

Tecnología CCS: Influencia de las impurezas CO y SO₂ en el transporte del CO₂ antropogénico

Trabajo Fin de Grado

Grado en Química

Autora: Ana Cristina Giménez Ingalaturre

Director: Javier Fernández López

Facultad de Ciencias

Departamento de Química Física

Curso 2015/2016



Departamento de
Química Física
Universidad Zaragoza

Índice

Resumen.....	3
1. INTRODUCCIÓN	4
2. MATERIALES, APARATOS Y PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	7
2.1. Materiales.....	7
2.2. Seguridad	7
2.3. Aparatos y procedimiento experimental.....	8
2.4. Calibración	10
2.5. Determinación de la incertidumbre de la densidad	11
3. RESULTADOS EXPERIMENTALES.....	12
4. DISCUSIÓN	14
4.1. Influencia de las impurezas en el transporte.....	15
4.1.1. Presión operacional mínima	17
4.1.2. Caída de presión	17
4.1.3. Caída de densidad	19
4.1.4. Diámetro interno de la tubería	21
5. CONCLUSIONES	25
6. BIBLIOGRAFÍA	26

ANEXOS

Anexo I: Tablas	iii
Anexo II: Figuras	ix

Resumen

La Captura y Almacenamiento de Dióxido de Carbono (CCS) es una de las tecnologías más importantes para reducir las emisiones de CO₂ procedentes de la producción de energía y de la industria. La tecnología CCS incluye tres etapas: la captura del CO₂ antropogénico, su transporte y su inyección y almacenamiento en depósitos geológicos. El diseño y operación de cada etapa está influenciado por el comportamiento termodinámico del fluido, el cual se modifica por la presencia de impurezas. En este trabajo estudiaremos el efecto combinado de las impurezas SO₂ (gas condensable) y CO (gas no condensable) en una corriente de CO₂ en condiciones de interés para la tecnología CCS, centrándonos en la etapa de transporte por tuberías. Esta etapa se realiza en fase densa o supercrítica, donde la densidad es relativamente alta y la viscosidad es relativamente baja. Para ello determinaremos experimentalmente la densidad y el equilibrio líquido-vapor de una mezcla ternaria CO₂+SO₂(5%)+CO(3%) a temperaturas 263, 273, 293 y 304 K y presiones hasta 20 MPa. A partir de estos datos experimentales, junto con una estimación de la viscosidad, determinaremos varios parámetros relacionados con el transporte por tubería: presión operacional mínima, caída de presión y de densidad a lo largo de la tubería y diámetro interno de la tubería. Además, compararemos el comportamiento de la mezcla ternaria con el del CO₂ puro y con el de una mezcla binaria CO₂+CO estudiada en un trabajo anterior. Se concluye que la presencia de SO₂ favorece el transporte, ya que aumenta la densidad de la mezcla y disminuye su viscosidad, a la vez que desplaza su equilibrio líquido-vapor. Como consecuencia, permite trabajar a presiones menores, da lugar a una menor caída de presión y densidad a lo largo de la tubería y necesita un menor diámetro de tubería.

Abstract

Carbon Dioxide Capture and Storage (CCS) is one of the most important technologies to reduce CO₂ emissions from energy production and industrial processes. CCS technology comprises three main steps: anthropogenic CO₂ capture, its transport, and its injection and storage in geological reservoirs. The design and operation of each step is influenced by the thermodynamic behavior of the fluid, which is modified by the presence of impurities. In this work we study the combined effect of impurities SO₂, which is a condensable gas, and CO, noncondensable gas, in a CO₂ stream, under conditions of interest for CCS technology, focusing mainly on the step of pipeline transport. For this purpose, we experimentally determine the density and the vapor-liquid equilibrium of a ternary mixture CO₂+SO₂(5%)+CO(3%) at temperatures 263, 273, 293 and 304 K and pressures up to 20 MPa. From these experimental data and estimated viscosities, we determine several parameters related with the transport step: minimum operational pressure, pressure and density drops along the pipeline and inner diameter of the pipeline. In addition, we compare the behavior of the studied ternary mixture CO₂+CO+SO₂ with those of pure CO₂ and a binary mixture CO₂+CO studied in a previous work. The conclusion is that the presence of SO₂ favors the transport, while the density of the mixture increases and its viscosity decreases, and the vapor-liquid equilibrium changes. As a result, transport can be performed at lower pressures, pressure and density drops are lower and a lower pipeline inner diameter is needed.

1. INTRODUCCIÓN

La Captura y Almacenamiento de Dióxido de Carbono (CCS) es una de las tecnologías más importantes para reducir considerablemente las emisiones de CO₂ producidas por el uso de combustibles fósiles, tanto en la producción de electricidad como en los procesos industriales. Los combustibles fósiles (el carbón, el petróleo y el gas natural) cubren alrededor del 85% de las necesidades energéticas del mundo y se espera que aún supongan el 60% en 2040. Sin embargo son las mayores fuentes de CO₂, que es el gas de efecto invernadero más común y el que más contribuye al calentamiento global. Por tanto, como consecuencia de la actividad de estas industrias que juegan un papel dominante en nuestras economías está aumentando la cantidad de CO₂ en la atmósfera, y con ello también aumenta la temperatura de la Tierra. De acuerdo con la Agencia Internacional de Energía (IEA), la tecnología CCS podría contribuir con un 13% a la reducción de emisiones necesaria para cumplir el acuerdo de limitar el aumento global de la temperatura a un máximo de 2°C en 2050 (IEA 2DS). Esto representa la captura y almacenamiento de alrededor de 6.000 millones de toneladas de las emisiones de CO₂ por año en 2050.¹

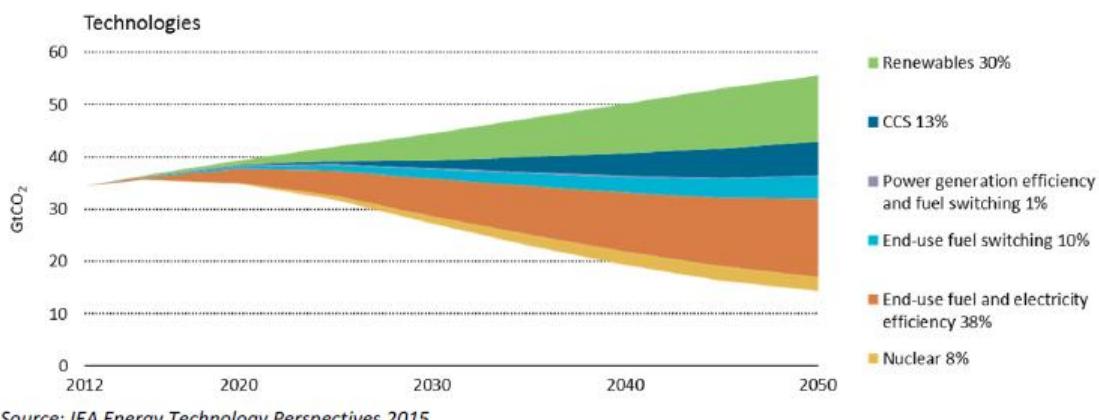


Fig. 1. Contribución de las tecnologías y los sectores a la reducción de las emisiones de CO₂.²

A nivel mundial, hay 15 proyectos de CCS a gran escala en operación, con otros siete en construcción. Estos 22 proyectos representan una duplicación desde el inicio de esta década. La capacidad total de la captura de CO₂ de estos proyectos es de alrededor de 40 millones de toneladas por año (Mtpa). Hay otros seis proyectos de CCS a gran escala en la etapa más avanzada de la planificación del desarrollo con una capacidad total de captura de CO₂ de alrededor de 6 Mtpa. Otros 12 proyectos de CCS a gran escala están en las primeras etapas de la planificación del desarrollo y tienen una capacidad total de captura de CO₂ de alrededor de 25 Mtpa.³ Por tanto, si se quieren alcanzar las cifras de almacenamiento previstas es necesario un gran desarrollo de proyectos CCS en las próximas décadas.

La tecnología CCS incluye tres etapas:

- Captura del CO₂ antropogénico desde las plantas energéticas e industriales. Esta etapa incluye el acondicionamiento del gas mediante deshidratación, separación de gases no condensables y/o licuefacción, y compresión/bombeo. Existen tres tecnologías de captura:⁴

- Post-combustión, consistente en separar el CO₂ del gas procedente de la combustión del combustible mediante procesos de adsorción/desorción y/o membranas.

- Pre-combustión, en la que se transforma el combustible en CO_2 e H_2 .
- Oxi-combustión, en la que se usa oxígeno puro como comburente.
- Transporte del CO_2 capturado y comprimido, principalmente por tuberías en fase densa (líquida o supercrítica).
- Inyección y almacenamiento en depósitos geológicos como campos empobrecidos de gas y petróleo, formaciones salinas profundas o vetas profundas de carbón no explotables. Las capas que recubren estas formaciones deben ser no porosas e impermeables para que atrapen el CO_2 y eviten su migración. El almacenamiento en campos agotados de gas o petróleo permite aumentar el grado de recuperación de sus reservas (Enhanced Oil Recovery, EOR).



Fig.2. Proceso Global de la tecnología CCS (fuente CO2CRC).

El diseño de cada etapa está influenciado por el comportamiento termodinámico del fluido. Pero el CO_2 antropogénico no es CO_2 puro, sino que contiene diversas impurezas cuya naturaleza y concentración dependerán tanto del combustible empleado como de los procesos de combustión, captura y acondicionamiento utilizados. Las más comunes son N_2 , H_2 , O_2 , Ar , SO_2 , NO_x , CO y agua, y metanol debido a que se usa como inhibidor de hidratos y a que puede aparecer como residuo del secado de las tuberías. Debido a que no es viable económicamente una gran purificación del CO_2 capturado, éste se transporta con una cierta cantidad de las citadas impurezas, siempre que no afecte a la seguridad por problemas de fugas o corrosión de tuberías. La presencia de las impurezas puede modificar de forma importante las propiedades termodinámicas del fluido transportado, por lo que tanto para el diseño y operación de las instalaciones como para elaborar las correspondientes regulaciones, es necesario conocer estas propiedades.

En las tuberías lo más económico y eficiente es el transporte de CO_2 como fluido supercrítico o en fase densa donde la densidad es relativamente alta y la viscosidad es relativamente baja. Hay que evitar, además, el paso del fluido a fase gaseosa ya que el flujo bifásico, además de menos eficiente, es dañino para las tuberías por la turbulencia y formación de burbujas. La presencia de impurezas puede causar modificaciones en el diagrama de fases, y con ello las regiones densa y supercrítica cambian, afectando de esta manera a las condiciones óptimas de transporte. Las impurezas también afectan a la viscosidad y a la

densidad del CO₂. A continuación se muestra el diagrama de fases del CO₂ puro y con distintas impurezas representativas de cada tecnología de captura:

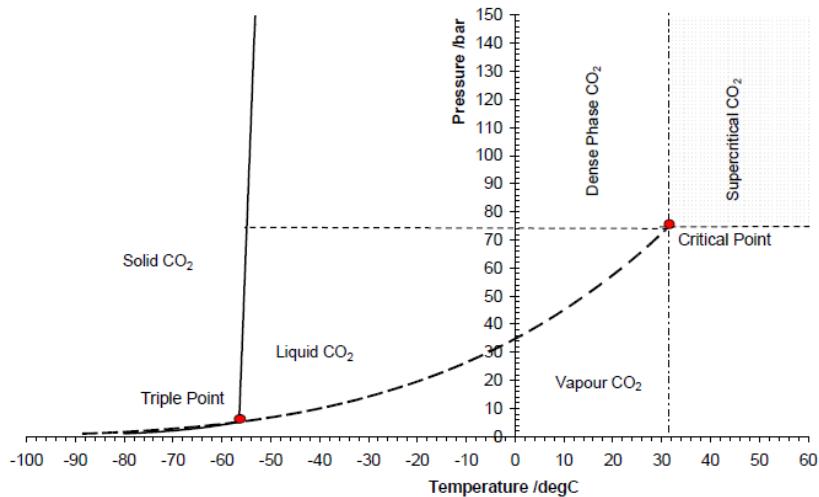


Fig. 3. Diagrama de fases para el CO₂ puro.⁵

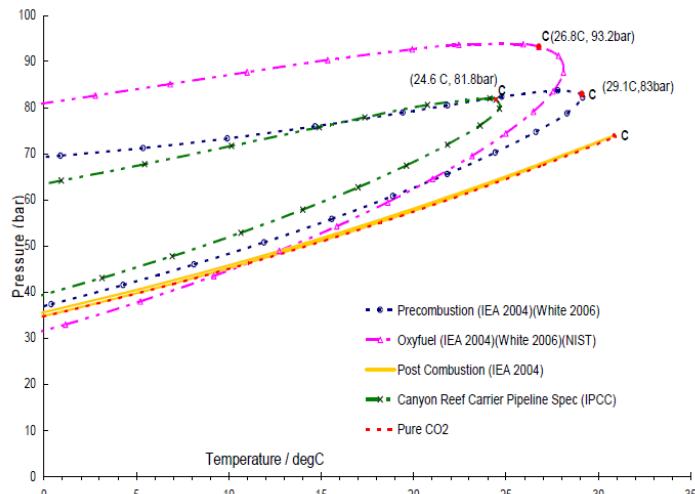


Fig. 4. Diagrama de fases para el CO₂ puro y con impurezas típicas de varias tecnologías de captura. Punto crítico "C".⁶

Para mantener las condiciones de fase densa o supercrítica, la presión y temperatura han de mantenerse lo suficiente elevadas, por lo que en ocasiones será necesario el uso de bombeos intermedios (compresores) para mantener estas condiciones.

Publicaciones recientes⁷⁻¹⁵ apuntan la posibilidad de que la presencia de ciertas impurezas, como SO₂, puede resultar beneficiosa para determinadas etapas de la tecnología CCS. Esto abre la puerta a la posibilidad de la co-captura CO₂-SO₂, lo que, además, ayudaría a la lucha contra la contaminación por este gas.

Este trabajo es parte de un proyecto mucho más amplio, financiado por el Ministerio de Economía y Competitividad, ENE2013-44336-R, que estudia la viabilidad de la co-captura CO₂-SO₂. Este estudio se realiza mediante la determinación experimental de propiedades termodinámicas (densidades (ρ), equilibrio líquido-vapor (ELV), velocidades del sonido (c)) de mezclas modelo del CO₂ antropogénico que contienen SO₂ y otras impurezas, como CO y CH₄. El proyecto incluye la obtención de propiedades derivadas (como la compresibilidad, la capacidad calorífica y el coeficiente Joule-Thomson), la modelización con diversas ecuaciones

de estado y el cálculo de parámetros CCS relacionados con las etapas de transporte, inyección y almacenamiento.

El objetivo del presente trabajo es estudiar el efecto combinado de las impurezas SO_2 (gas condensable) y CO (gas no condensable) en una corriente de CO_2 , en condiciones de interés para la tecnología CCS.

Para ello se ha llevado a cabo:

- La determinación experimental de la densidad y el equilibrio líquido-vapor de una mezcla ternaria $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ representativa de la co-captura CO_2-SO_2 , en condiciones de interés para el transporte en la tecnología CCS.

- El cálculo de varios parámetros CCS relacionados con la etapa de transporte por tubería del fluido: presión operacional mínima, caída de presión, caída de densidad y diámetro de la tubería.

- La comparación del comportamiento de la mezcla ternaria con los del CO_2 puro y la mezcla binaria CO_2+CO .

La mezcla elegida contiene un 5% de SO_2 , cantidad que ya ha sido utilizada en otros estudios de co-captura,¹⁶ y un 3% de CO, concentración representativa de las emisiones en Estados Unidos y la Unión Europea.^{17, 18} Las temperaturas elegidas fueron 263, 273, 293 y 304 K y las presiones varían, para cada temperatura, entre 0,1 y 20 MPa, lo que cubre el rango de transporte por tubería en la tecnología CCS.

2. MATERIALES, APARATOS Y PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

2.1. Materiales

La mezcla experimental que se va a estudiar se compone de tres sustancias químicas:

- Dióxido de carbono, CO_2 : su pureza es mayor de 99,998%.
- Dióxido de azufre, SO_2 : presenta una pureza de 99,90%.
- Monóxido de carbono, CO: su pureza es mayor del 99,997%.

Todos ellos son distribuidos por Air Liquide y se usan sin purificación adicional.

2.2. Seguridad

Debido a la toxicidad de los gases SO_2 y CO, aunque se usan en pequeñas cantidades, y al riesgo inherente al trabajo a alta presión, el laboratorio está dotado de los necesarios elementos de seguridad: campanas extractoras, máscaras antigas, equipos autónomos de respiración, detectores de gases y paneles protectores encerrando los equipos de alta presión.

