
	0,9582	21	3,438	3,91	0,651	25,8	73,5	33,194
	1,3239	29	3,411	5,40	0,646	25,6	71,8	45,863
	2,1200	46	4,131	8,65	0,782	31	55,1	73,445
125T13	0,1116	2,4	3,914	0,20	0,319	31	70,4	3,865
	0,2194	4,7	4,546	0,39	0,370	36	66,4	7,601
	0,3097	6,7	6,061	0,54	0,494	48	43,4	10,728
	0,5462	12	7,071	0,96	0,576	56	57,3	18,922
	0,7221	16	7,728	1,27	0,630	61,2	34,1	25,016
	0,9582	21	8,713	1,68	0,710	69	36	33,194
	1,3239	29	9,723	2,33	0,792	77	35,9	45,863
	2,1200	46	9,710	3,72	0,791	76,9	30	73,445
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$U_{gT} \cdot 10^{-2}$ (m/s)		$\bar{V} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
DL13	0,1116	2,4	2,189	0,017		15,8	85,8	3,811
	0,2194	4,7	4,489	0,034		32,4	48,8	7,495
	0,3097	6,7	4,752	0,048		34,3	40,9	10,579
	0,5462	12	7,744	0,850		55,9	27,2	18,659
	0,7221	16	17,124	0,112		123,6	14,7	24,668
	0,9582	21	12,233	0,150		88,3	19,1	32,733
	1,3239	29	21,404	0,206		154,5	11,4	45,225
	2,1200	46	21,404	0,330		154,5	12	72,424

Tabla 4.2.2

TANQUE CC4								
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$U_{gR} \cdot 10^{-2}$ (m/s)	U_{IR} (m/s)	$U_{ID} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
125MCC4	1,69	0,36	11,50	2,97	0,962	9,50	271	6,19
	3,17	0,68	11,85	5,57	1,030	9,75	214	11,62
	5,40	1,20	14,09	9,49	1,099	11,60	200	19,79
	6,48	1,40	14,58	11,38	1,099	12,00	186	23,75
250MCC4	1,69	0,36	32,99	0,74	0,672	28,00	161	6,19
	3,20	0,69	38,88	1,40	0,763	33,00	135	11,73
	5,40	1,20	44,77	2,37	0,876	38,00	111	19,79
	7,20	1,60	48,06	3,16	0,965	40,80	104	26,39
400MCC4	1,76	0,38	42,96	0,30	0,558	39,00	160	6,45
	3,38	0,73	73,80	0,58	0,630	67,00	130	12,39
	5,40	1,20	73,80	0,92	0,711	67,00	120	19,79
	6,12	1,30	81,51	1,04	0,721	74,00	120	22,43
250TCC4	1,62	0,35	29,45	0,71	0,725	25,00	203	5,94
	3,06	0,66	38,76	1,34	0,780	32,90	150	11,21
	4,32	0,93	43,59	1,89	0,852	37,00	138	15,83
	6,84	1,50	45,47	3,00	0,898	38,60	119	25,07
400TCC4	1,66	0,36	44,94	0,28	0,610	40,80	145	6,08
	3,35	0,72	56,18	0,57	0,650	51,00	125	12,28
	5,40	1,20	81,07	0,92	0,710	73,60	115	19,79
	6,12	1,30	74,90	1,05	0,730	68,00	100	22,43
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	U_{gT} (m/s)		$\bar{V} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
DLCC4	1,62	0,35	31,05	0,028		25,3	237	5,85
	3,13	0,67	33,26	0,055		27,1	160	11,31
	4,68	1,00	38,90	0,082		31,7	125	16,91
	6,84	1,50	55,47	0,120		45,2	109	24,72

Tabla 4.2.3

TANQUE CC2								
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$U_{gR} \cdot 10^{-2}$ (m/s)	U_{IR} (m/s)	$U_{ID} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
125MCC2	1,66	0,36	17,1	2,91	1,397	14,1	168,8	6,39
	3,13	0,68	27,3	5,50	2,228	22,5	123,4	12,09
	5,40	1,17	32,4	9,49	2,639	26,7	100	20,85
	6,48	1,40	35,0	11,38	2,852	28,8	100	25,02
250MCC2	1,58	0,34	31,3	0,70	0,637	26,5	101,8	6,12
	2,99	0,65	41,8	1,31	0,852	35,5	82,1	11,54
	5,04	1,09	43,7	2,21	0,889	37,1	80,4	19,46
	6,12	1,32	55,0	2,69	1,120	46,7	71,4	23,63
400MCC2	1,69	0,37	29,5	0,29	0,235	26,8	124,1	6,53
	3,24	0,70	40,8	0,56	0,325	37,1	93,8	12,51
	5,40	1,17	55,5	0,93	0,442	50,4	76,8	20,85
	6,48	1,40	73,0	1,11	0,581	66,3	76,8	25,02
125TCC2	1,68	0,36	16,3	2,95	1,327	13,4	191,1	6,49
	3,21	0,69	20,7	5,63	1,686	17,0	157,1	12,39
	5,29	1,14	22,2	9,29	1,808	18,3	141,1	20,42
	6,34	1,37	23,2	11,13	1,890	19,1	137,5	24,48
250TCC2	1,67	0,36	31,6	0,73	0,644	26,8	128,6	6,45
	3,15	0,68	39,0	1,38	0,795	33,1	105,4	12,16
	5,29	1,14	43,7	2,32	0,890	37,1	89,3	20,42
	6,41	1,38	53,0	2,81	1,080	45,0	80,4	24,75
400TCC2	1,67	0,36	31,8	0,28	0,253	28,9	72,3	6,45
	3,18	0,69	42,7	0,54	0,340	38,8	94,64	12,28
	5,33	1,15	47,9	0,91	0,381	43,4	74,1	20,58
	6,37	1,38	48,7	1,10	0,388	44,2	75	24,72
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	U_{gT} (m/s)		$\bar{V} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
DLCC2	1,58	0,34	23,6	0,028		19,2	91,1	6,02
	2,95	0,64	32,2	0,052		26,2	50	11,23
	4,68	1,00	40,1	0,082		32,7	45,6	17,82
	6,84	1,50	44,2	0,120		36,0	46,9	26,04

Tabla 4.2.4

TANQUE CC1								
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$Q_1 \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$U_{gR} \cdot 10^{-2}$ (m/s)	U_{IR} (m/s)	$U_{ID} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
125TCC1	1,51	0,33	20,8	2,65	1,699	17,2	113	7,21
	2,92	0,63	24,6	5,13	2,002	20,2	109	13,95
	4,68	1,00	24,7	8,22	2,009	20,3	97	22,36
	5,76	1,20	28,5	10,12	2,325	23,5	88	27,52
250TCC1	1,58	0,34	30,7	0,69	0,625	26,0	66	7,55
	2,95	0,64	39,2	1,30	0,798	33,2	55	14,09
	5,04	1,10	46,0	2,21	0,938	39,1	48	24,08
	6,12	1,30	54,1	2,69	1,103	45,9	46	29,24
400TCC1	1,66	0,36	30,5	0,28	0,243	23,7	65	7,93
	3,21	0,69	51,2	0,55	0,408	46,5	45	15,34
	5,40	1,20	62,4	0,93	0,496	56,6	45	25,80
	6,48	1,40	64,0	1,11	0,509	58,1	45	30,96
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_1 \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	U_{gT} (m/s)		$\bar{V} \cdot 10^{-3}$ (m/s)	T_m (s)	E_d (W/m ³)
DLCC1	0,79	0,17	20,6	0,014		16,8	89	3,72
	2,91	0,63	40,7	0,051		33,2	47	13,71
	4,68	1,00	54,7	0,082		44,6	47	22,05
	6,84	1,49	60,9	0,120		49,6	47	32,23

Tabla 4.2.5

TANQUE 1/3					
Clave	F _g (Kg/h)	Q _g ·10 ⁻⁵ (m ³ /s)	Fracción de volumen de mezcla (%)	Fracción de volumen muerto (%)	Clave para los gráficos [5.5.a]
44M13	0,1116	2,4	68,033	31,967	44M13-
	0,5462	12	69,582	30,418	44M13--
82M13	0,1116	2,4	70,989	29,011	82M13-
	0,5462	12	73,041	26,959	82M13--
125M13	0,1116	2,4	67,351	32,649	125M13-
	0,5462	12	62,223	37,777	125M13--
44T13	0,1116	2,4	71,191	28,809	44T13-
	0,5462	12	78,750	21,250	44T13--
82T13	0,1116	2,4	71,848	28,152	82T13-
	0,5462	12	78,665	21,335	82T13--
82VT13	0,1116	2,4	67,741	32,259	82VT13-
	0,5462	12	70,511	29,489	82VT13--
125T13	0,1116	2,4	73,993	26,007	125T13-
	0,5462	12	77,237	22,763	125T13--
DL13	0,1116	2,4	73,581	26,419	DL13-
	0,5462	12	79,092	20,908	DL13--

Tabla 4.2.6

TANQUE CC4					
Clave	F _g (Kg/h)	Q _g ·10 ⁻³ (m ³ /s)	Fracción de volumen de mezcla (%)	Fracción de volumen muerto (%)	Clave para los gráficos [5.5.b]
125MCC4	1,69	0,36	76,328	23,672	125MCC4-
	6,48	1,40	79,138	20,862	125MCC4--
250MCC4	1,69	0,36	78,624	21,376	250MCC4-
	7,20	1,60	78,346	21,654	250MCC4--
400MCC4	1,76	0,38	75,032	24,968	400MCC4-
	6,12	1,30	75,591	24,409	400MCC4--
250TCC4	1,62	0,35	71,792	28,208	250TCC4-
	6,84	1,50	77,651	22,349	250TCC4--
400TCC4	1,66	0,36	73,829	26,171	400TCC4-
	6,12	1,30	78,558	21,442	400TCC4--
DLCC4	1,62	0,35	76,832	23,168	DLCC4-
	6,84	1,50	74,752	25,248	DLCC4--

Tabla 4.2.7

TANQUE CC2					
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	Fracción de volumen de mezcla (%)	Fracción de volumen muerto (%)	Clave para los gráficos [5.5.c]
125MCC2	1,66	0,36	70,678	29,322	125MCC2-
	6,48	1,40	77,424	22,576	125MCC2--
250MCC2	1,58	0,34	85,744	14,256	250MCC2-
	6,12	1,32	83,172	16,828	250MCC2--
400MCC2	1,69	0,37	78,624	21,376	400MCC2-
	6,48	1,40	76,341	23,659	400MCC2--
125TCC2	1,68	0,36	72,800	27,200	125TCC2-
	6,34	1,37	77,782	22,218	125TCC2--
250TCC2	1,67	0,36	79,356	20,644	250TCC2-
	6,41	1,38	74,782	25,218	250TCC2--
400TCC2	1,67	0,36	76,884	23,116	400TCC2-
	6,37	1,38	77,574	22,426	400TCC2--
DLCC2	1,58	0,34	73,735	26,265	DLCC2-
	6,84	1,50	73,463	26,537	DLCC2--

Tabla 4.2.8

TANQUE CC1					
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	Fracción de volumen de mezcla (%)	Fracción de volumen muerto (%)	Clave para los gráficos [5.5.d]
125TCC1	1,51	0,33	81,662	18,338	125TCC1-
	5,76	1,20	99,018	0,982	125TCC1--
250TCC1	1,58	0,34	87,393	12,607	250TCC1-
	6,12	1,30	87,070	12,930	250TCC1--
400TCC1	1,66	0,36	87,174	12,826	400TCC1-
	6,48	1,40	99,426	0,574	400TCC1--
DLCC1	0,79	0,17	92,891	7,109	DLCC1-
	6,84	1,49	95,495	4,505	DLCC1--

4.3 RESULTADOS DE LAS VELOCIDADES DE LÍQUIDO OBTENIDAS MEDIANTE LA TÉCNICA DE ANEMOMETRÍA LASER-DOPPLER

Se midieron mediante la técnica de anemometría laser-Doppler las componentes verticales de las velocidades puntuales de líquido en las diferentes posiciones radiales y axiales de la zona anular de descenso en los tanques CC4 y 1/3, a las cotas de altura que se indicaron en las figuras 3.2.5.1 y 3.2.5.m.

En primer lugar se presentan en las figuras 4.3.a y 4.3.b , como ejemplo los histogramas que se obtuvieron en la medida de la velocidades máximas puntuales de líquido en la posición axial del tubo mostrado en la figura 3.2.5.g empleado para la calibración del anemómetro laser-Doppler.

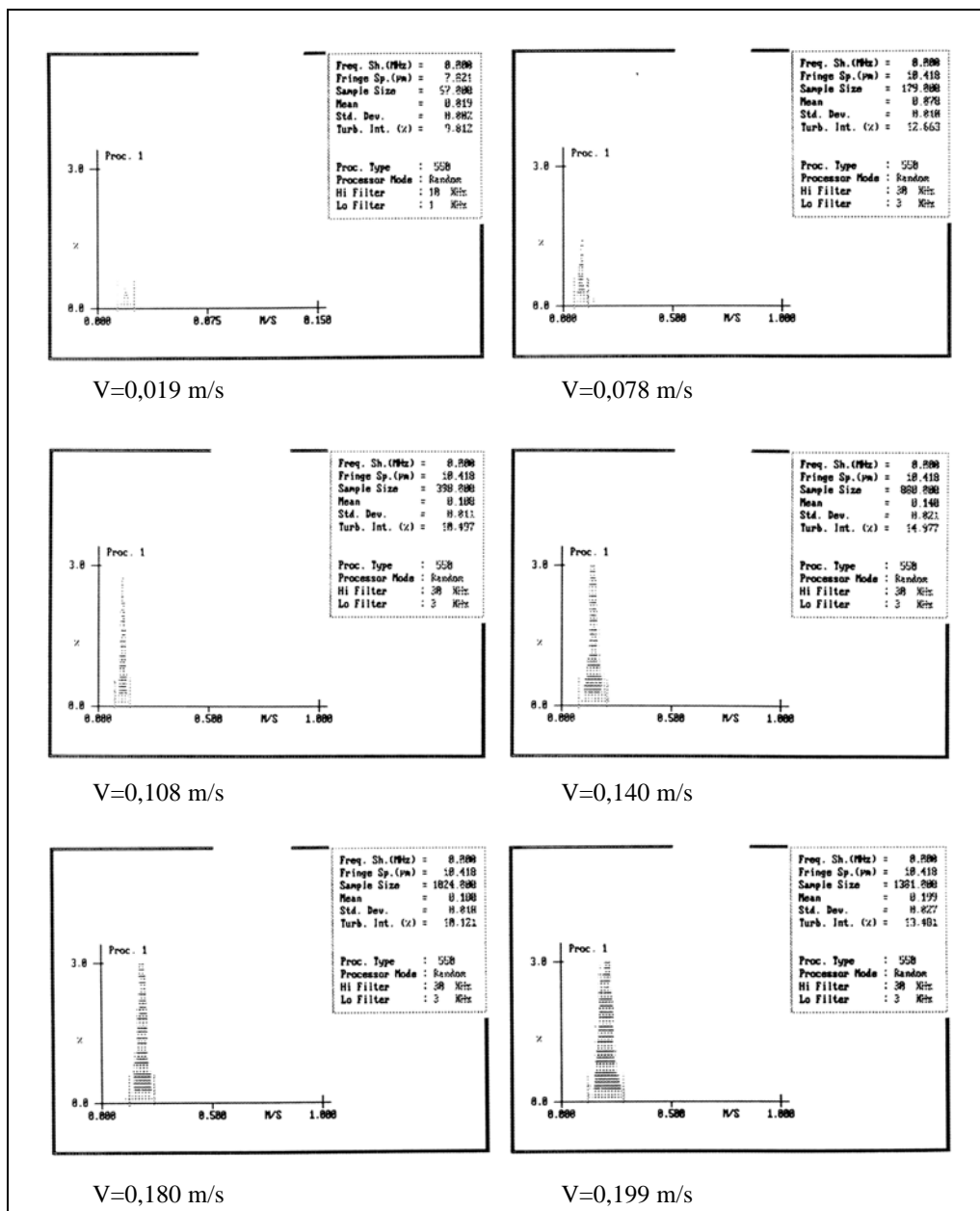


Figura 4.3.a. Histogramas de medida de velocidades máximas puntuales.

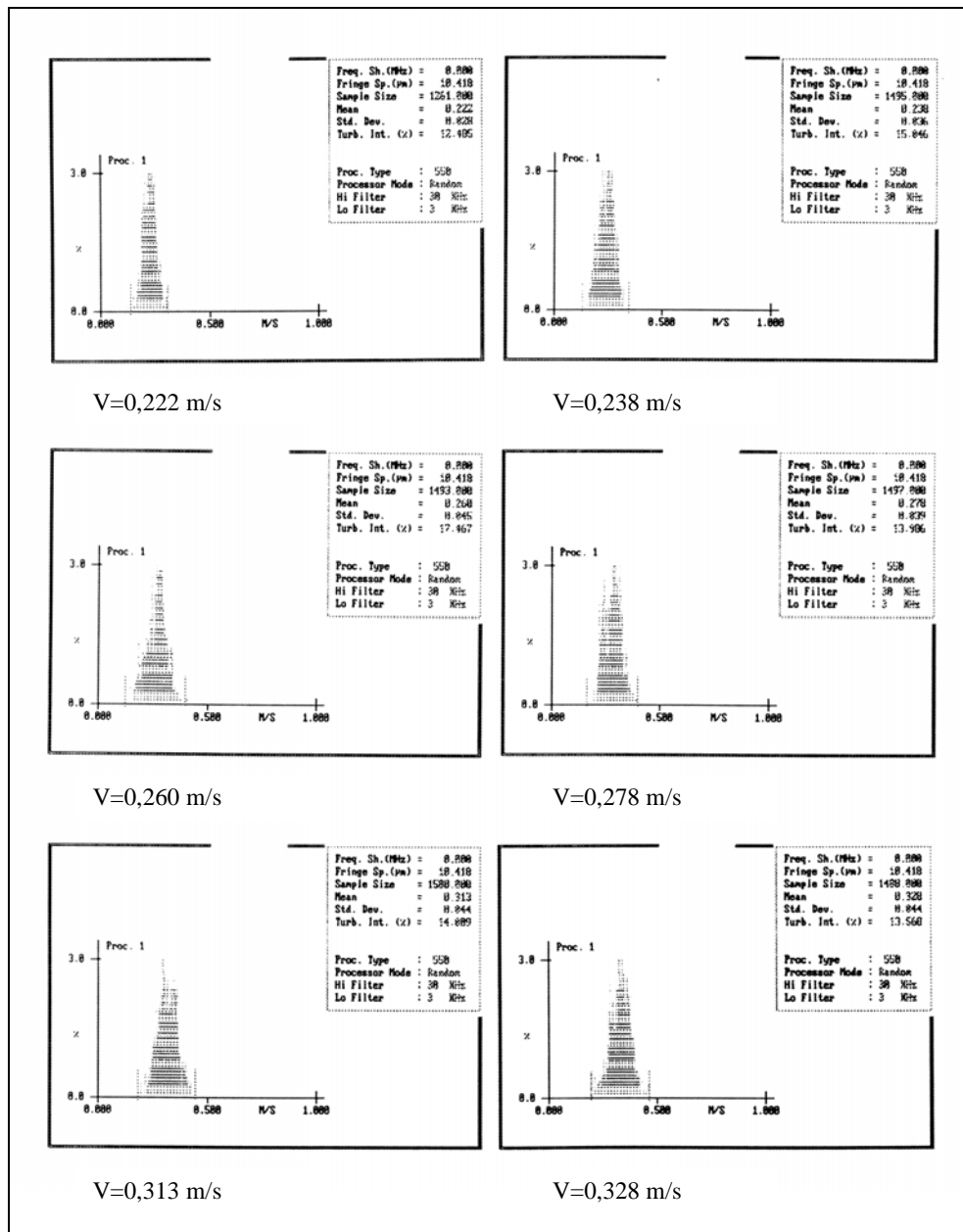


Figura 4.3.b. Histogramas de medida de velocidades máximas puntuales.

Al aumentar la velocidad del líquido se podía observar como en el mismo tiempo de adquisición se obtenía un mayor número de medidas.

Se determinaron las componentes verticales de la velocidad de líquido en las posiciones axiales y radiales a lo largo de la zona anular de descenso, obteniéndose histogramas similares a los presentados en las figuras 4.3.a en los casos de velocidades menores. Se decidió no medir las velocidades de líquido en las zonas en las que existía flujo bifásico debido a las complicaciones inherentes a la medida en dichas zonas según se menciona seguidamente. A continuación en la figura 4.3.c se presenta un histograma obtenido en un punto de medida con flujo bifásico.

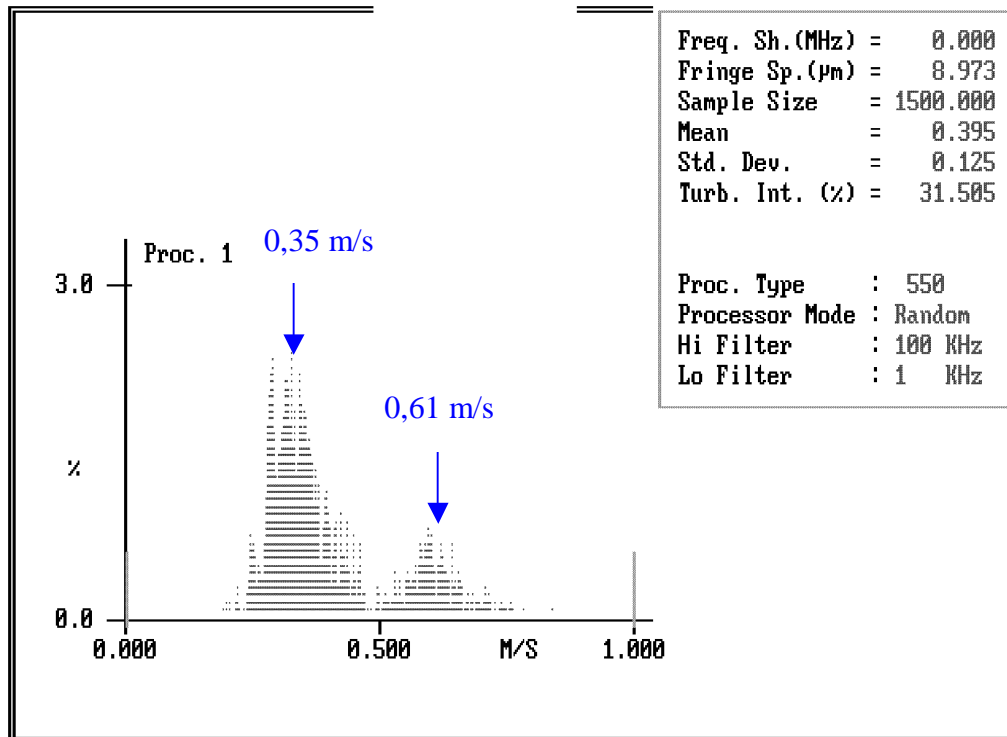


Figura 4.3.c. Histograma correspondiente a la medida de la velocidad máxima puntual de líquido en un punto con flujo bifásico situado a la salida del conducto de elevación.

Tal como se ha mencionado anteriormente se aprecia en la figura 4.3.c que el histograma correspondiente a la medida de la velocidad con el anemómetro laser-Doppler en un punto seleccionado a la salida del conducto de elevación en su eje axial en el que se tenía flujo bifásico, presentaba dos picos.

Uno de dichos picos presentaba más puntos que el otro, dicho pico de mayor población correspondería a la velocidad puntual de líquido circulante en el flujo bifásico, que no se encontrase cercano a las burbujas de gas.

El otro pico de menor población correspondería también a una velocidad puntual de líquido, debido a que el gas contenido en las burbujas de gas no se encontraba sembrado con ningún tipo de partículas que pudiera detectar el anemómetro laser-Doppler. Además las burbujas de gas en todo caso tenían un diámetro superior a 1 mm por ser las boquillas inyectoras del gas de ese diámetro, por lo que no era posible que fuera detectada directamente la velocidad de las burbujas puesto que sus dimensiones eran mayores que las correspondientes al ancho de franja del microvolumen de medida generado en el cruce entre los rayos laser, luego no es posible que dicha velocidad correspondiese a las burbujas de gas. La velocidad medida según este segundo pico correspondería a la velocidad del líquido situado en las proximidades de las burbujas y afectado por la velocidad de estas.

Corroboraría lo mencionado anteriormente el hecho resultante de la comparación de las velocidades que corresponderían a dichos picos y señaladas en la figura 4.3.c que tenían los valores siguientes: el primer pico de 0,35 m/s ; el segundo pico de 0,61 m/s . La diferencia entre ambas velocidades era de 0,26 m/s , aproximadamente igual al valor de la velocidad de

deslizamiento $-V_S-$ de 0,25 m/s que señalaron Zuber y Findlay (16) como la correspondiente a la diferencia entre las velocidades del gas y del líquido.

La medida de las velocidades en el flujo bifásico era complicada por la presencia de las propias burbujas que al circular frecuentemente actuaban bloqueando el paso entre la luz retrodifundida desde el microvolumen de medida hasta la óptica. Dicho fenómeno se veía aumentado al crecer la fracción de gas (aumento del caudal de gas) y ser más numerosa la presencia de las burbujas, lo que dificultaba enormemente la adquisición de las medidas de velocidad necesarias para la obtención de los histogramas llegando a hacer imposible la medida en muchos de los puntos con flujo bifásico. Por ello se renunció a la medida en el campo correspondiente a dicho flujo.

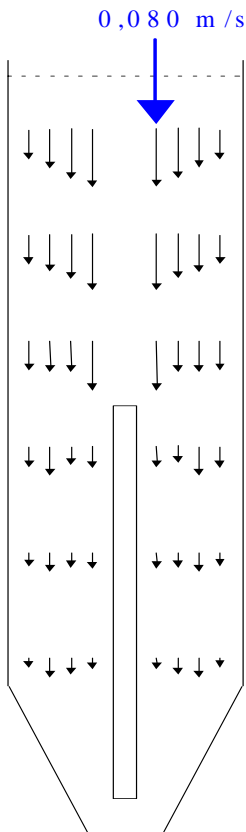
En el flujo monofásico de líquido el tiempo de adquisición de un histograma, con una población suficiente para la determinación de la velocidad de líquido en un punto de la zona anular de descenso, era de aproximadamente unos veinte minutos. Lo que hizo necesario bastante tiempo en la utilización de la técnica de anemometría laser-Doppler para la obtención del campo de velocidades de líquido en la zona anular de descenso para todas las configuraciones de tanque ensayadas a los diferentes caudales de gas.

En la zona anular de descenso se midieron las componentes verticales de la velocidad de líquido en los puntos seleccionados, resultando así posible la determinación de la velocidad superficial de líquido en dicha zona por integración de los perfiles de velocidades obtenidos.

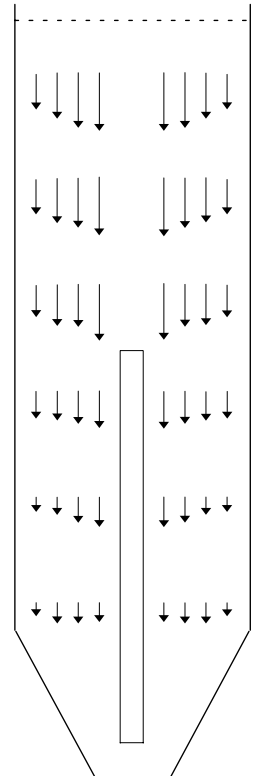
Se han dispuesto en el apéndice A, en las páginas de la A.1 a la A.56, todas las figuras efectuadas con las medidas realizadas en las que aparecen los tanques con la representación de los campos de velocidades con vectores para los tanques 1/3 y CC4, en las diferentes variables de diseño y de operación que se han ensayado.

A continuación se presentan algunas de dichas figuras realizadas a partir de los resultados experimentales en las que aparecen representados los campos de velocidades con vectores para los tanques 1/3 y CC4, en las diferentes configuraciones ensayadas y a los caudales de aire mínimo y máximo utilizados para cada caso. Se han señalado como referencia los valores en m/s correspondientes a la magnitud de dos vectores de los tanques 1/3 y CC4, casos 44M13- (conducto de diámetro 0,044 metros y longitud mitad, caudal de aire menor, tanque 1/3) y 125MCC4- (conducto de diámetro 0,125 metros y longitud mitad, caudal de aire menor, tanque CC4).

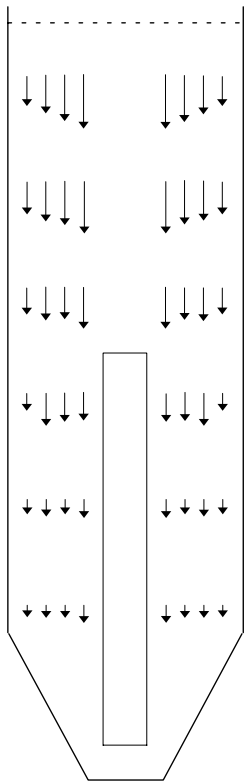
TANQUE 1/3



44M13- , $Q_g=2,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

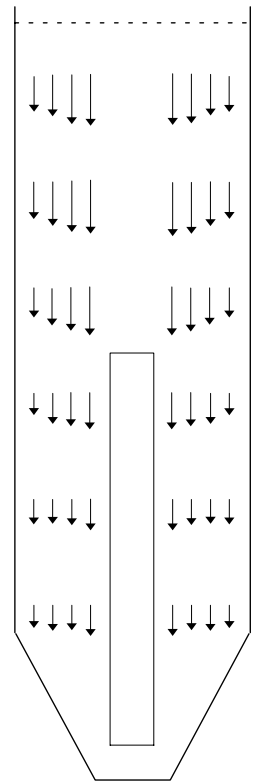


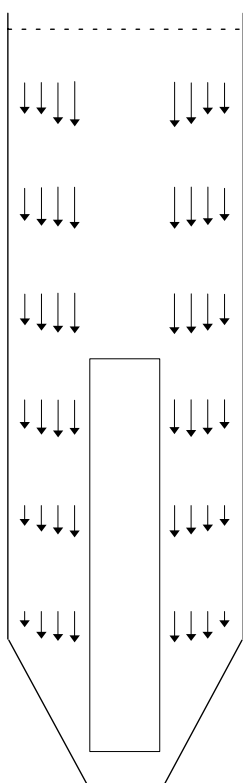
44M13-- , $Q_g=12 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$



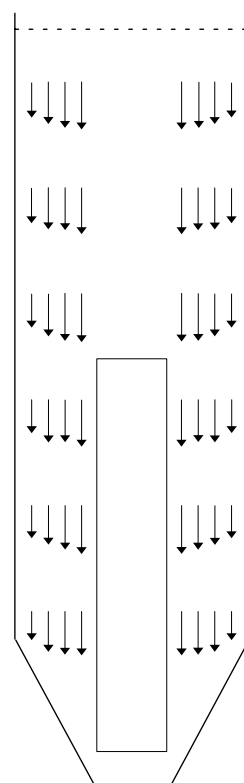
82M13- , $Q_g=2,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

82M13— , $Q_g=12 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

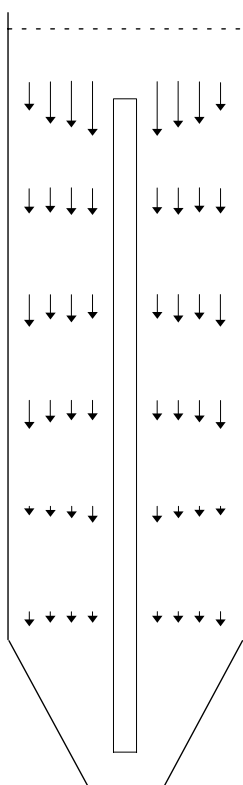




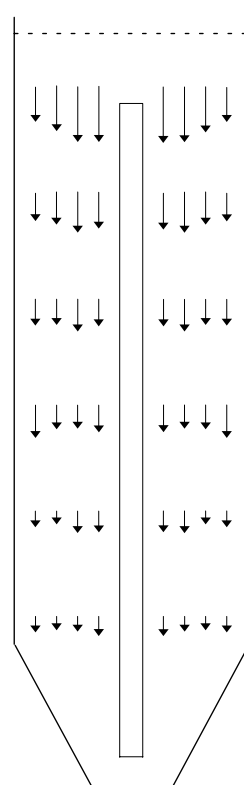
125M13- , $Q_g=2,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$



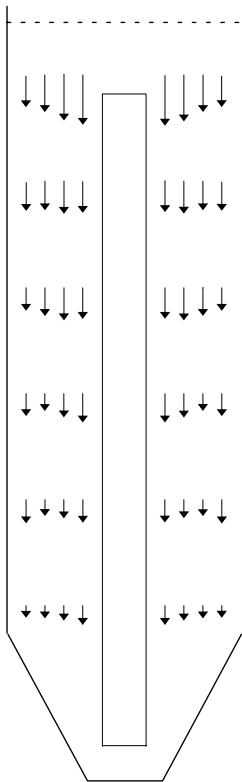
125M13— , $Q_g=12 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$



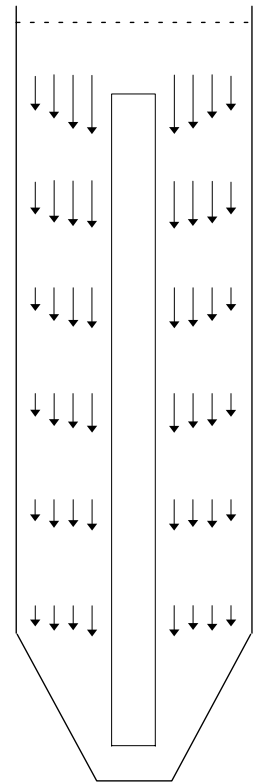
44T13- , $Q_g=2,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$



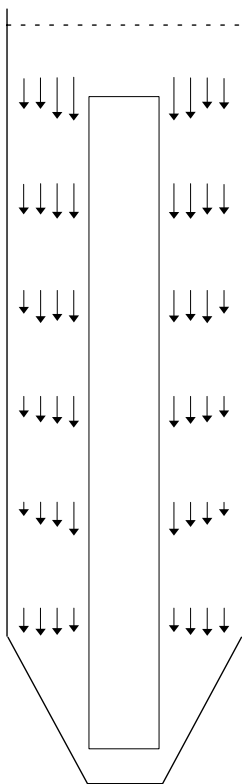
44T13— , $Q_g=12 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$



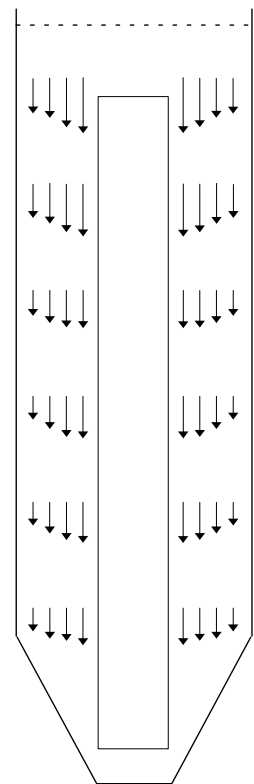
82T13- , $Q_g=2,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$



82T13-- , $Q_g=12 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

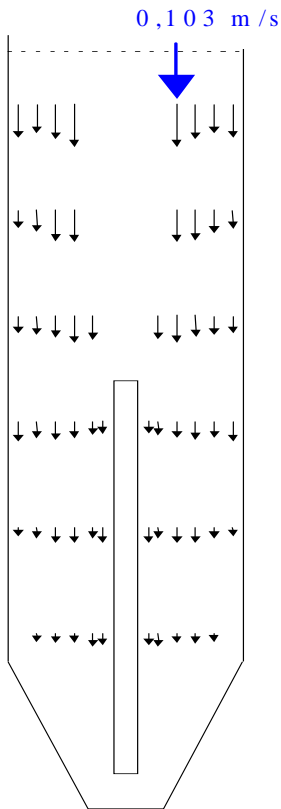


125T13- , $Q_g=2,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

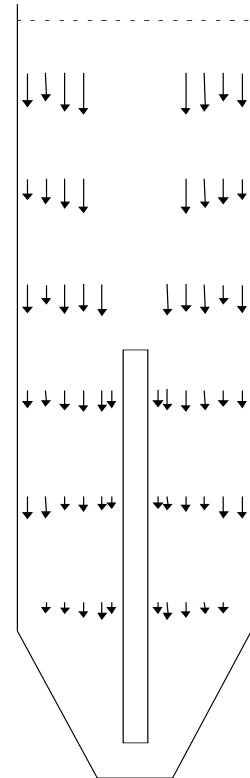


125T13— , $Q_g=12 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

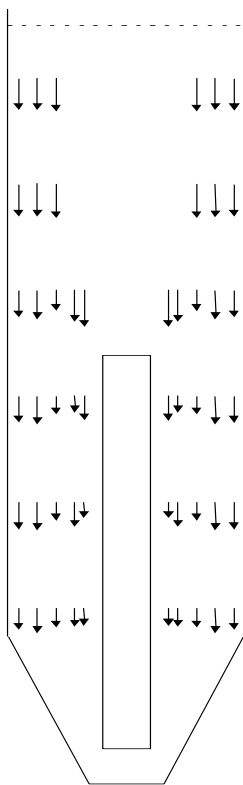
TANQUE CC4



125MCC4- , $Q_g=1,69 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$

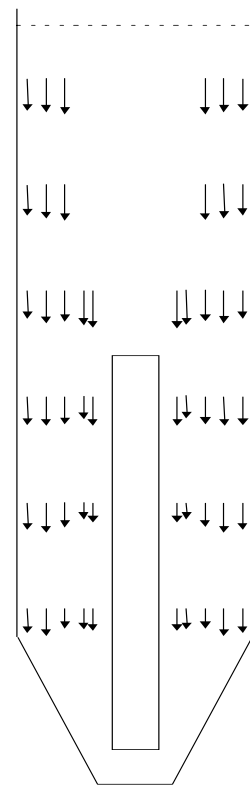


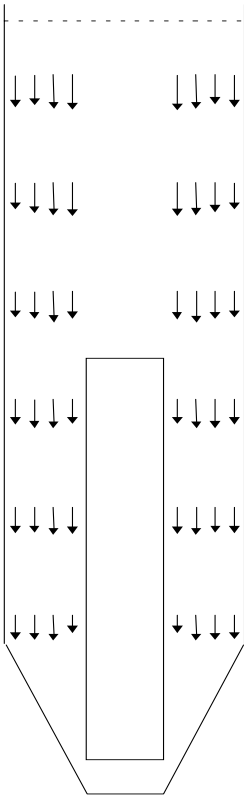
125MCC4-- , $Q_g=6,48 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$



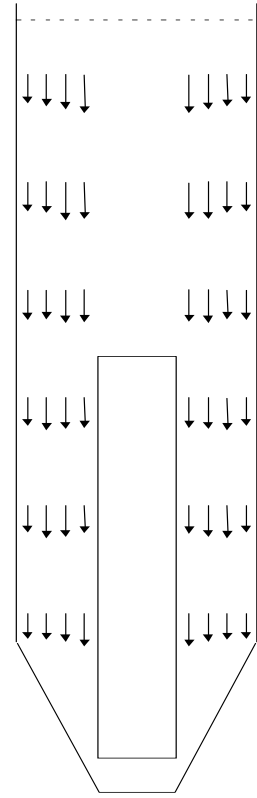
250MCC4- , $Q_g=1,69 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$

250MCC4-- , $Q_g=7,2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$

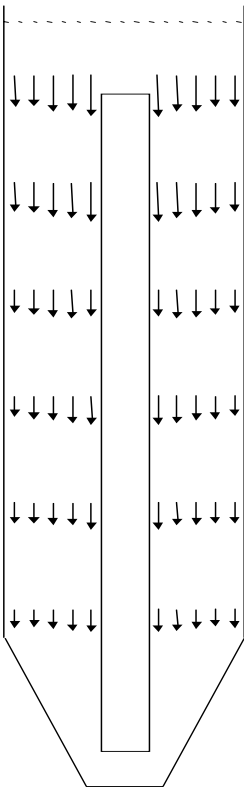




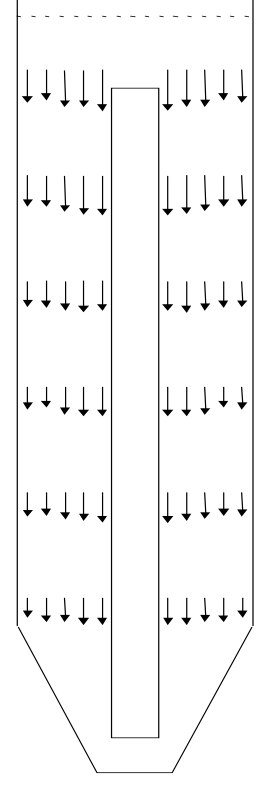
400MCC4- , $Q_g=1,76 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$



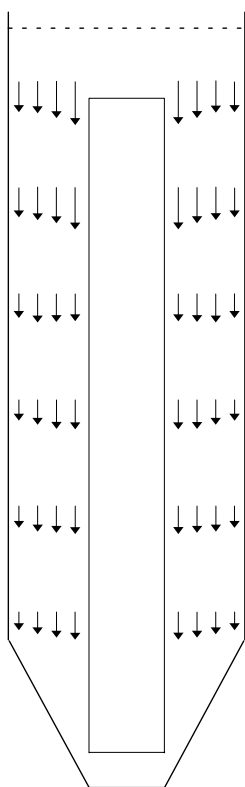
400MCC4- , $Q_g=6,12 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$



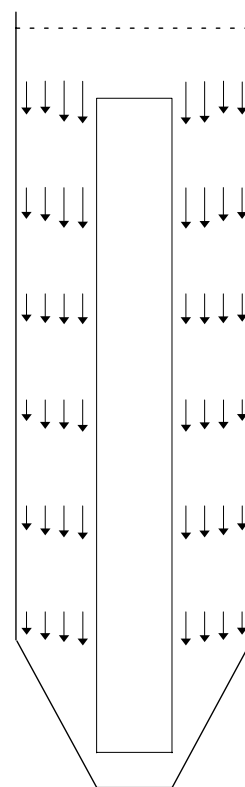
250TCC4- , $Q_g=1,62 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$



250TCC4- , $Q_g=6,84 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$



400TCC4- , $Q_g=1,66 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$



400TCC4-- , $Q_g=6,12 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$

Se adjuntan a continuación las tablas 4.3.1 y 4.3.2 en las que se presentan las configuraciones de dichos tanques junto a los caudales de aire, las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ - obtenidas con la técnica de trazador térmico y también las obtenidas con la técnica de anemometría laser-Doppler por integración del campo de las velocidades correspondiente a cada caso en dicha zona siguiendo el mismo criterio de Guthrie y Sahai (32) y expresado en la ecuación (2.2.2.t), y por último se muestran las claves correspondientes a los gráficos anteriores en los que se representaban los campos vectoriales.

Tabla 4.3.1.

TANQUE 1/3				
Clave diseño	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m^3/s)	U_{ID} Térmico (m/s)	U_{ID} Laser (m/s)	Clave gráficos
44M13	2,4	0,005	0,016	44M13-
	4,7	0,007	0,016	
	6,7	0,008	0,016	
	12	0,010	0,021	44M13—
82M13	2,4	0,018	0,016	82M13-
	4,7	0,021	0,021	
	6,7	0,024	0,025	
	12	0,029	0,029	82M13--
125M13	2,4	0,030	0,028	125M13-
	4,7	0,040	0,035	
	6,7	0,041	0,038	
	12	0,053	0,043	125M13--
44T13	2,4	0,006	0,015	44T13-
	4,7	0,008	0,017	
	6,7	0,010	0,018	
	12	0,011	0,020	44T13--
82T13	2,4	0,016	0,020	82T13-
	4,7	0,022	0,023	
	6,7	0,022	0,024	
	12	0,027	0,029	82T13--
82VT13	2,4	0,012	0,013	
	4,7	0,014	0,017	
	6,7	0,016	0,020	
	12	0,019	0,023	
125T13	2,4	0,031	0,027	125T13-
	4,7	0,036	0,031	
	6,7	0,048	0,032	
	12	0,056	0,034	125T13--

Tabla 4.3.2.

TANQUE CC4				
Clave diseño	$Q_g \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	U_{ID} Térmico (m/s)	U_{ID} Laser (m/s)	Clave gráficos
125MCC4	1,69	0,009	0,022	125MCC4-
	3,17	0,010	0,028	
	5,40	0,012	0,033	
	6,48	0,012	0,037	125MCC4—
250MCC4	1,69	0,028	0,047	250MCC4-
	3,20	0,033	0,052	
	5,40	0,038	0,055	
	7,20	0,041	0,052	250MCC4--
400MCC4	1,76	0,039	0,049	400MCC4-
	3,38	0,067	0,055	
	5,40	0,067	0,057	
	6,12	0,074	0,058	400MCC4--
250TCC4	1,62	0,025	0,046	250TCC4-
	3,06	0,033	0,051	
	4,32	0,037	0,055	
	6,84	0,039	0,054	250TCC4--
400TCC4	1,66	0,041	0,051	400TCC4-
	3,35	0,051	0,056	
	5,40	0,074	0,059	
	6,12	0,068	0,059	400TCC4--

A continuación en la figura 4.3.d se ha representado gráficamente a partir de los valores que se han mostrado en las tablas anteriores 4.3.1 y 4.3.2 , las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ - obtenidas con la técnica de anemometría laser-Doppler frente a las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ - obtenidas con la técnica de trazador térmico, con objeto de comprobar la correspondencia entre las medidas de velocidad realizadas con ambas técnicas.

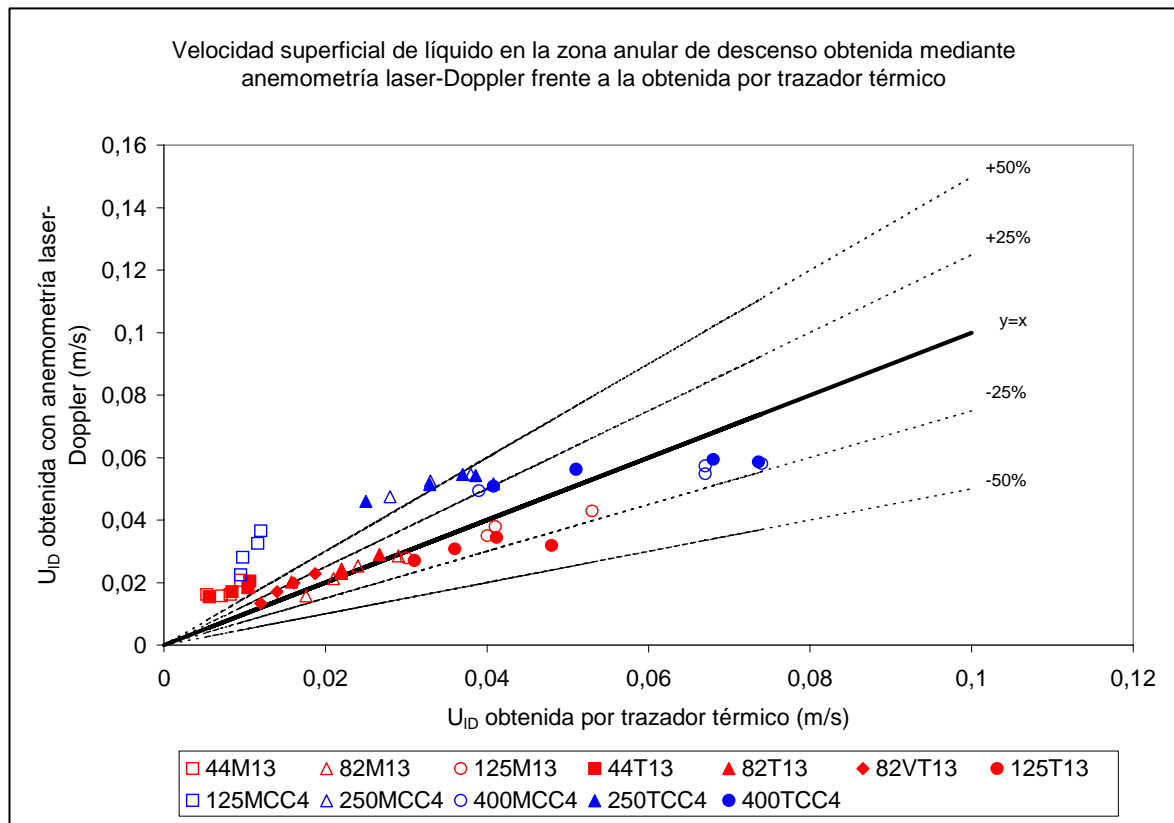


Figura 4.3.d. Representación de las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas con la técnica de anemometría laser-Doppler frente a las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas con la técnica de trazador térmico.

Con el anemómetro laser-Doppler las velocidades superficiales de líquido se calcularon a partir de las medidas de las velocidades puntuales por integración del perfil, pasándose a tener una velocidad media a cada una de las seis alturas a las que se midió con el anemómetro. Al realizar la media de estas seis velocidades se obtuvo la velocidad media de líquido en la zona anular de descenso, que es coincidente con la velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso al no existir fase gaseosa en dicha zona. Por lo tanto se ha seguido el mismo criterio de Guthrie y Sahai (32) y expresado en la ecuación (2.2.2.t),

La medida de la velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso, en el caso de emplear la técnica de colchón térmico, se efectuó midiendo el tiempo necesario para que una vez iniciada la circulación de líquido en el tanque el último termopar frío situado en el fondo del tanque detectase un incremento en la temperatura, lo que implica una velocidad de descenso del líquido caliente según la expresión (3.2.4.a) desde la superficie libre del líquido hasta el fondo del tanque.

En la figura 4.3.d se puede apreciar la aproximada correspondencia entre las medidas de las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas con ambas técnicas. Las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas mediante la anemometría laser-Doppler se han desviado en mayor medida en los casos correspondientes a los tanques con los conductos de elevación de menor diámetro tanto de longitud completa como mitad, siendo mayores las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas con la técnica de anemometría laser-Doppler que

las obtenidas con la técnica de trazador térmico. Dicha desviación también se apreciaba en los conductos de diámetro intermedio correspondientes al tanque CC4, y era inexistente en los conductos de diámetro intermedio del tanque 1/3 y en todos los casos correspondientes a los conductos de mayor diámetro de ambos tanques.

Las desviaciones apreciadas de la técnica de anemometría laser-Doppler respecto de la técnica de trazador térmico de colchón en la medida de las velocidades se explicaría según dos motivos.

El primer motivo se debería al sembrado con sólidos necesario para la medida de las velocidades del fluido (esferas de vidrio de $40\ \mu\text{m}$ de diámetro y densidad $2,46\ \text{g/cm}^3$), su densidad es mayor a la del agua $1\ \text{g/cm}^3$, y al ser el sentido del flujo descendente en la zona anular periférica la velocidad de sedimentación de dichas partículas aunque pequeña existe sumándose en las medidas de velocidad efectuadas por el anemómetro a las del agua, haciéndose más notoria cuando la altura del tanque aumenta por la aceleración en la caída de cada partícula. En la figura 4.3.d se aprecia dicho fenómeno en la desviación por encima de la isolínea $y=x$ que presentan todos los casos correspondientes al tanque CC4 con la excepción de algunos puntos correspondientes a los conductos de mayor diámetro.

El segundo motivo se debería a que hubiera sido necesario determinar con exactitud el sentido de circulación del líquido en la cercanía a la salida del conducto de elevación puesto que existe un remolino en el que en zonas cercanas al eje axial del tanque con flujo bifásico líquido-gas el sentido de circulación es ascendente y no descendente, lo que supone un error en la determinación de la velocidad superficial de líquido, que daría lugar a velocidades superficiales de líquido mayores a las reales. Este último hecho explicaría la desviación que se aprecia en la figura 4.3.d en los puntos correspondientes a los conductos de menor diámetro de ambos tanques, puesto que a la salida de dichos conductos las velocidades de líquido son mayores, y por lo tanto la existencia de dichos remolinos es más notoria.

4.4 RESULTADOS DE LAS VELOCIDADES DE LÍQUIDO EN EL CONDUCTO DE ELEVACIÓN OBTENIDAS MEDIANTE LA TÉCNICA DE TUBO DE PITOT

También se han obtenido las velocidades máximas de líquido en el conducto de elevación a su salida a partir de las medidas manométricas efectuadas con un tubo de pitot que fue el que aparecía en el capítulo anterior en la figura 3.2.5.n. A partir de dichas medidas se pudieron calcular los valores de las velocidades medias de líquido en el conducto de elevación $-V_{IR}$ -, para ello se empleó la figura 3.2.5.i, debida a Rothfus, Archer, Klimas y Sikchi (58).

Asimismo se pudieron calcular las velocidades superficiales de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - a partir de las correspondientes velocidades medias de líquido en el conducto de elevación $-V_{IR}$ - y las fracciones de gas en dicho conducto $-\varepsilon_{gR}$ -, mediante la expresión:

$$U_{IR} = V_{IR} (1 - \varepsilon_{gR}) \quad (2.2.2.al)$$

A partir de las velocidades superficiales de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - se calcularon las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ - a través de la ecuación de continuidad siguiente:

$$Q_l = U_{IR} \cdot S_R = U_{ID} \cdot S_D \quad (2.2.2.m)$$

En la que aparecía el caudal de líquido circulante $-Q_l$ -, la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ -, la velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ -, la sección transversal del conducto de elevación $-S_R$ -, y la sección transversal de la zona anular de descenso $-S_D$ -.

A partir de los resultados experimentales de las velocidades máximas de líquido en el conducto de elevación, se calcularon el resto de las variables según las indicaciones anteriores. Se han elaborado las tablas 4.4.1.a, 4.4.1.b y 4.4.2 en las que se presentan los resultados correspondientes a dichas variables para los tanques 1/3 y CC4 que fueron en los que se empleó la técnica de tubo de pitot para la obtención de las velocidades máximas de líquido en el eje axial del conducto de elevación.

Tabla 4.4.1.a

TANQUE 1/3							
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_1 \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	U_{gR} (m/s)	$V_{IR, \max}$ pitot (m/s)	U_{IR} pitot (m/s)	$U_{ID} \cdot 10^{-3}$ (m/s)
44M13	0,1116	2,4	0,7947	0,0158	0,658	0,5227	5,8
	0,2194	4,7	1,0276	0,0311	0,835	0,6759	7,5
	0,3097	6,7	1,1647	0,0439	0,941	0,7660	8,5
	0,5462	12	1,3017	0,0774	1,052	0,8561	9,5
	0,7221	16	1,3565	0,1024	1,106	0,8921	9,9
	0,9582	21	1,4250	0,1358	1,150	0,9372	10,4
	1,3239	29	1,5072	0,1877	1,219	0,9913	11,0
82M13	0,1116	2,4	2,4919	0,0046	0,583	0,4718	18,7
	0,2194	4,7	3,0516	0,0090	0,713	0,5779	22,9
	0,3097	6,7	3,1982	0,0126	0,743	0,6056	24,0
	0,5462	12	3,5047	0,0223	0,814	0,6637	26,3
	0,7221	16	3,7979	0,0295	0,882	0,7192	28,5
	0,9582	21	4,1843	0,0391	0,965	0,7924	31,4
	1,3239	29	4,3576	0,0540	1,007	0,8252	32,7
2,1200	46	4,5575	0,0865	1,05	0,8630	34,2	
125M13	0,1116	2,4	4,2931	0,0020	0,433	0,3498	34,0
	0,2194	4,7	4,8866	0,0039	0,489	0,3982	38,7
	0,3097	6,7	5,3538	0,0054	0,536	0,4363	42,4
	0,5462	12	7,1721	0,0096	0,708	0,5844	56,8
	0,7221	16	7,6898	0,0127	0,759	0,6266	60,9
	0,9582	21	7,8792	0,0168	0,777	0,6421	62,4
	1,3239	29	8,8009	0,0233	0,667	0,7172	69,7
2,1200	46	9,4954	0,0372	0,935	0,7738	75,2	
44T13	0,1116	2,4	0,740	0,0158	0,611	0,4866	5,4
	0,2194	4,7	1,137	0,0311	0,925	0,7480	8,3
	0,3097	6,7	1,329	0,0439	1,080	0,8741	9,7
	0,5462	12	1,411	0,0774	1,148	0,9282	10,3
	0,7221	16	1,466	0,1024	1,186	0,9642	10,7
	0,9582	21	1,521	0,1358	1,231	1,0003	11,1
	1,3239	29	1,576	0,1877	1,275	1,0363	11,5
82T13	0,1116	2,4	2,745	0,0046	0,641	0,5198	20,6
	0,2194	4,7	2,932	0,0090	0,685	0,5551	22,0
	0,3097	6,7	3,465	0,0126	0,804	0,6561	26,0
	0,5462	12	3,785	0,0223	0,875	0,7167	28,4
	0,7221	16	3,798	0,0295	0,978	0,7192	28,5
	0,9582	21	4,238	0,0391	1,010	0,8025	31,8
	1,3239	29	4,384	0,0540	1,065	0,8302	32,9
2,1200	46	4,637	0,0865	1,121	0,8782	34,8	

Tabla 4.4.1.b

TANQUE 1/3							
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	$Q_1 \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	U_{gR} (m/s)	$V_{IR,max}$ pitot (m/s)	U_{IR} pitot (m/s)	$U_{ID} \cdot 10^{-3}$ (m/s)
82VT13	0,1116	2,4	1,759	0,0045	0,44	0,3331	13,2
	0,2194	4,7	1,959	0,0090	0,48	0,3709	14,7
	0,3097	6,7	2,252	0,0126	0,56	0,4265	16,9
	0,5462	12	2,852	0,0223	0,70	0,5400	21,4
	0,7221	16	3,358	0,0295	0,82	0,6359	25,2
	0,9582	21	3,558	0,0391	0,87	0,6738	26,7
	1,3239	29	3,611	0,0540	0,88	0,6839	27,1
	2,1200	46	4,358	0,0865	1,05	0,8252	32,7
125T13	0,1116	2,4	3,9143	0,0020	0,489	0,3190	31,0
	0,2194	4,7	4,5457	0,0039	0,611	0,3704	36,0
	0,3097	6,7	6,0609	0,0054	0,669	0,4939	48,0
	0,5462	12	6,7301	0,0096	0,759	0,5484	53,3
	0,7221	16	8,0433	0,0127	0,794	0,6554	63,7
	0,9582	21	8,9272	0,0168	0,880	0,7275	70,7
	1,3239	29	9,3944	0,0233	0,925	0,7655	74,4
	2,1200	46	10,3035	0,0372	1,013	0,8396	81,6

Tabla 4.4.2.

