



UNIVERSITAT
ROVIRA i VIRGILI

Universitat Rovira i Virgili

Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química

unir LA UNIVERSIDAD
EN INTERNET

Universidad Internacional de La Rioja

Escuela Superior de Ingeniería y tecnología

Máster en Mecánica de Fluidos Computacional

Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mmy2 en sistemas de extinción de incendios

Trabajo fin de estudio presentado por:	Adrián Ramírez Cedrés
Tipo de trabajo:	Simulación numérica
Director/a:	Sylvana Verónica Varela Ballesta
Fecha:	21/07/2021

Resumen

Los denominados agentes limpios halocarbonados empleados en tecnología de extinción de incendios en riesgos especiales fluyen en régimen multifásico durante la descarga. La compleja naturaleza de este proceso, afectado por fenómenos termodinámicos y fluidodinámicos, hace imprescindible la aplicación de modelos físicos avanzados y métodos de cálculo de alta fidelidad para predecir sus características y optimizar el diseño de instalaciones de protección contra incendios. Los métodos presentados por T. Wysocki (1996) y el método HFLOW modificado de P.J. DiNenno et al. (1995) han sido las principales herramientas de referencia desde finales del siglo XX, pero han demostrado ciertas deficiencias en instalaciones a alta presión, con tuberías de largo recorrido y/o con cilindros de almacenamiento con alta densidad de llenado.

El modelo propuesto por Choi et al. (2013) se basa en postulados mecanísticos para la resolución de flujos multifásicos transitorios rápidos. En este estudio se evalúa la capacidad de este modelo unidimensional para ajustarse a los resultados obtenidos por simulación numérica del flujo multifásico del agente FK-5-1-12mm² en una geometría canónica con fracción volumétrica de gas variable y desorción de nitrógeno.

Las ecuaciones de conservación de materia y cantidad de movimiento presentan un ajuste satisfactorio para gradientes espaciales y temporales de presión en rangos acotados correspondientes a niveles de turbulencia moderados.

Palabras clave: Flujo multifásico, flujo transitorio en tubería, extinción de incendios, descarga de agente limpio, FK-5-1-12mm²

Abstract

The so-called halocarbon clean agents used in special hazards fire suppression technology flow in multiphase regime during discharge. The complex nature of this process, affected by thermodynamic and fluid dynamic phenomena, makes the application of advanced physical models and high-fidelity calculation methods essential to predict its characteristics and optimize the design of fire protection installations. The methods presented by T. Wysocki (1996) and the modified HFLOW method by P.J. DiNenno et al. (1995) have been the main reference tools since the end of the 20th century but have evidenced certain deficiencies in installations at high pressure, with long-reach pipes and / or with storage cylinders with high filling density.

The model proposed by Choi et al. (2013) is based on mechanistic postulates for the resolution of fast transient multiphase flows. This study evaluates the capacity of this one-dimensional model to adjust to the results obtained by numerical simulation of the multiphase flow of the agent FK-5-1-12mm² in a canonical geometry with variable gas volume fraction and nitrogen desorption.

The equations of mass and momentum conservation show satisfactory fit for spatial and temporal pressure gradients in limited ranges corresponding to moderate levels of turbulence.

Keywords: Multiphase flow, transient pipe flow, fire suppression, clean agent discharge, FK-5-1-12mm²

Agradecimiento

A la Dra. Sylvana V. Varela, por su excelencia como docente. Su entrega y sus esfuerzos en la dirección de esta tesis han sido inspiradores. Gracias por compartir su valiosa experiencia, por contribuir a convertirme en un mejor profesional y a redescubrirme como investigador.

A mi familia, por su inquebrantable fe en mí ante todo reto que me proponga. Siempre presentes en todas mis ilusiones. Siempre corresponsables de todos mis éxitos. Siempre iluminando los momentos de decepción. Les debo todo.

Índice de contenidos

Nomenclatura.....	12
1. Introducción	15
1.1. Motivación	15
1.2. Estrategia y objetivos.....	16
1.3. Estructura del estudio.....	17
2. Contexto y estado del arte	18
2.1. Tecnología de protección contra incendios.....	18
2.1.1. Generalidades.....	18
2.1.2. El agente extintor FK-5-1-12mmy2	20
2.1.3. Diseño y aspectos constructivos de los sistemas de extinción	24
2.2. Proceso físico de descarga	26
2.3. Modelos unidimensionales de flujo homogéneo	30
2.3.1. Método de punto único para agentes licuados comprimidos	31
2.3.2. Método basado en HFLOW modificado	33
2.4. Modelos mecánicos unidimensionales de flujo separado.....	35
2.4.1. Modelos ' <i>drift-flux</i> '	36
2.4.2. Modelo de flujo transitorio rápido y ecuaciones de gobierno.....	39
2.4.3. Consideraciones sobre la resolución de las ecuaciones de gobierno	42
2.4.1. Relaciones de cierre y constitutivas	43
2.5. Otros modelos.....	44
3. Objetivos y metodología.....	45
3.1. Objetivo general.....	46
3.2. Objetivos específicos	46
3.3. Metodología.....	47

3.3.1.	Hipótesis sobre las condiciones de trabajo	47
3.3.2.	Estructura de descomposición del trabajo y estrategia metodológica.....	50
4.	Simulación <i>benchmarking</i>	53
4.1.	Preprocesamiento.....	53
4.1.1.	Preanálisis del problema	53
4.1.2.	Diseño de la geometría canónica	58
4.1.3.	Mallado y discretización espacial	59
4.2.	Procesado.....	61
4.2.1.	Definición de condiciones iniciales y de contorno	61
4.2.2.	Plan de simulaciones	62
4.3.	Post-procesado y caracterización	63
4.3.1.	Caracterización unidimensional	63
4.3.1.	Campo y perfiles de presión	64
4.3.2.	Campos y perfiles de velocidad de las fases.....	65
4.3.3.	Densidad de la fase gaseosa	67
4.3.4.	Caudal másico y velocidades superficiales de las fases	67
4.3.5.	Fracción volumétrica	69
5.	Aplicación del modelo y resolución numérica.....	70
5.1.	Conservación de masa	70
5.2.	Conservación de cantidad de movimiento	72
5.3.	Relación de cierre de desviación de flujo ' <i>drift-flux</i> '	74
6.	Conclusiones.....	76
6.1.	Discusión de resultados	76
6.2.	Alcance y límites de aplicabilidad	77
6.3.	Plan de continuación	78

Referencias bibliográficas.....	79
Anexo A. Definiciones y terminología.....	82
Anexo B. Agentes considerados en la norma NFPA 2001	84
Anexo C. Propiedades fisicoquímicas del FK-5-1-12mmy2	85
Anexo D. Resumen de ajuste por regresión de los modelos de conservación de cantidad de movimiento	86
Anexo E. Configuración del simulador.....	87
Anexo F. Comparación de las soluciones con diámetro de difusor de $\varnothing 1$ mm y $\varnothing 2$ mm.....	89
Anexo G. Perfiles longitudinales promediados y perfiles transversales de variables fluidodinámicas	91
Anexo H. Gradiente temporal de presión y término de generación en fase gaseosa.....	101
Anexo I. Modelos de gradiente espacial de presión	102

Índice de figuras

Figura 1. (1) Modelo molecular de FK-5-1-12mmy2 (3M® Novec® 1230), (2) Fórmula molecular. (Centro Nacional de Información para la Biotecnología, 2021).....	21
Figura 2. Diagrama presión/temperatura de equilibrio para el sistema FK-5-1-12mmy2 superpresurizado con N ₂ a 70 bar y 20°C a distintas densidades de llenado: (o) 1.40 kg l ⁻¹ , (Δ) 1.35 kg l ⁻¹ , (□) 1.20 kg l ⁻¹ . En línea discontinua, funciones de regresión lineal que representan la tendencia predicha a partir de los valores experimentales (Johnson Controls, 2019).....	23
Figura 3. Sistema de extinción de incendios de ingeniería para riesgos especiales (adaptado de Johnson Controls, 2019).....	25
Figura 4. Difusor de descarga. (Adaptado de Johnson Controls, 2019).....	25
Figura 5. Observación de patrones de flujo multifásico de refrigerante R134a en tubería vertical de 4.26 mm de diámetro interno a 10 bar (Chen et al. 2006). De izquierda a derecha: burbuja dispersa ($u_{SG} = 0.11 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 1.19 \text{ m s}^{-1}$), burbuja ($u_{SG} = 0.01 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.28 \text{ m s}^{-1}$), 'slug' o bala ($u_{SG} = 0.05 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$), 'churn' o agitado ($u_{SG} = 0.67 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$), anular ($u_{SG} = 6.18 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$), nebulizado ($u_{SG} = 8.84 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$).....	26
Figura 6. Curvas idealizadas de presión en cilindro y difusor para agentes halocarbonados (DiNenno et al., 1996)	27
Figura 7. Esquema de sistema modular	34
Figura 8. Esquema de discretización del volumen de control. Choi et al. (2013).	39
Figura 9. Diagrama de flujo de la metodología del estudio	50
Figura 10. Contenido de un recipiente entre dos instantes de tiempo.	54
Figura 11. Geometría canónica. Perspectiva isométrica (superior) y vista de perfil en sistema diédrico (inferior). Ilustraciones sin escala.....	58
Figura 12. Vista de detalle del mallado sobre el tramo final de la tubería	59

Figura 13. Curva de presión frente al tiempo sobre el eje central de la tubería (superior) y detalle del tramo de entrada. Mallado medio (azul) y fino (rojo). $t = 0.01$ s (o); $t = 0.02$ s (□); $t = 0.03$ s (x); $t = 0.04$ s (◇); $t = 0.05$ s (▽)	60
Figura 14. Esquema de condiciones iniciales y de contorno del sistema	61
Figura 15. Discretización espacial y ponderación superficial sobre el volumen de control	63
Figura 16. Perfil axial de presión estática (fila superior) y diagramas de contorno de campo de presión (fila inferior) a $t = 0.01$ " , $t = 0.03$ " y $t = 0.05$ " con $\alpha_{in} = 10\%$	65
Figura 17. Velocidad in-situ de gas y líquido, $\alpha_{in} = 10\%$, $d = 1$ mm.....	66
Figura 18. Diagramas de contorno del campo de velocidad de la fase continua. De izquierda a derecha, $t = 0.01$ " , $t = 0.03$ " y $t = 0.05$ ". Perfiles transversales de velocidad en $x = 0$ m, $x = 1$ m, $x = 2$ m y $x = 2.9$ m, con representación de las líneas de flujo.....	66
Figura 19. Perfiles transversales de velocidad de gas y de líquido a $x = 0.5$ m (izquierda) y $x = 2.9$ m (derecha) con fracción volumétrica de gas de entrada $\alpha_{in} = 10\%$	67
Figura 20. Perfil longitudinal de densidad de la fase gaseosa.....	67
Figura 21. Velocidad superficial de gas (superior izquierda) y de líquido (inferior izquierda); Caudal másico de gas (superior derecha) y de líquido (inferior derecha), con $\alpha_{in} = 10\%$	68
Figura 22. Perfil transversal de fracción volumétrica de líquido en $x = 1$ m con fracciones volumétricas de gas a la entrada $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha).	69
Figura 23. Perfil longitudinal de fracción volumétrica de líquido con fracción volumétrica de gas a la entrada $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha).	70
Figura 24. Generación de nitrógeno en la fase gaseosa con fracción volumétrica de gas de entrada del $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha)	71
Figura 25. Variación temporal de presión con la posición y el tiempo, para fracción volumétrica de gas de entrada de $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha).....	71
Figura 26. Fila superior: Modelo de Al-Sarkhi y Sarica (2009) y ajuste por regresión, $\alpha_{in} = 10\%$. Fila inferior: Modelo de García et al. (2003) modificado y ajuste por regresión, con $\alpha_{in} = 10\%$. $t = 0.01$ " (izquierda), $t = 0.03$ " (centro) y $t = 0.05$ " (derecha).....	73

Figura 27. Relación entre el gradiente espacial de presión simulado y calculado, $\alpha_{in} = 10\%$. En la fila superior, el modelo de Al-Sarkhi y Sarica (2009) y en la inferior el modelo modificado de García et al. (2003). De izquierda a derecha, $t = 0.01''$, $t = 0.03''$ y $t = 0.05''$ 73

Figura 28. Coeficiente de distribución (izquierda). Velocidad de gas calculada mediante el modelo 'drift-flux' (centro) e histograma de errores relativos (derecha), $\alpha_{in} = 10\%$, $t = 0.01''$ 75

Figura 29. Velocidad de desviación para $\alpha_{in} = 10\%$, (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$, (derecha)... 75

Índice de tablas

Tabla 1. Plan de simulaciones.....	62
Tabla 2. Agentes considerados en la norma NFPA 2001 (Asociación Nacional de Protección de Incendios [NFPA], 2018))	84
Tabla 3. Propiedades del FK-5-1-12mmy2 (Owens, 2002)	85
Tabla 4. Ajuste por regresión de los modelos de conservación de cantidad de movimiento .	86

Nomenclatura

Término	Descripción	Unidades en SI
a, b, c, e, k	Parámetros de modelo	
A	Área de sección transversal de flujo	$[m^2]$
D	Diámetro interno de tubería	$[m]$
f	Factor de fricción	$[-]$
Fr	Número de Froude	$[-]$
g	Aceleración de la gravedad	$[m\ s^{-2}]$
\mathcal{H}	Entalpía total	$[J]$
H_L	Fracción volumétrica o retención líquida	$[-]$
h	Entalpía específica	$[J\ kg^{-1}]$
J	Flujo másico	$[kg\ m^{-2}\ s^{-1}]$
L	Longitud	$[m]$
m	Masa	$[kg]$
\dot{m}	Caudal másico	$[kg\ s^{-1}]$
P	Presión absoluta	$[N\ m^{-2}]$
Q	Caudal volumétrico	$[m^3\ s^{-1}]$
Re	Número de Reynolds	$[-]$
S	Solubilidad	$[kg_{soluta}\ L_{disolvente}^{-1}]$
t	Tiempo	$[s]$

u	Velocidad	$[m s^{-1}]$
u_s	Velocidad superficial	$[m s^{-1}]$
U	Energía interna total	$[J]$
V	Volumen	$[m^3]$
V_m	Volumen molar	$[m^3 mol]$
x	Fracción molar en líquido, razón entre moles de soluto y moles de mezcla.	$[-]$
X^*	Parámetro de Lockhart-Martinelli	$[-]$
z	Cota de elevación	$[m]$
α	Fracción volumétrica de fase gaseosa	$[-]$
Γ	Caudal de transferencia de materia	$[kg s^{-1}]$
ρ	Densidad	$[kg m^{-3}]$
ν	Viscosidad cinemática	$[m^2 s^{-1}]$
μ	Viscosidad dinámica	$[kg m^{-1} s^{-1}]$

Índices	Descripción
1,2 ...	Numerador de estados
c	Cilindro de almacenamiento
f	Estado final
o	Estado inicial

<i>rms</i>	Media cuadrática
—	Promedio
<i>L</i>	Fase líquida
<i>G</i>	Fase gaseosa
<i>M</i>	Mezcla de fases
<i>S</i>	Superficial
<i>in</i>	Entrada
<i>out</i>	Salida

1. Introducción

1.1.MOTIVACIÓN

La protección contra incendios (PCI) es una rama multidisciplinar de la ingeniería que se ocupa de la aplicación de principios científicos para desarrollar tecnologías que protejan a personas y bienes materiales de los daños que puede causar el fuego. Éste puede producirse en una miríada de escenarios de gran diversidad, razón por la cual la industria ha creado y puesto a disposición de la sociedad una multitud de tecnologías para combatirlo. Es de especial interés la tecnología de sistemas fijos de ingeniería para extinción automática de incendios en riesgos especiales por inundación total mediante agentes limpios, que se ocupa de la protección de espacios en que se almacenan bienes de elevado valor o en que se desarrollen procesos críticos por el impacto que puede producir su interrupción.

Estos sistemas cumplen una serie de funciones para garantizar en última instancia su misión fundamental: la extinción temprana, rápida y sostenida de un incendio. Entre dichas funciones, el sistema debe estar provisto de los medios necesarios para almacenar un agente extintor, detectar un incendio, activarse automáticamente, transportar dicho agente hasta el espacio en que se ha iniciado un incendio, distribuirlo e inyectarlo en su interior.

Uno de los agentes extintores más populares a nivel global es el FK-5-1-12mmy2 superpresurizado con nitrógeno. Esta fluorocetona perfluorada presenta buenas prestaciones en cuanto a efectividad, bajo impacto medioambiental y baja toxicidad. La creciente demanda social por contrarrestar los efectos del cambio climático y la continuada aparición de regulación y directivas legales de obligado cumplimiento a este respecto han impulsado a este agente a desplazar progresivamente a sus precursores menos alineados con la estrategia política.

En el diseño de una instalación de extinción de incendios es imprescindible disponer de herramientas de cálculo que permitan predecir tres variables fundamentales: tiempo de descarga, masa de agente descargada y presión media en los puntos de descarga. Dicho cálculo no es trivial por cuanto deriva de un proceso finito multietapa de descarga, correspondiente a un flujo multifásico que cursa muy rápidamente, en régimen transitorio, altamente turbulento y que experimenta fenómenos termodinámicos y fluido-mecánicos a escala microscópica que influyen notablemente sobre las características globales del flujo.

En respuesta a esta problemática, el volumen de publicaciones desarrollado es inusitadamente escaso considerando el amplio mercado que abastece y el elevado interés científico que suscita. La baja producción de conocimiento se debe, en parte, al elevado coste de la experimentación, conjugado con el alto grado de empirismo de los métodos de cálculo disponibles hasta la fecha.

Únicamente dos métodos de cálculo publicados en la última década del siglo XX, que a su vez surgen como evolución de modelos que se remontan hasta mediados de siglo, han persistido hasta la actualidad para dar solución a esta necesidad: el método de punto único de Wysocki (1996) y el método HFLOW modificado de DiNenno et al. (1995). Basados en modelos de flujo homogéneo, estos modelos han demostrado ser deficientes para el diseño de instalaciones de acuerdo con demandas actuales, tales como longitudes de tubería de más de 100 m o elevadas densidades de llenado.

Existen publicaciones mucho más recientes en el campo de la ciencia e ingeniería de flujos multifásicos que tienen todos los visos de ser candidatos para resolver estas necesidades insatisfechas, concebidas para ser empleadas en otras aplicaciones que presentan grandes similitudes. En particular, el método presentado por Choi et al. (2013) recurre mayoritariamente a la modelización mecanística para describir flujos transitorios rápidos. Precisamente por estar basado en principios fundamentales, este modelo podría disrumpir la tendencia conservadora de la industria y rehabilitar su carácter innovador en esta materia.

En una etapa temprana de evaluación y aplicación del método, este estudio no podría alcanzar el grado de madurez necesario para convertirse en una herramienta autónoma de diseño o producir resultados de alta fidelidad desde el punto de vista académico. Pero sin lugar a duda ofrece grandes esperanzas de constituir un nuevo paradigma como herramienta de análisis y diagnóstico preliminar para una industria cuyos requisitos de precisión son menos exigentes que en el ámbito de la investigación científica pura.

1.2. ESTRATEGIA Y OBJETIVOS

A través de este estudio se pretende identificar y proponer un modelo actualizado de flujo multifásico del agente FK-5-1-12mmy2 super-presurizado con nitrógeno, junto con las relaciones de clausura relevantes y específicas para los sistemas de protección contra incendios, y un método de cálculo numérico apropiado de bajo coste computacional. Estos

elementos compondrán la base para la futura creación de un programa completo de cálculo y diseño de sistemas e instalaciones.

Para la aplicación y validación del modelo físico y su aparato matemático, se plantea una batería de simulaciones de *'benchmarking'* basadas en un sistema de geometría sencilla y notablemente simplificado, que permiten acotar la dificultad del problema a niveles abordables. La simulación del proceso completo de descarga es extraordinariamente complicada, razón por la cual se ha optado por evaluar la efectividad y versatilidad del modelo en una fracción del proceso. El flujo transitorio que tiene lugar desde la llegada del agente al punto final de la tubería hasta la eculización de caudales de entrada y salida ocurre muy rápidamente, y encarna gran complejidad. Esta etapa puede ser reproducida en un programa de simulación de dinámica de fluidos computacional, en ausencia de datos experimentales. Si el modelo es capaz de producir buenos resultados para esta etapa de alta complejidad, sería probable que pueda representar eficazmente el proceso global.

1.3. ESTRUCTURA DEL ESTUDIO

En el apartado 'Contexto y estado del arte', se ofrece una visión general de la tecnología de protección contra incendios y, en particular, del agente químico objeto de estudio. Se recomienda recurrir al Anexo A de Definiciones y terminología para consultar términos propios del argot del sector, que han de ser empleados en la redacción de este texto a pesar del impacto negativo del uso excesivo de jerga en el éxito de las publicaciones científicas (A. Martínez y S. Mammola, 2021). En este capítulo se realiza una presentación descriptiva del proceso físico de descarga, de los modelos unidimensionales que componen el estado del arte actual y se introducen los modelos mecánicos unidimensionales que se espera que funden las bases de nuevas investigaciones en la industria.

El capítulo de 'Objetivos y metodología' enuncia los objetivos específicos del estudio y describe detalladamente la secuencia de actividades a seguir hasta la consecución de éstos. En este apartado se recogen las hipótesis aplicadas al problema en cuestión, así como la línea de trabajo en materia de pre-procesamiento, procesado, post-postprocesado y posterior aplicación del modelo sobre los datos numéricos obtenidos.

A continuación, en el capítulo de 'Simulación benchmarking' se desarrolla de manera pormenorizada el preanálisis del problema, la geometría del dominio y la discretización

espacial del mismo, incluyendo un estudio de independencia de malla. Se establecen las condiciones que se aplicarán en el plan de simulaciones, en cuyo momento se insta al lector a acudir al anexo E en caso de precisar detalles sobre la configuración del programa de simulación. En este capítulo se extraen, analizan y presentan gráficamente los resultados obtenidos de la simulación de manera cualitativa y cuantitativa.

El siguiente capítulo se ocupa de la ‘Aplicación del modelo y resolución numérica’ a partir de los datos obtenidos anteriormente. En este apartado se valora la fidelidad con que los modelos representan los resultados de la simulación a partir de la resolución de las ecuaciones de continuidad, conservación de cantidad de movimiento y la relación de cierre de desviación de flujo ‘*drift-flux*’.

El estudio se completa con el capítulo de ‘Conclusiones’, en que se discute el grado de consecución de los objetivos planteados a la luz de los resultados obtenidos, el alcance y límites de aplicabilidad reconocidos, complementado con un plan de continuación para futuros trabajos en esta línea de investigación.

2. Contexto y estado del arte

2.1. TECNOLOGÍA DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS

2.1.1. Generalidades

La industria de la protección contra incendios se vale de una amplia variedad de tecnologías para aportar soluciones específicas en cada posible escenario. La concepción, definición y selección de una tecnología u otra depende de la combinación de requisitos que deriva de un análisis holístico, y generalmente no existe una opción única y exclusiva. Por tratarse de una aplicación crítica y estrictamente regulada, el estudio pormenorizado de las especificaciones de un equipo o sistema de protección contra incendios excede el alcance de esta tesis.

La tecnología objeto de este estudio es la empleada en sistemas fijos de ingeniería para extinción automática de incendios en riesgos especiales por inundación total mediante agentes limpios. Esta definición merece una descripción ampliada de sus términos para poder comprender su significado:

- *Sistemas fijos*: En contraposición con los equipos portátiles, éstos son instalados con el objetivo de permanecer de manera definitiva en una localización.
- *Sistemas de ingeniería*: Su diseño, que es realizado ad hoc y de manera independiente para cada instalación, está sujeto a las características únicas de una localización.
- *Extinción automática*: Interrupción sostenida de un incendio después de haberse declarado, haciendo uso de mecanismos de detección reactiva y activación del sistema de protección sin necesidad de intervención personal directa. La extinción típicamente comporta uno o combinación de varios mecanismos fisicoquímicos que dificulten o impidan la concurrencia de las condiciones necesarias para que se produzca y mantenga la reacción de combustión, de acuerdo con el denominado tetraedro del fuego¹.
- *Riesgo especial*: Aquellas áreas que contienen bienes materiales de elevado valor o irreemplazables, así como infraestructuras en las que se desarrolla un proceso crítico – bien sea por su peligrosidad o por el potencial impacto de su disrupción – en que no pueden emplearse rociadores convencionales de agua como tecnología de extinción (Harrington, 2008).
- *Inundación total*: Descarga del agente extintor en un recinto confinado en condiciones que conducen a una distribución homogénea o cuasi-homogénea de concentración en todo su volumen.
- *Agente limpio*: Familia de sustancias con capacidad de extinción, cuyas propiedades fisicoquímicas y toxicológicas son relativamente inocuas para el medioambiente y para las personas. Véase en la Tabla 2 del Anexo B un listado de agentes limpios contemplados por la normativa NFPA 2001. Los agentes limpios típicamente se subdividen en dos categorías:
 - Gases inertes (IG): nitrógeno (N₂), argón (Ar), dióxido de carbono (CO₂) y sus mezclas.

¹ El tetraedro del fuego es un modelo conceptual de las condiciones que concurren para la generación del fuego: combustible, comburente, energía y reacción en cadena. Los mecanismos de extinción correspondientes se denominan dilución o desalimentación, sofocación, enfriamiento e inhibición, respectivamente.

- Halocarburos: hidrofluorocarburos (HFC), hidroclorofluorocarburos (HCFC), polifluorocetonas (FK) y mezclas basadas en estos tipos de sustancias.

2.1.2. El agente extintor FK-5-1-12mmy2

En nomenclatura sistemática 1,1,1,2,2,4,5,5,5-nonafluoro-4-(trifluorometil)-3-pentanona, más conocido por su nombre comercial NovecTM 1230 y como FK-5-1-12mmy2 de acuerdo con la nomenclatura ASHRAE², esta perfluorocetona es uno de los agentes de extinción de incendios para riesgos especiales más extendidos en todo el mundo (Figura 1). Por su baja toxicidad, bajo potencial de calentamiento global (GWP) y bajo potencial de agotamiento de la capa de ozono (ODP), pertenece al grupo de sustitutos de la familia de agentes extintores halocarbonados de referencia a nivel global hasta su prohibición (salvo en aplicaciones excepcionales) en el año 1994: halón 1301, halón 1211 y halón 2402.

Los denominados agentes limpios halocarbonados comparten una serie de características comunes (DiNenno et al., 2008):

- Baja conductividad eléctrica.
- Se vaporizan rápidamente sin dejar residuo y se encuentran en forma gaseosa dentro de la localización a proteger en el momento de la extinción.
- Son gases licuados o muestran un comportamiento similar (ej. líquidos compresibles).

Las particulares propiedades del FK-5-1-12mmy2 en términos de eficacia, prestaciones medioambientales y seguridad lo convierten en un agente especialmente conveniente, y justifican que sea típicamente prescrito en sistemas de nueva generación para aplicaciones e infraestructuras críticas.

Dada su baja presión de vapor (aunque superior a la presión atmosférica) y temperatura de ebullición generalmente superior a la temperatura ambiente, el FK-5-1-12mmy2 permanece fácilmente en estado mayoritariamente líquido en condiciones de almacenamiento. Su calor latente de evaporación es considerablemente bajo. En virtud de estas propiedades, este agente se gasifica rápidamente al ser pulverizado en el interior de un

² Por sus siglas en inglés 'American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers'.

recinto, favoreciendo así una distribución homogénea y rápida en todo el volumen a una concentración relativamente elevada.

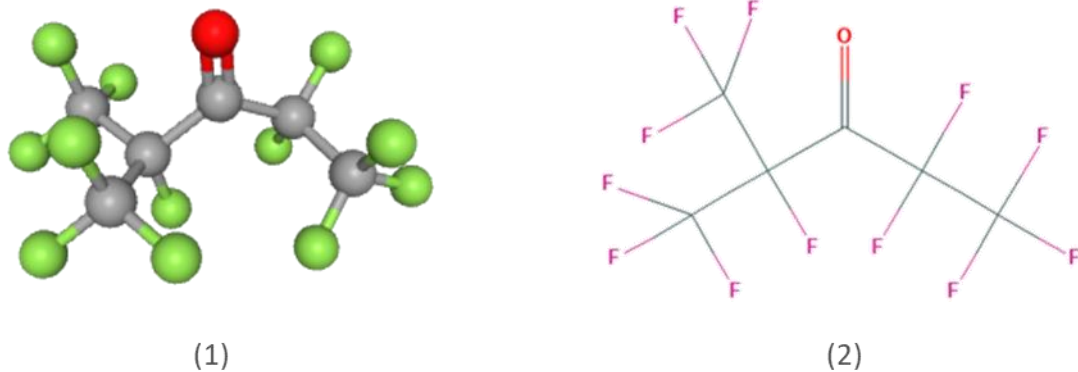


Figura 1. (1) Modelo molecular de FK-5-1-12mmy2 (3M® Novec® 1230), (2) Fórmula molecular. (Centro Nacional de Información para la Biotecnología, 2021).

La capacidad calorífica del FK-5-1-12mmy2 en fase vapor es elevada en comparación con el resto de los que componen la familia de los agentes limpios halocarbonados. Es por ello fácil advertir que el mecanismo principal de extinción atribuible a este agente es el enfriamiento. De acuerdo con los estudios de Burgess et al. (1994), puede producirse inhibición no catalítica de la reacción de combustión en llama de manera limitada. En efecto, tienen lugar reacciones endotérmicas que generan productos de descomposición del FK-5-1-12mmy2 en el seno de la llama que apoyarían en alguna medida la conclusión derivada de simulaciones cinéticas.

En condiciones de transporte por tubería, la baja presión de vapor y baja viscosidad del FK-5-1-12mmy2 favorecerían el flujo en estado líquido (ver Tabla 3 del Anexo C). El transporte en fase condensada es mucho más eficiente desde el punto de vista hidráulico, y por tanto es una de las características que se valoran positivamente dentro de la industria. Desafortunadamente, ésta no suele ser la realidad en aplicaciones prácticas con este tipo de agentes. Toda vez que la presión de vapor de este agente por sí sola es insuficiente para impulsar el fluido a través de una red de tuberías incluso en los casos más sencillos, éste se super-presuriza con nitrógeno seco en los depósitos de almacenamiento de los sistemas de

extinción a presiones típicamente en el rango de 25 a 70 bar³ en productos comerciales. La solubilidad de nitrógeno en FK-5-1-12mm² es extraordinariamente elevada, pudiendo alcanzar fracciones molares de nitrógeno en fase líquida superiores al 20% a 70 bar y 20°C.

La absorción de nitrógeno suele modelizarse a través de la ley de Henry, con una constante de 288.9 bar a 20°C. Este bajo valor es sinónimo de una fuerte dependencia de la solubilidad con la presión; así, la fracción molar de equilibrio de N₂ en FK-5-1-12mm² en condiciones normales es de 0.35% en base molar.

Como resultado del amplio rango de composiciones en la mezcla líquida binaria, existe un gran potencial de formación de una fase gaseosa en tubería como resultado de la desorción de nitrógeno inducida por la caída de presión. Este fenómeno conduce a múltiples patrones de flujo multifásico en tubería, sobre los que se hará mención en este capítulo. La extensión y topología de las fases líquida y gaseosa dependerá no únicamente de las condiciones de equilibrio termodinámico sino también del carácter transitorio del flujo, de la difusión de materia entre fases, de la transferencia de calor en el seno de la mezcla fluida y con las paredes sólidas que confinan al flujo, y de todos aquellos fenómenos conjugados que alejen al sistema de los estados de equilibrio y saturación.

Uno de los aspectos fundamentales a considerar en el diseño de un sistema de extinción de incendios mediante agentes halocarbonados –incluso en las fases más tempranas de desarrollo de nuevos componentes que vayan a formar parte de un sistema– es la dependencia de la presión desarrollada con la temperatura en el interior de un volumen cerrado que contenga agente super-presurizado con nitrógeno. Dicha dependencia es resultado de múltiples factores, de los cuales dos son especialmente destacados. Por una parte, la solubilidad de nitrógeno en el agente y las particularidades de dichas disoluciones, tal y como ya se ha descrito. Por otra, la densidad del agente en estado líquido exhibe una fuerte dependencia con la temperatura. Fruto de dicha expansibilidad térmica, el volumen de ambas fases puede variar significativamente, produciendo un impacto sobre las propiedades volumétricas de la fase gaseosa que puede ser capturado mediante el uso de una ecuación de estado apropiada.

³ Presión manométrica nominal a 20°C en condiciones de saturación y equilibrio de fases.

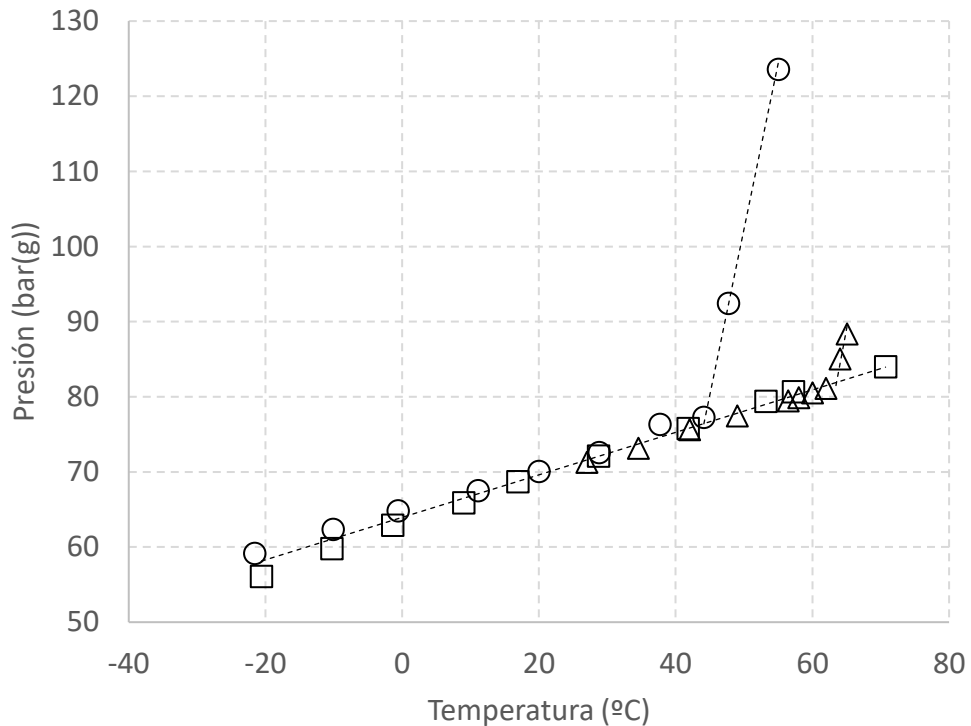


Figura 2. Diagrama presión/temperatura de equilibrio para el sistema FK-5-1-12mmy2 superpresurizado con N_2 a 70 bar y 20°C a distintas densidades de llenado: (○) 1.40 ($kg\ l^{-1}$), (Δ) 1.35 ($kg\ l^{-1}$), (□) 1.20 ($kg\ l^{-1}$). En línea discontinua, funciones de regresión lineal que representan la tendencia predicha a partir de los valores experimentales (Johnson Controls, 2019).

La ecuación de Peng-Robinson-Stryjek-Vera (Owens, 2002) generalmente proporciona resultados con buena precisión para el análisis de las dinámicas en volumen cerrado. La bondad de éstos depende en buena medida de la selección y aplicación correcta de reglas de mezclado para la estimación de los parámetros característicos de la ecuación de estado que capturen fielmente el efecto de las interacciones entre componentes de la mezcla. La estimación de dichos parámetros constituye en sí mismo todo un reto de modelización que excede el alcance del presente trabajo.

En el diagrama P-T de la Figura 2 se representan simultáneamente múltiples curvas isocóricas de equilibrio termodinámico, obtenidas experimentalmente en rangos de trabajo habituales en la industria. Las curvas isocóricas permiten conocer estados de equilibrio correspondientes de presión y temperatura de un cilindro cargado con FK-5-1-12mmy2 y nitrógeno seco hasta la saturación del agente en unas condiciones de referencia (en el caso ejemplarizado, a una presión manométrica de 70 bar y 20°C de temperatura). A temperaturas

bajas y moderadas, todas las curvas isocóricas se superponen para cualquier densidad de llenado y siguen la misma tendencia lineal o cuasi-lineal. A partir de un cierto valor de temperatura (usualmente conocida como *temperatura de repunte*) único para cada valor de densidad de llenado, las curvas isocóricas continuarán aumentando su presión con la temperatura de manera lineal, pero con mayor pendiente, desviándose bruscamente de la tendencia anterior. La pendiente de las curvas isocóricas por encima de la temperatura de repunte es también característica y única para cada valor de densidad de llenado.