Además, el trabajo experimental fue realizado siempre bajo supervisión.

2.3. Aparatos y procedimiento experimental

El aparato utilizado para medir densidades fue diseñado y construido por ARMINES y el Laboratorio de Termodinámica de Equilibrios entre Fases de la Escuela Superior de Minas de París. Fue diseñado para la generación rápida, precisa y segura de los datos de P - ρ - T para compuestos puros y mezclas de composiciones definidas sobre toda la superficie de estado de un fluido, que comprende las fases de líquido y vapor y la curva de saturación en el rango de temperaturas de 253 a 423 K y hasta presiones de 70 MPa.¹⁹



Fig. 5. Aparato utilizado para medir densidades.

El componente principal de la instalación es una célula de Densimetría de Tubo Vibrante modelo DMA HPM de la marca Anton Paar KG conectada a una unidad de evaluación externa mPDS 2000V3 donde se transmiten y se leen los valores del período de vibración y la presión y temperatura de medida. Esta unidad de evaluación está diseñada para medidas de densidad en continuo por lo que se obtienen datos quasi-continuos en las regiones subcrítica, crítica y supercrítica. Esto permite determinar los límites de ELV y propiedades derivadas de la densidad. La adquisición de los datos mediante un ordenador externo con *software* escrito en LabVIEW, se lleva a cabo mediante una conexión RS 232 de la unidad de evaluación.

El principio de funcionamiento del equipo se fundamenta en las leyes que rigen el movimiento armónico simple, y consiste en medir el período natural de vibración (τ) de un tubo que contiene el líquido cuya densidad se quiere conocer, y que es función de la masa del tubo y de la masa del líquido que contiene en su interior.^{20, 21}

$$\rho(T, P) = \left(\frac{M_0}{V_i(T, P)} \right) \left[\left(\frac{K(T, P)}{K_0(T)} \right) \left(\frac{\tau^2(T, P)}{\tau_0^2(T)} \right) - 1 \right] \quad (1)$$

$$\rho(T, P) = \rho_{ref}(T, P) \frac{\left(\frac{K(T, P)}{K_0(T)}\right) \tau^2(T, P) - \tau_0^2(T)}{\left(\frac{K(T, P)}{K_0(T)}\right) \tau_{ref}^2(T, P) - \tau_0^2(T)} \quad (2)$$

$\rho(T, P)$ = densidad del fluido interno a determinar a la temperatura T y presión P

$\rho_{ref}(T, P)$ = densidad del fluido de referencia a la temperatura T y presión P

M_0 = Masa del tubo vibrante bajo vacío

$V_i(T, P)$ = volumen interno del tubo vibrante a la temperatura T y presión P

$K(T, P)$ = rigidez transversal del tubo vibrante a la temperatura T y presión P

$K_0(T)$ = rigidez transversal bajo vacío del tubo vibrante a la temperatura T

$\tau(T, P)$ = Período de vibración del tubo vibrante con fluido interno a determinar a la temperatura T y presión P

$\tau_{ref}(T, P)$ = Período de vibración del tubo vibrante con el fluido de referencia a la temperatura T a presión P

$\tau_0(T)$ = Período de vibración del tubo vibrante bajo vacío a la temperatura T

La estructura periférica está compuesta por dos partes. La primera de ellas es el circuito de medida el cual contiene la célula de densimetría y las conducciones de entrada y salida del fluido a la misma, así como las válvulas de regulación y corte. A la salida del circuito, una válvula de cierre de tres vías permite la evacuación del circuito por medio de una bomba de vacío antes de las mediciones y la ventilación para la descompresión del líquido después de las mediciones.

La segunda parte está compuesta por un conjunto de material e instrumentos entre los que se encuentran los de regulación de la temperatura y los de medida de las presiones y de las temperaturas, así como la unidad de adquisición de datos.

Se usan dos baños termostáticos externos a dos temperaturas diferentes; uno para el densímetro de tubo vibrante (Fischer Bioblock, Cryo-71 polystat modelo C85408); y otro para el resto del circuito (Fischer Scientific Bioblock Cryothermostat Variostat modelo C85775). Tienen temperaturas ligeramente diferentes para asegurar que la primera gota de líquido al subir la presión (a la presión de rocío) o la primera burbuja de gas al bajar la presión (a la presión de burbuja) se formen en la célula del densímetro.

La temperatura se mide por medio de una sonda de platino de 100 ohmios que se encuentra en la pared del tubo vibrante y va conectada a la unidad de adquisición de datos modelo 34970A de Agilent. La precisión en la medida de la temperatura es $\pm 0,006K$.¹⁹

La presión se mide por medio de dos transductores de presión (GE Infrastructure model PTX 611) de hasta 6 y 70 MPa que son termorregulados y están conectados al circuito de medida y a la unidad de adquisición de datos modelo 34970A de Agilent. Las precisiones en la medición de la presión son 0,025% FS (fondo de escala).¹⁹

La mezcla $\text{CO}_2+\text{CO}+\text{SO}_2$ se prepara en una célula de volumen variable de acero inoxidable procedente de Top Industrie S.A.S. con un volumen máximo de 0,51L y una presión de trabajo máxima de 30 MPa. La composición de la mezcla se determina por diferencia de pesada en un comparador de masas de la marca Sartorius, modelo CCE 2004, que tiene una capacidad máxima de pesada de 2500g, legibilidad de 0,1 mg y repetibilidad mejor que 0,0001g. Los componentes que actúan como impurezas se introducen por orden creciente de volatilidad dejando el CO_2 , que es el componente más abundante, para el final. La mezcla se homogeneiza a través de un sistema eficiente de agitación y se mantiene a presiones más altas que su presión de burbuja. Para preparar esta mezcla, primero se hace vacío en la célula con ayuda de una bomba de vacío y después se introduce el SO_2 en primer lugar, CO en segundo lugar y por último el CO_2 . Los componentes se introducen usando una bomba de jeringa ISCO, modelo 260D, para instrumentos de cromatografía, que opera a presiones hasta 50 MPa.

Tras preparar la mezcla, el fluido se transfiere de la célula de volumen variable a otra bomba de jeringa ISCO 260 D por empuje del émbolo de la célula con un gas inerte (He). Posteriormente, se transfiere al circuito de medida donde una bomba manual de Top Industrie permite alcanzar presiones hasta 70 MPa en el interior.

Para introducir los componentes a la célula de volumen variable y para traspasar la mezcla de ésta al sistema de medida se usan máscaras de gas, ya que SO_2 y CO son tóxicos y hay que prevenir posibles fugas. También se usan detectores portátiles de fugas de CO_2 , SO_2 y CO que hay que acercar a todas las llaves, válvulas y juntas de piezas del equipo para asegurar que no hay fugas de los gases.

Cuando se estudia la mezcla a temperaturas subcríticas, como es nuestro caso, la medida de la densidad se lleva a cabo en dos pasos:

- 1) Ascendiendo desde 0,1 MPa hasta la presión correspondiente al cambio de fase (presión de rocío).
- 2) Descendiendo desde 20 MPa (máxima presión de nuestro trabajo) hasta la presión de burbuja.

En el método ascendente la temperatura del circuito se mantiene ligeramente por encima de la de la célula del densímetro; y en el método descendente, será ligeramente menor ($\pm 0,2$ °C). Cuando se trabaja en condiciones supercríticas, la medida se realiza bajando la presión de 20 MPa hasta 0,1 MPa en una sola operación.

Esta instalación experimental permite la adquisición de medidas $P-\tau-T$ cada tres segundos. Teniendo en cuenta que el flujo del fluido durante la medida es de unos $0,05 \times 10^5$ Pa/s, en una isoterma realizada hasta 70 MPa se pueden medir unos 4700 puntos. Este es un número demasiado elevado para su posterior tratamiento, por lo que se reducen para facilitar su manejo. Una isoterma de 0,1 a 20 MPa queda con unos 1000 puntos. Esta reducción de puntos se realiza con el programa Origin.

2.4. Calibración

La medición de la densidad con un tubo vibrante no es absoluta, por lo tanto, la respuesta del instrumento debe ser calibrada. Para ello, se utiliza el modelo Forced Path Mechanical Calibration (FPMC) desarrollado por Bouchot y Richon (2001),²⁰ que es un procedimiento de

calibrado para la determinación de densidades a partir de medidas del período de vibración, sencillo y preciso incluso en las regiones próximas a la crítica. Esto incluye consideraciones y fuerzas mecánicas realistas que representan el comportamiento de esfuerzo y la deformación del material del tubo y que se deben conocer, como el coeficiente de dilatación, coeficiente de Poisson y Módulo de Young.

Para aplicar este método es necesario medir el período de vibración en el vacío (τ_0) y el de un fluido de referencia. Este es el CO₂, debido a que se conocen bien sus propiedades PVT al adquirirlo con una gran pureza (99,998%) y porque existe una ecuación de estado precisa de referencia para este fluido, la ecuación de Kunz y Wagner²² que permite estimar sus densidades con una precisión mejor del 0,03%.

La ecuación del modelo FPMC es:

$$\rho(T, P) = \frac{M_0}{L_{00}} \left[\frac{1}{\pi r_i^2} \exp \left(\int \alpha(T) dT + \gamma_T P \right) \right] \left\{ \left(\frac{\Delta r^4(T, P)}{\Delta r_0^4(T)} \right) \exp(-3\gamma_T P) \left(\frac{\tau^2(T, P)}{\tau_0^2(T)} \right) - 1 \right\} \quad (3)$$

M_0 = Masa del tubo vibrante bajo vacío

L_{00} = Longitud del tubo bajo vacío a 273,15K

Δr = Diferencia entre el radio externo e interno del tubo vibrante a la temperatura T y presión P

Δr_0 = Diferencia entre el radio externo e interno del tubo vibrante a la temperatura T y bajo vacío

$\alpha(T)$ =Coeficiente de dilatación lineal

τ = Período de vibración del tubo vibrante a la temperatura T y presión P

τ_0 = Período de vibración del tubo vibrante a la temperatura T y bajo vacío

γ_T = Coeficiente de expansión del tubo vibrante

P = Presión en el interior del tubo vibrante

Al igualar la ecuación del modelo FPMC con la ecuación de estado, se determinan los parámetros (M_0/L_{00}) y γ_T . Son dependientes de la temperatura e independientes de la presión.

2.5. Determinación de la incertidumbre de la densidad

Para evaluar la precisión de los resultados experimentales de la densidad se usa la ley de propagación de errores cuya ecuación es:²³

$$u_c(y) = \left[\sum_{i=1}^N \left(\frac{\partial f}{\partial x_i} \right)^2 u^2(x_i) \right]^{1/2} \quad (4)$$

$u_c(y)$ es la incertidumbre estándar combinada de la propiedad y estimada

x_i representa las variables de entrada

$(\partial f / \partial x_i)$ es el coeficiente de sensibilidad de la variable de entrada x_i

$u^2(x_i)$ es la varianza de x_i

La densidad, que es la variable medida, depende de la presión, temperatura, densidad de referencia (ρ_{CO_2}), período de vibración (τ), período de vibración en el vacío (τ_0) y período de vibración con el fluido de referencia (τ_{CO_2}). La contribución de la temperatura no se tiene en cuenta porque a lo largo de la isotermia es constante; ni la de la presión ya que se ha comprobado que tiene poca influencia.

Por tanto, la incertidumbre combinada de la densidad se calcula:

$$u_c(\rho) = \left[\left(\frac{\partial \rho}{\partial \rho_{CO_2}} \right)^2 u^2(\rho_{CO_2}) + \left(\frac{\partial \rho}{\partial \tau} \right)^2 u^2(\tau) + \left(\frac{\partial \rho}{\partial \tau_0} \right)^2 u^2(\tau_0) + \left(\frac{\partial \rho}{\partial \tau_{CO_2}} \right)^2 u^2(\tau_{CO_2}) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (5)$$

Los valores de $u(\rho_{CO_2})$ se obtuvieron de la ecuación de Kunz-Wagner²² y son inferiores al 0,03% de la densidad. La incertidumbre en los periodos de vibración (τ) es 2×10^{-5} ms.¹⁹

3. RESULTADOS EXPERIMENTALES

El sistema $CO_2+CO+SO_2$ se estudió para conocer la influencia conjunta de SO_2 y CO en el comportamiento del CO_2 en el transporte en la tecnología CCS. Se establece que la concentración de SO_2 en este trabajo es del 5% y la de CO es del 3%. La primera ya ha sido utilizada en otros estudios¹⁶ y la segunda es una composición típica de las emisiones en la UE y EE.UU.^{17, 18} La composición de la mezcla que se preparó fue $x_{CO_2}=0,9208$, $x_{SO_2}=0,0496$ y $x_{CO}=0,0296$.

Las medidas experimentales se realizaron a las temperaturas 263,15, 273,15, 293,15 y 304,21 K (temperatura crítica del CO_2), y presiones de 0,1 MPa a 20 MPa, que son relevantes en el transporte de CO_2 por tuberías.

En el Anexo I se adjunta la tabla T1 que contiene una selección de 39 puntos $P-p-T-u(\rho)$ por isotermia. La Fig. 6 muestra las densidades experimentales de la mezcla estudiada frente a la presión para cada temperatura, y en la Tabla 1 se muestra un resumen de las incertidumbres combinadas obtenidas.

CO ₂ (x=0,9208)+SO ₂ (x=0,0496)+CO(x=0,0296)			
Temperatura (K)	u_c mínima (kg/m ³)	u_c máxima (kg/m ³)	u_c promedio (kg/m ³)
263,15	0,22	0,40	0,37
273,15	0,23	0,39	0,36
293,15	0,23	0,37	0,33
304,21	0,23	0,43	0,32

Tabla 1. Tabla de incertidumbres combinadas para la mezcla estudiada a las distintas T .

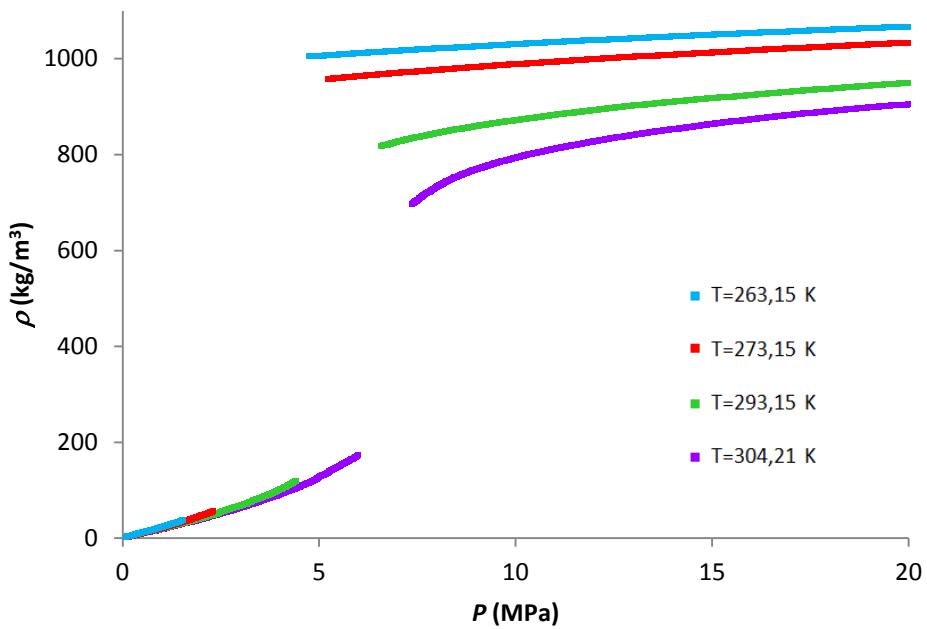


Fig. 6. Densidades experimentales, ρ , para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a varias presiones y temperaturas.

Como se muestra en la figura, para todas las temperaturas estudiadas la densidad de la mezcla aumenta al aumentar la presión y disminuye al aumentar la temperatura. A temperaturas altas, el aumento de la densidad con la presión es más brusco. En todas las isotermas se muestra una discontinuidad en la región del equilibrio líquido-vapor (ELV) limitada por la presión de burbuja y la de rocío, lo que indica que todas las temperaturas son subcríticas para esta mezcla. Las presiones de rocío y de burbuja, $P_{\text{rocío}}$ y P_{burbuja} , así como las densidades de las fases en equilibrio, a cada temperatura, se recogen en la Tabla 2. En la figura F2 (Anexo II) se representan estos valores de diversas formas.