TANQUE CC4							
Clave	F_g (Kg/h)	$Q_g \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$Q_l \cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	$U_{gR} \cdot 10^{-2}$ (m/s)	$V_{lR, \max}$ pitot (m/s)	U_{lR} pitot (m/s)	$U_{lD} \cdot 10^{-3}$ (m/s)
125MCC4	1,69	0,36	11,80	2,97	1,154	0,962	9,71
	3,17	0,68	12,64	5,57	1,231	1,030	10,4
	5,40	1,20	13,49	9,49	1,313	1,099	11,1
	6,48	1,40	13,49	11,38	1,313	1,099	11,1
250MCC4	1,69	0,36	32,99	0,74	0,806	0,672	28,0
	3,20	0,69	37,45	1,41	0,908	0,763	31,8
	5,40	1,20	43,00	2,37	1,040	0,876	36,5
	7,20	1,60	47,37	3,16	1,143	0,965	40,2
400MCC4	1,76	0,38	70,05	0,30	0,671	0,558	63,6
	3,38	0,73	79,20	0,58	0,746	0,630	71,9
	5,40	1,20	89,33	0,92	0,840	0,711	81,1
	6,12	1,30	90,64	1,04	0,852	0,721	82,2
250TCC4	1,74	0,38	35,58	0,76	0,864	0,725	30,2
	3,32	0,72	38,29	1,46	0,927	0,780	32,5
	4,35	0,94	41,82	1,91	1,014	0,852	35,5
	6,46	1,40	44,06	2,84	1,070	0,898	37,4
400TCC4	1,72	0,37	76,66	0,30	0,724	0,610	69,6
	3,26	0,70	81,73	0,56	0,775	0,650	74,2
	5,39	1,20	89,22	0,92	0,839	0,710	81,0
	6,37	1,40	91,75	1,09	0,864	0,730	83,3

A continuación en la figura 4.4.a se muestra la representación de las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{lD}-$ obtenidas con la técnica de trazador térmico frente a las obtenidas mediante la técnica de tubo de pitot, con objeto de comprobar la correspondencia entre las medidas de velocidad realizadas con ambas técnicas.

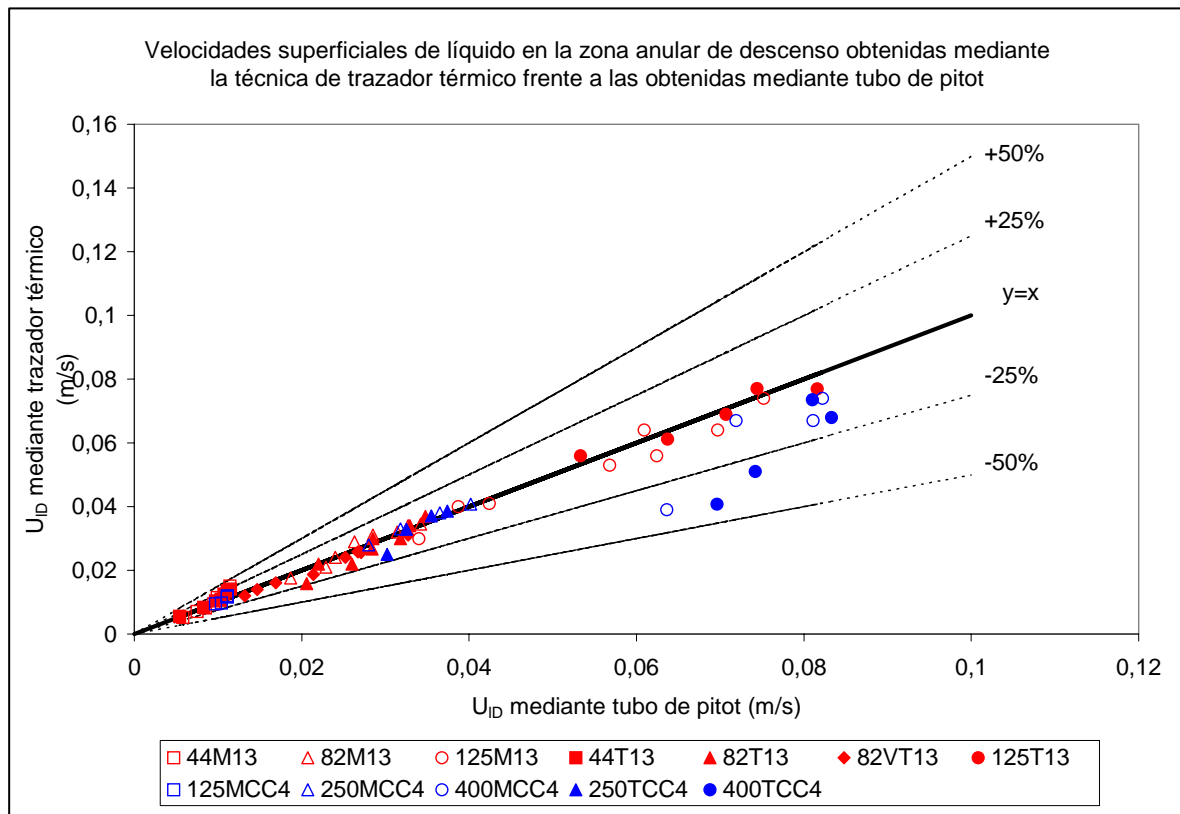


Figura 4.4.a. Representación de las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas con la técnica de trazador térmico frente a las obtenidas mediante la técnica de tubo de pitot.

De la observación de la figura 4.4.a se aprecia la buena concordancia entre las medidas de las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas con ambas técnicas. Los casos con mayor desviación correspondían a las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ en los casos correspondientes a los tanques con los conductos de elevación de mayor diámetro tanto de longitud completa como mitad del tanque CC4, siendo menores las velocidades superficiales de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ obtenidas con la técnica de tubo de pitot que las obtenidas con la técnica de trazador térmico. Este hecho podría ser debido a que en dichos conductos de 0,4 metros de diámetro, la suposición del perfil de velocidades dado por la expresión (2.2.2.d) de Zuber y Findlay (16) con un exponente $-m$ igual a 7 no habría sido correcta, puesto que al ser el diámetro del conducto de elevación mayor podría haber segregación de fases, con lo que no se tiene un pseudo-fluido uniforme. Y por lo tanto tampoco habría sido adecuado el empleo en este caso de la figura 3.2.5.i según Rothfus, Archer, Klimas y Sikchi (58) que suponía dicho perfil y que se empleó en el cálculo de la velocidad media de líquido en el conducto de elevación a partir de la medida de la velocidad máxima de líquido en el eje axial del conducto de elevación efectuada con el tubo de pitot.

4.5 FRACCIONES DE GAS EN LOS CONDUCTOS DE ELEVACIÓN CON FLUJO BIFÁSICO Y PÉRDIDAS DE PRESIÓN A LA ENTRADA Y SALIDA DE LOS CONDUCTOS DE ELEVACIÓN

Con la técnica descrita en el apartado 3.2.6 se midieron las diferencias de carga entre las tomas (cuya posición aparecía en la figura 3.2.6.a). Dichas medidas permitieron la obtención de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación, y también permitieron la obtención de las fracciones de gas en el flujo bifásico que se tenía en el interior de los conductos de elevación.

En las tablas 4.5.1.a , 4.5.1.b , 4.5.2 , 4.5.3 y 4.5.4 que se presentan a continuación aparecen las medidas que se obtuvieron de dichas variables. En primer lugar para cada variable de diseño y caudal de gas se muestran los valores de las pérdidas de presión a la entrada $-\Delta P_B$ y la salida del conducto de elevación $-\Delta P_T$ que se obtuvieron a partir de las diferencias de presión entre las tomas 1 y 2, y 3 y 4 respectivamente. Para ello se utilizaron las expresiones (3.2.6.k) y (3.2.6.l) que se presentaron en el capítulo 3.

A partir de los datos de pérdida de presión se calcularon las sumas de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación $-(\Delta P_B + \Delta P_T)$.

Finalmente se proporcionan las diferencias de carga medidas entre las tomas 1 y 3 correspondientes al conducto de elevación, con las que utilizando la expresión (3.2.6.a) se calcularon las fracciones de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$, que se proporcionan en las tablas siguientes.

Tabla 4.5.1.a

TANQUE 1/3							
Clave	F_g (Kg/h)	Q_g $\cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	ΔP_B (Pa)	ΔP_T (Pa)	$\Delta P_T + \Delta P_B$ (Pa)	Diferencia de carga entre 1 y 3 $\cdot 10^{-2}$ (m.c.H ₂ O)	ϵ_{gR} $\cdot 10^{-2}$
44M13	0,1116	2,4	77,05	69,11	146,16	0,792	1,32
	0,2194	4,7	111,68	118,36	235,04	1,368	2,28
	0,3097	6,7	123,96	146,05	270,01	1,914	3,19
	0,5462	12	188,25	190,25	378,50	3,090	5,15
	0,7221	16	204,16	200,19	404,35	3,894	6,49
	0,9582	21	204,24	241,36	445,60	4,956	8,26
	1,3239	29	260,16	275,89	536,05	6,432	10,72
82M13	0,1116	2,4	64,30	62,18	126,48	0,563	0,94
	0,2194	4,7	87,22	83,44	205,89	0,758	1,26
	0,3097	6,7	82,66	92,89	206,41	1,083	1,81
	0,5462	12	100,15	125,72	266,51	1,495	2,49
	0,7221	16	116,79	148,00	264,79	2,189	3,65
	0,9582	21	156,38	172,91	329,29	2,557	4,27
	1,3239	29	176,12	172,11	348,23	2,925	4,88
2,1200	46	148,03	204,31	244,89	3,792	6,33	
125M13	0,1116	2,4	74,71	55,48	130,19	0,043	0,07
	0,2194	4,7	94,57	67,21	161,78	0,108	0,18
	0,3097	6,7	39,14	44,96	84,10	0,542	0,90
	0,5462	12	110,81	102,20	213,01	0,758	1,26
	0,7221	16	131,69	100,85	232,54	1,083	1,81
	0,9582	21	143,50	93,30	236,8	1,3	2,17
	1,3239	29	217,67	129,12	346,79	1,517	2,53
2,1200	46	218,21	131,64	349,85	2,059	3,44	
44T13	0,1116	2,4	88,12	104,78	192,90	1,295	1,27
	0,2194	4,7	211,70	267,42	479,48	2,183	2,14
	0,3097	6,7	287,86	374,78	662,64	2,938	2,88
	0,5462	12	340,22	427,23	767,45	4,692	4,60
	0,7221	16	357,25	468,88	826,13	6,671	6,54
	0,9582	21	411,78	516,36	928,14	8,170	8,01
	1,3239	29	432,66	571,99	995,65	10,027	9,83
82T13	0,1116	2,4	100,46	127,69	228,15	0,693	0,68
	0,2194	4,7	99,27	145,28	244,55	0,867	0,86
	0,3097	6,7	174,22	202,56	376,78	1,560	1,54
	0,5462	12	201,31	241,90	443,21	2,210	2,18
	0,7221	16	209,63	240,57	450,20	2,752	2,71
	0,9582	21	262,64	306,82	569,46	3,294	3,25
	1,3239	29	245,00	330,31	575,31	3,727	3,68
2,1200	46	284,81	373,69	658,50	5,027	4,96	

Tabla 4.5.1.b

TANQUE 1/3							
Clave	F_g (Kg/h)	Q_g $\cdot 10^{-5}$ (m ³ /s)	ΔP_B (Pa)	ΔP_T (Pa)	$\Delta P_T + \Delta P_B$ (Pa)	Diferencia de carga entre 1 y 3 $\cdot 10^{-2}$ (m.c.H ₂ O)	ϵ_{gR} $\cdot 10^{-2}$
125T13	0,1116	2,4	49,30	45,66	94,96	0,282	0,28
	0,2194	4,7	65,76	61,75	127,51	0,390	0,38
	0,3097	6,7	126,97	108,49	235,46	0,910	0,9
	0,5462	12	122,67	133,09	255,76	1,300	1,28
	0,7221	16	169,51	194,64	364,15	1,734	1,71
	0,9582	21	213,27	242,84	456,11	2,167	2,14
	1,3239	29	214,44	269,52	483,96	2,709	2,67
	2,1200	46	263,31	329,05	592,36	3,684	3,63

Tabla 4.5.2

TANQUE CC4							
Clave	F_g (Kg/h)	Q_g $\cdot 10^{-3}$ (m ³ /s)	ΔP_B (Pa)	ΔP_T (Pa)	$\Delta P_T + \Delta P_B$ (Pa)	Diferencia de carga entre 1 y 3 $\cdot 10^{-2}$ (m.c.H ₂ O)	ϵ_{gR} $\cdot 10^{-2}$
250TCC4	1,17	0,25	-	-	-	3,56	1,15
	1,74	0,38	150,00	147,19	297,19	4,54	1,47
	2,44	0,53	-	-	-	5,77	1,86
	3,32	0,72	257,76	261,42	519,18	6,76	2,18
	4,35	0,94	322,48	318,44	640,92	7,74	2,50
	5,54	1,2	-	-	-	8,23	2,65
400TCC4	1,16	0,25	-	-	-	1,60	0,52
	1,72	0,37	98,06	162,88	260,94	2,21	0,71
	2,42	0,52	-	-	-	2,70	0,87
	3,26	0,70	57,06	182,27	239,33	3,07	0,99
	4,27	0,92	-	-	-	3,93	1,26
	5,39	1,20	178,88	213,54	392,42	4,54	1,47
	6,37	1,40	178,32	225,93	404,25	4,91	1,59

Tabla 4.5.3

TANQUE CC2							
Clave	F_g (Kg/h)	Q_g $\cdot 10^{-3}$ (m^3/s)	ΔP_B (Pa)	ΔP_T (Pa)	$\Delta P_T + \Delta P_B$ (Pa)	Diferencia de carga entre 1 y 3 $\cdot 10^{-2}$ (m.c.H ₂ O)	ϵ_{gR} $\cdot 10^{-2}$
125TCC2	1,11	0,24	-	-	-	2,21	1,38
	1,69	0,36	862,50	895,29	1757,79	3,07	1,92
	2,37	0,51	-	-	-	3,69	2,31
	3,22	0,69	1411,23	1442,76	2853,99	4,18	2,61
	4,25	0,92	-	-	-	4,79	2,99
	5,36	1,20	1540,75	1654,03	3194,78	5,77	3,61
	6,44	1,40	1673,52	1828,75	3502,27	6,63	4,14
250TCC2	1,12	0,24	-	-	-	2,46	1,33
	1,69	0,36	179,00	183,61	362,61	3,07	1,67
	2,37	0,51	-	-	-	3,56	1,94
	3,22	0,69	275,00	290,45	565,45	4,42	2,41
	4,25	0,92	-	-	-	5,28	2,88
	5,46	1,20	352,00	368,49	720,49	6,14	3,35
	6,42	1,40	517,00	573,97	1090,97	6,63	3,62
400TCC2	1,11	0,24	-	-	-	0,10	0,26
	1,69	0,36	70,58	82,60	153,18	0,86	0,47
	2,37	0,51	-	-	-	1,06	0,58
	3,19	0,69	39,96	43,05	83,01	1,40	0,77
	4,21	0,91	-	-	-	1,72	0,95
	5,36	1,20	47,20	51,47	98,67	2,14	1,18
	6,44	1,40	52,00	50,17	102,17	2,63	1,45

Tabla 4.5.4

TANQUE CC1							
Clave	F_g (Kg/h)	Q_g $\cdot 10^{-3}$ (m^3/s)	ΔP_B (Pa)	ΔP_T (Pa)	$\Delta P_T + \Delta P_B$ (Pa)	Diferencia de carga entre 1 y 3 $\cdot 10^{-2}$ (m.c.H ₂ O)	ϵ_{gR} $\cdot 10^{-2}$
125TCC1	1,09	0,23	-	-	-	1,97	1,99
	1,65	0,36	1439,80	1436,93	2875,80	2,71	2,21
	2,35	0,51	-	-	-	3,56	2,43
	3,19	0,69	2034,67	2014,54	4049,21	3,93	3,38
	4,14	0,89	2010,31	2070,60	4080,91	4,62	4,61
	5,29	1,10	2737,90	2785,23	5523,13	5,16	5,53
	6,33	1,40	-	-	-	5,77	5,84
250TCC1	1,08	0,23	-	-	-	1,11	1,09
	1,65	0,36	173,72	178,48	352,20	1,59	1,57
	2,21	0,48	-	-	-	2,04	2,01
	3,22	0,69	257,99	300,87	558,86	2,53	2,50
	4,18	0,90	-	-	-	3,07	3,02
	5,32	1,10	367,11	427,74	794,85	3,49	3,44
	6,42	1,40	554,47	613,89	1168,36	3,73	3,68
400TCC1	1,09	0,23	-	-	-	0,07	0,08
	1,67	0,36	24,62	23,84	48,46	0,12	0,14
	2,36	0,51	-	-	-	0,15	0,24
	3,20	0,69	68,91	70,77	139,68	0,25	0,29
	4,18	0,90	-	-	-	0,32	0,38
	5,34	1,20	121,71	103,53	225,24	0,42	0,50
	6,23	1,30	127,67	109,26	236,93	0,44	0,52

CAPÍTULO 5

INTERPRETACIÓN DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES

5. INTERPRETACIÓN DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES

5.1 INTRODUCCIÓN

En este capítulo se abordará la interpretación de los resultados experimentales. En el apartado 5.2 se mostrará gráficamente los resultados experimentales referentes a las variables que influyen sobre los aspectos fluidodinámicos de los sistemas líquido-gas estudiados. Dentro de este apartado se comenzará presentando la relación existente entre las fracciones de gas y las velocidades superficiales de gas, ambas en los conductos de elevación. Posteriormente se presenta un estudio a partir de los trabajos de varios autores sobre el tipo de flujo bifásico líquido-gas que se tenía en los conductos de elevación en los sistemas con los que se ha experimentado. A continuación se mostrará gráficamente la relación entre las velocidades superficiales de líquido y las velocidades superficiales de gas en los conductos de elevación. Seguidamente se presentará gráficamente la relación entre la pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación con la suma de las velocidades superficiales de líquido y de gas en el conducto de elevación. Por último se representará gráficamente los tiempos de mezcla frente a los caudales de gas y también frente a los consumos específicos de energía.

En el apartado 5.3 se presentará el análisis sobre la fluidodinámica y el estudio de los modelos fluidodinámicos que han propuesto diferentes autores para los sistemas líquido-gas, dicho análisis se ha realizado a partir de los datos experimentales recogidos en el capítulo 4 de la presente Memoria. Los modelos se presentan clasificados por las variables objeto del estudio junto a las propuestas que se han considerado:

- Las fracciones de gas en los conductos de elevación de los sistemas líquido-gas:
 - *Bello (23) y Chakravarty y col. (24).*
 - *Zuber y Findlay (16).*
 - *Clark y Flemmer (19) y (20).*
- Las velocidades superficiales de líquido a partir de las fracciones de gas y los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación:
 - *Chisti y col. (10).*
- Las velocidades superficiales de líquido a partir de las velocidades superficiales de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas.
 - *Moo-Young y col. (27).*
- Las velocidades medias de circulación de líquido en los sistemas líquido-gas en la configuración de tanque con dispersión libre del gas.
 - *Guthrie y Sahai (32).*
- Los coeficientes de pérdida de presión en los tanques con conducto de elevación.
 - *Chisti y col. (10).*
- Los tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas con conductos de elevación y sin conductos de elevación.
 - *Szekely y col. (51).*
 - *Guthrie y Mazumdar (53).*

Posteriormente en el apartado 5.4 se expondrán las expresiones adimensionales que se proponen en la presente Memoria para la predicción de las siguientes variables cuando se consideran los aspectos del cambio de escala en los tanques:

- Velocidades superficiales de líquido en los conductos de elevación.
- Velocidades medias de circulación de líquido en los tanques con dispersión libre del gas.
- Coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación.
- Tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas con conducto de elevación y sin él (dispersión libre del gas).

Para finalizar en el apartado 5.5, se recogerán gráficamente los resultados experimentales referentes al análisis del flujo habiéndose representado las fracciones de volumen de flujo de mezcla y de volumen muerto para las diferentes configuraciones utilizadas en los tanques líquido-gas empleados en la experimentación, de tal forma que a partir de dichos resultados se pudiesen establecer consideraciones acerca del comportamiento del flujo en dichos sistemas.

5.2. RESULTADOS EXPERIMENTALES EN LA HIDRODINÁMICA DE LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS

En este apartado se expondrán las variaciones de las principales variables que intervenían en la hidrodinámica de los tanques, proponiéndose posteriormente en los siguientes apartados las ecuaciones de correlación que permitirían la predicción de las mismas.

5.2.1. Variación de la fracción de gas en los conductos de elevación de los sistemas líquido-gas

Se han representado gráficamente los resultados experimentales de las fracciones de gas en el conducto de elevación frente a las velocidades superficiales de gas en el conducto de elevación de forma separada según los diámetros de los conductos de elevación incluyéndose los correspondientes a la escala 1/3, para todas las configuraciones del tanque como se puede apreciar en las figuras 5.2.1.a-c.

En dichas figuras se puede ver que existe un aumento de la fracción de gas en el conducto de elevación al incrementarse la velocidad superficial de gas, lo que ocurría cuando aumentaba el caudal de gas. Comparando los resultados entre los distintos diámetros de conducto de elevación se observa que los de menor diámetro para cada configuración del tanque presentaban una tendencia casi lineal, mientras que para el resto de los diámetros, la tendencia era potencial siguiendo una ecuación del tipo $y=a \cdot x^b$ ($b < 1$).

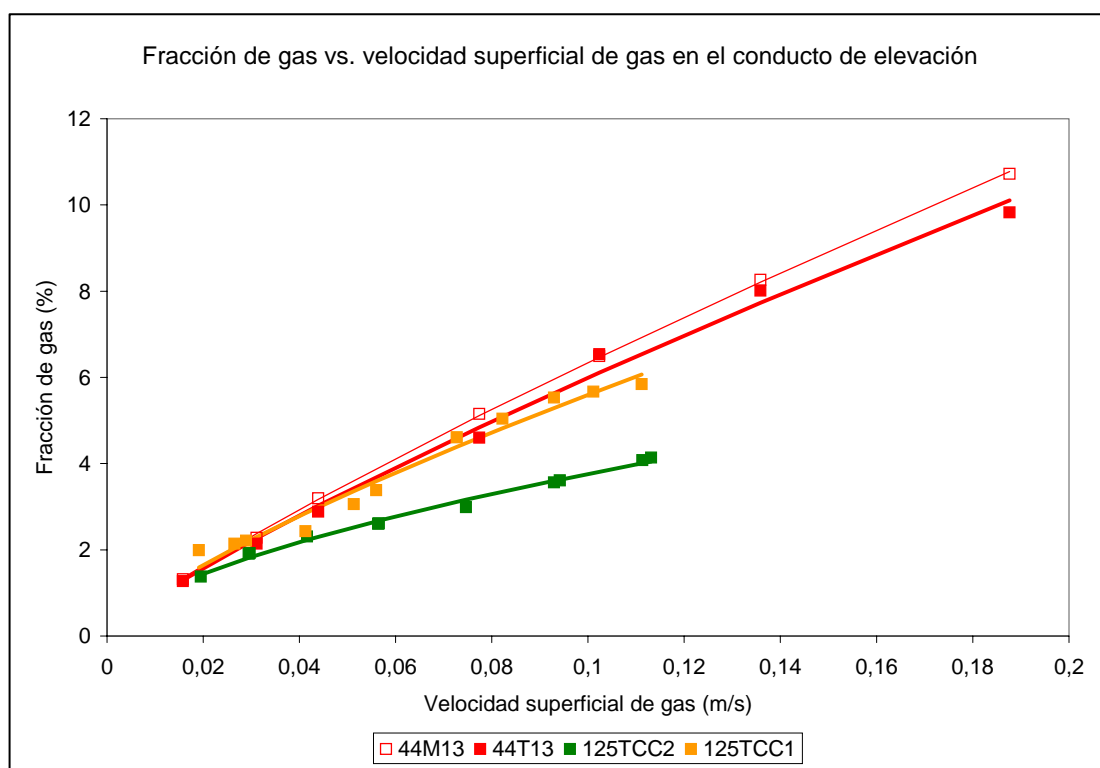


Figura 5.2.1.a. Fracción de gas frente a la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación de menor diámetro para cada configuración de tanque.

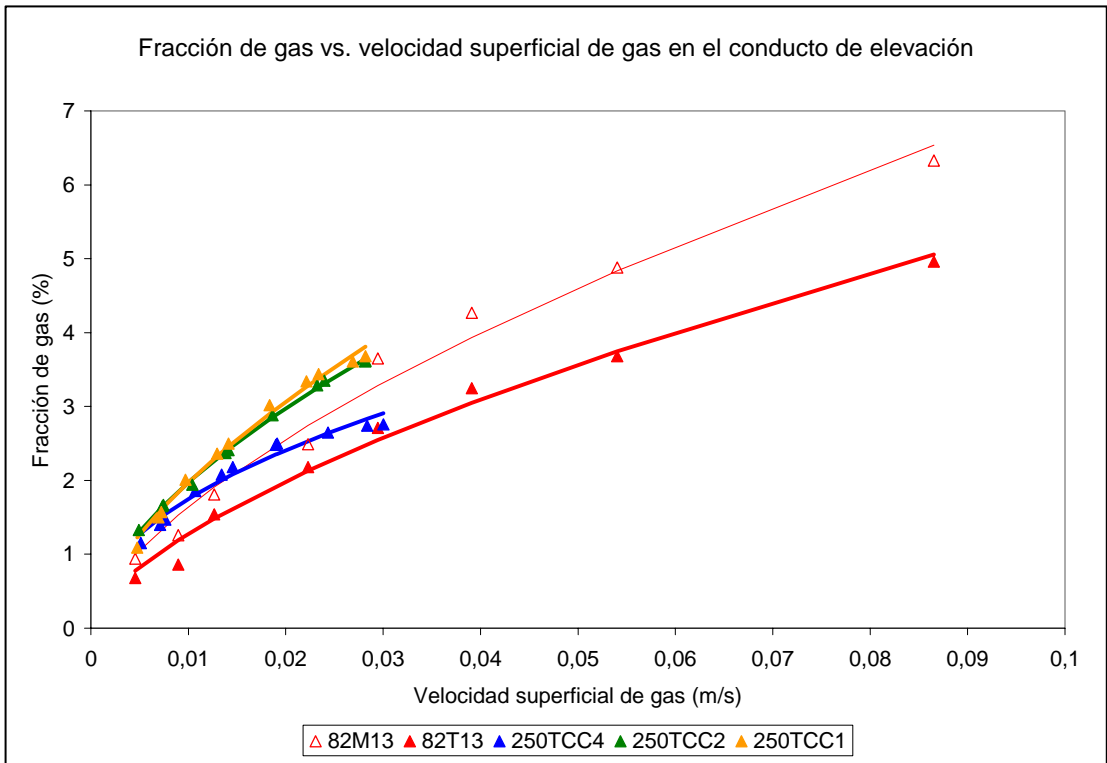


Figura 5.2.1.b. Fracción de gas frente a la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación de diámetro intermedio para cada configuración de tanque.

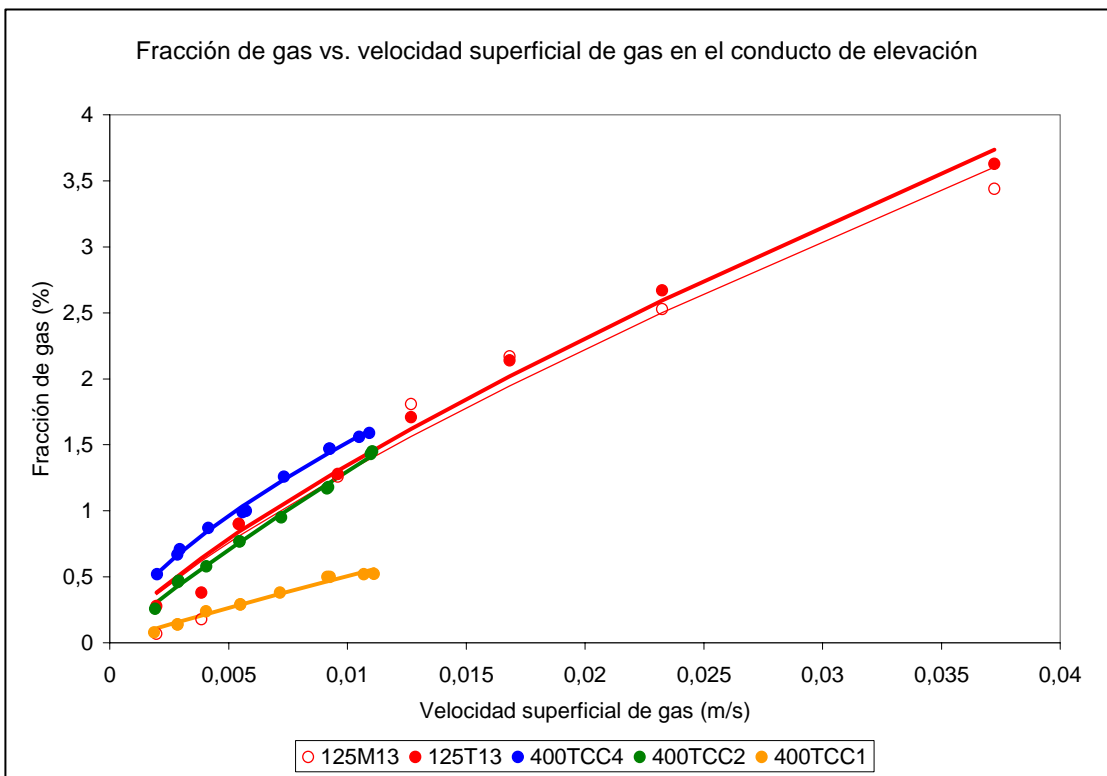


Figura 5.2.1.c. Fracción de gas frente a la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación de mayor diámetro para cada configuración de tanque.

5.2.2. Tipo de flujo bifásico líquido-gas en los conductos de elevación

El tipo de flujo en los conductos de elevación es consecuencia de las velocidades superficiales de líquido y de gas en dichos conductos, que a su vez lo son de la fracción de gas.

Su consideración ha sido de interés porque diferentes tipos de flujo bifásico en el conducto de elevación darían lugar a una diferente hidrodinámica en dicho conducto y por lo tanto en todo el tanque.

En este apartado se muestran los criterios utilizados para la determinación del tipo de flujo bifásico en el conducto de elevación según las propuestas de Govier y Aziz (37) y de Ros (38), correspondientes a las gráficas de las figuras 2.3.3 y 2.3.4 del capítulo 2 de la presente Memoria.

En la figura 5.2.2.a siguiendo la representación de Govier y Aziz (37), figura 2.3.3, aparecen en ordenadas y abscisas las velocidades superficiales de líquido y de gas en el conducto de elevación respectivamente, las unidades en que se utilizan son pies/s.

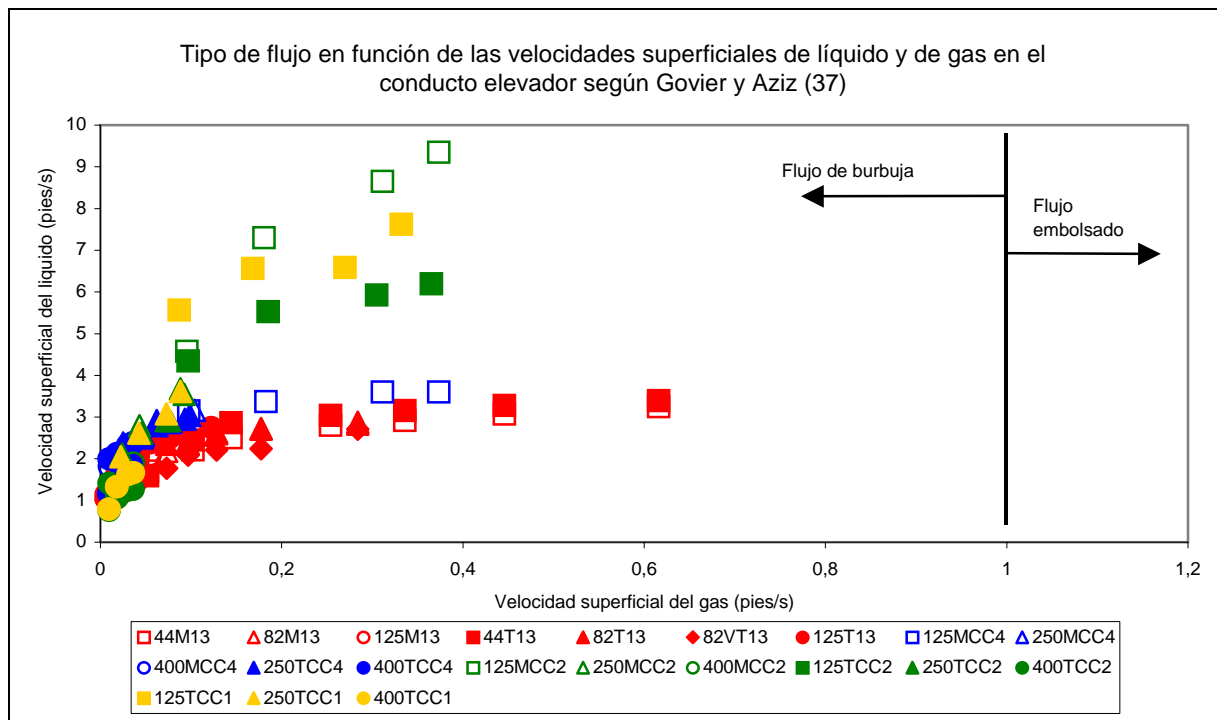


Figura 5.2.2.a. Regiones de tipo de flujo en el conducto de elevación según Govier y Aziz (37), en la que se aprecia la zona que corresponde a las configuraciones ensayadas en la experimentación.

Según el criterio de estos autores y plasmado en la figura 5.2.2.a, en los casos ensayados en los tanques con conductos de elevación, corresponde a situaciones con flujo de burbuja en el conducto, como se había comprobado experimentalmente.

En el trabajo de Govier y Aziz (37) se experimentó con el sistema aire-agua para diámetros del conducto de elevación de 0,016 m y 0,026 m y con alturas del conducto de elevación en ambos casos de 5,5 metros. Por lo tanto en dicho trabajo los diámetros del

conducto de elevación del conducto de elevación eran inferiores a los que se han empleado en la experimentación en la presente Memoria puesto que el diámetro de conducto de elevación menor empleado ha sido 0,044 m.

El hecho de que Govier y Aziz (37) hayan confirmado que a velocidades superficiales de gas en el conducto de elevación inferiores a 1 pie/s se tenía flujo de burbuja en un conducto de elevación de diámetro 0,016 metros, indica que en los conductos empleados en la experimentación de la presente Memoria al ser de mayor diámetro y no superarse los 0,7 pies/s se tenía flujo de burbuja, lo que se ha confirmado en la observación visual de las burbujas en los conductos de elevación.

De otra parte, en la figura 5.2.2.b se sigue la representación de Ros (38), figura 2.3.4, representando en ordenadas y en abscisas los números de velocidad de líquido y de gas en el conducto de elevación respectivamente, que se definieron mediante las siguientes ecuaciones (2.3.a) y (2.3.b):

$$N_{VL} = U_{IR} \sqrt[4]{\rho_l / g \sigma_l} \quad (2.3.a)$$

$$N_{VG} = U_{gR} \sqrt[4]{\rho_l / g \sigma_l} \quad (2.3.b)$$

Las variables que aparecían en dichas ecuaciones eran: el número de velocidad del líquido $-N_{VL}$; el número de velocidad del gas $-N_{VG}$; la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$; la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$; la densidad del líquido $-\rho_l$; la aceleración de la gravedad $-g$; y la tensión superficial del líquido $-\sigma_l$.

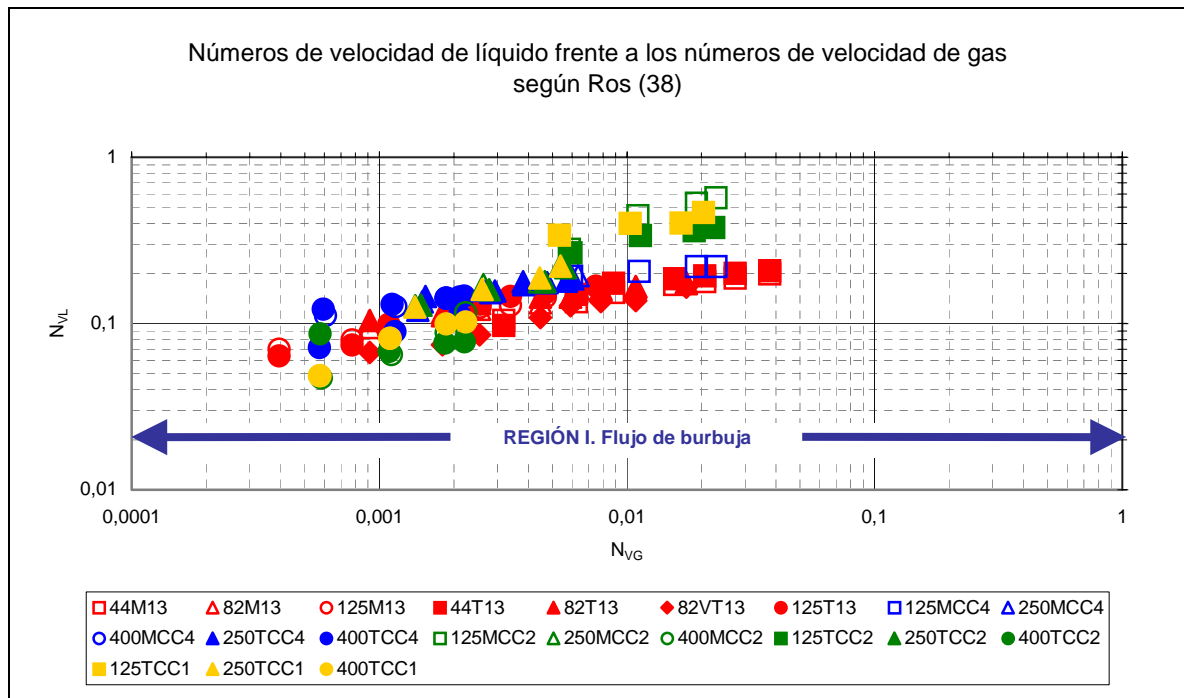


Figura 5.2.2.b. Tipo de flujo según Ros (38), figura 2.3.4, en el conducto de elevación para las diferentes configuraciones que se han ensayado en la experimentación.

De acuerdo con el criterio de Ros (38) expresado en las figuras 5.2.2.b y 2.3.4, se ha podido deducir que en la experimentación realizada se tenía flujo de burbuja en todos los conductos de elevación a los caudales de aire ensayados, dado que el número de velocidad de gas en los conductos de elevación ensayados se encontraba por debajo de 0,1 , siendo esta una zona de flujo de burbuja.

Debe indicarse que los diámetros de los conductos de elevación a los que se refería dicho estudio se encontraban entre 0,032 y 0,142 metros, intervalo en que se encuentran varios de los conductos de elevación empleados en la experimentación correspondiente a la presente Memoria. Los conductos comprendidos en el intervalo del trabajo de Ros eran los de diámetros de 0,044 m , 0,082 m y 0,125 m ; no lo estaban los de diámetros de 0,250 m y 0,4 m, aunque al ser sus diámetros mayores que los anteriores con mayor razón se tenía también en ellos flujo de burbuja.

Resumiendo a partir de los criterios propuestos de Govier y Aziz (37) y el de Ros (38), se ha comprobado que dichos criterios son de aplicación en la presente experimentación al haberse confirmado al visualizar las burbujas en los conductos de elevación empleados en la experimentación.

5.2.3. Variación de la velocidad superficial del líquido en los conductos de elevación de los sistemas líquido-gas.

La velocidad superficial de gas en el conducto de elevación se ha obtenido a partir del caudal volumétrico de gas $-Q_g$ - inyectado en el tanque. La velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - se ha determinado a partir de los valores experimentales de la velocidad superficial de líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ - , obtenida tanto por anemometría laser-Doppler como mediante la técnica de trazador térmico, aplicando la ecuación de continuidad siguiente:

$$U_{IR} = U_{ID} \left(\frac{D_T^2 - D_R^2}{D_R^2} \right) \quad (5.2.3.a)$$

Además se ha comprobado la bondad de las medidas de la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación a partir de las medidas de la velocidad máxima de líquido realizadas con el tubo de pitot y bajo la suposición de un perfil de la velocidad de líquido en el conducto de elevación. Los perfiles de la velocidad de líquido en los conductos de elevación con flujo bifásico se definieron mediante la expresión (2.2.2.d) de Zuber y Findlay (16), suponiéndose un exponente para $-r^*$ - propuesta igual a 7 para todos los conductos ensayados:

$$\frac{V_{l,r}}{V_{lc}} = 1 - r^{*7} \quad (2.2.2.d)$$

La suposición del exponente que se ha mencionado se corresponde además con la mejor correspondencia entre las medidas realizadas por la técnica de trazador térmico y la del tubo de pitot, tal como se ha presentado en el capítulo 4, apartado 4.4, en la figura 4.4.a.

Los valores de las velocidades superficiales del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - obtenidas con la técnica de trazador térmico se mostraron en el capítulo 4, en el apartado 4.2 , en las tablas 4.2.1.a-b , 4.2.2 , 4.2.3 y 4.2.4.

Los valores de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - obtenidas por cálculo de las velocidades medias de líquido a partir de las medidas de las velocidades máximas de líquido obtenidas con tubo de pitot, se mostraron en el capítulo 4, en el apartado 4.4 , tablas 4.4.1.a , 4.4.1.b y 4.4.2.

Teniendo en cuenta todo lo anterior, a continuación se han representado gráficamente los resultados experimentales de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación frente a la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación, de forma separada según los diámetros de los conductos de elevación de menor a mayor, incluyéndose los correspondientes a escala 1/3 en el mismo gráfico, para todas las configuraciones de los tanques como se puede apreciar en las figuras 5.2.3.a-c.

La tendencia observada de variación era potencial siguiendo una ecuación del tipo $y=a \cdot x^b$ ($b < 1$) en todos los tanques, siendo la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación mayor cuanto menor era el diámetro del conducto de elevación, y además la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación aumentaba al aumentar la velocidad superficial del gas.

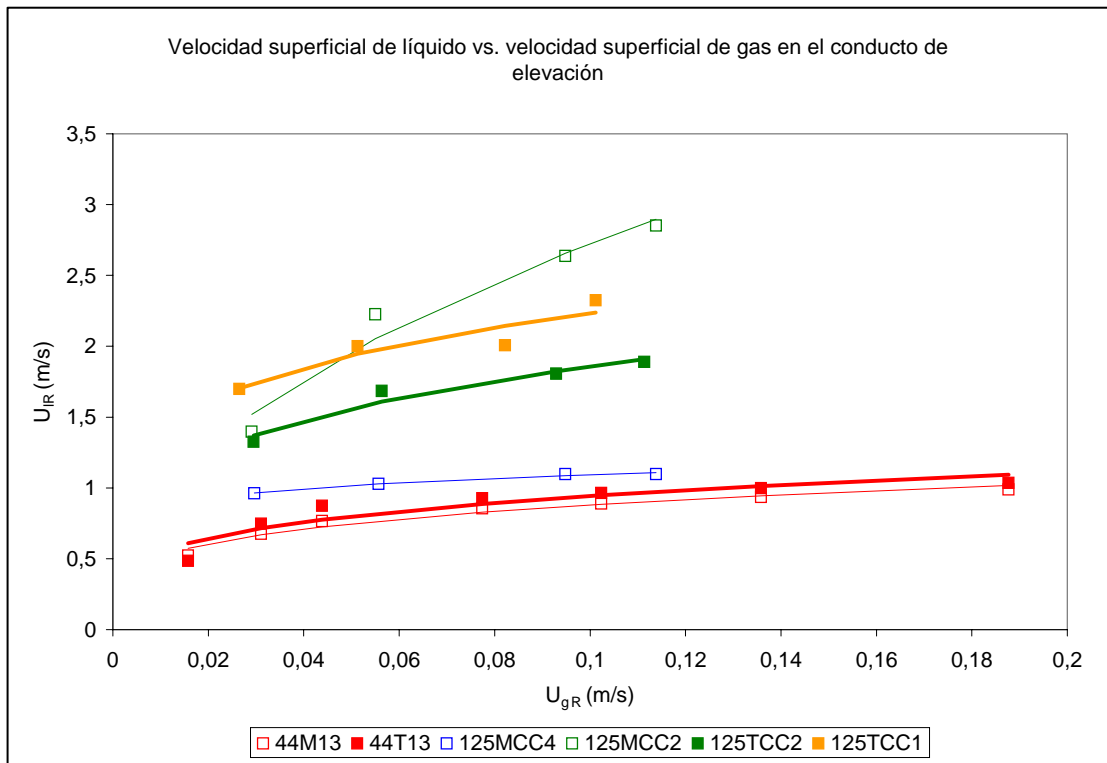


Figura 5.2.3.a. Velocidad superficial de líquido frente a la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación de menor diámetro para cada configuración de tanque.

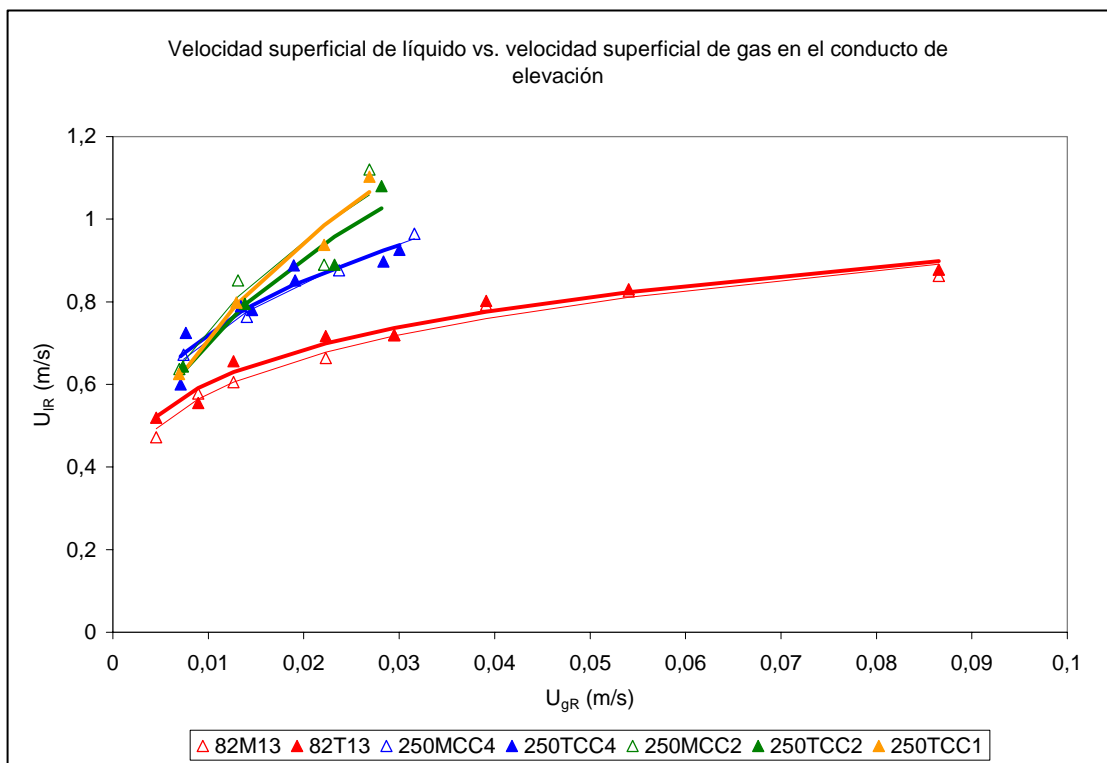


Figura 5.2.3.b. Velocidad superficial de líquido frente a la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación de diámetro intermedio para cada configuración de tanque.

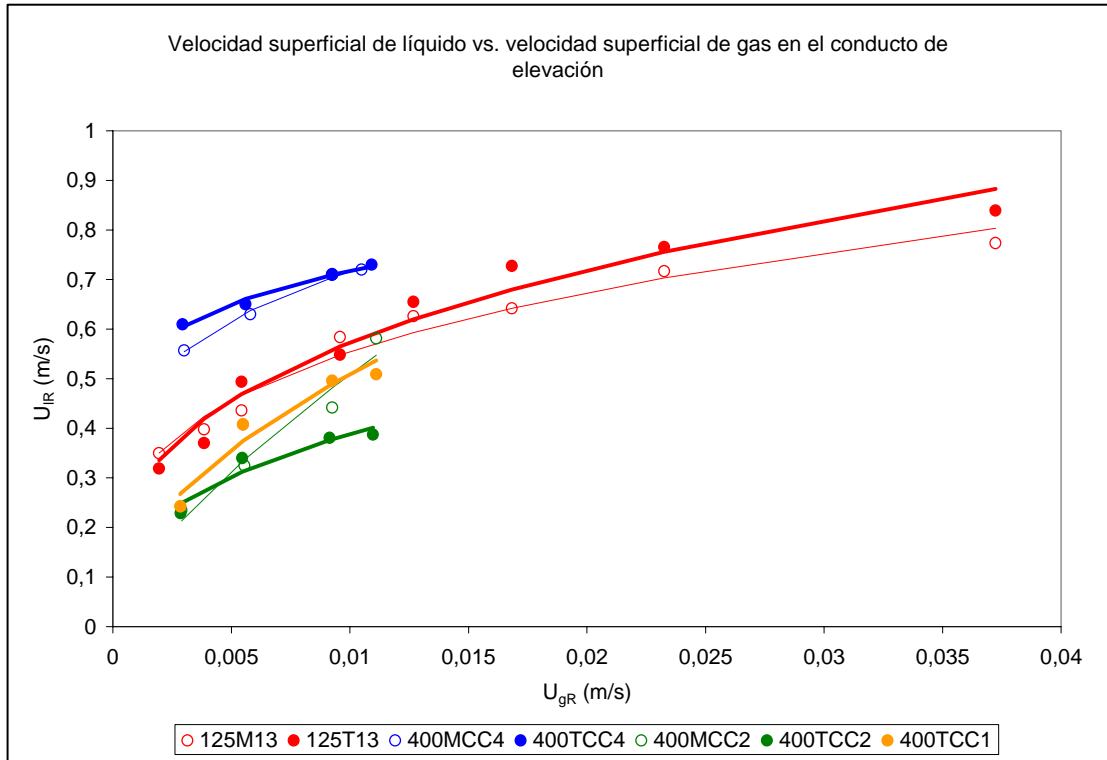


Figura 5.2.3.c. Velocidad superficial de líquido frente a la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación de mayor diámetro para cada configuración de tanque.

5.2.4. Variación de la pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación.

Los resultados experimentales de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación se mostraron en el capítulo 4, apartado 4.5, en las tablas 4.5.1.a, 4.5.1.b, 4.5.2, 4.5.3 y 4.5.4.

En las figuras 5.2.4.a-c se han representado las pérdidas de presión a la entrada de los conductos de elevación frente a la velocidad superficial de líquido en dichos conductos, de forma separada según los diámetros de los conductos de elevación de menor a mayor, incluyéndose los correspondientes a escala en el mismo gráfico, para todas las configuraciones del tanque.

De forma análoga, en las figuras 5.2.4.d-f se muestran las correspondientes gráficas de forma separada, según los diámetros de los conductos de elevación de menor a mayor, incluyéndose los correspondientes a escala en el mismo gráfico, para todas las configuraciones del tanque.

La tendencia observada era potencial siguiendo una ecuación del tipo $y=a \cdot x^b$ ($b>1$), de tal forma que al aumentar la velocidad superficial de líquido aumentaba la pérdida de presión medida a la entrada y a la salida de los conductos de elevación. Como era de esperar se ha apreciado que las pérdidas de presión mayores se encontraban en los conductos de elevación de menor tamaño, y las menores para los conductos de elevación de mayor tamaño.

Las pérdidas de presión a la entrada de los conductos de elevación han resultado ser similares en los casos correspondientes al tanque 1/3 en los que el diámetro del conducto de elevación fue de 0,125 metros, en cambio en los conductos de elevación de menor diámetro 0,044 y 0,082 metros han sido algo menores las pérdidas de presión a la entrada de los conductos de elevación cuando dichos conductos eran de longitud mitad frente a los correspondientes de longitud completa.

De la observación de las pérdidas de presión a la salida de los conductos de elevación en los casos correspondientes al tanque 1/3, se ha apreciado que las longitudes de los conductos de elevación influían de tal forma que a igualdad de diámetros se han obtenido pérdidas de presión inferiores en todos los casos en los que los conductos de elevación eran de longitud mitad frente a los de longitud completa.

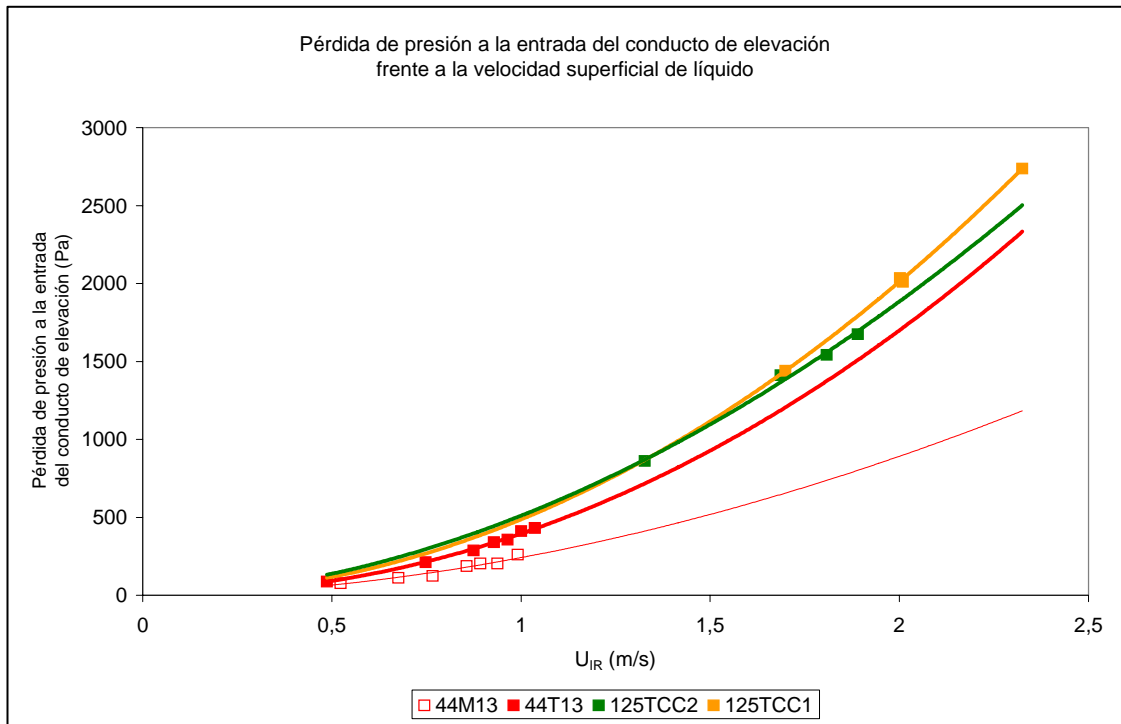


Figura 5.2.4.a. Pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la velocidad superficial de líquido en los tanques con conductos de elevación de menor diámetro.