2.1.3. Diseño y aspectos constructivos de los sistemas de extinción

Los sistemas de extinción de incendios objeto de este estudio se componen de una multitud de componentes que se seleccionan, dimensionan y organizan de manera que se desempeñen al menos cinco funciones básicas: detección, activación, almacenamiento, transporte distribuido e inyección en el recinto a proteger. Las tres últimas albergan el proceso fluidodinámico en estudio, y acapararán mayor atención en adelante.

La Figura 3 muestra una instalación ejemplar que ilustra la configuración de los distintos componentes de un sistema. El agente FK-5-1-12mmy2 super-presurizado se almacena en recipientes cilíndricos de metal. La válvula del cilindro permite la descarga su contenido. En el evento de una activación por acción mecánica y pilotaje neumático, eléctrico o manual, la válvula se abrirá completamente permitiendo el flujo de agente hacia la tubería de descarga. La fase gas en el interior del cilindro tenderá a expandirse en virtud de su presión estática, que se convertirá en energía potencial comunicada a la fase condensada. El líquido ascenderá por el tubo sonda impulsado por la fase gas por efecto sifón. Un conjunto o subconjunto de cilindros descargará simultáneamente su contenido a un colector de descarga, que es un primer tramo de la red de tuberías de distribución. La energía potencial del sistema debe ser suficiente para que el flujo venza la resistencia ofrecida por las tuberías y los distintos componentes (tales como codos, conexiones en T, acoplamientos, etc.) hasta los extremos finales de la red.

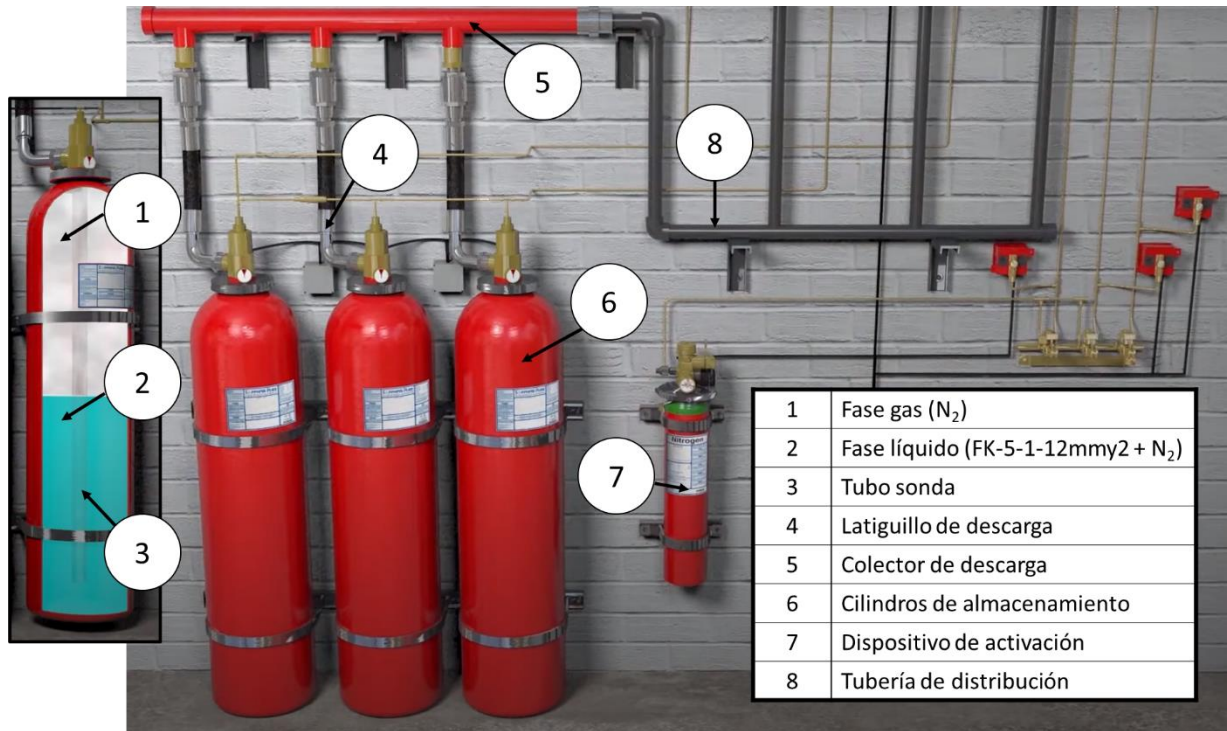


Figura 3. Sistema de extinción de incendios de ingeniería para riesgos especiales (adaptado de Johnson Controls, 2019).

La tubería de distribución típicamente se ramifica a medida que se aproxima a la localización de destino, conformando una red de tuberías en serie unidas por nodos divergentes (i.e. conexiones en T). Cada punto de descarga está dotado de un difusor de descarga (Figura 4), que consta de uno o varios orificios calibrados. Es objetivo de un sistema correctamente diseñado que la presión del flujo en el difusor sea en todo momento suficientemente alta como para garantizar condiciones de flujo crítico a través de los orificios. Esta condición no siempre es factible técnicamente, de modo que las descargas pueden producirse de manera total o parcial en condiciones de flujo subcrítico siempre que pueda garantizarse que sea una resistencia ampliamente controlante. El caudal másico (y por consiguiente la cantidad neta de agente descargada por cada difusor) queda fijado a un valor teóricamente constante e independiente de la presión aguas arriba, de

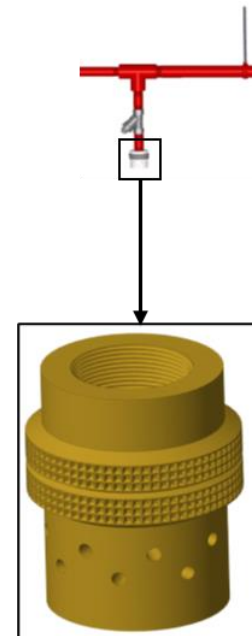


Figura 4. Difusor de descarga.
(Adaptado de Johnson Controls, 2019).

modo que el tiempo de descarga y la presión en el difusor pueden ser predeterminados a través de modelos fluidodinámicos. Estas variables son cruciales en términos de la efectividad de un sistema de protección contra incendios.

2.2.PROCESO FÍSICO DE DESCARGA

La descarga del agente desde el almacenamiento central hasta los difusores es un proceso físico de duración finita y corta que ocurre eminentemente en estado transitorio. Como es lógico, las variables posición y tiempo son determinantes en tanto en cuanto se observan comportamientos singularmente diferentes en distintas regiones del dominio y en distintas etapas en que se subdivide el proceso. En efecto, podemos advertir la aparición de distintos patrones de flujo multifásico en función de la morfología de las estructuras interfaciales, que responden a los principios de conservación de cantidad de movimiento, materia y energía, y por tanto a la solución de las ecuaciones de balance en cada elemento diferencial de volumen y cada instante de tiempo. La Figura 5 muestra fotografías de patrones de flujo vertical, que son parcialmente similares a los de flujo horizontal.

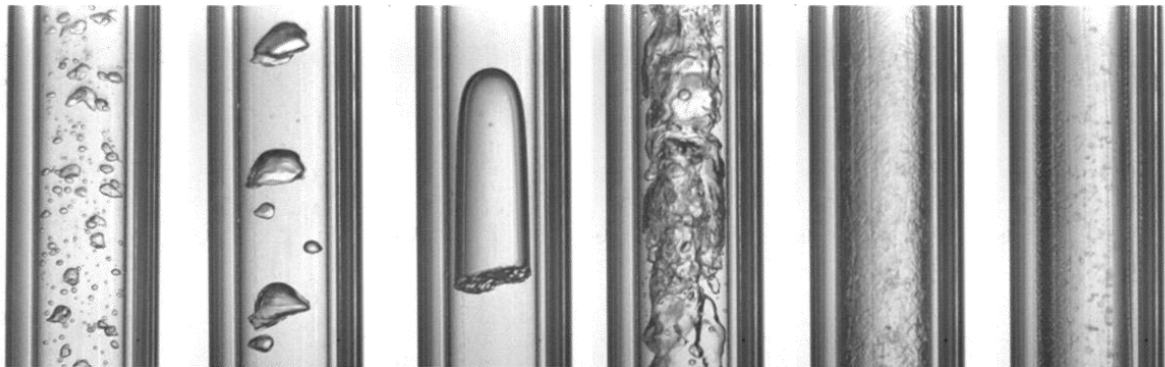


Figura 5. Observación de patrones de flujo multifásico de refrigerante R134a en tubería vertical de 4.26 mm de diámetro interno a 10 bar (Chen et al. 2006). De izquierda a derecha: burbuja dispersa ($u_{SG} = 0.11 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 1.19 \text{ m s}^{-1}$), burbuja ($u_{SG} = 0.01 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.28 \text{ m s}^{-1}$), 'slug' o bala ($u_{SG} = 0.05 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$), 'churn' o agitado ($u_{SG} = 0.67 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$), anular ($u_{SG} = 6.18 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$), nebulizado ($u_{SG} = 8.84 \text{ m s}^{-1}$, $u_{SL} = 0.07 \text{ m s}^{-1}$).

Desde un punto de vista fenomenológico, la descarga puede descomponerse en una sucesión de una serie de estadios temporales delimitados por eventos característicos. Una representación gráfica presión – tiempo medida en un recipiente de almacenamiento, así como en las inmediaciones de un difusor de descarga es de gran utilidad para interpretar esta

segmentación. Naturalmente, la morfología de cada gráfica será prácticamente única para cada sistema de ingeniería. Las características detalladas e incluso la propia aparición o no de algunas de las etapas están íntimamente ligadas a cada diseño. Estas etapas han sido descritas por DiNenno et al. (1995) (Figura 6) para un sistema idealizado, aunque posteriormente ha sido necesario ampliar sus descripciones a medida que ha aumentado la complejidad de los sistemas requeridos por la industria.

Etapa 1: Llenado de tubería

En cuanto la válvula del cilindro se abre y permite el flujo, el agente comienza a llenar la tubería al tiempo que desaloja el aire que inicialmente ocupaba dicho volumen. Simultáneamente, la súbita caída de presión en el cilindro provoca la desorción de una parte del nitrógeno disuelto que se libera a la fase gaseosa. Dada la baja presión de vapor del agente, la transferencia de dicho componente por evaporación *'flash'* es presumiblemente despreciable. La contribución de la desorción a la presión instantánea en el interior del cilindro es directamente proporcional al nivel de llenado inicial. Por término general, la desorción amortigua la pendiente negativa de la curva de presión con respecto a la que podría esperarse si ésta fuera función única de las propiedades de estado del gas. En casos en que la ratio de llenado del cilindro sea alta o moderadamente alta, este fenómeno puede alterar la tendencia

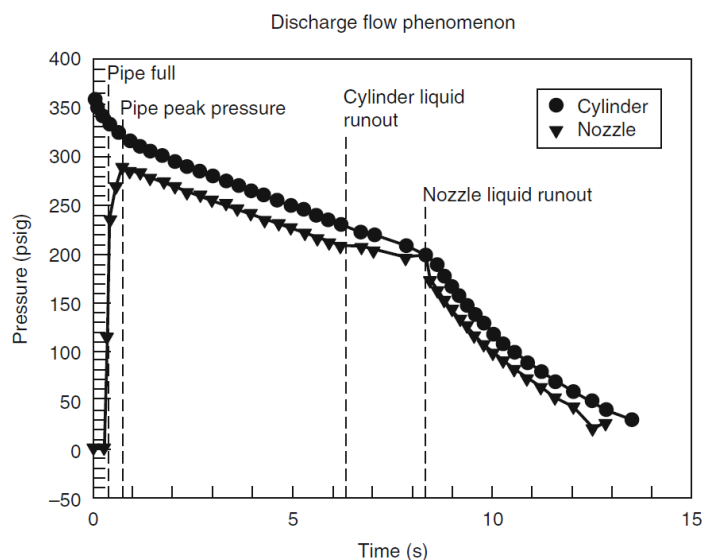


Figura 6. Curvas idealizadas de presión en cilindro y difusor para agentes halocarbonados (DiNenno et al., 1996)

monotónica de la curva de presión en el cilindro y producir temporalmente un aumento localizado (o inversión de la curva), aunque en efecto el volumen de la fase gas se esté incrementando, debido en alguna medida a la desorción de nitrógeno disuelto en el interior del depósito hacia la fase gaseosa (Bird, 1996).

El caudal volumétrico de agente usualmente supera al caudal de evacuación de aire, que a su vez ha de vencer la resistencia ofrecida

por los orificios del difusor. El aire se comprime momentáneamente, aumentando la presión y temperatura registrada junto al difusor. Por otra parte, el líquido ha de vencer la resistencia al flujo por fricción con las paredes de la tubería, así como la presión de oposición del aire. La resistencia total al avance del frente líquido es modesta en comparación con la que ofrecerá el difusor en cuanto el líquido fluya a su través, y por tanto puede ocurrir que no prepondere ninguna resistencia claramente controlante en esta etapa. La presión en el difusor aumentará progresivamente hasta un valor máximo. Desde el inicio de la descarga y hasta que el líquido llega al difusor, el caudal de agente que sale del cilindro es superior al caudal de salida a través de los difusores (DiNenno, 1995). A partir de este último instante ambos caudales tienden a igualarse, pero esto no ocurre de manera instantánea. El flujo experimenta un breve estado transitorio que culmina con un valor máximo de presión en el difusor en el momento en que ambos caudales se ecualizan. Este evento se manifiesta al mismo tiempo idealmente como un punto singular de cambio de pendiente de la curva la presión del cilindro, si bien más frecuentemente se observa como una transición progresiva en la práctica experimental.

El posible desfase que puede ocurrir entre la llegada del líquido al difusor y el instante en se observa un máximo relativo en la presión en el mismo está condicionado determinantemente por la magnitud de la resistencia ofrecida por el difusor y su grado de control sobre el flujo.

Etapa 2: Descarga líquida desde el cilindro de almacenamiento

En esta etapa, el flujo másico de agente está normalmente limitado por el control que ejerce el difusor. En condiciones de flujo crítico en el difusor, el caudal másico será máximo y constante independientemente de la presión variable en el mismo – razón por la cual también se la denomina eventualmente etapa de flujo cuasi-estacionario. Matemáticamente, resulta más sencillo modelizar esta etapa que aquellas que proceden en régimen puramente transitorio, y por ello los procedimientos de cálculo de DiNenno (1995) y Wysocki (1996) descansan en la hipótesis de que la duración de esta etapa sea en términos relativos mucho mayor que las otras para poder ser resueltos mediante métodos algebraicos sin comprometer excesivamente la precisión de los resultados. Si bien los modelos planteados se basan en ecuaciones diferenciales en derivadas parciales, se transforman en expresiones algebraicas mediante discretización de primer orden.

En esta etapa, la diferencia entre el caudal másico a la salida del cilindro y el que sale por el difusor se debe fundamentalmente a los cambios volumétricos ocasionados por las características de los patrones de flujo multifásico. Así, en el caso de que el patrón de flujo en burbuja plenamente disperso sea predominante, el caudal será prácticamente constante en toda la red; por el contrario, un flujo segregado con una gran fase gaseosa puede originar términos de acumulación en las ecuaciones de continuidad.

En una instalación en que el volumen de tubería sea superior al volumen de la mezcla fluida, el flujo de agente a la salida del cilindro será nulo antes de que el frente líquido llegue al difusor. Como puede preverse, esto alterará la morfología de las curvas de presión, pudiendo observarse picos menos prominentes y transiciones menos abruptas (por tanto, menos distinguibles) tanto en la llegada como en el agotamiento de líquido en el difusor.

Etapas 3: Descarga líquida desde la tubería

En el momento en que se agota el líquido en el cilindro, la superficie interfacial entre el agente y el gas expelente se reduce sustancialmente, pasando del área de la corona circular entre la sección transversal del cilindro y el tubo sonda a la sección transversal de la tubería a medida que recorre la red.

Cuando la interfase rebasa la primera conexión en T, ésta se desdobla en dos nuevas interfases. Este evento dificulta notablemente la modelización rigurosa del proceso, pero habitualmente suele ser suficientemente corta como para poder ser omitida a efectos de diseño sin perjuicio de su funcionalidad.

Cuando todo el líquido es descargado a través del difusor se registra un nuevo cambio de pendiente en la curva de presión en el cilindro. El flujo que circula a través del difusor pasa de ser – parcial o totalmente – una fase condensada a un flujo compresible, y el cambio de pendiente en este caso es más acusado. Mientras el líquido fluye a través del difusor, la velocidad de la fase gaseosa impulsora es inferior a su velocidad superficial, esto es, circula más lentamente de lo que lo haría si no existiese la fase líquida. Por tanto, se produce una aceleración del flujo en el instante en que se agota el líquido de la red al mismo tiempo que aumenta la presión en el difusor hasta un máximo relativo o un pico, momento en que el flujo deviene totalmente compresible. La concomitancia de ambos acontecimientos podría parecer contradictoria si no se tiene en cuenta dicha transición. Si la interfase entre el líquido y el gas

expelente fuera perfectamente plana, el aumento de presión sería instantáneo. No obstante, en condiciones reales se producen fenómenos localizados de turbulencia que difuminan dicha interfase y transforman el pico de presión en una cima con una cierta amplitud.

Etapa 4: Descarga de gas expelente

Cuando todo el líquido ha sido descargado, en la red de tubería únicamente queda la fase gas que ha impulsado al líquido en todo este proceso. A partir de este momento, el flujo es totalmente compresible y está completamente controlado por el difusor. Esta última etapa tiene poco interés de cara al diseño del sistema, puesto que es posterior al intervalo de tiempo en que se produce la aplicación práctica en última instancia: la extinción de un incendio. La presión en todos los puntos de la red a partir de este instante será inferior a la presión inicial de los cilindros de almacenamiento. Así pues, esta etapa tampoco comporta ninguna consideración adicional de cara al diseño mecánico, tal como el espesor de las tuberías o la selección de materiales, y por tanto no se requiere cálculo fluidodinámico específico para esta etapa a efectos prácticos. Si bien es cierto que el nitrógeno es inyectado en la localización a proteger diluyendo la concentración de agente extintor, cuando esto ocurre el fuego debe encontrarse extinguido. La concentración de agente en el interior del recinto se reducirá progresivamente por éste y otros fenómenos secundarios (tales como el intercambio de aire con el medio adyacente al recinto), pero será suficiente para evitar la reignición.

2.3. MODELOS UNIDIMENSIONALES DE FLUJO HOMOGÉNEO

Los principales modelos desarrollados y mejorados específicamente para sistemas de extinción de incendios de ingeniería mediante gases licuados comprimidos se publican desde mediados hasta finales del siglo XX. El desarrollo de conocimiento fundamental sobre la mecánica de flujos multifásicos no se circunscribe exclusivamente a esta aplicación y ha continuado progresando, pero ciertamente ningún desarrollo posterior ha tenido eco en esta industria en siglo XXI.

Los métodos de cálculo que constituyen el estado del arte en la actualidad son adaptaciones de modelos originalmente desarrollados para descargas de dióxido de carbono (ampliado en la sección 2.4.1.) y para mezclas de halón-1301/N₂ (sección 2.4.2). Estas dos corrientes de conocimiento evolucionan en paralelo hasta conducir a los modelos de uso generalizado.

2.3.1. Método de punto único para agentes licuados comprimidos

El método unidimensional propuesto por Hesson (1953) para dióxido de carbono impulsado por su propio vapor permite el cálculo de la pérdida de carga en tubería a partir de una adaptación de la ecuación de Bernoulli para flujos multifásicos y monofásicos con densidad variable (ecuación (2.1)). Este método fue posteriormente mejorado por Williamson (1977) y Wysocki (1996) (ecuación (2.2)) para extender su campo de aplicación al flujo en tubería horizontal de otros agentes populares en aquella época, tales como el propio halón 1301 o los primeros agentes limpios, como el HFC-227ea, HC-125 y HFC-23.

$$dz + \frac{144}{\rho} \frac{dP}{g} + \frac{v_{rms} dv_{rms}}{g} + \frac{f_{rms} v_{rms}^2}{2gD} dL = 0 \quad (2.1)$$

$$K_1 \dot{m}^2 f L + K_2 \dot{m}^2 D \int_{P_o}^{P_f} \rho dP + D^5 \int_{\rho_o}^{\rho_f} \frac{d\rho}{\rho} = 0 \quad (2.2)$$

Donde los coeficientes toman los valores $K_1 = 43.5$ y $K_2 = -7.97$ en unidades del sistema imperial. La ecuación (2.2) es consistente introduciendo las variables en las siguientes unidades (Lee, 2004):

K_1 – Constante del término de fricción, $in^5 s^2 lbs^{-2} ft^{-1}$ D – Diámetro interno de tubería, in

K_2 – Caudal del término potencial, $in^4 s^2 ft^6 lbs^{-4}$ ρ – Densidad del fluido, $lbs ft^{-3}$

\dot{m} – Caudal másico, $lbs s^{-1}$ P – Presión, psi

L – Longitud equivalente, ft f – factor de fricción

El tercer sumando del primer miembro está compuesto exclusivamente por variables conocidas, y del mismo se deduce que el balance está expresado en unidades de in^5 . El análisis dimensional del resto de términos permite deducir las unidades de los coeficientes K_1 y K_2 .

El factor de conversión de un balance de energía en unidades de energía por unidad de masa (o energía específica) (en SI: $J kg^{-1}$) a carga en unidades de longitud (en SI: m) es la inversa de aceleración de la gravedad. Esta interconversión es usual en distintos campos en que se aplican versiones adaptadas de la ecuación de Bernoulli. Sean W y H dos términos genéricos de energía mecánica portada por un flujo:

$$W \left[\frac{J}{kg} \right] \cdot \frac{1}{g} \left[\frac{s^2}{m} \right] = H[m]$$

La ecuación (2.2) está concebida para su aplicación en la fase de descarga de líquido en tubería cebada (completamente ocupada por el flujo de agente), y es formalmente válida para régimen estacionario ya que no incorpora ningún término diferencial de la variable tiempo. El modelo produce resultados aceptables bajo la asunción de una serie de hipótesis, a saber (NFPA 2001):

1. La transferencia de calor entre la tubería y el agente se completa durante la etapa de llenado de la tubería, en que se alcanza el equilibrio térmico.
2. Si bien la descarga consiste en una sucesión de etapas eminentemente en estado transitorio, en muchas ocasiones se comprueba que la descarga de líquido a través de los difusores ocurre en estado cuasi-estacionario. Esto es, la variación de caudal másico en un incremento discreto de tiempo suficientemente corto es despreciable y procede en condiciones aproximadamente isentálpicas en tubería y difusores. Durante esta etapa, la formación y evolución de la fase gaseosa (vapor de agente y/o nitrógeno desorbido) se debe exclusivamente a cambios de presión, no así a efectos térmicos.
3. La etapa de flujo en estado cuasi-estacionario es comparativamente mucho más dilatada en el tiempo que las etapas en régimen transitorio, típicamente el llenado y vaciado de la tubería.
4. El régimen cuasi-estacionario se mantiene hasta que el flujo bifásico empieza a ser reemplazado en el difusor por vapor o mezcla de vapor y gas expelente, momento en que se inicia el estado transitorio final de la descarga.

El caudal másico y la caída de presión en tubería pueden calcularse por métodos numéricos resolviendo sucesivamente la ecuación de balance de energía mecánica en diferencias finitas para cada incremento discreto de masa de agente que abandona el cilindro. Alternativamente, Wysocki (1996) propone resolver el balance de energía mecánica en un estado instantáneo de referencia, que servirá como 'promedio' representativo de todo el proceso. La presión, que originalmente es función de tiempo y posición, será entonces función únicamente de la localización en el dominio unidimensional.

En cualquier caso, el procedimiento requiere de ecuaciones constitutivas adicionales que actúen como relaciones de clausura. Estas expresiones combinan principios

fundamentales de la termodinámica y la mecánica de fluidos, pero requieren correcciones empíricas intensivas ad-hoc que dependen a su vez del agente empleado, las condiciones de super-presurización y llenado, el rango de diámetros de tubería testados, etc. Por tanto, es arriesgado extrapolar el modelo semiempírico completo a condiciones distintas a las ensayadas experimentalmente o su aplicación en sistemas sustancialmente diferentes. Algunos de los fenómenos que requieren modelización independiente son usualmente:

- Densidad promedio, ρ , del flujo homogéneo en función de la presión.
- Relación entre la densidad promedio y la conversión de energía cinética en energía potencial.
- Recesión de la presión de impulsión en el interior del cilindro durante la descarga.
- Estados transitorios, especialmente en instalaciones desequilibradas con múltiples difusores.
- Turbulencia, siendo prescriptivo que el régimen de circulación sea plenamente turbulento y en patrón de flujo disperso en burbuja en las condiciones de flujo de todo el dominio de cálculo para garantizar un nivel de precisión aceptable.
- Contribución al balance de energía mecánica de accidentes hidráulicos (codos y otros accesorios de tubería) y separación de flujo en conexiones en T.

2.3.2. Método basado en HFLOW modificado

Un segundo método unidimensional ampliamente reconocido en la industria fue publicado por DiNunno et al. (1995) basado en las mejoras de Elliot et al. (1984) del modelo HFLOW, originalmente desarrollado por el Jet Propulsion Laboratory de la Administración Nacional de Aeronáutica y Espacio (NASA) en Estados Unidos.

Este modelo, que fue desarrollado para el diseño de sistemas basados en halón-1301, puede extenderse a otros agentes a través de sus propiedades termodinámicas. Por tanto, puede anticiparse que este método, a diferencia de los métodos derivados del modelo de Hesson, resuelve simultáneamente el balance de energía y cantidad de movimiento. Como en todo modelo físico, han de verificarse una serie de hipótesis para su cumplimiento (NFPA 2001):

- Las propiedades de estado de la fase gaseosa y las condiciones de equilibrio líquido-vapor en el interior del cilindro son función únicamente de las condiciones iniciales y

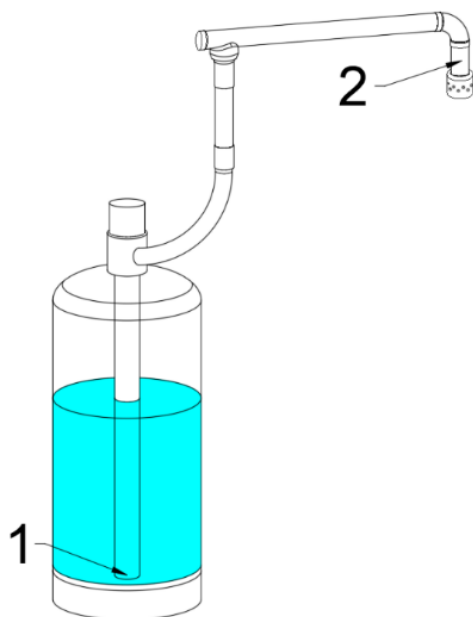
del porcentaje de agente descargado. La conversión de energía potencial en energía cinética del flujo al ingresar a la tubería es despreciable. El diámetro interior de un cilindro es siempre mucho mayor que el diámetro de tubería; en aplicación del principio de continuidad, la velocidad de descenso del nivel de líquido en el cilindro – y por tanto la energía cinética asociada – puede ser también despreciada.

- La descarga de líquido se produce en régimen cuasi-estacionario.
- La tasa de intercambio de calor entre la tubería y el flujo es despreciable. Las variaciones de entalpía se deben a la conversión de energía interna del flujo.
- El flujo multifásico en tubería es suficientemente homogéneo como para poder aproximar las propiedades del flujo al promedio de la mezcla y considerar que ambas fases fluyen de manera isocinética.

El sistema de ecuaciones presentadas a continuación – que constituyen los principios de conservación de cantidad de movimiento, conservación de la energía y continuidad – se discretiza, y se resuelven las expresiones algebraicas en sucesivos incrementos finitos de presión, resueltos para un caso genérico entre los puntos de 1 y 2 de la Figura 7.

La cantidad de masa de agente desalojada del cilindro en un intervalo discreto de tiempo es la base de cálculo del caudal másico:

$$\Delta m = \Delta V \rho_1 \quad (2.3)$$



En el balance de energía, la variación de energía interna en el interior del cilindro, U_C , se debe a la conversión en entalpía de la porción de agente que abandona el cilindro en un incremento de tiempo:

$$m_{C1} U_{C,1} - (m_{C1} - \Delta m) U_{C,2} = \Delta m \mathcal{H}_2 \quad (2.4)$$

Para el cálculo de la pérdida de carga en tubería, las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento (2.5) y de energía (2.6) conforman un sistema de ecuaciones junto con la ecuación de

Figura 7. Esquema de sistema modular

continuidad (2.7), que se ha de resolver en cada rama de tubería de longitud L .

$$dP = \bar{\rho}\bar{u}(u_1 - u_2) + \bar{\rho}g(z_1 - z_2) + \frac{\bar{\rho}fL\bar{u}^2}{2D} \quad (2.5)$$

$$(h_2 - h_1) = \frac{1}{2}(u_1^2 - u_2^2) + g(z_1 - z_2) + \frac{fL\bar{u}^2}{2D} \quad (2.6)$$

$$\frac{u_2}{u_1} = \frac{\rho_1}{\rho_2} \quad (2.7)$$

Al igual que otros modelos, también en este caso son necesarias ecuaciones constitutivas para resolver las ecuaciones de conservación en las tres regiones características del sistema (cilindro, tubería y difusor). A través de principios básicos de la termodinámica y correlaciones generalizadas, se estiman las propiedades termo-físicas de ambas fases y de los promedios de mezcla. A destacar, el cálculo preciso de la composición de cada fase es crucial para el éxito del método. Por ello, se emplean coeficientes de reparto, K , y de fugacidad, ϕ , en previsión del alejamiento de la idealidad del comportamiento de la mezcla.

2.4. MODELOS MECANÍSTICOS UNIDIMENSIONALES DE FLUJO SEPARADO

Los modelos mecanísticos se basan en la aplicación de principios fundamentales y leyes físicas universales para describir un fenómeno físico estableciendo relaciones de causalidad que relacionan las variables de entrada y de salida. Esta estrategia es a menudo la más apropiada para generar herramientas de cálculo versátiles que permitan predecir eficazmente el comportamiento físico de un sistema en condiciones distintas a las de las observaciones originales con que se desarrolló el propio modelo. Como contrapartida, la construcción de un modelo mecanístico requiere de un alto grado de abstracción y, a menudo, apelar al razonamiento abductivo para establecer suposiciones de trabajo.

Encontrar el equilibrio entre eficacia y eficiencia en la investigación industrial es una máxima indefectible que atiende a la demanda de aportar soluciones rápidas y sencillas a problemas intrínsecamente complejos. En aras de este propósito, en las herramientas de cálculo fluidodinámico de la industria de protección contra incendios se reduce la naturaleza tridimensional del flujo multifásico en tubería a modelos unidimensionales – o incluso puntuales – mediante hipótesis simplificadoras o técnicas de promediado apropiadas. Esta

táctica permite conservar las virtudes de un modelo mecanístico sin comprometer el coste computacional del código que ejecutará el propio modelo.

2.4.1. Modelos 'drift-flux'

Los modelos de flujo de deriva están basados en las diferencias relativas de flujo volumétrico o de velocidad superficial de las fases de un flujo multifásico. La velocidad superficial de una fase se define como la velocidad teórica con la que circularía dicha fase en ausencia de todas las demás y en las mismas condiciones físicas. Es equivalente al cociente entre el flujo volumétrico de dicha fase y la densidad local de la fase:

$$u_{s,i} = \frac{J_i}{\rho_i} \quad (2.8)$$

Cuando dos fases están sometidas a fuerzas externas o esfuerzos que afectan de manera desigual a las mismas, éstas pueden llegar a discurrir de manera anisocinética. De forma general, estas diferencias en el comportamiento dinámico local quedan descritas a partir de la solución simultánea de las ecuaciones de conservación de materia, cantidad de movimiento y energía de cada fase. De acuerdo con Levy (1999), cuando el desplazamiento relativo entre fases está dominado por fuerzas externas – tales como la fuerza gravitatoria en el caso de flujos verticales o controlados por la flotabilidad, o la fuerza de arrastre ocasionada por la fricción contra las paredes de una tubería –, y dicho desplazamiento relativo es función de dicha fuerza externa, de la fracción volumétrica de cada fase y de las propiedades físicas de los componentes (tales como viscosidad o densidad), puede establecerse una relación lineal algebraica entre la velocidad in situ de las fases y la velocidad global de la mezcla a través de una velocidad de deriva. Nicklin (1962) formula esta relación de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$u_G = C_0 u_M + u_D \quad (2.9)$$

Donde u_G es la velocidad del gas, C_0 es un coeficiente que incorpora información sobre el patrón y la distribución espacial de flujo, u_M es la velocidad global de la mezcla y u_D es la velocidad de deriva ('drift').

La modelización 'drift-flux' ha experimentado numerosas modificaciones y mejoras para su adaptación a distintos sistemas, por lo que puede entenderse como un conjunto de

modelos más que como un modelo único. Las primeras formulaciones de los modelos '*drift-flux*' fueron originalmente desarrolladas por Zuber y Findlay (1965) para flujo vertical anular e intermitente en pistón ('*slug*'), y por Wallis (1969) para flujos bifásicos unidimensionales. Posteriormente França y Lahey (1992) verificaron su uso para todos los patrones de flujo horizontal gas-líquido mediante datos experimentales con aire y agua. Danielson y Fan (2009) ampliaron el campo de aplicación de los modelos '*drift-flux*' para una multitud de patrones de flujo en sistemas de gran diámetro y altas presiones.

Las velocidades superficiales de las fases se relacionan con las correspondientes velocidades in situ a través de la fracción volumétrica de gas, α , según las ecuaciones (2.10) para la fase líquida, (2.11) para la fase gas y (2.12) para la mezcla. En un flujo bifásico gas-líquido, la fracción volumétrica de gas es complementaria a la fracción volumétrica de líquido o retención líquida (ecuación (2.13)):

$$u_{SL} = u_L(1 - \alpha) \quad (2.10)$$

$$u_{SG} = u_G\alpha \quad (2.11)$$

$$u_M = u_{SL} + u_{SG} \quad (2.12)$$

$$H_L = (1 - \alpha) \quad (2.13)$$

Si se promedian las velocidades superficiales sobre el área transversal de flujo de la tubería, y se sustituyen las ecuaciones (2.10) y (2.11) en (2.12) se obtiene la ecuación (2.14)

$$\overline{\alpha u_G} = \overline{\alpha u_M} + \overline{\alpha(u_G - u_M)} \quad (2.14)$$

Por definición, las velocidades superficiales se pueden expresar en términos de los flujos volumétricos de acuerdo con la ecuación (2.15) para la fase gaseosa, (2.16) para la fase líquida y (2.17) para la mezcla:

$$\overline{u_{SG}} = \frac{\overline{J_G}}{\rho_G} \quad (2.15)$$

$$\overline{u_{SL}} = \frac{\overline{J_L}}{\rho_L} \quad (2.16)$$

$$\overline{u_M} = \overline{u_{SG}} + \overline{u_{SL}} = \frac{\overline{J_G}}{\rho_G} + \frac{\overline{J_L}}{\rho_L} \quad (2.17)$$

Dividiendo el flujo volumétrico de la fase gaseosa entre el flujo volumétrico de la mezcla bifásica, se obtiene una expresión para la fracción de flujo volumétrico promedio, \bar{x} :

$$\frac{\overline{u_{SG}}}{\overline{u_M}} = \bar{x} = \left[\frac{\overline{\alpha u_M}}{\overline{u_M}} + \frac{\overline{\alpha(u_G - u_M)}}{\overline{u_M}} \right] \quad (2.18)$$

Multiplicando numerador y denominador del segundo miembro de la ecuación (2.18) por la fracción volumétrica de fase gaseosa promediada sobre el área transversal de flujo:

$$\frac{\overline{u_{SG}}}{\overline{u_M}} = \bar{x} = \bar{\alpha} \left[\frac{\overline{\alpha u_M}}{\overline{\alpha u_M}} + \frac{\overline{\alpha(u_G - u_M)}}{\overline{\alpha u_M}} \right] \quad (2.19)$$

Si consideramos que la diferencia local de velocidades entre la fase gaseosa y la mezcla, $(u_G - u_M)$, es uniforme sobre el área transversal de flujo:

$$\frac{\overline{u_{SG}}}{\overline{u_M}} = \bar{\alpha} \left[\frac{\overline{\alpha u_M}}{\overline{\alpha u_M}} + (u_G - u_M) \frac{\bar{\alpha}}{\overline{\alpha u_M}} \right] = \bar{\alpha} \left[\frac{\overline{\alpha u_M}}{\overline{\alpha u_M}} + \frac{(u_G - u_M)}{\overline{u_M}} \right] \quad (2.20)$$

El primer sumando del término entre corchetes suele denotarse como un coeficiente, C_0 , propio de cada flujo:

$$\frac{\overline{u_{SG}}}{\overline{u_M}} = \bar{\alpha} \left[C_0 + \frac{(u_G - u_M)}{\overline{u_M}} \right] \quad (2.21)$$

El promedio sobre el área transversal de flujo de las diferencias locales de velocidad corresponde, por definición, con la velocidad de deriva, u_D . Esta formulación de la velocidad de deriva es conveniente ya que describe el desplazamiento relativo entre fases de manera más precisa que la diferencia de las velocidades promediadas, $\overline{u_G} - \overline{u_L}$, para una geometría dada.