Como puede verse en las mencionadas tablas y figuras, tanto la presión de rocío como la de burbuja de la mezcla ternaria aumentan al aumentar la temperatura. La densidad de la fase vapor en el equilibrio también lo hace, mientras que la de la fase líquida disminuye.

CO ₂ (x=0,9208)+SO ₂ (x=0,0496)+CO(x=0,0296)				
T (K)	P _{rocío} (MPa)	P _{burbuja} (MPa)	ρ _l (kg/m ³)	ρ _v (kg/m ³)
263,15	1,54	4,75	1004,8	38,1
273,15	2,31	5,21	957,8	56,5
293,15	4,45	6,57	817,7	120,5
304,21	6,00	7,36	696,0	173,5
Incertidumbres estimadas: $u(P)=0,05 \text{ MPa}$ y $u(\rho)=1 \text{ kg/m}^3$				

Tabla 2. Límites del equilibrio líquido-vapor para la mezcla CO₂+SO₂+CO bajo estudio a diferentes T .

4. DISCUSIÓN

La presencia de impurezas en el CO₂ antropogénico afecta al comportamiento volumétrico y de fases del fluido, y esto modifica los parámetros relacionados con el diseño y operación del transporte por tubería, como la presión operacional mínima, la caída de presión y de densidad en función de la distancia recorrida, y el diámetro interno de la tubería. Los resultados para la mezcla de CO₂+SO₂+CO se comparan con los calculados para el CO₂ puro y con los obtenidos en una mezcla binaria CO₂+CO. Las densidades y ELV para el CO₂ se han calculado mediante la ecuación de Kunz-Wagner²² usando el programa REFPROP 9.0.²⁴ Los datos del sistema CO₂+CO proceden de un trabajo anterior.²⁵ Los ELV de estos sistemas se recogen, a las temperaturas de interés, en la tabla T2 (Anexo I) y en la figura F2 (Anexo II).

La mezcla CO₂+CO tiene la composición $x_{\text{CO}_2}=0,9700$ y $x_{\text{CO}}=0,0300$ de modo que se puede comparar con la mezcla estudiada en este trabajo, cuya composición sería $x_{\text{CO}_2}=0,9688$ y $x_{\text{CO}}=0,0311$ si sólo tuviera estos dos componentes. Las densidades obtenidas para los tres casos a varias presiones y $T=293,15$ K se recogen en la Fig. 7. Representaciones análogas para las demás temperaturas se incluyen en el Anexo II (Figura F1).

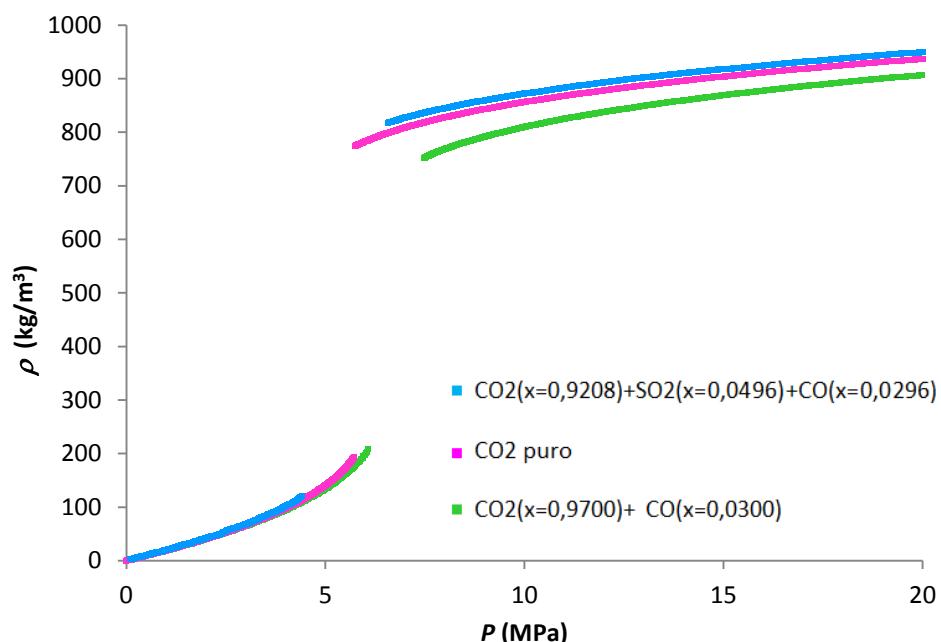


Fig. 7. Densidades, ρ , para CO₂ puro,^{22, 24} CO₂+CO²⁵ y CO₂+SO₂+CO (este trabajo) a varias presiones y $T=293,15$ K.

Estas figuras muestran que a todas las temperaturas las densidades correspondientes a la mezcla ternaria son mayores que en el sistema binario CO₂+CO y ligeramente superiores a las del CO₂ puro. El CO es un componente más ligero que el CO₂ puro por lo que la mezcla CO₂+CO es más ligera y disminuye la densidad, como muestran los resultados. El SO₂ es más pesado que el CO₂ y por eso la mezcla ternaria tiene una densidad mayor que los otros sistemas. No hay una gran diferencia entre el CO₂ puro y la mezcla ternaria debido a que el CO compensa la mayor densidad del SO₂ y hace que la densidad de la mezcla ternaria se aproxime a la del CO₂ puro.

En la figura F1c (Anexo II) que representa las densidades a $T=304,21\text{ K}$, el CO_2 y sistema binario CO_2+CO presentan un comportamiento continuo debido a que esta temperatura es la temperatura crítica del CO_2 y supercrítica para la mezcla.

En las tablas 2 y T2 (Anexo I) y en la figura F2 (Anexo II) se recogen los límites de equilibrio líquido-vapor del CO_2 puro, la mezcla binaria CO_2+CO , y de la ternaria $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$. Las presiones de burbuja de la mezcla ternaria son menores que las de la mezcla binaria CO_2+CO y mayores que las presiones de saturación del CO_2 puro, a las temperaturas estudiadas. Las presiones de rocío son menores que las de la mezcla binaria CO_2+CO y que la presión de saturación del CO_2 puro.

4.1. Influencia de las impurezas en el transporte

Como se ha comentado anteriormente, las impurezas en el CO_2 antropogénico, incluso en pequeñas proporciones, afectan considerablemente al equilibrio de fases, la densidad y la viscosidad, por lo que hay que estudiar su efecto para posteriormente diseñar el procedimiento de transporte por tubería.²⁶ Los parámetros que se van a estudiar son: por un lado, la presión operacional mínima; y por otro, la caída de presión y de densidad frente a la distancia recorrida a lo largo de la tubería y el diámetro interno de la tubería. La presión operacional mínima viene dada por el ELV y los demás parámetros se encuentran recogidos en la tabla T3 en el Anexo I. Para calcularlos, se han usado modelos basados en la ley de Bernoulli para flujos incompresibles, aplicados a flujos completos y turbulentos en tuberías circulares. Estos modelos, relativamente simples y pragmáticos, han sido revisados y aceptados por la comunidad industrial e ingenieril.^{27, 28}

Se han fijado determinados parámetros que se indican en el texto y en las leyendas de las figuras, y de esta manera las desviaciones en las comparaciones entre los tres sistemas son debidas a los efectos de las impurezas. Para calcular los parámetros de transporte se necesitan las viscosidades de los sistemas. Los valores de las viscosidades del CO_2 puro y de la mezcla binaria CO_2+CO se calcularon usando el *software* REFPROP 9.0²⁴ que usa correlaciones basadas en datos experimentales y calculados.²⁹⁻³¹ Con este programa también se puede calcular la viscosidad de la mezcla CO_2+SO_2 pero no permite calcular la viscosidad de la mezcla ternaria, ya que no se conocen los parámetros que hay que utilizar para la interacción $\text{CO}-\text{SO}_2$. Por esto, para estimar la viscosidad de la mezcla ternaria se calculó la influencia del CO y del SO_2 por separado en el CO_2 puro, y se aplicaron ambas diferencias, ponderadas según la fracción molar de cada componente, a la mezcla ternaria. Esto supone despreciar la interacción SO_2-CO , pero la aproximación se consideró asumible debido a la baja concentración de ambas sustancias en la mezcla.

La Fig. 8 muestra el comportamiento estimado de la viscosidad en la fase densa de la mezcla ternaria a las presiones y temperaturas estudiadas. Se observa el mismo comportamiento que en la densidad, es decir, la viscosidad aumenta con la presión, más bruscamente cuanto mayor es la temperatura, y disminuye con la temperatura. Al ser temperaturas subcríticas se observa una discontinuidad en la zona del equilibrio líquido-vapor.

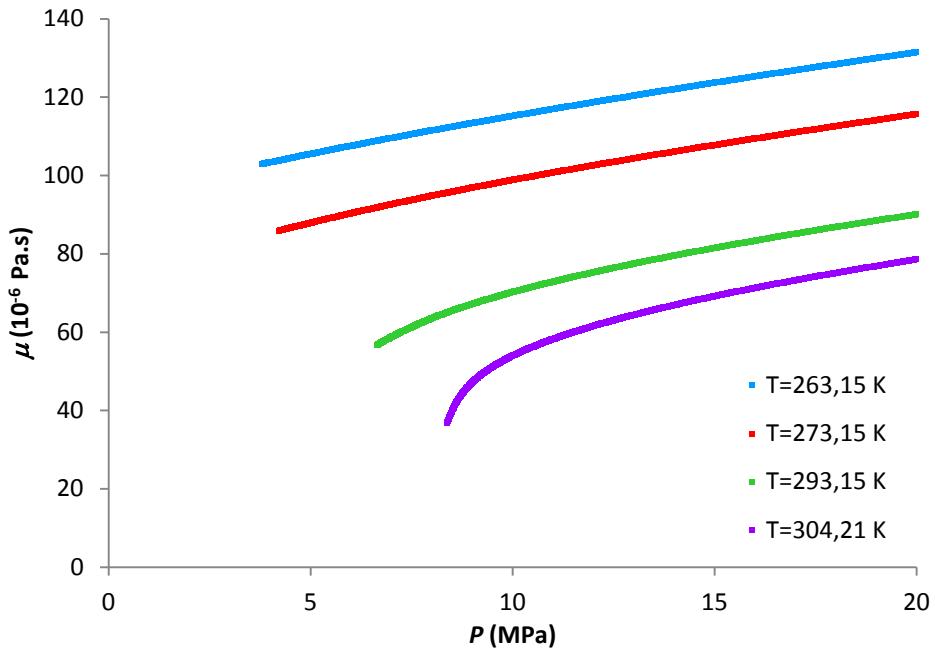


Fig. 8. Viscosidades, μ , estimadas en la fase densa para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a varias presiones y temperaturas.

En la Fig. 9 se muestra la comparación de las viscosidades de la mezcla ternaria con el CO_2 puro y la mezcla binaria CO_2+CO a $T=293,15$ K y a distintas presiones. Representaciones análogas a distintas temperaturas se incluyen en la figura F3 del Anexo II. En estas representaciones se observa que la viscosidad en fase densa en la mezcla ternaria es menor que en el CO_2 puro y que en la mezcla binaria CO_2+CO . Al aumentar la temperatura se observa que la diferencia entre las viscosidades va disminuyendo y las curvas se acercan entre sí, hasta que a $T=304,21$ K (F3c del Anexo II), donde el CO_2 puro y la mezcla binaria CO_2+CO tienen un comportamiento continuo, la curva estimada para la mezcla ternaria y la de la binaria CO_2+CO se cortan a unos 9,8 MPa. A presiones más bajas ambas viscosidades son muy parecidas, con la viscosidad de la ternaria ligeramente por encima. Es posible que este efecto se deba al error cometido en la aproximación mediante la cual se ha estimado la viscosidad de la mezcla ternaria, y en cualquier caso, se considera que no afecta de forma apreciable a los parámetros de transporte que se van a calcular más adelante.

Al comparar la viscosidad con la densidad, se observa que tienen comportamientos opuestos ya que mientras la densidad de la mezcla ternaria es mayor que la del CO_2 puro y la mezcla binaria CO_2+CO , y aumenta la distancia entre las curvas conforme aumenta la temperatura; la viscosidad de la mezcla ternaria es menor que la de los otros dos sistemas, y disminuye la distancia entre las curvas conforme aumenta la temperatura. Este comportamiento de la mezcla ternaria, debido a la presencia de SO_2 , favorece el transporte del fluido.

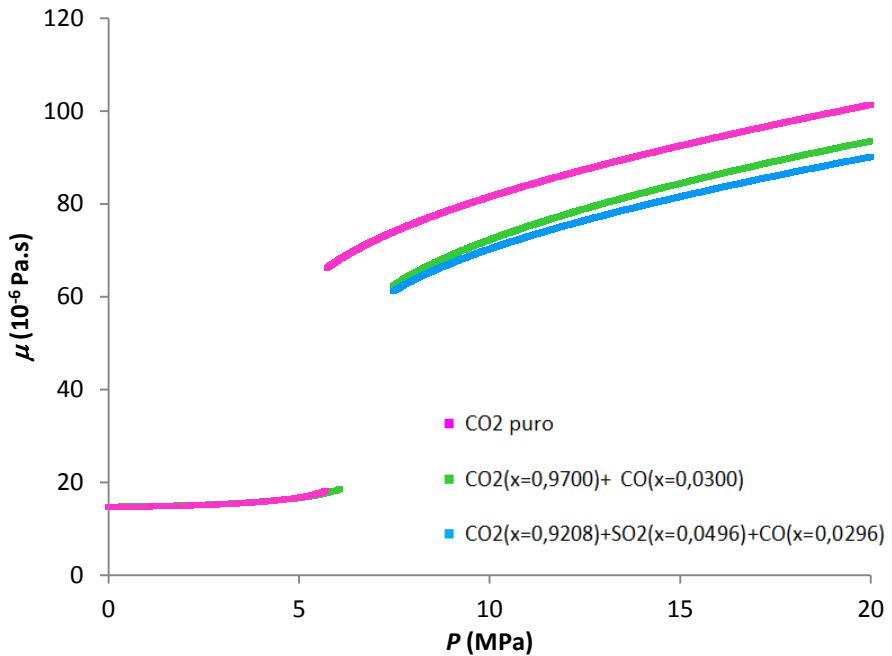


Fig. 9. Viscosidades, μ , para CO_2 puro,²⁴ CO_2+CO ²⁴ y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ (este trabajo) a varias presiones y $T=293,15$ K.

4.1.1. Presión operacional mínima

Para transportar el fluido por la tubería se requiere una presión de transporte mínima que depende de la composición y de la temperatura de dicho fluido. Esta presión mínima debe ser mayor que la presión de burbuja para evitar la presencia de fase vapor, que disminuye la capacidad de la tubería y daña las tuberías, válvulas y estaciones de bombeo por la formación de burbujas y la turbulencia.^{32, 33} Las impurezas que acompañan al CO_2 antropogénico influyen en el diagrama de fases del CO_2 . La tabla 2, la tabla T2 del Anexo I y la figura F2 del Anexo II presentan las presiones de burbuja y rocío de la mezcla ternaria y binaria CO_2+CO ²⁵ y la presión de saturación del CO_2 puro obtenida mediante REFPROP 9.0,^{22, 24} a las temperaturas estudiadas.

Se observa que la presión de burbuja para la mezcla ternaria es menor que para la binaria CO_2+CO . Esto se debe a que el CO es un gas no condensable que aumenta la presión de burbuja mientras que el SO_2 es una impureza condensable que la disminuye. Por tanto, la presencia de SO_2 permite transportar el fluido a presiones menores, por lo que es favorable en este sentido. Si bien el transporte por tubería suele hacerse en fase densa o supercrítica, a presiones por encima de la presión crítica del CO_2 (7,4 MPa),^{5, 26} la presencia de SO_2 en la co-captura podría hacerlo operativo a presiones más bajas.

4.1.2. Caída de presión

Para calcular la caída de presión a lo largo de la tubería se necesita la densidad y la viscosidad del fluido (tabla T3, Anexo I). Se fijan determinados parámetros para asegurar que cuando se comparan los resultados obtenidos con el CO_2 puro las diferencias se deban al efecto de las impurezas. Así, se considerará un flujo de masa constante de $m=317,1$ kg/s (10Mton/año) a través de una tubería de diámetro interno $D=0,508$ m (20 pulgadas). El factor

de rugosidad de la tubería, que depende del tipo de acero, se tomará como $e=4,60\times10^{-5}$ m,^{27,34} y la presión inicial será de 20 MPa en todos los casos.

Con los datos de densidades y viscosidades se calcula el número de Reynolds, que es un número adimensional utilizado en mecánica de fluidos para caracterizar el movimiento del fluido. Con este número se calcula el factor de fricción o coeficiente de resistencia de Darcy-Weisbach, que es un número adimensional que se utiliza en dinámica de fluidos para calcular la pérdida de carga en una tubería debido a la fricción. Posteriormente se calcula la caída de presión por metro, y con ésta la caída de presión en función de la distancia recorrida en la tubería.