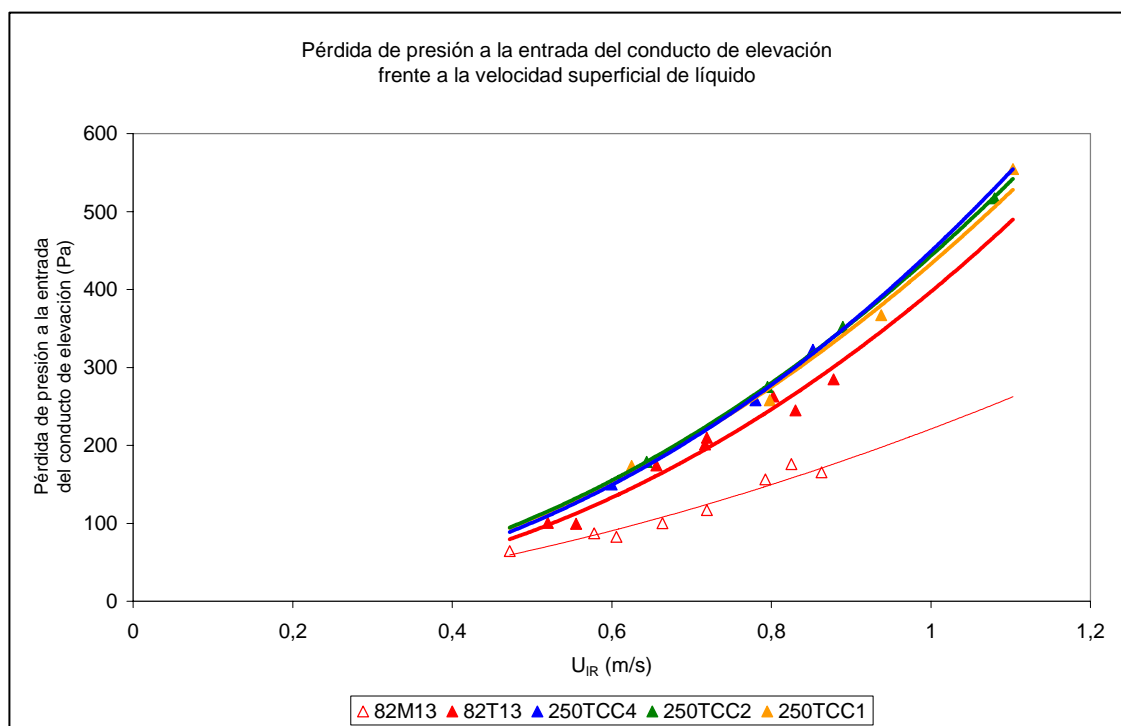


Figura 5.2.4.b. Pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la velocidad superficial de líquido en los tanques con conductos de elevación de diámetro intermedio.

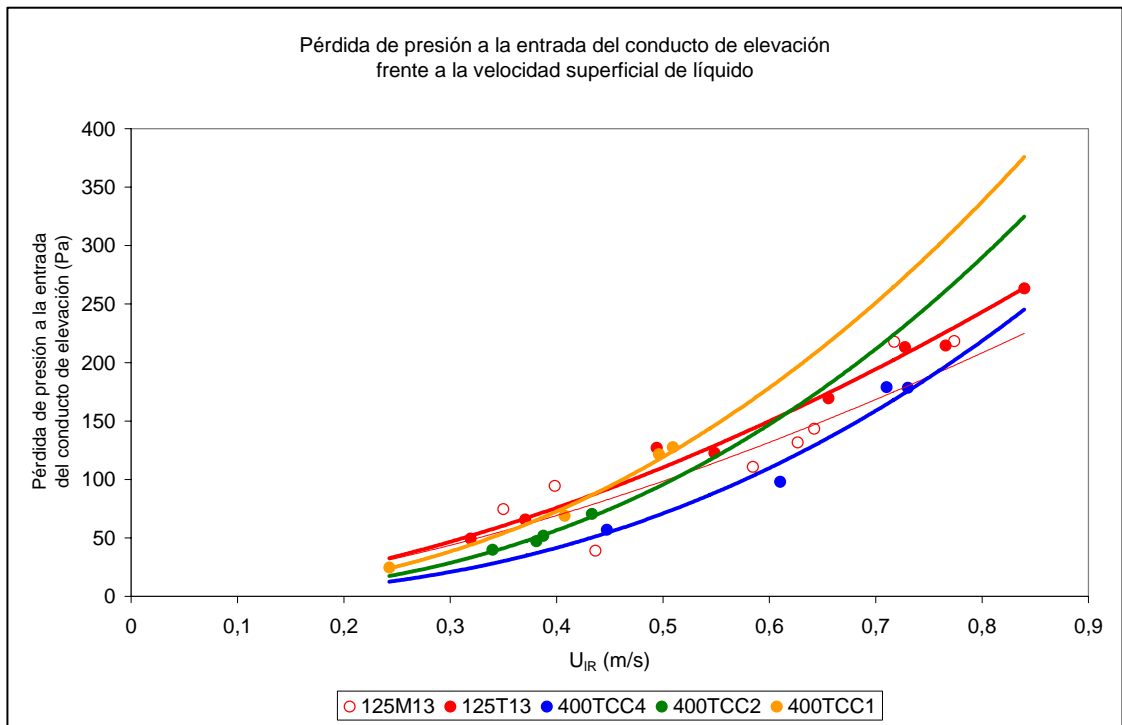


Figura 5.2.4.c. Pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la velocidad superficial de líquido en los tanques con conductos de elevación de mayor diámetro.

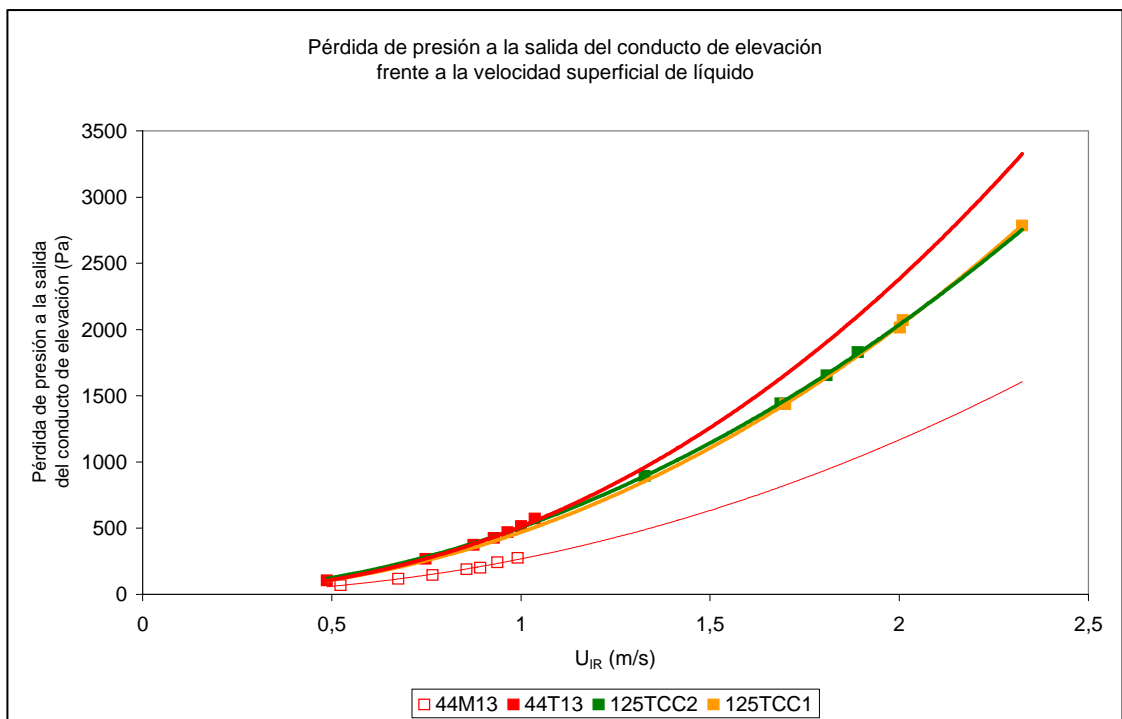


Figura 5.2.4.d. Pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la velocidad superficial de líquido en los tanques con conductos de elevación de menor diámetro.

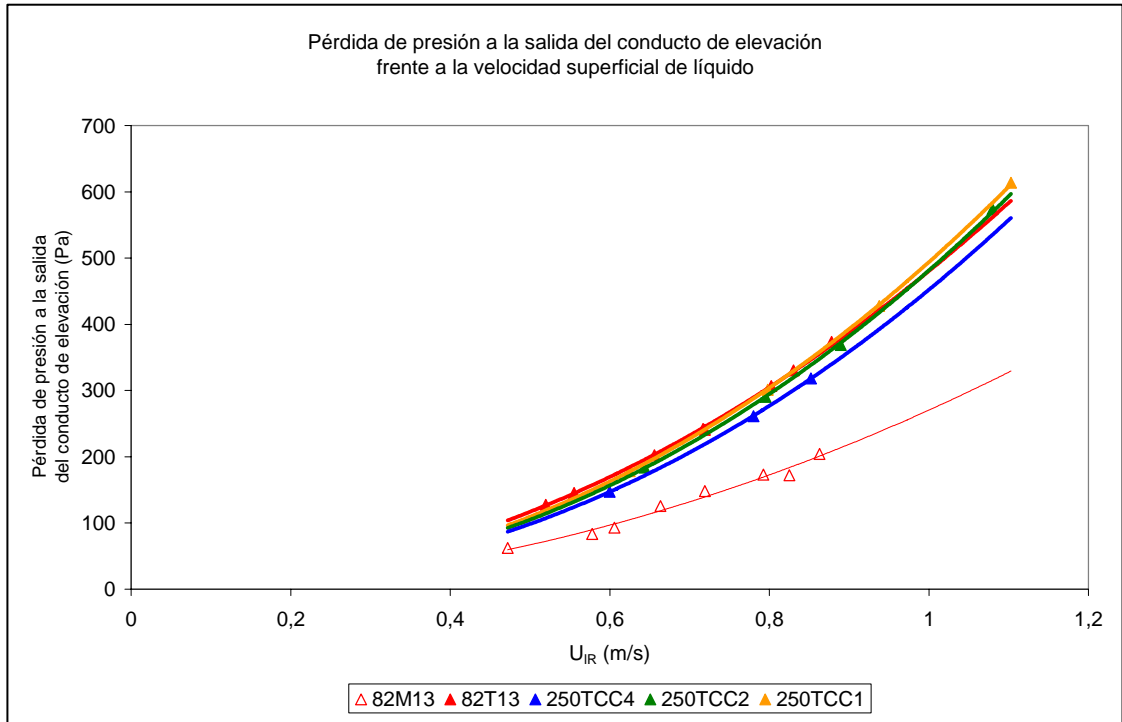


Figura 5.2.4.e. Pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la velocidad superficial de líquido en los tanques con conductos de elevación de diámetro intermedio.

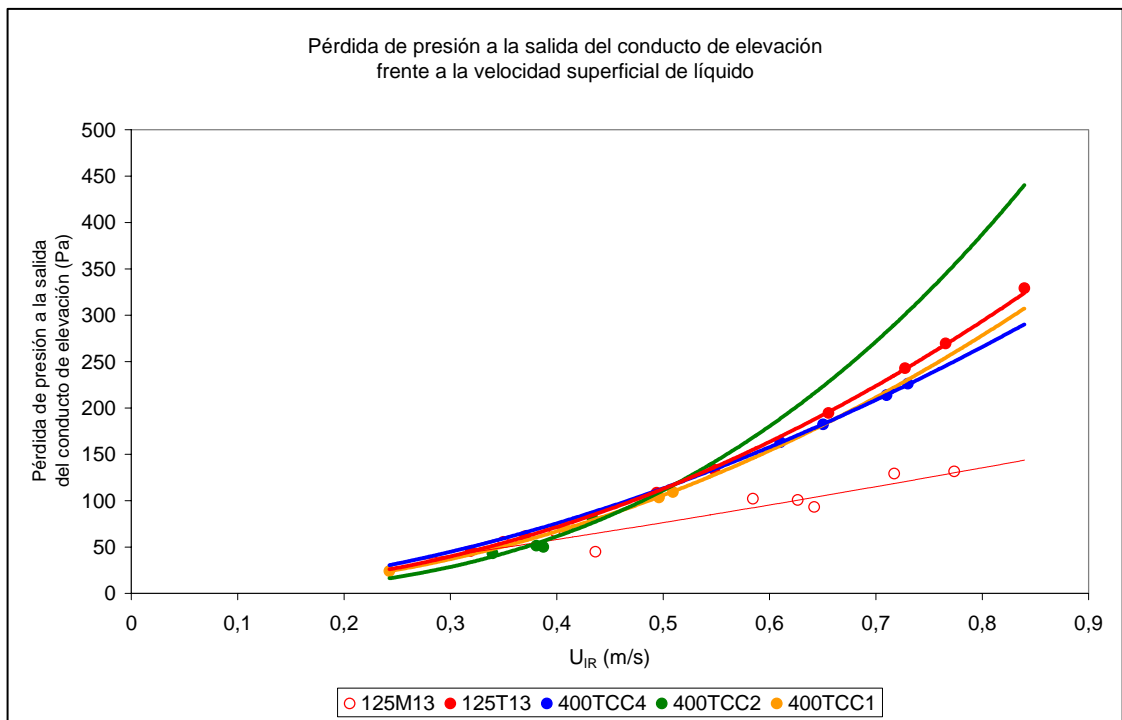


Figura 5.2.4.f. Pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la velocidad superficial de líquido en los tanques con conductos de elevación de mayor diámetro.

5.2.5. Variación de los tiempos de mezcla según los caudales de gas

Los resultados experimentales de los tiempos de mezcla para las diferentes configuraciones de tanque ensayadas se mostraron en el capítulo 4, apartado 4.2, en las tablas 4.2.1.a, 4.2.1.b, 4.2.2, 4.2.3 y 4.2.4. A continuación en las figuras 5.2.5.a, 5.2.5.b y 5.2.5.c se han representado los tiempos de mezcla frente a los caudales de aire, de forma separada según los diámetros de los conductos de elevación de menor a mayor, incluyéndose los correspondientes a escala en el mismo gráfico, para todas las configuraciones del tanque. En la figura 5.2.5.d aparece una representación análoga a las anteriores correspondiente a los diferentes tanques en su configuración de dispersión libre.

De la observación de dichas figuras se ha deducido que había una dependencia del tiempo de mezcla con los caudales de aire de tal forma que al aumentar los caudales de aire se necesitaban menores tiempos de mezcla para una misma configuración de diseño del tanque. Esta tendencia era de tipo asintótico por lo que se llegaba a caudales de aire tales que aunque se aumentara dicho caudal no se conseguía disminuir el tiempo de mezcla, lo que se ha apreciado en las figuras 5.2.5.a-d.

Asimismo se ha comprobado que a iguales caudales de aire se conseguían diferentes tiempos de mezcla según el diseño adoptado para el tanque, según la elección del diámetro del conducto de elevación o del diseño del tanque sin conducto de elevación (dispersión libre del gas). Por lo tanto el diseño del tanque era un factor a tener en cuenta para minimizar los caudales de aire a inyectar en el tanque.

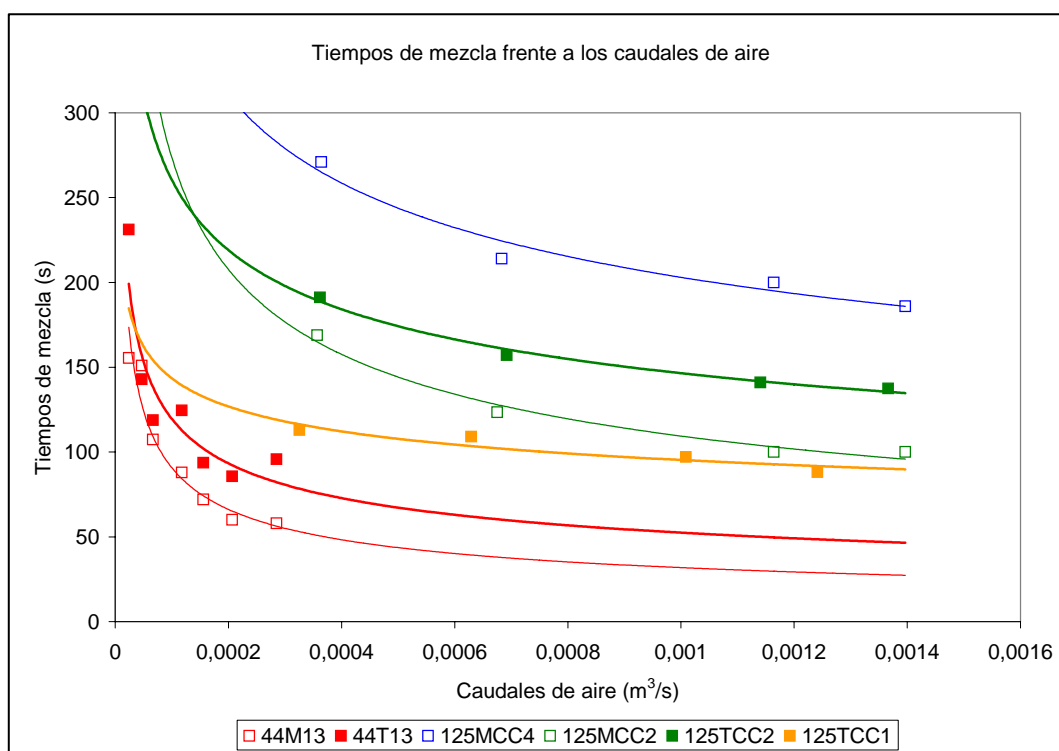


Figura 5.2.5.a. Representación de los tiempos de mezcla frente a los caudales de aire en los conductos de elevación de menor diámetro para cada configuración de tanque.

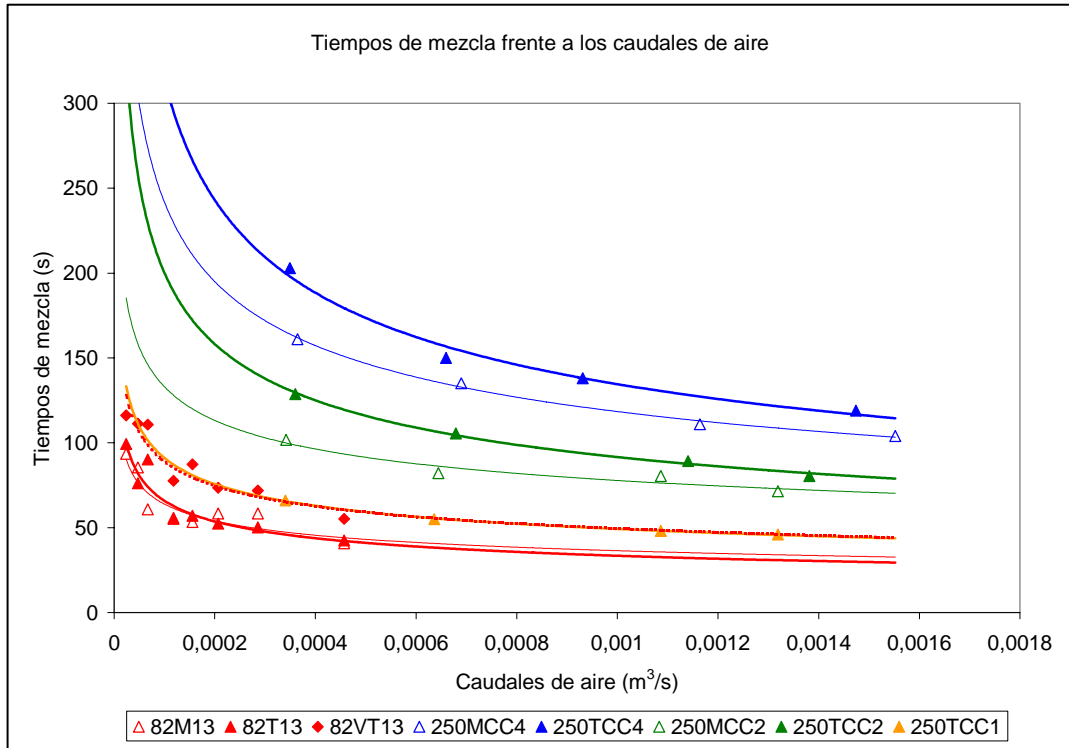


Figura 5.2.5.b. Representación de los tiempos de mezcla frente a los caudales de aire en los conductos de elevación de diámetro intermedio para cada configuración de tanque.

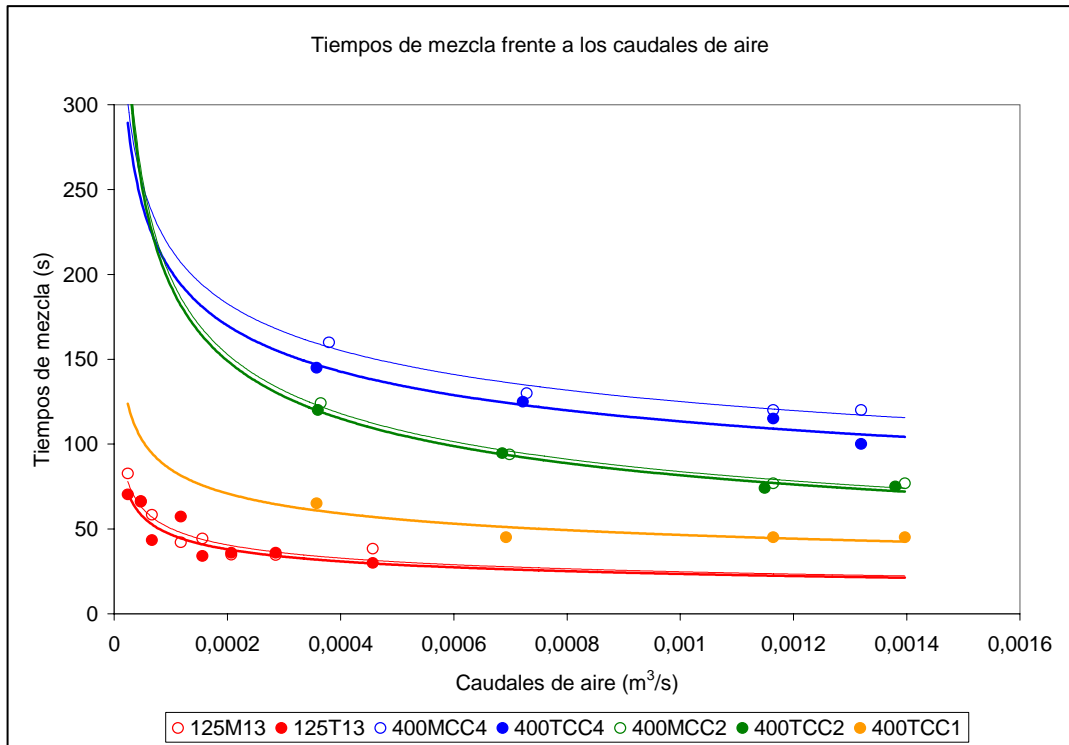


Figura 5.2.5.c. Representación de los tiempos de mezcla frente a los caudales de aire en los conductos de elevación de mayor diámetro para cada configuración de tanque.

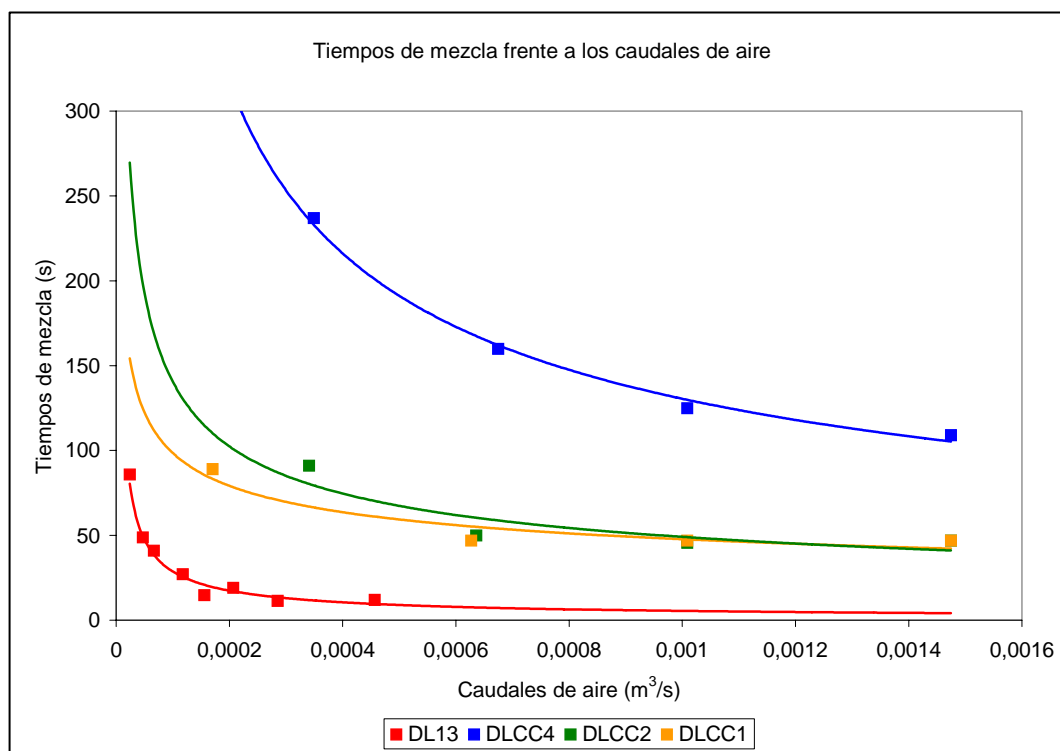


Figura 5.2.5.d. Representación de los tiempos de mezcla frente a los caudales de aire para todos los tanques ensayados en su configuración de dispersión libre del aire.

Considerando los diferentes tanques ordenados según los diámetros de los conductos de elevación, los tiempos de mezcla seguían el siguiente orden de menor a mayor ($1/3 < CC1 < CC2 < CC4$), dicha secuencia lógicamente se correspondía con los volúmenes de retenido líquido de menor a mayor ($1/3 < CC1 < CC2 < CC4$). Igualmente ocurría en el caso de los diferentes tanques en su configuración de dispersión libre, en los que el factor de mayor influencia en los tiempos de mezcla era el volumen de retenido de líquido en el tanque.

Para el tanque 1/3 el menor tiempo de mezcla que se ha alcanzado era de unos 10 segundos y el mayor 240 s.; en el tanque CC4 el menor era de unos 100 s. y el mayor de 275 s.; en el tanque CC2 el menor tiempo de mezcla era de unos 50 s. y el mayor de 200 s.; y en el tanque CC1 el menor tiempo de mezcla era de unos 50 s. y el mayor de 115 s.

Comparando las variantes de diseño para cada tanque a caudales de aire iguales ya en la zona asintótica, los tiempos de mezcla menores que se pudieron obtener seguían el orden que aparece en la tabla 5.2.5.

Tabla 5.2.5. Diseños de tanque con menores tiempos de mezcla.

	Tiempos de mezcla
Por tanques	$1/3 < CC1 < CC2 < CC4$ (Volumen - \rightarrow +)
Tanque 1/3	DL13 < 125T13 \leq 125M13 < 82T13 < 82M13 < 44M13 < 44T13
Tanque CC4	DLCC4 \leq 400TCC4 \leq 400MCC4 \leq 250MCC4 < 250TCC4 < 125MCC4
Tanque CC2	DLCC2 < 400MCC2 \leq 400TCC2 \leq 250MCC2 < 250TCC2 < 125MCC2 < 125TCC2
Tanque CC1	DLCC1 < 400TCC1 < 250TCC1 < 125TCC1

5.2.6. Variación de los tiempos de mezcla según los consumos específicos de energías

Los resultados experimentales de los tiempos de mezcla y los correspondientes conductos de elevación para las diferentes configuraciones de tanque ensayadas se mostraron en el capítulo 4, apartado 4.2, en las tablas 4.2.1.a, 4.2.1.b, 4.2.2, 4.2.3 y 4.2.4. A continuación en las figuras 5.2.6.a, 5.2.6.b y 5.2.6.c se han representado los tiempos de mezcla frente a los consumos específicos de energía, de forma separada según los diámetros de los conductos de elevación de menor a mayor, incluyéndose los conductos que se corresponden a escala de los tanques CC4 y 1/3 en el mismo gráfico, para todas las configuraciones del tanque. En la figura 5.2.6.d aparece una representación análoga a las anteriores correspondiente a los diferentes tanques en su configuración de dispersión libre del gas.

De la observación de las figuras anteriores se ha deducido que había una dependencia del tiempo de mezcla con los consumos específicos de energía de tal forma que al aumentar los consumos específicos de energía se necesitaban menores tiempos de mezcla para una misma configuración de diseño del tanque. Esta tendencia evolucionaba hacia tendencias de tipo asintótico por lo que se llegó a consumos específicos de energía tales que aunque se aumentase dicha energía no se conseguía disminuir el tiempo de mezcla.

Asimismo se ha apreciado que a iguales energías de dispersión se conseguían diferentes tiempos de mezcla según el diseño adoptado para el tanque, según la elección del diámetro del conducto de elevación o del diseño del tanque sin conducto de elevación (dispersión libre del gas). Por lo tanto, el diseño del tanque era un factor a considerar para minimizar los consumos específicos de energía y obtener los menores tiempos de mezcla.

De la observación de las figuras 5.2.6.a-d, considerando los diferentes tanques ordenados según los diámetros de los conductos de elevación, los tiempos de mezcla seguían el siguiente orden de menor a mayor ($1/3 < CC1 < CC2 < CC4$), dicha secuencia lógicamente se correspondía con los volúmenes de retenido líquido de menor a mayor ($1/3 < CC1 < CC2 < CC4$). Igualmente ocurría en el caso de los diferentes tanques en su configuración de dispersión libre.

Además respecto a los tiempos de mezcla experimentales se ha apreciado en las figuras 5.2.6.a-d que los consumos específicos de energía a partir de los que ya no disminuían apreciablemente los tiempos de mezcla para los diferentes diseños de tanque, se encontraban aproximadamente a valores comprendidos entre 25 y 30 W/m³.

Las consideraciones acerca de los diseños de tanque a los que se tenían los menores tiempos de mezcla son las mismas que se expusieron en el anterior apartado 5.2.5, dado que el criterio del consumo específico de energía respecto a los tiempos de mezcla seguía el mismo orden que el criterio caudal de aire respecto a los tiempos de mezcla.

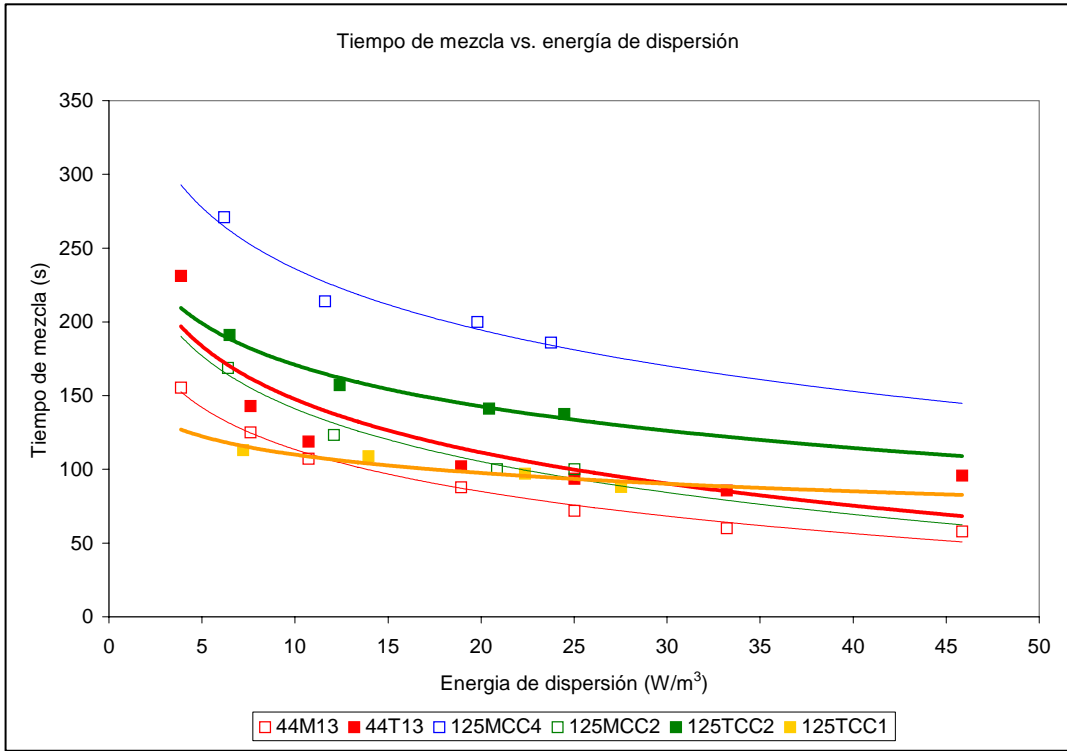


Figura 5.2.6.a. Representación de los tiempos de mezcla frente a los correspondientes consumos específicos de energía en los sistemas con conductos de elevación de menor diámetro para cada configuración de tanque.

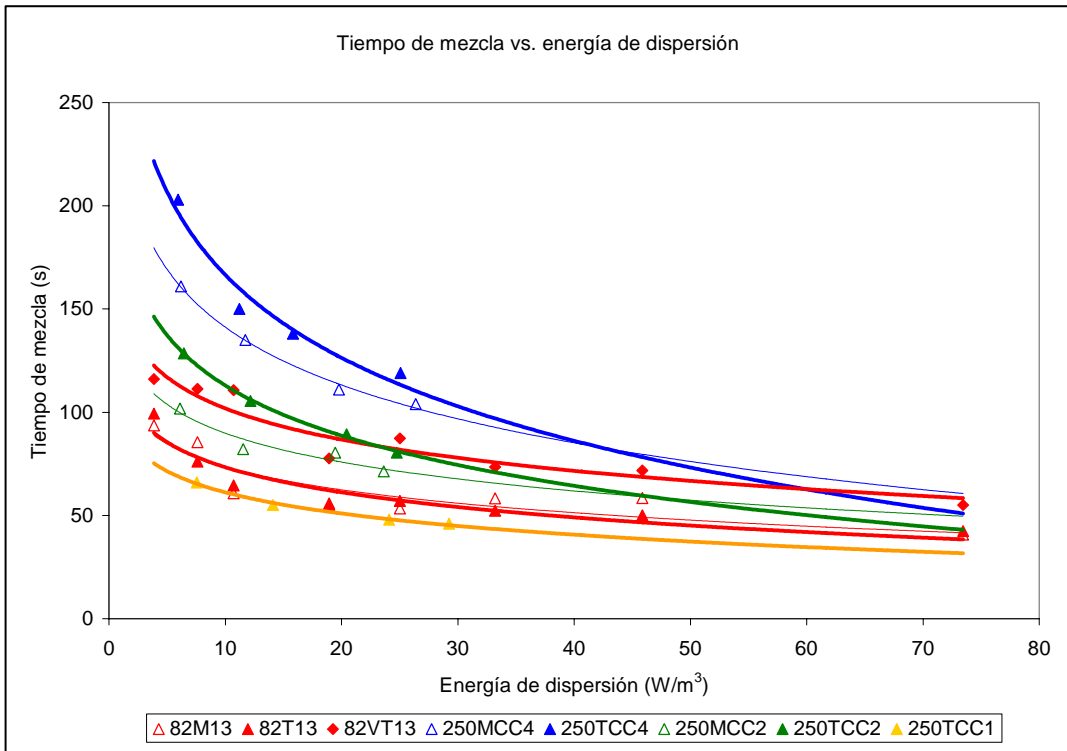


Figura 5.2.6.b. Representación de los tiempos de mezcla frente a los correspondientes consumos específicos de energía en los sistemas con conductos de elevación de diámetro intermedio para cada configuración de tanque.

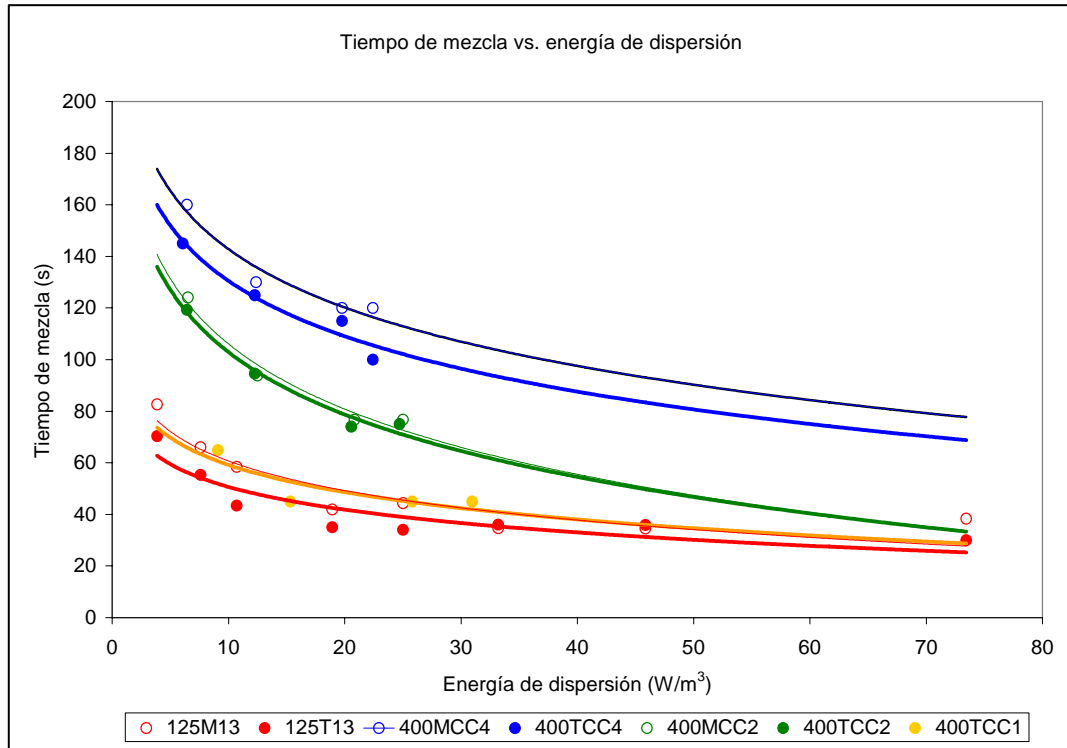


Figura 5.2.6.c. Representación de los tiempos de mezcla frente a los correspondientes consumos específicos de energía en los sistemas con conductos de elevación de mayor diámetro para cada configuración de tanque.

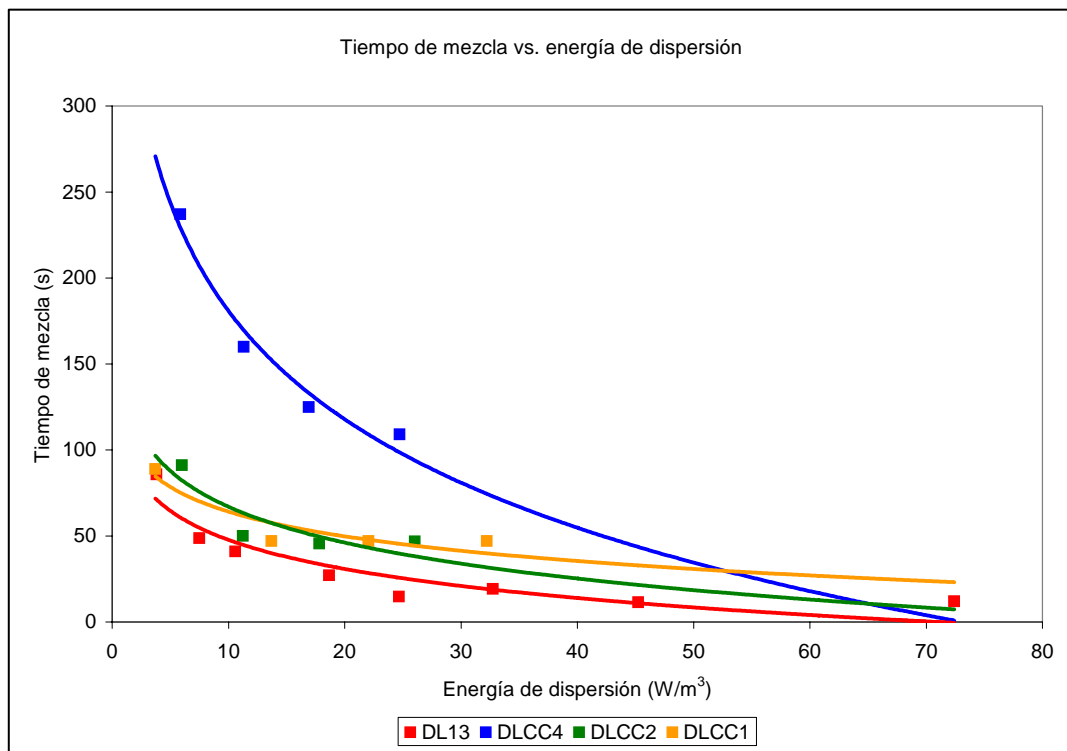


Figura 5.2.6.d. Representación de los tiempos de mezcla frente a los correspondientes consumos específicos de energía en los sistemas sin conductos de elevación (dispersión libre del gas) para cada configuración de tanque.

5.3 ANÁLISIS DE LA FLUIDODINÁMICA EN LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS Y ESTUDIO DE LOS MODELOS FLUIDODINÁMICOS PROPUESTOS POR LOS DIFERENTES AUTORES PARA DICHOS SISTEMAS

5.3.1. Introducción

Las variables que influyen en la fluidodinámica del tanque y que han sido evaluadas de forma experimental son la fracción de gas en el conducto de elevación, la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación y en la zona anular de descenso, y el caudal de gas. De esta última variable se ha deducido la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación.

Uno de los objetivos del presente trabajo ha sido determinar la influencia relativa que cada una de estas variables ejerce sobre la hidrodinámica del tanque y la relación existente entre ellas; teniendo en cuenta además los parámetros geométricos del tanque.

La existencia de una relación entre la fracción de la fase gaseosa, y las velocidades superficiales de líquido y de gas en los conductos de elevación ha quedado puesta de manifiesto en el gráfico que se presenta en la figura 5.3.1.a. En dicha representación a modo de ejemplo se ha mostrado de forma conjunta la evolución de cada una de estas variables frente a cada una de las otras en el conducto de elevación de 0,044 metros de diámetro y de longitud 1,048 metros correspondiente al tanque 1/3, y en el que se tenía flujo bifásico líquido-gas.

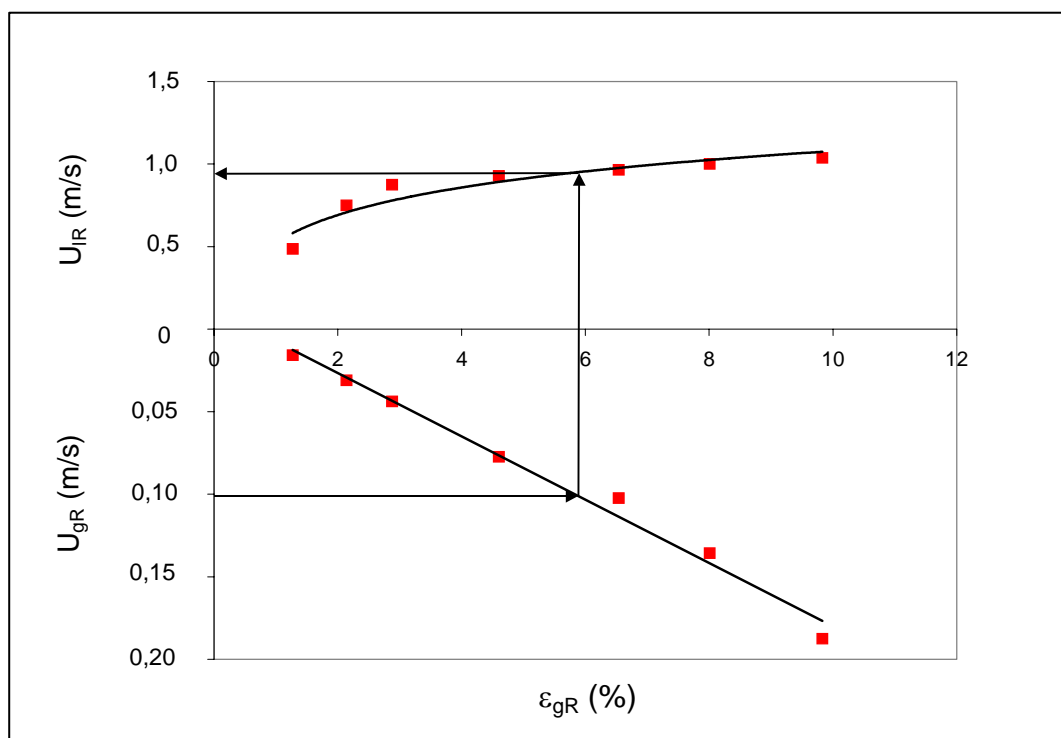


Figura 5.3.1.a. Representación de la relación entre la velocidad superficial de líquido, la velocidad superficial de gas y la fracción de gas en un conducto de elevación (44T13).

En dicha figura 5.3.1.a. se aprecia que para una velocidad superficial de gas dada, se corresponde con una fracción de gas, y con una velocidad superficial de líquido.

5.3.2. Análisis de las expresiones que permiten la predicción de las fracciones de gas en los conductos de elevación

En este apartado se consideran en primer lugar las expresiones empíricas propuestas por Bello (23) y Chakravarty y col. (24), con las que se determinan las fracciones de gas en los conductos de elevación, relacionándose con las variables geométricas del conducto de elevación y con la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación. Por último se estudian las expresiones de los modelos de flujo de deriva debidos a los estudios de Zuber y Findlay (16), y de Clark y Flemmer (19) y (20), para la determinación de la fracción de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas.

5.3.2.a. Expresiones de Bello y Chakravarty para la predicción de las fracciones de gas en los conductos de elevación

Diversos autores han correlacionado por medio de expresiones empíricas la fracción de gas en el conducto de elevación con la velocidad superficial de gas y las variables fluidodinámicas y geométricas, mencionándose en la presente Memoria como de interés a Bello (23) y Chakravarty y col. (24), que utilizaron una expresión del tipo:

$$\varepsilon_{gR} = \varepsilon_{gRo} \cdot U_{gR}^{\varphi} \quad (2.2.2.j)$$

Ajustando los datos experimentales con una ecuación del tipo de la (2.2.2.j), se ha obtenido la siguiente expresión (5.3.2.a):

$$\varepsilon_{gR} (\%) = 3,52 \cdot d_R^{-0,08} \cdot h_R^{0,26} \cdot U_{gR}^{0,79} \quad R^2 = 0,83 \quad (5.3.2.a)$$

Las variables que aparecen en las ecuaciones (2.2.2.j) y (5.3.2.a) son: la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}-$ (%), el diámetro del conducto de elevación $-d_R-$ (m), la altura del conducto de elevación $-h_R-$ (m), y la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$ (m/s).

El valor que se ha obtenido para el exponente de la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$, en el cálculo de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}-$ con la expresión empírica (5.3.2.a), aparece en la tabla 5.3.2.a junto a dicho valor aportado por Bello (23) y Chakravarty y col. (24).

Tabla 5.3.2.a. Valores del exponente de la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$ en el cálculo de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}-$.

Variable	U_{gR}	R^2
Exponente	φ	
Bello (23)	0,46	
Chakravarty y col. (24)	0,88	
Experimental	0,79	0,83

De la comparación del exponente obtenido para la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$ a partir de los datos experimentales, se aprecia que se ha

obtenido un valor que está comprendido entre los valores límite obtenidos por Bello (23) y Chakravarty y col. (24), habiéndose considerado la influencia de los parámetros geométricos, aspecto, este no considerado por dichos autores.

En la siguiente tabla 5.3.2.b se muestran los intervalos correspondientes a las variables de la presente experimentación con las que se ha ajustado la expresión empírica (5.3.2.a), junto a los intervalos de dichas variables en los trabajos de Bello (23) y Chakravarty y col. (24).

Tabla 5.3.2.b. Intervalos de las variables.

Variables	d_R (m)	h_R (m)	U_{gR} (m/s)	ε_{gR}
Bello (23)	0,051 → 0,089	1,3	0,0137 → 0,086	0,005 → 0,06
Chakravarty y col. (24)	0,031 → 0,051	0,41	0,026 → 0,280	0,0108 → 0,10
Experimental	0,044 → 0,400	0,63 → 3,16	0,002 → 0,188	$7 \cdot 10^{-4}$ → 0,11

A continuación se ha representado en la figura 5.3.2.a la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$ calculada con la expresión empírica (5.3.2.a) frente a los correspondientes valores experimentales de dicha fracción de gas en los conductos de elevación $-\varepsilon_{gR}$ para todos los tanques ensayados.

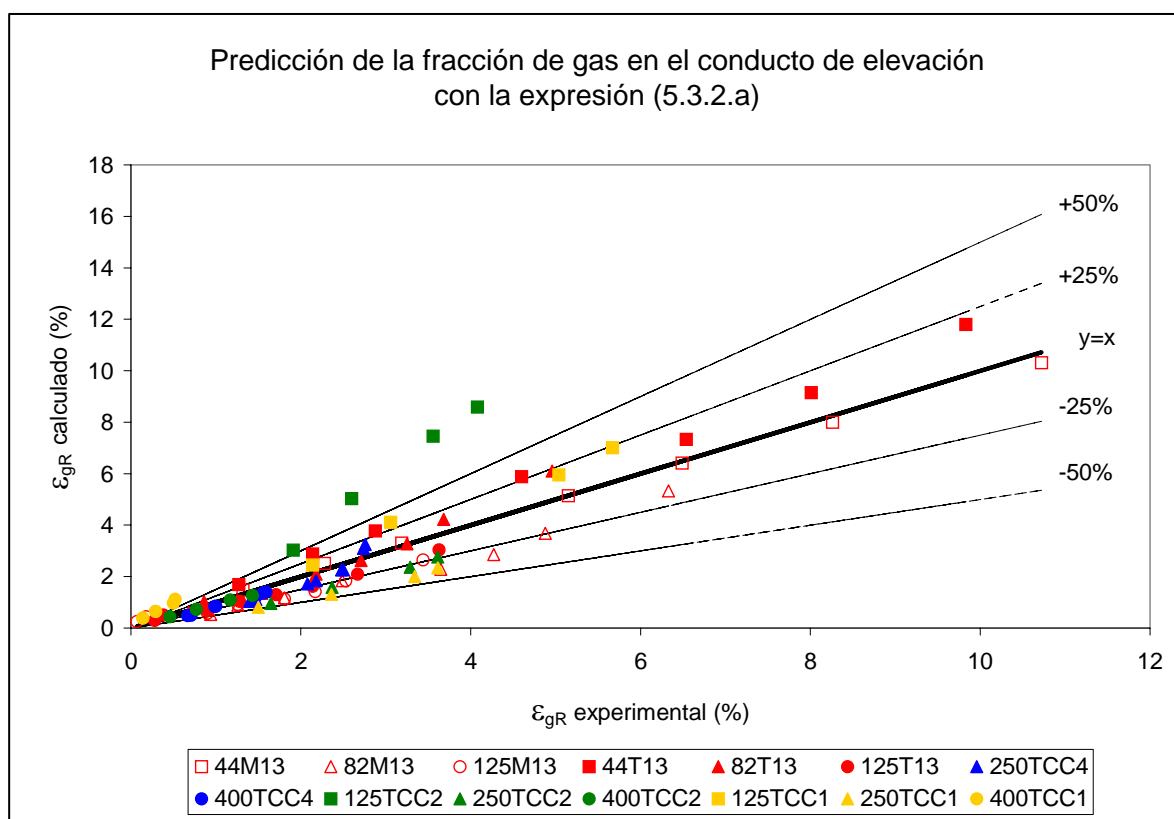


Figura 5.3.2.a. Fracción de gas en el conducto de elevación calculada con la expresión empírica (5.3.2.a) frente a los correspondientes valores experimentales.

De la observación de la figura 5.3.2.a se aprecia que la mayor parte de los puntos se han encontrado distribuidos alrededor de la isolínea $y=x$, y los casos que se han desviado

significativamente han sido los correspondientes a los conductos siguientes: de diámetro 0,125 metros y de longitud completa, y de diámetro 0,4 metros y de longitud completa.

Aunque la expresión (5.3.2.a) es empírica predice con bastante aproximación la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$. Solo debería emplearse en los casos en que los valores que tomasen las variables estuvieran comprendidos en los intervalos correspondientes a los experimentales con los que se ha ajustado la expresión.

De acuerdo con los exponentes obtenidos para las diferentes variables de las que depende la fracción de gas en la expresión (5.3.2.a) se deduce que la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$ aumentaría al disminuir el diámetro del conducto de elevación $-d_R$, al aumentar la altura del conducto de elevación $-h_R$ y al aumentar la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$. El término de mayor influencia en la fracción de gas en el conducto de elevación es la velocidad superficial del gas por ser su exponente el mayor, seguido de la altura del conducto de elevación en menor medida y por último del diámetro del conducto de elevación.

El exponente del diámetro del conducto de elevación resultó ser de $-0,08$, un valor pequeño, por lo que se consideró el volver a realizar un ajuste de la expresión (5.3.2.a), pero sin considerar el diámetro del conducto de elevación para conocer en mayor profundidad la influencia de dicha variable. Resultó así la siguiente expresión empírica (5.3.2.b):

$$\varepsilon_{gR} (\%) = 44,3 \cdot h_R^{0,20} \cdot U_{gR}^{0,81} \quad R^2 = 0,83 \quad (5.3.2.b)$$

En la siguiente tabla 5.3.2.c se han resumido los valores que han resultado para los exponentes correspondientes a las variables: altura del conducto de elevación $-h_R$ y velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$, tanto en la expresión (5.3.2.a) como en la expresión (5.3.2.b) con objeto de comparar la variación en los exponentes al desprestigiar el diámetro del conducto de elevación $-d_R$.

Tabla 5.3.2.c. Valores del exponente de la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ en el cálculo de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$.

Variable	d_R	h_R	U_{gR}	R^2
Exponente	α	β	φ	
Experimental, ec. (5.3.2.a)	-0,08	0,26	0,79	0,83
Experimental, ec. (5.3.2.b)	-	0,20	0,81	0,83

En la tabla 5.3.2.c se aprecia que los exponentes correspondientes a la altura del conducto de elevación $-h_R$ y a la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ son similares a los que se obtuvieron cuando se consideró el diámetro del conducto de elevación en la ecuación (5.3.2.a), y además el coeficiente de correlación R^2 no ha variado. Para apreciar los resultados obtenidos de la aplicación de la expresión (5.3.2.b) se ha considerado el representar las fracciones de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$ calculadas con la expresión empírica (5.3.2.b) frente a las correspondientes experimentales, lo que se presenta a continuación en la figura 5.3.2.b.

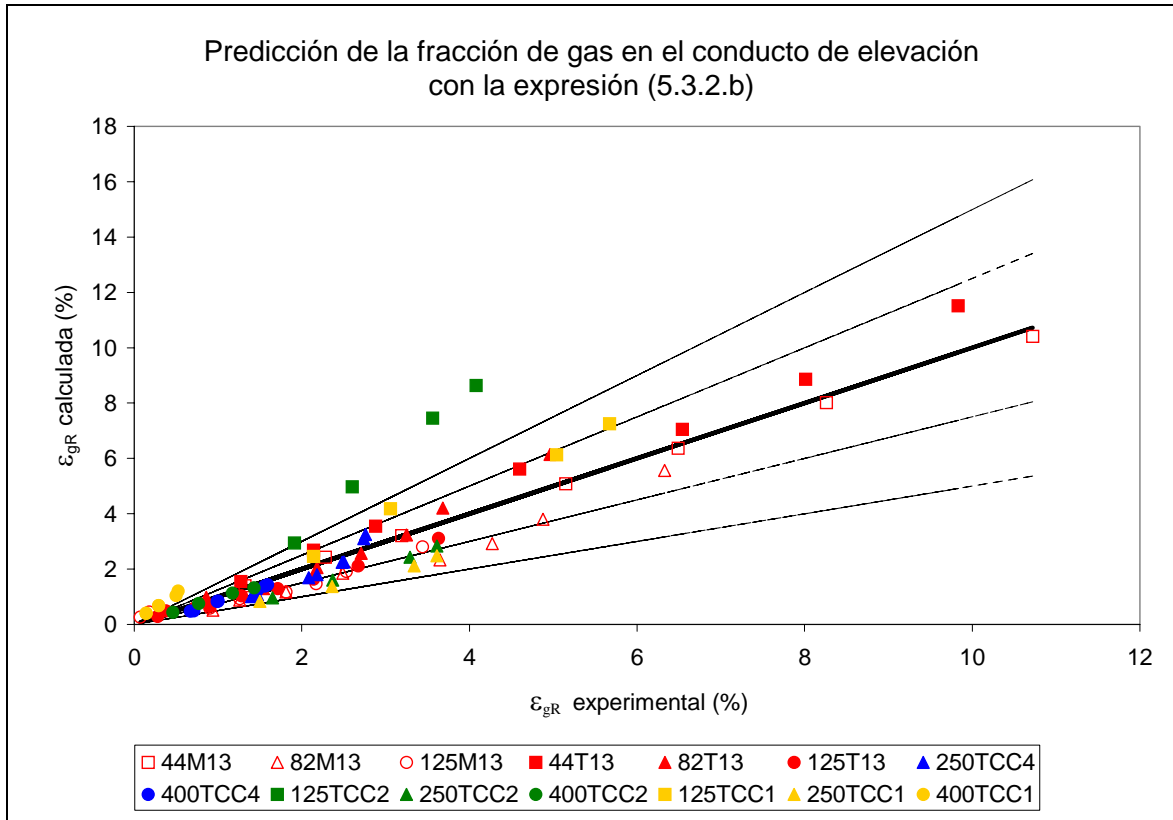


Figura 5.3.2.b. Fracción de gas en el conducto de elevación $-\epsilon_{gR}$ calculada con la expresión empírica (5.3.2.b) frente a los correspondientes valores experimentales.