Despejando la fracción volumétrica promedio de la fase gaseosa en la ecuación (2.21):

$$\bar{\alpha} = \frac{\overline{u_{SG}}}{C_0 \overline{u_M} + (u_G - u_M)} = \frac{\overline{u_{SG}}}{C_0 \overline{u_M} + u_D} \quad (2.22)$$

Reorganizando,

$$u_G = \frac{\overline{u_{SG}}}{\alpha} = C_0(\overline{u_{SG}} + \overline{u_{SL}}) + u_D \quad (2.23)$$

Esta reformulación de la ecuación genérica (2.9) permite calcular flujos concurrentes o en contracorriente expresando cada término de velocidad con signo positivo o negativo según corresponda. Para el flujo en tubería, esta ecuación es insuficiente para plantear un balance de cantidad de movimiento, por lo que debe ser combinada con relaciones de cierre para los esfuerzos viscosos de cizalladura (i.e. pérdida de carga en tubería por fricción), el tensor de esfuerzos turbulentos de Reynolds y movimiento relativo entre fases (velocidad de deslizamiento) (Choi, 2013).

2.4.2. Modelo de flujo transitorio rápido y ecuaciones de gobierno

El modelo de flujo transitorio rápido propuesto por Choi et al. (2013) consiste en una ampliación de los modelos 'drift-flux', basado en la hipótesis de que el sistema se encuentra en equilibrio mecánico en todos los puntos del dominio. Esto es, se alcanza el estado estacionario de manera instantánea localmente y los términos diferenciales temporales de la ecuación de conservación de cantidad de movimiento se anulan.

Las ecuaciones de continuidad de las fases líquida y gaseosa se aplican sobre un esquema de discretización espacial del dominio en volúmenes de control de espesor finito, δx . El cálculo de velocidad se realiza sobre nodos ubicados en el centro de las caras de entrada y salida, en tanto que la fracción volumétrica y presión se calculan sobre un nodo ubicado en el centro del propio volumen de control (ver Figura 8).

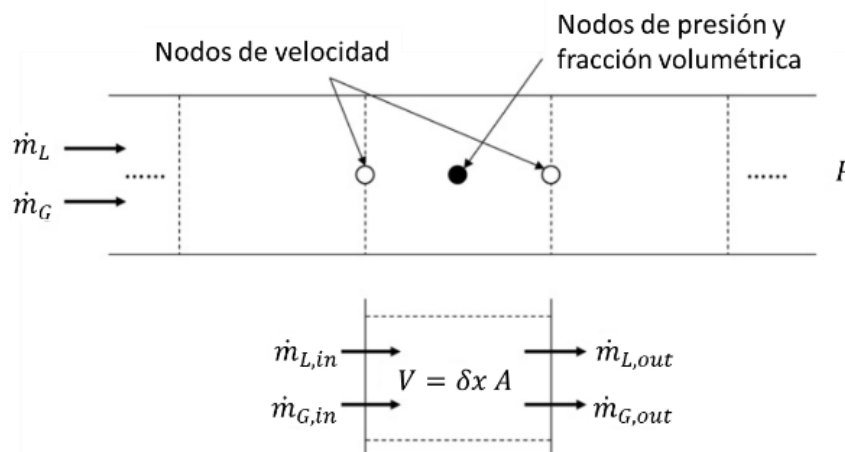


Figura 8. Esquema de discretización del volumen de control. Choi et al. (2013).

2.4.2.1. Ecuaciones de continuidad

La ecuación de continuidad de la fase líquida sobre el volumen de control puede expresarse en términos de un balance de materia global:

$$\frac{dm_L}{dt} = \dot{m}_{L,in} - \dot{m}_{L,out} + \Gamma_L \quad (2.24)$$

Donde m_L es la masa total de líquido dentro del volumen de control, $\dot{m}_{L,in}$ y $\dot{m}_{L,out}$ son los caudales máscicos de líquido de entrada y salida respectivamente, y Γ_L es un término de transferencia neta de materia desde la fase gaseosa a la fase líquida.

La ecuación de continuidad resuelta en un volumen de control puede expresarse en términos de las velocidades superficiales, la fracción volumétrica y la densidad del líquido:

$$\frac{dH_L}{dt} = \frac{u_{SL,in} - u_{SL,out}}{\delta x} + \frac{\Gamma_L}{\rho_L A \delta x} \quad (2.25)$$

De manera análoga, el balance de materia en el volumen de control para la fase gaseosa:

$$\frac{dm_G}{dt} = \dot{m}_{G,in} - \dot{m}_{G,out} + \Gamma_G \quad (2.26)$$

La ecuación (2.26) puede expresarse también en términos similares a los de la ecuación (2.25). Por tratarse de una fase compresible, ha de considerarse la dependencia de la densidad del gas con la presión y la temperatura. Resolviendo el balance de materia en un volumen de control, y asumiendo que se mantiene en condiciones isotermas, puede derivarse la expresión (2.27) a partir de la ecuación (2.26):

$$\frac{\partial \rho_G}{\partial P} \frac{dP}{dt} = \frac{\rho_G}{(1 - H_L) \delta x} \left[u_{SG,in} - u_{SG,out} + u_{SL,in} - u_{SL,out} + \frac{\Gamma_L}{A} \left(\frac{\rho_G - \rho_L}{\rho_L \rho_G} \right) \right] \quad (2.27)$$

El sistema de ecuaciones diferenciales (2.25) y (2.27) es la formulación del principio de conservación de materia.

2.4.2.2. Ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento

La pérdida lineal de carga (o caída de presión) puede modelizarse convenientemente a través de la ley potencial de Al-Sarkhi y Sarica (2009) que establece una relación adimensional

entre variables dinámicas y propiedades del fluido. Este modelo es generalmente válido para múltiples patrones de flujo, ángulo de orientación, propiedades físicas, tamaños de tubería y condiciones operativas de presión (Choi, 2013). Esta interesante condición de semejanza hidráulica es especialmente útil para predecir la caída de presión en instalaciones cuyas características de flujo son desconocidas a priori por cuanto distintos perfiles de caída de presión pueden colapsar sobre un único perfil adimensional, de manera similar a otras leyes de analogía física como la ley de la pared en modelización de la turbulencia o las ecuaciones de Blasius para la modelización de la capa límite.

Para el flujo bifásico horizontal en tubería, se aplica la siguiente correlación de naturaleza empírica:

$$P^* = AX^{*B} \quad (2.28)$$

Donde el término de presión adimensional, P^* , y el parámetro de Lockhart-Martinelli, X^* , se definen de la siguiente manera:

$$P^* = \frac{D \frac{dP}{dx}}{\frac{1}{2} \rho_L u_{SL}^2} \quad (2.29)$$

$$X^* = \frac{Fr_L}{Fr_G} = \frac{\dot{m}_L}{\dot{m}_G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (2.30)$$

A su vez, los parámetros A y B se determinan de manera empírica y permiten la adaptación del modelo a problemas concretos de manera sencilla.

Como alternativa a la ley potencial de Al-Sarkhi y Sarica (2009), Choi (2013) propone el uso de la correlación de García et al. (2003) para el cálculo de la caída lineal de presión. Este modelo ofrece ventajas similares a la ley potencial en tanto en cuanto es independiente del patrón de flujo y puede ajustarse paramétricamente. Para flujo en tubería horizontal, se define el gradiente de presión como:

$$\frac{dP}{dx} = 2f_M \frac{\rho_M u_M^2}{D} \quad (2.31)$$

Donde el factor de fricción de mezcla (ecuación (2.32)), f_M , es función del módulo de Reynolds de mezcla (ecuación (2.33)):

$$f_M = F_2 + \frac{F_1 - F_2}{\left[1 + \left(\frac{Re_M}{k}\right)^c\right]^e} \quad (2.32)$$

$$Re_M = \frac{u_M D}{\nu_L} \quad (2.33)$$

Donde F_1 y F_2 son factores potenciales que dependen del régimen de flujo (ecuación (2.34)):

$$F_i = a_i Re_M^{b_i} \quad (2.34)$$

2.4.3. Consideraciones sobre la resolución de las ecuaciones de gobierno

La ecuación de continuidad del líquido es una ecuación diferencial ordinaria homogénea de primer orden. Si la dependencia de la densidad del gas con la presión en el interior de una cavidad de fase dispersa puede expresarse mediante una función algebraica de primer orden de la presión lineal, entonces la ecuación de continuidad del gas es una ecuación diferencial ordinaria lineal de primer orden. Dicha expresión algebraica podría obtenerse mediante técnicas de regresión lineal a partir de datos de simulación o mediante una ecuación de estado.

En cuanto a la conservación de la cantidad de movimiento, la ecuación (2.29) para la caída lineal de presión es formalmente una ecuación diferencial ordinaria lineal por cuanto existe una dependencia explícita entre la densidad de la fase gas y la variable independiente, es decir, la presión. De la misma manera, la ecuación (2.31) es una ecuación diferencial ordinaria lineal de primer orden ya que dependen de la presión tanto la fracción volumétrica de la fase gaseosa – que modifica la velocidad lineal de la mezcla, u_M – como la viscosidad del líquido, aunque esta última dependencia es más modesta. Si el régimen de circulación está plenamente desarrollado desde una distancia próxima a la entrada hasta el final del dominio, a valores elevados del número de Reynolds (por tanto, en condiciones de alta turbulencia), el factor de fricción tiende asintóticamente a un valor constante, que puede simplificar la resolución numérica. No obstante, la dependencia de la velocidad de la mezcla con la presión es, a priori, desconocida. Por tratarse de un término cuadrático, no está garantizado que las

premisas que limitan las variaciones del factor de fricción ofrezcan la misma ventaja en términos de velocidad de mezcla.

La resolución analítica de este sistema de tres ecuaciones diferenciales de distinta tipología podría comportar gran dificultad. Por ello, se propone alternativamente recurrir a métodos numéricos para cumplir dicha tarea. En el caso particular de este estudio, se resuelven mediante esquemas en diferencias finitas.

2.4.1. Relaciones de cierre y constitutivas

El sistema de ecuaciones diferenciales (2.25) y (2.27) para la conservación de la materia, junto con una de las ecuaciones (2.28) o (2.31) para la conservación de la cantidad de movimiento, constituye el conjunto de ecuaciones de gobierno. Este sistema de ecuaciones es insuficiente para la obtención de una solución única, y por tanto se requiere incorporar una serie de relaciones de cierre y ecuaciones constitutivas adicionales.

2.4.1.1. Desviación de flujo, 'drift-flux'

El término de desviación de flujo está considerado en los propios estudios de Choi et al. (2013). Se definen las velocidades superficiales de gas y líquido promedio en un volumen de control como la media aritmética de las velocidades superficiales de entrada y salida:

$$\overline{u_{SL}} = \frac{u_{SL,in} + u_{SL,out}}{2} \quad (2.35)$$

$$\overline{u_{SG}} = \frac{u_{SG,in} + u_{SG,out}}{2} \quad (2.36)$$

Combinando las ecuaciones (2.35) y (2.36) con (2.23), y considerando el balance global de materia en el volumen de control sin acumulación ni generación (2.37), puede derivarse la ecuación (2.38). La formulación del balance de materia (2.37) es válida siempre y cuando la cantidad de materia transferida entre fases sea despreciable dentro del volumen de control:

$$u_{SG,in} - u_{SG,out} + u_{SL,in} - u_{SL,out} = 0 \quad (2.37)$$

$$u_{SG,out} = (1 - H_L)[2C_0(u_{SG,in} + u_{SL,in}) + 2u_D] - u_{SG,in} \quad (2.38)$$

$$u_{SL,out} = u_{SG,in} + u_{SL,in} - u_{SG,out} \quad (2.39)$$

Donde el coeficiente de distribución C_0 pueden obtenerse a partir de la relación propuesta por Choi et al. (2013), y la velocidad de desviación, u_D , empíricamente:

$$C_0 = \frac{2}{1 + \left(\frac{Re_M}{1000}\right)^2} + \frac{1.2 - 0.2 \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} (1 - e^{-18\alpha})}{1 + \left(\frac{1000}{Re_M}\right)^2} \quad (2.40)$$

2.4.1.2. Propiedades termo-físicas

Las propiedades termo-físicas a 293.15 K del agente pueden determinarse mediante las correlaciones (2.41) y (2.42), obtenidas por regresión polinómica a partir de los datos experimentales publicados por Wen et al. (2017); la viscosidad del líquido sufre cierta variación con la presión, pero su densidad puede considerarse prácticamente constante en el rango de presiones de trabajo y, especialmente, en condiciones isotermas. La densidad del gas, que presenta variaciones locales complejas de capturar mediante métodos analíticos, puede ser incorporada al cálculo a partir de datos obtenidos por simulación numérica.

$$\mu_L^o [Pa s] = 6.6227 \cdot 10^{-4} + 1.6825 \cdot 10^{-11} P \quad (2.41)$$

$$\rho_L^o [kg m^{-3}] = 1621.8 + 3.0831 \cdot 10^{-6} P \quad (2.42)$$

2.4.1.1. Relaciones adicionales

Las relaciones de cierre propuestas hasta ahora son específicas del modelo o ampliamente aplicables para prácticamente cualquier problema que involucre el flujo multifásico de FK-5-1-12mmy2. Para clausurar completamente el problema matemático, deben incorporarse relaciones adicionales derivadas ah-hoc para unas condiciones particulares. La modelización de la recesión de presión en el interior del cilindro – que opera como fuente de energía potencial – y la desorción de nitrógeno en el interior de la tubería forman parte del preanálisis del problema concreto que concierne a este estudio. Su formulación matemática está desarrollada en el apartado 4.1.1 en la manera en que han sido incorporadas en la configuración del programa de simulación.

2.5. OTROS MODELOS

Existen numerosas alternativas propias del flujo multifásico de aplicación general, aunque ciertamente las herramientas disponibles para el flujo en tubería son menos

abundantes en la bibliografía. Naturalmente, cualquier modelo homogéneo (como VOF o el modelo de mezcla) o basado en ecuaciones de conservación eulerianas para fases separadas es susceptible de ser empleado a este efecto, sin perjuicio de las adaptaciones pertinentes para el flujo en tubería. García Cascales (2009) presenta distintos modelos de flujo unidimensional de tipo homogéneo, de cuatro y de seis ecuaciones de conservación (incluyendo balances de energía). En su estudio sobre esquemas numéricos para flujo bifásico transitorio unidimensional muestra las bases de códigos industriales populares basados en estrategias similares, tales como TRAC-BH1/MOD1, RELAP y CHATARE propios de la industria nuclear.

García (2017) realiza un estudio directamente aplicado a la industria de la protección contra incendios, tanto desde el enfoque unidimensional como tridimensional mediante dinámica de fluidos computacional. Este completo estudio se basa igualmente en sistemas de ecuaciones de Navier-Stokes y modelos de turbulencia avanzados, todos ellos basados en campos promediados espacialmente sobre el área transversal de flujo, para los dos agentes limpios halogenados más empleados en la actualidad: HFC-227ea y FK-5-1-12mmy2. A diferencia del modelo propuesto en el presente estudio, los modelos de García (2017) – de incuestionable valor científico – están expresados en términos cuya relación con las variables constructivas cognoscibles en trabajos de ingeniería de diseño es menos evidente o directa.

No pueden dejar de mencionarse los modelos *'two-fluid'*, basados en la existencia de fases segregadas continuas interpenetrantes (Posperetti y Tryggvason, 2007). Estos modelos requieren un sistema compuesto por tres ecuaciones de conservación (materia, cantidad de movimiento y energía) para cada fase y tres términos de interacción y transferencia entre las mismas, que suman un total de nueve ecuaciones de gobierno (Choi, 2013). Este modelo sustituiría a las ecuaciones propias del modelo *'drift-flux'* en el modelo de Choi, que prescribe su uso para patrones de flujo segregado.

3. OBJETIVOS Y METODOLOGÍA

Los estudios de pública disposición más recientes desarrollados específicamente para la modelización de los sistemas de extinción de incendios que efectivamente se han aplicado amplia y sistemáticamente en la industria se remontan a finales del siglo XX. No obstante, el estudio del flujo multifásico en tubería en otros campos de la ingeniería y otros sistemas

fluidos ha continuado evolucionando de manera prominente. Esto invita a confiar en que el conocimiento actualizado pueda ser aplicado eficazmente para habilitar diseños con mejores prestaciones que satisfagan necesidades presentes de la sociedad.

3.1.OBJETIVO GENERAL

Como objetivo principal de este estudio se pretende proponer un nuevo modelo físico y método de resolución matemática para

- el flujo multifásico transitorio temporalmente discontinuo
- de un agente concreto (i.e. FK-5-1-12mmy2)
- adaptado heurísticamente a partir de un modelo mecanístico reciente y consolidado,
- incorporando las relaciones de cierre y constitutivas que complementen al modelo fundamental para su adaptación específica a la tecnología que ocupa a este estudio.

Dada la complejidad y elevado coste computacional exigido para la simulación de un proceso de descarga completo, el estudio se concentrará en un periodo comprendido entre la llegada del líquido al difusor y la posterior eualización de los caudales de entrada y salida en tubería horizontal. Esta etapa, que transcurre en régimen transitorio, se completa rápidamente. Su duración ha sido considerada despreciable por modelos clásicos, si bien la experiencia dicta que su contribución sobre la precisión global del cálculo del tiempo de descarga (habitualmente inferior o igual a 10 segundos) puede ser crucial.

3.2.OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para la consecución amplia del objetivo general de este estudio se establece una construcción secuencial de objetivos específicos:

1. Proponer la utilización de un modelo mecanístico espacialmente unidimensional, existente y validado formalmente, justificando la idoneidad de éste y la viabilidad de su aplicación transdisciplinar.
2. Generar un estudio comparativo de *benchmarking* a partir de una colección de ejercicios de simulación fluidodinámica en una instalación canónica de interés industrial representativa de los requisitos especificados en el objetivo principal.

3. Determinar cualitativamente las características de flujo y verificar que sus condiciones son compatibles con los patrones y transiciones de flujo multifásico para los que se recomienda el modelo propuesto, es decir, flujos dispersos.
4. Extraer de manera organizada y sistematizada los valores numéricos de las variables consideradas en el modelo mecánico propuesto.
5. Desarrollar y aplicar un método de cálculo algebraico que permita resolver valores de presión y flujo másico como función de la posición espacial y el tiempo a partir de datos constructivos.
6. Establecer los límites de aplicabilidad y nivel de fidelidad para demostrar la concordancia entre el modelo propuesto y los resultados empíricos.
7. Plantear las bases de un plan de continuación para la aplicación del modelo a la tecnología objeto de este estudio y su futurible implementación en un software o código comercial.

3.3.METODOLOGÍA

3.3.1. Hipótesis sobre las condiciones de trabajo

Por la compleja naturaleza de los problemas de flujo multifásico y su tendencia al comportamiento estocástico, se hace imprescindible simplificar las condiciones de trabajo consideradas y desarrollar gradualmente un modelo holístico a partir de un constructo básico. El flujo puede ser intrínsecamente heterogéneo y anisotrópico, constatable tanto a escala molecular como macroscópica; esto es, sus características varían de manera más o menos significativa con las rotaciones y traslaciones del sistema de coordenadas sobre cualquier plano del espacio ocupado por el flujo multifásico. Para abordar el análisis del flujo de descarga, se considerará una serie de hipótesis descritas a continuación:

- El difusor de descarga consta de una placa plana de espesor despreciable con un único orificio circular de bordes ortogonales.
- El gas expelente exhibe un comportamiento alejado del modelo de gas ideal. Éste puede describirse apropiadamente mediante una ecuación de estado cúbica⁴.

⁴ Algunas ecuaciones de estado cúbicas utilizadas en el campo de la ingeniería química, por orden de complejidad: Van der Waals, Redlich-Kwong, Redlich-Kwong-Soave, Peng-Robinson y Peng-Robinson-Stryjek-Vera.

- El proceso simulado se inicia cuando la tubería se encuentra completamente ocupada por dos fases fluidas, nitrógeno y FK-5-1-12mmy2, habiéndose evacuado previa y completamente el aire que inicialmente ocupa la tubería.
- El sistema fluido se encuentra inicialmente en el depósito de almacenamiento a una presión absoluta de 16 bar y una temperatura de 20°C en condiciones de equilibrio termodinámico en el momento que el líquido alcanza el difusor. Esto es, no existen gradientes de temperatura, ambas fases se encuentran en equilibrio líquido-vapor y el líquido contiene nitrógeno disuelto a nivel de saturación.
- La solubilidad de nitrógeno en FK-5-1-12mmy2 responde a la ley de Henry en todo el rango de concentraciones de este estudio. Por tanto, la fracción molar de nitrógeno disuelto depende linealmente de la presión de acuerdo con la ecuación (3.1):

$$P = Hx \quad (3.1)$$

Donde H es la constante de Henry para la mezcla binaria.

- En la tubería se produce transporte neto de soluto (nitrógeno disuelto) entre la fase continua y la fase dispersa con control termodinámico. Esto es, la transferencia de materia ocurre de manera instantánea de acuerdo con la ley de Henry.
- La fase líquida adopta en todo momento las propiedades del agente puro, despreciando los efectos de mezcla por disolución de nitrógeno. El efecto de la desorción de nitrógeno se incorporará como un término fuente en la ecuación de continuidad de la simulación numérica.
- El flujo multifásico es isotermo en todo momento, sin perjuicio del enfriamiento que sufre el gas expelente en su expansión, entalpía de mezcla, calor latente de evaporación de agente, transferencia de calor con las paredes sólidas o enfriamiento por efecto Joule-Thomson en el orificio del difusor (esto es, por expansión isoentálpica aguas abajo del mismo), o cualquier otra fuente de calor sensible.
- La superficie interfacial entre la fase correspondiente al gas expelente y la fase líquida es plana y normal a la dirección del flujo, sin dispersión ni incursión de una fase en el seno de la otra⁵, y se mantiene en todo momento fuera del dominio computacional.

⁵ La incursión de una fase en el seno de otra se conoce por su término en inglés “*entrainment*”.

Si bien el objeto de dichas hipótesis es simplificar las condiciones del flujo y otros fenómenos asociados a un nivel razonablemente sencillo, se conservan implícitamente ciertos aspectos cruciales que condicionan notablemente el comportamiento físico del sistema; a saber:

- **Basculación de resistencia controlante:** En la primera etapa de la descarga, la resistencia que controla el flujo es la propia expansión del gas propelente, que cursa de manera politrópica en tanto en cuanto ejerce un trabajo irreversible. Éste último es disipado en forma de pérdida de carga por fricción en tubería, en contraposición con la hipótesis de expansión isentrópica de otros modelos clásicos. Con la llegada del líquido al difusor, se produce una transición de la resistencia controlante al flujo. A partir de ese instante, el caudal másico global puede estar gobernado por el flujo a través de un orificio y limitado por el efecto de vena contracta. En el momento en que se vacía el depósito de almacenamiento⁶, se produce una reducción drástica de la superficie interfacial de contacto entre el flujo multifásico y el gas expelente. Como consecuencia, la pérdida de carga por fricción en tubería y el flujo a través del difusor pueden ser de magnitudes comparables, compartiendo alternativamente el control del flujo. Todos los cambios de control relativo producen variaciones constatables en la tendencia de las curvas de presión frente al tiempo.
- **Pérdidas de energía mecánica** por fricción en tramos rectos de tubería, pero no así por distorsión de líneas de corriente o vorticidad en accidentes hidráulicos (ej. válvula, tubo sonda, codos, conexiones en T, etc.).
- **Variación temporal de la presión total de impulsión** en el interior del cilindro que resulta de la concomitancia de la expansión de un gas real y la desorción de una parte del nitrógeno disuelto en el agente con la súbita caída de presión.
- **Transferencia de materia** entre la fase continua y la fase dispersa. En este estudio no se ha investigado el mecanismo de transporte, la posible bidireccionalidad de éste (contra-difusión) y el grado de desequilibrio termodinámico. No obstante, por la baja presión de vapor del agente en comparación con la presión total del sistema durante toda la descarga, y asumiendo que el flujo es isotermo en todo momento, el transporte

⁶ Este evento es posterior a intervalo de tiempo considerado en las simulaciones.

se aproxima a la difusión de un componente desde de una fase estacionaria⁷ gobernada por la reducción de solubilidad de nitrógeno (N_2) por gradientes de presión.

3.3.2. Estructura de descomposición del trabajo y estrategia metodológica

El estudio se compone de tres bloques⁸ de investigación y desarrollo: (1) simulación, (2) post-procesado y caracterización, y (3) modelización. Cada uno de estos estadios conduce a ulteriores niveles de representación, interpretación y predicción del proceso de descarga. Véase en la Figura 9 la estructura completa de actividades conducentes a la consecución de los objetivos.

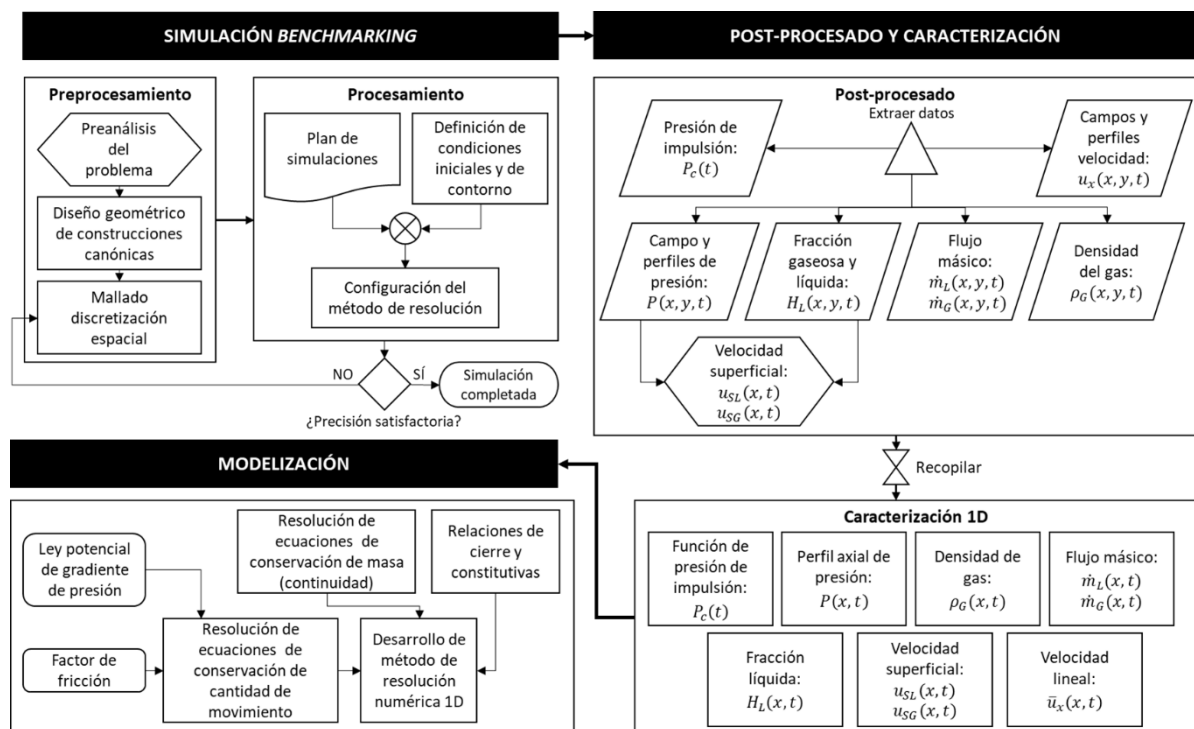


Figura 9. Diagrama de flujo de la metodología del estudio

3.3.2.1. Simulación

En ausencia de datos experimentales, la simulación numérica es el mejor instrumento disponible para representar con la mayor fidelidad posible el proceso en estudio. Siguiendo

⁷ Entiéndase por fase estacionaria aquella tal que la transferencia de materia no depende de la cantidad de componente transferido ni de la concentración instantánea de soluto.

⁸ En el cuerpo de este estudio se ha incorporado una selección de figuras que se consideran pertinentes para comprender de manera contextualizada las interpretaciones textuales. Se emplaza al lector a acudir a los Anexos G, H e I en caso de requerir la información correspondiente a estados diferentes a los presentados.

una estrategia convencional de dinámica de fluidos computacional, esta actividad consta de preprocesamiento y procesado propiamente dicho. El programa de dinámica de fluidos computacional seleccionado al efecto es ANSYS Fluent 2021 R1 con licencia de estudiante.

Existen numerosas fuentes de desviación del comportamiento ideal del flujo multifásico, cuya magnitud e impacto sobre los resultados finales merecen ser calibrados. A este apartado ocupa el análisis y posterior verificación de cuestiones como la conformación de la vena contracta y estructuras de flujo secundarias (vórtices en la región de volumen muerto) en torno al difusor de descarga, el régimen de circulación, el grado de turbulencia, posible consecución de perfiles hidrodinámicos plenamente desarrollados en distintas regiones del dominio, los esfuerzos de cizalladura y deformaciones viscosas en torno a las paredes y la aproximación cuantitativa del grado de contribución de la desorción de nitrógeno en el interior del cilindro a la presión total de impulsión.

Asimismo, se presentarán con detalle la instalación canónica y el plan de simulaciones. Dicho programa resulta de la combinación categorizada de la fracción volumétrica de las fases y el tamaño del orificio del difusor de descarga, fijando el valor de otras variables constructivas que típicamente también operan como grados de libertad tales como el volumen de almacenamiento o la densidad de llenado. La discretización espacial del dominio se determina a partir de una propuesta inicial, cuyas especificaciones se reajustan con la retroalimentación de los primeros resultados y de un estudio de independencia de malla.

3.3.2.2. Post-procesado y caracterización

La etapa de simulación concluye con la obtención de resultados que sean satisfactorios en términos de precisión y tolerancia de convergencia. Los campos de velocidad y presión, así como la distribución de variables que determinan el patrón de flujo – tales como fracción líquida y gaseosa – se representan visualmente para determinar de manera sucinta las características del flujo multifásico. El modelo seleccionado está indicado en combinación con el de desviación de flujo, '*drift-flux*', para regímenes de circulación dispersos (tales como flujo en burbujas) y con el modelo de dos fluidos, '*two-fluid*', para patrones altamente segregados (no considerados en este estudio).

El flujo puede devenir en un patrón de flujo u otro, o experimentar transiciones con la posición y el tiempo. Por ello, es necesario identificar sus características en distintas

posiciones del recorrido de la tubería, con especial atención a regiones singulares (tales como los accidentes hidráulicos o los contornos del dominio), así como en las etapas en que se subdivide el proceso de descarga – si bien el presente estudio se ciñe exclusivamente a una etapa concreta.

3.3.2.3. Modelización

Los datos obtenidos en la fase de caracterización y post-procesado serán empleados como variables de entrada en la aplicación del modelo seleccionado. En efecto, algunas de estas variables podrían ser formuladas mediante principios fundamentales o modelos conocidos. No obstante, en términos generales no es imprescindible establecer estas relaciones fundamentales para verificar la validez del modelo físico y ejecutar un método numérico. En aras de simplificar parte del estudio, los resultados se almacenarán y tratarán como funciones discretas definidas por una nube de puntos, o transformadas en funciones continuas sencillas mediante técnicas de regresión.

El modelo propuesto por Choi et al. (2013) consta de balances de materia independientes para cada fase y de un balance de cantidad de movimiento para la mezcla, que se completan con una serie de relaciones de cierre para obtener un sistema de ecuaciones compatible determinado, y por tanto con solución única. Algunas de las relaciones de cierre generales han sido también propuestas por el mismo autor, concretamente la ley potencial de gradiente de presión, factor de fricción y desviación de flujo. Otras relaciones más específicas han sido previamente establecidas en este estudio y serán desarrolladas más profundamente en esta etapa. Todas ellas se formulan de manera que puedan ser ajustadas paramétricamente por métodos de optimización multivariable.

El conjunto de ecuaciones que compone el modelo incluye expresiones algebraicas o convertibles a algebraicas (tales como la variación de la densidad del gas con la presión) y ecuaciones diferenciales en derivadas parciales. La variable tiempo, t , y una única variable de posición, x , operan como variables independientes. Todas las ecuaciones diferenciales en derivadas parciales son lineales o convertibles a lineales. Éste último es el caso de la ley potencial de caída de presión, cuyo término de caída lineal de presión, $\partial P/\partial x$, nuevamente puede ser reducido a una expresión algebraica o nube de puntos obtenida de la etapa de post-procesado. Gracias a esta estrategia, la resolución del sistema de ecuaciones diferenciales se

reduce a un problema de condiciones de frontera, resoluble por métodos iterativos mediante un esquema en diferencias finitas progresivas por tratarse de un modelo espacialmente 1D.

4. Simulación *benchmarking*

4.1. PREPROCESAMIENTO

4.1.1. Preanálisis del problema

4.1.1.1. Expansión de la cámara de gas en el interior del cilindro

La presión en el borde de entrada se impone como condición de contorno en una simulación numérica, pero verdaderamente procede de la expansión politrópica de un gas real que ejerce un trabajo de expansión irreversible contra, entre otras, la fuerza de oposición o resistencia al flujo ofrecida por la fricción contra las paredes de la tubería y, por tanto, por esfuerzos viscosos tangenciales. La presión instantánea en el borde de entrada puede modelizarse partiendo de una ecuación de estado cúbica, apreciando que la variación de volumen en el interior del cilindro es implícitamente dependiente del caudal de líquido en cada momento. El caudal de líquido depende a su vez de la presión del borde de entrada, de modo que ambas variables tendrían que resolverse por métodos iterativos que pueden afectar negativamente a la estabilidad global de todo el ejercicio de simulación. Más aún, el flujo de nitrógeno por desorción desde la fase líquida (cuya magnitud real es desconocida en este estudio) en el interior del cilindro opera en sentido contrario aumentando la presión. Esta inesperada dificultad puede salvarse sin comprometer excesivamente la validez de los resultados asumiendo que, en un lapso suficientemente corto la variación relativa de volumen es pequeña, y por tanto también la caída de presión de impulsión.

La Figura 10 muestra dos estados hipotéticos de un cilindro que ha descargado una gran porción de su contenido inicial. En el transcurso del periodo transitorio desde la llegada del líquido al difusor hasta la ecualización de caudal de entrada y salida, la variación de volumen de agente dentro del cilindro es pequeña comparado con el volumen total. La presión en el interior del cilindro se ha modelizado considerando que se trata de un gas real que responde a la ecuación de estado de Redlich-Kwong.

Sean t_1 y t_2 dos instantes de tiempo próximos, V_G y V_L los volúmenes de gas y líquido respectivamente en cada instante de tiempo. La fracción molar (4.1) de nitrógeno en equilibrio para cada valor de presión en cada instante de tiempo i es:

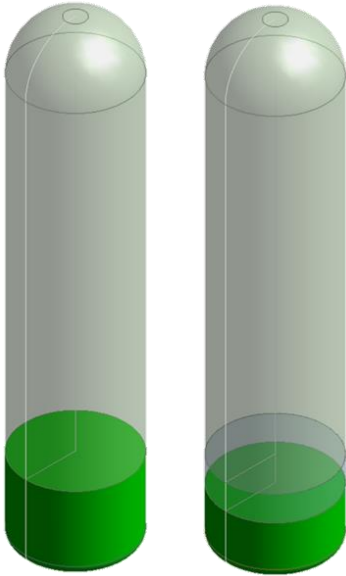


Figura 10. Contenido de un recipiente entre dos instantes de tiempo.

$$x_i = \frac{P_i}{H} \quad (4.1)$$

El volumen desalojado (4.2):

$$\Delta V_i = \frac{\dot{m}_{L,i}}{\rho_{L,i}} \Delta t_i \quad (4.2)$$

En el momento en que el líquido ha alcanzado el difusor, con porcentajes de agente en tubería elevados, el volumen del recipiente es mucho mayor que el volumen desalojado si la cantidad de masa remanente en el recipiente, m_i , es mucho menor que la masa inicial, m_0 :

$$V_c \gg \Delta V_i, \forall i: m_0 \gg m_i \quad (4.3)$$

La cámara de gas recibe un aporte de nitrógeno por desorción, que evoluciona de manera continua con el tiempo. En intervalos de tiempo discretos y suficientemente cortos, y asumiendo que la concentración de nitrógeno disuelto es en todo momento la de saturación, puede calcularse aproximadamente la cantidad de nitrógeno liberada como la diferencia de solubilidad entre dos instantes de tiempo de la masa de líquido remanente al final del intervalo de tiempo. Esta definición aproximada incorpora dos fuentes de error en la estimación de la presión de impulsión. Por una parte, un error por defecto al despreciar la desorción producida por la masa de líquido que abandona el recipiente. Por otra, error por exceso al no considerar rigurosamente la cantidad de nitrógeno disuelto que abandona el recipiente junto con el líquido. Este error de primer orden, $O\left(\frac{\dot{m}_L S \Delta t}{\rho_L}\right)$, tiende a cero a medida que se reduce el paso de tiempo, Δt .