La Fig. 10 muestra el perfil de presión en función de la distancia para la mezcla ternaria $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ bajo estudio a distintas temperaturas.

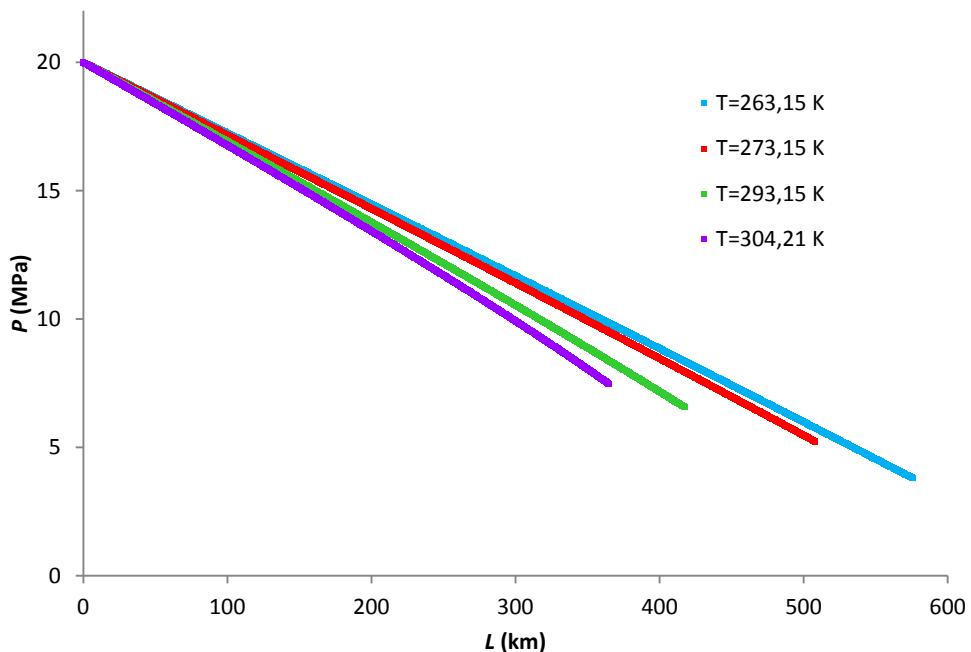


Fig. 10. Perfil de presión, P , a lo largo de la tubería para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a temperaturas de transporte. Flujo de masa $m=317$ kg/s, diámetro interno de la tubería $D=0,508$ m, factor de rugosidad $e=4,6\times10^{-5}$ m y presión inicial $P_i=20$ MPa.

En esta figura se observa cómo la presión va disminuyendo conforme aumenta la distancia recorrida a lo largo de la tubería debido a la fricción. Al comparar las distintas temperaturas se observa que la caída de presión aumenta conforme aumenta la temperatura debido a que disminuye la densidad y la viscosidad de la mezcla. Por ejemplo, para una distancia L de 250 km, la caída de presión va desde 20 MPa hasta 13,08 MPa a 263,15 K; y de 20 MPa a 11,71 MPa a 304,21 K.

A continuación, se compara la caída de presión de la mezcla ternaria $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ con la mezcla binaria CO_2+CO y el CO_2 puro para estudiar la influencia de las impurezas. La Fig. 11 muestra los diferentes perfiles de presión a $T=293,15$ K para estos tres sistemas. En el Anexo II se incluyen representaciones análogas correspondientes a las otras tres temperaturas de trabajo (Figura F4). En estas figuras se muestra que la presencia de CO hace que la presión descienda más rápido que para el CO_2 puro, debido fundamentalmente a la menor densidad de la mezcla. En la mezcla ternaria se observa que la presión desciende más lentamente que

para el CO₂ puro y que para la mezcla binaria CO₂+CO, debido a la mayor densidad y menor viscosidad de la mezcla ternaria que facilita el transporte. A partir de estas representaciones, se determina que el efecto del SO₂ es contrario al del CO, y que la presencia de los dos se compensa, obteniendo un resultado para la mezcla ternaria que no difiere demasiado del CO₂ puro. Al aumentar la temperatura se observa que las diferencias entre el comportamiento de la mezcla ternaria y CO₂ puro, y de la binaria y CO₂ puro aumentan ligeramente.

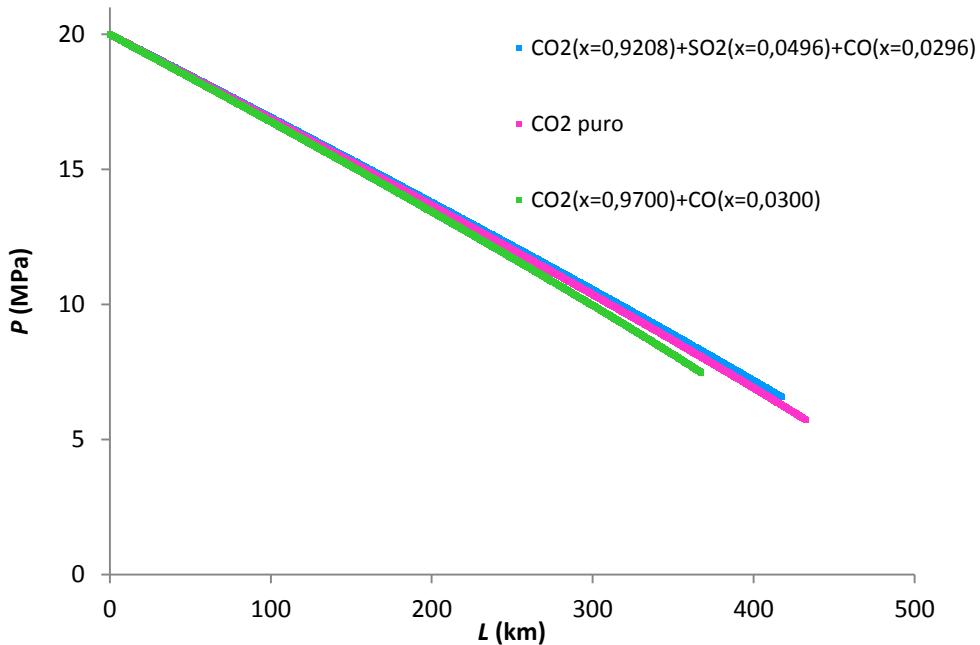


Fig. 11. Perfil de presión, P , a lo largo de la tubería para CO₂ puro, CO₂+CO y CO₂+SO₂+CO a $T=293,15$ K. Flujo de masa $m=317$ kg/s, diámetro interno de la tubería $D=0,508$ m, factor de rugosidad $e=4,6\times10^{-5}$ m y presión inicial $P_i=20$ MPa.

La caída de presión, que está relacionada con el diámetro de la tubería, la presión inicial y las propiedades del fluido transportado, determina la colocación y el número de compresores que se necesitan si la presión disminuye demasiado.

4.1.3. Caída de densidad

La caída de densidad se calcula a partir de la presión obtenida en el apartado anterior. Para este caso también se usan los parámetros fijados anteriormente que son el factor de rugosidad de la tubería ($e=4,60\times10^{-5}$ m),^{27,34} el flujo de masa ($m=317,1$ kg/s= 10Mton/año) y el diámetro interno de la tubería ($D=0,508$ m) y la presión inicial de 20 MPa. La densidad que se obtiene es la correspondiente a las presiones anteriores en función de la distancia recorrida.

La Fig. 12 muestra el perfil de densidad en función de la distancia (L) para la mezcla ternaria CO₂+SO₂+CO a distintas temperaturas. A una determinada temperatura, muestra como la densidad va disminuyendo a lo largo de la tubería recorrida debido a la caída de presión. Comparando las distintas temperaturas, se observa que la densidad cae más rápido a temperaturas altas, mientras que a las temperaturas bajas cae más lentamente. Esto es debido a que al aumentar la temperatura la densidad y la viscosidad disminuyen y con ello aumenta la caída de densidad, como lo hace la caída de presión en el apartado anterior.

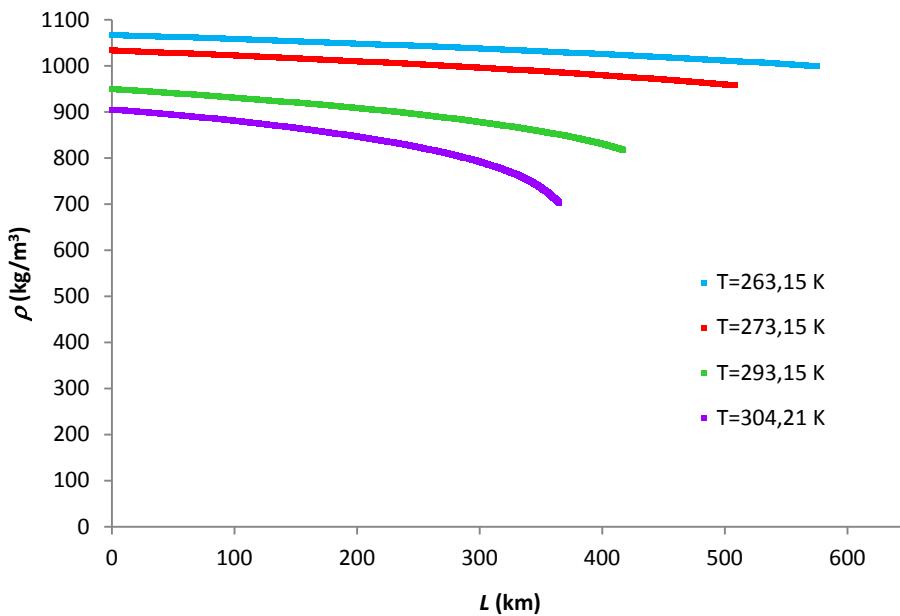


Fig. 12. Perfil de densidad, ρ , a lo largo de la tubería para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a temperaturas de transporte. Se utilizaron los parámetros: flujo de masa $m= 317 \text{ kg/s}$, diámetro interno de la tubería $D= 0,508 \text{ m}$, factor de rugosidad $e= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$ y presión inicial $P_0= 20 \text{ MPa}$.

En la Fig. 13 se compara el comportamiento de la caída de densidad frente a la distancia recorrida para la mezcla ternaria, el CO_2 puro y la mezcla binaria CO_2+CO , a $T=293,15 \text{ K}$. En el Anexo II se incluyen representaciones análogas correspondientes a las otras tres temperaturas de trabajo (Figura F5).

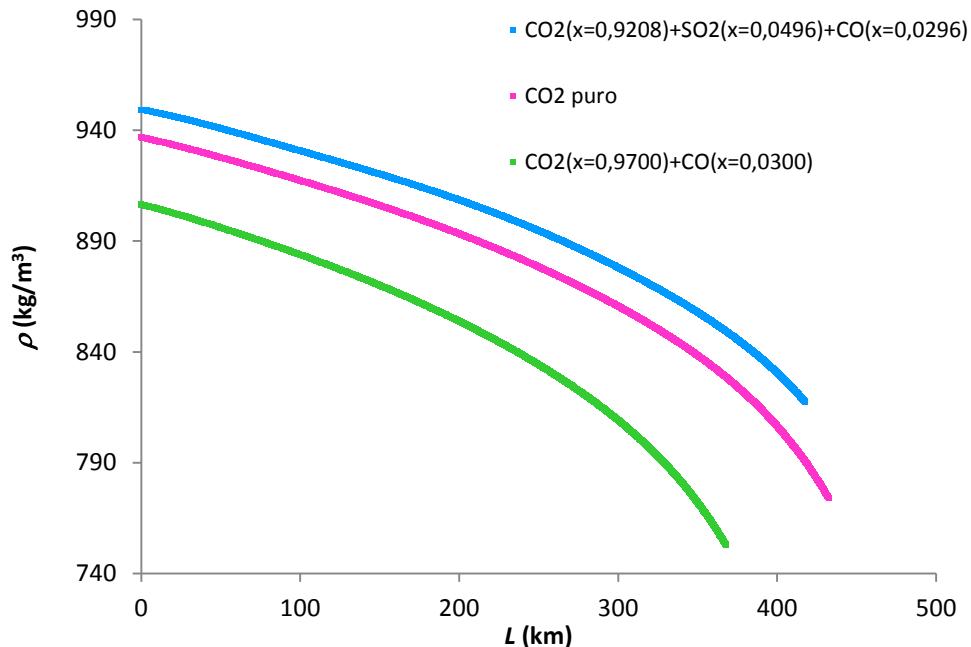


Fig. 13. Perfil de densidad, ρ , a lo largo de la tubería para CO_2 puro, CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ a $T=293,15 \text{ K}$. Se utilizaron los parámetros: flujo de masa $m= 317 \text{ kg/s}$, diámetro interno de la tubería $D= 0,508 \text{ m}$, factor de rugosidad $e= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$ y presión inicial $P_0= 20 \text{ MPa}$.

En estas representaciones se observa que la presencia de CO hace que la caída de densidad sea mayor que en el CO₂ puro ya que la densidad disminuye más rápido debido a la menor densidad y viscosidad de la mezcla binaria CO₂+CO. La caída de densidad en la mezcla ternaria es menor que en el CO₂ puro y la densidad disminuye más lentamente. Como en el caso de la caída de presión, se observa que el SO₂ y el CO tienen efectos opuestos y que la presencia de SO₂ compensa el efecto del CO favoreciendo el transporte. Hay menos diferencia entre la mezcla ternaria y el CO₂ puro que entre la binaria y CO₂ puro, siendo esta diferencia en sentido contrario.

4.1.4. Diámetro interno de la tubería

Para calcular el diámetro interno de la tubería se usó un método iterativo a partir de las ecuaciones del número de Reynolds y del factor de fricción. En este caso los parámetros fijados son el factor de rugosidad de la tubería ($e=4,60 \times 10^{-5}$ m)^{27, 34} y la caída de presión por metro que se obtiene como el promedio de todas las caídas de presiones a todas las temperaturas estudiadas ($\Delta P/L=33$ Pa/m). Como el flujo de masa elegido anteriormente como parámetro fijado era de 317 kg/s, se calcula el diámetro interno para un rango de flujos de masas que van entre los 310 y 324 kg/s.

En la Fig. 14 se muestra el diámetro interno de la tubería frente al flujo de masa a distintas temperaturas y $P=9$ MPa. Representaciones análogas se recogen en el Anexo II para $P=14$ y 20 MPa (figura F6). En estas representaciones se observa que cuanto menor es la temperatura se necesitan menores diámetros internos para transportar un determinado flujo de masa o bien, mayores flujos de masa pueden transportarse para un determinado diámetro. Esto se debe a la mayor densidad de la mezcla.

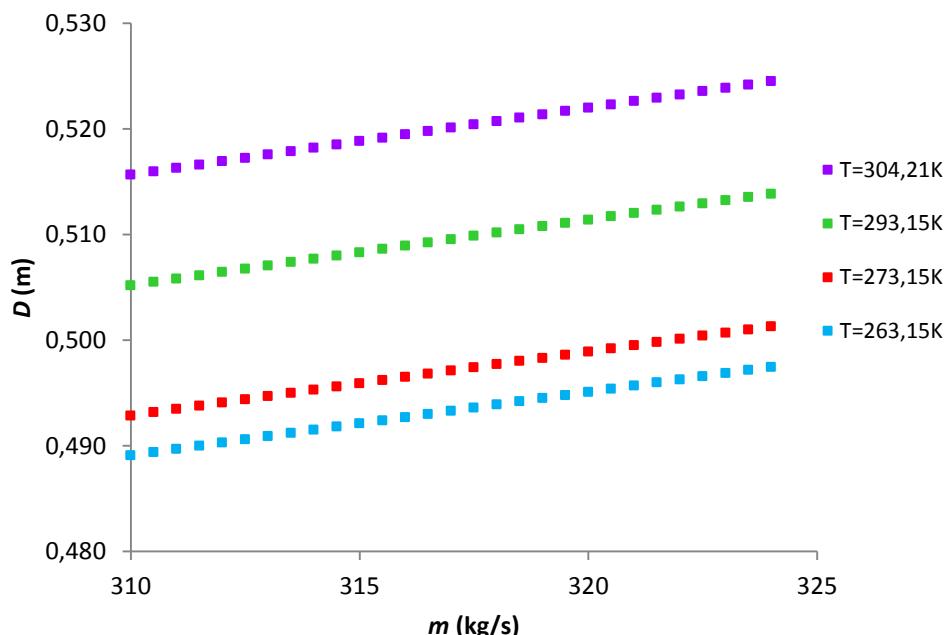


Fig. 14. Diámetro interno de la tubería, D , frente al flujo de masa, m , para la mezcla CO₂($x=0,9208$)+SO₂($x=0,0496$)+CO($x=0,0296$) a $P=9$ MPa y varias temperaturas. Se utilizaron los parámetros: factor de rugosidad $e=4,6 \times 10^{-5}$ m y una caída de presión por metro $\Delta P/L=33$ Pa/m.