De la observación y comparación de las figuras 5.3.2.a y 5.3.2.b se aprecia que ambas han resultado similares en la predicción efectuada de las fracciones de gas en el conducto de elevación $-\epsilon_{gR}$ tanto con la expresión (5.3.2.a) como con la expresión (5.3.2.b). De ello se ha concluido que efectivamente el diámetro del conducto de elevación considerado como tal en la expresión (5.3.2.a) era estadísticamente despreciable, pudiéndose emplear la expresión empírica (5.3.2.b) en el cálculo de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\epsilon_{gR}$. Debe mencionarse que en la expresión (5.3.2.b) se encuentra implícito el diámetro del conducto de elevación $-d_R$ en el término correspondiente a la velocidad superficial del gas $-U_{gR}$, puesto que la velocidad superficial del gas resulta de dividir el caudal de gas $-Q_g$ por el área de la sección transversal del conducto de elevación $-S_R$.

5.3.2.b. Determinación de la fracción de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas con la expresión de Zuber y Findlay

A continuación se estudia la propuesta del modelo de Zuber y Findlay (16) para la determinación de la fracción de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas situados verticalmente, según el cual se tenía la siguiente expresión (2.2.2.c) que consideraba un deslizamiento en la velocidad del gas sobre la velocidad del líquido y diferentes perfiles para la fracción de gas y la velocidad del líquido, dicha expresión tenía la forma siguiente:

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = C_o (U_{gR} + U_{lR}) + V_s \quad (2.2.2.c)$$

En la expresión (2.2.2.c) se relaciona la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ - en m/s; la fracción de gas en el conducto de elevación con flujo bifásico líquido-gas $-\varepsilon_{gR}$ -; la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}$ - en m/s; la velocidad de deslizamiento entre el gas y el líquido $-V_s$ - , que para un conducto de elevación con un sistema aire-agua y flujo de burbuja encontraron que tenía un valor de 0,25 m/s; y también aparecía la constante $-C_o$ - cuyo valor había que determinarlo experimentalmente.

En el ajuste de dicha ecuación (2.2.2.c) con los datos experimentales, una vez fijada la velocidad de deslizamiento $-V_s$ - como igual a 0,25 m/s, dio como resultado los valores que aparecen en la siguiente tabla 5.3.2.c , en la que se adjuntan los coeficientes de correlación R^2 :

Tabla 5.3.2.c. Valores de C_o y V_s de la ecuación de Zuber y Findlay (2.2.2.c).

	Diámetro (m)	C_o	V_s (m/s)	R^2
Zuber y Findlay (16)	0,153	1,2	0,25	
Evans y Shekhar (9), (21)	0,150	1,35	0,23	
Merchuk y Berzin (22)	0,091	1,11	0,238	
Experimentales	0,044	1,32	0,25	0,99
	0,082	1,16	0,25	0,87
	0,125	1,02	0,25	0,83
	0,250	0,55	0,25	0,54
	0,400	1,21	0,25	0,51

En la tabla 5.3.2.c se aprecia que los valores de C_o obtenidos del ajuste con los datos experimentales indicaban de acuerdo con la interpretación del modelo, un perfil parabólico en la distribución de la velocidad de líquido y en la fracción de gas para los conductos de elevación de 0,044 , 0,082 y 0,125 metros de diámetro, siendo dicho perfil más plano al aumentar el diámetro del conducto de elevación, puesto que el valor de C_o va disminuyendo al aumentar el diámetro del conducto de elevación.

En el conducto de elevación de 0,25 metros de diámetro, el valor de C_o ha tomado un valor de 0,55 , y en el caso del conducto de elevación de 0,4 metros de diámetro ha tomado un valor de 1,21. Estos resultados son de difícil justificación, no obstante, se puede indicar que el diámetro del conducto de elevación es superior a los del trabajo de Zuber y Findlay (16), y se puede manifestar que la distribución de burbujas no será homogénea tanto radial como longitudinalmente, por lo que el modelo hidrodinámico del flujo bifásico sería diferente, de

ahí el bajo ajuste estadístico de los valores experimentales, por lo que no sería de utilidad su aplicación.

Los intervalos de las variables que aparecen en la expresión de Zuber y Findlay, para los sistemas aire-agua, son los siguientes como se muestran en la tabla 5.3.2.d.

Tabla 5.3.2.d. Intervalos de las variables.

Variables	U_{gR} (m/s)		ϵ_{gR} (%)		$U_{IR} + U_{gR}$ (m/s)	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
Zuber y Findlay (16)	0,030	0,590	12	40	0,100	2,600
Experimental	0,002	0,188	0,07	10,72	0,242	2,518

En cuanto a las velocidades superficiales de gas $-U_{gR}$, en una región solapa el intervalo del presente trabajo experimental con el de Zuber y Findlay (16), aunque estos autores alcanzaron valores superiores de la velocidad superficial de gas de hasta 0,59 m/s frente a los 0,188 m/s del presente trabajo. En cambio, el valor mínimo para la velocidad superficial de gas alcanzado por Zuber y Findlay (16) fue de 0,030 m/s frente a los 0,002 m/s del presente trabajo, correspondiente al conducto de 0,4 metros de diámetro.

Respecto a la suma de las velocidades superficiales de líquido y de gas, estas se encuentran dentro del intervalo de trabajo de Zuber y Findlay (16).

No obstante en la figura 5.3.2.c se recogen los valores de la fracción de gas calculados, mediante dicha ecuación (2.2.2.c) con los diferentes valores de C_o según el diámetro del conducto de elevación y con $V_s=0,25$ m/s, frente a los valores experimentales para todos los casos, pudiéndose comprobar que la predicción en la fracción de gas es correcta en todas las situaciones menos en el tanque con un conducto de 0,4 metros de diámetro.

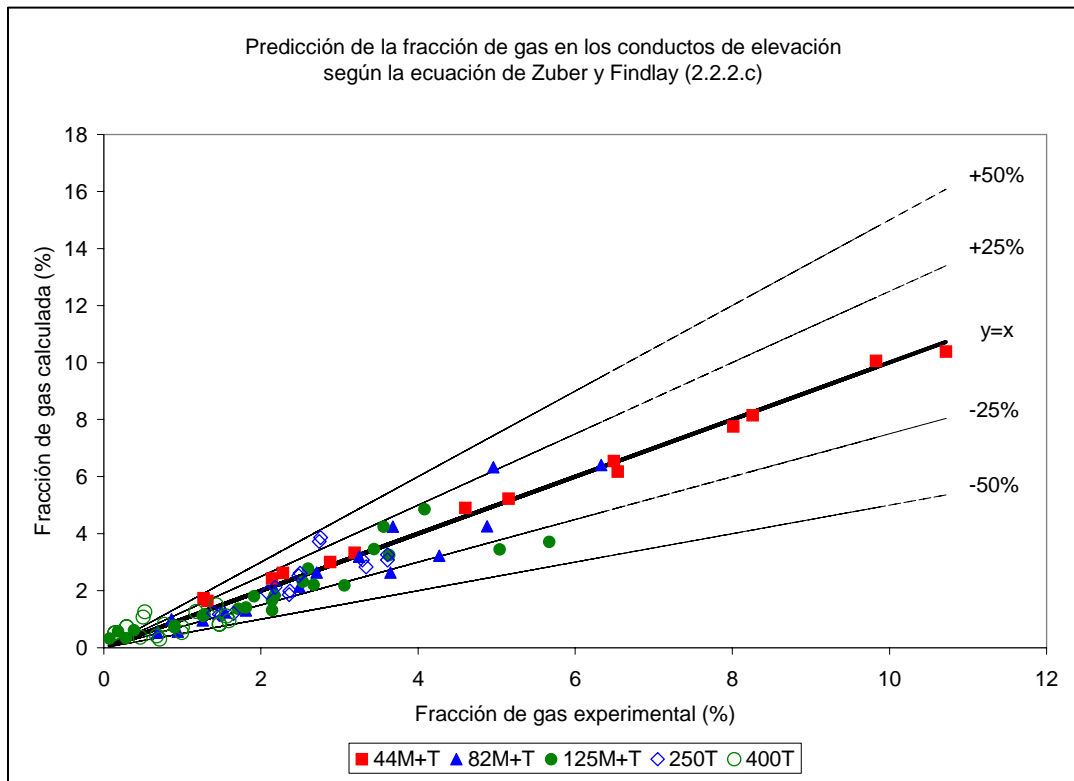


Figura 5.3.2.c. Representación de la fracción de gas calculada con la ecuación de Zuber y Findlay (2.2.2.c), con diferentes valores de C_o según el diámetro de los conductos de elevación y $V_s=0,25$ m/s, frente a los correspondientes valores de la fracción de gas obtenidos experimentalmente.

5.3.2.c. Determinación de la fracción de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas con la expresión de Clark y Flemmer

La expresión de Clark y Flemmer (19) y (20) supone una modificación a la expresión (2.2.2.c) del modelo de Zuber y Findlay (16):

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = C_0 (U_{gR} + U_{lR}) + V_S \quad (2.2.2.c)$$

en la que C_0 dejaba de tomar un valor constante según el diámetro del conducto de elevación para depender de la fracción de gas en el conducto de elevación:

$$C_0 = C_1 (1 + C_2 \cdot \varepsilon_{gR}) \quad (2.2.2.g)$$

Además Clark y Flemmer (19), (20) plantearon que en el flujo no ideal se puede emplear la ecuación (2.2.2.h) propuesta por Wallis (13) según la cual la velocidad de deslizamiento $-V_S^*$ - en dicho flujo no ideal era:

$$V_S^* = V_S (1 - \varepsilon_{gR})^n \quad (2.2.2.h)$$

siendo $V_S=0,25$ m/s y el exponente $n=0,702$.

Por lo tanto la expresión (2.2.2.i) de Clark y Flemmer (19), (20) es la siguiente:

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = [C_1 (1 + C_2 \cdot \varepsilon_{gR})] (U_{gR} + U_{lR}) + 0,25 (1 - \varepsilon_{gR})^{0,702} \quad (2.2.2.i)$$

debiéndose obtener para cada caso los parámetros C_1 y C_2 . En los ajustes para determinar $-C_1-$ y $-C_2-$ se ha considerado como tal el término de $-V_S^*$ - con valores de $V_S=0,25$ y de $n=0,702$.

A continuación se presentan en las figuras 5.3.2.d-h, en donde aparecen en ordenadas el valor de C_0 obtenido para cada caso experimental, deducido a partir de las restantes variables que aparecen en la expresión (2.2.2.i) de Clark y Flemmer (19), (20): la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}-$; la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$; y la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{lR}-$. En abscisas aparece la fracción de gas en el conducto de elevación.

Además en dichas figuras 5.3.2.d-h aparecen las rectas de ajuste con su coeficiente de correlación R^2 , según la expresión (2.2.2.g) para el cálculo de C_0 debida a Clark y Flemmer:

$$C_0 = C_1 (1 + C_2 \cdot \varepsilon_{gR}) \quad (2.2.2.g)$$

habiéndose obtenido por tanto los parámetros C_1 y C_2 para cada conducto de elevación en los que se habían medido todas las variables necesarias para efectuar dichos cálculos y ajustes.

Finalmente en la tabla 5.3.2.b se recopilan para cada variable de diseño los parámetros $-C_1-$ y $-C_2-$, junto al coeficiente de correlación R^2 .

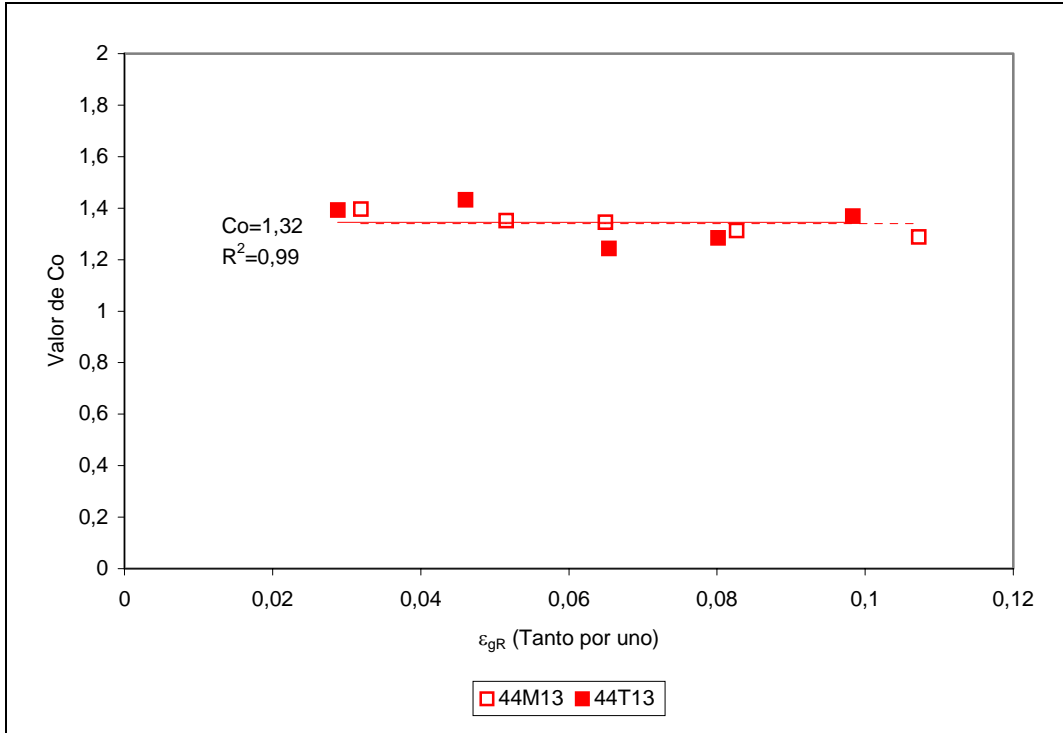


Figura 5.3.2.d. Representación del valor de C_o frente a la fracción de gas en los conductos de elevación de diámetro 0,044 metros.

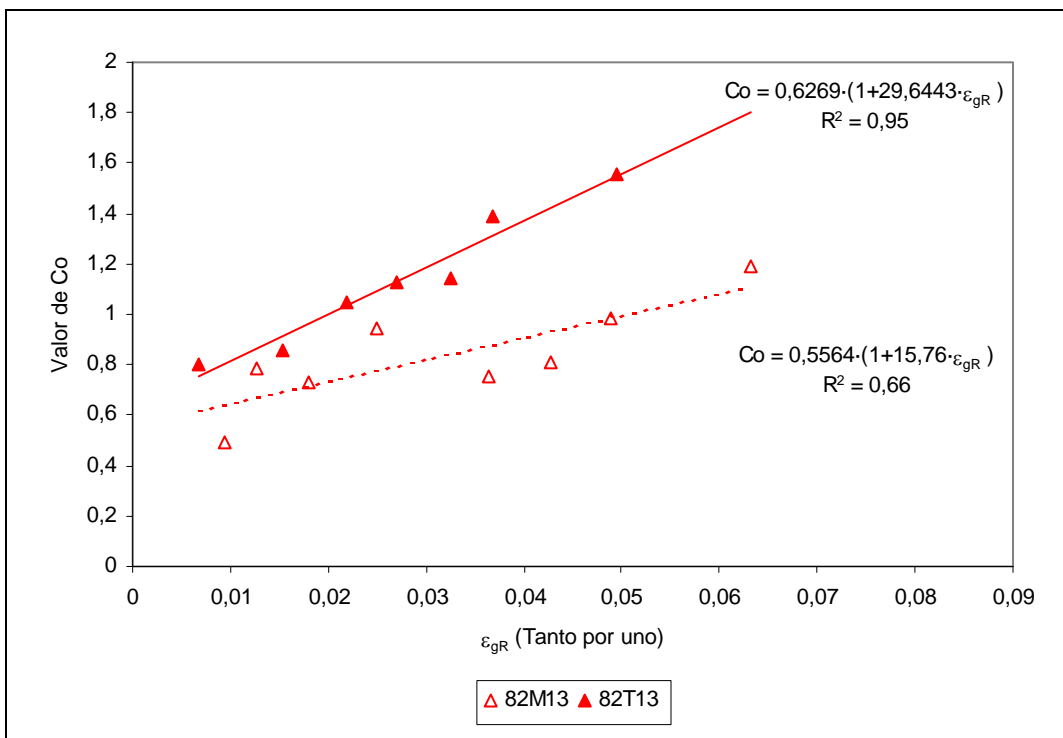


Figura 5.3.2.e. Representación del valor de C_o frente a la fracción de gas en los conductos de elevación de diámetro 0,082 metros, habiéndose realizado el ajuste entre ambos según la ecuación de Clark y Flemmer.

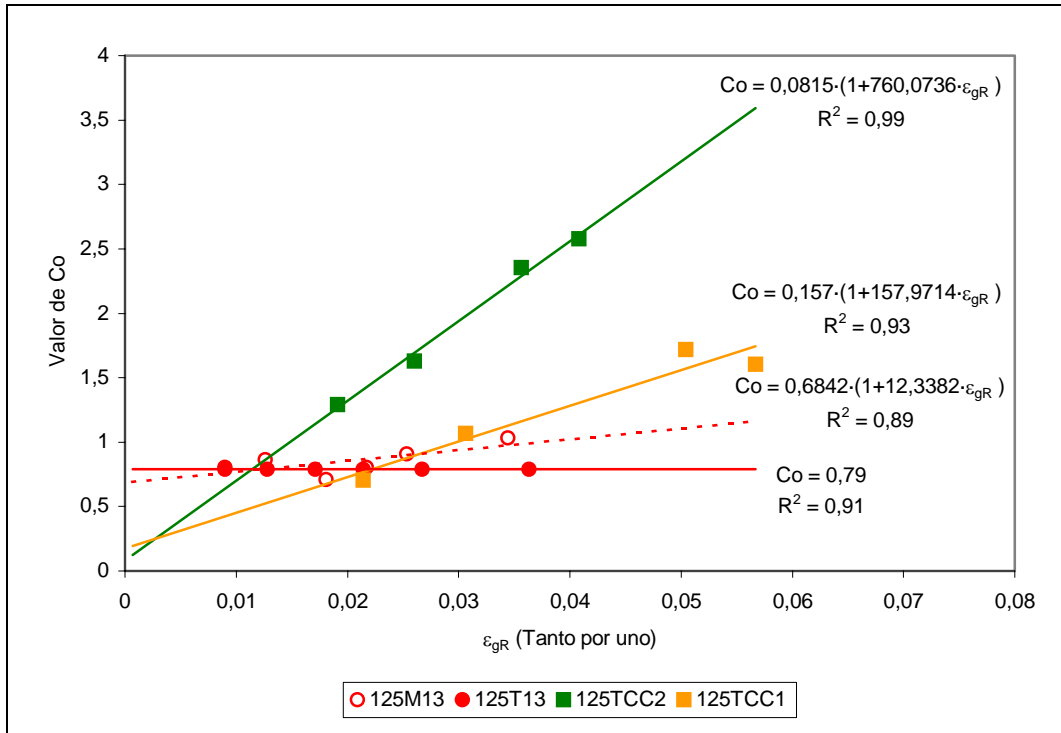


Figura 5.3.2.f. Representación del valor de C_o frente a la fracción de gas en los conductos de elevación de diámetro 0,125 metros, habiéndose realizado el ajuste entre ambos según la ecuación de Clark y Flemmer.

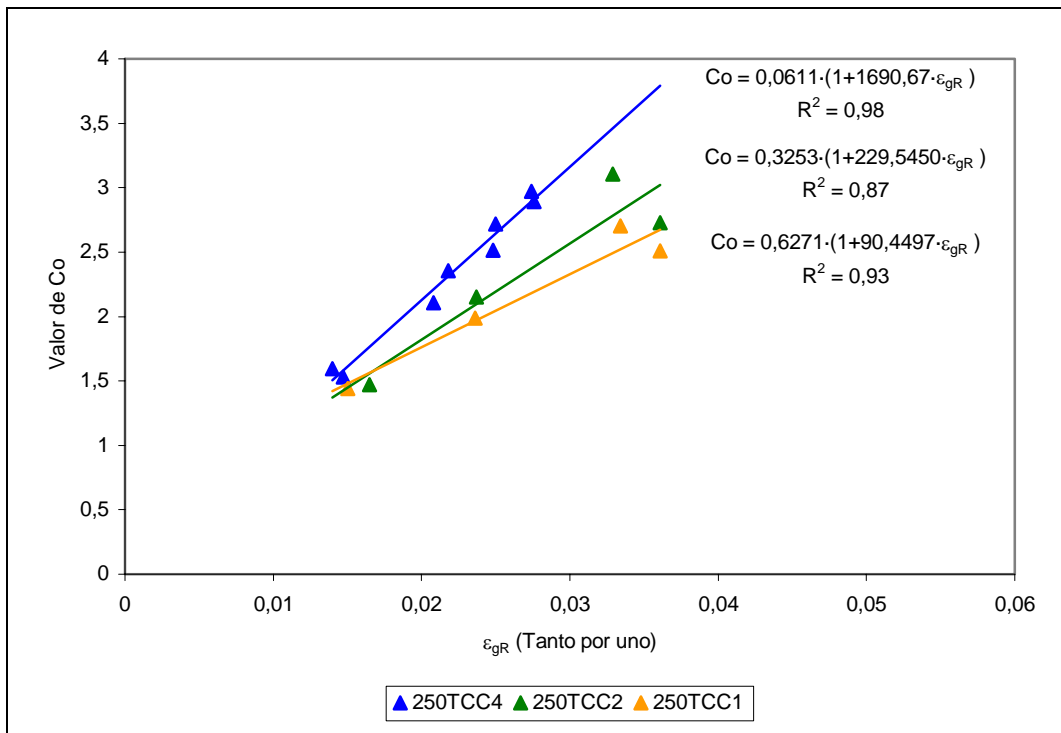


Figura 5.3.2.g. Representación del valor de C_o frente a la fracción de gas en los conductos de elevación de diámetro 0,250 metros, habiéndose realizado el ajuste entre ambos según la ecuación de Clark y Flemmer.

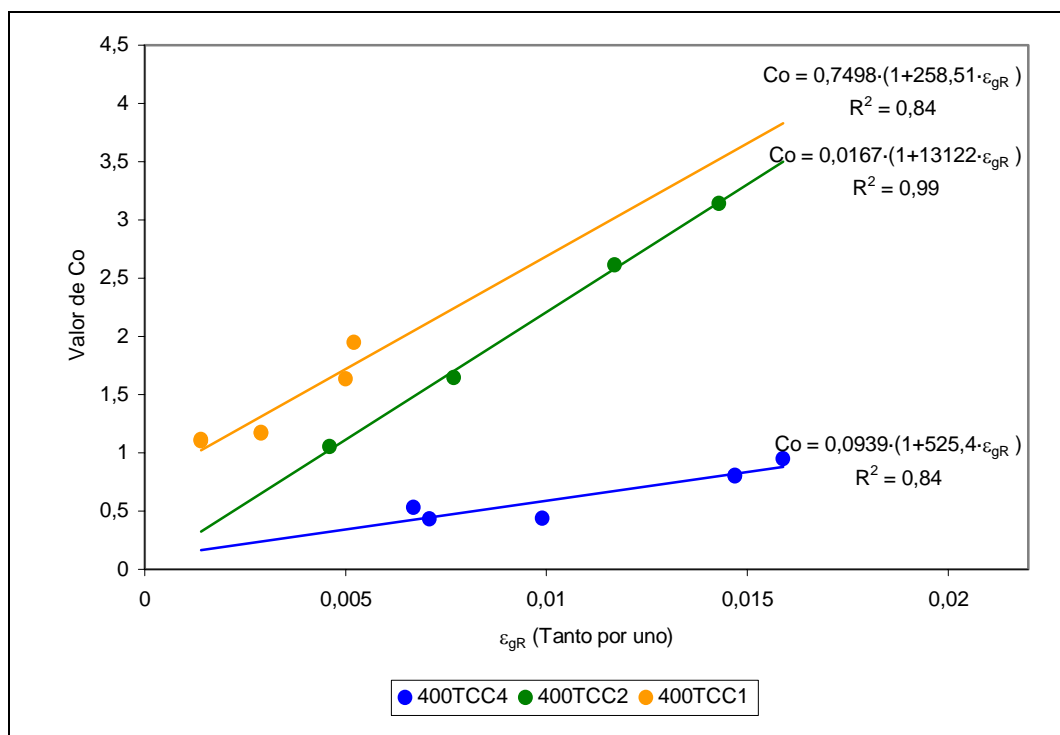


Figura 5.3.2.h. Representación del valor de C_0 frente a la fracción de gas en los conductos de elevación de diámetro 0,4 metros, habiéndose realizado el ajuste entre ambos según la ecuación de Clark y Flemmer.

Tabla 5.3.2.b. Valores de $-C_0-$, $-C_1-$ y $-C_2-$ para cada diseño de tanque.

Diseño	C_0	C_1	C_2	R^2
44M13	1,32	-	-	0,99
44T13	1,32	-	-	0,99
82M13	-	0,56	15,76	0,66
82T13	-	0,63	29,64	0,95
125M13	-	0,68	12,34	0,89
125T13	0,79	-	-	0,91
125TCC2	-	0,08	760,07	0,99
125TCC1	-	0,16	157,97	0,93
250TCC4	-	0,06	1690,67	0,98
250TCC2	-	0,33	229,55	0,87
250TCC1	-	0,63	90,45	0,93
400TCC4	-	0,09	525,40	0,84
400TCC2	-	0,02	13122,00	0,99
400TCC1	-	0,75	258,51	0,84

La expresión (2.2.2.g) con la que se ha determinado los parámetros $-C_1-$ y $-C_2-$ indica que el coeficiente $-C_0-$ no es constante en la mayoría de los casos y depende de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}-$. Dicha dependencia se manifiesta sobre todo en el parámetro $-C_2-$, apreciándose que para un diámetro de conducto de elevación dado, $-C_2-$ aumenta al hacerlo la altura de dicho conducto.

5.3.3. Análisis de los modelos propuestos por diferentes autores que permiten la predicción de la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación

A continuación se presentan los modelos de Moo-Young y col. (27), y de Chisti y col. (10) que permiten la predicción de la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación a partir de diversas variables.

5.3.3.a. Análisis del modelo de Moo-Young y col. que permite la predicción de la velocidad superficial de líquido a partir de la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación con flujo bifásico líquido-gas

En el capítulo 2 de la presente Memoria se mostró una expresión empírica (2.2.2.n) debida a Moo-Young y col. (27) para tanques airlift con circulación interna para el sistema aire-agua que tenía la siguiente forma:

$$U_{IR} = \omega \cdot h_R^\chi \cdot U_{gR}^\varphi \cdot \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^\delta \quad (2.2.2.n)$$

Las variables que aparecen en la ecuación (2.2.2.n) son las siguientes: la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}-$ en (m/s), la altura del conducto de elevación $-h_R-$ en (m), la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación $-U_{gR}-$ en (m/s), y la razón $-(S_D/S_R)-$ de la superficie de la zona anular de descenso $-S_D-$ y la superficie del conducto de elevación $-S_R-$.

Del ajuste a partir de los datos experimentales se obtuvieron los valores de la constante y los exponentes para dicha ecuación (2.2.2.n) que aparecen en la tabla 5.3.3.a junto a los correspondientes valores que aportaron dichos autores:

Tabla 5.3.3.a. Constante y exponentes en la ecuación (2.2.2.n).

Variables		h_R	U_{gR}	S_D/S_R	R^2
Constante y exponentes	ω	χ	φ	δ	
Moo-Young y col. ec. (2.2.2.n)	0,66	1	0,33	0,78	
Experimental	1,3	0,25	0,28	0,14	0,71

Los intervalos de las variables en los estudios de los diversos autores y del presente trabajo son los que aparecen en la siguiente tabla 5.3.3.b.

Tabla 5.3.3.b. Intervalos de las variables.

Variables	U_{IR} (m/s)		h_R (m)		U_{gR} (m/s)		S_D/S_R	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
Moo-Young y col. (2.2.2.n)	0,038	0,24	1,3	1,3	0,0137	0,086	0,11	0,56
Experimental	0,23	2,85	0,63	3,16	0,002	0,188	8,76	99

Respecto a los intervalos de las variables, se muestran en la tabla 5.3.3.b, y es de destacar que en el presente trabajo la razón de las superficies de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-(S_D/S_R)-$ estaba comprendida entre 8,76 y 99, fueron valores muy

superiores a los de Moo-Young y col. (27), que alcanzaron valores máximos para dicha razón de 0,56. Por ello se ha encontrado un exponente bastante menor para la razón de superficies de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-(S_D/S_R)-$.

El intervalo para la velocidad superficial de gas en los conductos de elevación fue de 0,002 m/s a 0,188 m/s en el presente trabajo, alcanzándose valores superiores a los de Moo-Young y col. (27) que llegaron hasta los 0,086 m/s. El límite inferior alcanzado en el presente trabajo de 0,002 m/s fue inferior al del trabajo de Moo-Young y col. (27) de 0,0137 m/s.

En cuanto a las alturas de los conductos de elevación $-h_R-$ en el presente trabajo se han ensayado conductos de elevación con alturas $-h_R-$ que van de 0,63 a 3,16 metros, en este intervalo se encontraban comprendidas las alturas de los conductos de elevación empleados por Moo-Young y col. (27).

Las velocidades superficiales de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}-$ en el presente trabajo fueron de 0,23 a 2,85 m/s que fueron superiores en casi todo el intervalo a las de Moo-Young y col. (27).

A continuación en la figura 5.3.3.a se muestra la representación gráfica de los valores calculados de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}-$ frente a los experimentales, utilizando la ecuación (2.2.2.n) con la constante y los exponentes calculados por ajuste de los datos experimentales:

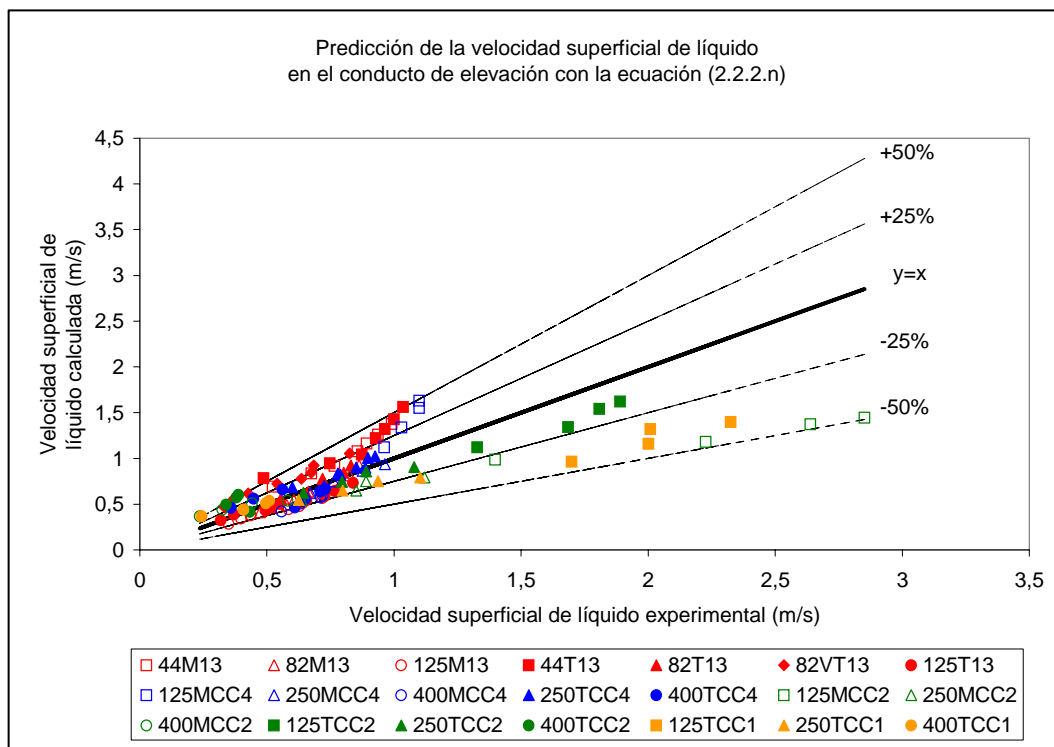


Figura 5.3.3.a. Relación entre las velocidades superficiales de líquido predichas con la ecuación (2.2.2.n) con la constante y los exponentes calculados por ajuste de los datos experimentales, frente a las correspondientes velocidades superficiales de líquido experimentales.

Se puede observar que en la predicción de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - con la ecuación (2.2.2.n) anterior, frente a los valores experimentales, las desviaciones significativas corresponden a los conductos de elevación de diámetro 0,044 metros completo y mitad del tanque 1/3, los conductos de diámetro equivalente a escala de aquellos de diámetro 0,125 metros completo y mitad de los tanques CC4, CC2 y CC1, y el conducto de diámetro 0,400 metros completo del tanque CC2.

De la observación de los exponentes deducidos para cada una de las variables de la ecuación (2.2.2.n) por ajuste de los datos experimentales, y por comparación con los de los datos por Moo-Young y col. (27), se aprecia que la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - ha resultado tener una menor dependencia con la altura del conducto de elevación $-h_R$ - puesto que su exponente ha sido 0,25 frente a la unidad que resultó en el estudio de Moo-Young y col. (27). Con respecto a la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación $-U_{gR}$ - su exponente es muy similar al que obtuvieron Moo-Young y col. (27), 0,28 frente a 0,33, aumentando la velocidad superficial de líquido con la velocidad superficial de gas. El exponente de la razón de superficies de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-(S_D/S_R)$ - obtenido del ajuste de los datos de los datos experimentales ha resultado de 0,14 frente a 0,78, por lo que cuanto mayor era la razón entre la sección de la zona anular de descenso y la sección del conducto de elevación $-(S_D/S_R)$ - mayor es la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ -, pero esa dependencia es bastante menor que la que encontraron Moo-Young y col. (27).

5.3.3.b. Análisis del modelo de Chisti y col. para la predicción de la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación

La velocidad superficial de líquido en el modelo de Chisti y col. (10) se calculó por medio de una expresión deducida de un balance de presiones en todo el tanque, tal y como se presentó en el capítulo 2, apartado 2.2.2.c. La ecuación que propusieron Chisti y col. (10) para el cálculo de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación fue la siguiente:

$$U_{IR} = \left[\frac{2gH(\varepsilon_{gR} - \varepsilon_{gD})}{K_B \left(\frac{S_R}{S_D}\right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{gD})^2} + \frac{K_T}{(1 - \varepsilon_{gR})^2}} \right]^{-0.5} \quad (2.2.2.a0)$$

Chisti y col. (10) indicaron que en los tanques con circulación interna estudiados por ellos el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$ era mucho mayor que el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-K_T$ y por lo tanto la expresión (2.2.2.a0) se podría reducir a la siguiente:

$$U_{IR} = \left[\frac{2gH(\varepsilon_{gR} - \varepsilon_{gD})}{K_B \left(\frac{S_R}{S_D}\right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{gD})^2}} \right]^{-0.5} \quad (2.2.2.ap)$$

La expresión (2.2.2.ap) fue comprobada por Chisti y col. (10), empleando los datos experimentales propios y los de otros autores [Hatch (34) y Jones (35)], correspondientes a tanques con circulación interna habiendo obtenido un coeficiente de correlación $R^2=0,99$. Los intervalos en los que se encuentran las variables experimentales en dichos trabajos y en el presente son los siguientes que se presentan en la tabla 5.3.3.c :

Tabla 5.3.3.c. Intervalos de las variables experimentales en los diferentes trabajos.

	V (m ³)	H (m)	h _R (m)	d _R (m)	S _R /S _D	K _B
Chisti (10) <i>IALT (i)</i>	1,058	2,32	h _D 2,06	d _D 0,355	3,61	5
Hatch (34) <i>IALT (d)</i>	0,20	2,80	2,6	0,206	0,89	16,98
Jones (35) <i>IALT (d)</i>	0,06	1,33	1,22	0,146	0,54	9,22
Experimental <i>IALT (d)</i>	0,16 → 4,00	1,236 → 3,61	0,63 → 3,16	0,044 → 0,400	0,01 → 0,11	50 → 9879

Claves: *IALT (i)*: tanque airlift de circulación interna inversa.

IALT (d): tanque airlift de circulación interna directa.

De la observación de la tabla 5.3.3.c se desprende que en la presente experimentación se ha llegado a trabajar con volúmenes de retenido líquido mayores a los de Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35), al alcanzarse los 4 m³ frente a los 1,058 de Chisti y col. (10); en cuanto a la altura de líquido en la presente experimentación se encuentra dentro del intervalo

abarcado por Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35) exceptuando la correspondiente al tanque 1/3 de 1,236 metros que es inferior a las ensayadas por ellos. La altura de los conductos de elevación de la presente experimentación abarca la de los trabajos de Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35); los conductos de diámetros 0,044 , 0,082 y 0,125 metros de la presente experimentación son de diámetros inferiores a los experimentados por Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35); la relación de áreas entre el conducto de elevación y la zona anular de descenso $-S_R/S_D-$ ha sido bastante inferior en la experimentación de la presente Memoria de Tesis Doctoral, el valor mayor ha sido de 0,11 frente al mínimo de 0,54 experimentado por Jones (35). Únicamente el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación del trabajo de Hatch (34) se encuentra dentro del intervalo correspondiente al trabajo experimental de la presente Memoria.

Al representar gráficamente los valores de la velocidad superficial de líquido calculados con la expresión (2.2.2.a0) frente a los correspondientes valores experimentales se obtiene la siguiente figura 5.3.3.b. En dicho cálculo se han empleado los valores de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B-$ y a la salida del conducto de elevación $-K_T-$, que se han obtenido para cada configuración de tanque a partir de los datos experimentales tal como se muestra posteriormente en el apartado 5.3.5 del presente capítulo.

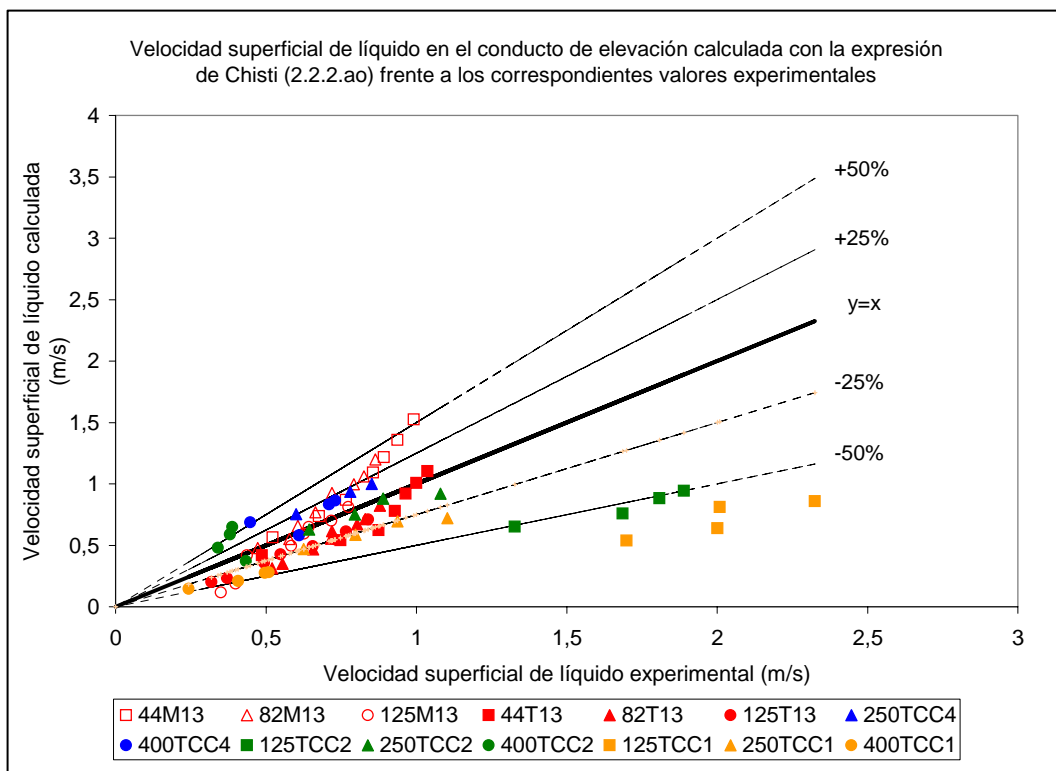


Figura 5.3.3.b. Representación de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación calculada con la expresión de Chisti y col. (2.2.2.a0), en la que se consideran $-K_B-$ y $-K_T-$, frente a los correspondientes valores experimentales.

En la figura 5.3.3.b puede apreciarse que los casos en los que se tiene una mayor desviación son los siguientes: los conductos de diámetros 0,044 y 0,082 metros y de longitud mitad del tanque 1/3 a los caudales de aire más altos, teniéndose valores de las velocidades

superficiales de líquido en el conducto de elevación calculados mayores a los experimentales. También presenta desviaciones el conducto de diámetro 0,25 metros y longitud completa del tanque CC4, y el conducto de diámetro 0,4 metros y longitud completa del tanque CC2, con valores calculados mayores a los experimentales; y los conductos de diámetro 0,125 metros y de longitud completa de los tanques CC2 y CC1 en los que los valores calculados son menores a los experimentales.

A continuación en la figura 5.3.3.c se muestra una representación análoga a la anterior en la que para el cálculo de la velocidad superficial de líquido se ha utilizado la expresión de Chisti y col. abreviada (2.2.2.ap).

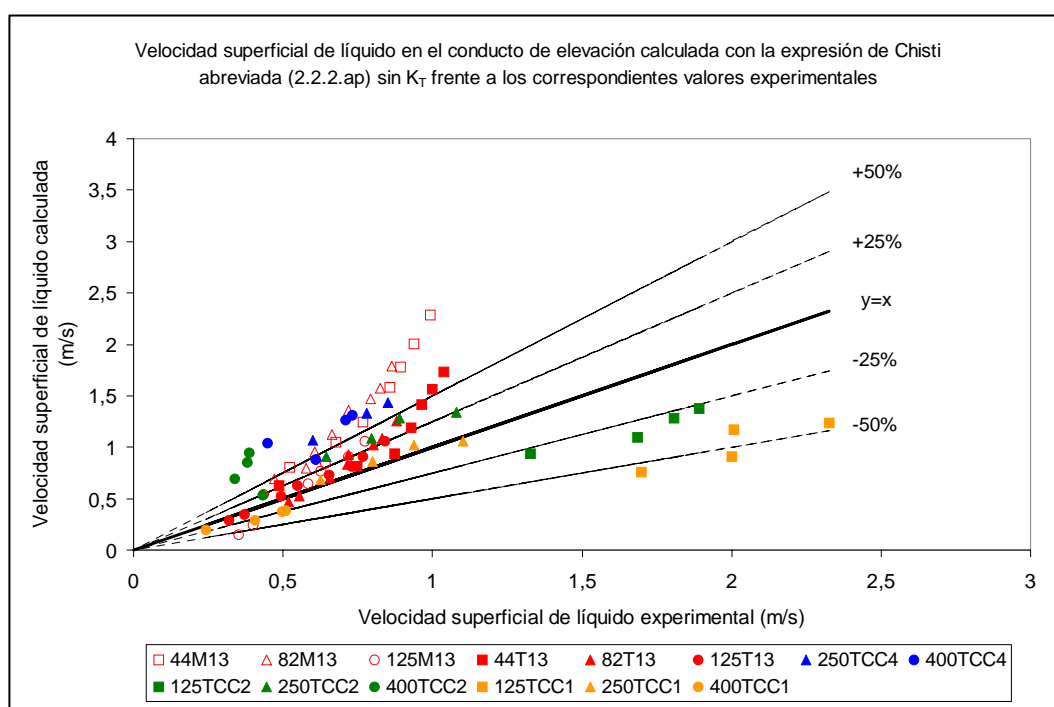


Figura 5.3.3.c. Representación de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación calculada con la expresión de Chisti y col. (2.2.2.ap), en la que no se considera $-K_T$, frente a los correspondientes valores experimentales.

Tal y como se puede comprobar de la comparación de las figuras 5.3.3.b y 5.3.3.c, se observa que el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-K_T$ debe considerarse, aunque su valor sea de menor entidad frente al coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$, puesto que si no se aumentan las desviaciones que ya se observaban en la figura 5.3.3.b.

Por ello se puede deducir que la expresión (2.2.2.ao) representa más fidedignamente el fenómeno en los tanques con sistemas líquido-gas en el caso que se ha estudiado para la mayoría de situaciones consideradas, a pesar de haberse diseñado y operado los tanques con sistemas líquido-gas estudiados con parámetros de diseño muy diferentes, tal como se ha indicado en la tabla 5.3.3.c.

Si en la ecuación general de balance de presiones (2.2.2.ak), además de los términos de pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación, se

considera el término de la pérdida de presión debida a la aceleración del líquido en el interior del conducto de elevación $-\Delta P_{AR}$ tal y como se tuvo en cuenta en trabajos anteriores de Trilleros y col. (33), al despejar la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ en función de los demás términos se obtiene la siguiente expresión:

$$U_{IR} = \left[\frac{2gH(\epsilon_{gR} - \epsilon_{gD})}{K_B \left(\frac{S_R}{S_D}\right)^2 \frac{1}{(1-\epsilon_{gD})^2} + \frac{K_T}{(1-\epsilon_{gR})^2} + \frac{2\epsilon_{gR}}{1-\epsilon_{gR}}} \right]^{0,5} \quad (5.3.3.a)$$

A continuación en la figura 5.3.3.d se han representado en ordenadas los valores de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación calculados con la expresión (5.3.3.a) obtenida del balance de presiones al tener en cuenta el término de pérdida de presión por aceleración en el conducto de elevación $-\Delta P_{AR}$, además de los términos de pérdida de presión a la entrada $-\Delta P_B$ y a la salida del conducto de elevación $-\Delta P_T$; y en abscisas se han representado los correspondientes valores de la velocidad superficial de líquido calculados con la expresión (2.2.2.ao) obtenida del balance de presiones al tener en cuenta solamente los términos de pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación. Se observa que la consideración del término de pérdida de presión por aceleración corrige a la baja los valores de la velocidad superficial de líquido obtenidos en los conductos de elevación de menor diámetro, que precisamente se sobrestimaban, tal y como se pudo apreciar anteriormente en la figura 5.3.3.b.

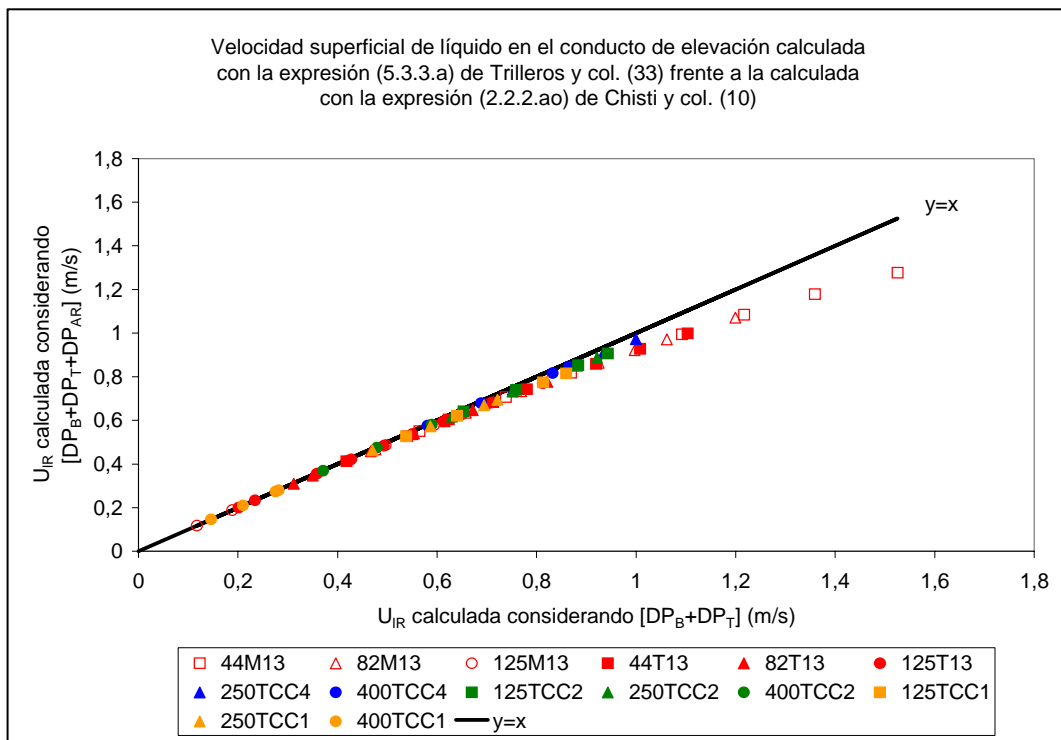


Figura 5.3.3.d. Representación de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación calculada con la expresión (5.3.3.a) de Trilleros y col. (33) frente a la expresión (2.2.2.ao) de Chisti y col. (10).

En la figura 5.3.3.e que se muestra a continuación se ha representado la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación calculada con la expresión (5.3.3.a), que considera el término de pérdida de presión por aceleración en el conducto de elevación provocada por la expansión del gas, frente a los correspondientes valores experimentales.

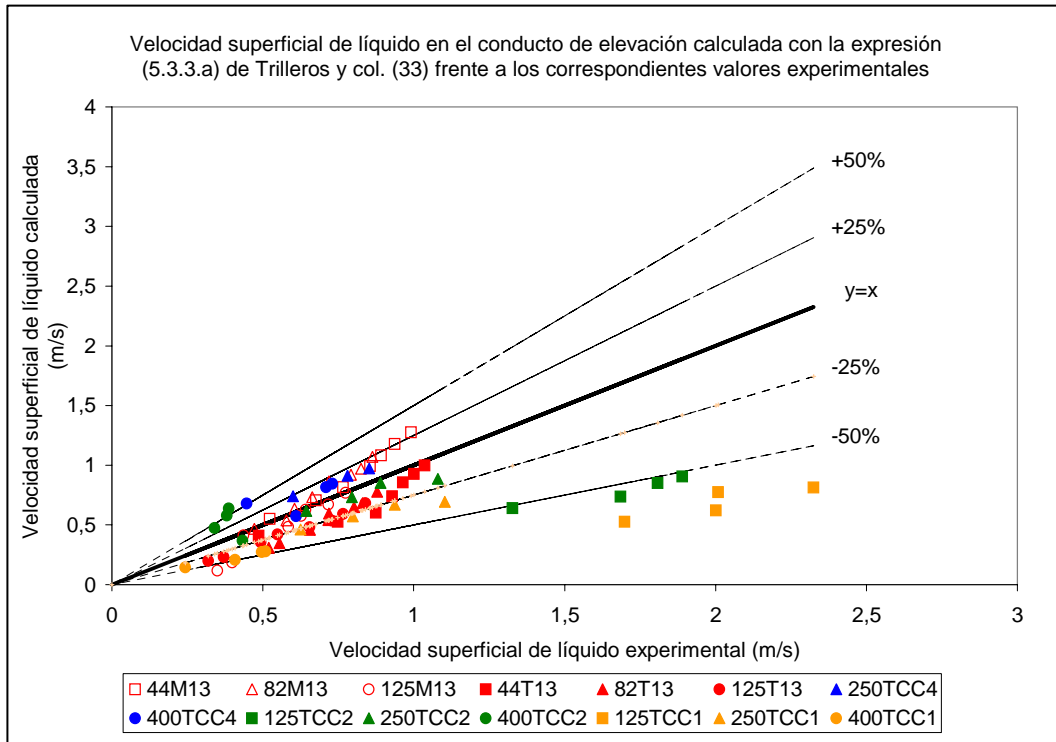


Figura 5.3.3.e. Representación de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación calculada con la expresión (5.3.3.a) de Trilleros y col. (33) frente a los correspondientes valores experimentales.

Al observar la figura anterior y compararla con la 5.3.3.b se aprecia como efectivamente, al tener en cuenta el término de pérdida de presión por aceleración, se han corregido alguna de las desviaciones que aparecían en los conductos de menor diámetro al emplear la expresión (2.2.2.a) de Chisti y col. (10).

5.3.4. Análisis del modelo que permite la predicción de la velocidad de circulación del líquido en los sistemas líquido-gas con dispersión libre del gas

En este apartado se estudia la aplicación del modelo de Guthrie y Sahai (32) para la predicción de la velocidad media de circulación de líquido en tanques con dispersión libre del gas

La estimación de la velocidad media de circulación de líquido \bar{V} - mediante el modelo de Guthrie y Sahai (32) se realiza mediante la siguiente expresión (2.2.2.u):

$$\bar{V} = 0,75 \cdot H^{1/4} \cdot Q_g^{1/3} \cdot R_T^{-2/3} \quad (2.2.2.u)$$

A continuación en la figura 5.3.4.a se representa en ordenadas los valores de la velocidad media de circulación de líquido \bar{V} - calculados con dicha ecuación (2.2.2.u) y en abscisas aparecen los correspondientes valores experimentales.

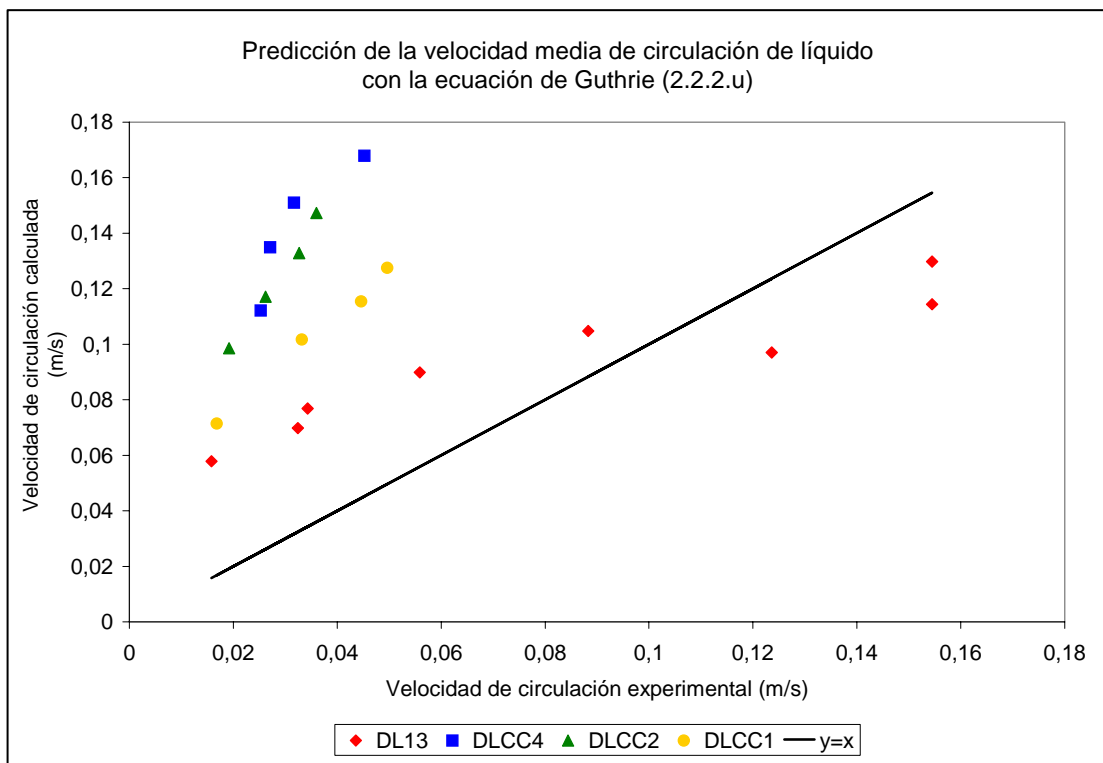


Figura 5.3.4.a. Representación de la velocidad media de circulación de líquido \bar{V} - calculada con el modelo de Guthrie y Sahai (32), ecuación (2.2.2.u), frente a la experimental en los casos de dispersión libre del gas en todos los tanques con los que se ha trabajado.