La ecuación (4.4) expresa la cantidad de nitrógeno de aporte por desorción. La ecuación (4.6) es la función de la presión de impulsión considerando la ecuación de estado

modificada para incorporar el efecto de la aportación de nitrógeno desorbido, Δn_d . Las ecuaciones (4.5) y (4.6) componen un algoritmo de cálculo reiterativo por su interdependencia implícita:

$$\Delta n_{G,i} = \frac{m_i - \dot{m}_i \Delta t}{M_{FK}} (x_{N_2,i-1} - x_{N_2,i}) \quad (4.4)$$

Aplicando la ley de Henry, y considerando que los moles de disolución total en una disolución diluida son aproximadamente los moles de agente FK-5-1-12mmy2:

$$\Delta n_{G,i} = \frac{m_i - \dot{m}_i \Delta t}{M_{FK}} \frac{(P_{i-1} - P_i)}{H} \quad (4.5)$$

La ecuación de estado cúbica modificada resulta:

$$P_i = \frac{RT}{\frac{V_{G,i} + \Delta V_i}{n_{G,i} + \Delta n_{d,i}} - b} - \frac{a}{\sqrt{T} \frac{V_{G,i} + \Delta V_i}{n_{G,i} + \Delta n_{d,i}} \left(\frac{V_{G,i} + \Delta V_i}{n_{G,i} + \Delta n_{d,i}} + b \right)} \quad (4.6)$$

Las constantes de la ecuación de Redlich-Kwong se definen en las expresiones (4.7) y (4.8):

$$a = \left[\frac{1}{9(\sqrt[3]{2} - 1)} \right] \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c} \quad (4.7)$$

$$b = \left(\frac{\sqrt[3]{2} - 1}{3} \right) \frac{RT_c}{P_c} \quad (4.8)$$

Para la realización de las simulaciones, se ha considerado un cilindro de 180 L de volumen cargado inicialmente con 1.10 kg/L a una presión absoluta de 16 bar. En su interior el gas se expande isotérmicamente a 293.15 K, disminuyendo su presión hasta 6 bar(a) en el momento en que se ceba una tubería de 3 m de longitud por $\varnothing 250 \text{ mm}$ de diámetro interno, que corresponde con el momento en que el líquido llega al difusor.

4.1.1.2. Transferencia de materia entre fases en tubería

La fracción molar de nitrógeno (N_2) disuelto en el agente FK-5-1-12mmy2 suele modelizarse a través de la ley de Henry, que es generalmente válida para disoluciones diluidas. Este modelo de solubilidad establece una dependencia explícita entre fracción molar de

nitrógeno disuelto en el líquido y su presión parcial, y de manera implícita con la temperatura (no considerada en este estudio).

La ley de Henry establece el estado de saturación del disolvente desde el punto de vista termodinámico, pero no así del tiempo necesario para alcanzarlo. En un proceso marcadamente transitorio y sumamente rápido, el tiempo transcurrido puede no ser trivial. No obstante, en ausencia de otra información, parece razonable aceptar que la transferencia de nitrógeno desde la fase líquida hacia la gaseosa procederá de manera instantánea para preservar el estado de equilibrio en todos los puntos del dominio. Para un elemento de volumen de control, el flujo másico de nitrógeno desde la fase líquida hacia la fase gaseosa depende de la variación de presión:

$$dx_{N_2} = \frac{dP}{H} \quad (4.9)$$

La fracción molar de nitrógeno disuelto se define como

$$x_{N_2} = \frac{n_{N_2}}{n_{N_2} + n_{FK}} \quad (4.10)$$

Donde n_{N_2} es el número de moles de nitrógeno disuelto y n_{FK} es el número de moles de agente FK-5-1-12mmy2 en estado líquido. Para una disolución diluida, $n_{FK} \gg n_{N_2}$, y por tanto la ecuación (4.10) puede expresarse en forma diferencial como:

$$dx_{N_2} \approx \frac{dn_{N_2}}{n_{FK}} \quad (4.11)$$

La masa de líquido en el volumen de control es

$$m_L = A \delta x H_L \rho_L = (\dot{m}_{L,in} - \dot{m}_{L,out}) dt \quad (4.12)$$

El flujo de nitrógeno desde la fase líquida hacia la fase gaseosa,

$$\Gamma_G = \frac{dm_G}{dt} = m_L \frac{M_{N_2}}{M_{FK}} \frac{dx_{N_2}}{dt} \quad (4.13)$$

Donde M_{N_2} y M_{FK} son los pesos moleculares de nitrógeno y FK-5-1-12mmy2, respectivamente. Sustituyendo (4.9) en (4.11), se obtiene la variación de moles en fase gaseosa:

$$dn_{N_2} = n_{FK} \frac{dP}{H} \quad (4.14)$$

Sustituyendo (4.9) y (4.12) en (4.13) se obtiene una expresión para la transferencia de nitrógeno por desorción en el interior de la tubería en función de datos conocidos y variables explícitas de la simulación:

$$\Gamma_G = (\dot{m}_{L,in} - \dot{m}_{L,out}) \frac{M_{N_2}}{M_{FK}} \frac{dP}{H} \quad (4.15)$$

4.1.1.3. Descarga por difusor

El sistema de ecuaciones de continuidad y conservación de la cantidad de movimiento, junto con las relaciones de cierre de flujo de desviación (*'drift-flux'*), recesión de presión en cilindro, propiedades termo-físicas de las fases y desorción de nitrógeno en tubería requiere del conocimiento de los caudales o del campo de velocidades a lo largo de la tubería. A efectos de validación de un modelo unidimensional a partir de datos de simulación numérica, dichos perfiles pueden extraerse de las simulaciones y emplearse como datos de entrada en la aplicación de dicho modelo. Ante la necesidad de diseñar una instalación sin disponer previamente de tales datos previos, sería necesaria una relación de cierre adicional.

En caso de que exista una resistencia controlante al flujo, el caudal másico que circula por toda la tubería está determinado por la misma. Puede considerarse razonablemente que el difusor de descarga, componente explícitamente ideado para el control del flujo, ejerza dicho control en gran parte de todo el proceso. Pero esto puede no ser cierto en intervalos concretos del mismo, tal como el flujo transitorio que tiene lugar entre el llenado de la tubería (llegada del líquido al difusor) y la ecualización de caudales de entrada y salida de ésta.

El desarrollo de un modelo de flujo por difusor constituye un proyecto de investigación con entidad propia que excede el alcance del presente estudio. El flujo multifásico por difusor podría responder a un comportamiento intermedio entre el flujo incompresible y compresible. El problema es incluso más complicado cuando la geometría de los difusores

incorpora cambios de dirección, múltiples orificios o espesores de pared significativos – en cuyo caso el efecto de la tensión superficial juega un papel crucial en el flujo capilar. Por todas estas razones, en la práctica habitual se emplean correlaciones experimentales o semiempíricas cuya aplicabilidad forma parte del propio estudio de validación de cada modelo de flujo.

4.1.2. Diseño de la geometría canónica

El proceso en estudio es de alta complejidad por la propia naturaleza física del problema y su carácter transitorio con alta variabilidad en intervalos muy cortos de tiempo. Por ello, es razonable considerar en primera instancia un modelo físico de “juguete” (*‘toy model’*) que permita iniciar el recorrido de una investigación mucho más larga hasta su comprensión pormenorizada y progresiva.

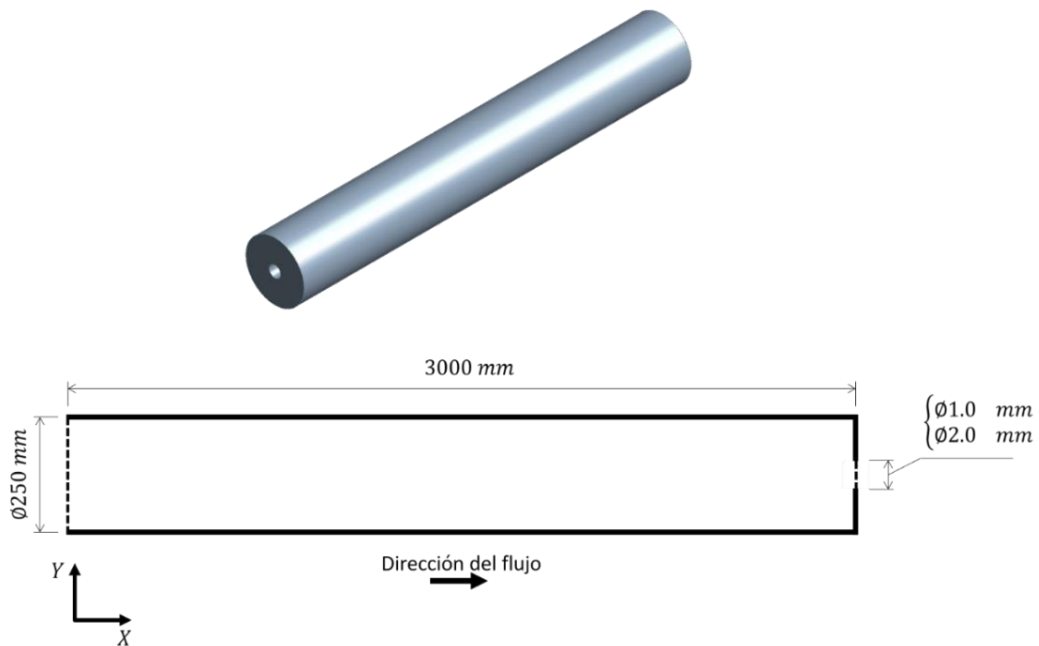


Figura 11. Geometría canónica. Perspectiva isométrica (superior) y vista de perfil en sistema diédrico (inferior). Ilustraciones sin escala.

En instalaciones de protección contra incendios existen multitud de elementos que modifican las condiciones de flujo, tales como codos o conexiones en T entre otros tantos. La geometría ilustrada en la Figura 11 es una versión suficientemente simplificada que permite representar muchos aspectos interesantes del problema fundamental, tales como la caída de presión en tubería o la evolución de las fracciones volumétricas de cada fase. Se ha considerado un tubo recto de aluminio de $\varnothing 250$ mm de diámetro interno, con un orificio de

salida de espesor despreciable y considerando dos tamaños distintos, $\varnothing 1$ mm y $\varnothing 2$ mm. Nótese que, aunque la diferencia de tamaño de difusor propuesta podría parecer a priori insignificante, el área de paso del segundo es cuatro veces mayor que la del primero.

4.1.3. Mallado y discretización espacial

La discretización espacial debe ser proyectable a una sola dimensión y orientada en la dirección preferente del flujo, es decir, la dirección axial. La ortogonalidad de las celdas, el refinamiento en torno a las paredes y en torno al eje central (especialmente en las proximidades del difusor) demostraron ser críticos para la ejecución exitosa de las simulaciones. Se ha considerado una malla regular estructurada de celdas tetragonales con 96.250 elementos y 98.056 nodos, 55 subdivisiones en la dirección vertical y 1.750 en la dirección horizontal, sobre la mitad superior de la geometría tubular en aprovechamiento de su simetría axial, mostrada en la Figura 12:

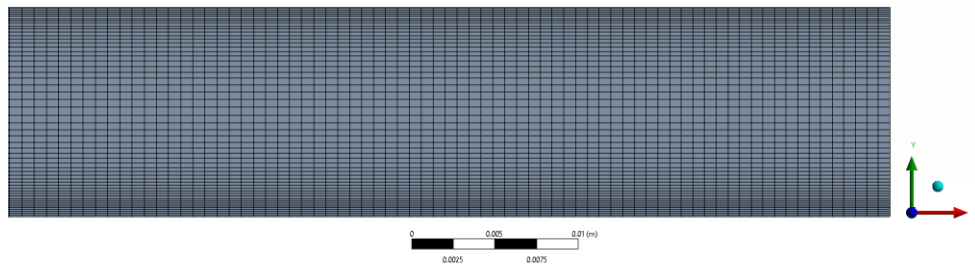


Figura 12. Vista de detalle del mallado sobre el tramo final de la tubería

En un estudio de independencia de malla, se ha considerado un malla homóloga y más densa con 126.056 elementos (+31.0%) y 123.750 nodos (+26.2%). La Figura 13 muestra la presión estática sobre la línea axial del centro del dominio para el primer caso del plan de simulaciones (ver apartado 4.2.1.), tanto con la malla de tamaño medio como para la malla fina. Las diferencias cuantitativas observadas entre pares de curvas para cada paso de tiempo pueden ser consideradas despreciables, especialmente si se tiene en cuenta que el objetivo último de este estudio se enmarca en los requerimientos de una industria que permite, en los casos más restrictivos, errores de cálculo de presión de hasta un $\pm 10\%$ (i.e. NFPA 2001). Se exploraron asimismo mallas con mayor cantidad de puntos, que resultaron ser especialmente sensibles al tamaño del paso de tiempo y únicamente admitir intervalos extraordinariamente cortos, para completar unos pocos pasos de hasta un orden de magnitud inferior al empleado en las dos primeras mallas.

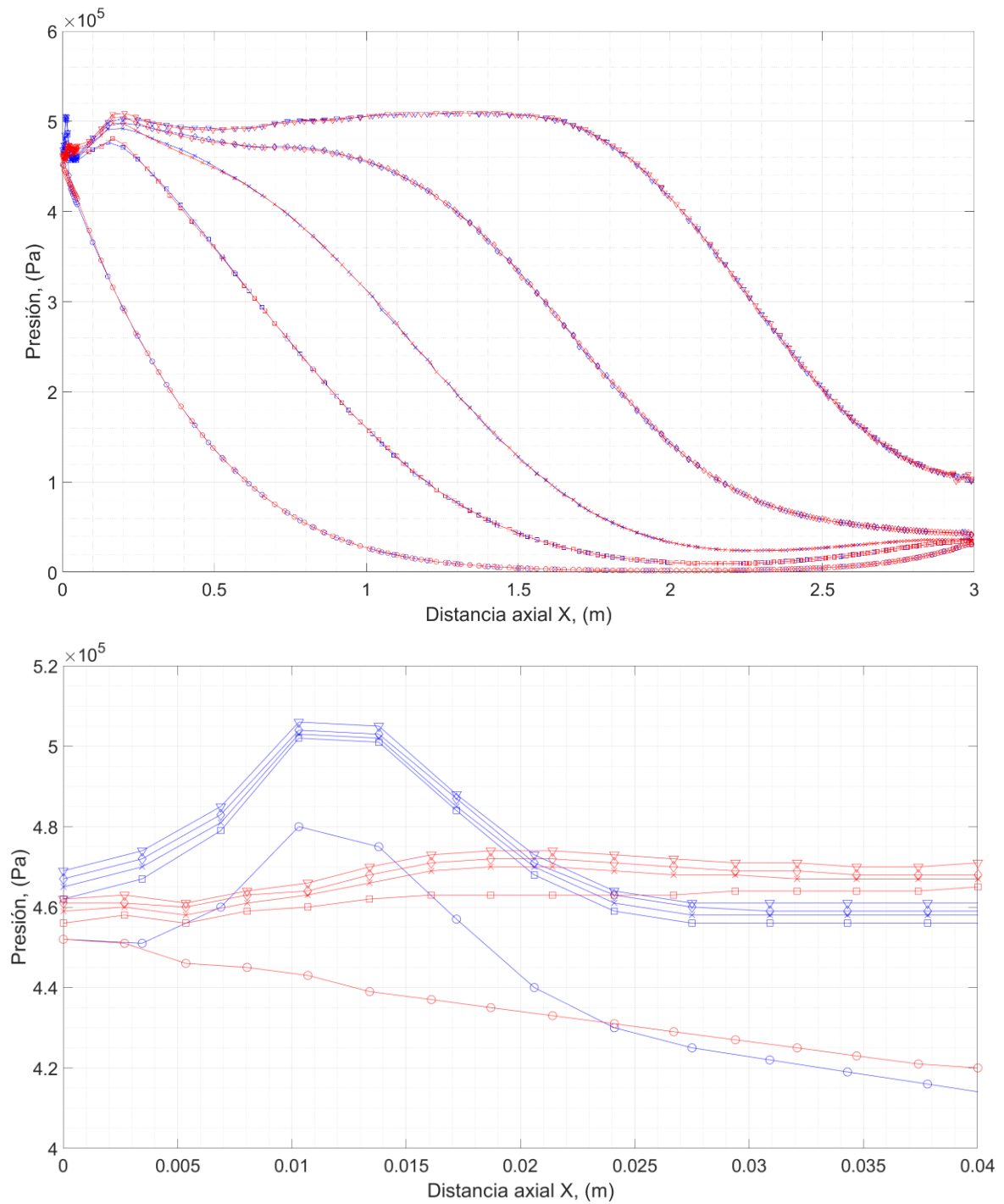


Figura 13. Curva de presión frente al tiempo sobre el eje central de la tubería (superior) y detalle del tramo de entrada. Mallado medio (azul) y fino (rojo). $t=0.01$ s (o); $t=0.02$ s (\square); $t=0.03$ s (x); $t=0.04$ s (\diamond); $t=0.05$ s (∇)

4.2.PROCESADO

4.2.1. Definición de condiciones iniciales y de contorno

En la Figura 14 se muestran las condiciones iniciales y de contorno seleccionadas para la resolución de la serie de simulaciones. El flujo está gobernado por el gradiente de presión entre la entrada y la salida, que se encuentran a la presión de almacenamiento (variable) y a la presión atmosférica (constante), respectivamente. Las velocidades y gradientes de velocidad sobre las paredes son nulos (condiciones de no deslizamiento de Dirichlet y Neumann). El sistema se encuentra en todo momento a una temperatura constante de 20°C. No se produce retroflujo desde la salida de regreso al interior del sistema. La fracción volumétrica de fase gaseosa es desconocida, de modo que se selecciona arbitrariamente un rango de valores moderadamente bajos, que deseablemente debería ser ampliado en un plan de continuación.

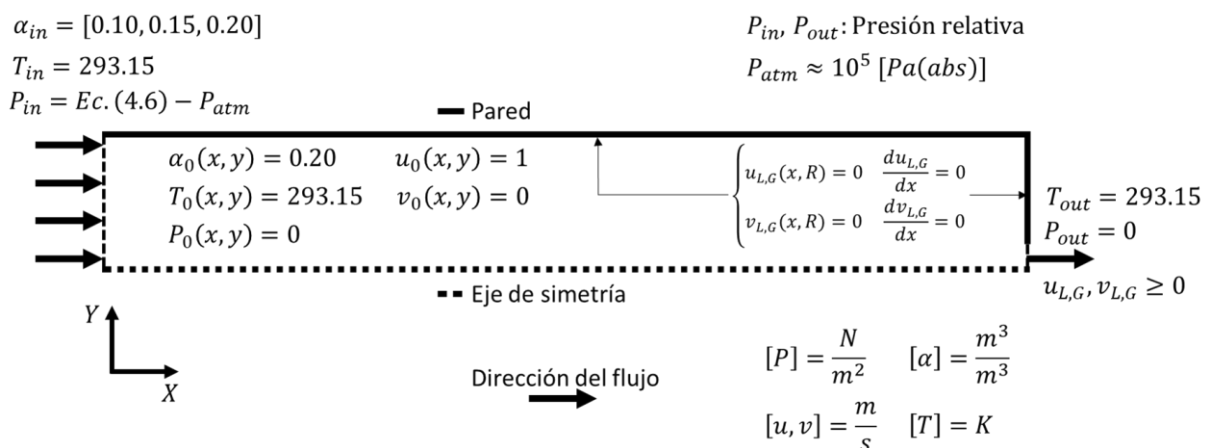


Figura 14. Esquema de condiciones iniciales y de contorno del sistema

Las condiciones iniciales de este problema son difícilmente obtenibles y pueden ser significativamente distintas entre sistemas relativamente similares. En ausencia de datos fidedignos sobre las mismas, se asume que el sistema se encuentra originalmente a presión atmosférica, si bien podría considerarse que en realidad podría haber acumulado cierta presión durante la evacuación inicial de aire. En el momento designado para el inicio del proceso transitorio en estudio, el fluido debe encontrarse en movimiento y se asume que lo hace a una velocidad homogénea de 1 m/s en la dirección del eje X exclusivamente. Si bien la fracción de fase gaseosa inicial en el sistema es desconocida, es presumible que sea igual o mayor que la que accede con la corriente de entrada. En instantes anteriores al comienzo del

proceso transitorio en estudio, el líquido almacenado a la máxima presión posible ingresaría súbitamente en la tubería a presión próxima a la atmosférica. En cada instante posterior, la presión de almacenamiento disminuirá al mismo tiempo que la presión en la tubería aumentará. Por tanto, el mayor gradiente instantáneo de presión se produce justamente en el inicio de la descarga, produciendo probablemente las mayores tasas de desorción de nitrógeno e, incluso, evaporación *'flash'* parcial del líquido (aunque muy limitada).

4.2.2. Plan de simulaciones

Tabla 1. Plan de simulaciones

Referencia	Diámetro de difusor	Fracción volumétrica de gas a la entrada
1	Ø1 mm	10%
2	Ø1 mm	15%
3	Ø1 mm	20%
4	Ø2 mm	10%
5	Ø2 mm	15%
6	Ø2 mm	20%

Las simulaciones con difusor de Ø2 mm de diámetro han generado soluciones prácticamente idénticas a las de Ø1 mm (ver anexo F). Puesto que las simulaciones 4, 5 y 6 no aportan información diferencial, se considerarán a efectos de post-procesado únicamente las simulaciones 1, 2 y 3, restando para un plan de continuación el análisis del efecto del diámetro de difusor con tamaños superiores y las pertinentes modificaciones que puedan ser necesarias a todos los niveles del estudio.

El programa de simulaciones se ha ejecutado en el intervalo de tiempo $t = [0, 0.05]$ ". El proceso transitorio en estudio podría extenderse hasta tiempos superiores, aunque ciertamente es un proceso de muy corta duración. Para tiempos superiores, el término fuente que modeliza la transferencia de materia entre fases genera soluciones insatisfactorias, con valores de presión en tramos interiores de la tubería que exceden sustancialmente la presión de entrada.

4.3.POST-PROCESADO Y CARACTERIZACIÓN

4.3.1. Caracterización unidimensional

El proceso físico de descarga se desarrolla en las tres direcciones del espacio, si bien por su simetría axial puede ser apropiadamente representado en el plano cartesiano XY . El coste computacional en un dominio bidimensional continúa siendo elevado y las tareas ingeniería básica no serían en absoluto ágiles. Por esta razón, el dominio de cálculo debe reducirse al menos a unidimensional, o incluso a dimensión cero (cálculo puntual).

Los campos escalares (tales como presión o fracción volumétrica) y la magnitud de los vectoriales en planos transversales a la dirección predominante del flujo pueden reducirse a un único valor promediado con respecto al área y ubicado en el eje central de la tubería. Considerando la simetría del problema, el promedio puede realizarse sobre la mitad de la superficie transversal de acuerdo con la Figura 15:

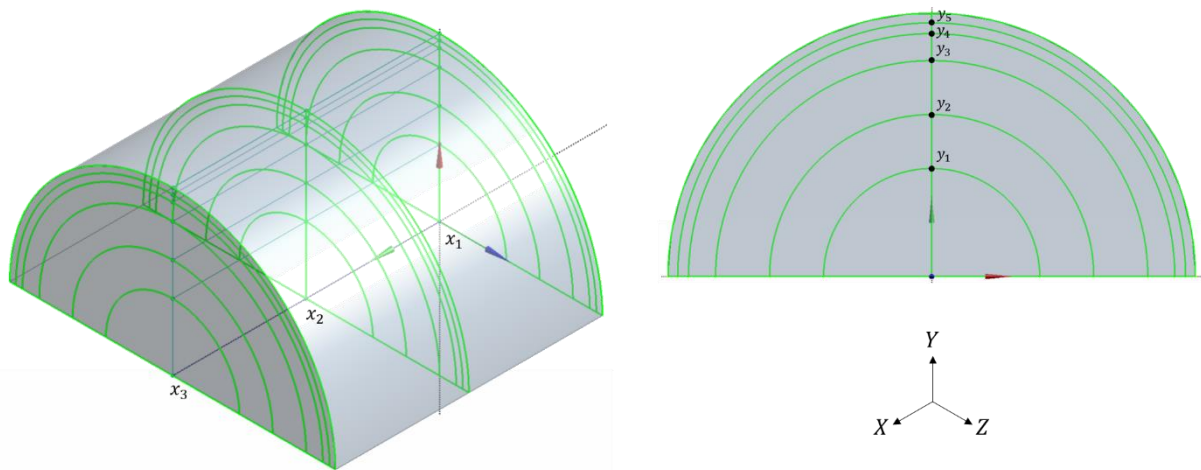


Figura 15. Discretización espacial y ponderación superficial sobre el volumen de control

Recuérdese que en el esquema de discretización del volumen de control se considera una malla decalada en la dirección X , y por tanto los planos que se ubican sobre todos los nodos. En cada plano transversal de la geometría ubicado en posición x_i , se considerará que el valor de todas las variables es homogéneo e igual en todos los puntos de cada semi corona circular entre dos nodos en dirección vertical y_i e y_{i+1} . El valor promediado de una variable escalar o el módulo de una variable vectorial, denotadas genéricamente como φ , se calcula de acuerdo con la ecuación (4.16):

$$\bar{\varphi}_i = \frac{\sum_{j=0}^R \frac{\pi}{2} (y_{j+1} - y_j)^2 \frac{\varphi_{i,j} + (1-\delta_R)\varphi_{i,j+1}}{2-\delta_R}}{\frac{\pi}{2} R^2} \quad (4.16)$$

El subíndice i indica la posición del nodo en la dirección X , y el subíndice j indica la posición del nodo en la dirección Y . Nótese que $y_0 = 0$ e $y_R = R$, donde R es el radio de la tubería. El cálculo se reproduce para todos los valores de i y j , por lo que dispondremos de un valor promediado de cada una de las variables en cada posición x_i de la malla. Para la resolución de las ecuaciones del modelo de flujo en cada volumen de control (ver Figura 8), el cálculo se realizará también sobre todos los nodos, pero de manera decalada. Esto es, en un paso de cálculo i -ésimo, los valores de las variables escalares corresponderán a los valores promediados en la posición x_i , las variables vectoriales de entrada al volumen de control en posición x_{i-1} y las de salida en posición x_{i+1} . En el siguiente paso de cálculo, se tomarán los valores de las variables escalares en posición x_{i+1} , los de las variables vectoriales de entrada al volumen de control en x_i , y el de las variables de salida en x_{i+2} , y así sucesivamente hasta recorrer todo el dominio.

En la ecuación de promediado, las variables $\varphi_{i,R}$ se ubican sobre la superficie interna del tubo y no pertenecen estrictamente a la malla computacional. Para extender el cálculo a toda la superficie transversal, se considerará que en los nodos fantasma, $y_{i,R}$, las variables tienen el mismo valor que el nodo inmediatamente anterior, $\varphi_{i,R-1}$. Esta aproximación introduce un error sistemático de cálculo, que puede ser conceptualmente importante para variables sensibles a los esfuerzos tangenciales de pared (tal como la velocidad), pero que es mitigado porque pertenece a una corona circular de superficie comparativamente pequeña debido al refinamiento de la malla cerca de la pared. Matemáticamente puede forzarse esta condición mediante el parámetro δ_R definido en la ecuación (4.17):

$$\delta_R = \begin{cases} 0 & i + 1 < R \\ 1 & i + 1 = R \end{cases} \quad (4.17)$$

4.3.1. Campo y perfiles de presión

La presión estática aumenta progresivamente en la tubería a medida que avanza el frente de onda (teóricamente, a la velocidad del sonido en el seno de la mezcla fluida), tal y como se observa en la Figura 16. Como podrá observarse más adelante, la transmisión de la

onda de presión gobierna la distribución del campo de velocidades, que varía lentamente aguas arriba de la posición del frente de presión y decae rápidamente aguas abajo del mismo. Fruto de la incorporación del término fuente de nitrógeno, a tiempos relativamente avanzados la presión aumenta por encima de la de entrada, situación que probablemente no corresponda con la realidad física y que marca un límite de validez del estudio. La presión de entrada aumenta contradictoriamente con cada paso de tiempo, debido a defectos en la solución como resultado de efectos de borde. No obstante, dado que la configuración ha sido intencionalmente diseñada para producir diferencias muy pequeñas en la presión de entrada en cada paso, este defecto puede ser considerado despreciable a efectos del resto del análisis.

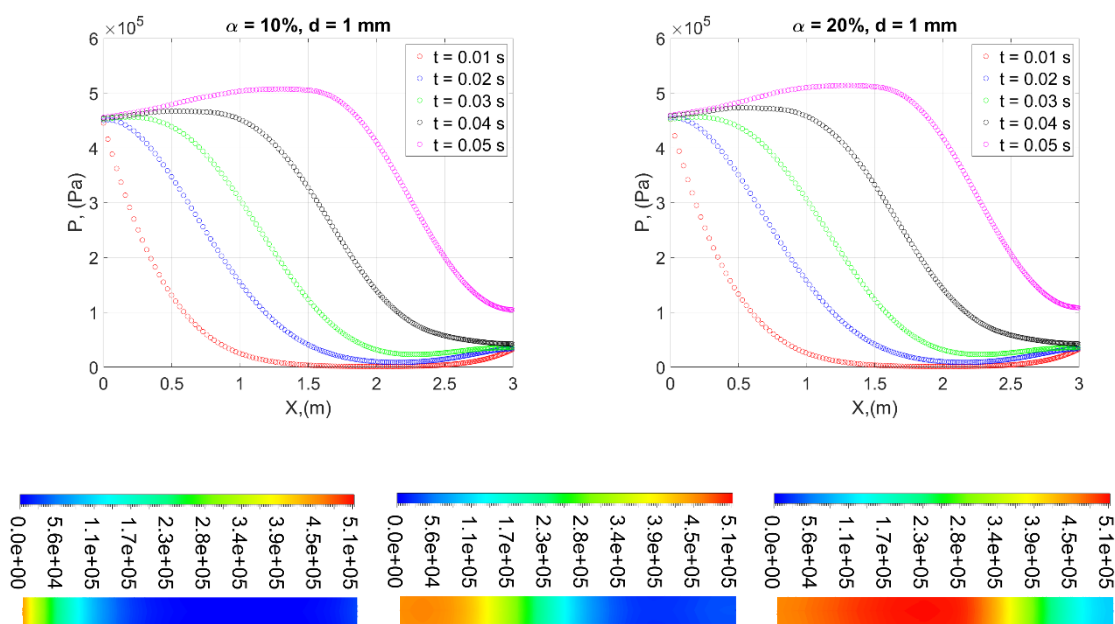


Figura 16. Perfil axial de presión estática (fila superior) y diagramas de contorno de campo de presión (fila inferior) a $t = 0.01$ ”, $t = 0.03$ ” y $t = 0.05$ ” con $\alpha_{in} = 10\%$

4.3.2. Campos y perfiles de velocidad de las fases

Las velocidades in-situ promediadas⁹ de la Figura 17 son prácticamente idénticas¹⁰ para fase gaseosa y líquida en todo el rango de fracciones volumétricas e intervalo de tiempo analizados. La circulación isocinética apoya la hipótesis de que el flujo es disperso, aunque aún

⁹ Ver apartado 4.3.1.

¹⁰ Diferencia relativa promedio 1.45%, diferencia relativa máxima observada 6.77%.

es imprescindible observar los perfiles transversales de fracción volumétrica para poder confirmarlo.

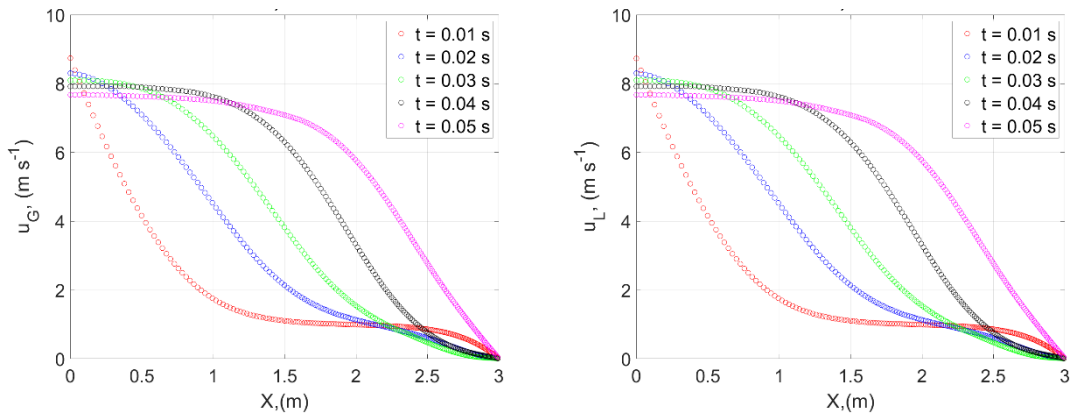


Figura 17. Velocidad in-situ de gas y líquido, $\alpha = 10\%$, $d = 1$ mm

Los diagramas de contorno de velocidad de la Figura 18 permiten apreciar la existencia de una región en que el flujo se acelera significativamente, que coincide aproximadamente con la posición del frente de presión en cada instante de tiempo. El flujo está plenamente desarrollado a tenor de los perfiles transversales de velocidad prácticamente planos (salvo en las proximidades de las paredes por efecto de la capa límite hidrodinámica) en todo instante de tiempo y en cualquier posición del dominio (ver Figura 19). La velocidad promedio en las proximidades del difusor es muy baja, si bien la velocidad local en el propio difusor es elevada. En dicha región de volumen muerto, se producen estructuras secundarias que deforman la dirección de las líneas de flujo para ajustarse al área de paso del difusor de salida de acuerdo con el efecto de vena contracta.

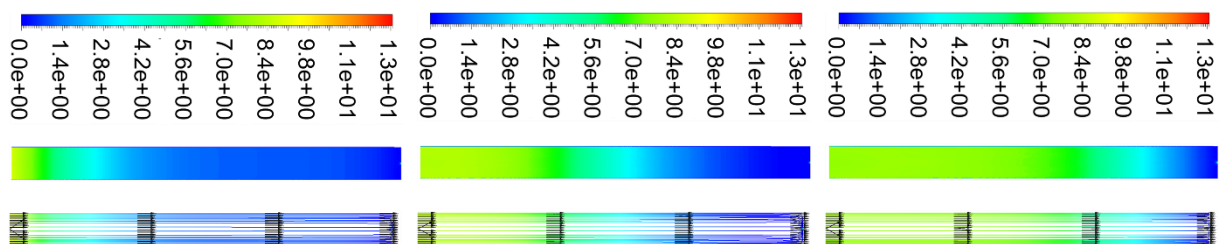


Figura 18. Diagramas de contorno del campo de velocidad de la fase continua. De izquierda a derecha, $t = 0.01$ s, $t = 0.03$ s y $t = 0.05$ s. Perfiles transversales de velocidad en $x = 0$ m, $x = 1$ m, $x = 2$ m y $x = 2.9$ m, con representación de las líneas de flujo.