En la Fig. 15 se muestra el diámetro interno de la tubería frente al flujo de masa a distintas presiones y $T= 293,15$ K. Representaciones análogas se recogen en el Anexo II para el resto de las temperaturas (figura F7). En estas representaciones se observa que para una temperatura dada el diámetro interno necesario aumenta al disminuir la presión para un determinado flujo de masa.

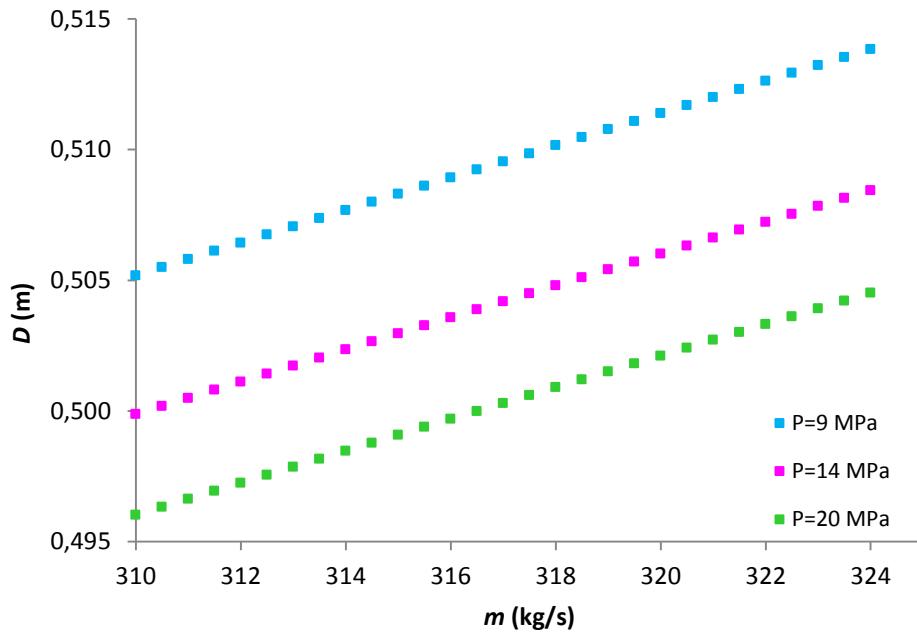


Fig. 15. Diámetro interno de la tubería, D , frente al flujo de masa, m , para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a $T= 293,15$ K y varias presiones. Se utilizaron los parámetros: factor de rugosidad $e = 4,6 \times 10^{-5}$ m y una caída de presión por metro $\Delta P/L = 33$ Pa/m.

A continuación, se compara el diámetro interno frente al flujo de masa del sistema ternario $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ con los de la mezcla binaria CO_2+CO y el CO_2 puro para estudiar la influencia de las impurezas. La Fig. 16 muestra los diferentes diámetros en función del flujo de masa y de las diferentes presiones a la $T=293,15$ K. Representaciones análogas a las demás temperaturas se incluyen en el Anexo II (figura F8). Se observa que para un determinado flujo de masa y una determinada presión y temperatura, el diámetro necesario para transportar la mezcla ternaria es más pequeño que para el CO_2 puro, que a su vez es más pequeño que para el CO_2+CO . Esto se debe a que la densidad de la mezcla ternaria es mayor que la del CO_2 puro y la binaria CO_2+CO , y su viscosidad menor (excepto para $T=304,21$ K a $P<9,8$ MPa, donde se ha estimado como ligeramente mayor), por lo que favorece el transporte del fluido. Esto ocurre a todas las presiones y temperaturas estudiadas.

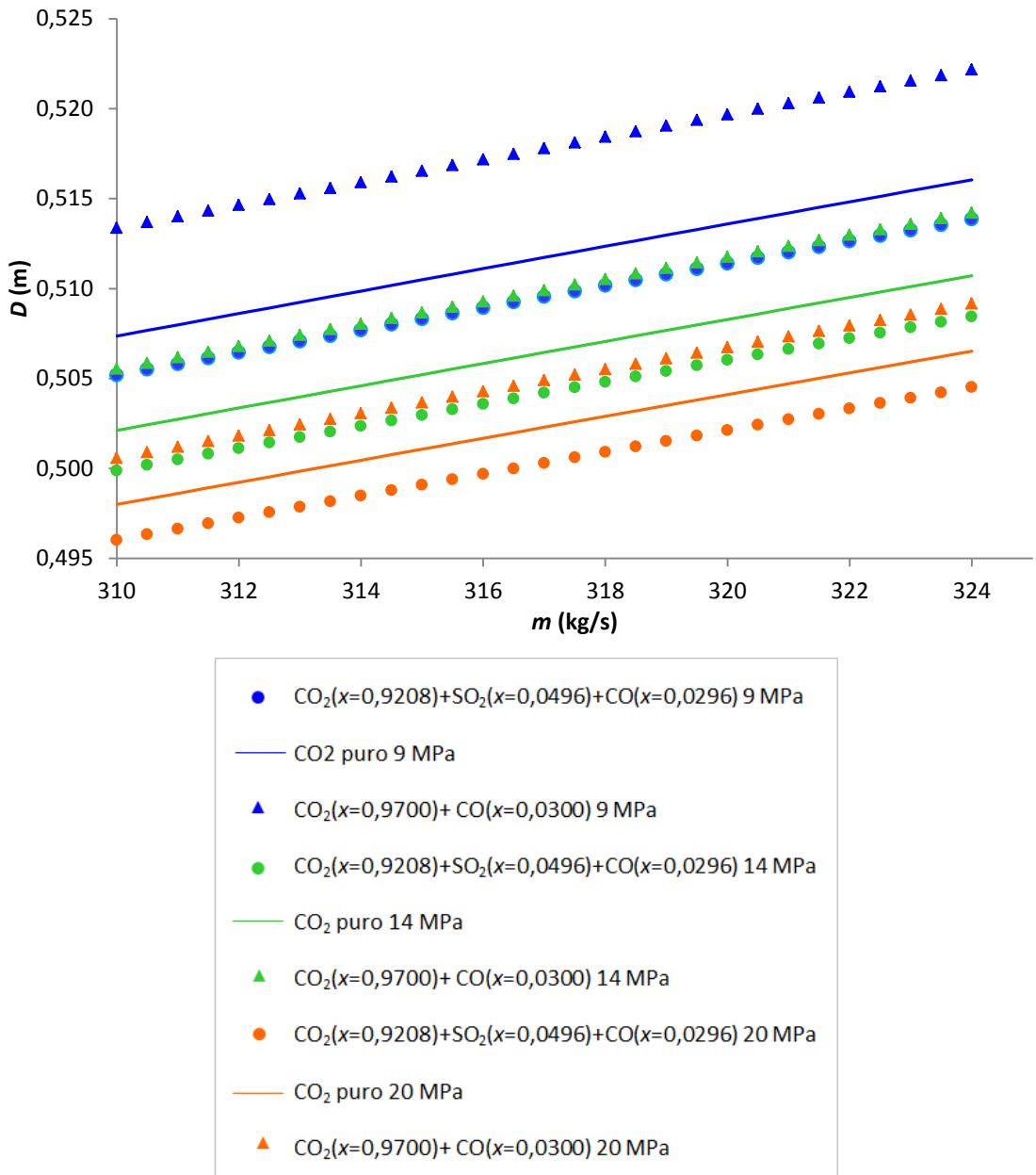


Fig. 16. Diámetro interno de la tubería, D , frente al flujo de masa, m , para CO_2 puro, CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ a $T=293,15\text{ K}$ y distintas presiones. Se utilizaron los parámetros: factor de rugosidad $e=4,6\times10^{-5}\text{ m}$ y una caída de presión por metro $\Delta P/L=33\text{ Pa/m}$.

En la Fig. 17 se muestra los diámetros internos en función del flujo de masa para los tres sistemas a una determinada presión $P=9\text{ MPa}$ a distintas temperaturas. Se observa que el diámetro necesario para transportar un determinado flujo de mezcla ternaria es siempre menor que para la mezcla binaria CO_2+CO y que para el CO_2 puro, y que cuanto mayor es la temperatura mayores son las diferencias.

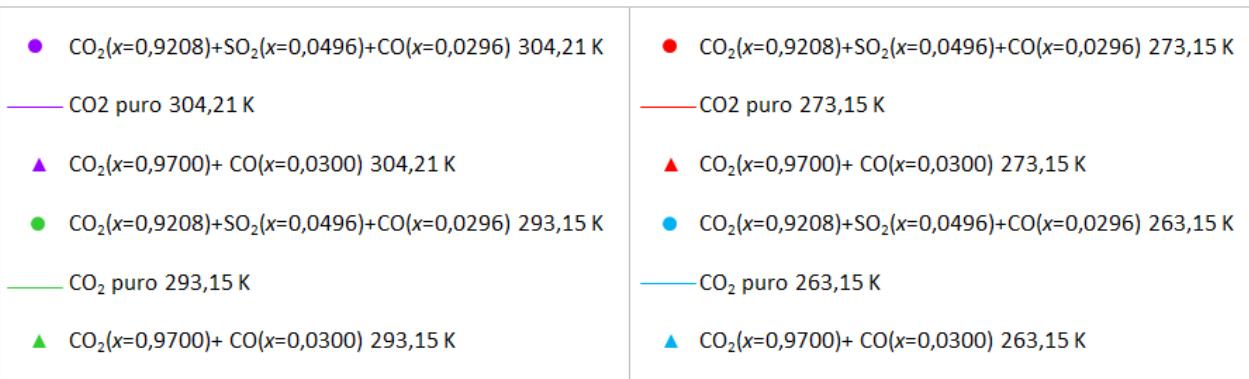
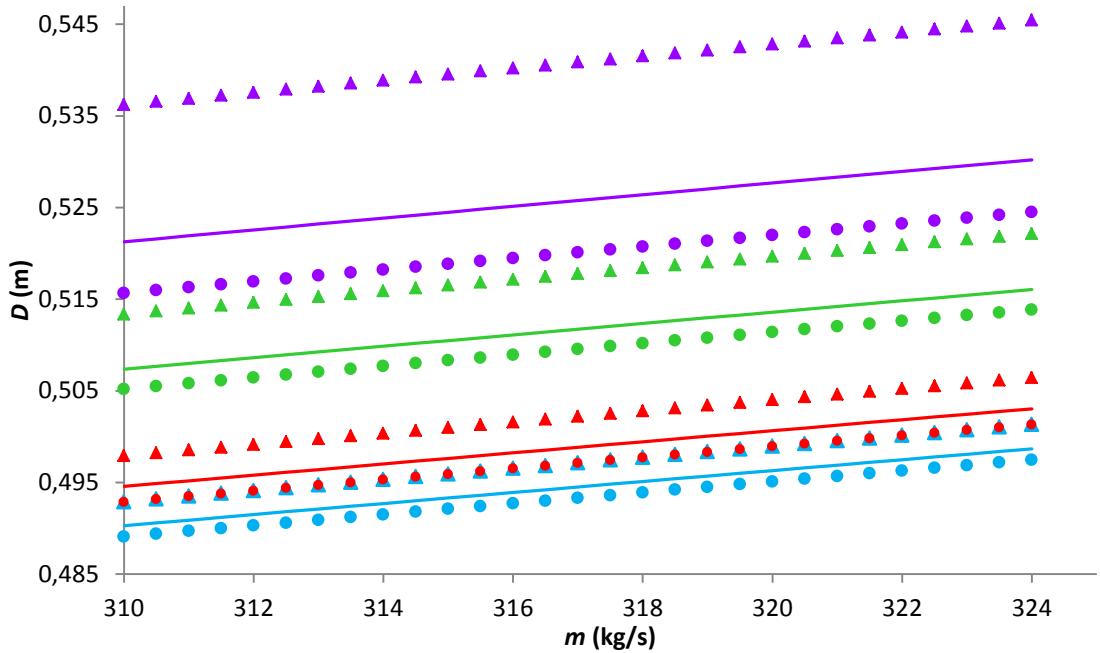


Fig. 17. Diámetro interno de la tubería, D , frente al flujo de masa, m , para CO_2 puro, CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ a $P=9$ MPa y distintas temperaturas. Se utilizaron los parámetros: factor de rugosidad $e=4,6\times10^{-5}$ m y una caída de presión por metro $\Delta P/L=33$ Pa/m.

El diámetro interno de la tubería es un aspecto económico importante que hay que tener en cuenta en el diseño, ya que una diferencia de 3 cm de diámetro supone un incremento de aproximadamente 11 toneladas (aproximadamente un 5% del peso total) de acero por km de tubería (tubería de acero al carbono estándar, API 5L X70, diámetro interno 536 mm y espesor de pared 16,5 mm).³⁵

5. CONCLUSIONES

Se ha determinado experimentalmente la densidad y el equilibrio líquido-vapor para una mezcla $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ en condiciones de composición, presión y temperatura de interés para la tecnología CCS. La composición del sistema es $x_{\text{CO}_2}=0,9208$, $x_{\text{SO}_2}=0,0496$ y $x_{\text{CO}}=0,0296$, las temperaturas 263,15 K, 273,15 K, 293,15 K y 304,21 K y las presiones van de 0,1 a 20 MPa.

Todos los datos experimentales de las isotermas $P-p-T$ se han obtenido usando un densímetro de tubo vibrante. Se ha calculado la incertidumbre combinada de las medidas de densidad para la mezcla ternaria, obteniéndose un valor máximo de $u(\rho)=0,43 \text{ kg/m}^3$.

En este trabajo se ha cuantificado el efecto de pequeñas cantidades de SO_2 y CO en el transporte de CO_2 antropogénico mediante varios parámetros de transporte en relación a sus correspondientes valores cuando el fluido transportado es CO_2 puro y cuando se transporta una mezcla binaria de CO_2+CO con composición $x_{\text{CO}_2}=0,9700$ y $x_{\text{CO}}=0,0300$ (composición que tendría la mezcla ternaria estudiada si no contuviera SO_2). Los parámetros estudiados han sido la presión operacional mínima, el perfil de presión y densidad en función de la distancia de tubería recorrida, y el diámetro interno de la tubería.

Para transportar el fluido por la tubería se requiere una presión de transporte mínima que debe ser mayor que la presión de burbuja para evitar la presencia de fase vapor. La presión de burbuja en la mezcla binaria CO_2+CO es mayor que en el sistema ternario. Por tanto, la presencia de SO_2 permite transportar el fluido a presiones menores, por lo que es favorable para el transporte.

Al comparar la caída de presión y de densidad de la mezcla ternaria con el CO_2 puro se concluye que la presión y la densidad disminuyen más lentamente conforme aumenta la distancia recorrida en la mezcla ternaria. En la mezcla binaria CO_2+CO la presión y densidad descienden más rápido que para el CO_2 puro, por lo que se determina que el efecto del SO_2 es contrario al del CO y la presencia del SO_2 afecta positivamente al transporte por tubería. Esto se traduce en que se necesitarán menos compresores para aumentar la presión y que no se forme fase vapor durante el transporte, o menor potencia para represurizar.

En referencia al diámetro interno de la tubería, en la mezcla ternaria se requieren menores diámetros para un determinado flujo de masa que para el CO_2 puro, y éste a su vez menores que para la mezcla binaria CO_2+CO . Por tanto, se concluye que la presencia de SO_2 resulta favorable en el transporte.

Como conclusión final se obtiene que la presencia de SO_2 facilita el transporte del CO_2 antropogénico en la tecnología CCS, respecto del CO_2 puro y del sistema binario CO_2+CO . Esto es debido a la mayor densidad y menor viscosidad de la mezcla ternaria, así como a la posición de su ELV. Como consecuencia, se puede transportar el fluido a menores presiones, la caída de presión y densidad es menor y se requieren menores diámetros internos de tubería. Aunque puede realizarse a menores presiones, también es cierto que el transporte en presencia de SO_2 se favorece a temperaturas bajas y presiones altas debido a la mayor densidad de la mezcla y a que las caídas de presión y densidad, y el diámetro interno necesario, son menores que a temperaturas altas y presiones bajas. Serán las necesidades propias de cada red de transporte las que determinen los valores más adecuados para los parámetros de diseño y operación, en función de cuestiones tanto técnicas como económicas.