Se puede apreciar que respecto a la línea $y=x$ existe una desviación que es mayor cuanto mayor es la altura de líquido contenido en los tanques $-H-$, así el de mayor desviación es el CC4, seguido del CC2, posteriormente del CC1 y por último con una menor desviación se encuentra el tanque 1/3. Si se realiza a partir de los datos experimentales un ajuste con la ecuación anterior (2.2.2.u) recalculando los exponentes referentes a la geometría del tanque (altura de líquido en el tanque $-H-$ y radio del tanque $-R_T-$), y el caudal de aire $-Q_g-$, se obtiene la siguiente ecuación (5.3.4.a):

$$\bar{V} = 2,12 \cdot H^{-0,20} \cdot Q_g^{0,67} \cdot R_T^{-1,66} \quad R^2 = 0,90 \quad (5.3.4.a)$$

A partir de esta ecuación (5.3.4.a) se pueden calcular las velocidades de circulación de líquido \bar{V} - y representarlas frente a las experimentales, tal como se presenta a continuación en la figura 5.3.4.b:

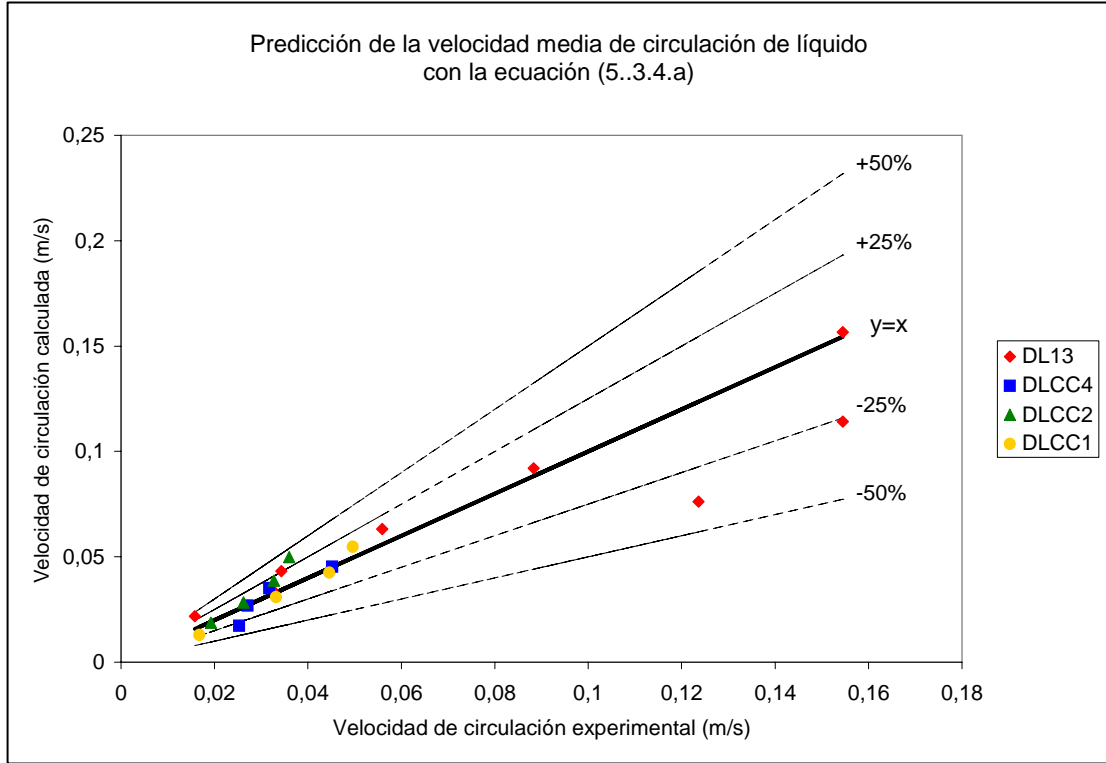


Figura 5.3.4.b. Representación de las velocidades medias de circulación de líquido \bar{V} - calculadas con la ecuación (5.3.4.a) frente a las correspondientes velocidades medias de circulación de líquido experimentales en los casos de dispersión libre del gas en todos los tanques.

A continuación se presentan en la tabla 5.3.4.a los intervalos en los que se encuentran las variables que aparecen en la ecuación (5.3.4.a) provenientes del ajuste de los datos experimentales.

Tabla 5.3.4.a. Intervalos en que se encuentran comprendidas las variables velocidad media de circulación de líquido en el tanque, altura de líquido en el tanque, caudal de gas, radio del tanque, y la razón altura de líquido en el tanque / diámetro de tanque $-H/D_T-$.

Variables	\bar{V} (m/s)		H (m)		Q_g (m ³ /s)	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Guthrie y Sahai (32)	0,128	0,188	0,250	2,200	$8,3 \cdot 10^{-4}$	$2,49 \cdot 10^{-3}$
Experimental , ec. (5.3.4.a)	0,016	0,155	1,236	3,610	$2,4 \cdot 10^{-5}$	$1,50 \cdot 10^{-3}$

Variables	R_T (m)		H/D _T	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo

Guthrie y Sahai (32)	0,250	0,550	0,50	2,00
Experimental , ec. (5.3.4.a)	0,210	0,625	1,12	2,94

Comparando los intervalos de las variables que aparecen en las ecuaciones (2.2.2.u) y (5.3.4.a) se observa en la tabla 5.3.4.a que la velocidad media de circulación de líquido \bar{V} está comprendida entre 0,016 y 0,155 mientras que para Guthrie y Sahai (32) dicho intervalo es de 0,128 m/s a 0,188 m/s, luego solapa en una zona con el intervalo del trabajo experimental de la presente Memoria, habiendo alcanzado Guthrie y Sahai (32) velocidades superiores de velocidad media de circulación de líquido, y en el presente trabajo se han alcanzado velocidades de circulación inferiores a las de Guthrie y Sahai (32).

La altura de retenido líquido $-H-$ se encuentra en el presente estudio experimental entre 1,236 y 3,61 metros, mientras que para Guthrie y Sahai (32) se llega hasta los 2,2 metros como máximo. Respecto a los caudales de gas $-Q_g-$ se ha experimentado con ellos entre $2,4 \cdot 10^{-5}$ y $1,5 \cdot 10^{-3}$ m³/s, mientras que Guthrie y Sahai (32) trabajaron entre $8,3 \cdot 10^{-4}$ y $2,49 \cdot 10^{-3}$ m³/s, es decir en la presente Memoria se ha experimentado con caudales menores a los de Guthrie y Sahai (32) en algunos casos, no llegándose en ningún caso a superar el caudal máximo referido por Guthrie y Sahai (32).

El radio de tanque $-R_T-$ en el presente trabajo experimental se encuentra entre 0,21 y 0,625 metros, y en el de Guthrie y Sahai (32) está entre 0,25 y 0,55 metros, por lo tanto el presente trabajo llega a radios de tanque inferiores y superiores a los alcanzados en el trabajo de Guthrie y Sahai (32).

Además en la tabla 5.3.4.a se refiere la relación altura de líquido / diámetro de tanque $-(H/D_T)-$ apreciándose que en el presente trabajo se ha experimentado con diseños de tanque con relaciones altura de líquido en el tanque / diámetro de tanque $-(H/D_T)-$ comprendidas entre las estudiadas por Guthrie y Sahai (32), pero se ha alcanzado una relación superior al llegarse a un máximo para dicha relación de 2,94 frente a 2.

Se resumen en la siguiente tabla 5.3.4.b los valores de la constante y los exponentes para la ecuación de la velocidad media de circulación, en la expresión del modelo de Guthrie y Sahai (2.2.2.u) y los resultantes del ajuste a partir de los datos experimentales:

$$\bar{V} = \omega \cdot H^{\chi} \cdot Q_g^{\delta} \cdot R_T^{\varphi}$$

Tabla 5.3.4.b. Constante y exponentes de la ecuación para la estimación de la velocidad media de circulación de líquido.

Variables		H	Q_g	R_T	R^2
Cte. y exponentes	ω	χ	δ	φ	
Guthrie y Sahai, ec. (2.2.2.u)	0,75	0,25	0,33	-0,66	
Experimental , ec. (5.3.4.a)	2,12	-0,20	0,67	-1,66	0,90

Por comparación se aprecia que la constante y los exponentes obtenidos por ajuste a partir de los datos experimentales para dicha ecuación no se parecen a los que obtuvo Guthrie

y Sahai (32). Es llamativo el diferente signo del exponente correspondiente a la altura de líquido en el tanque $-H-$ obtenido en el presente estudio frente al obtenido por Guthrie (32), en la ecuación (5.3.4.a) tiene un valor de $-0,20$ y en la de Guthrie y Sahai (2.2.2.u) es de $0,25$. La razón de dicho cambio de signo se debe a que en nuestro caso el valor de H se refiere a una altura con origen en el fondo del tanque, mientras que para Guthrie y Sahai (32) el significado es una profundidad con origen en la superficie libre del líquido. Por lo tanto el valor obtenido del exponente correspondiente a la altura de líquido es similar al obtenido por Guthrie y Sahai (32) y supone que un aumento de la altura de retenido líquido en el tanque $-H-$ supone una disminución de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque.

El exponente del caudal de gas $-Q_g-$ es de $0,67$ en la ecuación (5.3.4.a) frente a un $0,33$ obtenido por Guthrie y Sahai (32), por lo que se deduce que un aumento del caudal de gas $-Q_g-$ supone un aumento de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque $-\bar{V}-$, siendo mayor dicho aumento según el presente estudio.

Respecto al exponente del radio del tanque $-R_T-$ que se ha obtenido del ajuste de los datos experimentales es de $-1,66$ frente a $-0,66$ de Guthrie y Sahai (32), lo que implica que la velocidad media de circulación de líquido en el tanque $-\bar{V}-$ disminuye al aumentar el radio del tanque $-R_T-$. Además se ha encontrado que dicha disminución de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque $-\bar{V}-$ por el aumento del radio del tanque $-R_T-$ es más acusada que la descrita por Guthrie y Sahai (32).

5.3.5. Estudio del modelo de Chisti y col. para la predicción de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación

5.3.5.a. Modelo de Chisti y col.

Tal como se indicó anteriormente en el apartado 5.3.3.a, Chisti y col. (10) propusieron un modelo para la predicción de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación en los tanques líquido-gas con circulación interna.

En el modelo de Chisti y col. (10) la suma de las pérdidas ocasionadas a la entrada y a la salida del conducto de elevación venía determinada por la expresión siguiente:

$$\Delta P_B + \Delta P_T = K_B \rho_{mD} \frac{V_{lD}^2}{2} + K_T \rho_{mR} \frac{V_{lR}^2}{2} \quad (5.3.5.a)$$

En la expresión (5.3.5.a) las variables que aparecen tienen el significado siguiente: - $\Delta P_B + \Delta P_T$ - es la suma de la pérdida de presión producida a la entrada del conducto de elevación - ΔP_B - y de la pérdida de presión producida a la salida del conducto de elevación - ΔP_T -; - ρ_{mR} - y - ρ_{mD} - son las densidades medias de los fluidos ascendente en el conducto de elevación y descendente en la zona anular respectivamente, que se calculaban mediante las ecuaciones (2.2.2.ad) y (2.2.2.ae) que se presentan a continuación:

$$\rho_{mR} = \left(\varepsilon_{gR} \cdot \rho_g \right) + \left(\left(1 - \varepsilon_{gR} \right) \rho_l \right) \quad (2.2.2.ad)$$

$$\rho_{mD} = \left(\varepsilon_{gD} \cdot \rho_g \right) + \left(\left(1 - \varepsilon_{gD} \right) \rho_l \right) \quad (2.2.2.ae)$$

- K_B - es el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación; - K_T - es el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación; - V_{lD} - es la velocidad de líquido en la zona anular de descenso; y - V_{lR} - es la velocidad de líquido en el conducto de elevación.

Asimismo en las ecuaciones (2.2.2.ad) y (2.2.2.ae) aparecían las variables siguientes: - ε_{gR} - y - ε_{gD} - las fracciones de gas en el conducto de elevación y en la zona anular de descenso respectivamente; - ρ_g - la densidad del gas y - ρ_l - la densidad del líquido.

5.3.5.b. Determinación de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y salida de los conductos de elevación

En el presente apartado a partir de las pérdidas de presión a la entrada y la salida del conducto de elevación determinadas experimentalmente y correspondientes a la presente Memoria se deducirán los coeficientes de pérdida de presión, tanto a la entrada como a la salida de los conductos de elevación.

Según el modelo de Chisti y col. (10) se calculan los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación ($-K_B-$ y $-K_T-$) por medio de las siguientes expresiones:

$$\Delta P_B = K_B \cdot \rho_m \cdot \frac{V_{ID}^2}{2} = K_B \cdot \rho_m \cdot \frac{U_{ID}^2}{2 \left(1 - \varepsilon_{gD}\right)^2} \quad (2.2.2.af)$$

$$\Delta P_T = K_T \cdot \rho_m \cdot \frac{V_{IR}^2}{2} = K_T \cdot \rho_m \cdot \frac{U_{IR}^2}{2 \left(1 - \varepsilon_{gR}\right)^2} \quad (2.2.2.ag)$$

Para la determinación de los coeficientes de pérdida de presión se han realizado representaciones gráficas de las pérdidas de presión a la entrada $-\Delta P_B-$ y a la salida $-\Delta P_T-$ de los conductos de elevación frente a las expresiones $-(\rho_m \cdot V_{ID}^2/2)$ y $-(\rho_m \cdot V_{IR}^2/2)$ respectivamente, de tal forma que de dicha representación se han obtenido rectas cuya pendiente son los coeficientes de pérdida de presión de acuerdo con las expresiones (2.2.2.af) y (2.2.2.ag).

A continuación en las figuras 5.3.5.a , 5.3.5.b , 5.3.5.c , 5.3.5.d , 5.3.5.e , 5.3.5.f , 5.3.5.g , 5.3.5.h , 5.3.5.i , y 5.3.5.j se muestran las representaciones gráficas realizadas para la determinación de los coeficientes de pérdida de presión, habiéndose agrupado por diámetros del conducto de elevación.

Con posterioridad a la exposición de dichas figuras se presenta en la tabla 5.3.5.a los valores obtenidos para los coeficientes de pérdida de presión tanto a la entrada como a la salida del conducto de elevación en todos los casos que se han experimentado.

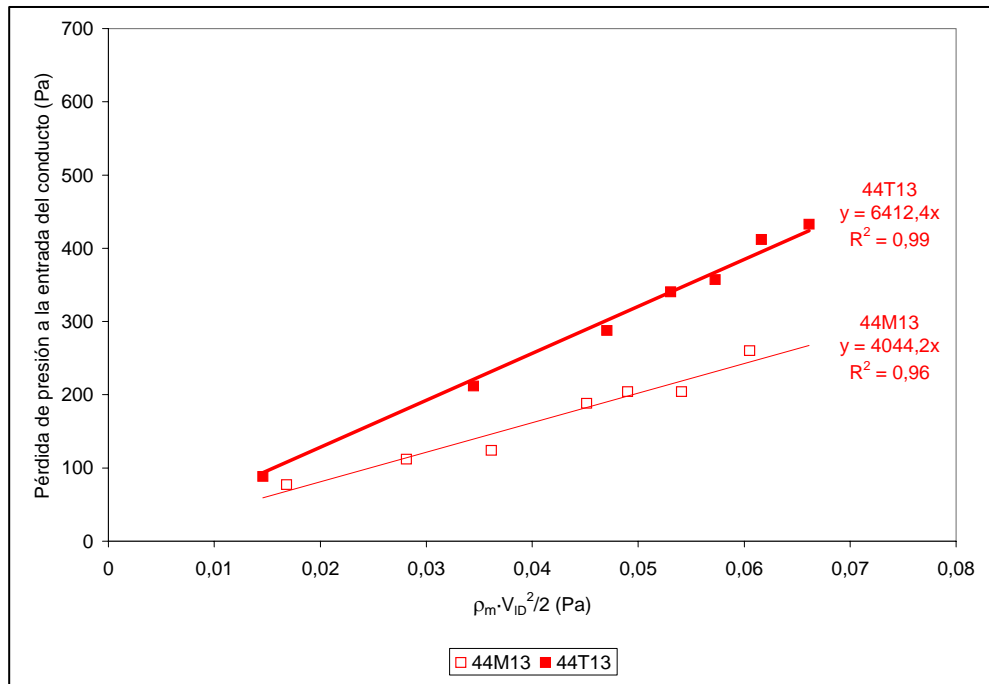


Figura 5.3.5.a. Representación de la pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2 / 2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la entrada $-K_B-$ en los conductos de diámetro 0,044 metros y de longitud completa y mitad del tanque 1/3.

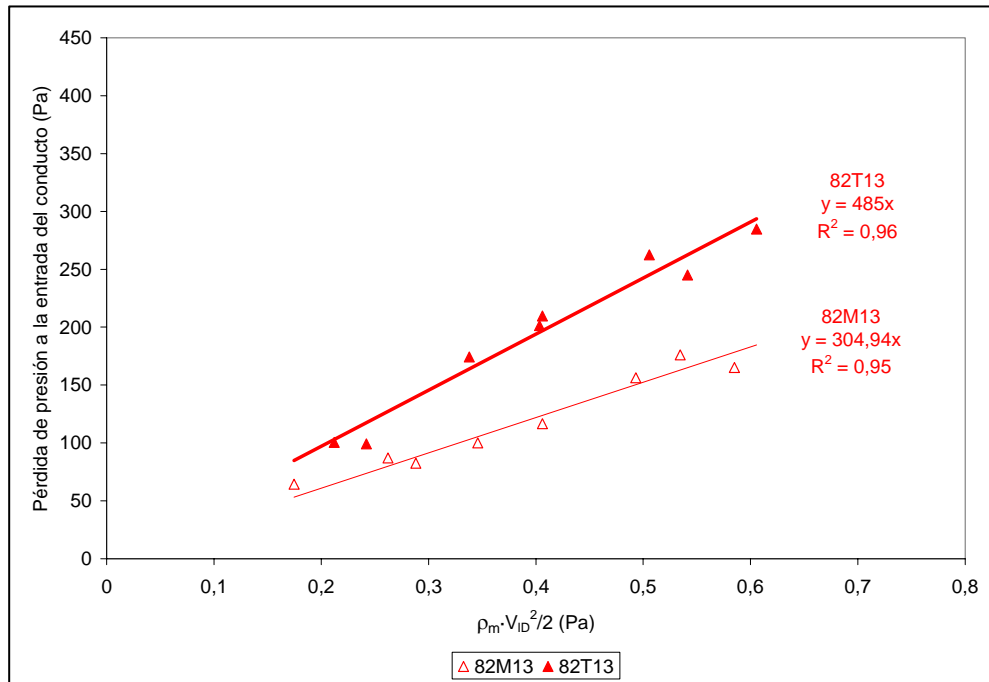


Figura 5.3.5.b. Representación de la pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2 / 2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la entrada $-K_B-$ en los conductos de diámetro 0,082 metros y de longitud completa y mitad del tanque 1/3.

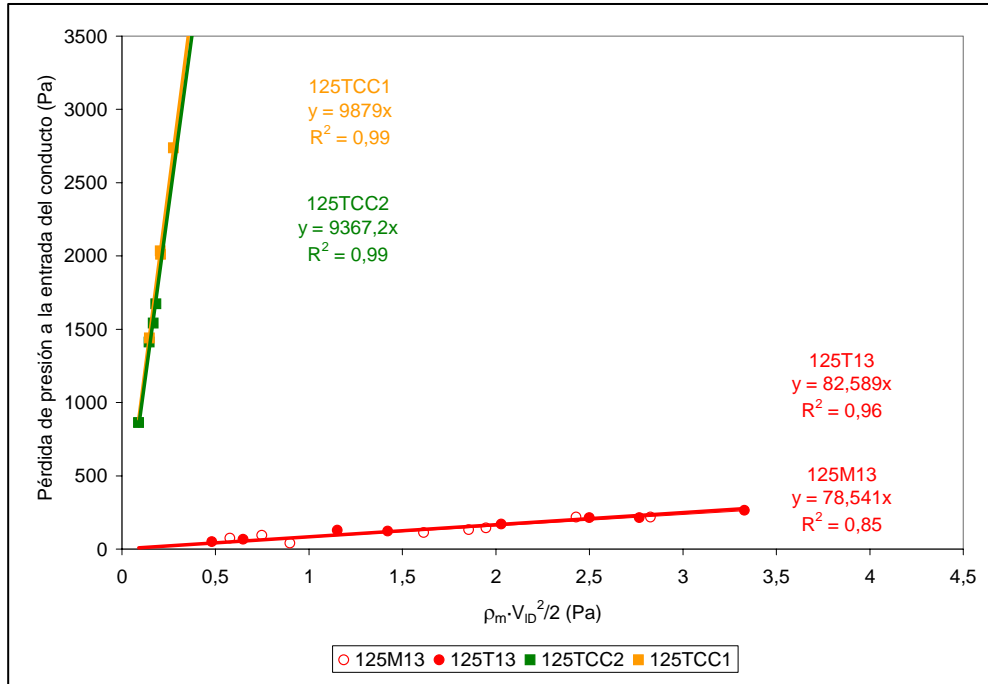


Figura 5.3.5.c. Representación de la pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2/2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la entrada $-K_B-$ en los conductos de diámetro 0,125 metros y de longitud completa y mitad del tanque 1/3, y completos de los tanques CC2 y CC1.

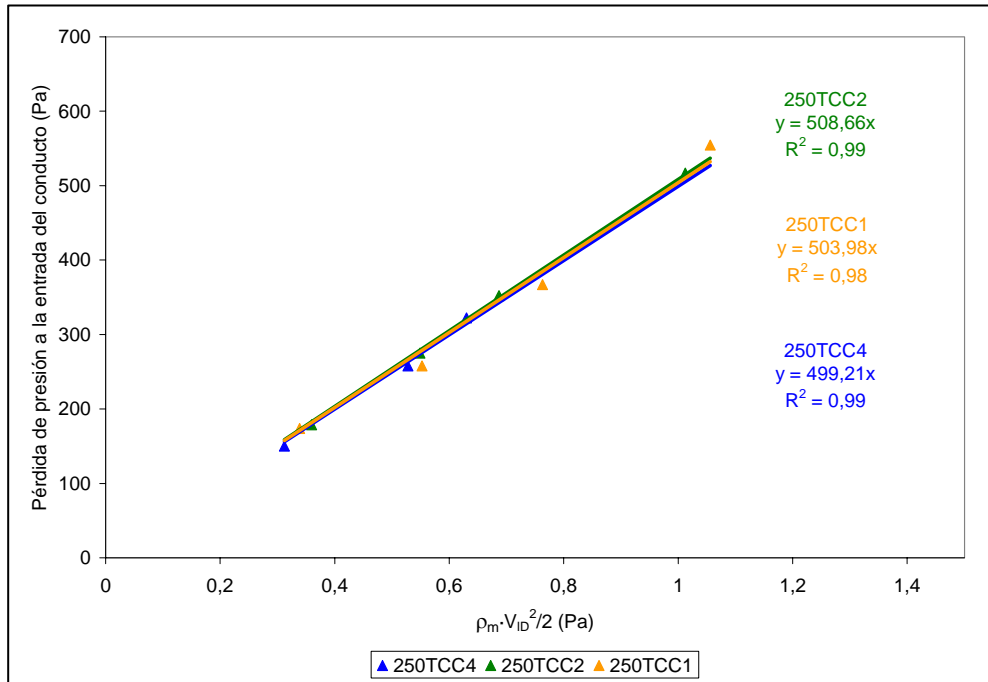


Figura 5.3.5.d. Representación de la pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2/2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la entrada $-K_B-$ en los conductos de diámetro 0,250 metros y de longitud completa, de los tanques CC4, CC2 y CC1.

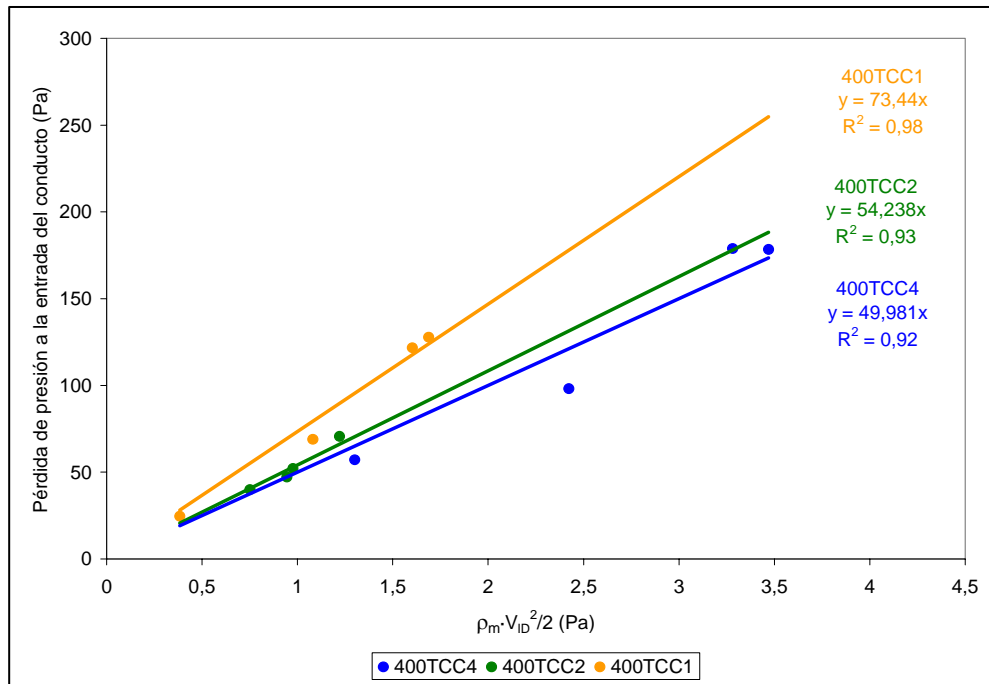


Figura 5.3.5.e. Representación de la pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2/2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la entrada $-K_B-$ en los conductos de diámetro 0,4 metros y de longitud completa, de los tanques CC4, CC2 y CC1.

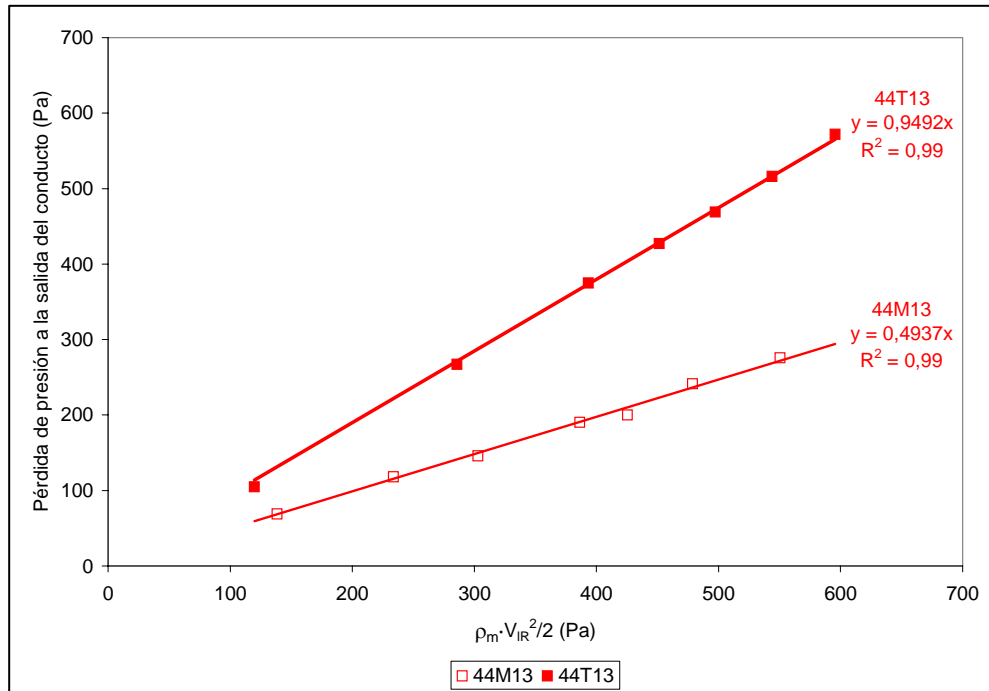


Figura 5.3.5.f. Representación de la pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2/2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la salida $-K_T-$ en los conductos de diámetro 0,044 metros y de longitud completa y mitad, del tanque 1/3.

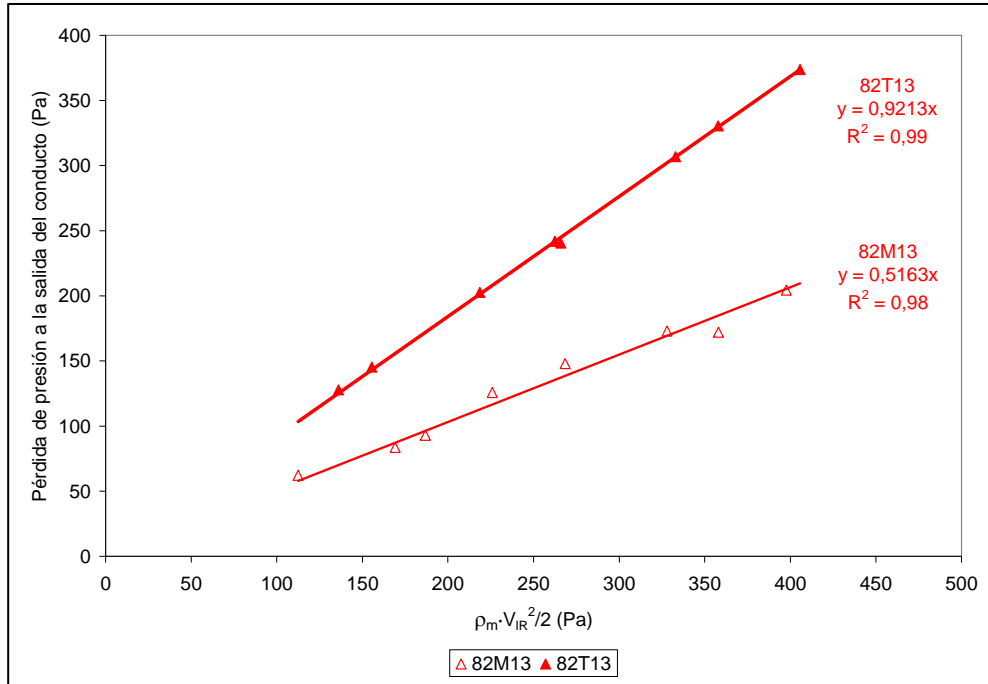


Figura 5.3.5.g. Representación de la pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2 / 2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la salida $-K_T-$ en los conductos de diámetro 0,082 metros y de longitud completa y mitad, del tanque 1/3.

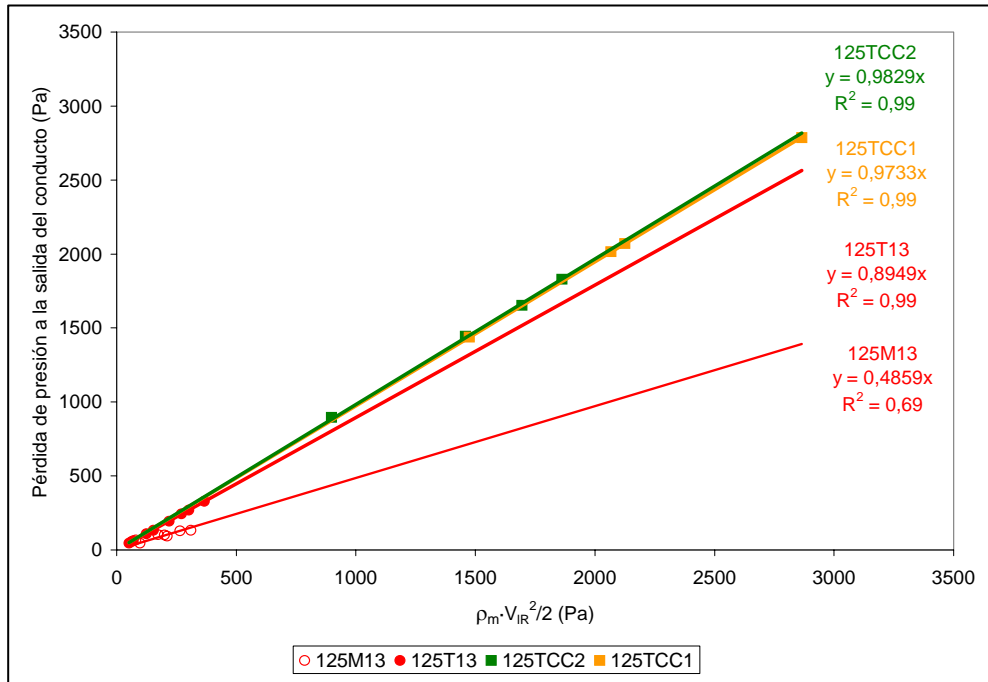


Figura 5.3.5.h. Representación de la pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2 / 2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la salida $-K_T-$ en los conductos de diámetro 0,125 metros y de longitud completa y mitad del tanque 1/3, y completos de los tanques CC2 y CC1.

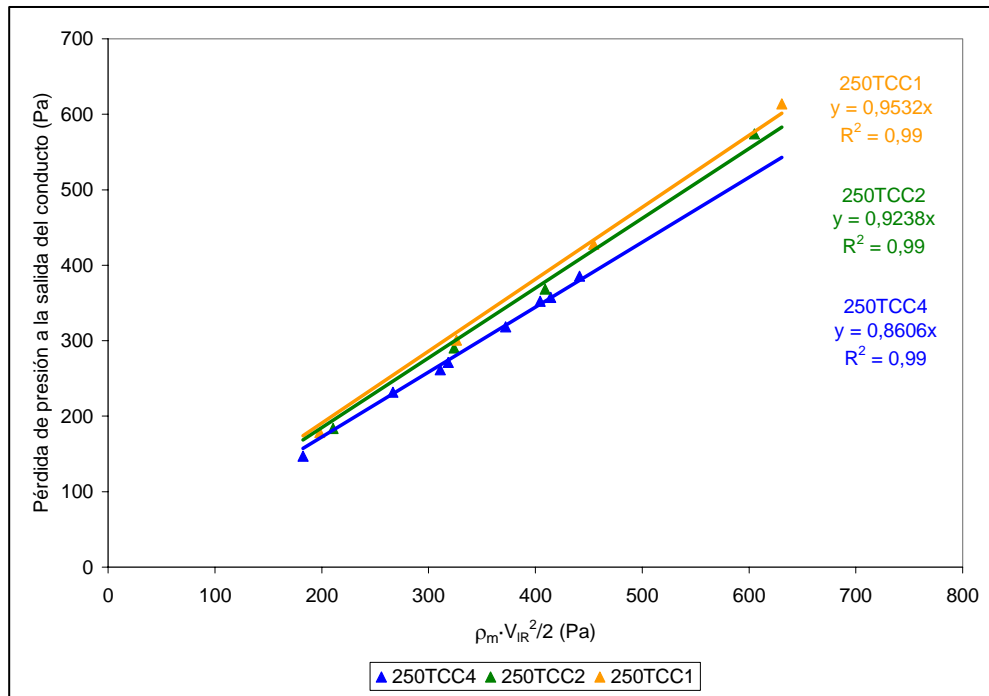


Figura 5.3.5.i. Representación de la pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2 / 2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la salida $-K_T-$ en los conductos de diámetro 0,25 metros y de longitud completa, de los tanques CC4, CC2 y CC1.

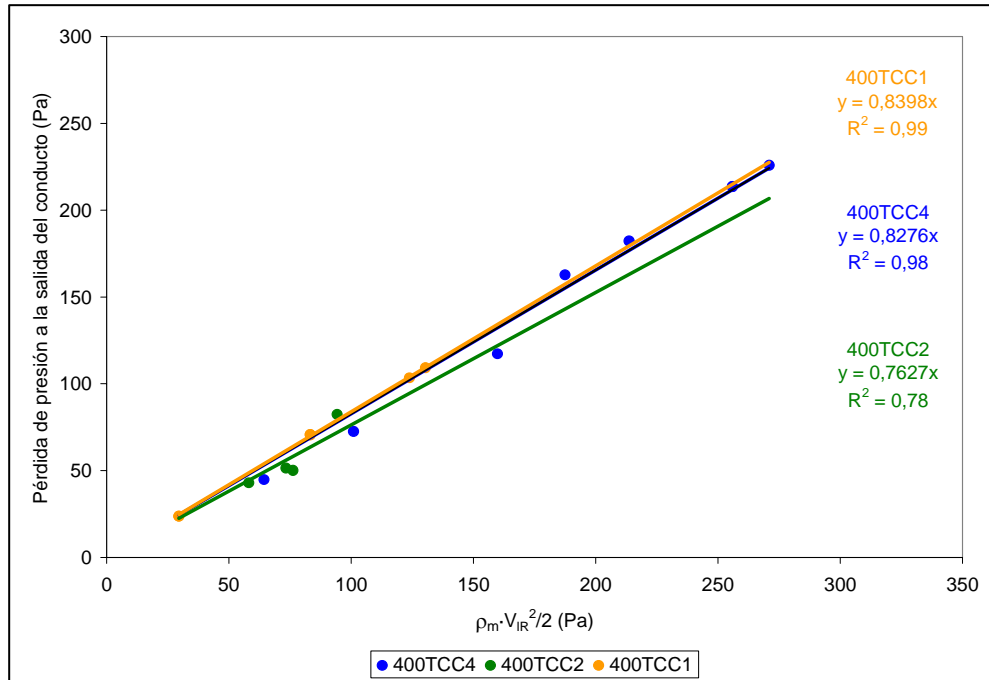


Figura 5.3.5.j. Representación de la pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente a la expresión $(\rho_m \cdot V_{IR}^2 / 2)$ para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la salida $-K_T-$ en los conductos de diámetro 0,4 metros y de longitud completa, de los tanques CC4, CC2 y CC1.

Tabla 5.3.5.a. Coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación, junto a los correspondientes coeficientes de correlación R^2 .

Diseño	K_B ref. a U_{ID}	K_B ref. a U_{IR}	R^2	K_T ref. a U_{IR}	R^2
44M13	4044,2	0,4619	0,96	0,4937	0,99
44T13	6412,4	0,7372	0,99	0,9492	0,99
82M13	304,94	0,4578	0,95	0,5163	0,98
82T13	485	0,7363	0,96	0,9213	0,99
125M13	78,54	0,7238	0,85	0,4859	0,69
125T13	82,59	0,7594	0,96	0,8949	0,99
125TCC2	9367,2	0,9231	0,99	0,9829	0,99
125TCC1	9879	0,9622	0,99	0,9733	0,99
250TCC4	499,21	0,8472	0,99	0,8606	0,99
250TCC2	508,66	0,8547	0,99	0,9238	0,99
250TCC1	503,98	0,8466	0,98	0,9532	0,99
400TCC4	49,98	0,6419	0,92	0,8278	0,98
400TCC2	54,24	0,6993	0,93	0,7627	0,78
400TCC1	73,44	0,9514	0,98	0,8398	0,99

El tratamiento de la evaluación de los coeficientes de pérdida de presión del conducto de elevación ha seguido el criterio habitual en estos casos, es decir, se ha seleccionado la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ para el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-K_T$, y la velocidad superficial del líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}$ para el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$, de ahí, la diferente magnitud entre ambos valores. No obstante si se hubiera tomado la misma referencia, la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ para evaluar ambos coeficientes de pérdida de presión tanto $-K_T$ como $-K_B$, se comprueba que son del mismo orden de magnitud para los casos ensayados, tal como se puede ver en la tabla 5.3.5.a.

Los valores de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$ en las diferentes configuraciones de tanque ensayadas, se han representado en la figura 5.3.5.k, observándose que los conductos de elevación de mayor diámetro son los que tienen el menor coeficiente de pérdida de presión a la entrada, y los que tienen el mayor coeficiente de pérdida de presión a la entrada son los conductos de elevación de menor diámetro. Los conductos de igual diámetro de los tanques CC4, CC2 y CC1, y sus correspondientes a escala 1/3, tienen similares variaciones en los valores que toman los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación.

En los conductos de longitud mitad ensayados en el tanque 1/3, respecto a los conductos con igual diámetro pero de longitud completa, se aprecia que los valores del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación en los conductos de diámetros 0,044 y 0,082 metros son algo menores en los conductos de longitud mitad respecto a los conductos de longitud completa.

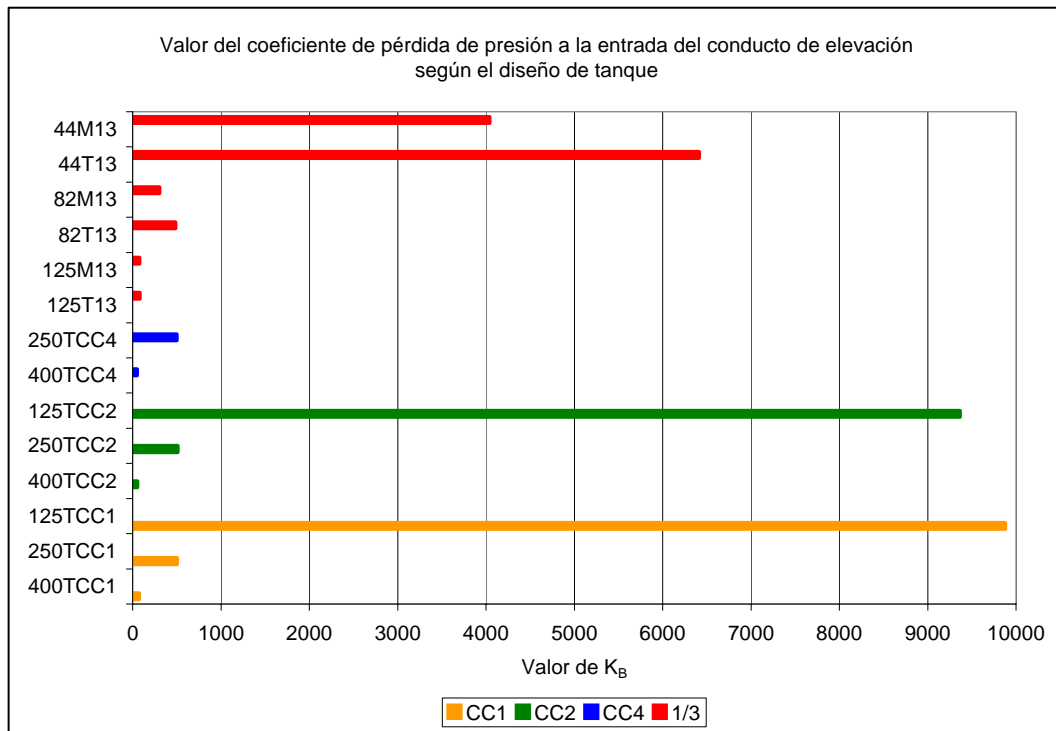


Figura 5.3.5.k. Representación de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación frente al diseño del tanque.

El figura 5.3.5.1 se han representado los coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación en las diferentes configuraciones de tanque ensayadas.

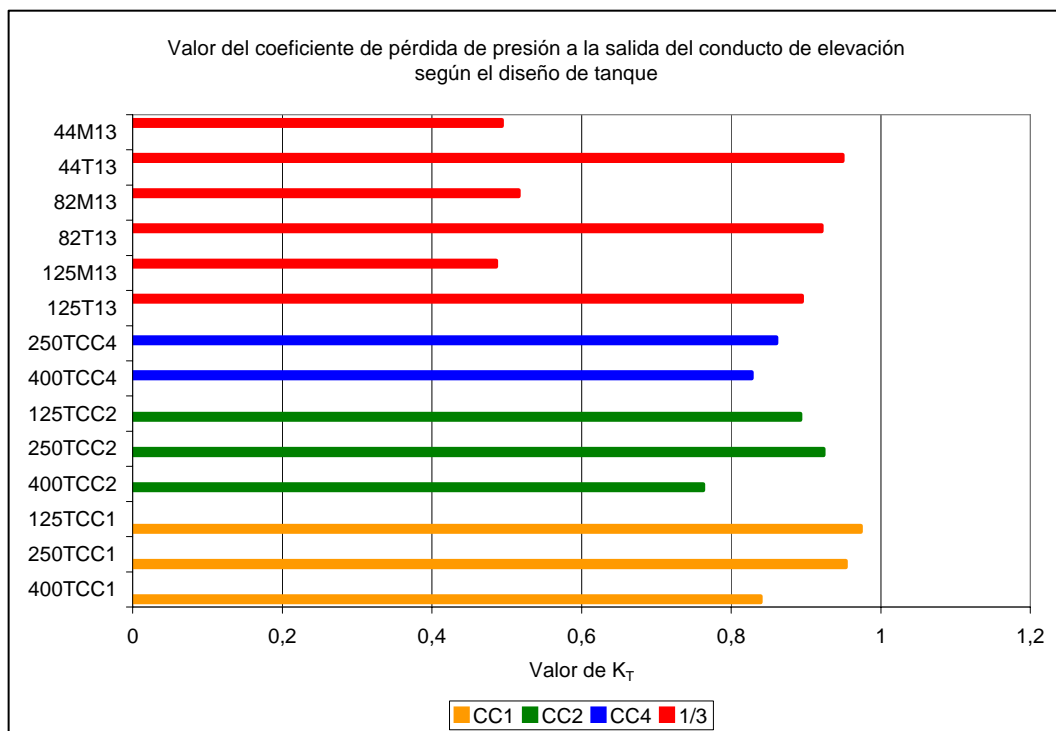


Figura 5.3.5.l. Representación de los coeficientes de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación frente al diseño del tanque.

En la figura 5.3.5.1 se observa que las variaciones de los coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación son menos acusadas al variar el diámetro del conducto. Así se obtiene que los conductos de mayor diámetro tienen los menores coeficientes de pérdida de presión a la salida del conducto, y los conductos de menor diámetro son los que tienen mayores coeficientes de pérdida aunque son próximos en todos ellos.

Además se aprecia un descenso del coeficiente de pérdida de presión a la salida en los conductos de elevación de longitud mitad con respecto a los de diámetros iguales pero de longitud completa, aunque se debe destacar que en este caso se tienen valores similares independientemente del diámetro del conducto de elevación.

5.3.5.c. Análisis del modelo de Chisti y col. para la determinación de los coeficientes de pérdida de presión

En los tanques líquido-gas con circulación interna Chisti y col. (10) señaló que los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación eran bastante mayores a los correspondientes coeficientes de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación.

Por ello en los trabajos de Chisti y col. (10) se calcularon los valores del coeficiente de pérdida de presión para la zona inferior $-K_B-$, para sistemas bifásicos gas-líquido, suponiendo que el coeficiente de pérdida en la zona superior $-K_T-$ era despreciable, y proponiendo una correlación adimensional para la estimación de los coeficientes de pérdida de presión $-K_B-$ basada en la relación con la razón del área transversal de la zona anular de descenso y del área del conducto de elevación. Dicha expresión para el cálculo del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B-$ se presenta a continuación:

$$K_B = 11,4 \cdot \left[S_D / S_R \right]^{0,79} \quad (2.2.2.aq)$$

Utilizando la ecuación (2.2.2.aq) aportada por Chisti y col. (10) se han calculado los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación en los casos que se han experimentado en la presente Memoria de Tesis Doctoral, y se han comparado con los correspondientes valores experimentales.

A continuación en la figura 5.3.5.m se presentan los valores del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación calculado con la ecuación (2.2.2.aq) frente a los valores experimentales.

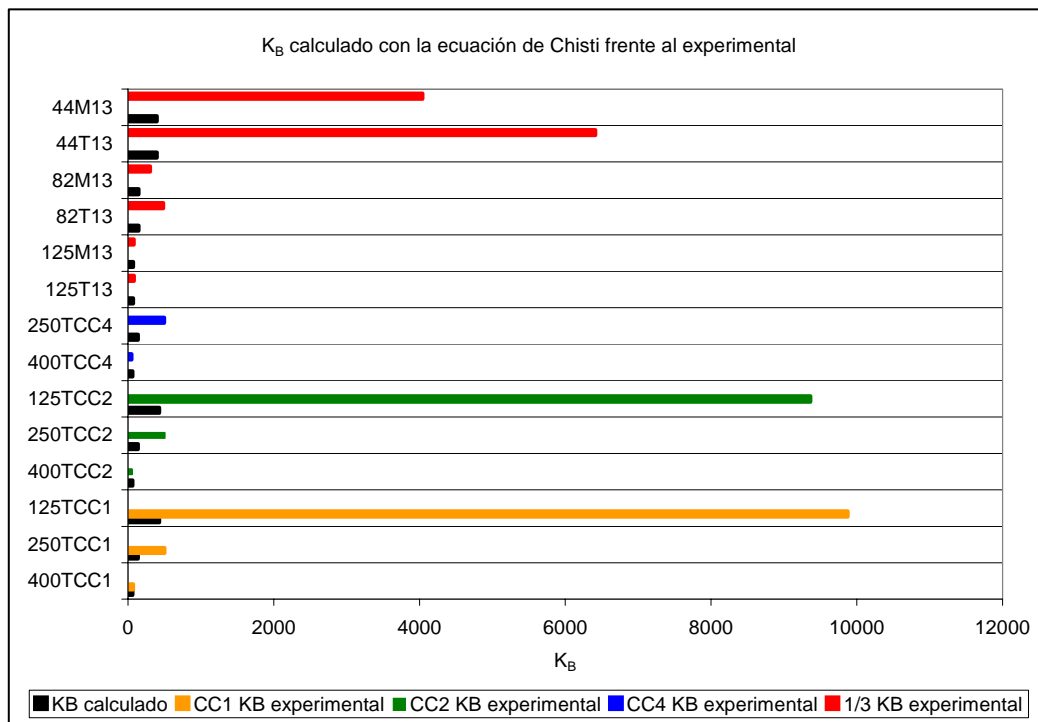


Figura 5.3.5.m. Representación de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación $-K_B-$ calculados con la expresión de Chisti y col. (2.2.2.aq) frente a

los correspondientes valores experimentales para los diferentes diseños de tanque ensayados.

De la observación de la figura 5.3.5.m se aprecia que los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación predichos con la ecuación (2.2.2.aq) de Chisti y col. (10) han resultado menores a los experimentales en todos los casos.

Dichos coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación predichos son aproximados a los experimentales en los tanques con los conductos de elevación de diámetros mayor, y son considerablemente inferiores a los experimentales en los tanques con conductos de elevación de diámetro intermedio e inferior.

Chisti y col. (10) obtuvieron la constante y el exponente que aparecen en la ecuación (2.2.2.aq) con los datos experimentales propios y los de otros autores: Hatch (34) y Jones (35). Se muestra a continuación los intervalos de las variables en dichos trabajos junto a los pertenecientes al trabajo experimental de ésta Memoria.

Tabla 5.3.5.b. Intervalos de las variables experimentales en los diferentes trabajos.

	V (m ³)	H (m)	h _R (m)	d _R (m)	S _R /S _D	K _B
Chisti (10) <i>IALT (i)</i>	1,058	2,32	h _D 2,06	d _D 0,355	3,61	5
Hatch (34) <i>IALT (d)</i>	0,2	2,8	2,6	0,206	0,89	16,98
Jones (35) <i>IALT (d)</i>	0,06	1,33	1,22	0,146	0,54	9,22
Experimental <i>IALT (d)</i>	0,16 → 4,00	1,236 → 3,610	0,63 → 3,16	0,044 → 0,4	0,01 → 0,11	50 → 9879

Claves: *IALT (i)*: tanque airlift de circulación interna inversa.

IALT (d): tanque airlift de circulación interna directa.

Tal y como se observa en tabla 5.3.5.b en la presente experimentación se ha llegado a trabajar con volúmenes de retenido líquido mayores a los de Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35), al alcanzarse los 4 m³ frente a los 1,058 de Chisti y col. (10); en cuanto a la altura de líquido en la presente experimentación se encuentra dentro del intervalo abarcado por Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35) exceptuando la correspondiente al tanque 1/3 de 1,236 metros que es inferior a las ensayadas por ellos; los conductos de diámetros 0,044 , 0,082 y 0,125 metros de la presente experimentación son de diámetros inferiores a los experimentados por Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35); la relación de áreas entre el conducto de elevación y la zona anular de descenso -S_R/S_D- ha sido bastante inferior en la experimentación de la presente Memoria de Tesis Doctoral, el valor superior ha sido de 0,11 frente al mínimo de 0,54 experimentado por Jones (35). Los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación -K_B- han sido bastante mayores en el presente trabajo experimental respecto a los de los demás autores mencionados tal como puede apreciarse en la tabla 5.3.5.b.

Dado que la ecuación de Chisti y col. (2.2.2.aq) correlaciona los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación con la relación de áreas de la zona anular de descenso y del conducto de elevación -S_D/S_R-, y tal como se ha comentado anteriormente refiriéndose a la tabla 5.3.5.b dicha relación se ha encontrado en la experimentación de la presente Memoria en un intervalo diferente a aquel en el que trabajaron Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35), se ha considerado el que para que se correspondan en mayor medida los valores de los coeficientes de pérdida de presión predichos y los experimentales, debía realizarse un ajuste de los datos experimentales con la ecuación de

Chisti y col. (2.2.2.aq) y así se calculó la constante y el exponente con una concordancia estadística significativa:

$$K_B = 0,73 \cdot \left[\frac{S_D}{S_R} \right]^{2,02} \quad R^2 = 0,98 \quad (5.3.5.b)$$

A continuación en la figura 5.3.5.m se han representado gráficamente los valores de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B-$ calculados con la ecuación (5.3.5.b) frente a los correspondientes valores experimentales

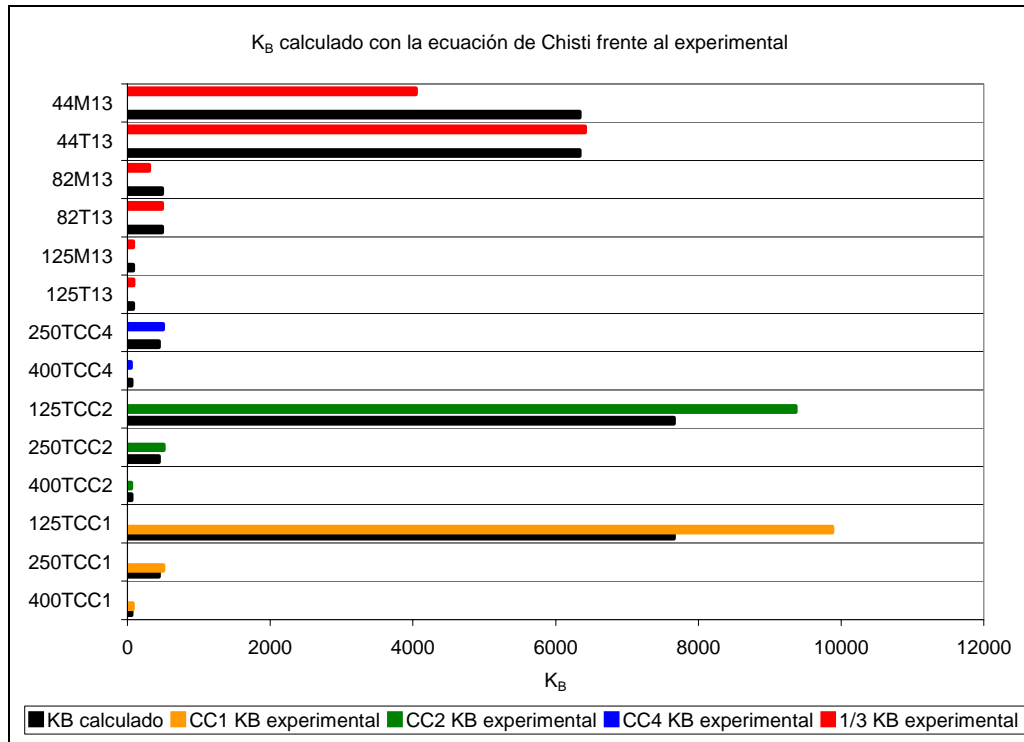


Figura 5.3.5.m. Representación de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación $-K_B-$ calculados con la ecuación (5.3.5.b) frente a los correspondientes valores experimentales para los diferentes diseños de tanque ensayados.

A continuación en la tabla 5.3.5.c se puede contrastar que la constante y el exponente obtenidos por Chisti y col. (10) con respecto a los obtenidos por ajuste a partir de los datos experimentales aportados en la presente Memoria son diferentes.