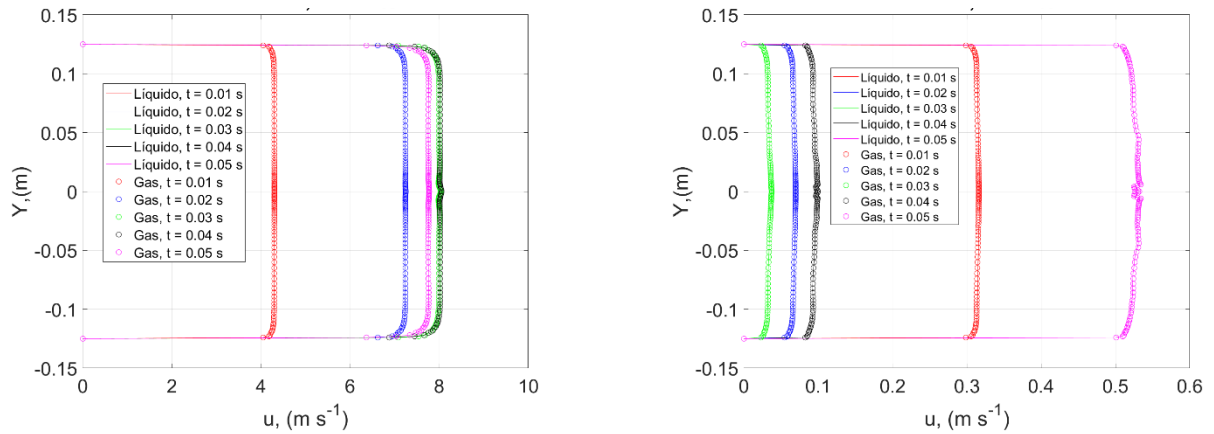


Figura 19. Perfiles transversales de velocidad de gas y de líquido a $x = 0.5 \text{ m}$ (izquierda) y $x = 2.9 \text{ m}$ (derecha) con fracción volumétrica de gas de entrada $\alpha_{in} = 10\%$

4.3.3. Densidad de la fase gaseosa

La densidad de la fase gaseosa, estrechamente relacionada con la fracción volumétrica, está fundamentalmente gobernada directa e indirectamente por la presión. En virtud de las propiedades de estado del gas, con la disminución de presión disminuye la densidad al tiempo que tiende a aumentar el volumen que ocupa. Simultáneamente, con la caída de presión se reduce la solubilidad de nitrógeno en el líquido, y produce el efecto contrario sobre la

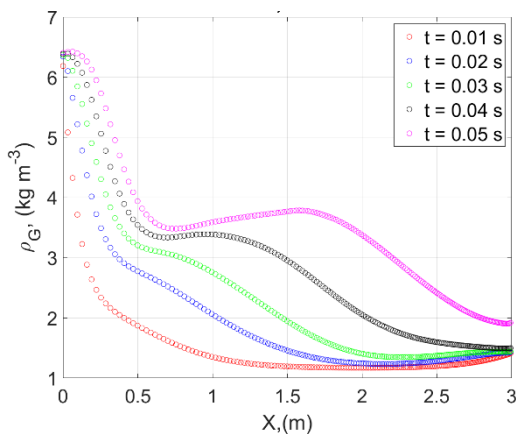


Figura 20. Perfil longitudinal de densidad de la fase gaseosa

densidad. Por tanto, la densidad es resultado del equilibrio dinámico entre estos dos fenómenos. Véase en la Figura 20 que, como resultado de dicho proceso competitivo, se producen extremos relativos (puntos de derivada nula) a $t = 0.04 \text{ s}$ y $t = 0.05 \text{ s}$. En estos puntos, la variación neta de densidad con la presión es nula; podrá observarse en el apartado 5.1 sobre la conservación de la masa el significativo impacto que tiene esta ocurrencia sobre la efectividad del modelo de flujo multifásico.

4.3.4. Caudal másico y velocidades superficiales de las fases

La velocidad superficial es una expresión matemática del flujo por unidad de área de una fase interrelacionados por medio de la densidad de dicha fase (ecuación 2.8), por lo que ambas variables (representadas en la Figura 21) están estrechamente relacionadas. El caudal másico de líquido es extraordinariamente elevado en primera instancia. A medida que avanza

el tiempo, disminuye el caudal de líquido a la entrada. Desde la entrada, en un tramo cuya longitud se extiende en la dirección X con cada paso de tiempo, el caudal másico de líquido presenta un valor prácticamente constante con un perfil longitudinal casi plano. En el final del estado transitorio en estudio, de acuerdo con las hipótesis de DiNenno et al. (1995) esperaríamos observar un perfil de caudal másico ecualizado entre la entrada y la salida.

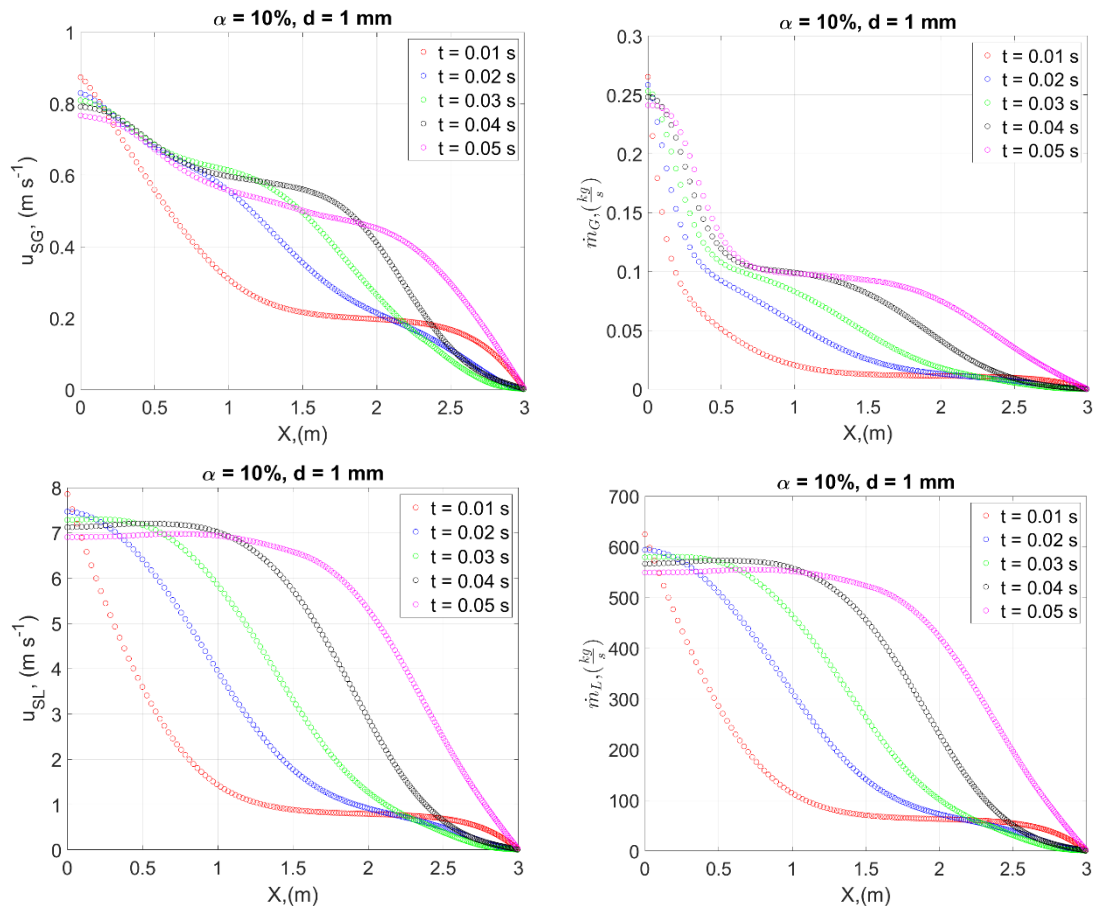


Figura 21. Velocidad superficial de gas (superior izquierda) y de líquido (inferior izquierda); Caudal másico de gas (superior derecha) y de líquido (inferior derecha), con $\alpha_{in} = 10\%$.

Dado que la densidad de la fase continua es prácticamente invariable en las condiciones del proceso, ésta actúa como un mero factor de proporcionalidad entre velocidad superficial y caudal másico. Por el contrario, la densidad de la fase gaseosa experimenta variaciones que alteran la morfología de las curvas de caudal. Obsérvese que tanto el caudal másico como la velocidad superficial del gas experimentan una rápida caída en el primer tercio del dominio, pero tienden a un perfil longitudinal plano que incrementa la extensión que ocupa en el dominio con cada paso de tiempo, de manera similar al proceso de ecualización de caudales de líquido. Nótese que el promediado de variables ponderado en base al área

transversal filtra la señal del caudal real de salida, puesto que la mayor parte del área del plano $X = 3 \text{ m}$ pertenece a una región de estancamiento. Este defecto produce indefectiblemente un impacto sobre los resultados, fundamentalmente en la región próxima al difusor y de manera menos acusada en el resto de la tubería.

4.3.5. Fracción volumétrica

Atendiendo a los campos de fracciones volumétricas y particularmente a los perfiles transversales en cortes en distintas posiciones mostrados en la Figura 22, no se observa que alguna de las fases se concentre preferencialmente en ninguna región del espacio. Los perfiles prácticamente planos, junto con la circulación isocinética identificada anteriormente, permiten sostener que se trata de un flujo disperso en todo el rango de condiciones estudiadas, y por consiguiente refuerzan la idea de que el modelo de flujo de desviación (*'drift-flux'*) puede ser un candidato oportuno para su modelización unidimensional de bajo coste.

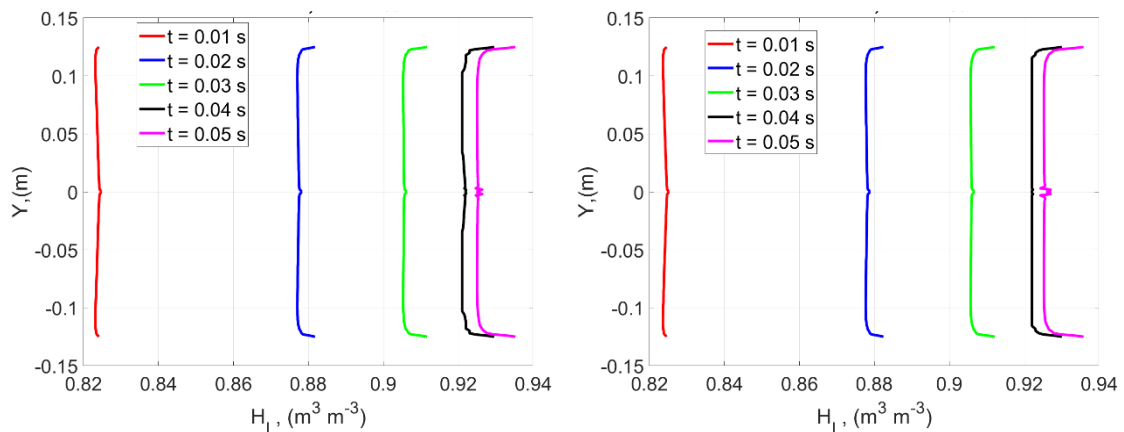


Figura 22. Perfil transversal de fracción volumétrica de líquido en $x = 1 \text{ m}$ con fracciones volumétricas de gas a la entrada $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha).

El perfil longitudinal de retención líquida de la Figura 23 permite observar que el flujo de entrada empuja como un pistón al líquido que ocupaba inicialmente la tubería y reemplaza progresivamente la fracción volumétrica de gas inicial, α_0 , por la de entrada. Al igual que sucedía con la densidad del gas, la fracción volumétrica experimenta incrementos y reducciones con la posición y el tiempo como resultado de la competencia entre el efecto volumétrico de la presión y el término fuente de generación de nitrógeno que modeliza la transferencia de materia. Estos fenómenos pueden conducir incluso a fracciones líquidas ligeramente superiores a la inicial y a la de entrada por efecto de la compresión y absorción del gas cerca del borde de entrada.

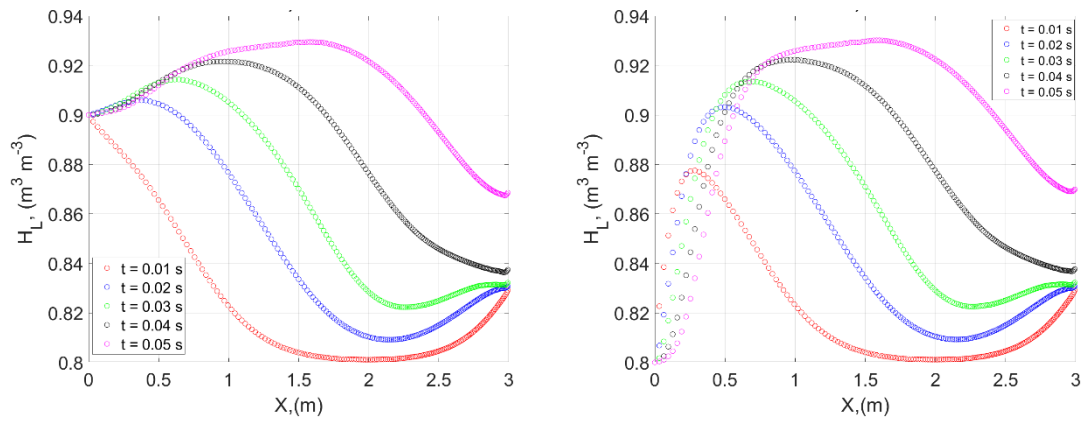


Figura 23. Perfil longitudinal de fracción volumétrica de líquido con fracción volumétrica de gas a la entrada $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha).

El exceso de presión observado a tiempos $t = 0.04$ s y $t = 0.05$ s y descrito en el apartado 4.3.1. podría ser la causa por la que se observa un incremento aún más acusado de la retención líquida, probablemente superior a lo que podría esperarse en condiciones reales.

5. Aplicación del modelo y resolución numérica

Los términos diferenciales que aparecen sistemáticamente en las ecuaciones de continuidad y conservación de cantidad de movimiento son especialmente sensibles a pequeñas variaciones. Todas las variables han sido sometidas a un filtro de media móvil de corto recorrido con ventana de 50 puntos (de 1750 nodos totales en la dirección X) para purgar variaciones espurias y dientes de sierra del orden de magnitud del paso de malla, dx .

5.1. CONSERVACIÓN DE MASA

La ecuación (2.25) permite calcular la generación en la fase líquida -que modeliza la absorción de nitrógeno-, Γ_L e introducirlo en la ecuación (2.27) para obtener el gradiente temporal de presión. No obstante, por especificación ad-hoc la generación de materia en la fase líquida es nula y únicamente sucede en la fase gaseosa (representado en la Figura 24), Γ_G , que puede obtenerse a partir de la ecuación (2.26).

El gradiente de presión entre $t = 0$ s y $t = 0.01$ s está fuertemente influenciado por la validez de las condiciones iniciales. Dado que éstas se establecen con carácter fundamentalmente hipotético, se ha descartado el primer paso de tiempo del cálculo deliberadamente.

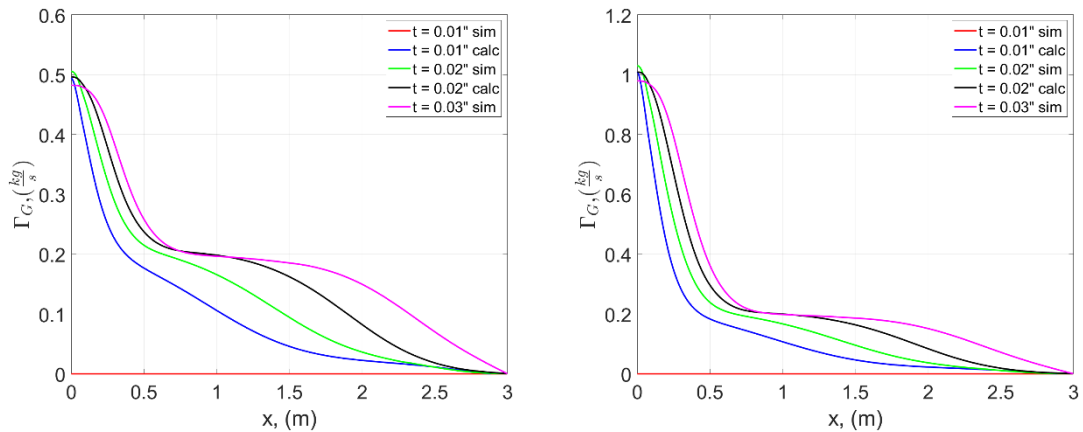


Figura 24. Generación de nitrógeno en la fase gaseosa con fracción volumétrica de gas de entrada del $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha)

La ecuación (2.27) requiere del cálculo de la variación de la densidad del gas con la presión. Recuérdese que en instancias anteriores se observó la presencia de extremos relativos en la curva de densidad del gas con la posición. Dado que dicho gradiente se encuentra en el denominador del segundo miembro de la ecuación (2.27), un valor nulo del mismo produce un resultado infinito del gradiente temporal de presión. Este efecto podría mitigarse hasta cierto punto mejorando las prestaciones de la simulación y su precisión, pero si verdaderamente existen regiones en que la transferencia de nitrógeno entre fases y la presión compensen sus efectos sobre la densidad, esta divergencia algebraica continuará representando un problema numérico del modelo.

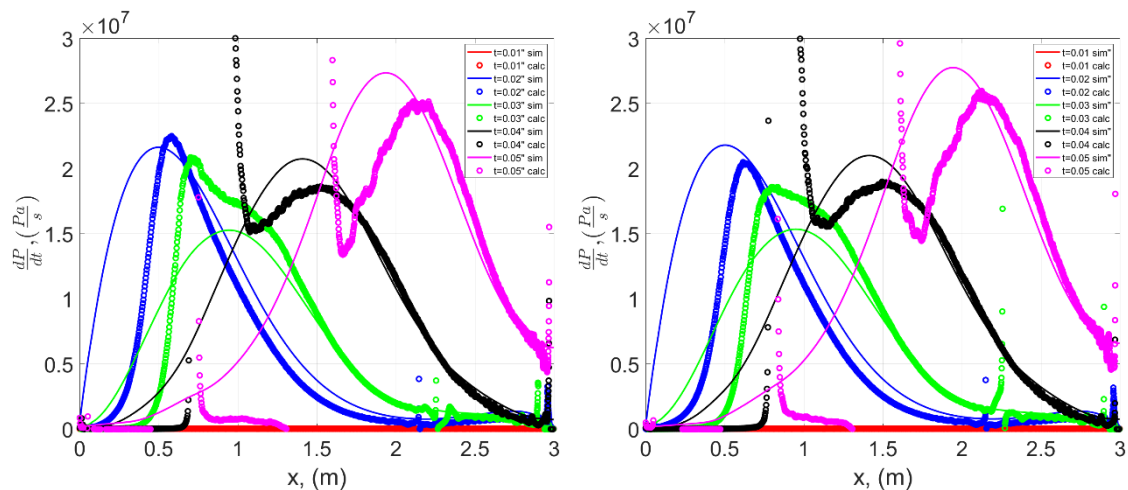


Figura 25. Variación temporal de presión con la posición y el tiempo, para fracción volumétrica de gas de entrada de $\alpha_{in} = 10\%$ (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$ (derecha).

La Figura 25 muestra la variación temporal de presión con la posición en diferentes instantes de tiempo, pero ha sido necesario aplicar un factor de corrección de 0.5 sobre el valor calculado para obtener valores más aproximados, fenómeno que merecería un estudio detallado en un plan de continuación. Los tramos de gradiente de presión temporal crecientes con la posición corresponden a regiones del dominio donde las curvas de presión se superponen en distintos tiempos, aguas arriba del frente de la onda de presión.

5.2. CONSERVACIÓN DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO

La variación de presión con respecto a la posición puede ser calculada directamente a partir de los resultados de la simulación, y empleado para la obtención de los parámetros de los modelos de Al-Sarkhi y Sarica (2009), y de García et al. (2003). Este último en particular contiene siete parámetros, y por tanto demasiados grados de libertad para poder realizar ajustes por regresión con el limitado número de configuraciones simuladas. Por esta razón, se ha explorado la posibilidad de que exista una relación potencial entre el factor de fricción de mezcla y el módulo de Reynolds de mezcla, similar a la que proponen Al-Sarkhi y Sarica (2009). La ecuación (5.1) formula dicha relación, donde C y D son parámetros obtenidos empíricamente por regresión lineal tomando el logaritmo natural en ambos miembros:

$$f_M = C(Re_M)^D \quad (5.1)$$

Esta versión modificada produce buenos resultados en un rango acotado, pero relativamente amplio, de valores de Reynolds de mezcla. En los primeros pasos de tiempo, el ajuste es razonablemente bueno hasta $Re_M = 4 \cdot 10^5$ y puede extenderse a $Re_M = 3 \cdot 10^6$ para $t \geq 0.04''$ en todo el programa de simulaciones. El procedimiento es similar para la obtención de los parámetros de la ecuación (2.28), resolviendo las ecuaciones (2.29) y (2.30). El modelo de Al-Sarkhi y Sarica (2009) produce buenos resultados para valores de P^* superiores a 10 en los primeros pasos de tiempo, pero no así para $t \geq 0.04''$.

La Figura 26 muestra los resultados del modelo de Al-Sarkhi y Sarica (2009) y el modelo modificado de García et al. (2003) en distintos pasos de tiempo para el caso particular en que la fracción volumétrica de gas a la entrada es del 10%, en los rangos en que han sido calificados como aceptables, incluyendo el coeficiente de correlación y el intervalo de confianza con nivel de significación del 95% para sustanciar la bondad del ajuste en cada caso.

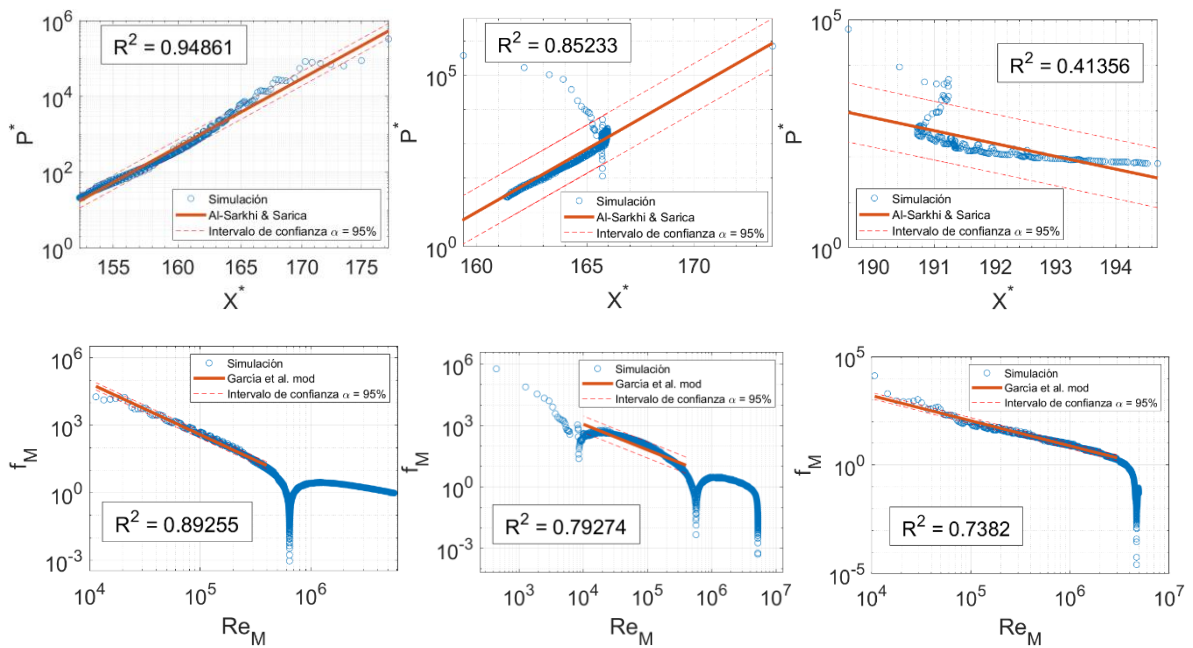


Figura 26. Fila superior: Modelo de Al-Sarkhi y Sarica (2009) y ajuste por regresión, $\alpha_{in} = 10\%$. Fila inferior: Modelo de García et al. (2003) modificado y ajuste por regresión, con $\alpha_{in} = 10\%$. $t = 0.01''$ (izquierda), $t = 0.03''$ (centro) y $t = 0.05''$ (derecha).

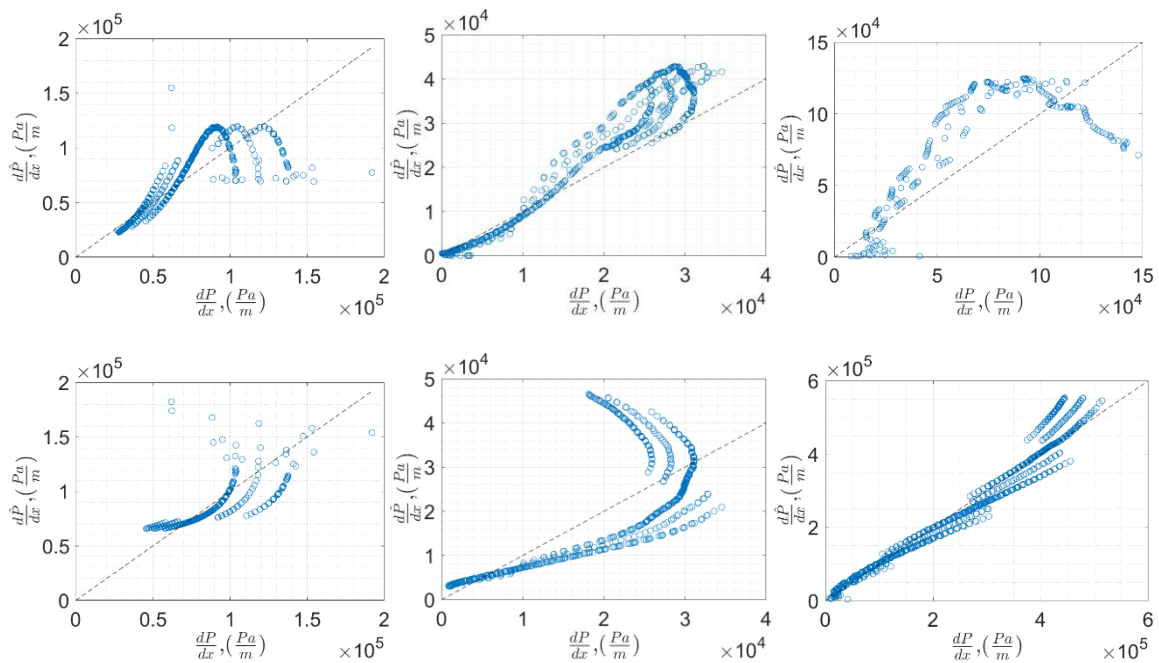


Figura 27. Relación entre el gradiente espacial de presión simulado y calculado, $\alpha_{in} = 10\%$. En la fila superior, el modelo de Al-Sarkhi y Sarica (2009) y en la inferior el modelo modificado de García et al. (2003). De izquierda a derecha, $t = 0.01''$, $t = 0.03''$ y $t = 0.05''$.

Ambos modelos podrían ser combinados para el cálculo de la caída de presión en tubería. Establecer la correspondencia entre los valores de gradiente de presión calculado, dP/dx' , con la presión en esa misma posición para entender qué regiones de la curva P vs x están satisfechas por estos modelos podría ser un ejercicio interesante pero arriesgado por la alta dispersión y/o distribución no aleatoria entre los valores simulados y calculados mediante el modelo matemático, tal y como se observa en la Figura 27 (la línea discontinua representa la función $y = x$).

En el anexo D puede encontrarse una recopilación de los resultados de los ajustes por regresión para los casos 1, 2 y 3 del programa de simulaciones.

5.3.RELACIÓN DE CIERRE DE DESVIACIÓN DE FLUJO 'DRIFT-FLUX'

El término de velocidad de desviación, u_D , es una representación matemática de la diferencia entre el flujo de gas con respecto al flujo total, y por tanto ilustra el potencial de que ambas fases puedan encontrarse circulando a distintas velocidades y segregadas. Las velocidades de flujo de desviación calculadas a través de la ecuación (2.38), con coeficiente de distribución calculado mediante la ecuación (2.40) generan velocidades de un orden de magnitud inferior a la velocidad in situ de gas. Al tratarse de velocidades negativas, podría aducirse que la fase gaseosa se mueve a una velocidad ligeramente inferior a la del flujo global. No obstante, las bajas velocidades de desviación observadas invitan a pensar que las fases efectivamente circulan a la misma velocidad, en consonancia con otras apreciaciones realizadas anteriormente.

El coeficiente de distribución, C_0 , es prácticamente constante y muy similar en todos los casos (ver Figura 28, superior). Haciendo uso de un valor medio de dicho coeficiente para cada caso del programa de simulaciones, puede compararse la velocidad de gas medida directamente a través de la simulación y la calculada mediante este modelo. Tal como refleja la Figura 28 (inferior izquierda), ambas curvas son prácticamente idénticas, y concentran los errores relativos en torno a las fronteras del sistema, donde el error puede estar asociado a efectos de borde, así como a la idoneidad de las condiciones iniciales y de frontera. La Figura 29 muestra la velocidad de desviación.

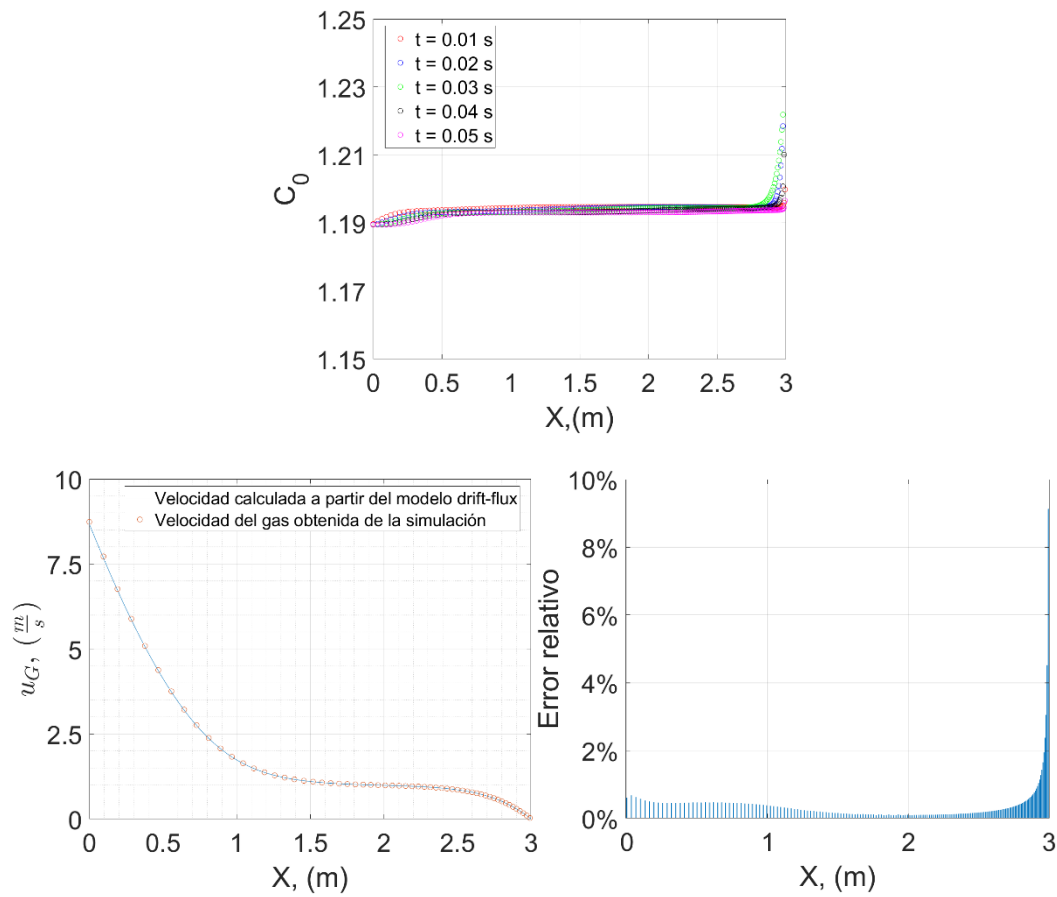


Figura 28. Coeficiente de distribución (izquierda). Velocidad de gas calculada mediante el modelo 'drift-flux' (centro) e histograma de errores relativos (derecha), $\alpha_{in} = 10\%$, $t = 0.01''$.

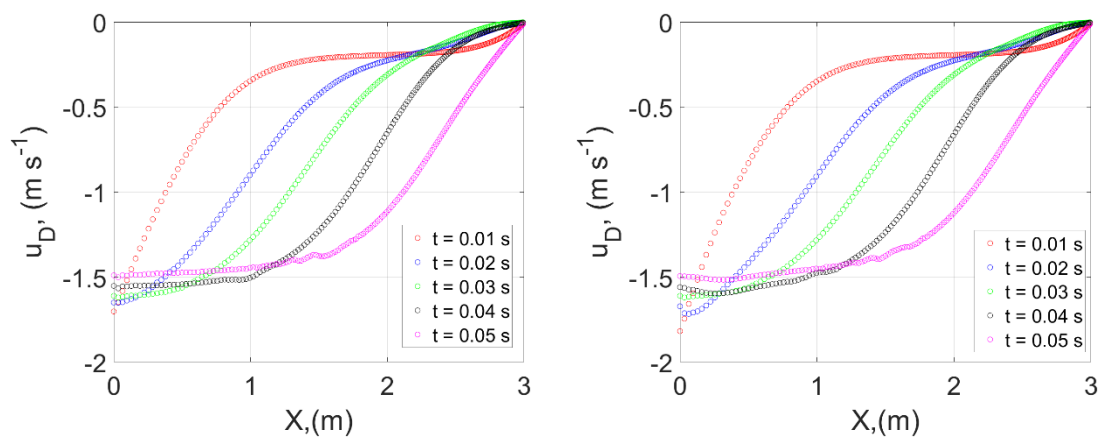


Figura 29. Velocidad de desviación para $\alpha_{in} = 10\%$, (izquierda) y $\alpha_{in} = 20\%$, (derecha).

6. Conclusiones

6.1. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En este estudio se ha abordado la problemática que concierne a la predicción de las características del proceso de descarga desde la perspectiva de la simulación, que podría ser entendida como una forma de experimentación virtual. El nivel de detalle y profundidad del análisis realizado en esta investigación no es equiparable al de publicaciones científicas en el ámbito académico, pero ciertamente produce información inédita y de elevado valor añadido contextualizada en el entorno industrial. Este estudio consigue satisfacer la motivación original de constituir una herramienta fiable para realizar una primera aproximación al análisis de nuevas instalaciones y equipos de protección contra incendios, evitando en primera instancia el elevado coste de la experimentación en laboratorio, vertebrado en principios fundamentales y postulados mecanísticos.

Revirtiendo sobre los objetivos específicos del estudio, puede concluirse que:

1. El modelo mecanístico espacialmente unidimensional de Choi et al. (2013) en conjunción con la ley potencial de Al-Sarkhi y Sarica (2009) y la transformación del modelo de García et al. (2003) reformulada como ley potencial responden positivamente en rangos amplios, en una nueva disciplina distinta de aquella para la que fueron originalmente concebidos.
2. Se ha generado una base de datos que captura con detalle interesantes fenómenos que pueden ser determinantes para caracterizar flujos más complejos, a partir de un modelo físico sencillo y más abordable.
3. El post-procesado proporciona una visión holística de las características del flujo y permite sustentar desde múltiples puntos de vista que las condiciones propuestas conducen a un flujo disperso.
4. De la simulación numérica se han extraído y encapsulado de manera efectiva todas las variables necesarias de manera útil para la aplicación y evaluación del modelo matemático en este estudio, así como en otros posteriores.
5. Las ecuaciones del modelo matemático propuesto han sido resueltas con éxito transformando la malla computacional por ponderación superficial en un dominio unidimensional y empleando el conjunto de nodos de manera decalada para satisfacer

los requisitos de discretización en volúmenes de control descritos en el artículo de Choi et al. (2013).

6. Las ecuaciones de conservación de materia y de cantidad de movimiento, representados por los gradientes espaciales y temporales de presión, han sido ajustadas paramétricamente y resueltas. Se han obtenido resultados menos satisfactorios de lo esperado que, aunque son insuficientes para realizar cálculos predictivos, habilitan otros tipos de análisis, como puede ser la identificación y discriminación de flujos multifásicos segregados.

6.2. ALCANCE Y LÍMITES DE APLICABILIDAD

Los gradientes adimensionales de presión, P^* , con valores superiores a 100 (reducible a 10 para tiempos inferiores a 0.03") y los flujos de turbulencia moderada a moderada-alta con Reynolds de mezcla del orden de $4 \cdot 10^5$ en los primeros pasos de tiempo y hasta $3 \cdot 10^6$ para tiempos superiores a 0.03" producen ajustes estadísticamente aceptables en rangos limitados. En éstos, los ajustes por regresión pueden producir coeficientes de correlación superiores a $R^2 = 0.9$. Al recalcular los gradientes espaciales de presión a partir de las ecuaciones parametrizadas, éstos muestran correlación positiva con los datos de las simulaciones, pero con un nivel de dispersión magnificado que deshabilita la función predictiva.