6. BIBLIOGRAFÍA

¹ Global CCS Institute, What is CCS?, 2015.

<http://hub.globalccsinstitute.com/sites/default/files/publications/191088/fact%20sheet%20what%20is%20ccs.pdf>

² IEA, *Carbon Capture and Storage: The solution for deep emissions reductions*, 2015.

<https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/CarbonCaptureandStorageThe solution for deep emissions reductions.pdf>

³ Global CCS Institute, *The global status of CCS*, 2015.

<http://hub.globalccsinstitute.com/sites/default/files/publications/196843/global-status-ccs-2015-summary.pdf>

⁴ R&D project CO₂ Value Chain, StatoilHydro, Carbon Dioxide. Capture, Transport and Storage (CCS).

[http://www04.abb.com/GLOBAL/SEITP/seitp202.nsf/c71c66c1f02e6575c125711f004660e6/9ebcbfaedaedfa36c12576f1004a49de/\\$FILE/StatoilHydro+CCS.pdf](http://www04.abb.com/GLOBAL/SEITP/seitp202.nsf/c71c66c1f02e6575c125711f004660e6/9ebcbfaedaedfa36c12576f1004a49de/$FILE/StatoilHydro+CCS.pdf)

⁵ IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG), *Development of a global CO₂ pipeline infrastructure*, 2010.

<http://www.globalccsinstitute.com/publications/development-global-co2-pipeline-infrastructure>

⁶ P.N. Seevam, J.M. Downie, P. Hopkins, Proceedings of IPC2008, 7th International Pipeline Conference, 2008, 1, 39-51.

⁷ L.D. Carter, IEA Clean Coal Centre, CCC/162, Energy Agency Coal Res., 2010

⁸ L.E. Crandell, B.R. Ellis, C.A. Peters, Environ. Sci. Technol., 2010, 44, 349-355.

⁹ B.R. Ellis, L.E. Crandell, C.A. Peters, Int. J. Greenhouse Gas Control, 2010, 4, 575-582.

¹⁰ Y. Xiang, Z. Wang, C. Xu, C. Zhou, Z. Li, W. Ni, J. Supercrit. Fluids, 2011, 58, 286-294.

¹¹ S.G. Sayegh, F.F. Krause, J.E. Fosti, SPE Petroleum Reservoir Eng., 1987, 2, 199-208.

¹² K. Misiak, C. Sanchez Sanchez, P. van Os, E. Goetheer, Energy Procedia, 2013, 37, 1150-1159.

¹³ D. Fu, J. Feng, J. Lu, Chin. J. Chem., 2010, 28, 1885-1889.

¹⁴ Patent Number 7,922,792. Method for Sequestering Carbon Dioxide and Sulfur Dioxide Utilizing a Plurality of Waste Streams. 2011.

¹⁵ Patent Number WO 2012152963 A1. CO₂ and SO₂ capture method. 2012.

¹⁶ M. Koenen, S. Waldmann, C. Hofstee, F. Neele, 2nd International Forum on Recent Developments of CCS Implementation 16th – 17th December 2015.

¹⁷ Annual European Union greenhouse gas inventory 1990-2014 and inventory report 2016. Technical report No 15/2016. EEA (European Environment Agency), 2016.

¹⁸ Inventory of U.S. greenhouse gas emissions and sinks: 1990-2013.EPA 430-R-15-004. U.S. Environment Protection Agency, 2015.

¹⁹ I. Velasco, C. Rivas, J.F. Martínez-López, S.T. Blanco, S. Otín, M. Artal, *J. Phys. Chem. B*, 2011, 115, 8216–8230.

²⁰ C. Bouchot, D. Richon, *Fluid Phase Equilib.*, 2001, 191, 189-208.

²¹ C. Rivas, B. Gimeno, R. Bravo, M. Artal, J. Fernández, S. T. Blanco, I. Velasco, *J. Chem. Thermodyn.*, 2016, 98, 272-281.

²² O. Kunz, R. Klimeck, W. Wagner, M. Jaeschke, GERG Technical Monograph 15, Fortschritt-Berichte VDI, VDI-Verlag, Düsseldorf 2007.

²³ Joint Committee for Guides in Metrology, JCGM 100, 2008.

²⁴ E.W. Lemmon, M.L. Huber, M.O. McLinden, National Institute of Standards and Technology, Standard Reference Data Program, Gaithersburg, 2013.

²⁵ S.T. Blanco, C. Rivas, R. Bravo, J. Fernández, M. Artal, I. Velasco, *Environ. Sci. Technol.*, 2014, 48, 10984-10992.

²⁶ P.N. Seevam, J.M. Race, M.J. Downie, P. Hopkins, 2008 7th International Pipeline Conference, 1, 39-51.

²⁷ V. Vandeginste, K. Piessens, *Int. J. Greenhouse Gas Control*, 2008, 2, 571-581.

²⁸ ElementEnergy, 2010. Final Report for IEA Greenhouse Gas Programme, 1-134.

²⁹ A. Fenghour, W.A. Wakeham, V. Vesovic, *J. Phys. Chem.*, 1998, 27, 31-44.

³⁰ M. J. Assael, N.K. Dalaouti, W.A. Wakeham, *Int. J. Thermophysics*, 2001, 22, 1727-1737.

³¹ M. J. Assael, N.K. Dalaouti, V. Vesovic, *Int. J. Thermophysics*, 2001, 22, 61-71.

³² P. Aursand, M. Hammer, S.T. Munkerjord, *Int. J. Greenhouse Gas Control*, 2013, 15, 174-185.

³³ M.E. Boot-Handford, J.C. Abanades, E.J. Anthony, M.J. Blunt, S. Brandani, N. MacDowell, J.R. Fernández, M.C. Ferrari, R. Gross, J.P. Hallett, R.S. Haszeldine, P. Heptonstall, A. Lyngfelt, Z. Makuch, E. Mangano, R.T.J. Porter, M. Pourkasahanian, G.T. Rochelle, N. Shah, J.G. Yao, P.S. Fennell, *Energy Environ. Sci.*, 2014, 7, 130-189.

³⁴ J. Morbee, J. Serpa, E. Tzimas, European Commission, JRC62502, 2011.

³⁵ S.T. McCoy, E.S. Rubin, *Int. J. Greenhouse Gas Control*, 2008, 2, 219-229.

ANEXOS

Índice

Anexo I: Tablas.....	iii
Tabla T1. Resultados experimentales P - ρ - T - $u_c(\rho)$ para la mezcla $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$	iii
Tabla T2. Límites del equilibrio líquido-vapor $P_{\text{rocío}}-P_{\text{burbuja}}-P_{\text{Saturación}}-\rho_L-\rho_V-T$ para la mezcla CO_2+CO y CO_2 puro	vii
Tabla T3. Ecuaciones para el cálculo de los parámetros de transporte	viii
Anexo II: Figuras	ix
Figura F1. Densidades para las mezclas CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ y para CO_2 puro	ix
Figura F2. Límites del equilibrio líquido-vapor para las mezclas CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ y para CO_2 puro	xi
Figura F3. Viscosidades para las mezclas CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ y para CO_2 puro	xiii
Figura F4. Perfil de presión a lo largo de la tubería para las mezclas CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ y para CO_2 puro	xv
Figura F5. Perfil de densidad a lo largo de la tubería para las mezclas CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ y para CO_2 puro	xvii
Figura F6. Diámetro interno de la tubería para la mezcla $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$	xix
Figura F7. Diámetro interno de la tubería para la mezcla $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$	xx
Figura F8. Diámetro interno de la tubería para las mezclas CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ y para CO_2 puro	xxii

Anexo I: Tablas

Tabla T1. Datos experimentales P - ρ - $u_c(\rho)$ para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a diferentes temperaturas: 263,15 K; 273,15 K; 293,15 K y 304,21 K.

T=263,15 K					
P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)	P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)
0,508	12,08	0,24	11,010	1028,12	0,39
1,003	23,55	0,23	11,514	1030,34	0,39
1,519	37,23	0,23	12,001	1032,43	0,39
1,540	37,96	0,23	12,505	1034,54	0,39
4,758	38,59	0,22	13,010	1036,64	0,39
5,010	49,16	0,22	13,514	1038,69	0,39
5,515	1000,14	0,38	14,000	1040,67	0,39
6,001	1003,09	0,38	14,505	1042,64	0,39
6,506	1006,06	0,38	15,009	1044,53	0,39
7,010	1008,78	0,38	15,514	1046,44	0,39
7,514	1011,52	0,38	16,000	1048,20	0,39
8,001	1014,00	0,38	17,009	1051,69	0,39
8,505	1016,42	0,39	18,000	1055,20	0,39
9,010	1018,86	0,39	18,505	1057,07	0,40
9,514	1021,19	0,39	19,009	1058,99	0,40
10,001	1023,49	0,39	19,514	1060,67	0,40
10,505	1025,82	0,39	20,000	1062,22	0,40

T=273,15 K					
P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)	P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)
0,502	10,45	0,23	12,005	999,19	0,38
1,011	21,71	0,23	12,505	1001,67	0,38
1,507	33,78	0,23	13,005	1004,05	0,38
2,003	47,01	0,23	13,504	1006,38	0,38
2,298	56,06	0,23	14,004	1008,58	0,38
5,232	957,89	0,37	14,504	1010,77	0,38
5,510	959,97	0,37	15,003	1013,04	0,39
6,009	963,58	0,37	15,503	1015,24	0,39
6,509	967,02	0,37	16,003	1017,38	0,39
7,009	970,37	0,38	16,502	1019,49	0,39
7,508	973,71	0,38	17,002	1021,61	0,39
8,008	976,85	0,38	17,502	1023,65	0,39
9,007	982,84	0,38	18,001	1025,72	0,39
9,507	985,75	0,38	18,501	1027,73	0,39
10,007	988,64	0,38	19,001	1029,68	0,39
10,506	991,37	0,38	19,500	1031,53	0,39
11,006	994,01	0,38	20,000	1033,34	0,39
11,506	996,66	0,38			

T=293,15 K					
P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)	P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)
0,503	10,39	0,24	11,512	888,31	0,36
1,013	20,53	0,23	12,015	893,28	0,36
1,501	30,83	0,23	12,500	897,79	0,36
2,011	42,36	0,23	13,002	902,27	0,36
2,499	54,97	0,23	13,505	906,49	0,36
3,009	68,37	0,23	14,007	910,46	0,36
3,497	84,26	0,23	14,509	914,20	0,36
4,007	102,00	0,23	15,011	917,73	0,36
4,406	120,35	0,24	15,513	921,05	0,36
6,566	817,68	0,34	16,016	924,68	0,36
7,009	827,42	0,34	16,501	928,08	0,36
7,511	836,76	0,34	17,003	931,44	0,37
8,013	845,15	0,35	17,506	934,74	0,37
8,499	852,62	0,35	18,008	937,97	0,37
9,001	859,63	0,35	18,510	941,07	0,37
9,503	866,04	0,35	19,012	944,05	0,37
10,006	871,99	0,35	19,515	946,91	0,37
10,508	877,38	0,35	20,000	949,59	0,37
11,010	883,07	0,35			

T=304,21 K					
P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)	P (MPa)	ρ (kg/m³)	$u_c(\rho)$ (kg/m³)
0,503	9,84	0,24	11,015	812,40	0,34
1,000	19,32	0,23	11,505	820,16	0,34
1,498	29,27	0,23	12,012	827,85	0,34
2,019	40,28	0,23	12,502	834,79	0,34
2,516	52,12	0,23	13,008	841,49	0,35
3,014	64,03	0,23	13,498	847,35	0,35
3,511	77,23	0,23	14,005	852,92	0,35
4,009	91,64	0,23	14,511	858,69	0,35
4,506	107,46	0,23	15,001	863,93	0,35
5,004	127,32	0,23	15,508	869,04	0,35
5,501	150,02	0,23	16,014	874,00	0,35
5,999	173,34	0,23	16,504	878,51	0,35
7,367	696,51	0,43	17,011	882,98	0,35
7,503	705,23	0,33	17,501	887,03	0,36
8,009	733,41	0,33	18,007	891,04	0,36
8,499	753,71	0,33	18,514	894,87	0,36
9,006	769,55	0,33	19,004	898,42	0,36
9,512	782,54	0,33	19,510	901,81	0,36
10,002	793,43	0,34	20,000	904,97	0,36
10,509	803,45	0,34			

Tabla T2. Límites del equilibrio líquido-vapor para la mezcla CO₂+CO²⁵ y CO₂ puro^{22, 24} a diferentes temperaturas:

CO ₂ (x=0,9700)+ CO(x=0,0300)				
T (K)	P _{rocío} (MPa)	P _{burbuja} (MPa)	ρ _l (kg/m ³)	ρ _v (kg/m ³)
263,15	2,77	5,40	966,0	74,4
273,15	3,68	5,99	909,4	102,1
283,15	4,72	6,57	840,5	141,7
293,15	6,08	7,47	752,1	207,6

CO ₂			
T (K)	P _{saturación} (MPa)	ρ _l (kg/m ³)	ρ _v (kg/m ³)
263,15	2,65	982,9	71,2
273,15	3,49	927,4	97,7
283,15	4,50	861,1	135,2
293,15	5,73	773,4	194,2
303,15	7,05	629,4	312,0

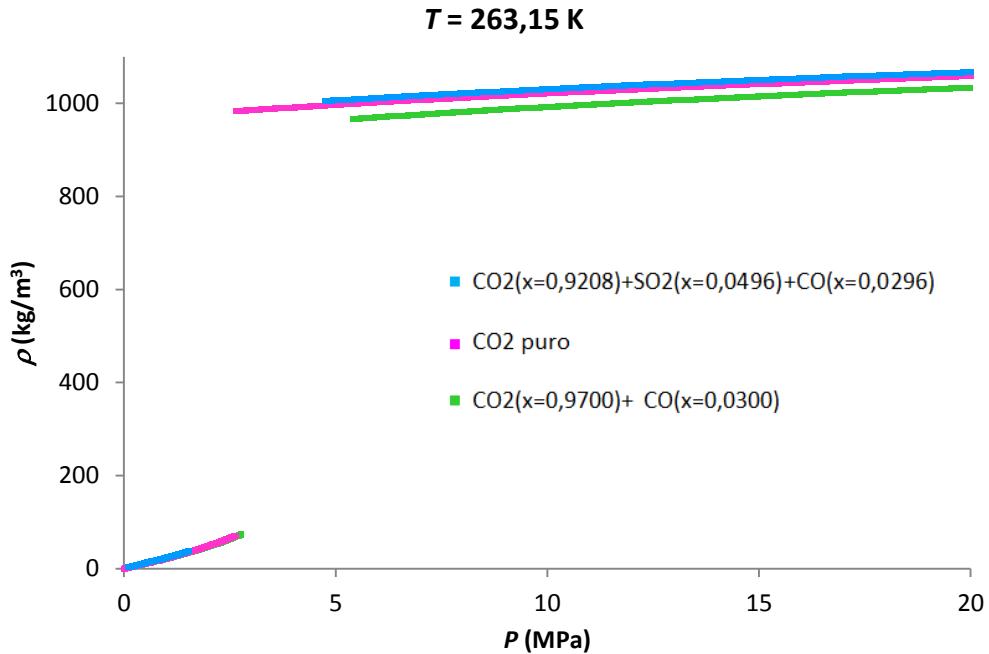
Tabla T3. Ecuaciones generales para el cálculo de los parámetros de transporte en el diseño y operación de tuberías.