Tabla 5.3.5.c. Valores de la constante y el exponente en la ecuación de Chisti y col. (2.2.2.aq) y en la ecuación (5.3.5.b) similar a la anterior obtenida por ajuste de los datos experimentales de la presente Memoria.

Variables	Cte.	S_D/S_R	R^2
Cte. y exponente	ω	χ	
Chisti y col. (10)	11,4	0,79	0,99
Hatch (34)			
Jones (35)			
Experimental	0,73	2,02	0,98

El valor positivo del exponente correspondiente a la razón de las áreas de las secciones transversales de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-S_D/S_R-$, indica que

un aumento de dicha razón supone un aumento del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación. Comparando los valores de dicho exponente según Chisti y col. (10) y el obtenido en el ajuste a partir de los resultados experimentales de la presente Memoria, se aprecia que la influencia en el coeficiente de pérdida de presión de dicha razón ha sido mayor en éste último caso, posiblemente debido a que el fondo troncocónico de los tanques ensayados en la presente Memoria produjeran una pérdida de presión adicional a la encontrada por Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35) en los tanques con fondo cilíndrico ensayados por ellos, junto a la mayor reducción de la sección del conducto de elevación frente a la del tanque.

Observando la figura 5.3.5.m se aprecia que los valores del coeficiente de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación calculados con la ecuación (5.3.5.b), se han encontrado más próximos a los experimentales que los calculados con la ecuación (2.2.2.aq). Los casos con mayor desviación, en los que además son inferiores los valores calculados a los experimentales se encuentran en los conductos de menor diámetro de los tanques CC2 y CC1. Dichos conductos son los que tienen los mayores coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación, bastante por encima de los del resto de conductos.

5.3.6. Análisis de los modelos para la predicción de los tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas

En este apartado se muestran las expresiones empíricas de los modelos aportados por los diferentes autores para la determinación de los tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas estudiados.

En primer lugar se presenta un análisis de la expresión del modelo propuesto por Szekely y col. (51) para casos de dispersión libre del gas, realizándose adaptaciones para tanques de diferentes geometrías con dispersión libre del gas según la expresión de Sano y Mori (14). Habiéndose ampliado para tanques diferentes con conductos de elevación de diversos diámetros y comparándose los resultados con los de dichos autores.

Por último se presenta un análisis de la expresión de los modelos de Paul y Ghosh (52) y de Guthrie y Mazumdar (53) para la predicción de los tiempos de mezcla en los tanques con dispersión libre del gas.

5.3.6.a. Modelo de Szekely y col.

La expresión del modelo de Szekely y col. (51) que relacionaba de forma empírica el tiempo de mezcla con el consumo específico de energía debida a la expansión del gas, tenía la forma siguiente:

$$T_m = 800 \cdot E_d^{-0,4} \quad (2.4.1.a)$$

En dicha ecuación (2.4.1.a) el tiempo de mezcla T_m se expresaba en segundos, y el consumo específico de energía E_d se expresaba en W/Tm. Dicha expresión fue obtenida para un sistema argon-acero fundido a 1600°C en una cuchara cilíndrica en configuración de dispersión libre del gas.

El cálculo de los consumos específicos de energía se efectuó siguiendo la expresión (4.2.a) debida a Szekely y col. (51), tal como se presentó en el capítulo 4, en el apartado 4.2.

Sano y Mori (14), igualmente para un sistema argon-acero fundido a 1600°C, introdujeron de forma explícita la dependencia de los parámetros geométricos de diseño de la cuchara en la correlación del tiempo de mezcla y el consumo específico de energía, propusieron la siguiente expresión:

$$T_m = 100 \cdot E_d^{-0,34} \cdot H^{0,67} \cdot D_T^{1,35} \quad (2.4.1.b)$$

Para el caso de un tanque cilíndrico en el que se trabajó por simulación con un sistema aire-agua, Paul y Ghosh (52) obtuvieron la expresión empírica siguiente:

$$T_m = 93,32 \cdot E_d^{-0,45} \quad (2.4.1.c)$$

que es una expresión análoga a la (2.4.1.a) de Szekely y col. (51).

Guthrie y Mazumdar (53), igualmente trabajando con el sistema análogo aire-agua y en dispersión libre del gas, obtuvieron una expresión empírica similar a la propuesta por Sano

y Mori (14) en la que el tiempo de mezcla dependía del consumo específico de energía $-E_d-$, de la altura de líquido en el tanque $-H-$, y del diámetro del tanque $-D_T-$. Dicha expresión era la siguiente (2.4.1.e):

$$T_m = 7,36 \cdot E_d^{-0,33} \cdot H \cdot D_T^{2,33} \quad (2.4.1.e)$$

Tanques con conductos de elevación

En principio la expresión (2.4.1.a) de Szekely y col. (51) fue empleada para casos con dispersión libre del gas, pero se ha ampliado en sistemas provistos de conductos de elevación habiéndose seleccionado las variables geométricas siguientes: el diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, el diámetro del tanque $-D_T-$, y la altura de líquido en el tanque $-H-$, dando lugar a la siguiente expresión empírica dimensional (5.3.6.a) por ajuste de los datos experimentales pertenecientes a la presente Memoria.

$$T_m = 43,8 \cdot E_d^{-0,3} \cdot d_R^{-0,58} \cdot D_T^{0,39} \cdot H^{0,67} \quad R^2 = 0,88 \quad (5.3.6.a)$$

Utilizando la expresión (5.3.6.a) para el cálculo de los tiempos de mezcla en los tanques con conductos de elevación y representándolos frente a los correspondientes tiempos de mezcla experimentales se ha obtenido la siguiente figura 5.3.6.a, donde se aprecia que todos los puntos se hallan distribuidos alrededor de la isólinea $y=x$, presentando desviaciones inferiores al 50%.

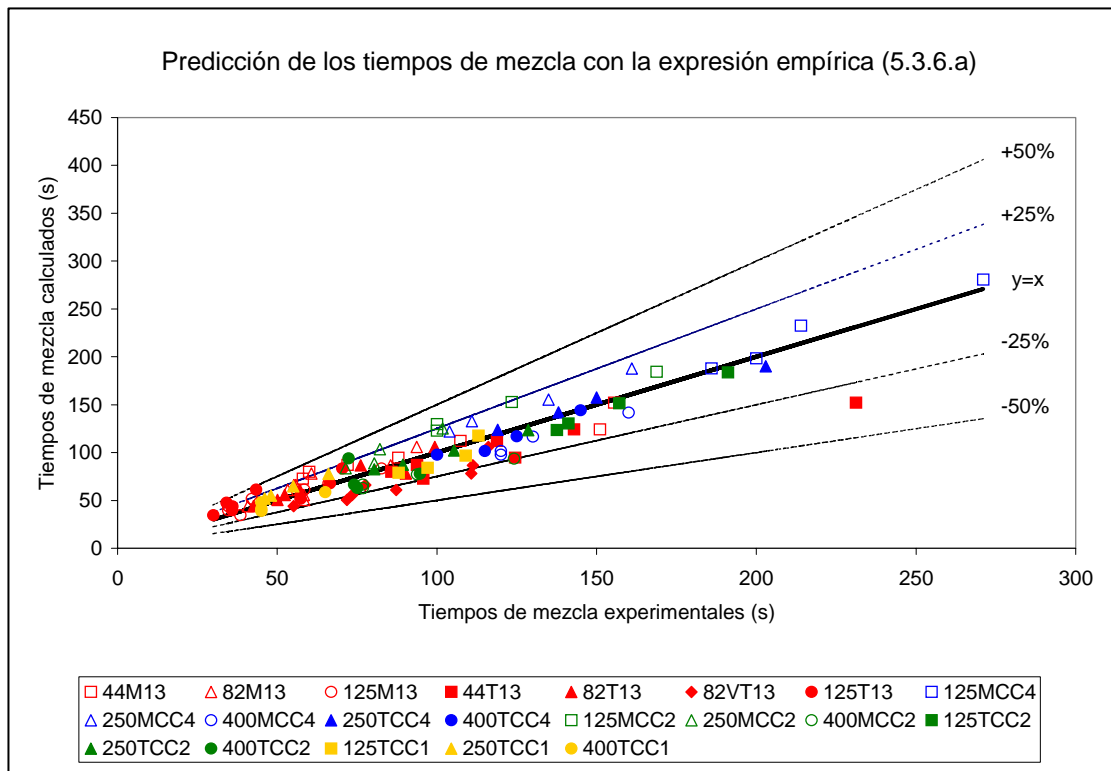


Figura 5.3.6.a. Representación de los tiempos de mezcla calculados con la expresión empírica (5.3.6.a) frente a los tiempos de mezcla experimentales para los tanques con conductos de elevación.

Tanques con dispersión libre del gas

Ajustando con una expresión empírica similar a la (2.4.1.b) propuesta por Sano y Mori (14) y a la (2.4.1.e) propuesta por Guthrie y Mazumdar (53), en la que se introdujeron las variables correspondientes a la altura de líquido en el tanque –H- y al diámetro del tanque – D_T -, y posteriormente ajustando los datos experimentales con dicha expresión se ha obtenido para los casos de dispersión libre del gas la expresión (5.3.6.b):

$$T_m = 146 \cdot E_d^{-0,59} \cdot H^{1,02} \cdot D_T^{0,28} \quad R^2 = 0,90 \quad (5.3.6.b)$$

A continuación en la figura 5.3.6.b se han representado en ordenadas los tiempos de mezcla calculados con la expresión (5.3.6.b) y en abscisas los correspondientes tiempos de mezcla obtenidos experimentalmente.

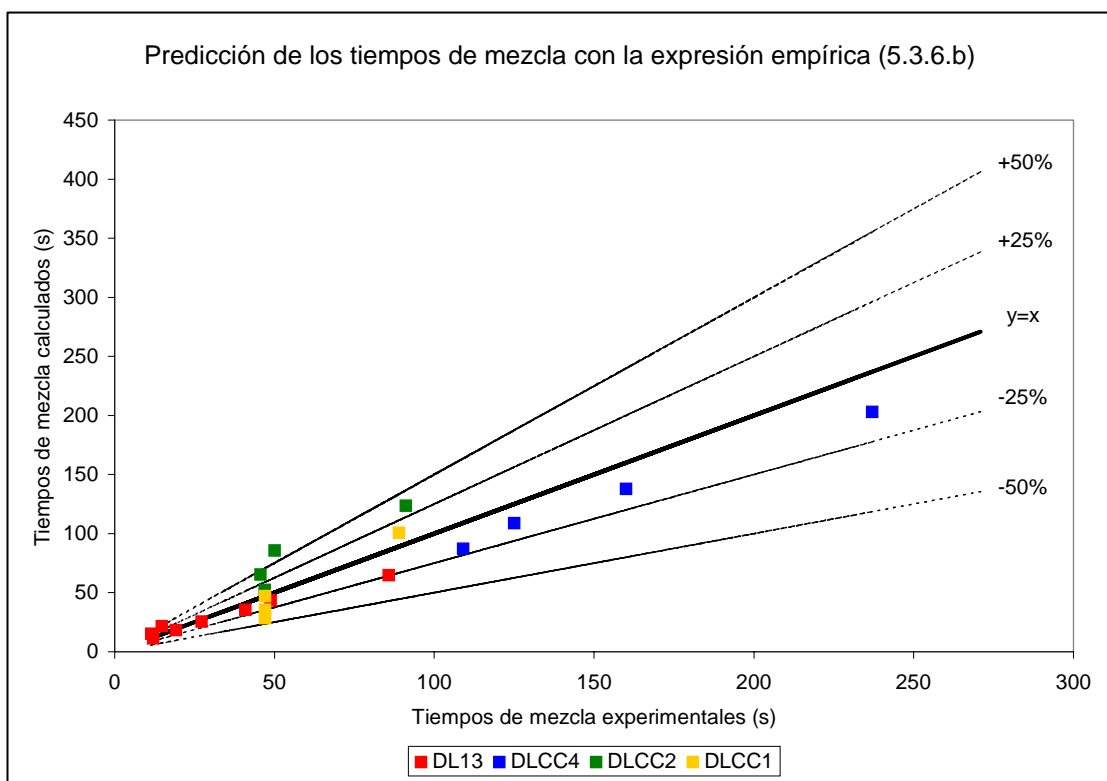


Figura 5.3.6.b. Representación de los tiempos de mezcla calculados con la expresión empírica (5.3.6.b) frente a los tiempos de mezcla experimentales para los tanques con dispersión libre del gas.

De forma general se ha resumido en la siguiente ecuación (5.3.6.c), todas las expresiones mencionadas anteriormente, tanto para los tanques con conducto de elevación como los de dispersión libre del gas. Adjuntándose en la tabla 5.3.6.a los valores de la constante y los exponentes de las diferentes variables que aparecen en la expresión (5.3.6.c) según los estudios de los diferentes autores e incluyéndose los pertenecientes a los ajustes efectuados a partir de los datos experimentales:

$$T_m = \omega \cdot E_d^\lambda \cdot d_R^\delta \cdot H^\varphi \cdot D_T^{\varphi'} \quad (5.3.6.c)$$

El significado de las variables que aparecen en la expresión empírica dimensional (5.3.6.c) son los siguientes según se ha mencionado anteriormente: el tiempo de mezcla $-T_m$ -; el consumo específico de energía $-E_d$ -; el diámetro del conducto de elevación $-d_R$ -; la altura de líquido $-H$ -; y el diámetro del tanque $-D_T$ -.

En la siguiente tabla 5.3.6.a se presentan la constante y los exponentes de las variables que aparecen en la expresión (5.3.6.c) según los trabajos de Szekely y col. (51) , Sano y Mori (14) , Paul y Ghosh (52) y Guthrie y Mazumdar (53). Se adjuntan los correspondientes a los ajustes con las expresiones (5.3.6.a) y (5.3.6.b) de los resultados experimentales de la presente Memoria.

Tabla 5.3.6.a. Valores de la constante y los exponentes de las variables en las expresiones empíricas dimensionales (2.4.1.a) , (2.4.1.b) , (2.4.1.c) , (2.4.1.e), (5.3.6.a) y (5.3.6.b).

Variables		E_d	d_R	H	D_T	R^2
Cte. y exponentes	ω	χ	δ	φ	φ'	
Szekely y col. (51), [ec. (2.4.1.a)]	800	-0,40	-	-	-	
Sano y Mori (14), [ec. (2.4.1.b)]	100	-0,34	-	0,67	1,35	
Paul y Ghosh (52), [ec. (2.4.1.c)]	93,32	-0,45	-	-	-	
Guthrie y Mazumdar (53), [ec. (2.4.1.e)]	7,36	-0,33	-	1,00	2,33	
Experimental conductos [ec. (5.3.6.a)]	43,8	-0,30	-0,58	0,67	0,39	0,88
Experimental dispersión libre, [ec. (5.3.6.b)]	146	-0,59	-	1,02	0,28	0,90

Comparando los exponentes de las variables de la expresión (5.3.6.a), correspondiente al ajuste de los datos experimentales de la presente Memoria en los casos de diseño de tanque con conductos de elevación, con los de las demás expresiones correspondientes a los tanques en configuración de dispersión libre del gas, se han realizado las siguientes observaciones.

En la expresión (5.3.6.a) el exponente del consumo específico de energía $-E_d$ - ha resultado ser de $-0,30$, que es un valor aproximado al señalado por Guthrie y Mazumdar (53) para los tanques con dispersión libre del gas, y en cambio es un valor alejado del obtenido en la expresión (5.3.6.b) en el ajuste con los resultados experimentales de los tanques con dispersión libre del gas. Los signos negativos y los valores de dichos exponentes suponen que un aumento del consumo específico de energía supondría una disminución del tiempo de mezcla $-T_m$ - , siendo en el caso de un tanque con conducto de elevación menor dicha disminución a la que se obtendría en el mismo tanque en configuración de dispersión libre.

En cuanto al exponente del diámetro del conducto de elevación $-d_R$ - en la expresión (5.3.6.a) ha resultado tener un valor de $-0,58$, lo que indicaría que un aumento del diámetro del conducto de elevación supondría una disminución del tiempo de mezcla $-T_m$ -.

El exponente correspondiente a la altura de líquido en el tanque $-H-$ en la expresión (5.3.6.a) correspondiente a los casos con conducto de elevación resultó tener un valor de +0,67, que era igual al indicado por Sano y Mori (14), menor al de Guthrie y Mazumdar (53) que tenía un valor igual a la unidad, y también era menor al obtenido a partir de los resultados experimentales para el tanque con dispersión libre del gas que resultó tener un valor de 1,02. Los signos positivos de dichos exponentes indican que al aumentar la altura de líquido en el tanque aumentaría el tiempo de mezcla, siendo menor el aumento del tiempo de mezcla en el caso de un tanque con conducto de elevación al que se obtendría en el mismo tanque en configuración de dispersión libre.

En la expresión empírica (5.3.6.a) no ha aparecido un término correspondiente a la altura del conducto de elevación debido a que su influencia en el tiempo de mezcla ha resultado despreciable, dado que para los conductos de elevación de igual diámetro y de longitudes completa y mitad se han obtenido tiempos de mezcla parecidos. La presencia de este término impedía la realización del ajuste de los datos experimentales al no producirse apenas variación en el tiempo de mezcla entre las longitudes completa y mitad de cada conducto de elevación.

Finalmente el exponente del diámetro del tanque $-D_T-$ resultante del ajuste de los resultados experimentales ha tenido un valor de +0,39 en la expresión empírica (5.3.6.a) correspondiente a los tanques con conducto de elevación y un valor de +0,28 en la expresión empírica (5.3.6.b) correspondiente a los tanques en su configuración de dispersión libre. Ambos son valores menores a los que señalaron Sano y Mori (14) de +1,35 y Guthrie y Mazumdar (53) de +2,33. Por lo tanto se ha encontrado que un aumento del diámetro del tanque supondría un aumento del tiempo de mezcla, que dicho aumento del tiempo de mezcla sería algo mayor en los tanques con conducto de elevación que en los tanques con dispersión libre del gas, y además se ha encontrado que en los tanques ensayados en su configuración de dispersión libre del gas la influencia de la variable diámetro del tanque ha resultado de menor influencia a la que indicaron Sano y Mori (14) y Guthrie y Mazumdar (53).

Comparando los exponentes de todas las variables que aparecían en la expresión empírica (5.3.6.a) se aprecia que el término de mayor influencia en el tiempo de mezcla en los tanques con conductos de elevación ha resultado ser la altura de líquido en el tanque $-H-$, seguida del diámetro del conducto de elevación $-d_R-$, del diámetro del tanque $-D_T-$, y del consumo específico de energía $-E_d-$, según este orden.

Igualmente comparando los exponentes de todas las variables que aparecían en la expresión empírica (5.3.6.b) se aprecia que el término de mayor influencia en el tiempo de mezcla en los tanques en configuración de dispersión libre del gas ha resultado ser la altura de líquido en el tanque $-H-$, seguida del consumo específico de energía $-E_d-$, y del diámetro del tanque $-D_T-$, según este orden. En las expresiones de Sano y Mori (14), [ec. (2.4.1.b)] y de Guthrie y Mazumdar (53), [ec. (2.4.1.e)], el orden resultó diferente puesto que el término de mayor influencia en el tiempo de mezcla en dichos tanques resultó ser el diámetro del tanque $-D_T-$, seguido de la altura de líquido en el tanque $-H-$, y del consumo específico de energía $-E_d-$, según este orden.

Los cambios apreciados en los valores de los exponentes en las diferentes expresiones podrían deberse a las diferentes geometrías de diseño de los tanques y a los diferentes intervalos de las variables que aparecen en ellas, por lo que a continuación en la tabla 5.3.6.b

se han presentado las dimensiones de los tanques con los que trabajaron dichos autores: la altura de líquido en el tanque –H-; el diámetro del conducto de elevación – d_R - si lo hubiere; y el diámetro de tanque – D_T -. Se han adjuntado las dimensiones de los tanques ensayados en el trabajo experimental correspondiente a la presente Memoria de Tesis Doctoral, y además se han presentado los intervalos en los que se encontraban las variables siguientes: el caudal de gas – Q_g -; el consumo específico de energía – E_d -; y el tiempo de mezcla – T_m -.

Tabla 5.3.6.b. Dimensiones de los tanques e intervalos de las variables en los trabajos referidos.

	H (m)	D_T (m)	d_R (m)	Q_g (m^3/s)	E_d (W/ton)	T_m (s)
Szekely y col. (51) <i>Sistema Ar-acero</i>	0,465	0,42	-	$6,7 \cdot 10^{-6} \rightarrow$ $6,7 \cdot 10^{-5}$	5 \rightarrow 600	5 \rightarrow 17
Sano y Mori (14) <i>Sistema Ar-acero</i>	1,00 1,50	1,00 2,20	-	$1,7 \cdot 10^{-5} \rightarrow$ $1,7 \cdot 10^{-2}$	$10^{-1} \rightarrow$ 100	12 \rightarrow 2000
Paul y Ghosh (52) <i>Sistema aire-agua</i>	0,06 0,08 0,10	0,08	-	$2,5 \cdot 10^{-4}$ $4,2 \cdot 10^{-4}$ $5,8 \cdot 10^{-4}$	622 \rightarrow 2752	0,9 \rightarrow 1,8
Guthrie y Mazumdar (53) <i>Sistema aire-agua</i>	0,93	1,12	-	$2 \cdot 10^{-4} \rightarrow$ $5 \cdot 10^{-4}$	$> 6 \cdot 10^{-3}$	75 \rightarrow 160
Experimental conductos <i>Sistema aire-agua</i>	1,236 1,395 2,250 3,610	0,42 1,25	0,044 0,082 0,125 0,400	$2,4 \cdot 10^{-5} \rightarrow$ $1,5 \cdot 10^{-3}$	4 \rightarrow 73	30 \rightarrow 271
Experimental dispersión libre <i>Sistema aire-agua</i>	1,236 1,395 2,250 3,610	0,42 1,25	-	$2,4 \cdot 10^{-5} \rightarrow$ $1,5 \cdot 10^{-3}$	4 \rightarrow 73	11 \rightarrow 237

Comparando los intervalos de las variables que aparecían en las expresiones (5.3.6.a) y (5.3.6.b) que se han mostrado en la tabla 5.3.6.b, se aprecia que en el presente trabajo experimental los caudales de gas – Q_g - se han encontrado entre $2,4 \cdot 10^{-5}$ y $1,5 \cdot 10^{-3}$ m^3/s . Los caudales de gas de los trabajos de Guthrie y Mazumdar (53) y de Paul y Ghosh (52) estaban comprendidos en dicho intervalo tal y como se puede apreciar en la tabla 5.3.6.d. Asimismo el intervalo para el caudal de gas – Q_g - en el trabajo de Sano y Mori (14) abarcaba a los de todos los demás autores, exceptuando los correspondientes al trabajo de Szekely y col. (51) que se serían el límite inferior.

La altura de retenido líquido en el tanque –H- se encontraba en el trabajo experimental correspondiente a la presente Memoria entre 1,236 y 3,61 metros, quedando fuera de este intervalo la altura de líquido del tanque ensayado por Szekely y col. (51) de 0,465 metros, la altura de líquido en el tanque de 1 metro ensayado por Sano y Mori (14), y la altura de líquido en el tanque de 0,93 metros de altura ensayado por Guthrie y Mazumdar (53). En el trabajo de Paul y Ghosh (52) fue de 0,06 a 0,1 metros, dimensiones muy inferiores a las del resto de los trabajos experimentales mencionados. Solamente se encontraba dentro del intervalo de la altura de líquido en el tanque correspondiente a la presente Memoria el caso ensayado por Sano y Mori (14) en el que dicha altura era de 1,5 metros.

El diámetro del tanque $-D_T-$ en el presente trabajo experimental ha sido de 0,42 y 1,25 metros para cada tanque, quedando dentro de ese intervalo para el diámetro de tanque los tanques ensayados por Szekely y col. (51), Sano y Mori (14) y Guthrie y Mazumdar (53), con excepción del tanque de diámetros 2,2 metros de Sano y Mori (14), y el tanque de 0,08 metros de diámetro ensayado por Paul y Ghosh (52).

En cuanto a la relación altura de líquido en el tanque / diámetro del tanque $-(H/D_T)-$ en el presente trabajo experimental se ha encontrado comprendida en un intervalo entre 1,12 y 2,94. En los trabajos de Szekely y col. (51), Guthrie y Mazumdar (53) y Paul y Ghosh (52), dicha relación altura-diámetro era cercana a la unidad. Y en el trabajo de Sano y Mori (14) el intervalo de la relación altura de líquido en el tanque / diámetro del tanque tomaba valores iguales a la unidad y a 1,47, encontrándose dentro del intervalo del trabajo experimental de la presente Memoria.

Respecto a los intervalos de los tiempos de mezcla, en la tabla 5.3.6.b se observa que el intervalo correspondiente al trabajo experimental de esta Memoria se ha encontrado entre 11 y 237 segundos, encontrándose por lo tanto incluidos en este intervalo los tiempos de mezcla del trabajo de Guthrie y Mazumdar (53). Respecto a la superación de los límites inferior y superior de dicho intervalo de los tiempos de mezcla, se encuentra que el trabajo de Szekely y col. (51) dicha variable se encontraba entre 5 y 17 segundos, superándose el límite inferior para los tiempos de mezcla en el trabajo experimental de la presente Memoria. Se ha superado el límite superior de 237 segundos en el trabajo de Sano y Mori (14) al encontrarse en dicho estudio tiempos de mezcla de hasta 2000 segundos. Al haber sido las dimensiones del tanque ensayado por Paul y Ghosh (52) pequeñas respecto a las de los trabajos reseñados anteriormente, los tiempos de mezcla han sido menores de 1,8 segundos, encontrándose fuera de los intervalos de todos los trabajos mencionados anteriormente para dicha variable.

Los intervalos de las variables correspondientes a los tanques con conductos de elevación con los que se han efectuado ensayos en la experimentación de la presente Memoria no han podido compararse con los de otros estudios similares, puesto que no se han encontrado en la bibliografía consultada trabajos en los que se hayan correlacionado los tiempos de mezcla con los consumos específicos de energía en los tanques con conductos de elevación.

5.3.6.b. Modelo de Guthrie y Mazumdar

Tanques con dispersión libre del gas

La expresión empírica (2.4.1.g) de Guthrie y Mazumdar (53) propuesta para un sistema análogo aire-agua tenía la forma siguiente:

$$T_m = 5,05 \cdot Q_g^{-0,33} \cdot H \cdot D_T^{2,33} \quad (2.4.1.g)$$

Las variables que aparecían en la expresión (2.4.1.g) eran: el tiempo de mezcla $-T_m-$, el caudal de gas $-Q_g-$, la altura de líquido en el tanque $-H-$, y el radio del tanque $-R_T-$.

Paul y Ghosh (52) también en un sistema análogo aire-agua obtuvieron una expresión empírica dimensional (2.4.1.h) similar a la de Mazumdar y Guthrie (2.4.1.g) en la que se relacionaba el tiempo de mezcla con el caudal de gas $-Q_g-$ y el número de boquillas de dispersión del gas $-N-$.

$$T_m = 5,9 \cdot Q_g^{-0,49} \cdot N^{0,49} \quad (2.4.1.h)$$

Al realizar el ajuste de los resultados experimentales de la presente Memoria con una expresión empírica similar a la (2.4.1.g) de Guthrie y Mazumdar (53) se obtuvo la expresión siguiente (5.3.6.d):

$$T_m = 0,3 \cdot Q_g^{-0,59} \cdot H^{1,18} \cdot D_T^{1,35} \quad R^2 = 0,91 \quad (5.3.6.d)$$

Al representar el tiempo de mezcla calculado con la expresión (5.3.6.d) frente a los correspondientes valores experimentales se ha obtenido la siguiente figura 5.3.6.c:

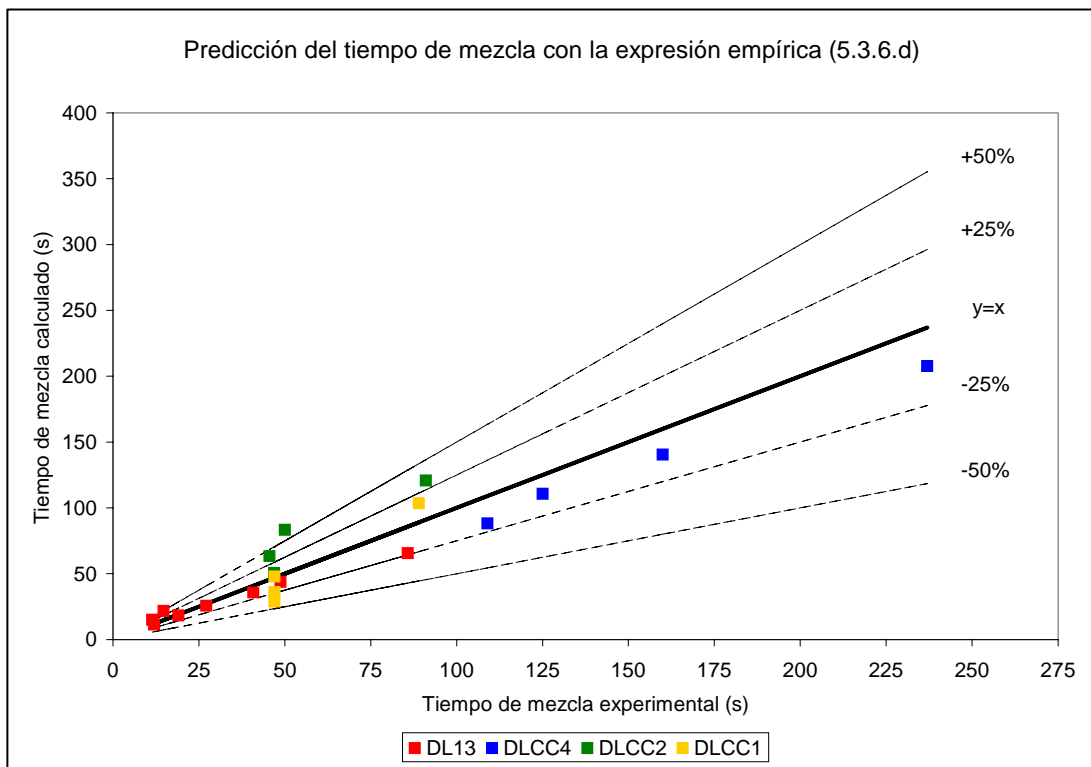


Figura 5.3.6.c. Tiempos de mezcla calculados con la expresión empírica dimensional (5.3.6.d) frente a los correspondientes valores experimentales.

En la figura 5.3.6.c se aprecia que la mayoría de los puntos se han encontrado distribuidos alrededor de la isolínea $y=x$, teniendo desviaciones menores al 50% en prácticamente todos los casos.

Agrupando las expresiones (2.4.1.g), (2.4.1.h) y (5.3.6.d) se ha llegado a una expresión general que tenía la siguiente forma:

$$T_m = \omega \cdot Q_g^\chi \cdot H^\delta \cdot D_T^\varphi \cdot N^{\varphi'} \quad (5.3.6.e)$$

En la tabla 5.3.6.c se muestran los valores dados para la constante y los exponentes de las variables que aparecen en la expresión general (5.3.6.e) según las expresiones empíricas dimensionales de Guthrie y Mazumdar (53) [ec. (2.4.1.g)] y de Paul y Ghosh (52) [ec. (2.4.1.h)], junto a los obtenidos del ajuste de los resultados experimentales con la expresión (5.3.6.d). El significado de las variables tal como se mencionó anteriormente era el siguiente: $-T_m$ - el tiempo de mezcla; $-Q_g$ - el caudal de gas; $-H$ - la altura de líquido en el tanque; $-D_T$ - el diámetro de tanque; y $-N$ - el número de boquillas.

Tabla 5.3.6.c. Valores de la constante y los exponentes de las variables en las expresiones (2.4.1.g), (2.4.1.h) y (5.3.6.d) para el cálculo de los tiempos de mezcla.

Variables		Q_g	H	D_T	N	R^2
Cte. y exponentes	ω	χ	δ	φ	φ'	
Guthrie y Mazumdar (53), ec. (2.4.1.g)	5,05	-0,33	1	2,33	-	
Paul y Ghosh (52), ec. (2.4.1.h)	5,90	-0,49	-	-	0,49	
Experimental, ec. (5.3.6.d)	0,30	-0,59	1,18	1,35	-	0,91

Observando en la tabla 5.3.6.c los valores de los exponentes de dicha ecuación obtenidos por ajuste a partir de los datos experimentales, y comparándolos con los de Guthrie y Mazumdar (53). Se aprecia que el exponente para el caudal de gas $-Q_g$ - obtenido en el ajuste ha sido de signo negativo con un valor superior de $-0,59$ frente a $-0,33$, lo que indica que al aumentar el caudal de gas $-Q_g$ - disminuiría el tiempo de mezcla $-T_m$ -, en mayor medida a la señalada por Guthrie y Mazumdar (53). Comparando el exponente para el caudal de gas $-Q_g$ - obtenido en el ajuste de los resultados experimentales que ha sido de $-0,59$ con el obtenido por Paul y Ghosh (52) que era de $-0,49$, se aprecia que son exponentes más cercanos que los mencionados anteriormente.

Respecto al exponente de la altura de líquido en el tanque $-H$ - era la unidad para Guthrie y Mazumdar (53), mientras que el obtenido por ajuste de los datos experimentales de la presente Memoria ha sido de $+1,18$. Por lo tanto han sido exponentes cercanos, que indican que un incremento de la altura de líquido en el tanque $-H$ - supondría un mayor tiempo de mezcla.

En cuanto al exponente del diámetro del tanque $-D_T$ - obtenido por Guthrie y Mazumdar (53) era de $+2,33$ y en el ajuste a partir de los resultados experimentales ha sido de $+1,35$, lo cual indica que el tiempo de mezcla aumentaría en los diseños con mayor diámetro

del tanque, aunque en menor medida a la indicada por Guthrie y Mazumdar (53) al ser el exponente del diámetro del tanque menor.

De la expresión de Guthrie y Mazumdar (2.4.1.g) se deduce que el tiempo de mezcla – T_m - aumenta al hacerlo la altura de líquido en el tanque – H - y el diámetro del tanque – D_T -.

En la tabla 5.3.6.d se presentan las dimensiones de los tanques correspondientes a los trabajos de Guthrie y Mazumdar (53) y de Paul y Ghosh (52) junto a los experimentales de la presente Memoria. Así aparecen la altura de líquido en el tanque – H -; el diámetro del tanque – D_T - . Además se presentan los intervalos en los que se encontraban las variables siguientes: el caudal de gas – Q_g -; el número de boquillas – N -; y el tiempo de mezcla – T_m -.

Tabla 5.3.6.d. Dimensiones de los tanques e intervalos de las variables en los trabajos referidos junto a los experimentales de la presente Memoria.

	H (m)	D_T (m)	Q_g (m^3/s)	N	T_m (s)
Guthrie y Mazumdar (53)	0,93	1,12	$2 \cdot 10^{-4} \rightarrow 5 \cdot 10^{-4}$	-	75 \rightarrow 160
Paul y Ghosh (52)	0,06	0,08	$2,5 \cdot 10^{-4}$	5 \rightarrow 12	0,9 \rightarrow 1,8
	0,08		$4,2 \cdot 10^{-4}$		
	0,10		$5,8 \cdot 10^{-4}$		
Experimental	1,236	0,42	$2,4 \cdot 10^{-5} \rightarrow 1,5 \cdot 10^{-3}$	12	11 \rightarrow 237
	1,395				
	2,250	1,25			
	3,610				

Comparando los intervalos de las variables que aparecían en la expresión (5.3.6.e) y que se han mostrado en la tabla 5.3.6.d , se aprecia que en el presente trabajo experimental los caudales de gas – Q_g - se encontraban entre $2,4 \cdot 10^{-5}$ y $1,5 \cdot 10^{-3} m^3/s$. Los caudales de gas de los trabajos de Guthrie y Mazumdar (53) y de Paul y Ghosh (52) estaban comprendidos en dicho intervalo tal y como se puede apreciar en la tabla 5.3.6.d.

La altura de retenido líquido en el tanque – H - se ha encontrado en el presente estudio experimental entre 1,236 y 3,61 metros, mayores en todo el intervalo a las de los trabajos de Guthrie y Mazumdar (53).

El diámetro del tanque – D_T - en el presente trabajo experimental ha sido de 0,42 y 1,25 metros, y en el de Guthrie y Mazumdar (53) fue de 1,12 metros, por lo tanto estaba abarcado en el intervalo del trabajo experimental correspondiente a esta Memoria.

La altura de líquido en el tanque – H - de 0,06 a 0,1 metros y el diámetro del tanque – D_T - de 0,08 metros del trabajo de Paul y Ghosh (52) eran dimensiones inferiores con respecto a las del trabajo de Guthrie y Mazumdar (53) y a las de la presente Memoria.

Comparando la relación altura de líquido en el tanque / diámetro de tanque – (H/D_T) - , en el presente trabajo experimental se ha encontrado comprendida en un intervalo entre 1,12 y 2,94 , mientras que en los trabajos de Guthrie y Mazumdar (53) y Paul y Ghosh (52), dicha relación altura-diámetro era cercana a la unidad. En los tanques con dispersión libre del gas la relación entre la altura de líquido y el diámetro del tanque debería de considerarse respecto a la estimación de los tiempos de mezcla en el cambio de escala.

Respecto a los intervalos de los tiempos de mezcla, en la tabla 5.3.6.d se observa que el intervalo correspondiente al trabajo experimental de esta Memoria se ha encontrado entre 11 y 237 segundos, encontrándose por lo tanto incluidos en este intervalo los tiempos de mezcla del trabajo de Guthrie y Mazumdar (53). Al haber sido las dimensiones del tanque ensayado por Paul y Ghosh (52) pequeñas respecto a las de los trabajos reseñados anteriormente, los tiempos de mezcla han sido menores de 1,8 segundos, encontrándose fuera de los intervalos de ambos trabajos para dicha variable.

5.4. MODELOS FLUIDODINÁMICOS PROPUESTOS PARA LOS SISTEMAS LÍQUIDO-GAS

5.4.1. Velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación con flujo bifásico líquido-gas

A continuación se propone una expresión adimensional con la que se podría determinar la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación teniendo en cuenta criterios de cambio de escala. Dicha expresión es una propuesta que se ha hecho por el grupo de Ingeniería Metalúrgica y que ya ha sido probada en un trabajo anterior (57), en la que se relacionó para el mismo tipo de tanques, pero con sistemas de tres fases sólido-líquido-gas, el cociente de la velocidad superficial de líquido y de gas en el conducto de elevación (U_{IR}/U_{gR}) - con el número de Reynolds del gas en el conducto de elevación Re_{gR} - introducido a priori como una variable de diseño de fácil cálculo, con la fracción de gas en el conducto de elevación ε_{gR} -, con la fracción de sólido en el conducto de elevación ε_{SR} -, con la razón entre el diámetro del conducto de elevación y el diámetro de tanque (d_R/D_T) -, con la razón entre la altura del conducto de elevación y la altura de retenido líquido en el tanque (h_R/H) -, con la razón entre la densidad del sólido y del líquido (ρ_S/ρ_l) -, y con la razón entre los diámetros de las partículas de sólido y de las boquillas de inyección del gas (d_S/d_N) -. La expresión para conductos de elevación con sistemas de tres fases sólido-líquido-gas fue la siguiente:

$$\frac{U_{IR}}{U_{gR}} = 44,58 \cdot Re_{gR}^{-0,42} \cdot \varepsilon_{gR}^{-0,13} \cdot \varepsilon_{SR}^{-0,25} \cdot \left(\frac{d_R}{D_T}\right)^{-1,38} \cdot \left(\frac{h_R}{H}\right)^{-0,23} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_l}\right)^{-0,93} \cdot \left(\frac{d_S}{d_N}\right)^{0,27}$$

Para la determinación de la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación con sistemas líquido-gas, la expresión anterior se transforma en la siguiente expresión adimensional (5.4.1.a), en la que se relaciona el cociente de las velocidades superficiales de líquido y de gas (U_{IR}/U_{gR}) - con el número de Reynolds del gas en el conducto de elevación Re_{gR} -, con la fracción de gas en el conducto de elevación ε_{gR} -, con la razón entre el diámetro del conducto de elevación y el diámetro de tanque (d_R/D_T) -, y con la razón entre la altura del conducto de elevación y la altura de retenido líquido en el tanque (h_R/H) -.

$$\frac{U_{IR}}{U_{gR}} = 25742 \cdot Re_{gR}^{-0,94} \cdot \varepsilon_{gR}^{0,27} \cdot \left(\frac{d_R}{D_T}\right)^{0,66} \cdot \left(\frac{h_R}{H}\right)^{0,13} \quad R^2 = 0,93 \quad (5.4.1.a)$$

El haber considerado el número de Reynolds del gas en el conducto de elevación frente a, por ejemplo, el número de Reynolds del líquido en el conducto de elevación, se ha debido a que en dicho número adimensional la velocidad superficial de gas en el conducto de elevación U_{gR} - y el diámetro de dicho conducto d_R - serían variables de diseño que se podrían introducir directamente en la modelización y el cambio de escala de los tanques líquido-gas en su configuración con conducto de elevación, mientras que la velocidad superficial del líquido no se conocería a priori.

En la tabla 5.4.1.a se resumen los valores de la constante y los exponentes en la expresión (5.4.1.a) obtenidos del ajuste de los resultados experimentales, para el número de Reynolds del gas en el conducto de elevación Re_{gR} -, la fracción de gas en el conducto de

elevación $-\varepsilon_{gR}$ -, la razón diámetro del conducto de elevación / diámetro de tanque $-(d_R/D_T)$ -, y la razón altura del conducto de elevación / altura de retenido líquido en el tanque $-(h_R/H)$ -.

Tabla 5.4.1.a. Valores resultantes del ajuste para la constante y los exponentes de las diferentes variables en la expresión (5.4.1.a).

Variables		Re_{gR}	ε_{gR}	d_R/D_T	h_R/H	R^2
Constante	25742					0,93
Exponentes		-0,94	0,27	0,66	0,13	

Los exponentes de la fracción de gas en el conducto de elevación $-\varepsilon_{gR}$ -, de la razón diámetro del conducto de elevación / diámetro de tanque $-(d_R/D_T)$ -, y de la razón altura del conducto de elevación / altura de retenido líquido en el tanque $-(h_R/H)$ -, han resultado positivos, lo que supone que un incremento del valor que tomasen dichas variables y razones daría lugar a un incremento del valor del cociente entre las velocidades superficiales de líquido y de gas en el conducto de elevación $-(U_{IR}/U_{gR})$ -, debiéndose indicar que a la vista de los exponentes la razón entre la altura del conducto de elevación y la altura de líquido sería la variable de menor influencia.

Por el contrario el exponente del número de Reynolds del gas en el conducto de elevación $-Re_{gR}$ - ha resultado negativo y sería la variable de mayor peso debiéndose indicar que un aumento en su valor supondría una disminución del valor del cociente entre las velocidades superficiales de líquido y de gas en el conducto de elevación $-(U_{IR}/U_{gR})$ -.

Asimismo en la tabla 5.4.1.b se indican los intervalos en los que se encuentran las variables introducidas en el ajuste de la expresión (5.4.1.a) a partir de los resultados experimentales.

Tabla 5.4.1.b. Intervalos de las variables en la expresión (5.4.1.a).

U_{IR}/U_{gR}		Re_{gR}		ε_{gR}		d_R/D_T		h_R/H	
Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
5,3	207	18	996	0,0007	5,67	0,1	0,32	0,51	0,92

Con objeto de comprobar la incidencia de las variables de diseño y de operación en la expresión (5.4.1.a) se han representado gráficamente en la figura 5.4.1.a, las velocidades superficiales de líquido en los conductos de elevación calculadas con dicha expresión frente a las correspondientes velocidades superficiales de líquido experimentales. En dicha figura se observa que se producen desviaciones significativas en la estimación de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - con la expresión adimensional (5.4.1.a) en los siguientes casos. En los conductos de elevación completo y mitad de 0,044 m de diámetro en el tanque 1/3, en los que divergen los valores de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación $-U_{IR}$ - estimados frente a los experimentales al superarse los 0,8 m/s, siendo mayores las velocidades superficiales calculadas que las experimentales. En los tanques CC1 y CC2 para los conductos de elevación de menor diámetro (0,125 m) de longitudes completa y mitad, que se corresponden a escala con los conductos de elevación de 0,044 m de diámetro utilizados en el tanque 1/3. Igualmente se ha observado una tendencia divergente en los valores de la velocidad superficial de líquido estimados frente a los experimentales, aunque en este caso han resultado menores las velocidades superficiales calculadas respecto a las experimentales.

A pesar de estas consideraciones debe mencionarse que para todos los conductos de elevación la estimación de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación – U_{IR} – que se ha efectuado con la expresión (5.4.1.a), ha resultado muy aproximada para los valores inferiores a los 0,8 m/s , habiéndose encontrado pequeñas desviaciones en casi todos los casos.

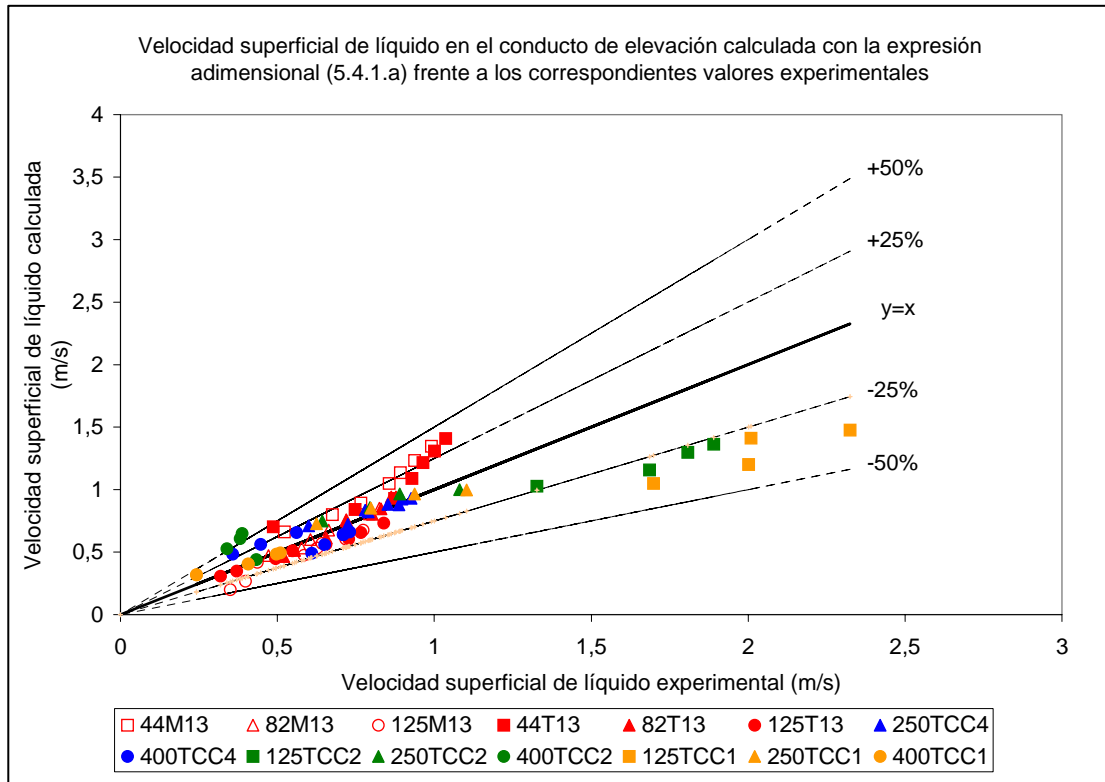


Figura 5.4.1.a. Velocidades superficiales de líquido en los conductos de elevación – U_{IR} – calculadas con la expresión adimensional (5.4.1.a) frente a los correspondientes valores experimentales.

5.4.2. Velocidad media de circulación de líquido inducida en los tanques con dispersión libre del gas

A continuación se presenta una expresión adimensional para la estimación atendiendo a criterios de cambio de escala de la velocidad media de circulación de líquido \bar{V} - en los tanques con dispersión libre del gas, resultando del ajuste de los datos experimentales correspondientes a la presente Memoria la siguiente expresión (5.4.2.a):

$$\frac{\bar{V}}{U_{gT}} = 242 \cdot \text{Re}_{gT}^{-0,37} \left(\frac{H}{D_T} \right)^{-0,05} \quad R^2 = 0,85 \quad (5.4.2.a)$$

En la expresión (5.4.2.a) se ha relacionado la razón $-(\bar{V}/U_{gT})$ - de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque \bar{V} - y de la velocidad superficial de gas en el tanque U_{gT} -, con el número de Reynolds del gas en el tanque $-\text{Re}_{gT}$ -, y la relación altura de retenido líquido / diámetro del tanque $-(H/D_T)$. Dicha expresión es una adaptación al caso de tanques con dispersión libre del gas de la expresión (5.4.1.a) propuesta en el apartado anterior para ser aplicada a tanques con conducto de elevación en sistemas líquido-gas.

El número de Reynolds de gas en el tanque $-\text{Re}_{gT}$ - se ha definido mediante la expresión (5.4.2.b) que se presenta a continuación:

$$\text{Re}_{gT} = \frac{U_{gT} \cdot D_T \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad (5.4.2.b)$$

Las variables que aparecen en el número de Reynolds del gas en el tanque $-\text{Re}_{gT}$ - han sido las siguientes: la velocidad superficial de gas en el tanque U_{gT} -, el diámetro del tanque D_T -, la densidad del gas en el tanque ρ_g - igual a $1,29 \text{ Kg/m}^3$, y la viscosidad del gas en el tanque μ_g - igual a $1,8 \cdot 10^{-5} \text{ kg}\cdot\text{m/s}$.

El haber considerado el número de Reynolds del gas en el tanque frente a por ejemplo el número de Reynolds del líquido en el tanque, se ha debido a que en dicho número adimensional la velocidad superficial de gas en el tanque U_{gT} y el diámetro del tanque D_T - serían variables de diseño que se podrían introducir directamente en la modelización y el cambio de escala de los tanques líquido-gas en su configuración de dispersión libre del gas, mientras que la velocidad superficial del líquido no se conocería a priori.

Representando gráficamente los valores calculados con la expresión adimensional (5.4.2.a) de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque \bar{V} - frente a los correspondientes valores experimentales se ha obtenido la figura 5.4.2.a que aparece a continuación.

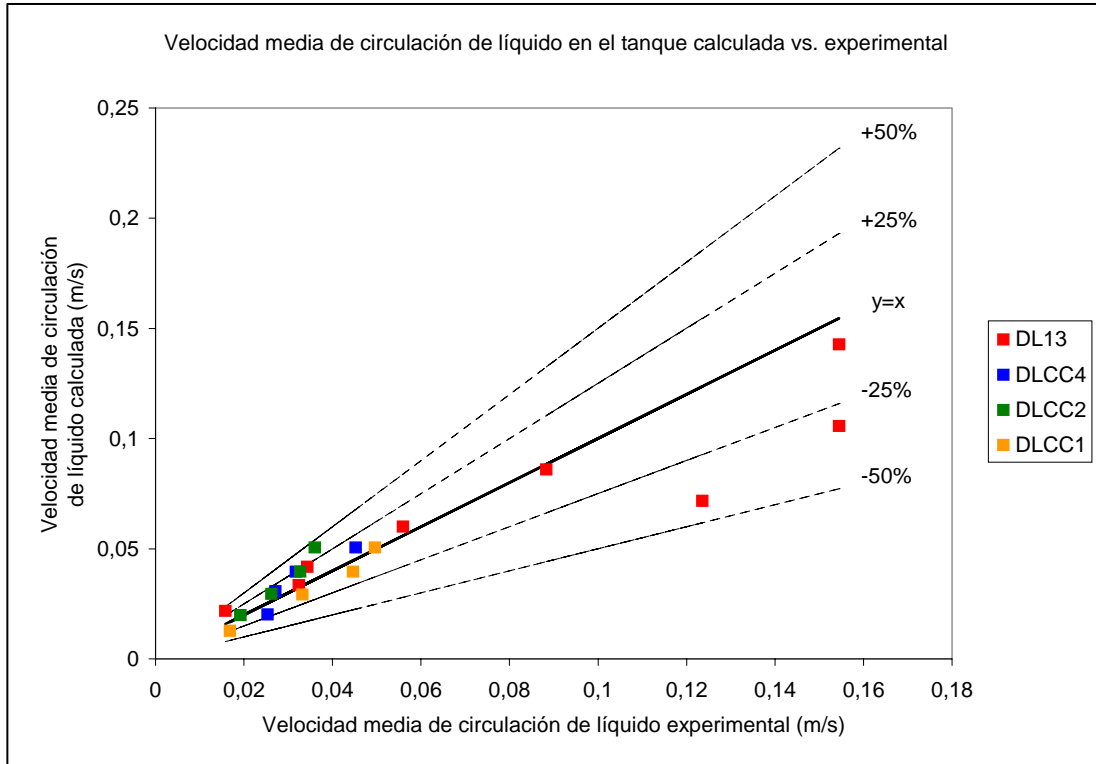


Figura 5.4.2.a. Representación gráfica de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque \bar{V} calculada con la expresión adimensional (5.4.2.a) frente a la experimental.

Como puede apreciarse en la figura 5.4.2.a los puntos obtenidos de la aplicación de la expresión adimensional (5.4.2.a) se han encontrado uniformemente distribuidos alrededor de la línea $y=x$, presentando desviaciones inferiores al 50%.

El exponente de valor $-0,05$ que se ha obtenido para la razón altura de retenido líquido en el tanque / diámetro del tanque $-H/D_T-$ indica una pequeña influencia de dicho término en la razón de la velocidad media de circulación de líquido y de la velocidad superficial de gas en los tanques sin conducto de elevación \bar{V}/U_{gT} . Por ello se consideró el realizar un nuevo ajuste de los datos experimentales de la presente Memoria con una expresión similar a la (5.4.2.a) en la que se omitiera dicho término, habiéndose obtenido la siguiente expresión (5.4.2.c):

$$\frac{\bar{V}}{U_{gT}} = 228 \cdot Re_{gT}^{-0,36} \quad R^2 = 0,83 \quad (5.4.2.c)$$

Representando gráficamente los valores calculados de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque \bar{V} calculada con la expresión adimensional (5.4.2.c) frente a los correspondientes valores experimentales se ha obtenido la figura 5.4.2.b que aparece a continuación:

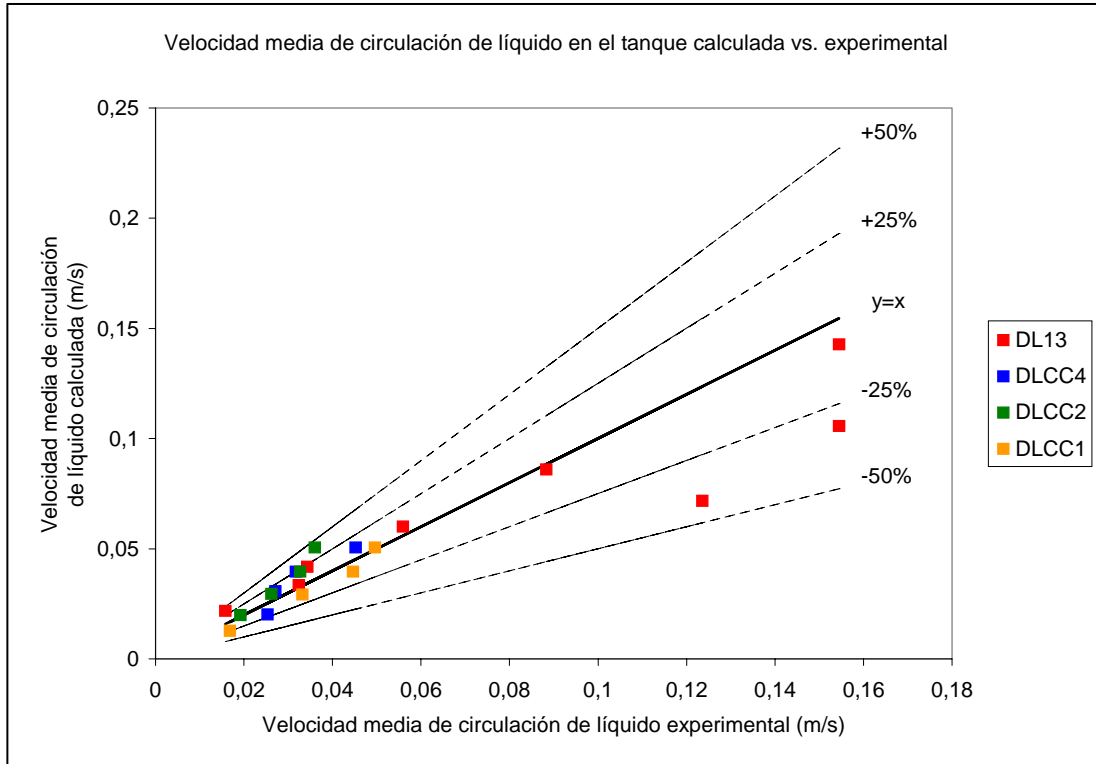


Figura 5.4.2.b. Representación gráfica de la velocidad media de circulación de líquido en el tanque \bar{V} calculada con la expresión adimensional (5.4.2.c) frente a la experimental.