Los gradientes temporales de presión calculados generan curvas cualitativamente similares a las de los datos de simulación, con mayor aproximación cuando el gradiente temporal de presión disminuye con la posición. El modelo es menos eficaz para representar la evolución de la presión aguas arriba del frente de onda de presión o donde se produzcan variaciones relativamente pequeñas en la densidad de gas.

Los modelos estudiados pueden ser aplicados para tuberías rectas, de gran diámetro y longitud corta con tamaños de orificio de difusor de hasta $\varnothing 2$ mm, en que la dirección axial del flujo sea dominante con respecto a las direcciones transversales y con mínima distorsión de las líneas de flujo.

6.3. PLAN DE CONTINUACIÓN

El fin último de un estudio de estas características es la consecución de un modelo completo de predicción de la caída de presión en tubería, flujo másico y tiempo de descarga. Para ello, es necesario generar nuevas bases de datos a partir de simulaciones más sofisticadas y con mallados más densos que permitan modelizar con mayor efectividad los gradientes espaciales y temporales de presión.

Naturalmente, son de elevado interés industrial instalaciones más complejas y difusores más amplios, que gradualmente incorporen otros componentes necesariamente presentes en cualquier instalación, tales como codos y conexiones en T.

Asimismo, debería ser objeto de estudio el análisis de las propiedades termodinámicas del flujo, que potencialmente se encuentra en estados de equilibrio metaestables o de desequilibrio. La transferencia de materia entre fases puede no ocurrir de manera instantánea y condiciona significativamente la fracción volumétrica de las mismas, cuyos valores han sido supuestos arbitrariamente en este estudio.

En estudios posteriores, el tamaño de tubería debería adaptarse a geometrías más realistas con longitudes de hasta 150 m y con diámetros desde ½" hasta 3", en cuyo caso sería imprescindible estudiar las consecuencias de porcentajes de agente en tubería (relación entre el volumen de tubería y el volumen del agente almacenado) superiores al 100%. Estas configuraciones típicamente conducen a flujos segregados, distintos a los tratados en este estudio, para los cuales sería necesario evaluar modelos alternativos tales como *'two-fluid'*.

En respuesta a nuevas necesidades emergentes en la industria, en un plan de continuación debería considerarse la extensión del modelo a mezclas multicomponente. En particular, el comité técnico TC21 de la Organización Internacional de la Estandarización (ISO) está actualmente trabajando en el proyecto de norma que regulará el diseño de sistemas con un nuevo agente halocarbonado, Blend 55, mezcla binaria 1:1 de FK-5-1-12mmy2 y refrigerante R1233zd super-presurizada con nitrógeno. La aparición de un nuevo agente marca un hito más que reseñable en una industria conservadora, que debería ocupar un lugar destacado en investigaciones futuras en este campo.

Referencias bibliográficas

- Al-Sarkhi, A., & Sarica, C. (2009). New dimensionless parameters and a power law correlation for pressure drop of gas-liquid flows in horizontal pipelines. Paper presented at the *14th International Conference on Multiphase Production Technology*. BHR Group.
- Asociación Española de Normalización y Certificación. (2009). *Sistemas fijos de lucha contra incendios. Sistemas de extinción mediante agentes gaseosos. Parte 1: Diseño, instalación y mantenimiento*. (UNE EN 15004-1).
- Asociación Nacional de Protección de Incendios. (2018). *Norma para sistemas de extinción de incendios mediante agentes limpios*. (NFPA 2001).
- Bird, E. B., Giesecke, H. D., Hillaert, J. A., Friderichs, T. J., & Sheinson, R. S. (1996). Development of a computer model to predict the transient discharge characteristics of halon alternatives. Proceedings of the 1996 Halon Options Technical Working Conference, 95-103, Albuquerque, NM.
- Bird, E. B., Giesecke, H. D., Friderichs, T. J., Maranghides, A., & Sheinson, R. S. (1995). Results of benchmark comparisons of calculated and measured flow parameters for discharges of halon replacement chemicals. Proceedings of the 1995 Halon Options Technical Working Conference, 147-158, Albuquerque, NM.
- Brennen, C. E. (2005). *Fundamentals of multiphase flow*. Cambridge University Press. 10.1017/CBO9780511807169.
- Centro Nacional de Información para la Biotecnología. (2021). Resumen de compuesto PubChem para CID 2782408. Obtenido el 20 de abril 2021 de https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Perfluoro_2-methyl-3-pentanone
- Chen, L., Tian, Y. S., & Karayiannis, T. G. (2006). The effect of tube diameter on vertical two-phase flow regimes in small tubes. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 49(21-22), 4220-4230.
- Choi, J., Pereyra, E., Sarica, C., Lee, H., Jang, I. S., & Kang, J. (2013). Development of a fast transient simulator for gas-liquid two-phase flow in pipes. *Journal of Petroleum Science & Engineering*, 102, 27-35. 10.1016/j.petrol.2013.01.006.

- Danielson, T. J., & Fan, Y. (2009). Relationship between mixture and two-fluid models. Paper presented at the *14th International Conference on Multiphase Production Technology*. BHR Group.
- DiNenno, P. J., Hanauska, C. P., & Forssell, E. W. (1995). Design and engineering aspects of halon replacements. *Process Safety Progress*, *14*(1), 57-62.
- DiNenno, P.J., Taylor, G.M. (2008). Halon and halon replacement agents and systems. In A. E. Cote (Ed.), *NFPA handbook of fire protection* (pp. 17-97 – 17-121). National Fire Protection Association.
- Elliot, D. G., Garrison, P. W., Klein, G. A., Moran, K. M., & Zydowicz, M. P. (1984). *Flow of nitrogen-pressurized halon 1301 in fire extinguishing systems*.
- FM Approvals. (2013). *Norma de aprobación para sistemas de extinción mediante agentes limpios*. (FM 5600).
- França, F., & Lahey Jr, R. T. (1992). The use of drift-flux techniques for the analysis of horizontal two-phase flows. *International Journal of Multiphase Flow*, *18*(6), 787-801.
- García Cascales, J. R. (2009). *Conservative numerical schemes for unsteady one-dimensional two phase flow* (Tesis doctoral, Universidad Politécnica de Cartagena).
- García García, F. J. (2017). *Transient discharge of a pressurised incompressible fluid through a pipe and analytical solution for unsteady turbulent pipe flow* (Tesis doctoral, Universidad de La Coruña).
- Hesson, J.C. (1953). *Pressure drop for two phase carbon dioxide flowing in pipelines* (Tesis de máster, Instituto Tecnológico de Illinois).
- Jeff L. Harrington. (2008). Application of gaseous agents to special hazards fire protection. In Arthur E. Cote (Ed.), *NFPA handbook of fire protection* (pp. 17-123 – 17-139). National Fire Protection Association.
- Jerez-Carrizales, M., Jaramillo, J. E., & Fuentes, D. (2015). Prediction of multiphase flow in pipelines: Literature review. *Ingeniería y Ciencia (Medellín, Colombia)*, *11*(22), 213-233. [doi:10.17230/ingciencia.11.22.10](https://doi.org/10.17230/ingciencia.11.22.10)
- Johnson Controls. (2019). *SAPPHIRE PLUS Total flood fire suppression system. Design, installation, and maintenance manual*. (Part No. 14A-37L-03)

- Johnson Controls. (2018). *Sapphire plus*. <https://www.sapphireplus.com/>
- Lee, S. (2004). *A performance evaluation of low pressure carbon dioxide discharge test*. <https://digitalcommons.wpi.edu/etd-theses/554>
- Levy, S. (1999). *Two-phase flow in complex systems*. John Wiley & Sons.
- Martínez, A., Mammola, S. (2021). Specialized terminology reduces the number of citations of scientific papers. *Proceedings of the Royal Society B*, 288(1948), 20202581.
- Nicklin, D. J. (1962). Two-phase bubble flow. *Chemical Engineering Science*, 17(9), 693-702.
- Organización Internacional de Normalización. (2015). *Sistemas gaseosos de extinción de incendios – Propiedades físicas y diseño de sistemas – Parte 1: Requisitos generales*. (ISO 14520-1).
- Owens, J. G. (2002). *Physical and environmental properties of a next generation extinguishing agent*. NIST Special Publication, 201323
- Prosperetti, A., & Tryggvason, G. (2007). *Computational methods for multiphase flow*. Cambridge University Press. 10.1017/CBO9780511607486
- Underwriters Laboratories. (2017). *Norma de seguridad. ANSI/CA/UL/ULC 2166, Unidades de sistemas de extinción mediante agentes limpios halocarbonados*. (UL 2166).
- Wallis, G. B. (1969). *One-dimensional two-phase flow*. McGraw-Hill Book Company. New York.
- Wen, C., Meng, X., Huber, M. L., & Wu, J. (2017). Measurement and correlation of the viscosity of 1, 1, 1, 2, 2, 4, 5, 5, 5-nonafluoro-4-(trifluoromethyl)-3-pentanone. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 62(10), 3603-3609.
- Wysocki, T. J. (1996). Single point flow calculations for liquefied compressed gas fire extinguishing agents. Proceedings of the 1996 Halon Options Technical Working Conference, 499-514, Albuquerque, NM.
- Zuber, N., & Findlay, J. A. (1965). Average volumetric concentration in two-phase flow systems.

Anexo A. Definiciones y terminología

La norma ISO 14520-1 (Organización Internacional de Normalización [ISO], 2015) junto con su equivalente armonizado UNE EN 15004-1:2019 (Asociación Española de Normalización y Certificación [AENOR], 2009) conforman la normativa vigente (en el momento de la redacción del presente documento) de obligado cumplimiento que regula el diseño de sistemas fijos de extinción de incendios mediante agentes gaseosos. Por otra parte, las normas NFPA 2001 (NFPA, 2018), UL 2166 (Underwriters Laboratories [UL], 2017) y FM 5600 (FM Approvals [FM], 2013) sirven de referencia a nivel global en la especificación de proyectos de protección contra incendios. En sendos documentos de referencia se establecen una serie de términos de uso generalizado en la industria.

A continuación, se incluye una lista seleccionada de definiciones de interés transcritas literalmente para la interpretación inequívoca de los contenidos de este estudio:

Concentración de extinción	<i>Concentración mínima de agente requerida para apagar el fuego de un combustible particular bajo condiciones definidas de ensayo, excluyendo cualquier coeficiente de seguridad.</i>
Concentración de diseño	<i>Concentración del agente extintor, incluyendo un coeficiente de seguridad, que se requiere para fines de diseño del sistema.</i>
Sistema de ingeniería	<i>Sistema en el cual el agente extintor almacenado centralmente se descarga por un sistema de tuberías y difusores, en el que la dimensión de cada sección de tubo y el orificio de cada difusor han sido calculados de acuerdo con las partes aplicables de ISO 14520.</i>
Densidad de llenado	<i>Masa de agente extintor por unidad de volumen del recipiente.</i>
Super-presurización	<i>Adición de un gas al recipiente del agente extintor, cuando sea necesario, para alcanzar la presión requerida para el correcto funcionamiento del sistema.</i>

Desbalance de tiempo de agente	<i>Situación en que el inicio de la descarga de agente en un difusor ocurre después de que la descarga de agente se haya completado en cualquier otro difusor del sistema.</i>
Difusor de descarga	<i>Dispositivo usado para distribuir uniformemente el agente:</i> <i>a) En un área específica; o</i> <i>b) En un volumen específico;</i> <i>o ambos.</i>
Conjunto cilindro/válvula	<i>Un depósito que incorpora una válvula y que posibilita el almacenamiento del agente extintor y expelente (cuando aplique) hasta que la válvula es actuada. Cuando es actuada, la válvula libera el agente a la red de distribución del sistema de extinción.</i>
Tiempo de descarga	<i>El tiempo requerido para descargar del difusor el 95 por ciento de la masa de agente a 21°C (70°F). Para algunos agentes halocarbonados, es el intervalo de tiempo desde la primera aparición de líquido en el difusor hasta el momento en que la descarga deviene predominantemente gaseosa.</i>
Gas expelente	<i>Un gas inerte usado para facilitar la descarga del agente extintor super-presurizado a baja temperatura.</i>
Unidad de sistema de extinción	<i>Componentes identificados dispuestos en un sistema para la descarga de un agente extintor a través de tubería fija y difusores con el propósito de extinguir incendios.</i>
Presión mínima de diseño en difusor	<i>Típicamente la presión media mínima para un difusor presente durante la descarga del sistema.</i>

Anexo B. Agentes considerados en la norma NFPA 2001

Tabla 2. Agentes considerados en la norma NFPA 2001 (Asociación Nacional de Protección de Incendios [NFPA], 2018))

Designación del agente	Composición química	Fórmula semidesarrollada
FK-5-1-12	Dodecafluoro-2-metilpentan-3-ona	$\text{CF}_3\text{CF}_2\text{C}(\text{O})\text{CF}(\text{CF}_3)_2$
HCFC Blend A	Diclorotrifluoroetano HCFC-123 (4.75%)	CHCl_2CF_3
HCFC-124	Clorotetrafluoroetano	CHClFCF_3
HFC-125	Pentafluoroetano	CHF_2CF_3
HFC-227ea	Heptafluoropropano	$\text{CF}_3\text{CHFCF}_3$
HFC-23	Trifluorometano	CHF_3
HFC-236fa	Hexafluoropropano	$\text{CF}_3\text{CH}_2\text{CF}_3$
FIC-13I1	Trifluoroiodometano	CF_3I
IG-01	Argón	Ar
IG-100	Nitrógeno	N_2
IG-541	Nitrógeno (52%)	N_2
IG-55	Nitrógeno (50%)	N_2
HFC Blend B	Tetrafluoroetano (86%)	CH_2FCF_3

Anexo C. Propiedades fisicoquímicas del FK-5-1-12mmy2

Tabla 3. Propiedades del FK-5-1-12mmy2 (Owens, 2002)

Propiedad	Unidades	Valor	Fuente del dato
Peso molecular	g/mol	316.05	
Punto de ebullición	°C	49.0	Medida de presión de vapor
Punto de fusión	°C	-108	Valor medido
Temperatura crítica	°C	168.66	Valor medido
Presión crítica	kPa	1865	Valor medido
Volumen crítico	cc/mol	494.5	Calculado de $V_c = \frac{Z_c RT_c}{P_c}$
Densidad crítica	kg/m ³	639.1	Calculado a partir de V_c
Capacidad calorífica específica, líquido a 25°C	kJ/kg°C	1.1030	Valor medido
Capacidad calorífica específica, vapor a presión contante (1 atm y 25°C)	kJ/kg°C	0.891	Valor medido
Calor latente de vaporización en el	kJ/kg	88.0	Valor medido
Conductividad térmica del líquido a	W/m°C	0.0588	Valor medido
Viscosidad, líquido a 25°C	cp	0.524	Valor medido
Solubilidad de agua en agente a 21°C	%(m/m)	<0.001	Basado en LOD ¹¹
Presión de vapor a 25°C	kPa	40.36	Valor medido

¹¹ Límite de detección, por sus siglas en inglés 'Limit of Detection'.

Anexo D. Resumen de ajuste por regresión de los modelos de conservación de cantidad de movimiento

Tabla 4. Ajuste por regresión de los modelos de conservación de cantidad de movimiento

Referencia	Tiempo	A	B	C	D	R ² †	R ² ‡
1	0.01"	9.09e-149	68.38	2.65e13	-2.16	0.9486	0.8925
1	0.02"	7.31e-198	90.51	7.63e10	-1.75	0.4180	0.9690
1	0.03"	6.41e-303	137.56	1.17e8	-1.25	0.8523	0.7927
1	0.04"	4.69e133	-58.77	4.11e7	-1.15	0.5337	0.9731
1	0.05"	1.15e293	-127.3	6.78E7	-1.15	0.4136	0.7382
2	0.01"	8.74e-149	68.39	9.84e13	-2.28	0.9495	0.8927
2	0.02"	1.63e-189	86.71	2.85e11	-1.85	0.8860	0.9834
2	0.03"	2.05e-272	123.81	3.86e9	-1.54	0.7850	0.9468
2	0.04"	4.94e101	-44.45	4.37e7	-1.15	0.4284	0.9747
2	0.05"	3.49e282	-122.7	3.51e7	-1.11	0.4099	0.8925
3	0.01"	4.24e-163	74.86	2.05e14	-2.34	0.9403	0.9699
3	0.02"	5.32e-198	90.57	2.87e11	-1.85	0.4099	0.9832
3	0.03"	4.68e-279	126.72	3.53e9	-1.54	0.9615	0.9506
3	0.04"	5.97e70	-30.63	4.45e7	-1.15	0.5784	0.9753
3	0.05"	9.03e39	-16.56	4.58e7	-1.13	0.3310	0.9652

† Modelo de Al-Sarkhi y Sarica (2009)

‡ Modelo de García et al. (2003) modificado

Anexo E. Configuración del simulador

Por configuración ha de entenderse el conjunto de modelos, materiales y métodos de cálculo establecidos en el programa de simulación que, de acuerdo con el criterio del autor, establece un compromiso entre similitud con la realidad física, versatilidad para ensayar distintas configuraciones con los mínimos cambios imprescindibles en la solución, y coste computacional razonable.

6.3.1.1. Modelo de flujo

Se considerará el modelo de flujo multifásico doble Euleriano con formulación implícita para las fracciones volumétricas, aplicado sobre una fase líquida compuesta por un único componente puro (FK-5-1-12mmy2) y una fase gaseosa conformada exclusivamente por nitrógeno (N_2), con áreas interfaciales simétricas y sin mecanismos explícitos de transporte de materia entre fases.

6.3.1.2. Modelización de la turbulencia

Se ha considerado el modelo κ - ϵ realizable (con prestaciones mejoradas con respecto al modelo estándar) por ser apropiado para el análisis de regiones alejadas de las paredes, cuyas particularidades son cruciales, pero no explícitamente objeto de este estudio. Se emplean funciones de pared estándar para modelizar el comportamiento del flujo en las regiones donde el modelo de turbulencia seleccionado podría ser menos efectivo. El modelo de turbulencia se resuelve con variables de energía cinética turbulenta, κ , y tasa de disipación, ϵ , independientes para cada fase. En ausencia de información sobre la naturaleza de la turbulencia de este proceso, se asumen como buenas aproximaciones las constantes del modelo establecidas por defecto en el programa de simulación seleccionado.

6.3.1.1. Métodos de resolución numérica

La geometría y condiciones descritas para este problema admiten esquemas de resolución numérica de alto orden en todas las configuraciones propuestas. Por norma general, todas las variables de cálculo sujetas a control de convergencia evolucionaban hasta producir residuales escalados inferiores a 10^{-5} . Excepcionalmente, el término de continuidad produce residuales escalados de entre 10^{-6} y 10^{-2} . Con pasos de tiempo excepcionalmente cortos en que la ecuación de continuidad no varía sustancialmente,

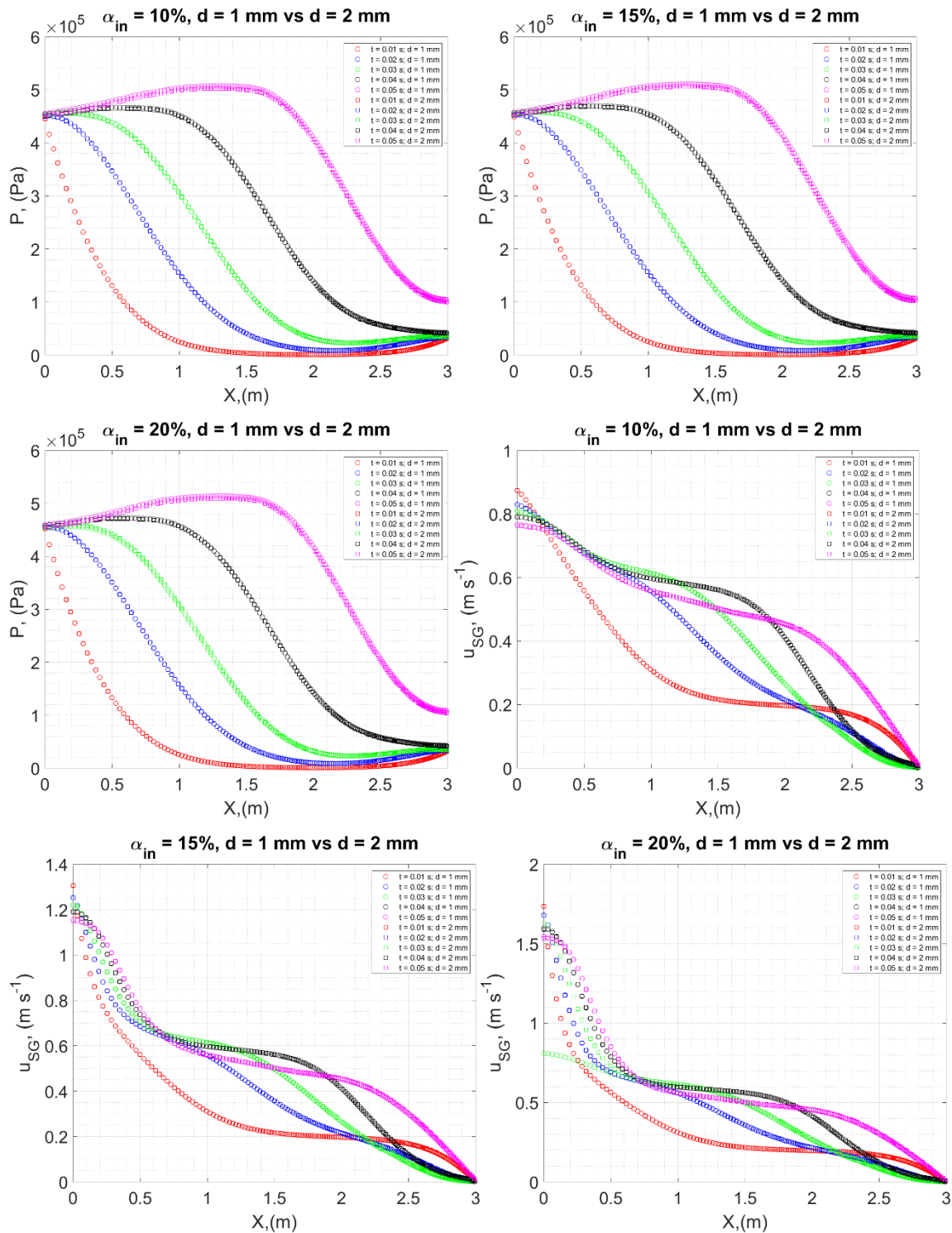
pueden observarse residuales aparentemente elevados, pero pueden considerarse cautelosamente como soluciones convergidas a la luz de los resultados del post-procesado. En suma, la sustitución del fenómeno de transferencia de masa entre fases por un término fuente ficticio entre dos fases puras contribuye al error acumulado sistemáticamente en el término de continuidad.

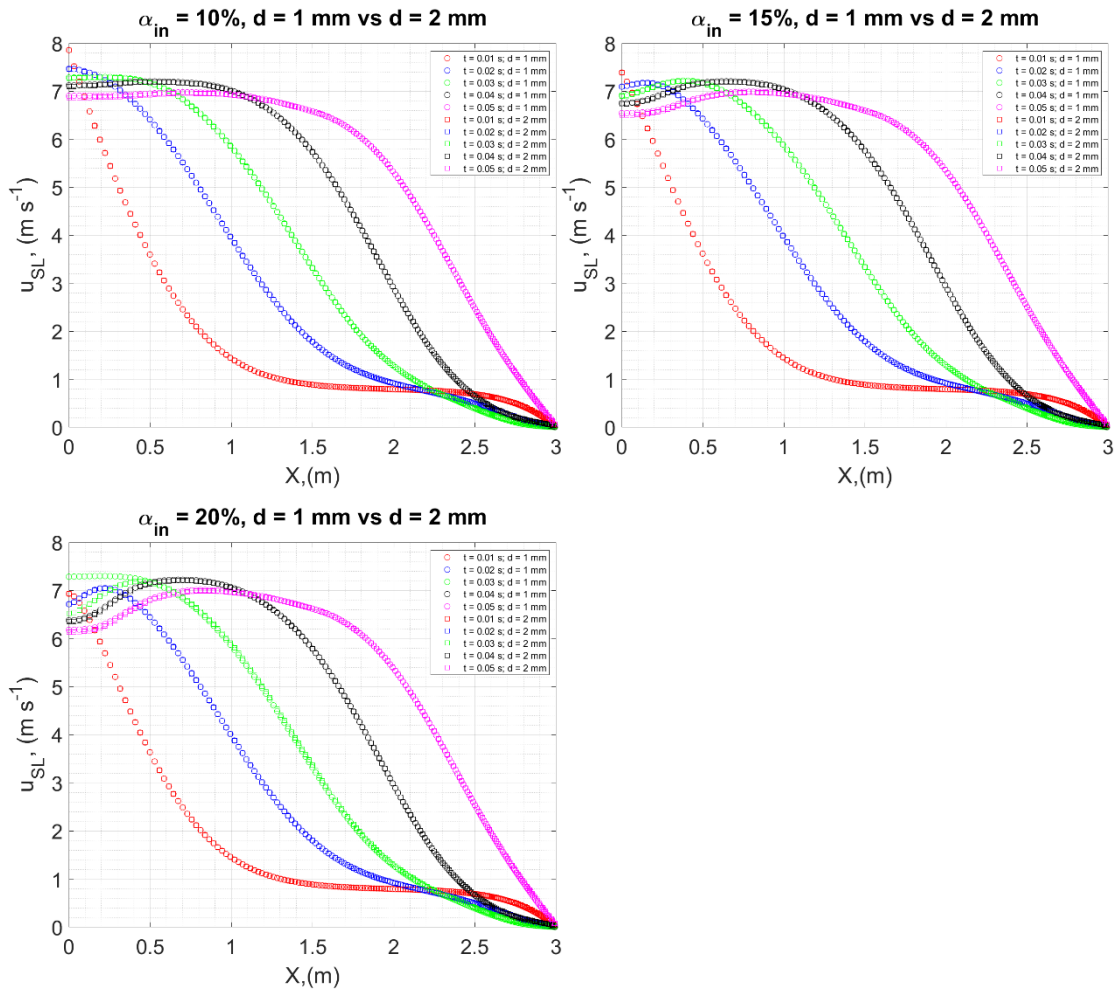
El programa de simulaciones se ha llevado a cabo empleando el algoritmo SIMPLE con acoplamiento de fases (PC-SIMPLE), con mejor estabilidad numérica y formalmente apropiado para flujos previsiblemente no segregados basado en las fuertes interacciones que pueden existir entre los términos de presión y velocidad de ambas fases. Los términos de densidad, cantidad de movimiento, energía cinética turbulenta, tasa de disipación turbulenta y conservación de la energía se han podido resolver satisfactoriamente con esquemas MUSCL de tercer orden que han amortiguado las oscilaciones de cálculo con más eficacia que los de orden inferior. La fracción volumétrica de la fase dispersa¹² se ha calculado mediante algoritmo QUICK.

La simulación se ha resuelto con esquema de segundo orden basado en la presión, en estado no estacionario con formulación implícita de segundo orden, considerando los efectos de la gravedad, con velocidad en formulación absoluta, simetría bidimensional axisimétrica, y gradientes evaluados sobre las celdas mediante método de mínimos cuadrados.

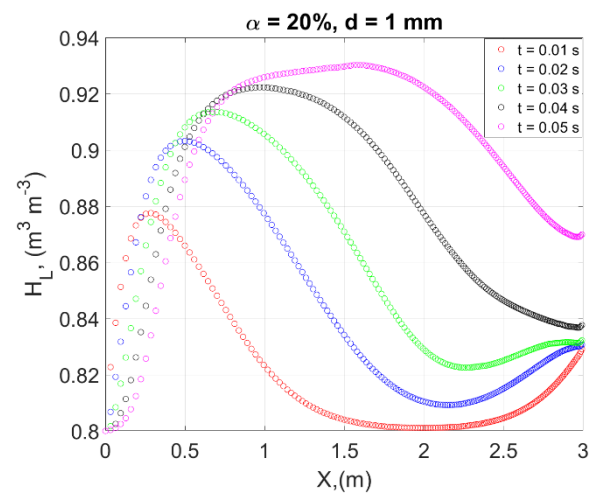
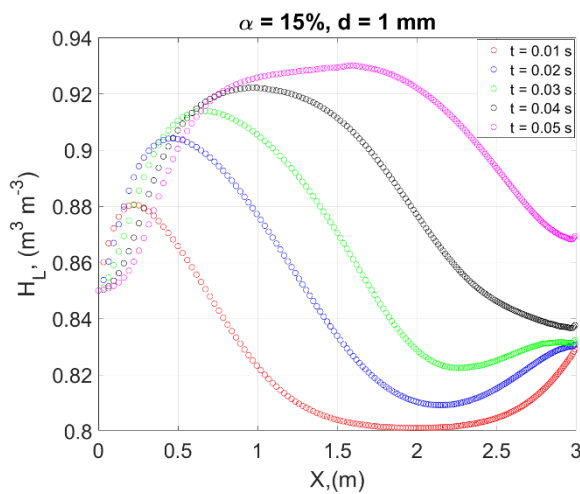
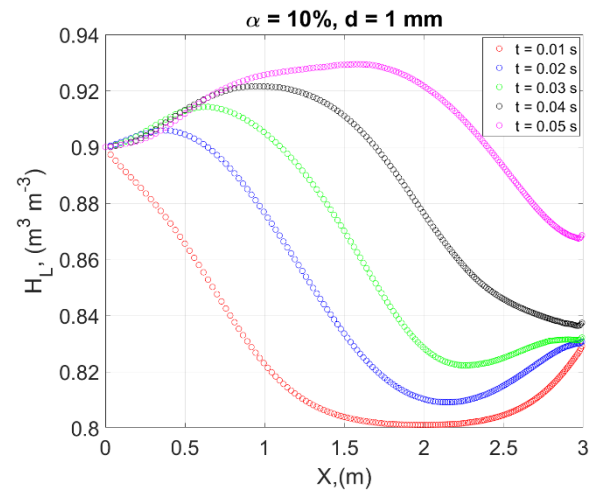
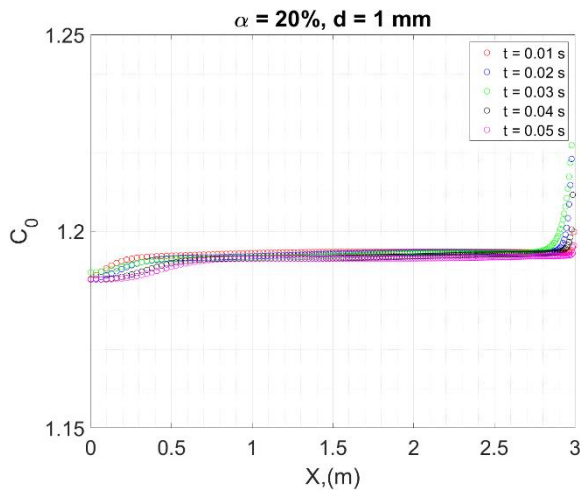
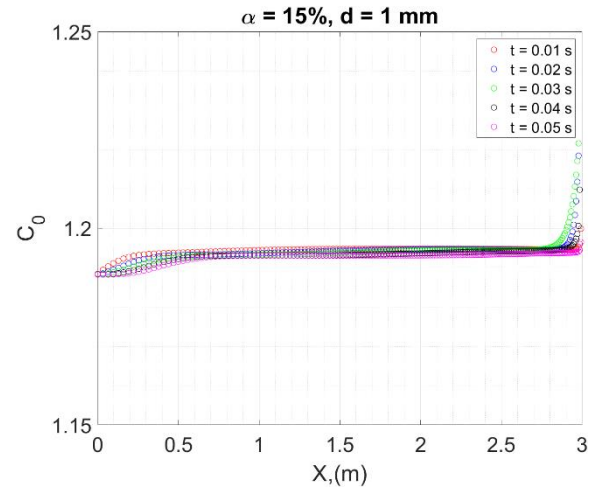
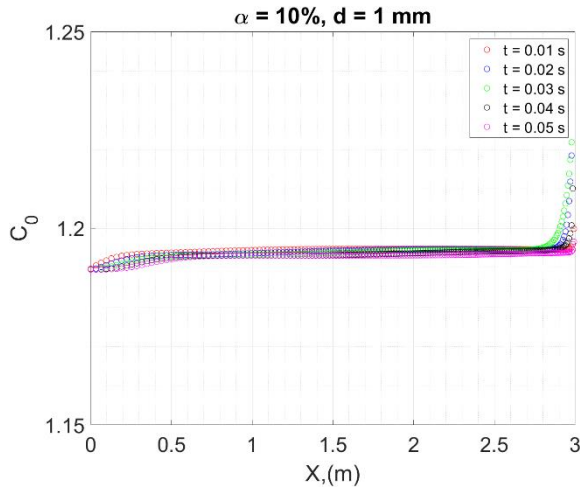
¹² La fracción volumétrica de la fase continua no se ha calculado independientemente en el procesado, sino que se obtiene por diferencia algebraica sabiendo que la suma de las dos fracciones volumétricas es la unidad en todos los puntos del dominio.