	Ecuaciones	Símbolos
Flujo de masa	$m = \rho \times v \times A$	m = flujo de masa (kg/s) ρ = densidad del fluido (kg/m ³) v = velocidad del fluido (m/s) A = área interna de la tubería (m ²)
Diámetro interno de la tubería	$D = \left(\frac{4 \times m}{v \times \pi \times \rho} \right)^{1/2}$ $= \left[\frac{8 \times f \times m^2}{\rho \times \pi^2 \times \frac{\Delta P}{L}} \right]^{1/5}$	D = diámetro interno (m) m = flujo de masa (kg/s) v = velocidad del fluido (m/s) ρ = densidad del fluido (kg/m ³) f = factor de fricción Darcy-Weisbach $(\Delta P/L)$ = caída de presión por metro (Pa/m)
Número de Reynolds	$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\eta} = \frac{4 \times m}{\pi \times \eta \times D}$	Re = número de Reynolds ρ = densidad del fluido (kg/m ³) v = velocidad del fluido (m/s) D = diámetro interno (m) η = viscosidad del fluido (Pa.s) m = flujo de masa (kg/s)
Factor de fricción Darcy-Weisbach	$f = \frac{1.325}{\left[\ln \left[\frac{e}{3.7 \times D} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right] \right]^2}$	f = factor de fricción Darcy-Weisbach e = factor de rugosidad (m) D = diámetro interno (m) Re = número de Reynolds
Caída de presión por metro	$\frac{\Delta P}{L} = \frac{8 \times f \times m^2}{\rho \times \pi^2 \times D^5}$	$(\Delta P/L)$ = caída de presión por metro (Pa/m) m = flujo de masa (kg/s) ρ = densidad del fluido (kg/m ³) f = factor de fricción Darcy-Weisbach D = diámetro interno (m)

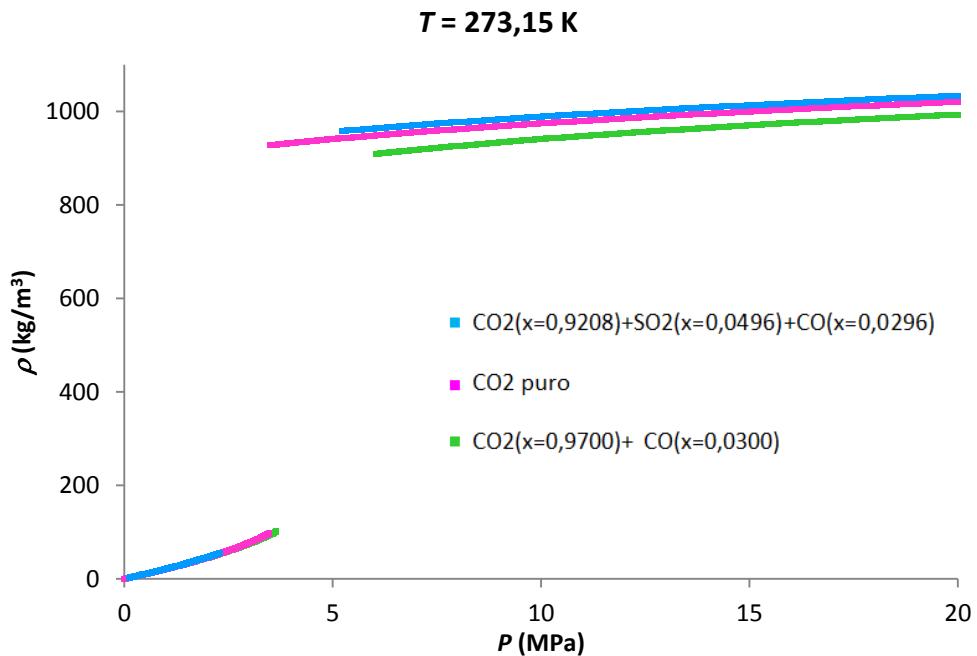
Anexo II: Figuras

Figura F1. Densidades, ρ , para CO₂ puro,^{22, 24} CO₂+CO²⁵ y CO₂+SO₂+CO (este trabajo) a varias presiones y a temperaturas: a) $T= 263,15$ K, b) $T= 273,15$ K y c) $T= 304,21$ K.

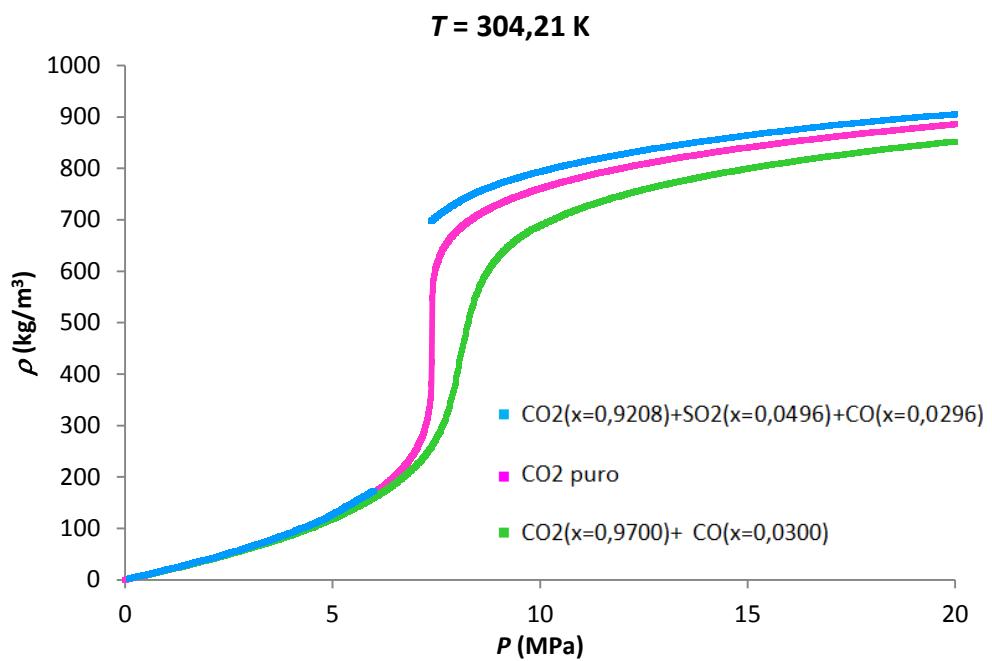
(F1a)



(F1b)



(F1c)



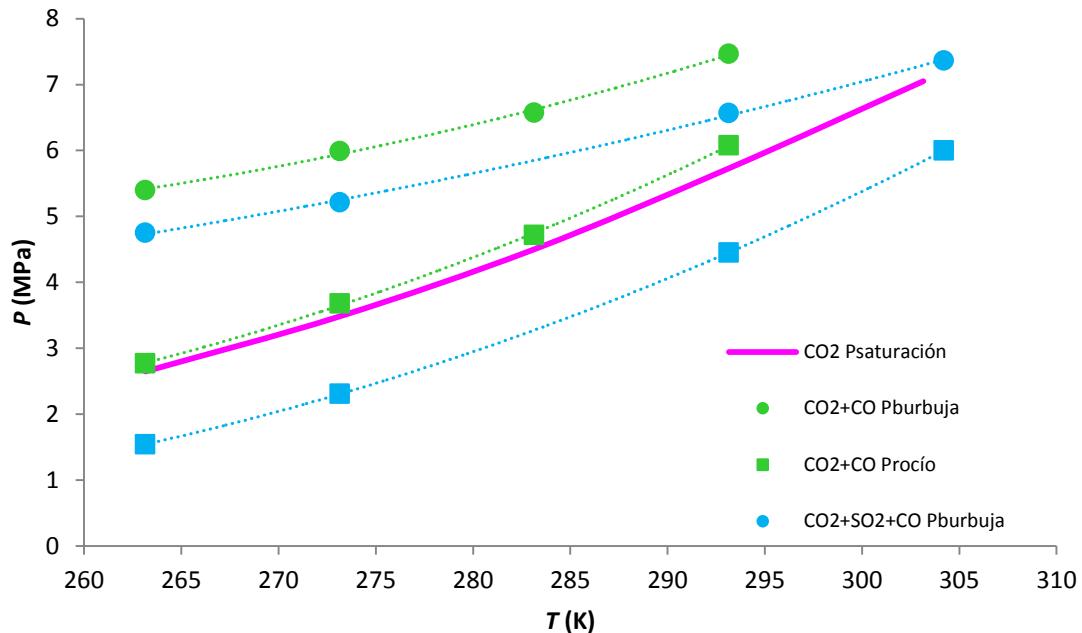
x

Figura F2. Límites del equilibrio líquido-vapor para las mezclas

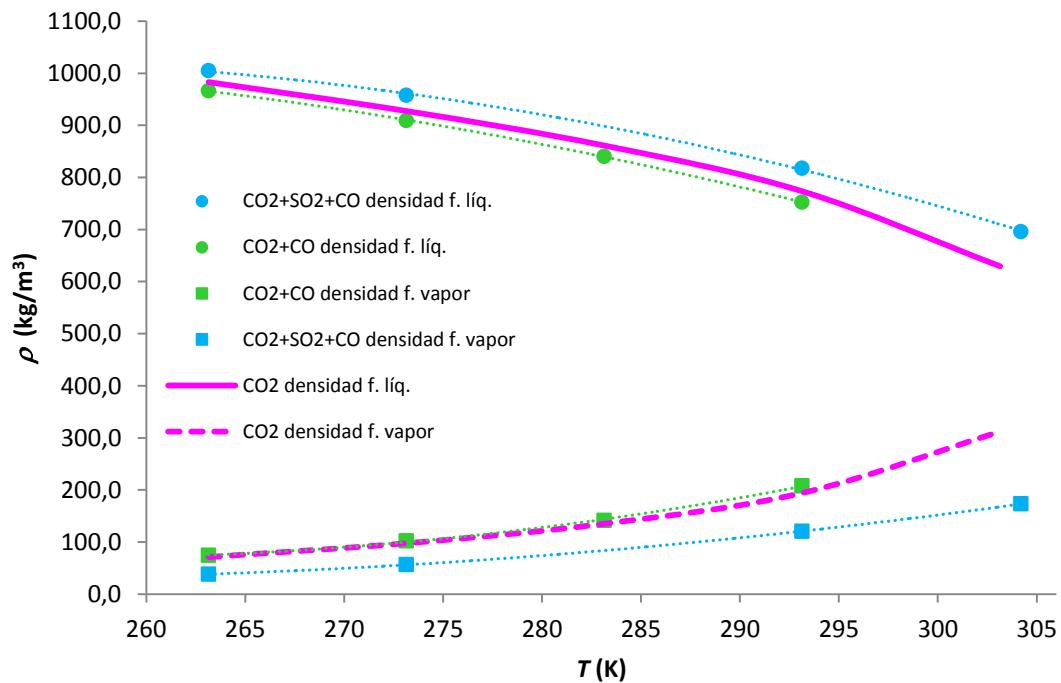
$\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ (este trabajo) y $\text{CO}_2(x=0,9700)+\text{CO}(x=0,0300)$ ²⁵ y para el CO_2 puro:^{22,24}

- presión de burbuja, P_{burbuja} , y presión de rocío, $P_{\text{rocío}}$, de las mezclas y presión de saturación, $P_{\text{saturación}}$ del CO_2 en función de la temperatura
- densidades de la fase líquida, ρ_L , y vapor, ρ_V , en el equilibrio en función de la temperatura
- P_{burbuja} , $P_{\text{rocío}}$ y $P_{\text{saturación}}$ frente a las densidades de las fases líquida y vapor en el equilibrio

(F2a)



(F2b)



(F2c)

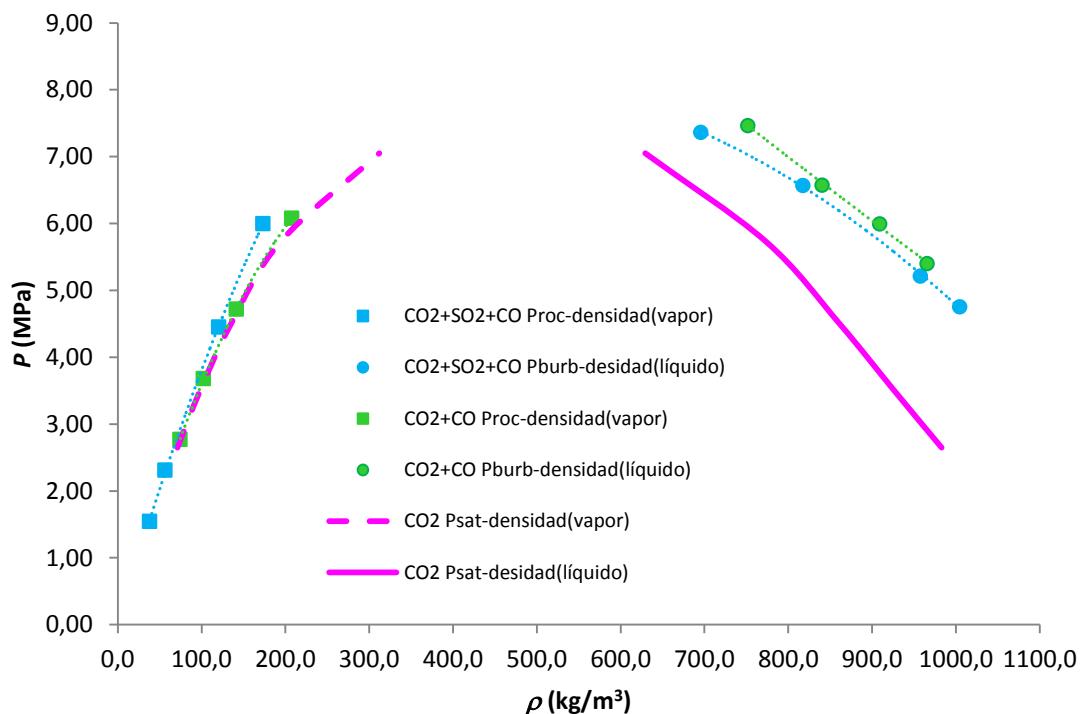
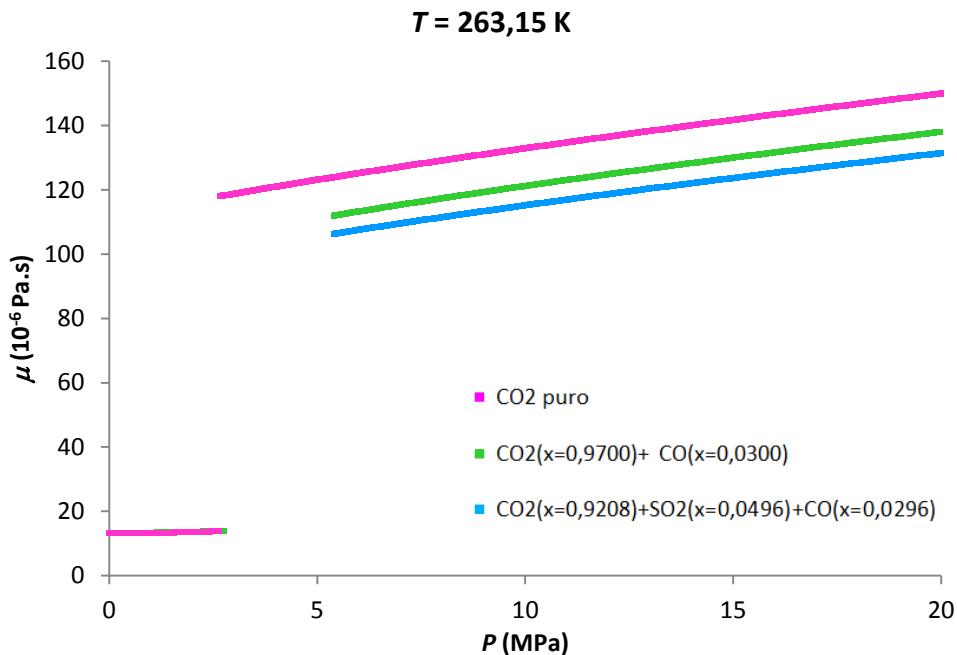
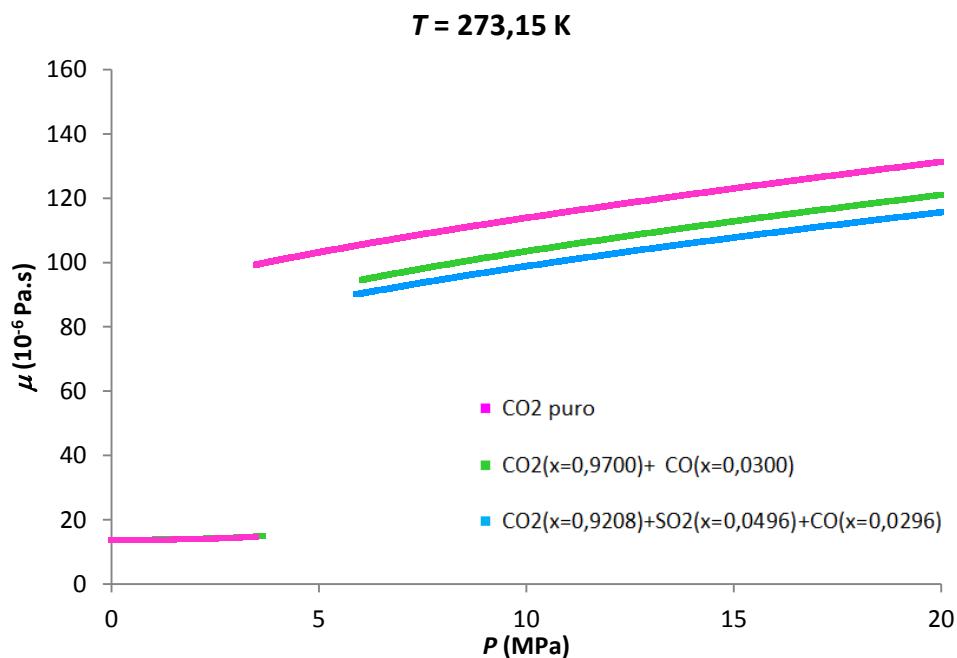


Figura F3. Viscosidades, μ , para CO₂ puro,²⁴ CO₂+CO²⁴ y CO₂+SO₂+CO (este trabajo) a varias presiones y temperaturas: a) $T= 263,15$ K, b) $T= 273,15$ K y c) $T= 304,21$ K.