Como puede apreciarse en la figura 5.4.2.b los puntos obtenidos de la aplicación de la expresión adimensional (5.4.2.c) se han encontrado uniformemente distribuidos, siendo dicha figura similar a la figura 5.4.2.a.

En la siguiente tabla 5.4.2.a se presentan los exponentes correspondientes a cada una de las variables que se obtuvieron en los ajustes realizados de las expresiones adimensionales (5.4.2.a) y (5.4.2.c).

Tabla 5.4.2.a. Constante y exponentes en las expresiones adimensionales (5.4.2.a) y (5.4.2.c), correspondientes a las variables siguientes: al número de Reynolds del gas en el tanque Re_{gT} y a la razón altura de retenido líquido en el tanque / diámetro del tanque H/D_T . Adjuntándose el coeficiente de correlación R^2 obtenido en los ajustes.

\bar{V}/U_{gT}	Constante	Re_{gT}	H/D_T	R^2
		Exponente	Exponente	
Expresión (5.4.2.a)	242	-0,37	-0,05	0,85
Expresión (5.4.2.c)	228	-0,36	-	0,83

En el diseño y cambio de escala de un tanque líquido-gas sin conducto de elevación (dispersión libre del gas) se considera como un factor de interés en la operación del tanque, el conseguir una mayor razón entre la velocidad media de circulación de líquido en el tanque y la velocidad superficial de gas en el tanque \bar{V}/U_{gT} , puesto que implica una mayor velocidad

media de circulación de líquido en el tanque para una velocidad superficial de gas en el tanque $-U_{gT}$, de forma que se consiga con un menor consumo de gas inyectado en el tanque.

Tal como se aprecia en la tabla 5.4.2.a al comparar el exponente obtenido para el número de Reynolds del gas en el tanque $-Re_{gT}$ ha resultado ser parecido en las dos expresiones adimensionales (5.4.2.a) y (5.4.2.c), pudiéndose por lo tanto considerar despreciable la influencia de la razón altura de líquido / diámetro del tanque $-H/D_T$ en la razón velocidad media de circulación de líquido en los tanques sin conducto de elevación / velocidad superficial de gas en el tanque $-\bar{V}/U_{gT}$. Este hecho se corroboraría al comparar las figuras 5.4.2.a y 5.4.2.b, y al comparar también los coeficientes de correlación R^2 que se han mantenido similares en ambos ajustes.

El exponente correspondiente del número de Reynolds del gas en el tanque $-Re_{gT}$ obtenido en ambas expresiones adimensionales (5.4.2.a) y (5.4.2.c) ha tomado respectivamente un valor de $-0,37$ y de $-0,36$. El signo negativo es análogo al obtenido en los tanques provistos de conducto de elevación.

A continuación en la tabla 5.4.2.b se presentan los intervalos definidos por la experimentación en los que se encontraban comprendidas las variables que aparecen en las expresiones adimensionales (5.4.2.a) y (5.4.2.c).

Tabla 5.4.2.b. Intervalos en los que se encontraban comprendidos los valores que tomaban las variables velocidad media de circulación de líquido en el tanque $-\bar{V}$, velocidad superficial de gas en el tanque $-U_{gT}$ y el número de Reynolds del gas en el tanque $-Re_{gT}$ en las expresiones adimensionales (5.4.2.a) y (5.4.2.c).

\bar{V}		U_{gT}		Re_{gT}	
Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
0,016	0,15	$1,4 \cdot 10^{-4}$	$3,3 \cdot 10^{-3}$	5,2	107,5

5.4.3. Propuesta de una expresión para el cálculo del coeficiente de pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación

• Coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación

A continuación se ha propuesto una expresión adimensional para el cálculo del coeficiente de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación. La expresión que se ha propuesto es similar a la de Chisti y col. (10) puesto que ha considerado la dependencia de dicho coeficiente de la razón entre las áreas de la zona anular de descenso y del área del conducto de elevación $-S_D/S_R-$, pero además se ha introducido la razón de la altura y del diámetro del conducto de elevación $-h_R/d_R-$.

$$K_B = 0,80 \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^{2,07} \left(\frac{h_R}{d_R} \right)^{-0,13} \quad R^2 = 0,99 \quad (5.4.3.a)$$

A continuación en la figura 5.4.3.a se han representado los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación calculados con la expresión (5.4.3.a) junto a los correspondientes valores experimentales obtenidos para cada diseño de tanque.

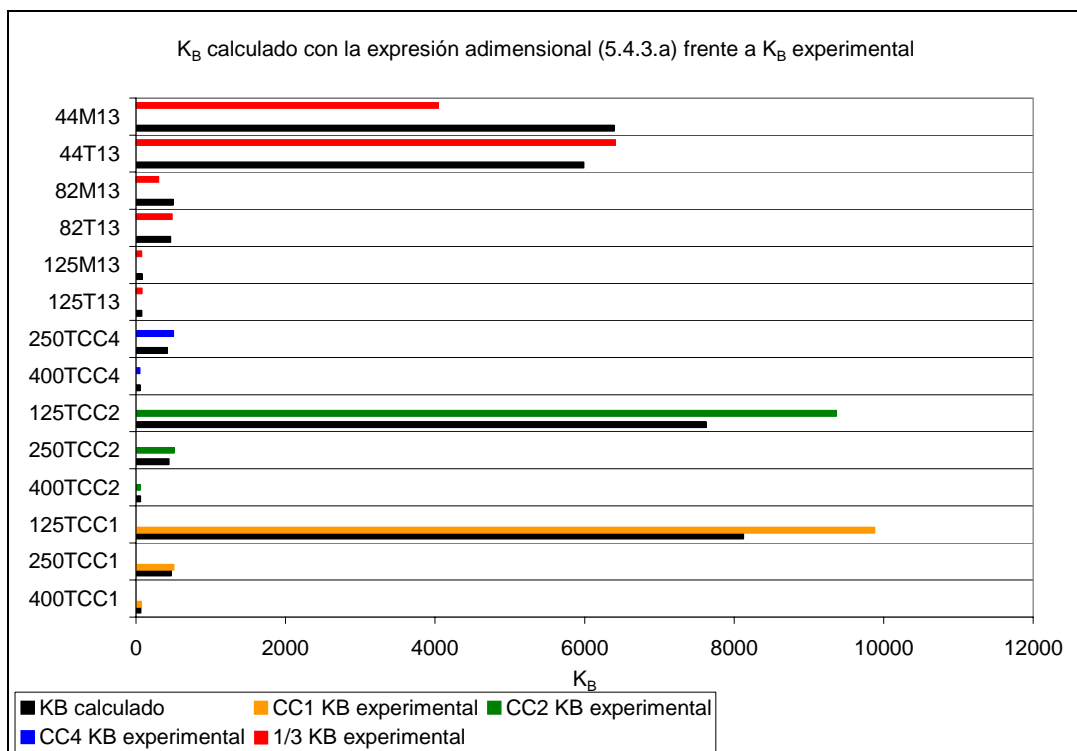


Figura 5.4.3.a. Representación de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación $-K_B-$ calculados con la expresión adimensional (5.4.3.a) frente a los correspondientes valores experimentales para los diferentes diseños de tanque ensayados.

En la figura 5.4.3.a se observa que los coeficientes de pérdida de presión a la entrada de los conductos de elevación calculados con la expresión adimensional (5.4.3.a) y los correspondientes experimentales son casi iguales en los conductos de mayor diámetro y en los

de diámetro intermedio. En los conductos de elevación de menor diámetro los valores calculados se aproximan a los experimentales, apreciándose que la introducción del término de la razón de la altura y del diámetro del conducto de elevación $-h_R/d_R-$ ha permitido describir mejor el aumento del coeficiente de pérdida de presión a la entrada que se ha encontrado en los conductos de elevación de longitud completa respecto a los de longitud mitad.

En la siguiente tabla 5.4.3.a se muestran la constante y los exponentes que obtuvieron Chisti y col. (10) para la ecuación que propuso, junto a los obtenidos tanto por reajuste de aquella ecuación con los datos experimentales, y los obtenidos en la presente propuesta de modificación de la expresión. La expresión generalizada para todos los casos es la siguiente:

$$K_B = \omega \cdot \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^\chi \cdot \left(\frac{h_R}{d_R} \right)^\delta$$

Tabla 5.4.3.a. Valores que toman la constante y los exponentes en las diferentes ecuaciones propuestas para el cálculo del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación.

Variables		$-S_D/S_R-$	$-h_R/d_R-$	R^2
Cte. y exponentes	ω	χ	δ	
Chisti y col. (10)	11,4	0,79	-	0,99
Ecuación (5.3.5.b)	0,73	2,02	-	0,98
Ecuación (5.4.3.a)	0,80	2,07	-0,13	0,99

El exponente obtenido en el ajuste de la ecuación (5.4.3.a) con los datos experimentales para la razón de las áreas de la zona anular de descenso y del conducto de elevación no varía apenas al no considerar el término correspondiente a la razón de la altura y el diámetro del conducto de elevación. El exponente deducido del ajuste de la ecuación (5.4.3.a) con los datos experimentales para la razón de la altura y el diámetro del conducto de elevación ha tomado un valor de -0,13.

Por lo tanto se ha encontrado que en el valor que toma el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación es mayor la influencia de la razón de áreas $-S_D/S_R-$ que la influencia de la razón de la altura y el diámetro del conducto de elevación $-h_R/d_R-$, por ser el exponente mayor para la razón de áreas. Siendo el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación mayor al aumentar el área de la zona anular de descenso y al disminuir el área de paso del conducto de elevación.

El valor del exponente de la razón de áreas, se justifica en función de los valores con los que se ha operado los tanques con sistemas gas-líquido y en relación a la referencia para evaluar los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B-$ (la velocidad superficial del líquido en la zona anular de descenso $-U_{ID}-$), en donde los valores de dicho coeficiente $-K_B-$ son generalmente elevados.

Todas estas consideraciones son válidas únicamente dentro del intervalo en que se encontraban las variables en la experimentación realizada. Chisti y col. (10) obtuvieron la constante y el exponente para el cociente de las áreas de la zona anular de descenso y del

conducto de elevación que propuso y ajustó con los datos experimentales propios y los de otros autores: Hatch (34) y Jones (35). Dichos intervalos se muestran en la tabla 5.4.3.b junto a los pertenecientes a la presente experimentación.

Tabla 5.4.3.b. Intervalos de las variables experimentales en los diferentes trabajos.

	K_B	V (m ³)	H (m)	h_R (m)	d_R (m)	S_R/S_D	h_R/d_R
Chisti (10) <i>IALT (i)</i>	5,00	1,058	2,32	h_D 2,06	d_D 0,355	3,61	h_D/d_D 5,80
Hatch (34) <i>IALT (d)</i>	16,98	0,20	2,80	2,60	0,206	0,89	16,64
Jones (35) <i>IALT (d)</i>	9,22	0,06	1,33	1,22	0,146	0,54	8,38
Experimental <i>IALT (d)</i>	50→ 9879	0,16→4	1,236→ 3,610	0,63→3,16	0,044→ 0,400	0,01→ 0,11	5,04→ 25,28

Claves: *IALT (i)*: tanque airlift de circulación interna inversa.

IALT (d): tanque airlift de circulación interna directa.

Tal y como se observa en tabla 5.4.3.b en la presente experimentación se ha llegado a trabajar con volúmenes de retenido líquido mayores a los de Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35), al alcanzarse los 4 m³ frente a los 1,058 de Chisti (10); en cuanto a la altura de líquido en la presente experimentación abarca los intervalos de los trabajos de Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35); los conductos de diámetros 0,044 , 0,082 y 0,125 metros de la presente experimentación son de diámetros bastante más inferiores que los experimentados por Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35).

La relación de áreas entre el conducto de elevación y la zona anular de descenso - S_R/S_D - ha sido bastante inferior en la experimentación de la presente Memoria de Tesis Doctoral, el valor superior ha sido de 0,11 frente al mínimo de 0,54 experimentado por Jones (35). De este hecho se desprende el que los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación - K_B - encontrados en el presente trabajo experimental hayan sido bastante mayores que los de los autores reseñados [Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35)].

La relación de la altura y del diámetro del conducto de elevación - h_R/d_R - empleada en la experimentación ha abarcado la correspondiente a la de los trabajos de Chisti y col. (10), Hatch (34) y Jones (35).

• Coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación

A continuación se propone una expresión adimensional (5.4.3.b) que permitirá la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación - K_T -, puesto que no se ha encontrado bibliografía al respecto y se ha considerado necesaria su estimación para poder abordar con éxito el cálculo de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación mediante la ecuación (2.2.2.a) propuesta por Chisti y col. (10). En una primera aproximación se ha relacionado dicho coeficiente con la razón de áreas transversales de la zona anular de descenso y del conducto de elevación - S_D/S_R -, así como con la razón de las alturas del conducto de elevación y de las alturas de líquido en el tanque - h_R/H -.

$$K_T = 0,87 \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^{0,04} \left(\frac{h_R}{H} \right)^{1,02} \quad R^2 = 0,93 \quad (5.4.3.b)$$

En la figura 5.4.3.b se representan gráficamente los valores del coeficiente de pérdida de presión calculados con la expresión adimensional (5.4.3.b) frente a los correspondientes valores experimentales.

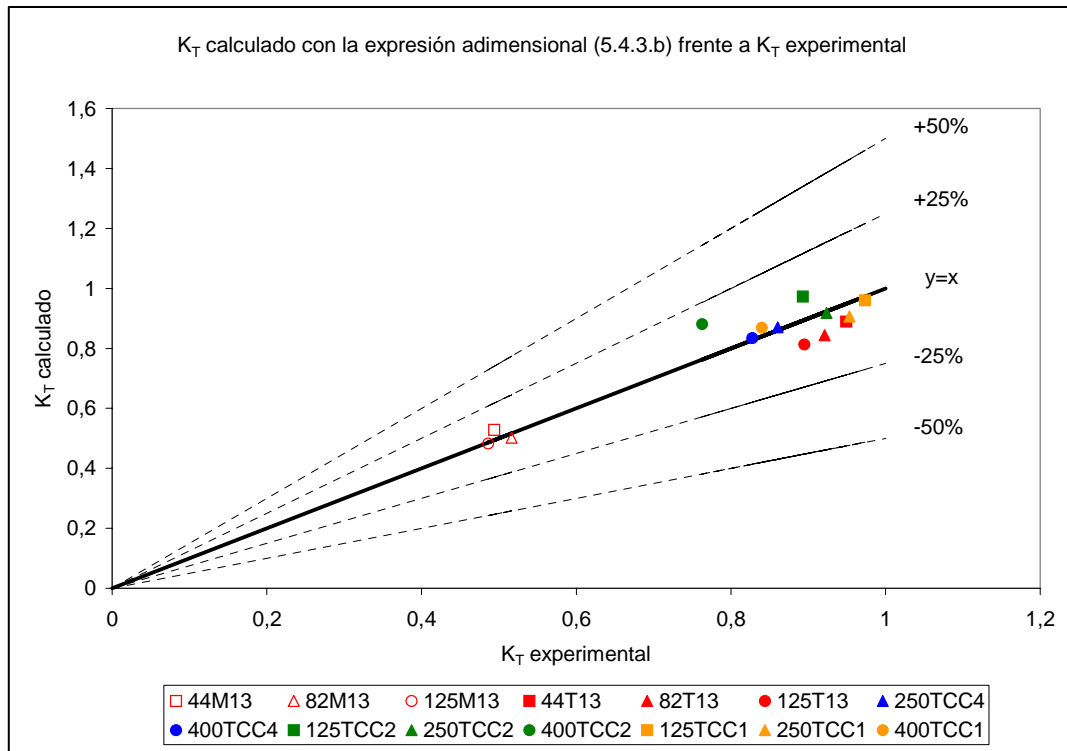


Figura 5.4.3.b. Representación de los coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación $-K_T-$ calculados con la expresión adimensional (5.4.3.b) frente a los correspondientes valores experimentales para los diferentes diseños de tanque ensayados.

En la figura 5.4.3.b se aprecia que los coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación calculados con la expresión adimensional (5.4.3.b) son bastante aproximados a los experimentales, teniéndose desviaciones inferiores al 25% en todos los casos, además el coeficiente de correlación obtenido toma un valor de 0,93.

Comparando el exponente obtenido para la razón de áreas de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-S_D/S_R-$ que toma un valor de 0,04, con el exponente de la razón de alturas del conducto de elevación y la altura de líquido en el tanque $-h_R/H-$ que toma un valor de 1,02, se podría considerar despreciable la influencia de la razón de áreas en el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación. Para comprobar la corrección de dicha consideración se ha realizado un nuevo ajuste en el que se ha eliminado dicha razón de áreas, resultando la expresión adimensional (5.4.3.c) que se presenta a continuación:

$$K_T = 1,00 \left(\frac{h_R}{H} \right)^{1,01} \quad R^2 = 0,91 \quad (5.4.3.c)$$

En la figura 5.4.3.c se representan gráficamente los valores del coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación calculados con la ecuación (5.4.3.c) frente a los correspondientes valores experimentales.

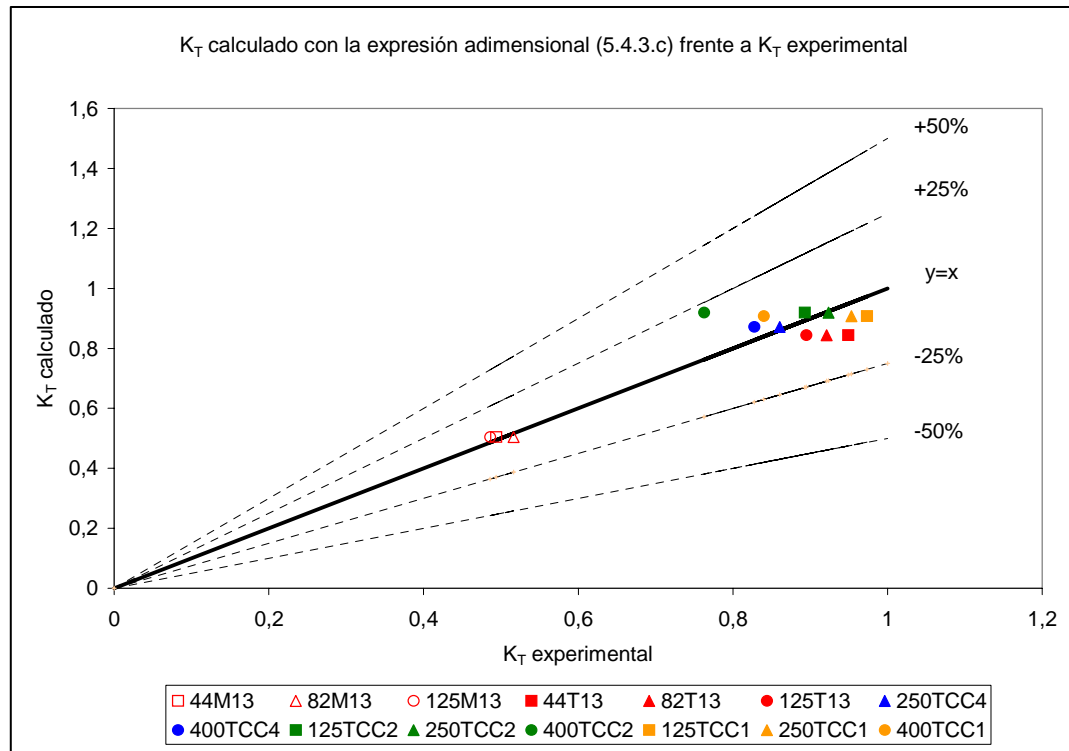


Figura 5.4.3.c. Representación de los coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación $-K_T$ calculados con la expresión adimensional (5.4.3.c) frente a los correspondientes valores experimentales para los diferentes diseños de tanque ensayados.

Observando la figura 5.4.3.c se aprecia que los coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación calculados con la expresión adimensional (5.4.3.c) han resultado aproximados a los experimentales, con desviaciones inferiores al 25%, y el coeficiente de correlación R^2 ha tomado un valor de 0,91.

Los resultados que se representan en las figuras 5.4.3.b y 5.4.3.c han resultado similares, aunque debe indicarse que en la figura 5.4.3.c se ha apreciado que, al no considerarse el término de razón de áreas $-S_D/S_R$ en la expresión (5.4.3.c), los valores del coeficiente de pérdida de presión a la salida $-K_T$ calculados han sido iguales para los conductos de igual razón de altura del conducto de elevación a altura de líquido $-h_R/H$. Pese a ello sería posible utilizar dicha expresión como una buena aproximación para la predicción de los coeficientes de pérdida de presión a la salida de los conductos de elevación.

A continuación se resume en la tabla 5.4.3.c los valores de la constante y los exponentes obtenidos para la ecuación general que engloba a las anteriores:

$$K_T = \omega \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^\chi \left(\frac{h_R}{H} \right)^\delta$$

Tabla 5.4.3.c. Valores de la constante y los exponentes en las expresiones adimensionales (5.4.3.b) y (5.4.3.c) propuestas para el cálculo del coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación.

Variables		$-S_D/S_R-$	$-h_R/H-$	R^2
Cte. y exponentes	ω	χ	δ	
Chisti y col. (10)	-	-	-	-
Ecuación (5.4.3.b)	0,87	0,04	1,02	0,93
Ecuación (5.4.3.c)	1,00	-	1,01	0,91

Los exponentes obtenidos en el ajuste de la ecuación con los datos experimentales de la razón de la altura del conducto de elevación y de la altura de retenido líquido $-h_R/H-$, ha tomado un valor prácticamente idéntico en ambas ecuaciones, de 1,01 frente a 1,02. El exponente obtenido en el ajuste de la ecuación (5.4.3.b) con los datos experimentales para la razón de áreas de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-S_D/S_R-$ ha sido de 0,04.

Por lo tanto se ha encontrado que el valor que ha tomado el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación ha sido mayor la influencia de la relación de alturas $-h_R/H-$, que la influencia de la relación de áreas $-S_D/S_R-$, por ser el exponente mayor para la relación de alturas.

Así el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-K_T-$ aumentaría al aumentar la razón altura del conducto de elevación a altura de retenido líquido $-h_R/H-$. La relación de áreas sería despreciable en su influencia en el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación.

Chisti y col. (10) no propusieron ninguna expresión para el cálculo de la pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-K_T-$ dado que consideraron despreciable dicha pérdida de presión frente a la pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_T-$ en los casos, supuestos y diseños utilizados.

Todas estas consideraciones serían válidas únicamente dentro del intervalo en que se encontraban las variables en la experimentación realizada correspondiente a la presente Memoria de Tesis Doctoral. Dichos intervalos se muestran en la tabla 5.4.3.d junto a los pertenecientes a la experimentación de Chisti y col. (10).

Tabla 5.4.3.d. Intervalos de las variables experimentales en los diferentes trabajos.

	K_T	V (m ³)	H (m)	d_R (m)	S_R/S_D	h_R/H
Chisti y col. (10) <i>IALT (i)</i>	-	1,058	2,32	d_D 0,355	3,61	h_D/H 0,89
Experimental <i>IALT (d)</i>	0,49→ 0,97	0,16→4	1,236→3,61	0,044→0,4	0,01→0,11	0,51→0,92

Claves: *IALT (i)*: tanque airlift de circulación interna inversa.

IALT (d): tanque airlift de circulación interna directa.

La relación de alturas entre el conducto de elevación y la zona anular de descenso - h_R/H - correspondiente al trabajo de Chisti y col. (10) era aproximada al límite superior del presente trabajo experimental. En los conductos de longitud mitad se han alcanzado valores de dicha relación inferiores al ensayado por Chisti y col. (10).

5.4.4. Tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas

En la búsqueda de una expresión adimensional para la determinación de los tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas estudiados al realizar el cambio de escala, debería considerarse la mezcla como consecuencia del movimiento del líquido inducido por la introducción del gas en el sistema, y además habría una dependencia del volumen de retenido líquido y de las razones geométricas.

En la consideración de las diferentes relaciones geométricas debe distinguirse entre los tanques con conductos de elevación y los tanques sin conductos de elevación (dispersión libre del gas). A continuación se tratan separadamente ambos diseños de tanque, proponiéndose expresiones adimensionales para cada uno de los casos.

Tanques con conductos de elevación

Se propone la siguiente expresión adimensional (5.4.4.a) para la determinación de los tiempos de mezcla en los tanques con conductos de elevación al efectuar el cambio de escala, en la que aparecen la constante y los exponentes obtenidos por ajuste de los datos experimentales, junto al coeficiente de correlación R^2 :

$$\frac{T_m}{T_R} = \frac{T_m}{V/Q_l} = 3,57 \cdot \left(\frac{d_R}{D_T}\right)^{-1,43} \cdot \left(\frac{h_R}{H}\right)^{-0,82} \quad R^2 = 0,90 \quad (5.4.4.a)$$

En dicha expresión adimensional (5.4.4.a) se han relacionado las siguientes variables: el tiempo de mezcla $-T_m-$, el tiempo medio de residencia $-T_R-$ que es el cociente entre el volumen de retenido líquido en el tanque $-V-$ y el caudal de circulación de líquido $-Q_l-$, el cociente (d_R/D_T) del diámetro del conducto de elevación $-d_R-$ y el diámetro del tanque $-D_T-$, y por último el cociente (h_R/H) de la altura del conducto de elevación $-h_R-$ y la altura de líquido en el tanque $-H-$.

La constante y los exponentes para las diferentes variables en la ecuación (5.4.4.a) se muestran en la tabla 5.4.4.a. siguiente, junto al coeficiente de correlación R^2 :

Tabla 5.4.4.a. Constante y exponentes de cada una de las variables en la ecuación (5.4.4.a).

Variables		d_R/D_T	h_R/H	R^2
Constante	3,57			0,90
Exponentes		-1,43	-0,82	

Los intervalos para los valores que han tomado cada una de las variables empleadas en el ajuste fueron los que aparecen en la tabla 5.4.4.b.

Tabla 5.4.4.b. Intervalos de las variables en la ecuación (5.4.4.a).

T_m/T_R		d_R/D_T		h_R/H	
Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
$3,5 \cdot 10^{-5}$	0,006	0,1	0,32	0,51	0,92

En la figura 5.4.4.a se muestra una representación gráfica del tiempo de mezcla calculado mediante la expresión (5.4.4.a), frente al correspondiente valor experimental.

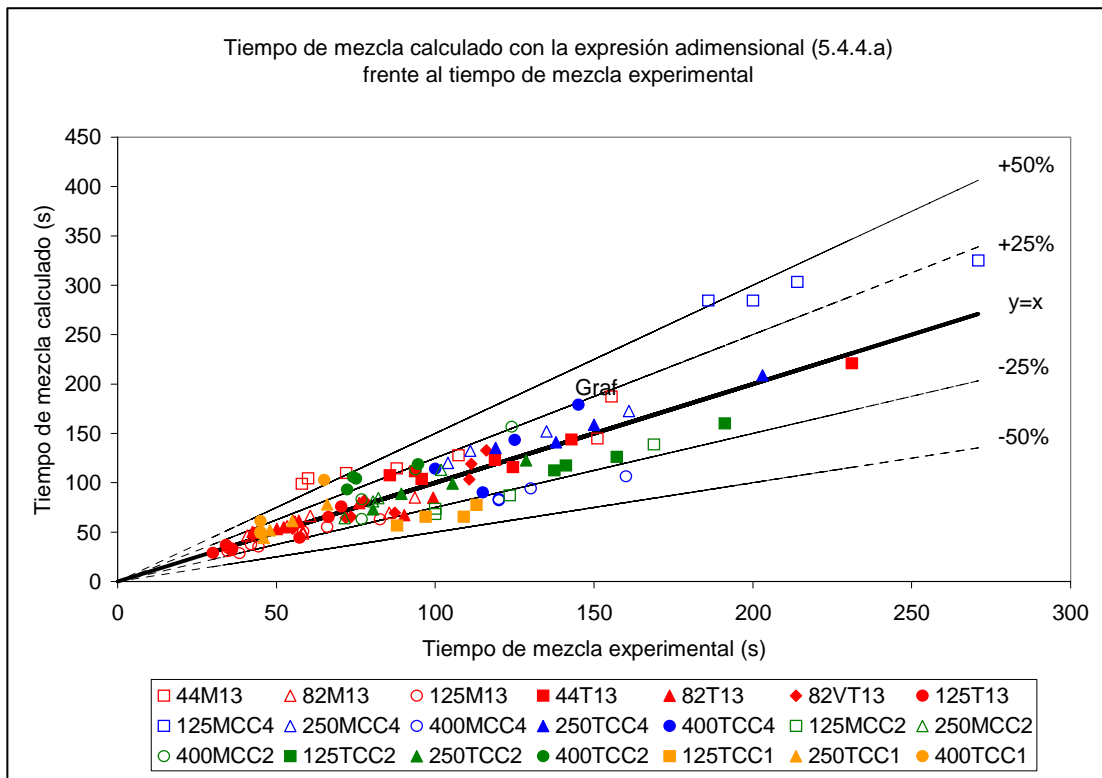


Figura 5.4.4.a. Representación del tiempo de mezcla calculado con la expresión adimensional (5.4.4.a) frente al correspondiente valor experimental.

En la figura 5.4.4.a se observa que la mayoría de los puntos se encuentran en la mayoría de los casos distribuidos alrededor de la isolínea $y=x$, con desviaciones menores al 50% en la mayoría de los casos. Siendo el que más se ha desviado el conducto de elevación de diámetro 0,125 m de longitud mitad del tanque CC4; y en el tanque 1/3 el conducto de diámetro 0,044 m de longitud mitad.

De la relación directa tiempo de mezcla / tiempo de residencia $-(T_m/T_R)$ - se deduce que el tiempo de mezcla $-T_m$ - aumentaría al hacerlo el tiempo de circulación $-T_R$ -. Al ser el tiempo medio de residencia el cociente entre el volumen de líquido y el caudal de circulación de líquido $-T_R=V/Q_1$ -, ello implica que el tiempo de mezcla $-T_m$ - aumentaría al aumentar el volumen de retenido líquido en el tanque $-V$ - y que además el tiempo de mezcla $-T_m$ - disminuiría al aumentar el caudal de líquido en el tanque $-Q_1$ -.

Además la razón tiempo de mezcla / tiempo medio de residencia $-(T_m/T_R)$ - aparece relacionada en la expresión adimensional (5.4.4.a) con las razones geométricas: diámetro del conducto de elevación / diámetro de tanque $-(d_R/D_T)$ -, y altura del conducto de elevación / altura de líquido en el tanque $-(H_R/H)$ -, siendo los exponentes para la primera de -1,429 y para la segunda de -0,815. Por lo tanto la razón tiempo de mezcla / tiempo medio de residencia $-(T_m/T_R)$ - disminuiría al aumentar dichas razones, en mayor medida al aumentar la razón diámetro del conducto de elevación / diámetro de tanque $-(d_R/D_T)$ - puesto que su exponente ha resultado ser mayor.

Todas estas consideraciones son válidas para los intervalos que aparecen en la tabla 5.4.4.b , mostrada anteriormente, para las variables de la ecuación (5.4.4.a).

Tanques con dispersión libre del gas

En la búsqueda de una expresión adimensional que posibilite el cambio de escala y la determinación de los tiempos de mezcla en los tanques sin conductos de elevación (dispersión libre del gas), se ha tratado de encontrar una similitud con la expresión adimensional (5.4.4.a), y se ha llegado a la conclusión de que se debería utilizar la siguiente expresión adimensional (5.4.4.b). En dicha expresión el cociente entre el tiempo de mezcla y el tiempo medio de residencia sería igual a una constante que ha resultado tener un valor de 1,14 , habiéndose obtenido un coeficiente de correlación R^2 igual a 0,9.

$$\frac{T_m}{T_R} = 1,14 \quad R^2 = 0,90 \quad (5.4.4.b)$$

Como puede apreciarse no se ha encontrado dependencia de dicha relación $-T_m/T_R-$ de las variables geométricas del tanque.

Dicha ecuación sería válida cuando el tiempo de mezcla $-T_m-$ se encontrase dentro del intervalo que se presenta en la siguiente tabla 5.4.4.c , que fue en el que se ajustó la expresión adimensional (5.4.4.b).

Tabla 5.4.4.c. Intervalo del tiempo de mezcla en la expresión adimensional (5.4.4.b).

T_m	
Mínimo	Máximo
11	238

A continuación en la figura 5.4.4.b se representan los tiempos de mezcla calculados mediante la expresión adimensional (5.4.4.b) frente a los correspondientes tiempos de mezcla experimentales, con objeto de comprobar la incidencia de las variables que aparecen en dicha expresión.

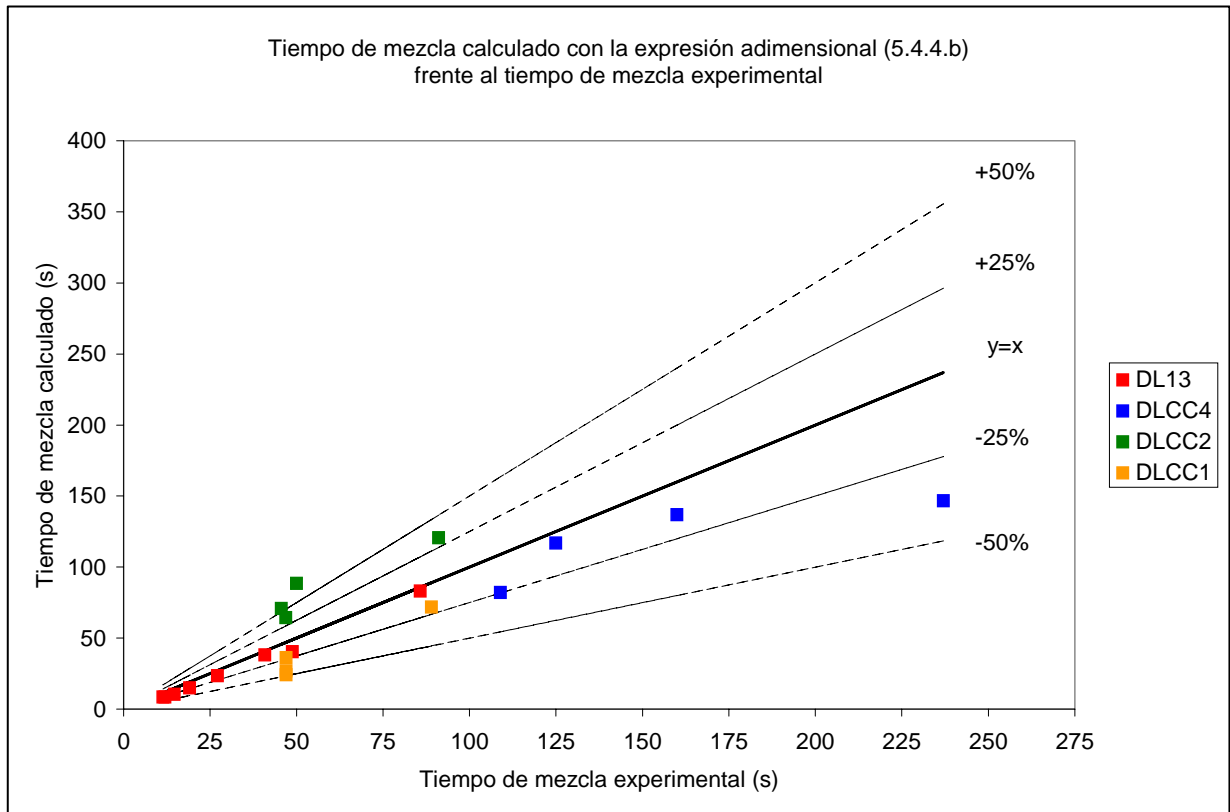


Figura 5.4.4.b. Representación de los tiempos de mezcla calculados con la expresión adimensional (5.4.4.b) frente a los correspondientes valores experimentales, para los casos ensayados en los diferentes tanques en su configuración de dispersión libre del gas.

En la figura 5.4.4.b se aprecia que la mayoría de los puntos se encuentran distribuidos alrededor de la isolínea $y=x$, las mayores desviaciones las presentan algunos puntos correspondientes a los siguientes casos: el punto correspondiente al caudal de gas más alto empleado en el tanque CC1, los dos puntos correspondientes a los caudales de gas intermedios empleados en el tanque CC2, y el punto correspondiente al caudal de gas más bajo empleado en el tanque CC4. No obstante aún habiendo estas desviaciones el coeficiente de correlación R^2 es 0,90, debido a que el resto de los casos se encuentran bien definidos por la expresión adimensional (5.4.4.b).

5.5. ANÁLISIS DEL GRADO DE MEZCLA EN LOS TANQUES CON LÍQUIDOS AGITADOS NEUMÁTICAMENTE

En el presente apartado se comentan los resultados obtenidos en la aplicación de los modelos de flujo expuestos en el capítulo 2, apartado 2.5, ecuaciones (2.5.f) a (2.5.k), y cuyos resultados aparecían en el capítulo 4, apartado 4.2, tablas 4.2.5 , 4.2.6 , 4.2.7 y 4.2.8. A partir de dichos resultados se realizaron las siguientes representaciones gráficas, figuras 5.5.a , 5.5.b , 5.5.c , y 5.5.d , en las que aparecen las correspondientes fracciones de volumen de mezcla y de volumen muerto, para las diferentes configuraciones de cada uno de los tanques ensayados.

El volumen del tanque que no contribuía con flujo de mezcla debía ser considerado como un volumen muerto dado que no existía una traslación de un valor determinado en el eje del tiempo sobre el origen de coordenadas y por lo tanto no había una fracción de volumen que contribuyese a la homogeneización con flujo pistón.

En los tanques 1/3, CC4 y CC2 la fracción de volumen de mezcla está comprendida entre el 70% y el 80%, acercándose más al 80% en el caso del tanque CC2. En el tanque CC1 se ha apreciado un aumento de la fracción del volumen de mezcla más allá del 80% llegando en algunos casos a superar el 90% y acercándose al 100%.

Por tanto debe mencionarse que existe una tendencia a aumentar la fracción de volumen de mezcla y por tanto a disminuir la fracción de volumen muerto al disminuir la relación altura/diámetro del tanque.

El diámetro y la altura del conducto de elevación no tienen tanta influencia como la relación altura/diámetro del tanque en la fracción de volumen con flujo de mezcla, siendo parecidas en los casos correspondientes al mismo diseño de tanque, y no siendo fácil establecer una regla general sobre que diámetro y altura del conducto de elevación proporcionaría una mayor fracción de volumen con flujo de mezcla más allá del caso de cada tanque considerado.

El aumento del caudal de gas para iguales configuraciones de tanque produce un aumento de la fracción de volumen de mezcla, dicho aumento es menor al conseguido según la variación de la relación altura/diámetro del tanque.

Asimismo se ha comprobado que en el tanque 1/3 y en el tanque CC4, que tienen la misma relación altura/diámetro, las fracciones de volumen de mezcla han resultado semejantes entre ambos tanques para todas las configuraciones.

Por lo tanto se concluye a partir de lo expuesto en este estudio que se conserva el tipo de flujo con el cambio de escala, siendo la relación altura/diámetro en el tanque un factor importante para lograr la mayor fracción de volumen de mezcla a medida que dicha relación tiende hacia la unidad. En este sentido, al final de este apartado se presenta la figura 5.5.e en la que se han comparado las fracciones de volumen de mezcla de los tanques 1/3 y CC4, apreciándose que efectivamente con el cambio de escala se ha conservado el flujo, al haberse encontrado que las fracciones de volumen de mezcla han resultado ser similares según la configuración para la misma relación altura/diámetro del tanque.

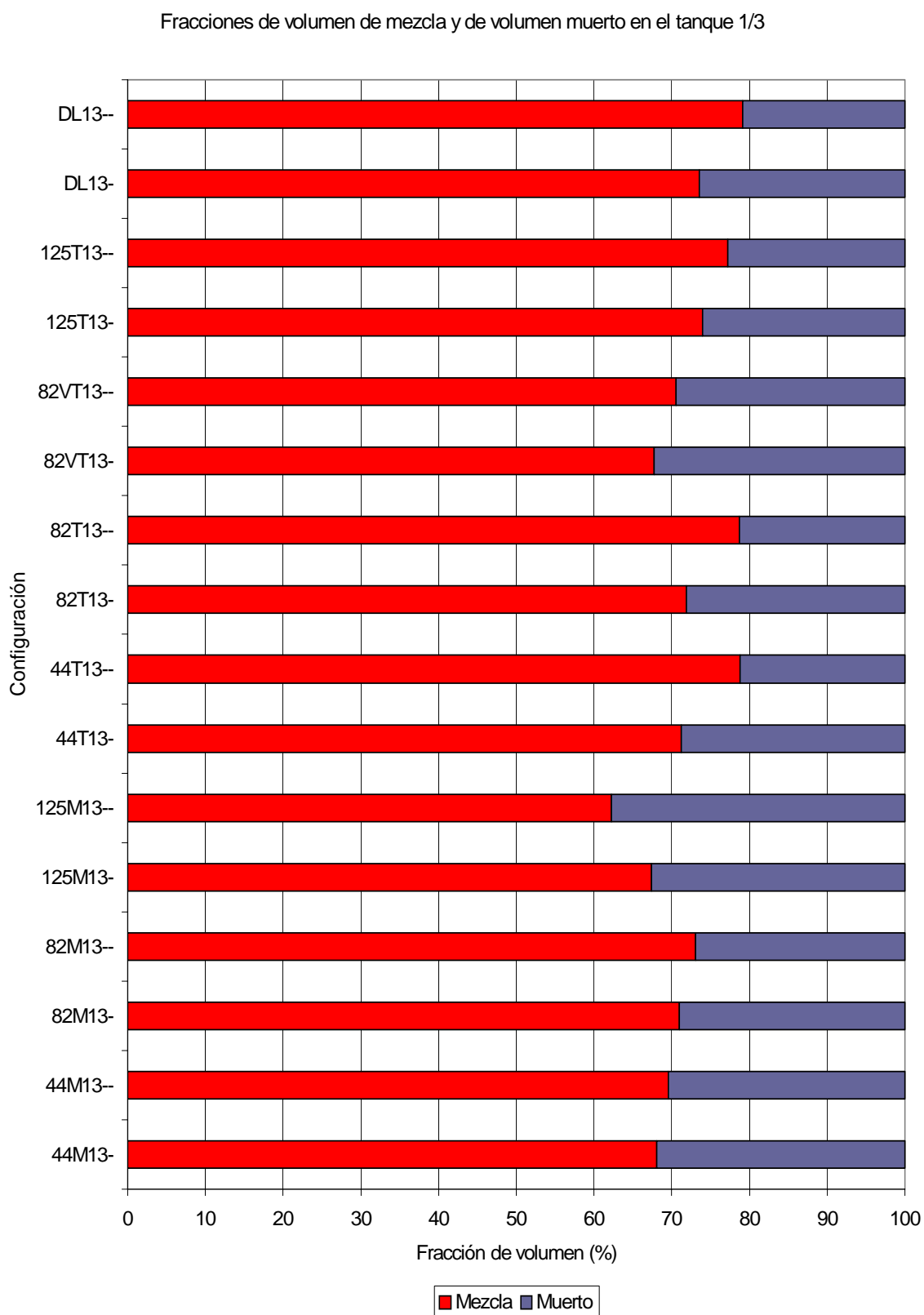


Figura 5.5.a. Representación de las fracciones de volumen de mezcla y de volumen muerto para las diferentes variables de diseño y de operación en el tanque 1/3.

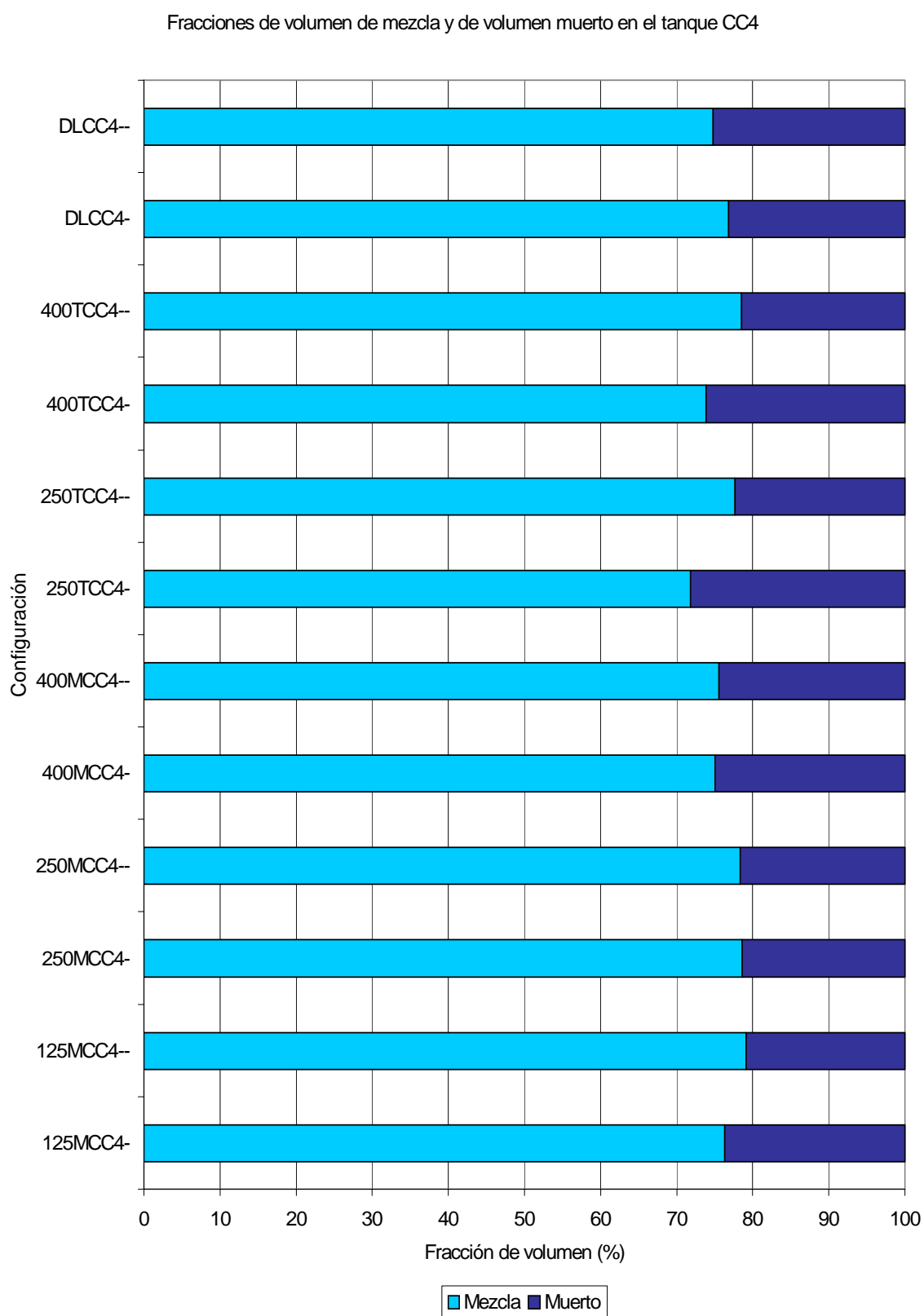


Figura 5.5.b. Representación de las fracciones de volumen de mezcla y de volumen muerto para las diferentes variables de diseño y de operación en el tanque CC4.

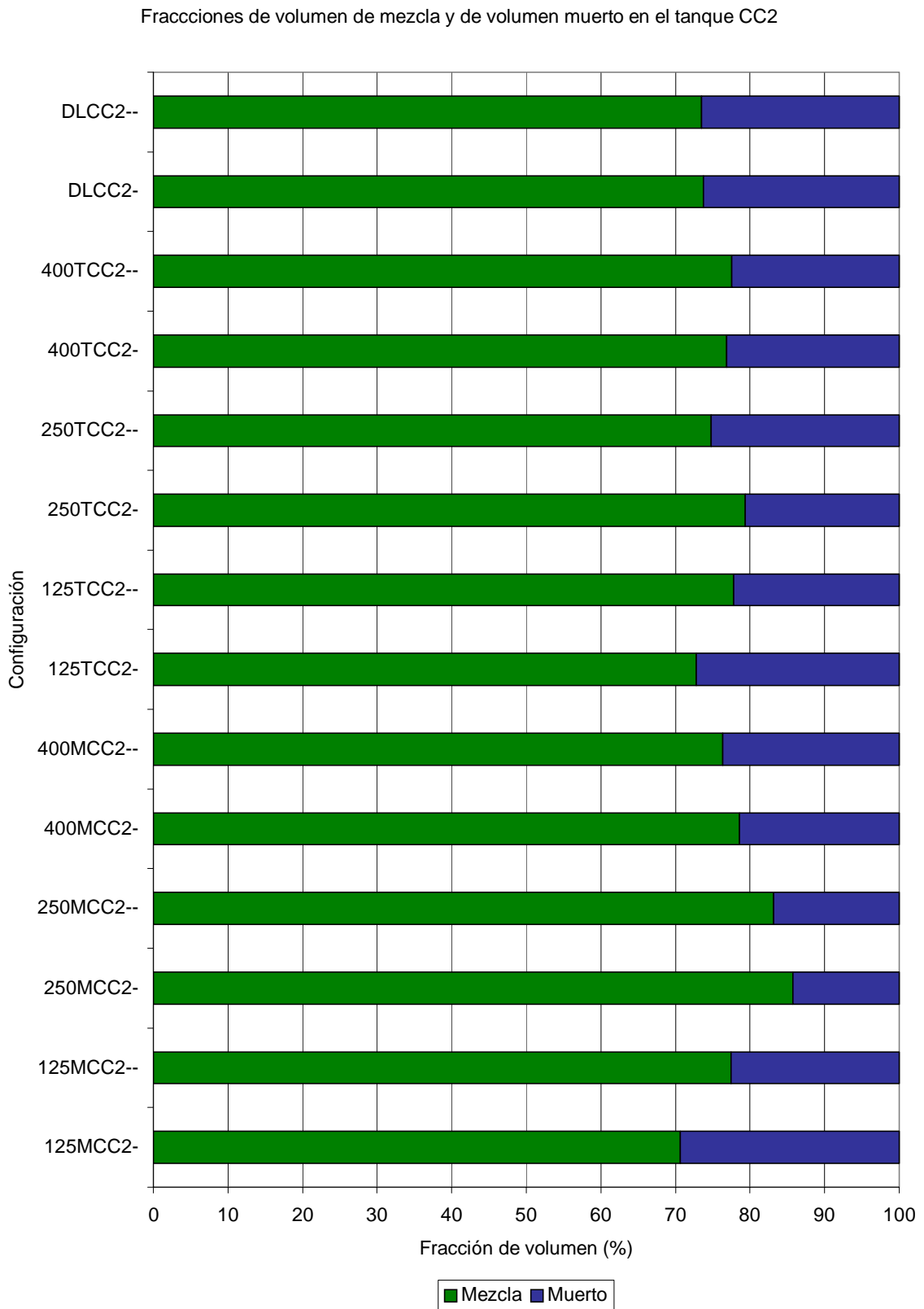


Figura 5.5.c. Representación de las fracciones de volumen de mezcla y de volumen muerto para las diferentes variables de diseño y de operación en el tanque CC2.

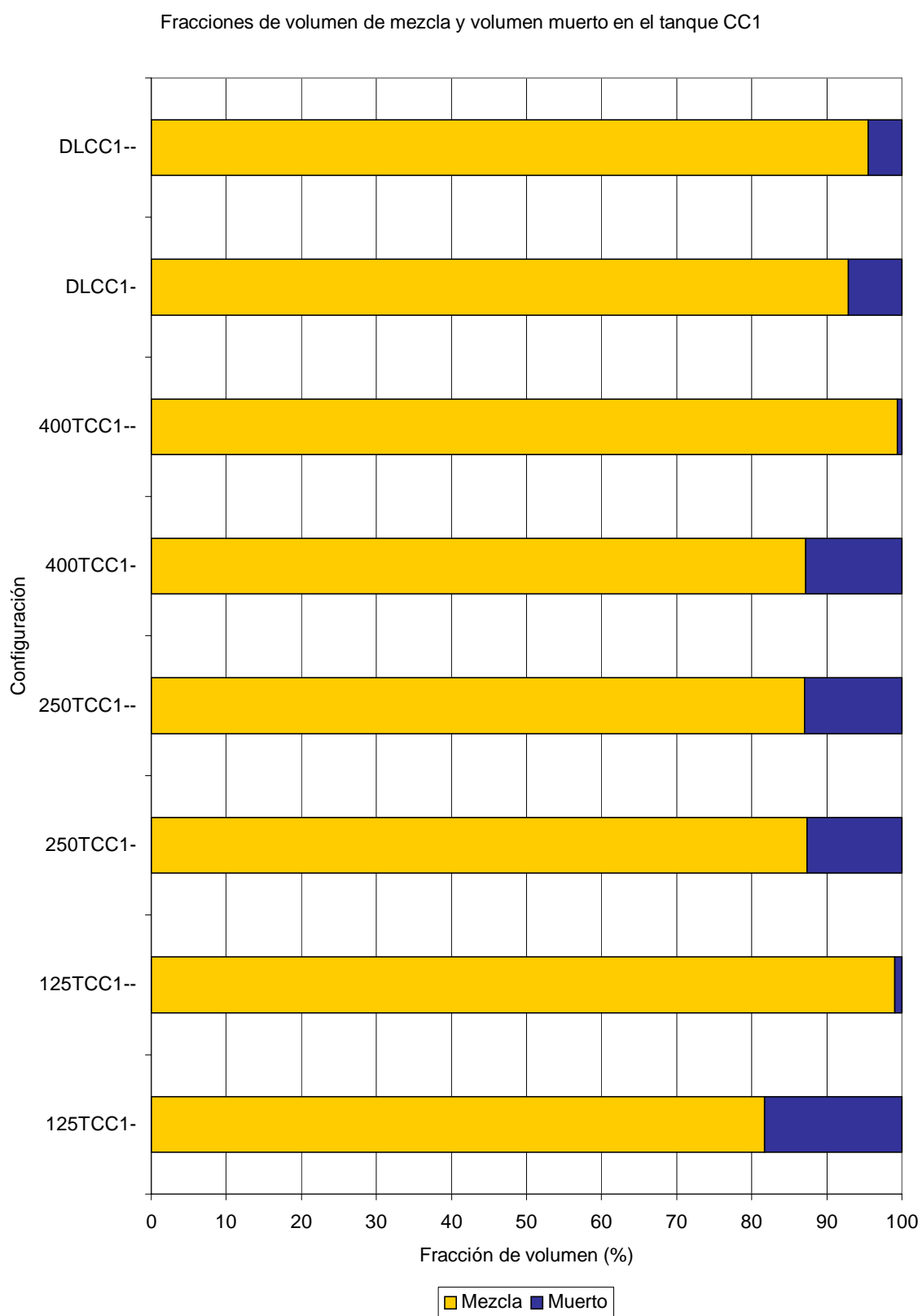


Figura 5.5.d. Representación de las fracciones de volumen de mezcla y de volumen muerto para las diferentes variables de diseño y de operación en el tanque CC1.

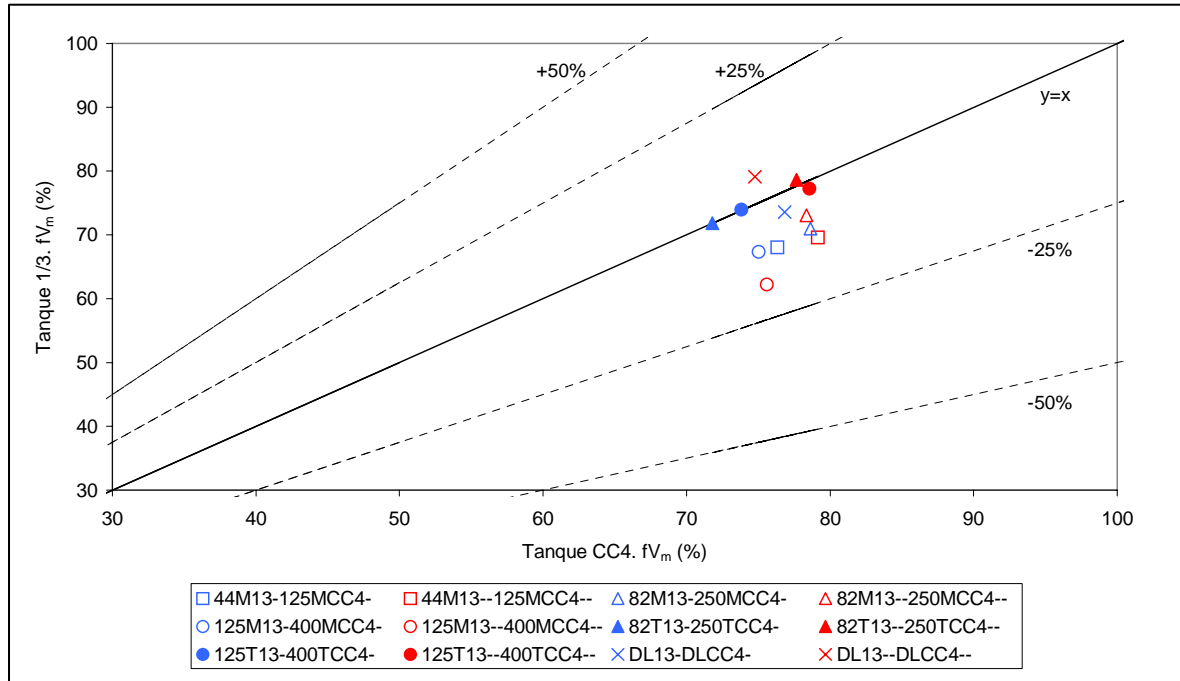


Figura 5.5.e. Representación de las fracciones de volumen de mezcla del tanque 1/3 frente a sus correspondientes a mayor escala según el diseño del tanque CC4.