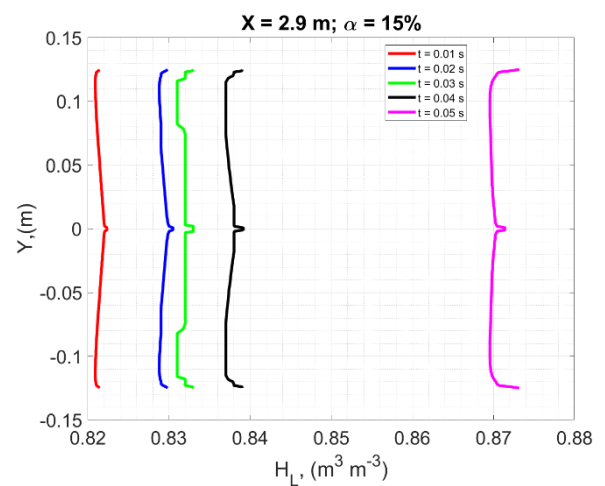
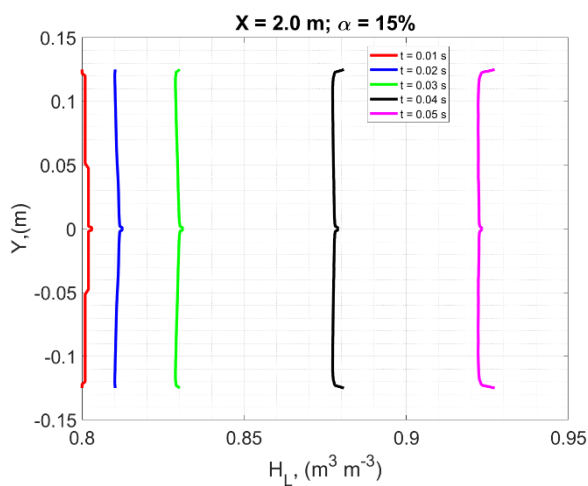
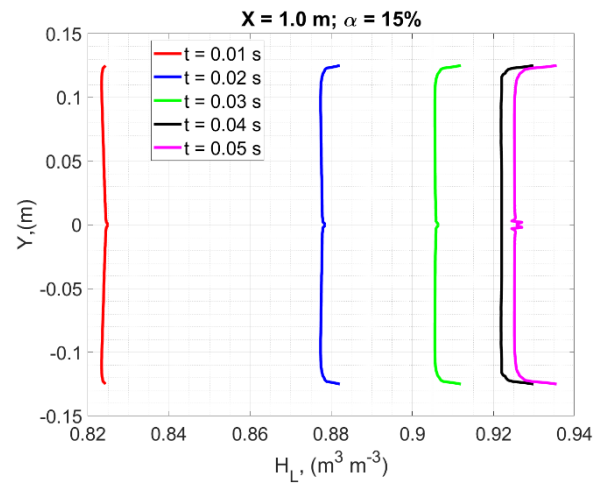
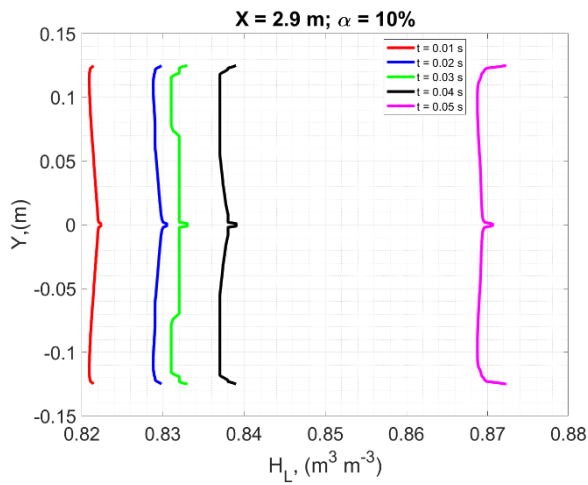
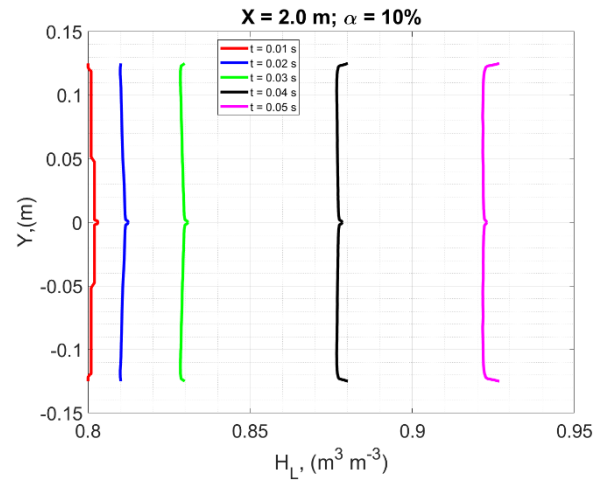
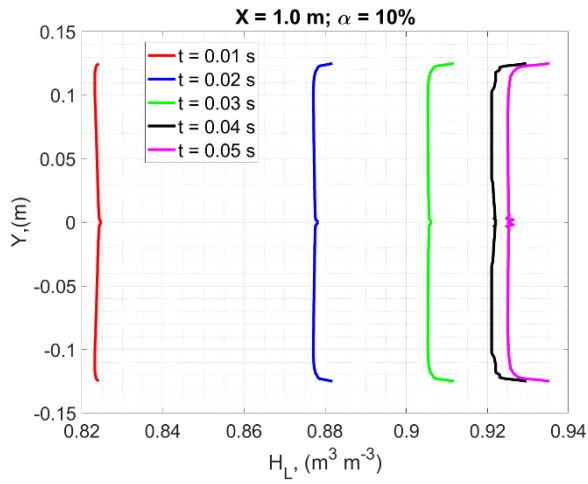
Anexo F. Comparación de las soluciones con diámetro de difusor de $\varnothing 1$ mm y $\varnothing 2$ mm

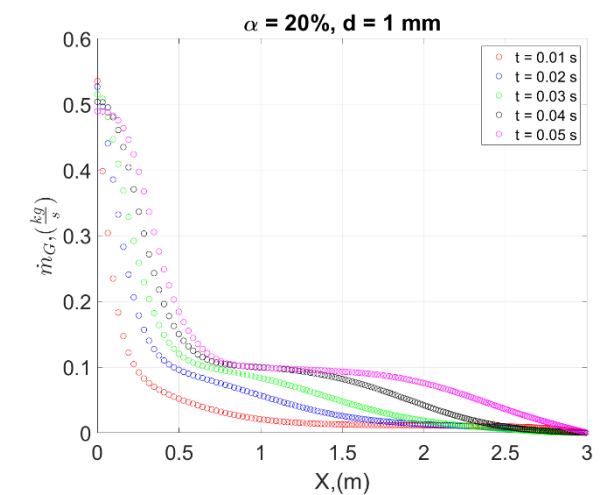
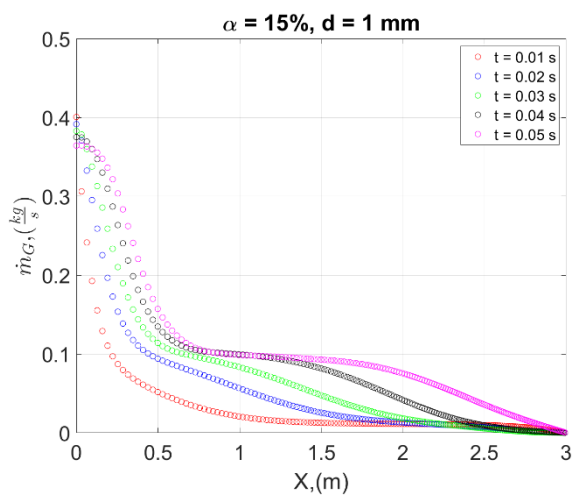
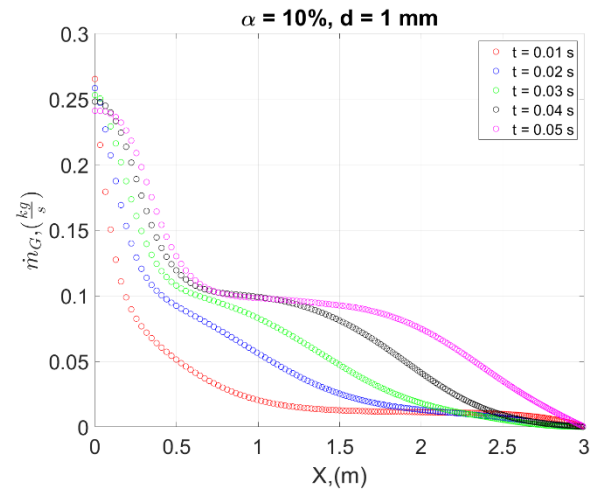
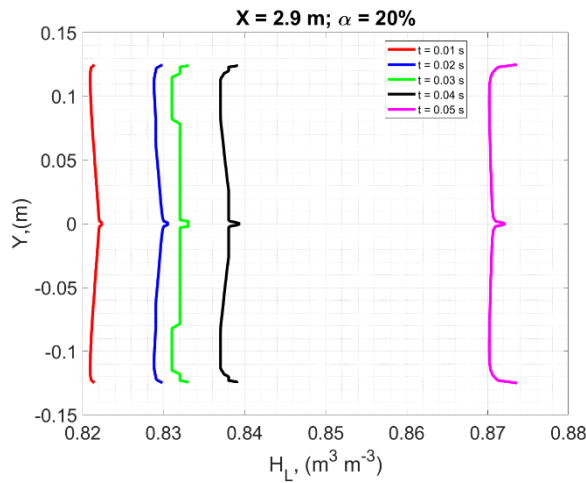
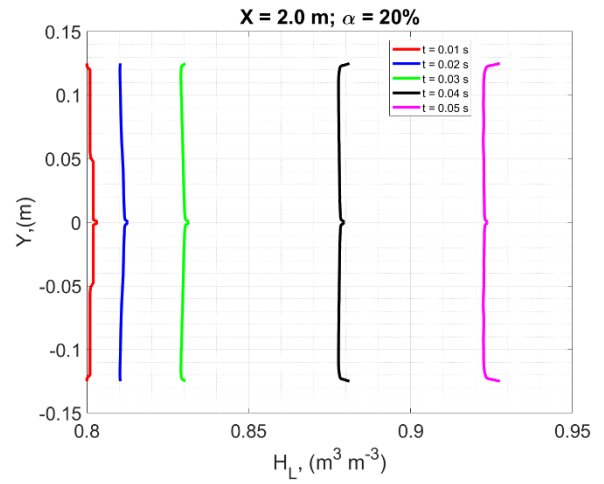
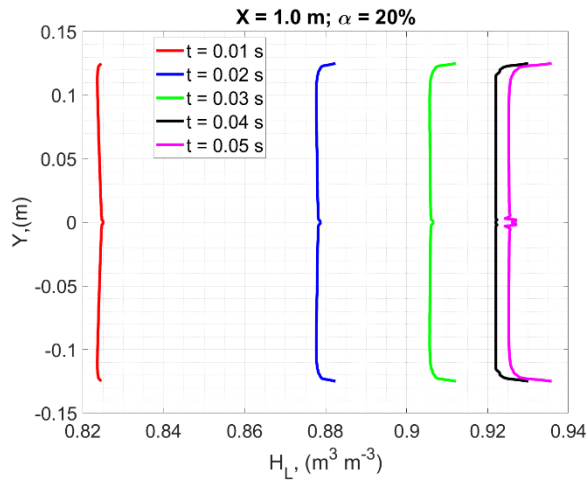




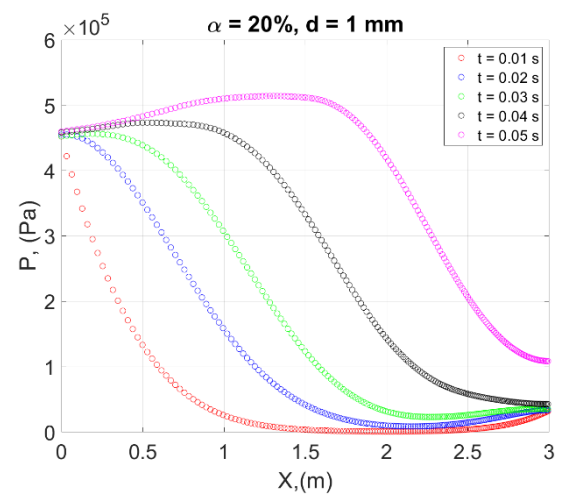
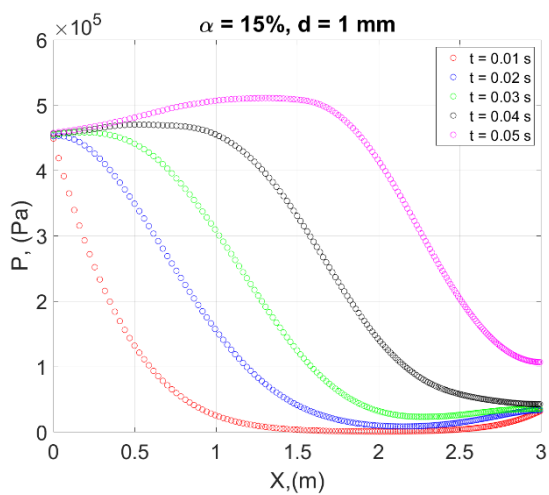
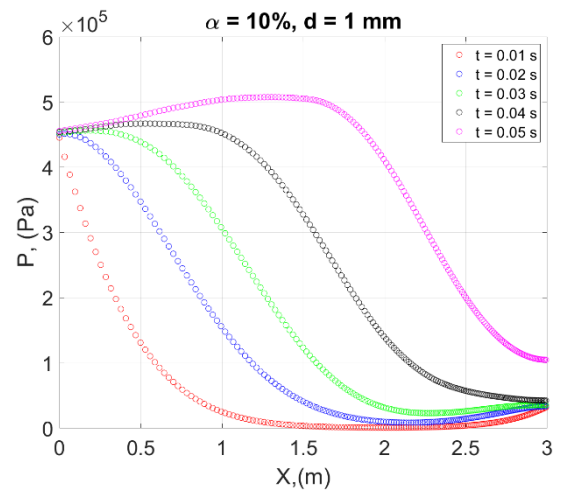
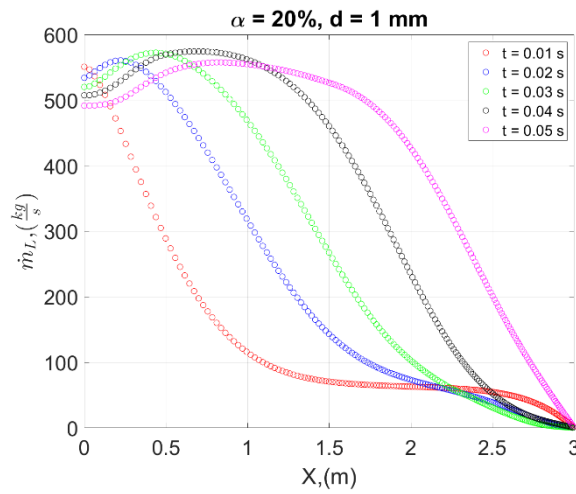
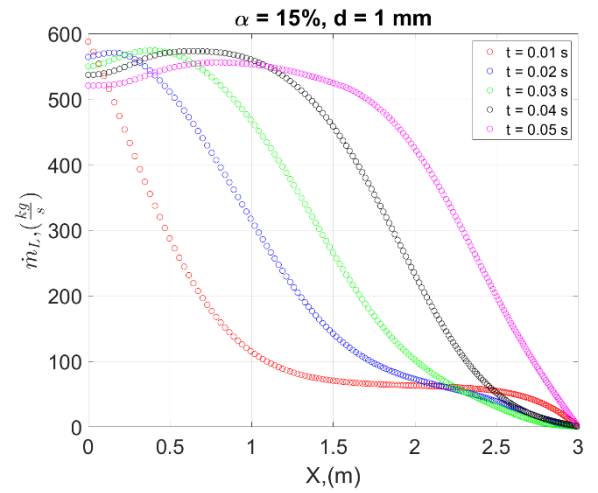
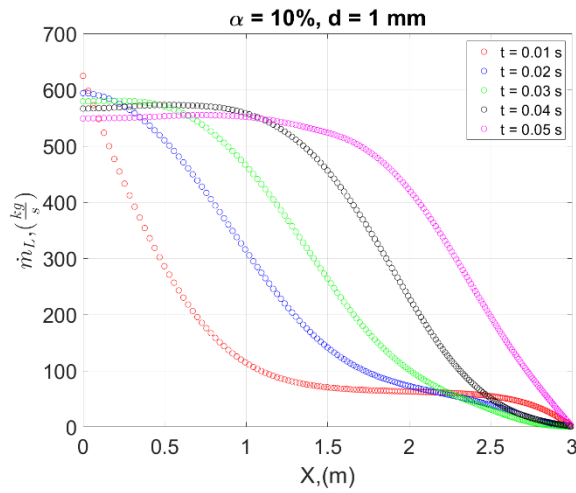
Anexo G. Perfiles longitudinales promediados y perfiles transversales de variables fluidodinámicas



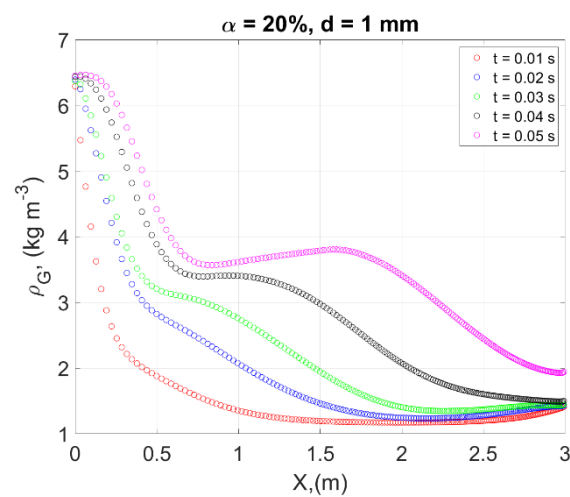
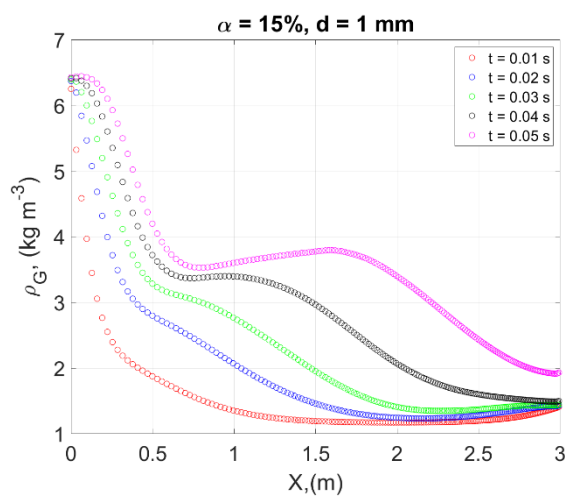
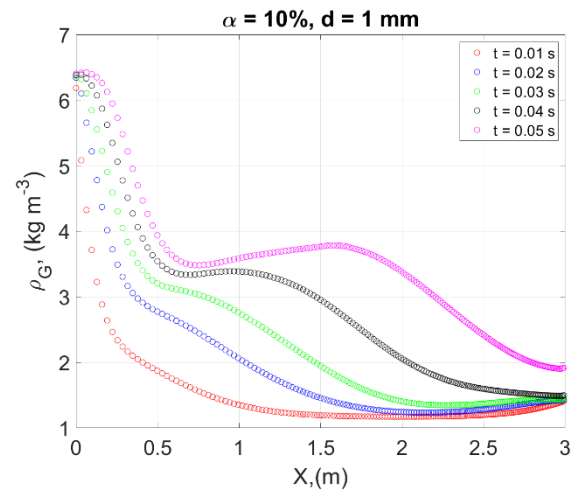
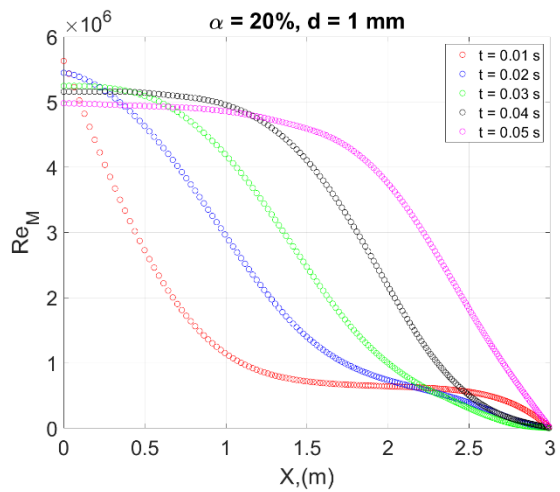
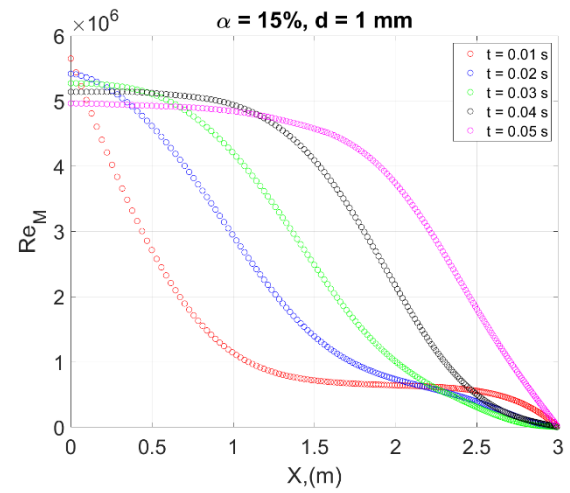
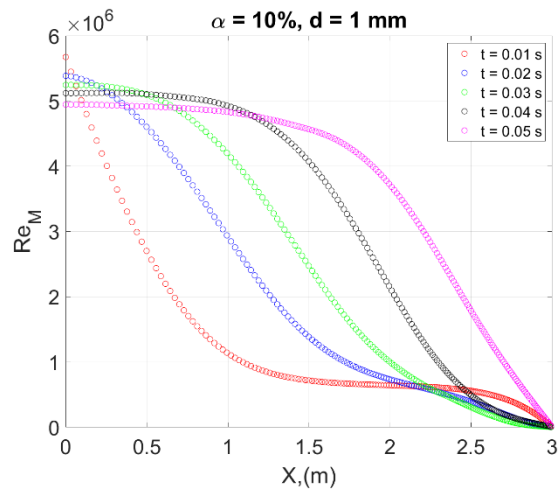




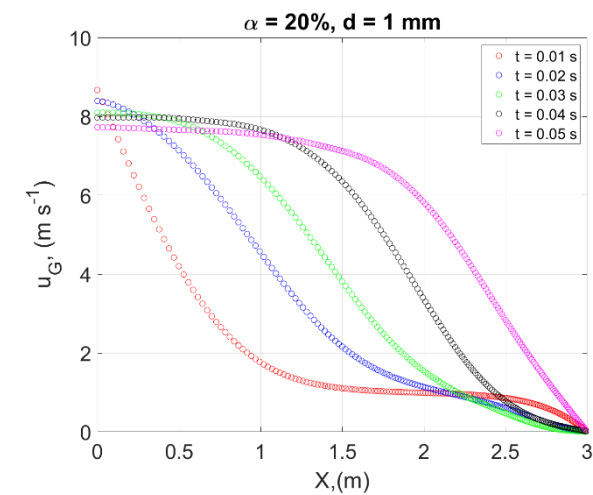
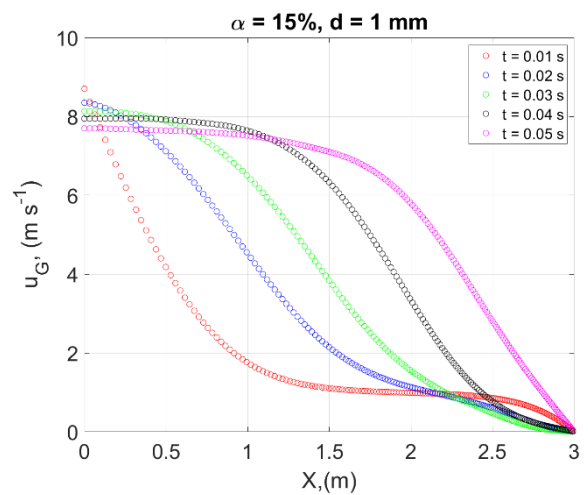
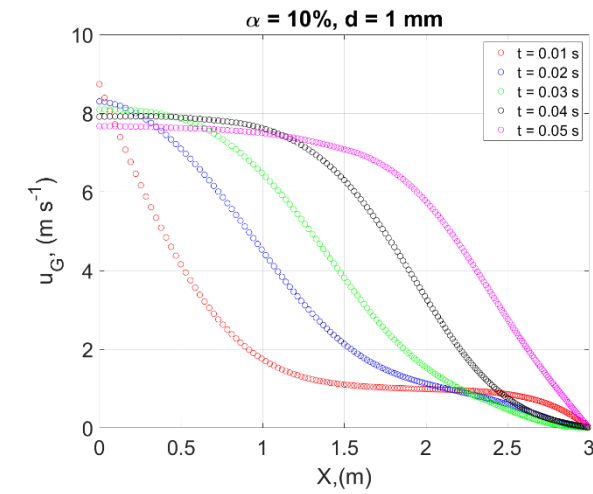
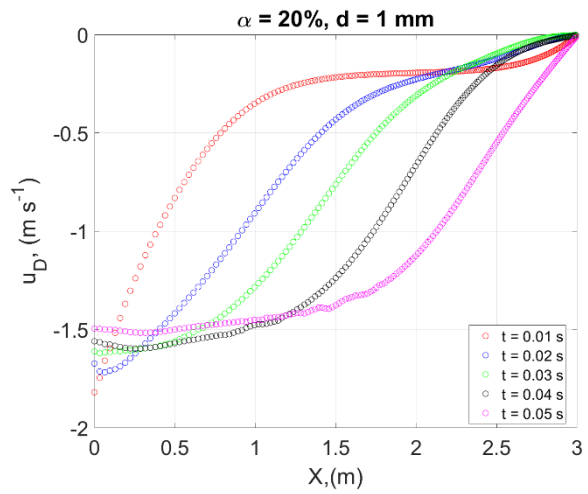
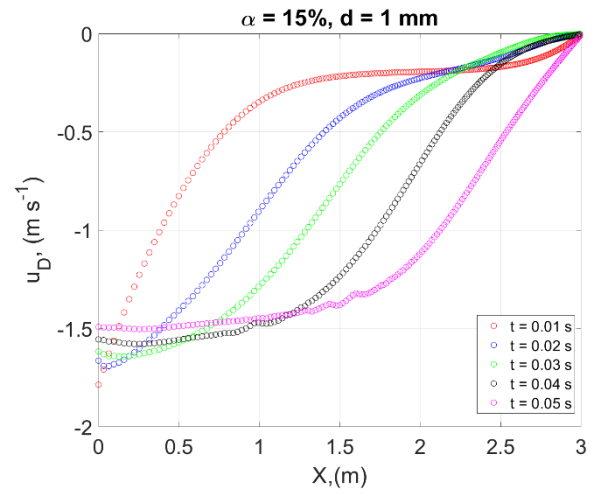
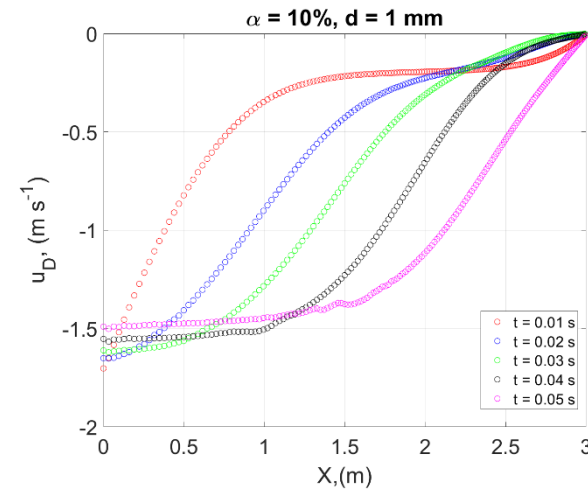
Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm² en sistemas de extinción de incendios



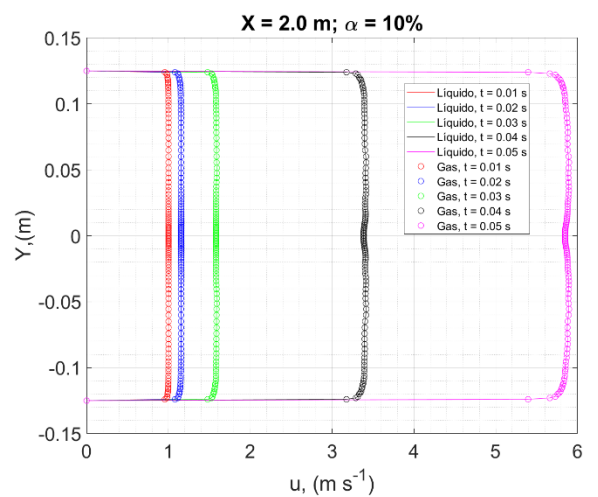
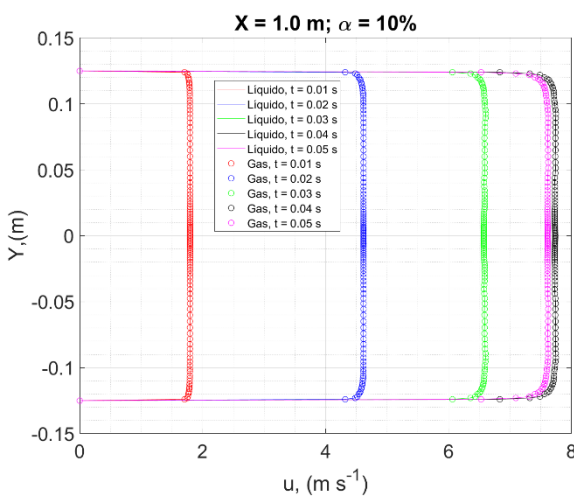
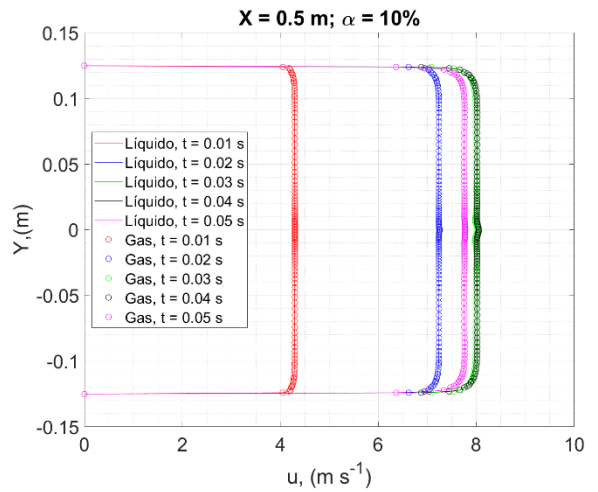
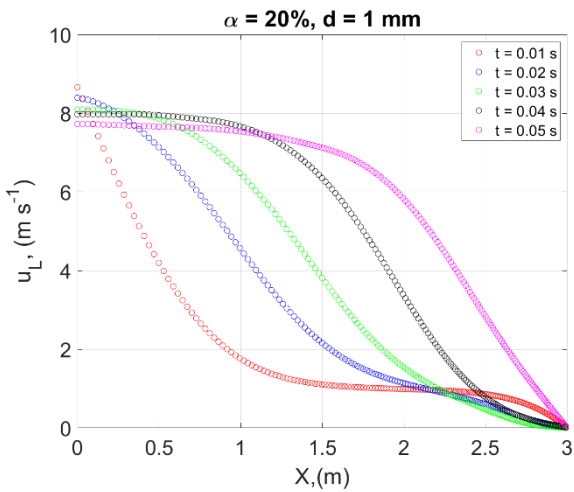
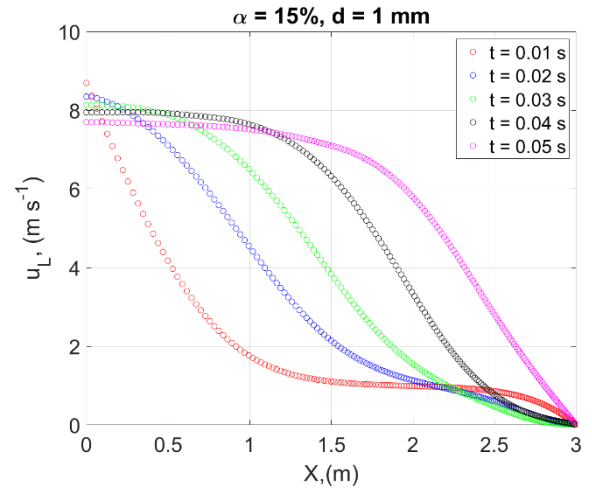
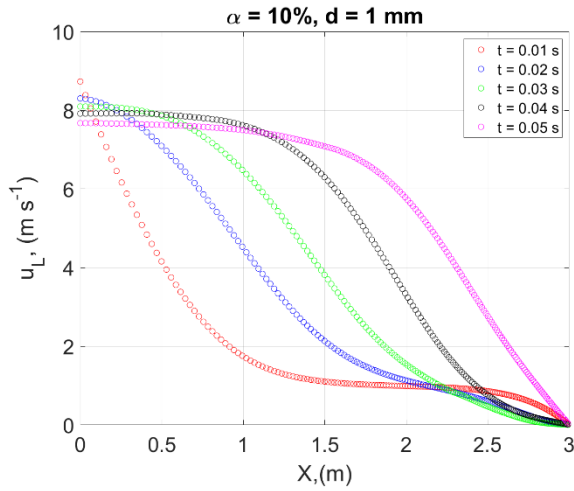
Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm₂ en sistemas de extinción de incendios

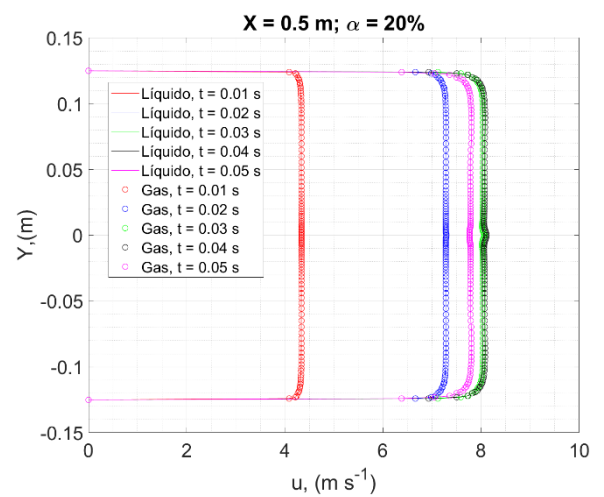
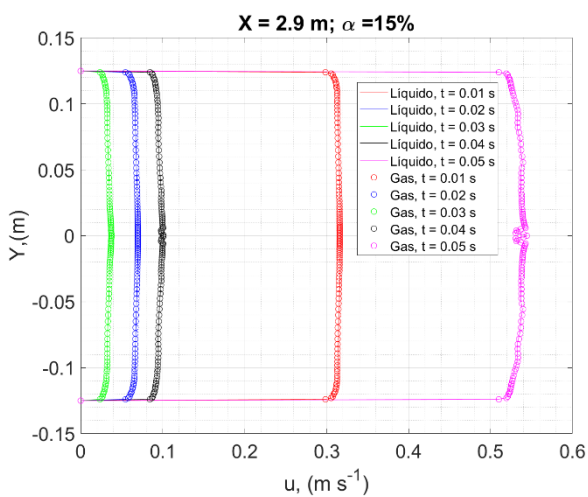
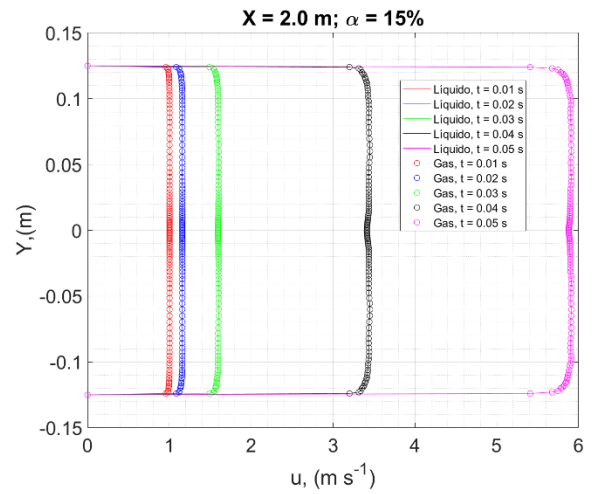
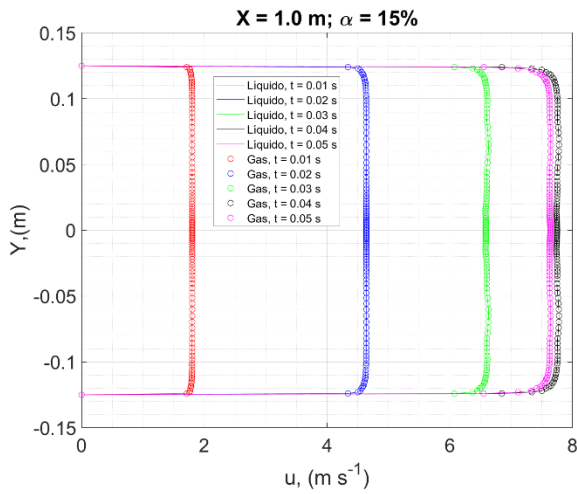
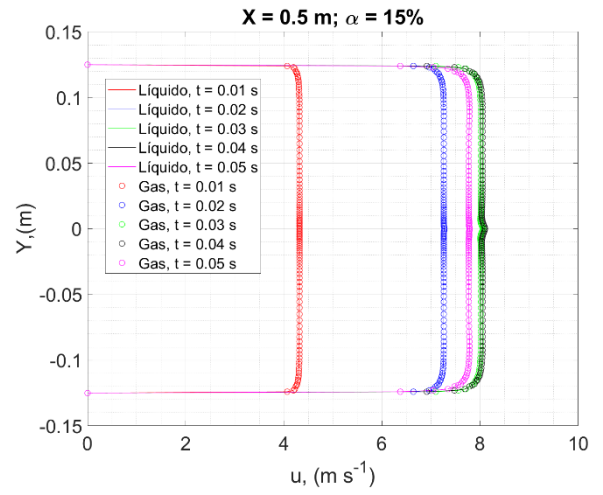
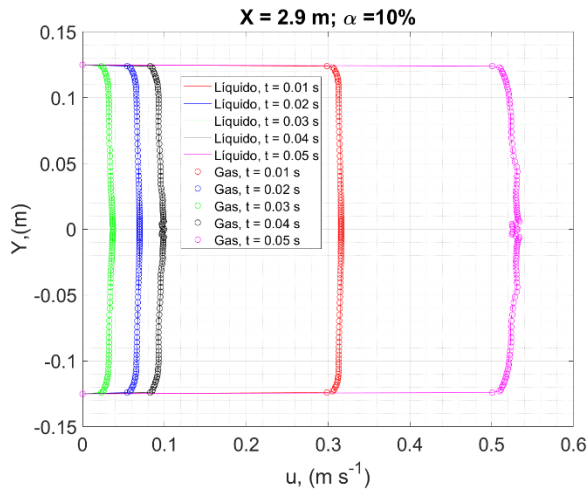