CAPÍTULO 6

RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

6. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

6.1 RESUMEN GENERAL

Como se ha indicado en los capítulos 1 y 2, los tanques con líquidos agitados neumáticamente se pueden clasificar en tanques con conducto de elevación ó sin él en la configuración de dispersión libre del gas. En ellos la circulación del líquido se induce por la introducción de un gas a través de boquillas situadas en el fondo del tanque, produciéndose una corriente ascendente bifásica y periféricamente a ésta, una corriente descendente de líquido. Tanto en los sistemas en los que el tanque va provisto del conducto central de elevación como en los que no lo posee, la zona superior de descarga es en donde se localiza la zona de mayor turbulencia del tanque.

Los sistemas líquidos agitados con gas se emplean en los campos propios de la tecnología química, metalúrgica y bioquímica como etapas de contacto entre las fases líquido-gas o bien para producir la mezcla de la fase líquida mediante la agitación producida por el gas.

Como ventajas para la utilización de dichos tanques se deben mencionar las siguientes: se pueden agitar grandes volúmenes que no se podrían tratar con agitación mecánica y además con un consumo energético inferior a la de agitación mecánica. No tienen partes móviles con lo que se evitan problemas de abrasión. Como desventaja debe mencionarse la existencia de una fracción de volumen muerto en los tanques con líquidos agitados neumáticamente que es superior a la encontrada en los agitados mecánicamente.

En el presente trabajo se realizó el montaje de una instalación experimental en planta piloto con dos tanques a escala para el estudio de los aspectos referentes al flujo y a la mezcla cuando se modifican las variables de diseño y de operación.

Las diferentes variables de diseño han atendido a la introducción de conductos de elevación de diversos diámetros o a la ausencia de dicho conducto de elevación (dispersión libre del gas), además se variaron las alturas del conducto de elevación y de retenido de líquido en el tanque. Como variables de operación se modificaron los caudales de aire inyectados en el seno del tanque.

Como técnicas de medida se han empleado las siguientes, para la determinación de las velocidades de líquido en los conductos de elevación y en la zona anular de descenso se ha utilizado un tubo de pitot, la anemometría laser-Doppler y un trazador térmico. Para la evaluación de los tiempos de mezcla se utilizó igualmente la técnica de trazador térmico, utilizando la técnica de entrada continua de un trazador (corriente constante de agua caliente), evaluándose el grado de mezcla para cada diseño de tanque.

Asimismo se han utilizado manómetros diferenciales para realizar las medidas de las fracciones de gas y de las pérdidas de presión en los tanques en su configuración con conducto de elevación.

Dentro de este resumen general, a continuación, se presenta una sinopsis de los aspectos principales que se refieren: a la circulación de líquido en el tanque, a las fracciones

de gas en el conducto de elevación, a las velocidades superficiales de líquido en el conducto de elevación y a las pérdidas de presión alrededor del conducto de elevación. También se han considerado las evaluaciones de los tiempos de mezcla del líquido y de los porcentajes de volumen del tanque con flujo de mezcla de acuerdo con el modelo presentado en el capítulo 2 de la presente Memoria.

6.1.1. Fracción de gas en el conducto de elevación

La fracción de gas en el conducto de elevación es la variable principal que afecta a la velocidad del líquido en dicho conducto, interviniendo además en la ecuación general de balance de presiones que se ha expuesto en el apartado 2.2.2.c del capítulo 2.

En el apartado 5.2.1 de la presente Memoria se han representado gráficamente las fracciones de gas frente a las velocidades superficiales de gas en el conducto de elevación para los diferentes diámetros y longitudes de dicho conducto que se han ensayado en todos los tanques, aumentando la fracción de gas en el conducto de elevación con la velocidad superficial de gas en dicho conducto según una tendencia potencial siguiendo una ecuación del tipo $y=a \cdot x^b$ ($b < 1$). Se ha presentado la expresión empírica debida a Bello (23) en la que se relaciona la fracción de gas con la velocidad superficial de gas mediante una ecuación de tipo potencial.

En el apartado 2.2.2.a se ha presentado el modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay (16) en el que se relaciona la velocidad superficial de líquido con la velocidad superficial de gas y la fracción de gas. También se ha incorporado la modificación de dicho modelo propuesta por Clark y Flemmer (19) y (20). Ambos modelos son propuestas que se fundamentan en supuestos para comprender el flujo bifásico en conductos verticales y que se extrapolan a los tanques airlift con circulación interna con el fin de comprobar el grado de adecuación de los mismos frente a los modelos empíricos propuestos por Bello (23).

Por eso, a lo largo del apartado 5.3.2 se han analizado dichos modelos y expresiones a partir de los valores experimentales de las diferentes variables que intervienen en ellos. Debiéndose señalar la aplicabilidad directa y aproximada de la expresión de Bello (23) que señala la dependencia de la fracción de gas en el conducto de elevación, de la velocidad superficial de gas y de la altura de dicho conducto.

En cuanto al modelo de deslizamiento, se ha comprobado la variación del coeficiente de distribución $-C_o-$ según el diámetro del conducto de elevación, coincidiendo con lo expresado por Zuber y Findlay (16), habiéndose encontrado, tal como indicaron sus autores, dicho modelo no es válido más allá de los 0,153 metros de diámetro. La modificación de dicho modelo por parte de Clark y Flemmer (19) y (20) en la que el coeficiente de distribución $-C_o-$ no es constante y depende de la fracción de gas en el conducto de elevación, se ha comprobado que es cierta en la mayoría de los casos estudiados, apareciendo dos nuevos parámetros $-C_1-$ y $-C_2-$ de difícil predicción a priori si se quisiera utilizar el modelo para estimar la fracción de gas en el conducto de elevación.

6.1.2. Velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación

En el apartado 5.2.3 de la presente Memoria se han representado gráficamente las velocidades superficiales de líquido frente a las velocidades superficiales de gas, observándose una tendencia potencial siguiendo una ecuación del tipo $y=a \cdot x^b$ ($b < 1$).

La velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación tal como se ha presentado en el apartado 2.2.2.b según el modelo de Moo-Young y col. (27) estaría relacionada con la altura del conducto de elevación, la velocidad superficial del gas y la razón de las áreas de las secciones transversales de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-S_D/S_R-$.

La velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación aumenta según dicho modelo al hacerlo cualquiera de las variables y las razones mencionadas, según el estudio realizado en el presente trabajo experimental, apartado 5.3.3.a, depende de una forma similar con la altura del conducto de elevación y con la velocidad superficial del gas en el conducto de elevación, y en menor medida con el cociente de las áreas de las secciones transversales de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-S_D/S_R-$.

Respecto a la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación, en el apartado 5.3.3.b se ha presentado un análisis del modelo de Chisti y col. (10) para la predicción de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación, que se basa en una expresión deducida de un balance de presiones en todo el tanque, tal y como se presentó en el apartado 2.2.2.c. Según dicho modelo, la velocidad superficial de líquido depende de la altura de líquido, de las fracciones de gas en el conducto de elevación y en la zona anular de descenso, de la razón de las áreas transversales del conducto de elevación y de la zona anular de descenso $-S_R/S_D-$, y de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación ($-K_B-$ y $-K_T-$).

Asimismo se ha comprobado que en la expresión para el cálculo de la velocidad superficial del líquido, obtenida a partir de la ecuación de balance de presiones en el tanque, la consideración del término de la pérdida de presión por aceleración en el conducto de elevación supone una mejora en la estimación de dicha velocidad en los conductos de elevación de menor diámetro, tal y como se tuvo en cuenta en trabajos anteriores de Trilleros y col. (33).

Los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación han sido evaluados a partir de las respectivas pérdidas de presión siguiendo las expresiones (2.2.2.af) y (2.2.2.ag) del modelo de Chisti y col. (10), según se ha presentado a lo largo del apartado 5.3.5.b. En el apartado 5.3.5.c se ha presentado un análisis de la expresión (2.2.2.aq) debida a Chisti y col. (10) para la predicción del coeficiente de pérdida de presión en el fondo del tanque, y en el apartado 5.4.3 se ha propuesto la introducción en dicha expresión del cociente de las razones altura / diámetro del conducto de elevación $-h_R/d_R-$ al haberse observado que los conductos de longitud mitad tienen un menor coeficiente de pérdida de presión a la entrada del dicho conducto que los de longitud completa. Además en dicho apartado 5.4.3 se ha presentado una ecuación para la predicción del coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación, en la que depende del cociente de la altura del conducto de elevación y la altura de líquido en el tanque $-h_R/H-$, dada la observación de que para todos los conductos de longitud mitad el coeficiente de pérdida de

presión a su salida es similar independientemente del diámetro y que de la misma forma dicho coeficiente de pérdida de presión es similar para todos los conductos de longitud completa. Finalmente en el apartado 6.1.4 se consideran los aspectos relativos a las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación.

A la vista de todo ello, se ha creído conveniente proponer una expresión para predecir la velocidad superficial del líquido como razón entre ésta y la del gas, teniendo en cuenta las fuerzas de inercia y las viscosas, e introduciendo el número de Reynolds, y que por facilidad en el diseño se ha referido a la fase gas, como se hace en otras ocasiones en sistemas con flujo bifásico, ya que en estos tanques la variable de partida es el caudal de gas. Evidentemente, se tendrán expresiones análogas y proporcionales, sí se hubiera referenciado la ecuación eligiendo el número de Reynolds de líquido o el de mezcla.

Por eso se ha propuesto una expresión adimensional (5.4.1.a) con la que se puede determinar la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación teniendo en cuenta criterios de cambio de escala, en ella se relaciona el cociente de las velocidades superficiales de líquido y de gas con el número de Reynolds del gas en el conducto de elevación, con la fracción de gas en el conducto de elevación y con las razones geométricas: diámetro del conducto de elevación / diámetro del tanque, y altura del conducto de elevación / altura de líquido en el tanque. En dicha expresión la variable de mayor peso es el número de Reynolds del gas, seguida de la razón de diámetros, de la fracción de gas en el conducto de elevación y por último de la razón de alturas.

6.1.3. Velocidad de circulación del líquido en los sistemas líquido-gas con dispersión libre del gas

Las velocidades de circulación de líquido en los tanques con dispersión libre del gas se han correlacionado según la expresión de Guthrie y Sahai (2.2.2.u) que no deja de ser una expresión semiempírica. Del análisis de dicha expresión se deduce que dichas velocidades presentan una dependencia con la altura de líquido en el tanque, con el caudal de gas introducido, y con el radio del tanque. Según los exponentes obtenidos para cada variable el aumento de la velocidad de circulación del líquido se produce por un aumento del caudal de gas, y por una disminución tanto de la altura del tanque como de su radio, siendo precisamente la disminución del radio del tanque la variable que más afecta a la velocidad de circulación del líquido en los tanques con dispersión libre del gas.

De forma paralela al análisis realizado en los tanques provistos de conducto de elevación, también se ha propuesto una expresión adimensional, la (5.4.2.a), para la estimación de la velocidad media de circulación del líquido en los tanques con dispersión libre. En ella intervienen, la razón entre la velocidad media de circulación del líquido y la velocidad superficial de gas en el tanque, el número de Reynolds del gas en el tanque y la razón de la altura de retenido líquido / diámetro del tanque. Esta última razón ha resultado tener una influencia despreciable.

6.1.4. Pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación

Las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación se han evaluado a partir de las medidas de las diferencias de presión obtenidas experimentalmente tanto a la entrada (P_2-P_1) como a la salida del conducto de elevación (P_3-P_4), de acuerdo con

las expresiones (3.2.6.k) y (3.2.6.l) que aparecen en el apartado 3.2.6.c en el capítulo 3. Sus valores se han recogido en el capítulo 4 para todos los tanques según las variables de diseño y de operación ensayadas.

De otra parte, en el capítulo 5 se han representado en las figuras 5.2.4.a-c y 5.2.4.d-f las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación respectivamente frente a la velocidad superficial de mezcla en dichos conductos, habiendo observado una tendencia de tipo potencial siguiendo una ecuación del tipo $y=a \cdot x^b$ ($b>1$), de tal forma que al aumentar la velocidad superficial de las fases aumentaba la pérdida de presión medida a la entrada y a la salida de los conductos de elevación. Se ha encontrado que las pérdidas de presión mayores se encontraban en los conductos de menor diámetro y las menores en los de mayor diámetro.

Al comparar las pérdidas de presión a la entrada y a la salida para el mismo conducto de elevación y diseño de tanque se ha apreciado que son similares en ambos casos. Para un mismo diámetro del conducto y diseño del tanque, según que dicho conducto fuese de longitud completa o mitad se ha obtenido que las diferencias de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación han sido menores en los conductos de elevación de longitud mitad.

A lo largo del apartado 5.3.5 se ha estudiado el modelo de Chisti y col. (10) para la predicción de las pérdidas de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación, habiéndose determinado los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida de dichos conductos según las expresiones (2.2.2.af) y (2.2.2.ag) en función de las velocidades de líquido en la zona anular de descenso y en el conducto de elevación. Así se han obtenido los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos de elevación indicándose que su variación es similar en su dependencia con los diámetros y las alturas de los conductos de elevación.

La comparación de los valores de los coeficientes de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación con los correspondientes a la entrada indica que son bastante mayores los segundos que los primeros, aunque de este hecho no se puede deducir que la pérdida de presión a la salida del conducto de elevación sea despreciable frente a la pérdida de presión a la entrada, puesto que como se mencionó anteriormente la diferencia de magnitud entre los valores de la pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación ha dependido del criterio empleado en su evaluación, respecto a la velocidad de líquido en la zona anular de descenso en el primer caso y respecto a la velocidad de líquido en el conducto de elevación en el segundo. Dado que en los tanques ensayados en la presente Memoria la velocidad de líquido en la zona anular de descenso ha sido bastante inferior a la correspondiente al conducto de elevación, este hecho ha tenido su lógica repercusión en la magnitud relativa de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida de los conductos.

6.1.5. Tiempos de mezcla en los sistemas líquido-gas con conductos de elevación y sin conductos de elevación

En los tanques con conducto de elevación se ha observado que el tiempo de mezcla es mayor al aumentar el diámetro y la altura del tanque, siendo esta última variable de mayor influencia en la tendencia. El tiempo de mezcla disminuye al aumentar el consumo específico

de energía así como el diámetro del conducto de elevación, siendo mayor la influencia del diámetro del conducto de elevación.

En el caso de los tanques sin conducto de elevación, el tiempo de mezcla aumenta al hacerlo tanto el diámetro del tanque como la altura de retenido líquido, influyendo bastante más esta última variable en dicho aumento. El aumento del consumo específico de energía produce una disminución del tiempo de mezcla.

Por todo ello, se han correlacionado los tiempos de mezcla con el consumo específico de energía, y las variables geométricas siguiendo las expresiones de Szekely (51), Sano y Mori (14), Paul y Ghosh (52), y Guthrie y Mazumdar (53), llegándose a las expresiones (5.3.6.a) y (5.3.6.b).

También se ha correlacionado el tiempo de mezcla con el caudal de gas, y las variables geométricas altura de líquido y diámetro del tanque siguiendo la expresión (5.3.6.d) dada por Guthrie y Mazumdar (53). Se ha observado que el tiempo de mezcla aumenta en igual proporción al hacerlo ambas variables geométricas, y disminuye con el caudal de gas de forma similar a la referida respecto al consumo específico de energía.

Ambas expresiones anteriores son de tipo empírico y por tanto de aplicación restringida en los casos y en las condiciones próximas a las de experimentación. Del análisis de los resultados obtenidos se ha comprobado que las variables que afectan al tiempo de mezcla, caudal de líquido que se circula en el tanque y volumen del tanque, junto a los parámetros geométricos del conducto de elevación y del tanque se podían agrupar de forma adimensional.

Por eso, se ha propuesto para el caso de tanques con conducto de elevación la expresión adimensional (5.4.4.a) en la que se ha relacionado el cociente del tiempo de mezcla y el tiempo medio de residencia del líquido con las razones geométricas siguientes: con la razón del diámetro del conducto de elevación y el diámetro del tanque, y con la razón de la altura del conducto de elevación y la altura de líquido en el tanque. Según dicha expresión la razón tiempo de mezcla / tiempo medio de residencia disminuye al aumentar dichas razones, en mayor medida al aumentar la razón diámetro del conducto de elevación / diámetro del tanque.

En el caso de los tanques con dispersión libre del gas se ha propuesto la expresión (5.4.4.b) que es similar a la mencionada anteriormente en la que la razón tiempo de mezcla / tiempo medio de residencia permanece igual a una constante.

6.1.6. Grado de mezcla del líquido en los tanques con líquido agitados neumáticamente

Como ya se ha indicado en apartados anteriores de esta Memoria, se ha presentado en el capítulo 2 un modelo de flujo sencillo en el que a partir de la función de distribución de edades en el interior del tanque por introducción en continuo de un trazador, permitió evaluar las fracciones de volumen del tanque con flujo de mezcla, con flujo de pistón y de volumen muerto.

En el capítulo 5 se ha presentado el análisis de las fracciones de volumen de líquido con flujo mezclado en todos los tanques ensayados, tanto cuando se han operado sin o con

conducto de elevación, los conductos de elevación han sido de 0,044 , 0,082 , 0,125 , 0,250 y 0,400 metros de diámetro, y las alturas de los conductos de elevación consideradas han sido tanto de longitud mitad como total. Se ensayaron dos caudales de gas, menor y mayor para cada diseño de tal forma que se pudiera conocer la influencia de dicha variable sobre las fracciones de volumen con flujo de mezcla.

A partir de los diferentes gráficos que aparecen en el apartado 5.5 de la Memoria, figuras 5.5.a , 5.5.b , 5.5.c y 5.5.d , se observa que la fracción de volumen de la fase líquida con flujo de mezcla en los tanques 1/3 , CC4 y CC2 está comprendido entre el 70% y el 80%, acercándose más al 80% en el caso del tanque CC2. En el tanque CC1 se ha apreciado un aumento de la fracción de volumen con flujo de mezcla más allá del 80% llegando en algunos casos a superar el 90% y acercándose al 100%.

También se ha comprobado una tendencia a aumentar la fracción de volumen de mezcla al disminuir la relación altura / diámetro del tanque. El diámetro y la altura del conducto de elevación no tienen tanta influencia como la relación altura / diámetro del tanque en la fracción de volumen con flujo de mezcla, siendo parecidas en los casos correspondientes al mismo diseño de tanque, y no siendo fácil establecer una regla general sobre qué diámetro y altura del conducto de elevación sería más efectivo más allá del caso de cada tanque considerado.

La influencia del caudal de gas es menor que la de la relación altura / diámetro del tanque expresada con anterioridad, produciéndose generalmente un aumento leve de la fracción de volumen con flujo de mezcla al aumentar el caudal de gas.

En la figura 5.5.e se han comparado las fracciones de volumen de mezcla de los tanques 1/3 y CC4, apreciándose que con el cambio de escala se ha conservado el tipo de flujo, al haberse encontrado que las fracciones de volumen de mezcla han resultado ser similares según la configuración para la misma relación altura / diámetro del tanque.

Por lo tanto se ha concluido a partir de lo expuesto que se conserva el tipo de flujo con el cambio de escala, siendo la relación altura / diámetro en el tanque un factor importante para lograr la mayor fracción de volumen de mezcla a medida que dicha relación tiende hacia la unidad.

6.2. CONCLUSIONES

A partir de lo expuesto a lo largo de la presente Memoria tanto en la aportación que se hace de la información experimental como de la discusión de dichos datos se extraen las siguientes conclusiones.

□ Referente a las técnicas experimentales

√ Se han comparado las medidas de las velocidades de líquido obtenidas a partir de las técnicas de trazador térmico, anemometría laser-Doppler y tubo de pitot, habiéndose comprobado su coincidencia.

□ Referente a la fluidodinámica de la circulación en los sistemas líquido-gas estudiados

• Fracción de gas en el conducto de elevación

√ Se ha correlacionado la fracción de gas en el conducto de elevación siguiendo los modelos de Bello (23) y Chakravarty y col. (24), de Zuber y Findlay (16), y de Clark y Flemmer (19) y (20). Habiéndose obtenido las siguientes expresiones.

- Modelo de Bello y Chakravarty

$$\varepsilon_{gR} (\%) = 44,3 \cdot h_R^{0,20} \cdot U_{gR}^{0,81} \quad R^2 = 0,83 \quad (5.3.2.b)$$

Ecuación válida para los intervalos siguientes:

$\varepsilon_{gR} (\%)$		$d_R (m)$		$h_R (m)$		$U_{gR} (m/s)$	
Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
0,07	10,72	0,044	0,400	0,63	3,16	0,002	0,19

- Modelo de Zuber y Findlay

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = C_o \left(U_{lR} + U_{gR} \right) + V_S \quad (2.2.2.c)$$

Se ha correlacionado el parámetro $-C_o-$, del modelo de Zuber y Findlay (16), manteniéndose la velocidad de deslizamiento $-V_S-$ constante e igual a 0,25 m/s, para los diferentes diámetros de los conductos de elevación, como se recoge en la tabla siguiente:

	Diámetro (m)	C_o	$V_S (m/s)$	R^2
Experimental	0,044	1,32	0,25	0,99
	0,082	1,16	0,25	0,87
	0,125	1,02	0,25	0,83
	0,250	0,55	0,25	0,54
	0,400	1,21	0,25	0,51

- Modelo de Clark y Flemmer

La ecuación del modelo de Clark y Flemmer es análoga a la de Zuber y Findlay (2.2.2.c) en la que :

$$C_0 = C_1(1 + C_2 \cdot \varepsilon_{gR}) \quad (2.2.2.g)$$

$$V_S^* = V_S(1 - \varepsilon_{gR})^n \quad (2.2.2.h)$$

$$\frac{U_{gR}}{\varepsilon_{gR}} = \left[C_1(1 + C_2 \cdot \varepsilon_{gR}) \right] \cdot (U_{lR} + U_{gR}) + 0,25 \cdot (1 - \varepsilon_{gR})^{0,702} \quad (2.2.2.i)$$

√ Se han correlacionado los valores de $-C_0$ -, $-C_1$ -, y $-C_2$ - obtenidos para cada diseño de tanque como se recoge en la tabla siguiente:

Diseño	C_0	C_1	C_2	R^2
44M13	1,32	-	-	0,99
44T13	1,32	-	-	0,99
82M13	-	0,56	15,76	0,66
82T13	-	0,63	29,64	0,95
125M13	-	0,68	12,34	0,89
125T13	0,79	-	-	0,91
125TCC2	-	0,08	760,07	0,99
125TCC1	-	0,16	157,97	0,93
250TCC4	-	0,06	1690,67	0,98
250TCC2	-	0,33	229,55	0,87
250TCC1	-	0,63	90,45	0,93
400TCC4	-	0,09	525,40	0,84
400TCC2	-	0,02	13122,00	0,99
400TCC1	-	0,75	258,51	0,84

• **Pérdidas de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación**

√ Las pérdidas de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación son del mismo orden de magnitud.

• **Coefficientes K_B y K_T de pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación**

√ Se han calculado los coeficientes de pérdida de presión a la entrada y a la salida del conducto de elevación ($-K_B$ - y $-K_T$ -) siguiendo el modelo de Chisti y col. (10) con las siguientes expresiones:

$$\Delta P_B = K_B \cdot \rho_m \cdot \frac{U_{ID}^2}{2(1 - \varepsilon_{gD})^2} = K_B \cdot \rho_m \cdot \frac{V_{ID}^2}{2} \quad (2.2.2.af)$$

$$\Delta P_T = K_T \cdot \rho_m \cdot \frac{U_{IR}^2}{2(1 - \varepsilon_{gR})^2} = K_T \cdot \rho_m \cdot \frac{V_{IR}^2}{2} \quad (2.2.2.ag)$$

Los valores de los coeficientes $-K_B$ - y $-K_T$ - se recogen en la tabla siguiente, en la que los diferentes órdenes de magnitud se deben a las ecuaciones 2.2.2.af y 2.2.2.ag que se refieren respectivamente a las velocidades en la zona anular de descenso $-V_{ID}$ - y en el conducto de elevación $-V_{IR}$ - que se relacionan con la potencia cuarta de la razón de diámetros.

Diseño	K_B	R^2	K_T	R^2
44M13	4044,2	0,96	0,4937	0,99
44T13	6412,4	0,99	0,9492	0,99
82M13	304,94	0,95	0,5163	0,98
82T13	485	0,96	0,9213	0,99
125M13	78,54	0,85	0,4859	0,69
125T13	82,59	0,96	0,8949	0,99
125TCC2	9367,2	0,99	0,9829	0,99
125TCC1	9879	0,99	0,9733	0,99
250TCC4	499,21	0,99	0,8606	0,99
250TCC2	508,66	0,99	0,9238	0,99
250TCC1	503,98	0,98	0,9532	0,99
400TCC4	49,98	0,92	0,8278	0,98
400TCC2	54,24	0,93	0,7627	0,78
400TCC1	73,44	0,98	0,8398	0,99

√ Se han correlacionado los valores del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$ - según la ecuación de Chisti y col. (10) para la determinación de los coeficientes de pérdida de presión a la entrada del conducto, habiéndose obtenido la siguiente expresión en la que dicho coeficiente depende de la razón de áreas transversales de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-S_D/S_R$ - :

$$K_B = 0,73 \cdot \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^{2,02} \quad R^2 = 0,98 \quad (5.3.5.b)$$

√ Se ha propuesto la siguiente expresión para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B$ -, en la que aparece como dependiente de la razón de áreas transversales de la zona anular de descenso y del conducto de elevación $-S_D/S_R$ - y de la razón de la altura y del diámetro del conducto de elevación $-h_R/d_R$ -. Este último término se ha añadido con el fin de introducir la variación que se produce en el valor del coeficiente de pérdida $-K_B$ - entre los conductos de longitud mitad y completa :

$$K_B = 0,80 \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^{2,07} \left(\frac{h_R}{d_R} \right)^{-0,13} \quad R^2 = 0,99 \quad (5.4.3.a)$$

√ Asimismo se ha propuesto la siguiente expresión para la determinación del coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación - K_T -, en la que aparece como dependiente de la razón de la altura del conducto de elevación y de la altura de líquido en el tanque - h_R/H - :

$$K_T = 1,00 \cdot \left(\frac{h_R}{H} \right)^{1,01} \quad R^2 = 0,91 \quad (5.4.3.b)$$

Los intervalos de las variables experimentales en los que son válidas las expresiones (5.3.5.b), (5.4.3.a) y (5.4.3.b) son los siguientes.

	K_B	K_T	$V \text{ (m}^3\text{)}$	h_R	$H \text{ (m)}$	$d_R \text{ (m)}$	S_R/S_D	h_R/H
Experimental	50→ 9879	0,49→ 0,97	0,16→ 4,00	0,63→ 3,16	1,236→ 3,610	0,044→ 0,400	0,01→ 0,11	0,51→ 0,92

• Velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación

√ Se ha correlacionado esta variable siguiendo el modelo de Moo-Young y col. (27). Habiéndose obtenido la siguiente expresión en el ajuste de los datos experimentales de la presente Memoria.

$$U_{IR} = 1,30 \cdot h_R^{0,25} \cdot U_{gR}^{0,28} \cdot \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^{0,14} \quad R^2 = 0,71 \quad (2.2.2.n)$$

La ecuación dada es válida en los intervalos siguientes:

$U_{IR} \text{ (m/s)}$		$h_R \text{ (m)}$		$U_{gR} \text{ (m/s)}$		S_D/S_R	
Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
0,23	2,85	0,63	3,16	0,002	0,188	8,76	99

√ Se ha comprobado la validez del modelo de Chisti y col. (10) para la determinación de las velocidades superficiales de líquido en el conducto de elevación, ya que predice valores de la velocidad con desviaciones aceptables en el diseño de estos equipos, empleando para ello la expresión siguiente:

$$U_{IR} = \left[\frac{2gH(\varepsilon_{gR} - \varepsilon_{gD})}{K_B \left(\frac{S_R}{S_D} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{gD})^2} + \frac{K_T}{(1 - \varepsilon_{gR})^2}} \right]^{0,5} \quad (2.2.2.ao)$$

Se ha comprobado que en dicho modelo no puede despreciarse el coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación $-K_T-$, puesto que aunque su valor es pequeño comparado con el coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación $-K_B-$, su influencia es significativa ya que ambos sumandos del denominador son del mismo orden y supone la generación de desviaciones en la predicción de la velocidad superficial de líquido en el conducto de elevación en los sistemas estudiados.

√ Se ha propuesto la siguiente expresión adimensional para determinar la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación en el cambio de escala de los sistemas liquido-gas estudiados:

$$\frac{U_{IR}}{U_{gR}} = 25742 \cdot \text{Re}_{gR}^{-0,94} \cdot \varepsilon_{gR}^{0,27} \cdot \left(\frac{d_R}{D_T}\right)^{0,66} \cdot \left(\frac{h_R}{H}\right)^{0,13} \quad R^2 = 0,93 \quad (5.4.1.a)$$

En la siguiente tabla se indican los intervalos en los que se encuentran las variables introducidas en el ajuste de la expresión (5.4.1.a) a partir de los resultados experimentales.

U_{IR}/U_{gR}		Re_{gR}		ε_{gR}		d_R/D_T		H_R/H	
Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
5,3	207	18	996	0,0007	5,67	0,1	0,32	0,51	0,92

• Velocidad media de circulación de líquido en los tanques sin conducto de elevación

√ Se ha propuesto la siguiente expresión adimensional para la estimación en el cambio de escala de la velocidad media de circulación de líquido $-\bar{V}-$ en los tanques con dispersión libre del gas:

$$\frac{\bar{V}}{U_{gT}} = 228 \cdot \text{Re}_{gT}^{-0,36} \quad R^2 = 0,83 \quad (5.4.2.c)$$

En la siguiente tabla se presentan los intervalos de las variables definidos por la experimentación, en los que es de validez la expresión adimensional.

\bar{V}		U_{gT}		Re_{gT}	
Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
0,016	0,15	$1,4 \cdot 10^{-4}$	$3,3 \cdot 10^{-3}$	5,2	107,5

√ Se ha correlacionado la velocidad media de circulación de líquido $-\bar{V}-$ en los tanques sin conducto de elevación mediante el modelo de Guthrie y Sahai (32). Habiéndose obtenido la siguiente expresión:

$$\bar{V} = 2,12 \cdot H^{-0,20} \cdot Q_g^{0,67} \cdot R_T^{-1,66} \quad R^2 = 0,90 \quad (5.3.4.a)$$

La ecuación dada es válida en los intervalos siguientes:

\bar{V}		H (m)		Q_g (m ³ /s)		R_T (m)	
Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
0,016	0,155	1,236	3,61	$2,4 \cdot 10^{-5}$	$1,5 \cdot 10^{-3}$	0,21	0,625

• Tiempo de mezcla

√ Se ha correlacionado el tiempo de mezcla con el consumo específico de energía, y las variables geométricas siguiendo las expresiones de Szekely (51), Sano y Mori (14), Paul y Ghosh (52), y Guthrie y Mazumdar (53), llegándose a las siguientes expresiones:

- Para los tanques con conducto de elevación:

$$T_m = 43,8 \cdot E_d^{-0,30} \cdot d_R^{-0,58} \cdot D_T^{0,39} \cdot H^{0,67} \quad R^2 = 0,88 \quad (5.3.6.a)$$

- Para los tanques sin conducto de elevación (dispersión libre del gas):

$$T_m = 146 \cdot E_d^{-0,59} \cdot D_T^{0,28} \cdot H^{1,02} \quad R^2 = 0,90 \quad (5.3.6.b)$$

√ Se ha correlacionado el tiempo de mezcla con el caudal de gas $-Q_g$, y las variables geométricas siguiendo la expresión dada por Guthrie y Mazumdar (53) para los tanques si conducto de elevación:

$$T_m = 0,3 \cdot Q_g^{-0,59} \cdot D_T^{1,35} \cdot H^{1,18} \quad R^2 = 0,91 \quad (5.3.6.d)$$

Las dimensiones de los tanques, sistemas e intervalos de las variables en las que son válidas las expresiones (5.3.6.a), (5.3.6.b) y (5.3.6.d) son las que se muestran en la siguiente tabla.

	H (m)	D_T (m)	d_R (m)	Q_g (m ³ /s)	E_d (W/ton)	T_m (s)
Experimental conductos	1,236	0,42	0,044	$2,4 \cdot 10^{-5}$	4	30
	↓	↓	↓	↓	↓	↓
<i>Sistema aire-agua</i>	3,610	1,25	0,400	$1,5 \cdot 10^{-3}$	73	271
Experimental dispersión libre	1,236	0,42	-	$2,4 \cdot 10^{-5}$	4	11
	↓	↓	-	↓	↓	↓
<i>Sistema aire-agua</i>	3,610	1,25	-	$1,5 \cdot 10^{-3}$	73	237

√ Se ha propuesto la expresión adimensional (5.4.4.a) para la determinación de los tiempos de mezcla en los tanques con conductos de elevación para efectuar el cambio de escala:

$$\frac{T_m}{T_R} = \frac{T_m}{V/Q_l} = 3,57 \cdot \left(\frac{d_R}{D_T}\right)^{-1,43} \cdot \left(\frac{h_R}{H}\right)^{-0,82} \quad R^2 = 0,90 \quad (5.4.4.a)$$

√ Se ha propuesto la siguiente expresión para los tanques con dispersión libre del gas, que tiene la forma de la expresión anterior:

$$\frac{T_m}{T_R} = 1,14 \quad R^2 = 0,90 \quad (5.4.4.b)$$

□ **Referente al tipo de flujo en los tanques con sistemas líquido-gas**

√ Se ha comprobado que existe una tendencia a aumentar la fracción de volumen de mezcla y por tanto a disminuir la fracción de volumen muerto al disminuir la relación altura / diámetro del tanque.

√ Se ha comprobado que el aumento del caudal de gas para iguales configuraciones de tanque produce un ligero aumento de la fracción de volumen de mezcla, dicho aumento es menor al que se consigue con la modificación de los parámetros geométricos del tanque y del conducto de elevación.

√ Según el presente trabajo se ha apreciado que se conserva el flujo en el cambio de escala, y que es el diseño del tanque el factor más importante para lograr la mayor fracción de volumen de mezcla y la menor fracción de volumen muerto.

CAPÍTULO 7

NOMENCLATURA

NOMENCLATURA

- A : Constante en la ecuación (3.2.5.w).
- A_o : Área de la sección transversal de la garganta del tubo de venturi (m).
- b : Constante en la ecuación (2.2.2.o) de Kobus (28).
- B : Constante en la ecuación (3.2.5.w).
- c : Constante en la ecuación (2.2.2.p) de Kobus (28).
- C : Concentración de trazador medida a cada tiempo transcurrido $-t$.
- C_o : Concentración inicial de trazador en el sistema.
- C_O : Coeficiente de distribución en la ecuación (2.2.2.c) [Zuber y Findlay (16)].
- C_v : Coeficiente de descarga.
- d_{c-p} : Distancia desde el punto de cruce de los rayos laser a la pared interior del tanque (m).
- d_f : Distancia entre franjas en el volumen de medida en el cruce entre rayos en anemometría laser-Doppler (m).
- d_i : Diámetro interno del conducto de elevación (m).
- d_{l-p} : Distancia de la lente óptica del anemómetro laser-Doppler a la pared exterior del tanque (m).
- d_n : Diámetro de la boquilla inyectora de gas (m).
- d_o : Diámetro de la garganta del tubo de venturi (m).
- d_R : Diámetro del conducto vertical de elevación (m).
- d_{tomas} : Distancia entre las tomas manométricas en el conducto de elevación (m).
- D_T : Diámetro del tanque (m).
- E_d : Consumo específico de energía (W/Tm).
- f_D : Factor de fricción en la zona anular de descenso.
- F_g : Caudal másico de gas (kg/s).
- F_l : Caudal másico de líquido (kg/s).
- f_R : Factor de fricción en el conducto de elevación.
- Fr : Número de Froude.
- Fr_m : Número de Froude de mezcla.
- fV_d : Fracción de volumen estancado o muerto.
- fV_m : Fracción de volumen de mezcla.
- fV_p : Fracción de volumen de pistón.
- g : Aceleración de la gravedad (m/s^2), [Ros (38) ($pies/s^2$)].

- h : Distancia mitad entre los haces laser en la lente del anemómetro laser-Doppler (m).
- H : Altura de líquido en el tanque (m).
- h_D : Altura correspondiente a la zona anular de descenso (m).
- H_m : Altura de la señal de agua en el manómetro (m).
- H_m' : Altura de la mezcla gas-líquido (m).
- h_o : Distancia hasta un punto situado por debajo del fondo del tanque y de la boquilla, que era un origen analítico desde el que se extendía el patrón de flujo de la pluma en los tanques con dispersión libre del gas (m).
- h_R : Altura del conducto de elevación (m).
- k : Angulo mitad entre los rayos laser convergentes ($^\circ$).
- K_B : Coeficiente de pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación.
- K_T : Coeficiente de pérdida de presión a la salida del conducto de elevación.
- m- y -n- : exponentes en las ecuaciones (2.2.2.d) y (2.2.2.e) aportados por Zuber y Findlay (16) que relacionaba los perfiles de las velocidades de líquido y los perfiles de las fracciones de gas locales.
- N : Número de boquillas.
- N_{VG} : Número de velocidad del gas en la ecuación (2.3.a) de Ros (38) (pies/s).
- N_{VL} : Número de velocidad del líquido en la ecuación (2.3.b) de Ros (38) (pies/s).
- p : Sobrepresión del aire inyectado en el tanque (mm de mercurio).
- P : Presión absoluta (Pa).
- P_h : Presión a la que introducía el gas en el tanque (Pa).
- P_i : Presión introducida en el sistema (Pa).
- q : Caudal de líquido que circulaba entre los tanques 1 y 2 en el modelo de Henzler y col. (55) (m^3/s).
- Q_c : Caudal volumétrico de circulación del líquido en el tanque (m^3/s).
- Q_g : Caudal volumétrico de gas (m^3/s).
- Q_l : Caudal volumétrico de líquido (m^3/s).
- r : Distancia radial desde el eje axial de la pluma, conducto de elevación o tanque (m).
- r^* : Cociente del radio -r- al que se tomaron las medidas locales de la velocidad de líquido y de la fracción de gas, con el radio del conducto de elevación -R-. ($r^* = r/R$).
- R : Radio del conducto de elevación (m).
- r_{av} : Radio medio de la pluma (m).
- r_o : Radio inicial de la pluma (m).

- R' : Radio límite exterior de la zona bifásica de la pluma en la cota máxima de altura del retenido líquido, en los tanques con dispersión libre del gas desde el fondo (m).
- R^2 : Coeficiente de correlación.
- Re : Número de Reynolds.
- R_T : Radio del tanque (m).
- R_v : Razón entre los volúmenes de gas y de líquido.
- S_D : Área de la sección transversal de la zona anular de descenso del líquido (m²).
- S_R : Área de la sección transversal del conducto de elevación (m²).
- t : Tiempo al que se obtenía cada registro de concentración de trazador en el tanque (s).
- T : Temperatura del líquido en el tanque (K).
- \bar{T} : Temperatura media de equilibrio en el modelo de Henzler y col. (55) (°C).
- t_A : Tiempo adimensional (s).
- T_c : Tiempo de circulación (s).
- T_m : Tiempo de mezcla (s).
- T_R : Tiempo medio de residencia en la zona anular de descenso (s).
- T_1 : Temperatura a un tiempo $-t-$ en el tanque nº 1 en el modelo de Henzler y col. (55) (°C).
- T_{1M} : Temperatura del volumen perfectamente mezclado del tanque nº 1 en el modelo de Henzler y col. (55) (°C).
- T_{10} : Temperatura inicial del líquido frío en el modelo de Henzler y col. (55) (°C).
- T_2 : Temperatura a un tiempo $-t-$ en el tanque nº 2 en el modelo de Henzler y col. (55) (°C).
- T_{20} : Temperatura inicial del líquido caliente en el modelo de Henzler y col. (55) (°C).
- U_{gR} : Velocidad superficial del gas en el conducto de elevación (m/s), [Govier y Aziz (37), (pies/s)].
- U_{lR} : Velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación (m/s), [Govier y Aziz (37), (pies/s)].
- U_{lD} : Velocidad superficial del líquido en la zona anular de descenso (m/s).
- U_m : Velocidad superficial de mezcla, suma de las velocidades superficiales, referidas a la zona anular de descenso $-D-$ ó al conducto de elevación $-R-$ (m/s).
- V : Volumen del retenido de líquido en el tanque (m³).
- \bar{V} : Velocidad media de circulación de líquido en el tanque (m/s).
- V_S : Velocidad de deslizamiento entre el gas y el líquido en el modelo de Zuber y Findlay (16) (m/s).

- V_S^* : Velocidad de deslizamiento entre el gas y el líquido en el modelo de Clark y Flemmer (19) y (20) (m/s).
- V_{gR} : Velocidad de gas en el conducto de elevación (m/s).
- V_{lc} : Velocidad de líquido en el eje axial del conducto de elevación (m/s).
- V_{IR} : Velocidad de líquido en el conducto de elevación (m/s).
- $V_{l,r}$: Velocidad de líquido local a una distancia radial $-r-$ desde el eje axial del conducto de elevación (m/s).
- V_m : Velocidad máxima de líquido en el eje axial de la pluma a una altura $-z-$ de referencia en tanques con dispersión libre del gas desde el fondo (m/s).
- V_M : Volumen mezclado en el tanque en el modelo de Henzler y col. (55) (m^3).
- V_{max} : Velocidad máxima de líquido en el eje axial del conducto de elevación ($r=0$) (m/s).
- V_{muerto} : Volumen muerto en el tanque en el modelo de Henzler y col. (55) (m^3).
- V_p : Velocidad media de líquido en la pluma a una altura $-z-$ de referencia (m/s).
- $V_{z,r}$: Velocidad puntual de líquido a una altura $-z-$ en el tanque y distancia radial $-r-$ desde el eje axial de la pluma en tanques con dispersión libre del gas desde el fondo (m/s).
- V_1 : Volumen del tanque n° 1 en el modelo de Henzler y col. (55) (m^3).
- V_{1end} : Volumen de la región mezclada en el tanque n° 1 al alcanzar el final de la homogeneización de las temperaturas (incluye los volúmenes de la región perfectamente mezclada y de la peor mezclada, y no incluye el volumen muerto), (m^3).
- V_{1M} : Volumen del tanque n° 1 perfectamente mezclado en el modelo de Henzler y col. (55), (m^3).
- V_2 : Volumen del tanque n° 2 en el modelo de Henzler y col. (55), (m^3).
- XV_{sg} : Velocidad superficial de gas modificada [Govier y Aziz (37), (pies/s)].
- y : Distancia desde la pared interior del conducto al punto en el que se realizó la medida de la velocidad puntual de líquido (m).
- YV_{sl} : Velocidad superficial de líquido modificada [Govier y Aziz (37), (pies/s)].
- z : Altura de referencia en el tanque considerada desde el fondo (m).

Griego:

- Δh_m : Señal manométrica en columna vertical de agua (m).
- ΔP_{AR} : Pérdida de presión debida a la aceleración en el interior del conducto (Pa).
- ΔP_B : Pérdida de presión a la entrada del conducto de elevación (Pa).
- ΔP_{fR} : Pérdida de presión debida a la fricción en el conducto de elevación (Pa).
- ΔP_{fD} : Pérdida de presión debida a la fricción en la zona anular de descenso (Pa).
- ΔP_T : Pérdida de presión a la salida del conducto de elevación (Pa).

- ΔT_1 : Incremento de temperatura en el tanque 1 en el modelo de Henzler y col. (55), ($^{\circ}\text{C}$).
- ΔT_2 : Incremento de temperatura en el tanque 2 en el modelo de Henzler y col. (55), ($^{\circ}\text{C}$).
- $(\Delta T_1)_{\infty}$: Incremento de temperatura en el tanque 1 desde su temperatura inicial a la de equilibrio en el modelo de Henzler y col. (55), ($^{\circ}\text{C}$).
- $(\Delta T_2)_{\infty}$: Incremento de temperatura en el tanque 2 desde su temperatura inicial a la de equilibrio en el modelo de Henzler y col. (55), ($^{\circ}\text{C}$).
- ε_{gc} : Fracción de gas local en el eje axial del conducto de elevación.
- ε_{gD} : Fracción de gas en la zona anular de descenso.
- ε_{gR} : Fracción de gas en el conducto de elevación.
- ε_{gw} : Fracción de gas local en la pared del conducto de elevación.
- λ : Relación de escala entre el tanque modelo y el tanque prototipo.
- λ' : Longitud de onda de la luz laser (m).
- γ : Ángulo de divergencia de la pluma en los tanques con dispersión libre del gas desde el fondo ($^{\circ}$).
- μ_g : Viscosidad dinámica del gas ($\text{kg}\cdot\text{m}/\text{s}$).
- μ_l : Viscosidad dinámica del líquido ($\text{kg}\cdot\text{m}/\text{s}$).
- ρ_g : Densidad del gas (kg/m^3).
- ρ_l : Densidad del líquido (kg/m^3), [Ros (38), (g/cm^3)].
- ρ_m : Densidad media referida a la zona anular de descenso –D- ó al conducto elevador –R- (kg/m^3).
- σ_l : Tensión superficial del líquido, [Ros (38), (dinas/cm)].

Subíndices generales:

- B: Entrada al conducto de elevación.
- D: Zona anular de descenso.
- R: Conducto de elevación.
- T: Salida del conducto de elevación.

CAPÍTULO 8

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

1. Hallet C.J., Monhemius A.J., Robertson D.G.C.
“Oxygen mass transfer in Pachuca Tanks”
Symp. Inst. Min. Met. London 1991, pp. 308-320.
2. Von Bernewitz
“Cyanide Practice 1910-1913”
Mining and Scientific Press, San Francisco 1913.
3. Pryor E.J.
Mineral Processing, 3rd ed Applied Science Publ.
London, 1965.
4. Uhl V.W. y Gray J.B.
Mixing Academic Press London, 1967.
5. Shinji N.
Mixing: Principles and Applications
John Wiley, New York, 1975.
6. Lyndersen A.
Mass Transfer in Engineering Practice
John Wiley, Chichester, 1983.
7. Leroux N.W., North A.A., Wilson J.C.
“Bacterial Oxidation of Pyrite”
Proc. X. Int. Min. Proc. Congress, Inst. Min. And Met. Oxford, 1973, pp. 1051-1066.
8. Lamont A.G.W.
“Air Agitation and Pachuca Tanks”
The Canadian Journal of Chemical Engineering. August 1958, pp.153-160.
9. Shekhar R., Evans J.W.
“Fluid Flow in Pachuca (Air-Agitated) Tanks: Part I. Laboratory-Scale Experimental Measurements”
Metallurgical Transactions B, vol. 20B, Dec. 1989, pp. 781-791.
10. Chisti M.Y., Halard B. y Moo-Young M.
“Liquid Circulation in Airlift Reactors”.
Chem. Eng. Sci., vol. 43, n°3, 1988, pp.451-457.
11. Rietema K., Ottengraf S.P.P.
“Laminar Liquid Circulation and bubble street formation in a Gas-Liquid System”
Trans. Inst. Chem. Engrs., vol. 48, 1979, pp. 155-159.

12. Weiland P., Onken U.
“Differences in the behaviour of airlift loop reactors”
Ger. Chem. Eng. 4, 1981, pp.174-181.
13. Wallis, G.B.
“One –dimensional Two-Phase Flow”.
McGraw-Hill Book Co., New York, Toronto, 1969.
14. Sano M. y Mori K.
“Fluid Flow and Mixing Characteristics in a Gas-Stirred Molten Metal Bath”
Transactions ISIJ, vol. 23, 1983, pp. 169-175.
15. Joo S. y Guthrie R.I.L
“Modelling Flows and Mixing in Steelmaking Ladles Designed for Single and Dual-Plug Bubbling Operations”
Metallurgical Transactions B, vol 23B, Dec. 1992, pp. 765-778.
16. Zuber N. y Findlay J.A.
“Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems”
Journal of Heat Transfer, Transactions of the ASME, 87, Nov. 1965, pp. 453-468.
17. Oshinowo T. y Charles E.
“Vertical Two-Phase Flow. Part I. Flow Pattern Correlations”
The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 52, Feb. 1974, pp. 25-35.
18. Oshinowo T. y Charles E.
“Vertical Two-Phase Flow. Part II. Holdup and Pressure Drop”
The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 52, Aug. 1974, pp. 438-448.
19. Clark, N.N. y Flemmer, R.L.
“On vertical Downward Two-Phase Flow”
Chem. Eng. Sci., vol. 39, 1987, pp. 170-173.
20. Clark, N.N. y Flemmer R.L.
“Predicting the Holdup in two-Phase Bubble Upflow and Downflow Using the Zuber and Findlay Drift-Flux Model”
AIChE Journal, vol. 31, nº 3, 1985, pp. 500-503.
21. Shekhar R. y Evans J.W.
“Fluid Flow in Pachuca (Air-Agitated) Tanks: Part II. Mathematical Modeling of Flow in Pachuca Tanks”
Metallurgical Transactions B, vol. 21B, Feb. 1990, pp. 191-203.
22. Merchuk J.C. y Berzin I.
“Distribution of Energy Dissipation in Airlift Reactors”
Chemical Engineering Science, vol. 50, nº 14, 1995, pp. 2225-2233.

23. Bello R.A.
“Characterization Study of Air-lift Contactors for Applications to Fermentation”
PhD Thesis, 1981, University of Waterloo, Ontario.
24. Chakravarty M., Singh H.D., Begun S., Baruah J.N. y Iyengar M.S.
“Gas Hold-up Distribution in a Gas Lift Column”
Biotechnol. Bioeng. Symp., nº 4, 1973, pp. 363-378.
25. Kawase, Y., Moo-Young, M., (1986),
“Liquid phase mixing in bubble columns with Newtonian and non-Newtonian fluids”.
Chem. Eng. Sci, 41, 1986, pp. 1969-1977.
26. Weiland P.
“Influence of Draft Tube Diameter on Operation Behaviour of Airlift Loop Reactors”
Ger. Chem. Eng., 7, 1984, pp. 374-385.
27. Bello, R.A., Robinson, C.W. y Moo-Young, M.
“Liquid Circulation and Mixing Characteristics of Airlift Contactors” .
Can. J. Chem. Eng. 62, 1984, pp. 573-577.
28. Kobus, H.E.
Coast Eng. Conf. London , vol. II, 1968, pp. 1016-1031.
29. Hsiao Tse-Chiang, Lehner, Theo y Kjellberg, Björn.
“Fluid Flow in Ladles-Experimental Results”.
Scandinavian Journal of Metallurgy 9, 1980, pp.105-110.
30. Sahai Y., Guthrie R.I.L.
“Hydrodynamics of Gas Stirred Melts: Part II. Axis-symmetric Flows”.
Metallurgical Transactions B, vol. 13B, 1982, pp. 203-211.
31. Salcudean M.Y., Lai K.Y.M y Guthrie R.I.L.
“Multidimensional Heat, Mass and Flow Phenomena in Gas Stirred Reactors”.
The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 63, 1985, pp. 51-61.
32. Sahai Y., Guthrie R.I.L.
“Hydrodynamics of Gas Stirred Melts: Part I. Gas-Liquid Coupling”.
Metallurgical Transactions B, vol. 13B, 1982, pp. 193-202.
33. Trilleros J.A. y Martínez M.
“Hydrodynamic and Mixing Performances in Gas Lift Tanks”.
CHISA, 1998, pp. 816-832..
34. Hatch, R.T.
“Experimental and Theoretical Studies of Oxygen Transfer in an Air-lift Fermenter”.
PhD Thesis, M.I.T., Cambridge, 1973.

-
35. Jones, A.G.
“Liquid Circulation in a Draft-Tube Bubble Column”.
Chem. Eng. Sci., 40, n°3, 1985, pp. 449-462.
36. Griffith, P. y Wallis G.B.
“Two-Phase Slug Flow”.
Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, 1961.
37. Govier, G.W. y Aziz K.
“The Flow of Complex Mixtures in Pipes”
Van Nostrand Reinhold, New York, 1972.
38. Ros, N.C.J.
J. Petrol. Tech., 1961, p.1037.
39. Burchkart y Deckwer W.D.
“Bubble Size Distribution and Interfacial Areas of Electrolyte Solutions in Bubble Columns”
Chem. Eng. Sci. 30, 1975, pp. 351
40. Chen B.H.
“Effects of Liquid Flow on Axial Mixing of Liquid in a Bubble Column”
Can. J. Eng., 50, 1972, pp. 436.
41. Alexander B.F. y Shah Y.T.
“Axial Dispersion Coefficient in Bubble Columns”
Chem. Eng. J., 11, 1976, pp. 153.
42. Kato Y. y Nishiwaki A.
“Longitudinal Dispersion Coefficient of a Liquid in a Bubble Column”
Int. Chem. Eng., 12, n° 1, 1972, pp. 182.
43. Eissa S.H., El-Halwagi M.M. y Saleh M.A.
“Axial and Radial Mixing in a Concurrent Bubble Columns”
Chem. Eng. Sci. 30, 1975, pp. 1251.
44. Hikita H. y Kikukawa H.
“Liquid Phase Mixing in Bubble Columns: Effect of Liquid Properties”
Chem. Eng. J., 8, 1974, pp. 191.
45. Kato Y. y Nishiwaki A.
“Longitudinal Dispersion Coefficient of a Liquid in a Bubble Column”
Kagaku Kogaku, 35, 1971, pp. 912.
46. Petrovic D., Posarac, D., Dudukovic A., y Skcala D.
“Mixing Time in Gas-Liquid-Solid Draft Tube Airlift Reactors”
Chem. Eng. Sci., 48, n°14, pp.2663-2667.

-
47. Livingston A., y Zhang S.F..
“Hydrodynamic Behaviour of Three-Phase (Gas-Liquid-Solid) Airlift Reactors”
Chem. Eng. Sci., 48, n°7, pp. 1641-1654.
48. Trilleros J.A. y Martínez M.
“Modelling in a Pachuca Tank-flow and Mixing Phenomena”
EMC 91: Non-ferrous Metallurgical Present and Future, Elsevier Applied Science, 1991, pp. 507.
49. Cova D.R.
“Axial Mixing in the Liquid Phase in Gas Sparged Columns”
Ibid, 13, n°3, 1974, pp. 292.
50. Rousseau I. y Bullock J.D.
“Mixing Characteristics of a Simple Airlift”
Bitechnol., Lett 2, 1980, pp. 475-480.
51. Nakanishi K., Fujii T. y Szekely J.
“Possible Relationship between Energy Dissipation and Agitation in Steel Processing Operations”
Ironmaking and Steelmaking 2, 1975, pp. 193.
52. Paul S. y Ghosh D.N.
“Model Study of Mixing and Mass Transfer Rates of Slag-Metal in Top and Bottom Blown Converters”.
Metallurgical Transactions, vol. 17B, 1986, pp. 461-469.
53. Mazumdar D. y Guthrie R.I.L.
“Mixing Models for Gas Stirred Metallurgical Reactors”. Metallurgical Transactions B, vol. 17B, 1986, pp. 725-733.
54. Van de Vusse J.G.
“A New Model for the Stirred Tank Reactor”
Chemical Engineering Science, vol. 17, 1962, pp. 507-521.
55. Henzler H.J. y Obernosterer G.
“Effect of Mixing Behaviour on Gas-Liquid Mass Transfer in Highly Viscous Stirred Non-newtonian Liquids”
Chem. Eng Technol., 14, 1991, pp. 1-10.
56. Trilleros J.A. y Navarro F.J.
“Mixing of Liquids in Tanks by Submerged Turbulent Jets”
CHISA, 2000, pp. E1-E10.
57. Díaz R.
“Estudio del Flujo en Reactores con Tres Fases por Simulación”
Memoria de Tesis Doctoral. Madrid, 2001.
58. Rothfus, Archer, Klimas y Sikchi.

Am. Inst. Chem. Engrs. J., vol. 3, 1957, pp. 208.

APÉNDICE