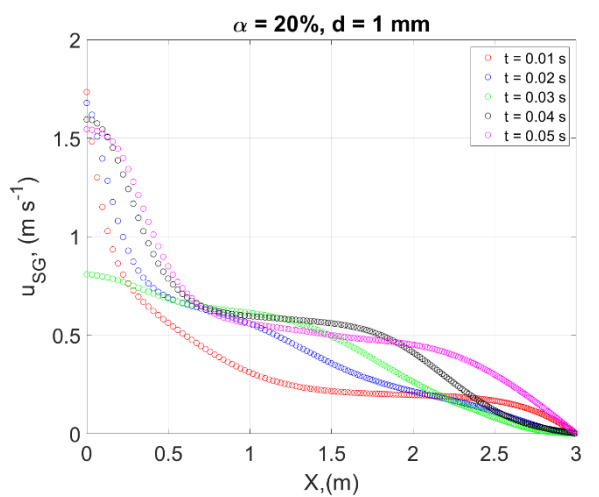
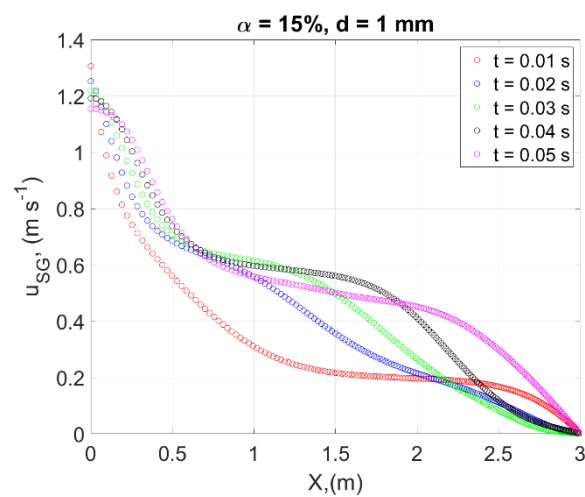
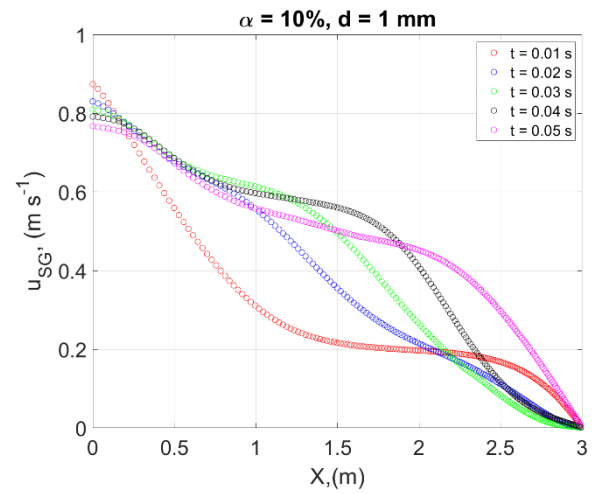
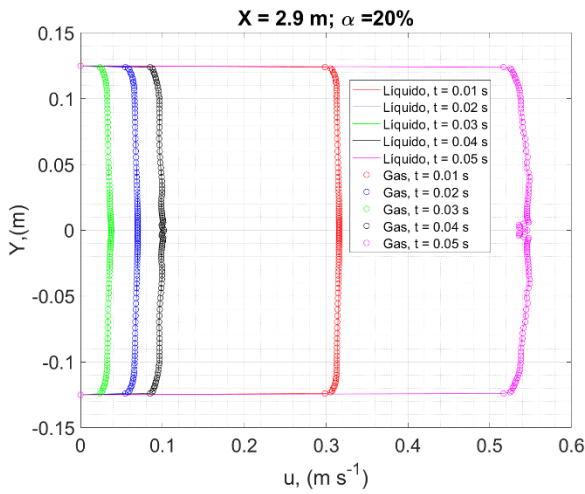
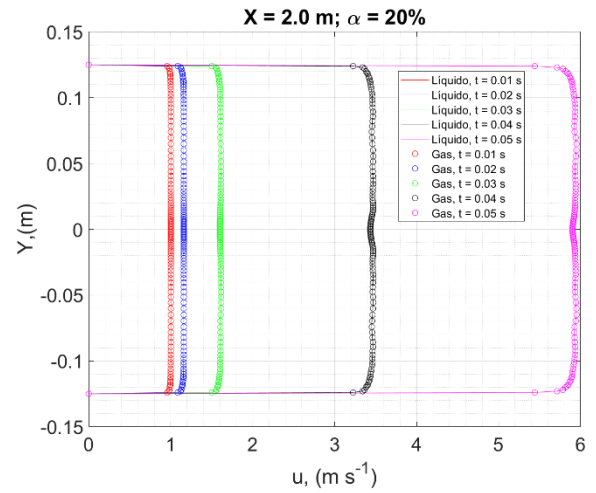
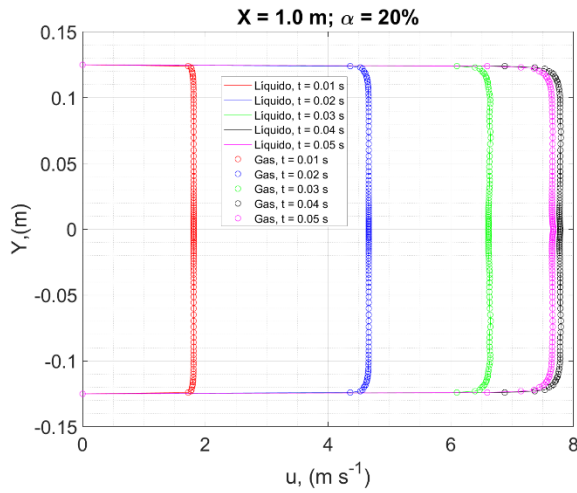
Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm₂ en sistemas de extinción de incendios

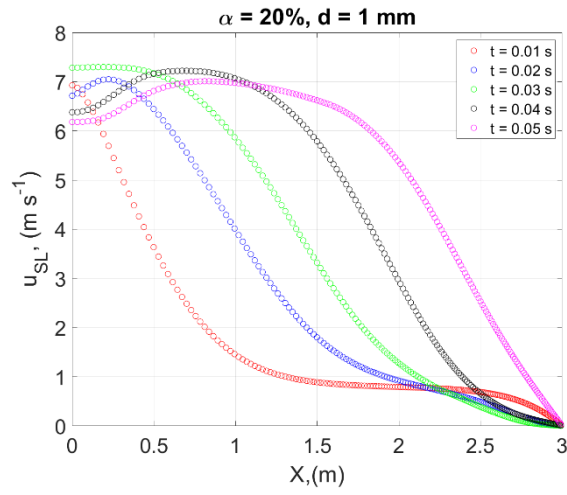
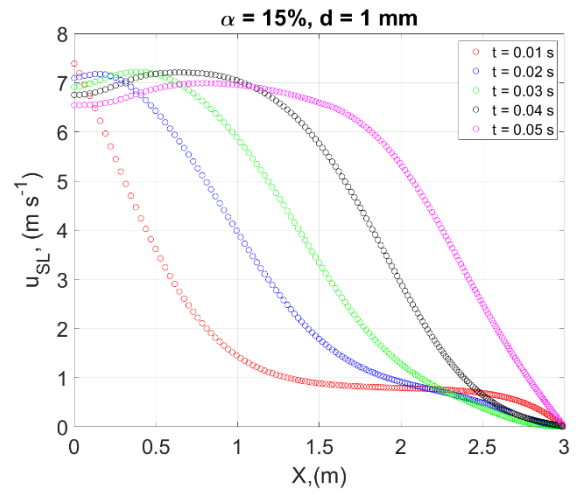
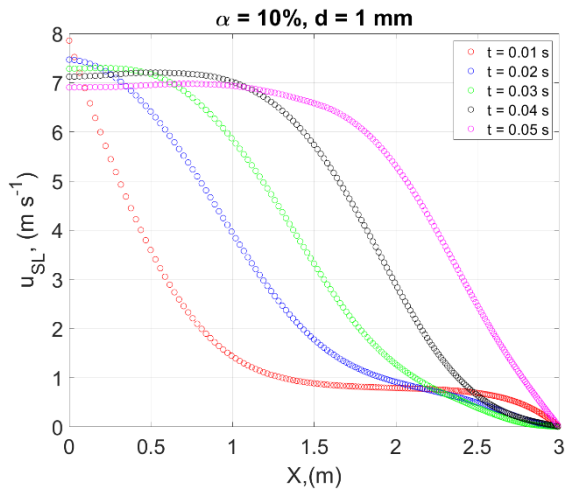


Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm² en sistemas de extinción de incendios

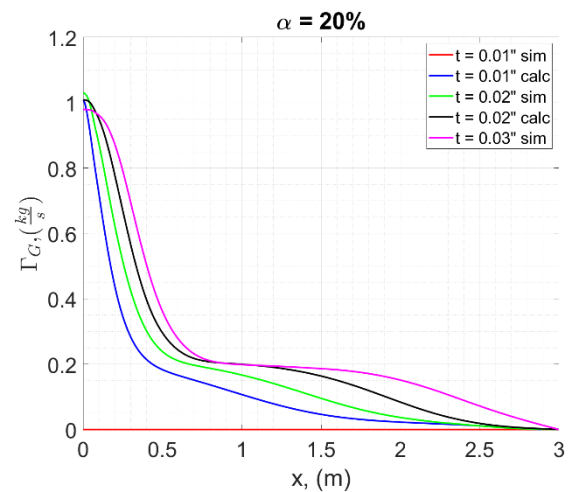
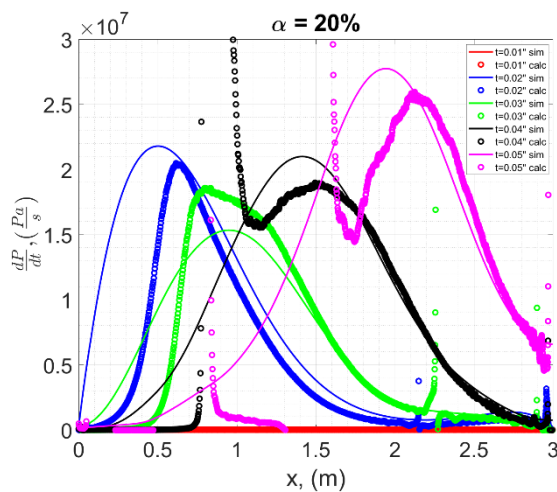
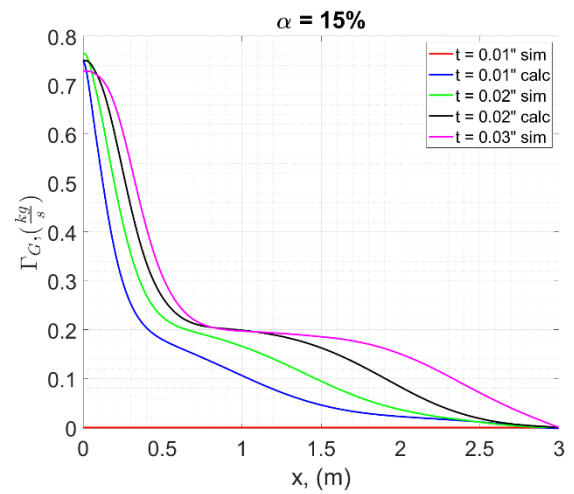
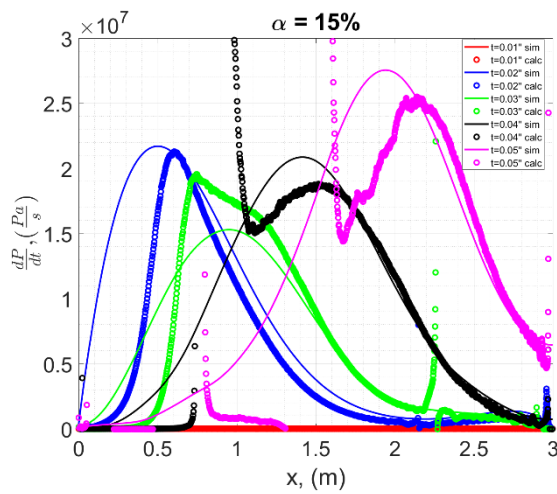
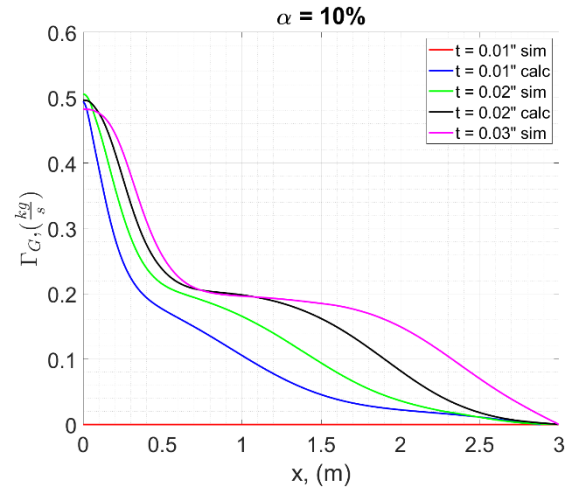
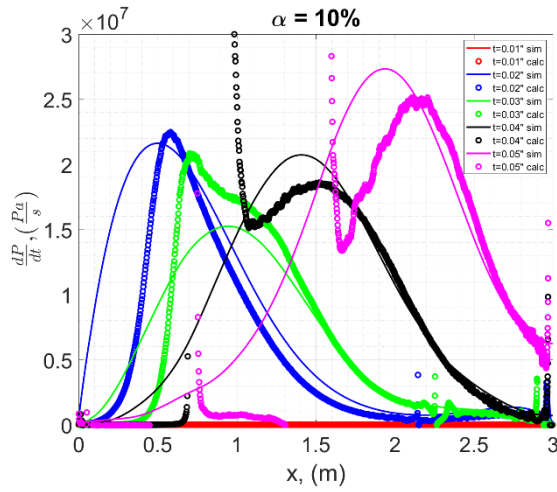






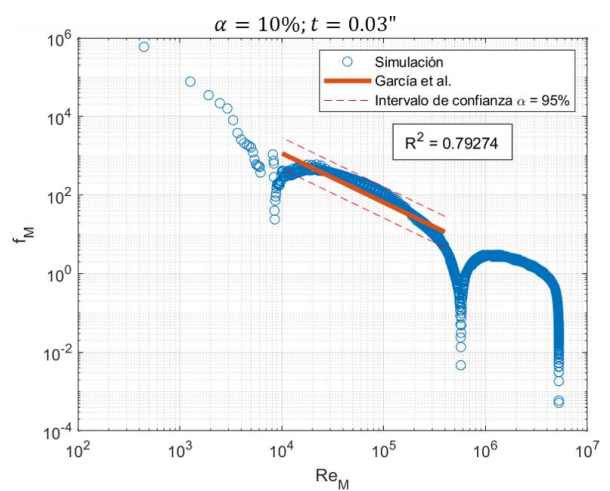
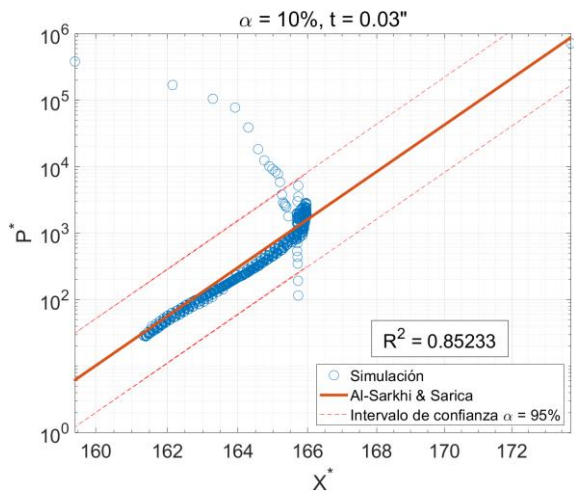
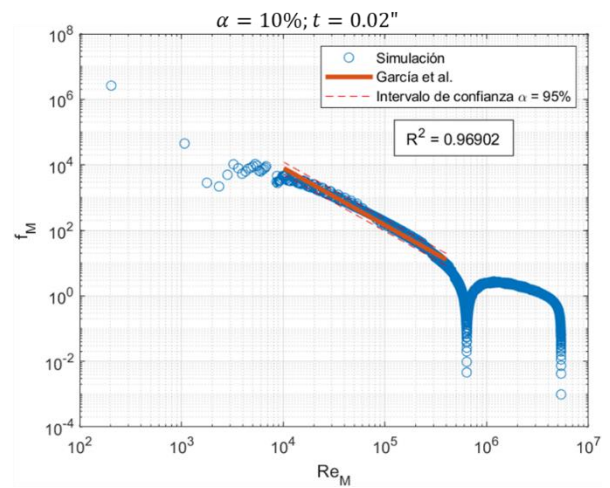
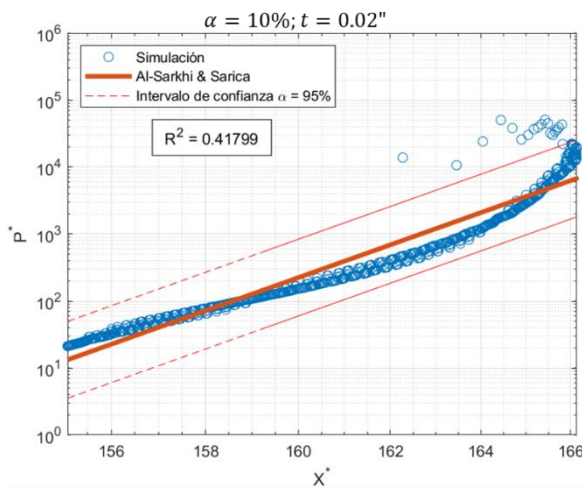
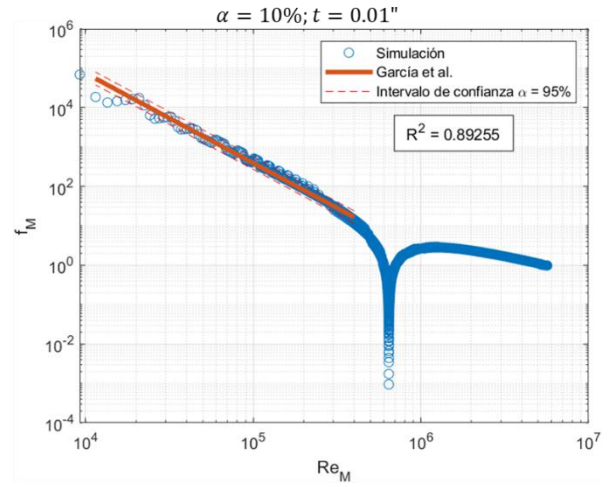
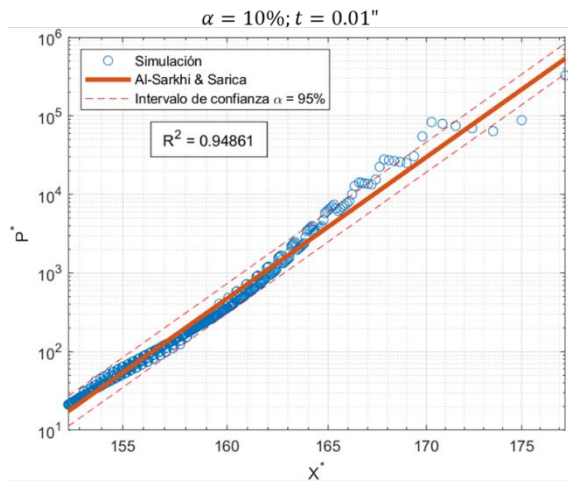


Anexo H. Gradiente temporal de presión y término de generación en fase gaseosa

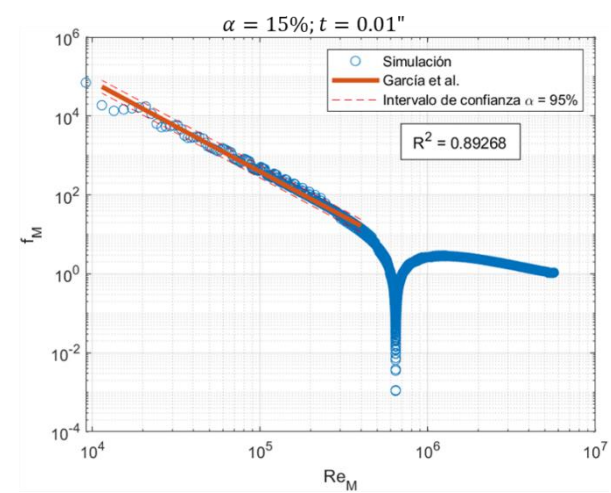
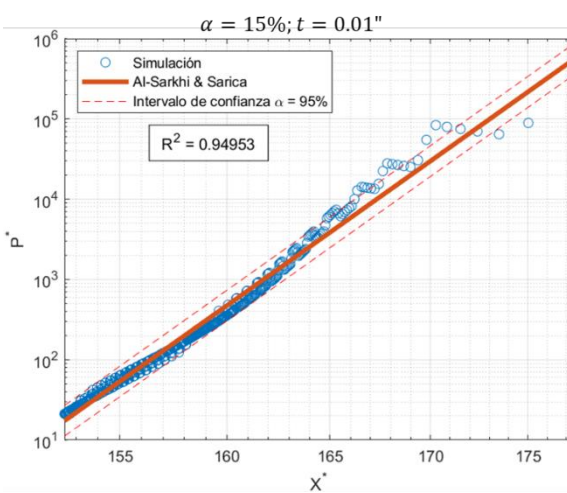
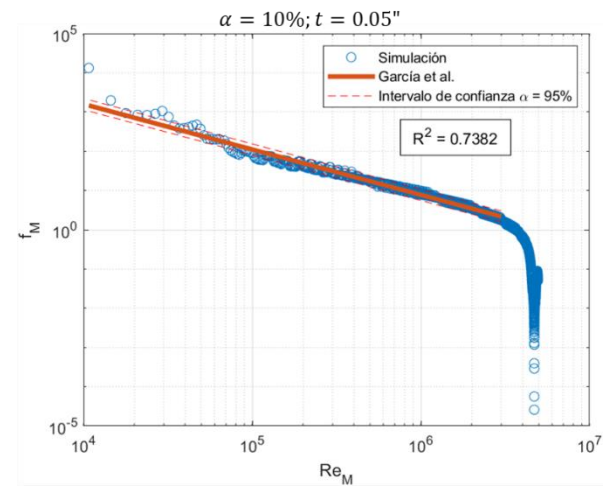
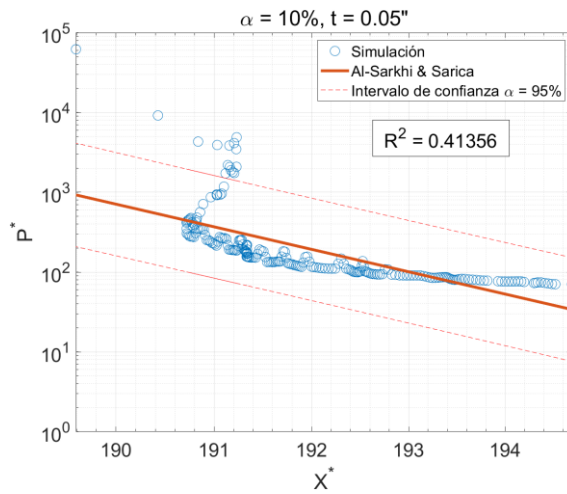
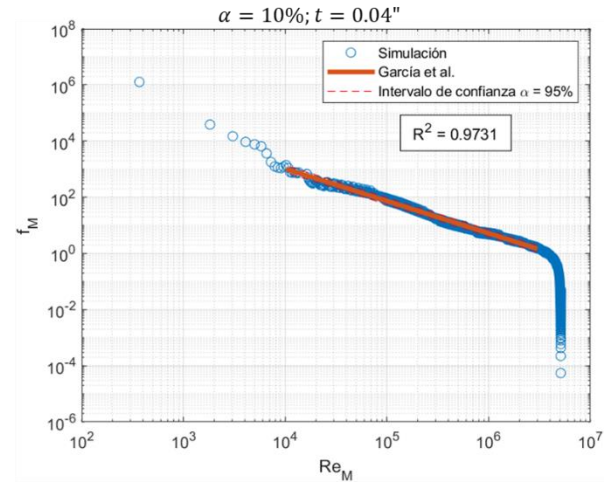
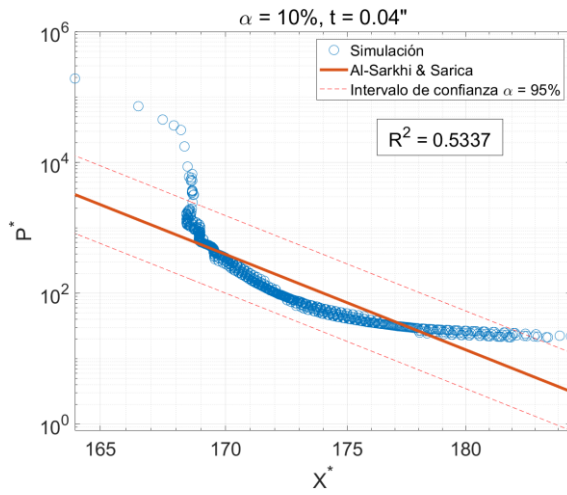


Anexo I. Modelos de gradiente espacial de presión

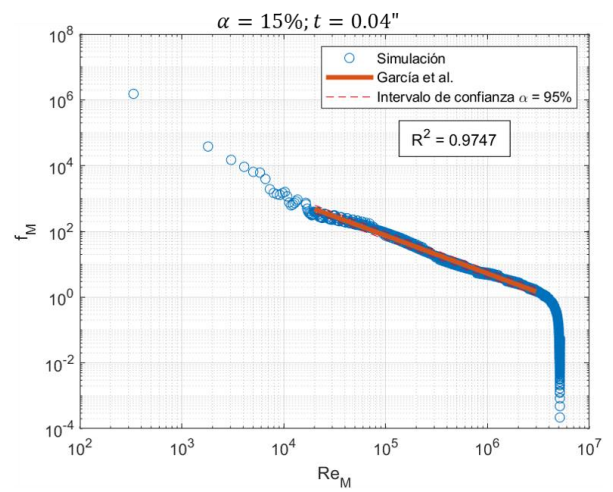
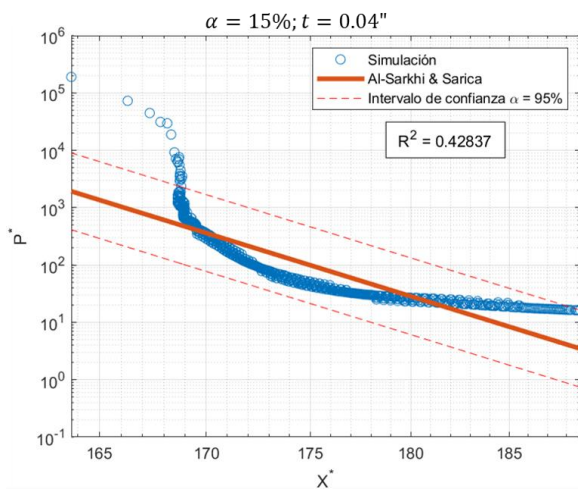
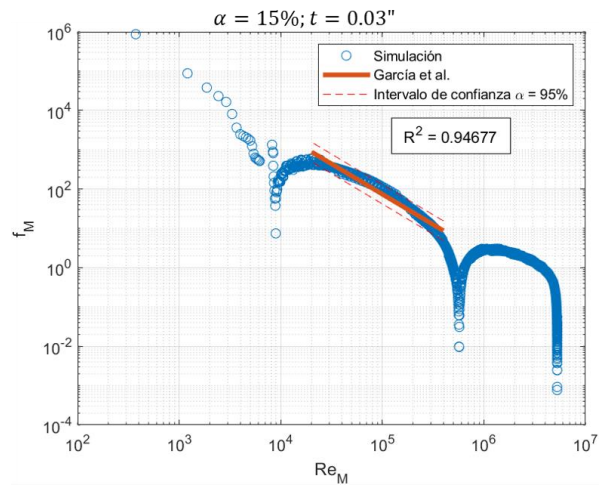
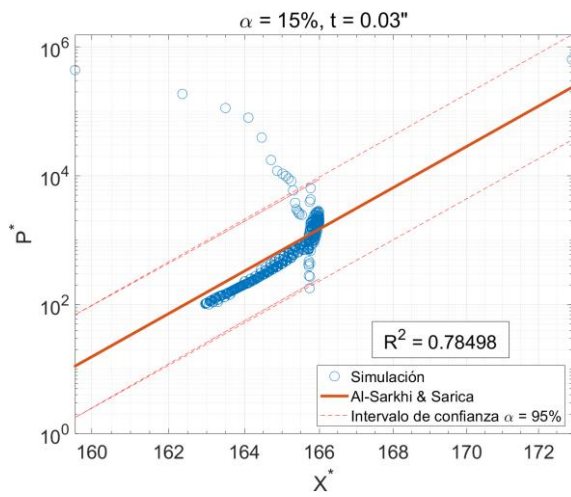
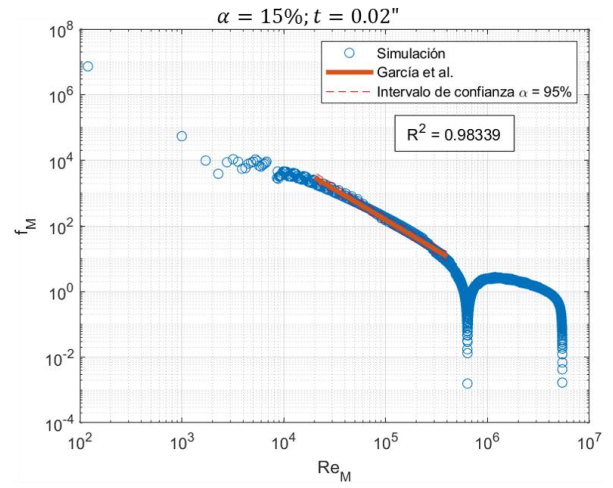
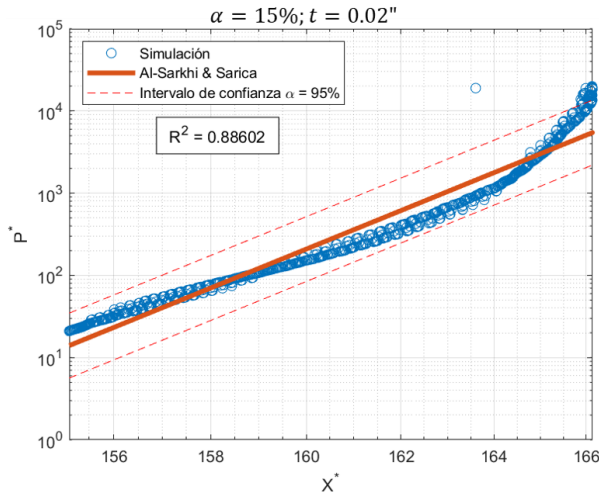
NOTA: El modelo de García et al. representado es la versión modificada como ley potencial de dos parámetros.



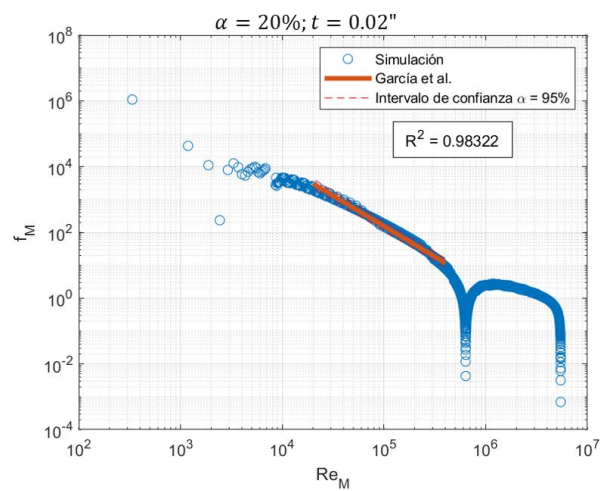
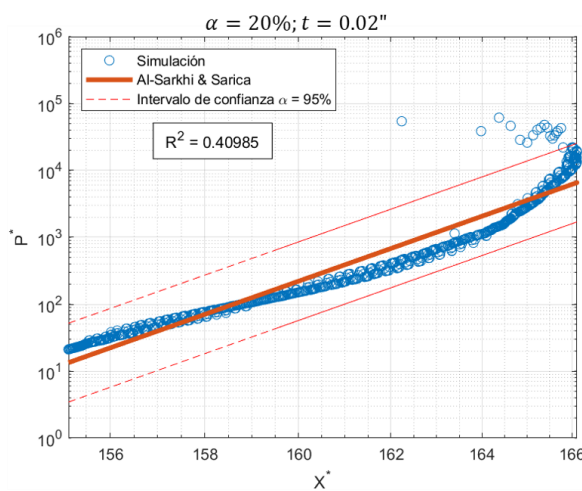
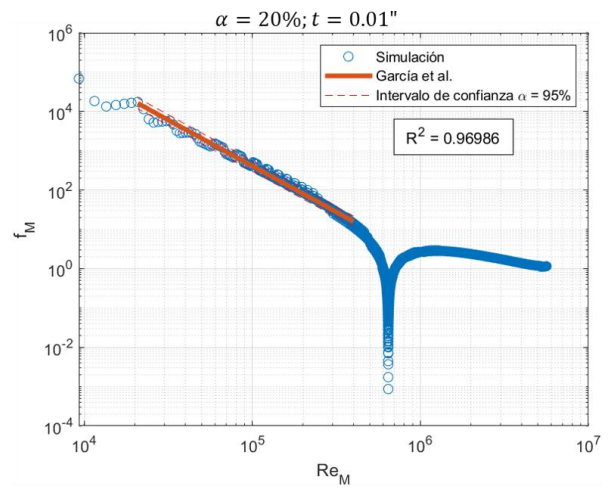
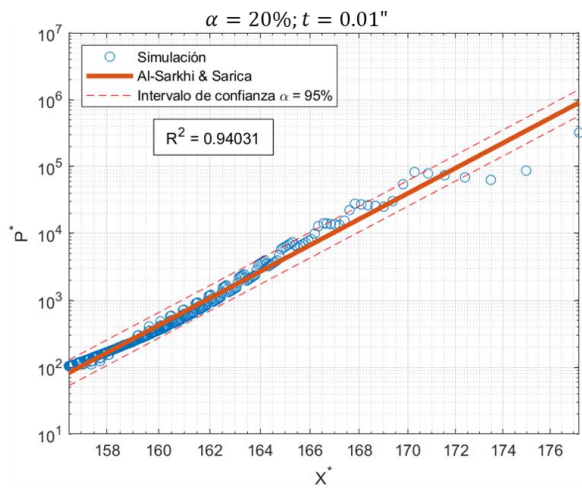
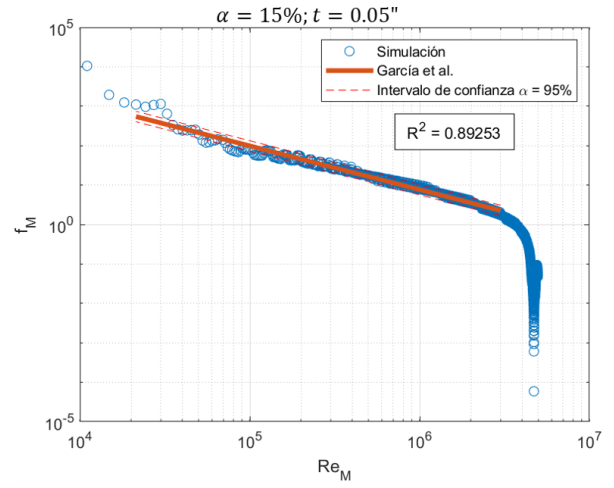
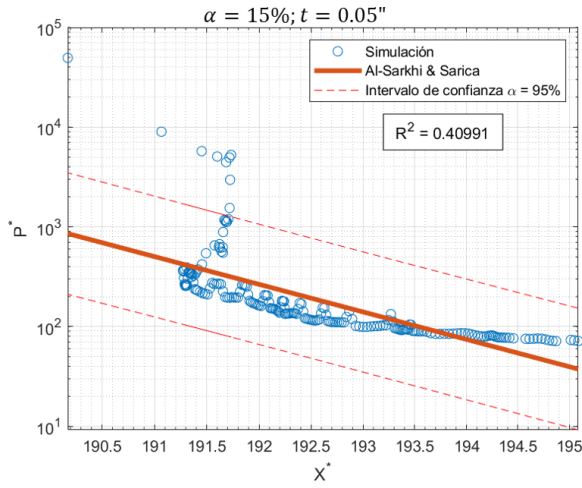
Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm_y2 en sistemas de extinción de incendios



Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm² en sistemas de extinción de incendios



Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm² en sistemas de extinción de incendios



Estudio fluidodinámico del flujo multifásico de FK-5-1-12mm² en sistemas de extinción de incendios