(F3a)



(F3b)



(F3c)

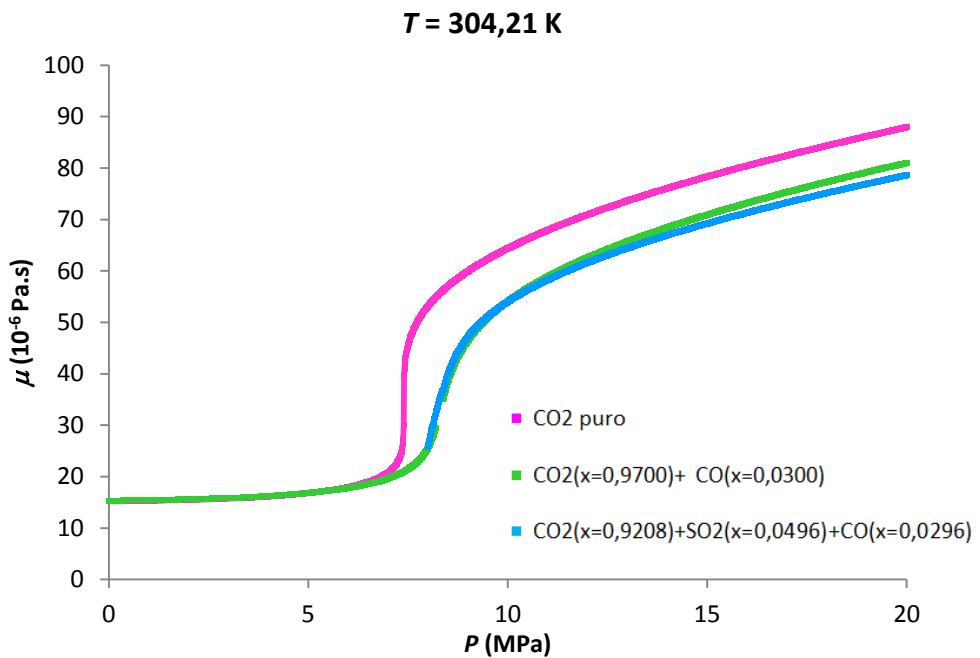
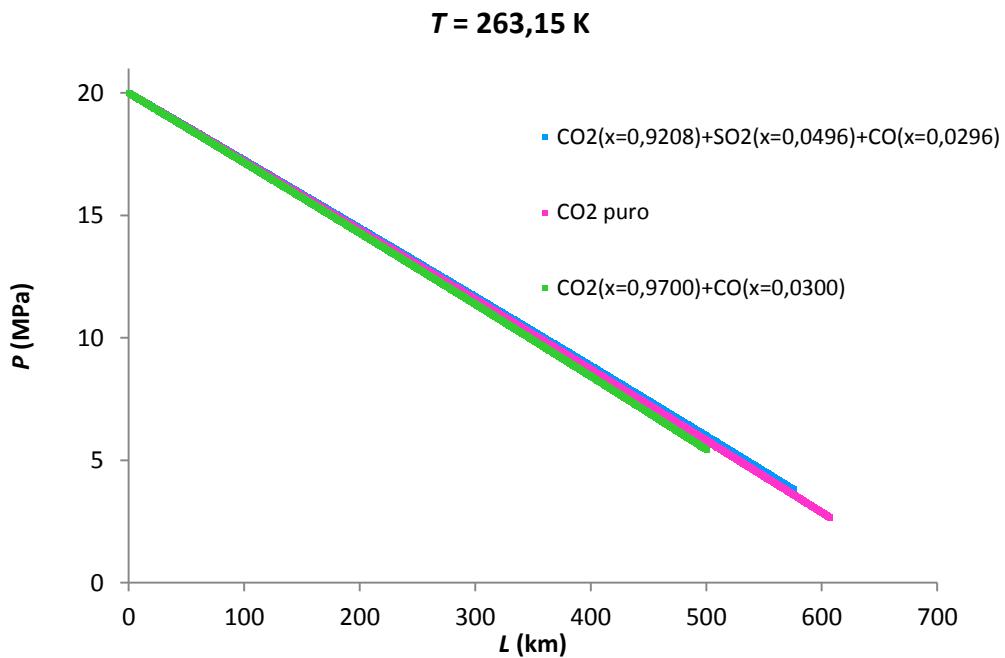
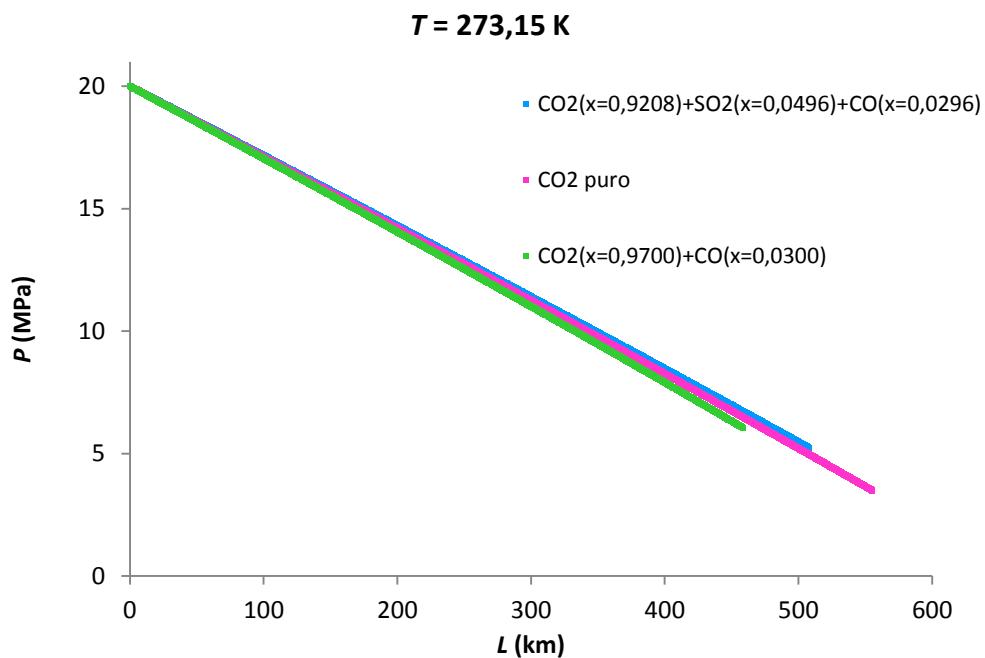


Figura F4. Perfil de presión, P , a lo largo de la tubería para CO_2 puro, CO_2+CO y $\text{CO}_2+\text{SO}_2+\text{CO}$ a varias temperaturas: a) $T= 263,15 \text{ K}$, b) $T= 273,15 \text{ K}$ y c) $T= 304,21 \text{ K}$. Flujo de masa $m= 317 \text{ kg/s}$, diámetro interno de la tubería $D= 0,508 \text{ m}$, factor de rugosidad $e= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$ y presión inicial $P_i= 20 \text{ MPa}$.

(F4a)



(F4b)



(F4c)

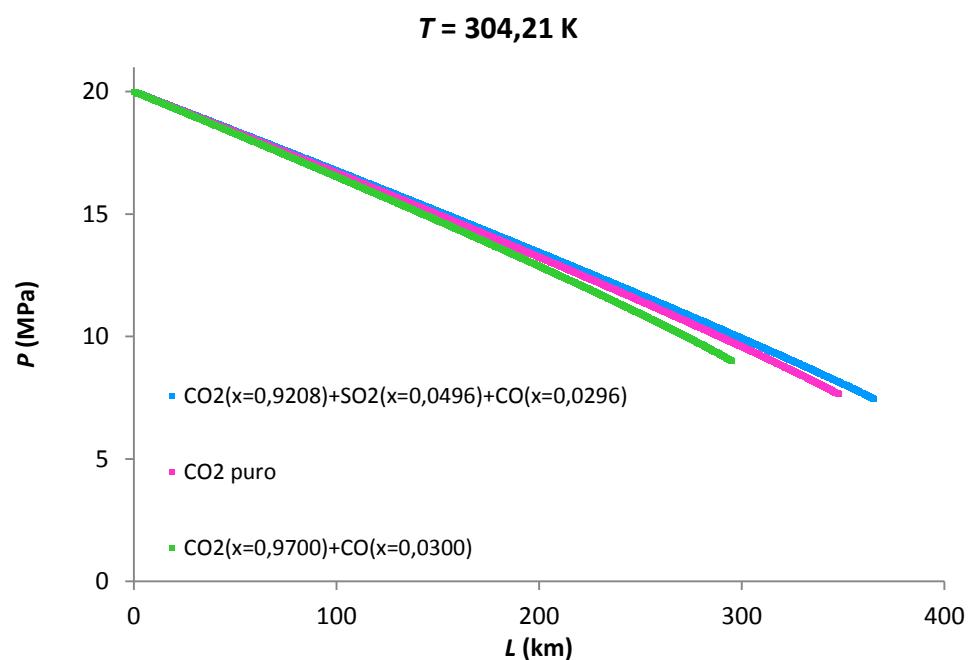
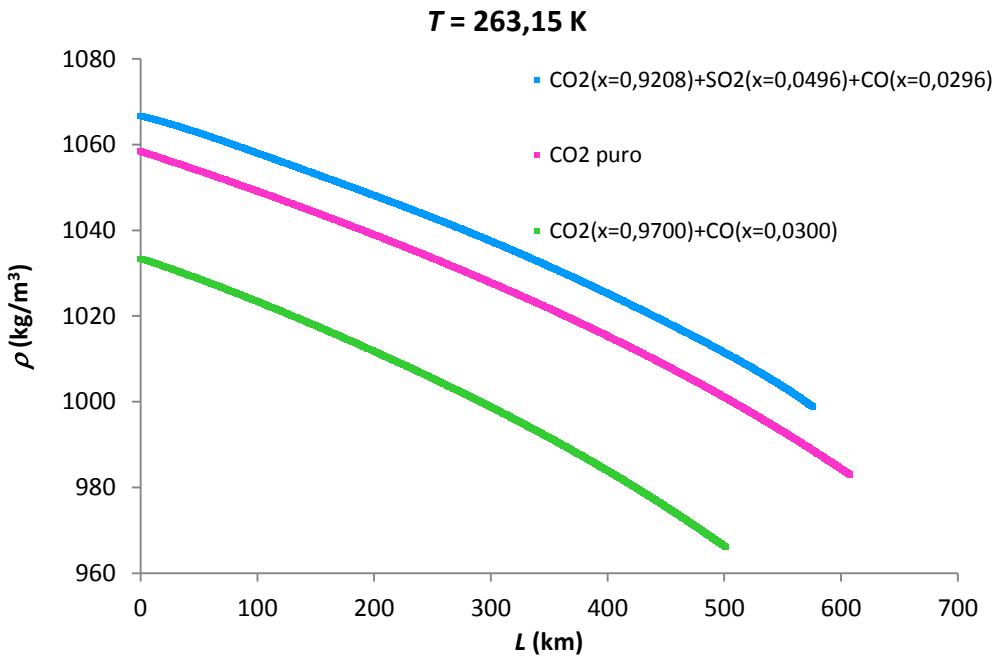
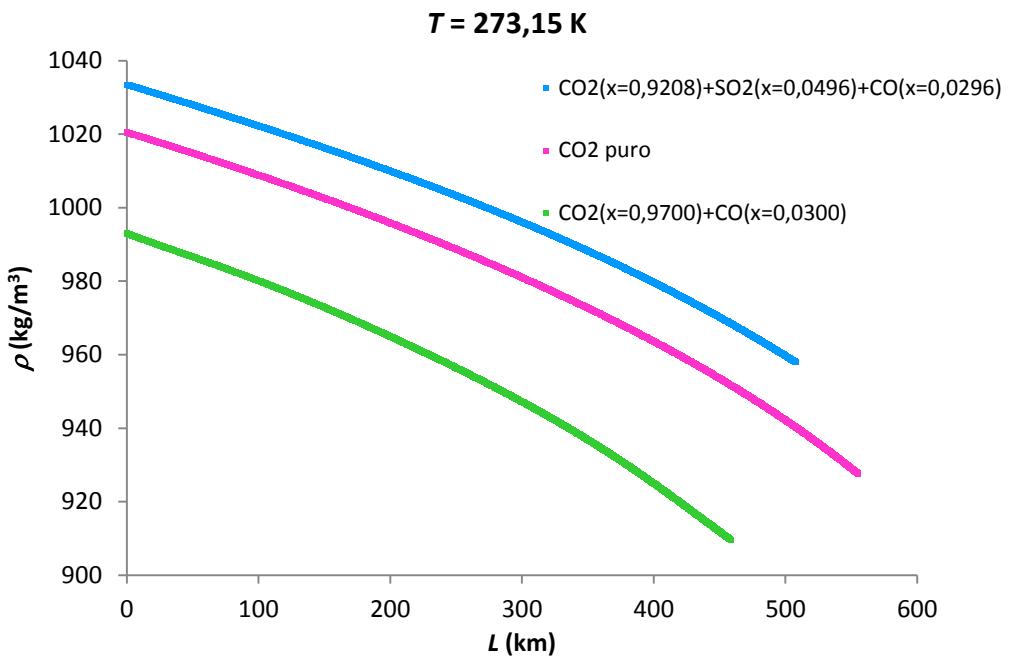


Figura F5. Perfil de densidad, ρ , a lo largo de la tubería para CO₂ puro, CO₂+CO y CO₂+SO₂+CO a varias temperaturas: a) $T= 263,15$ K, b) $T= 273,15$ K y c) $T= 304,21$ K. Se utilizaron los parámetros: flujo de masa $m= 317$ kg/s, diámetro interno de la tubería $D= 0,508$ m, factor de rugosidad $e= 4,6 \times 10^{-5}$ m y presión inicial $P_i= 20$ MPa.

(F5a)



(F5b)



(F5c)

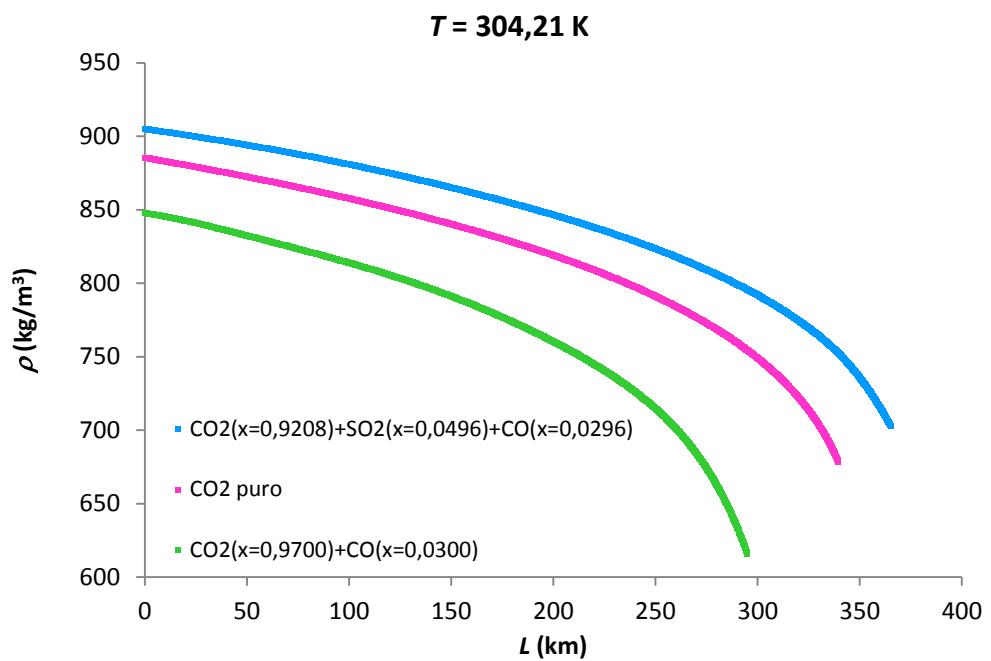
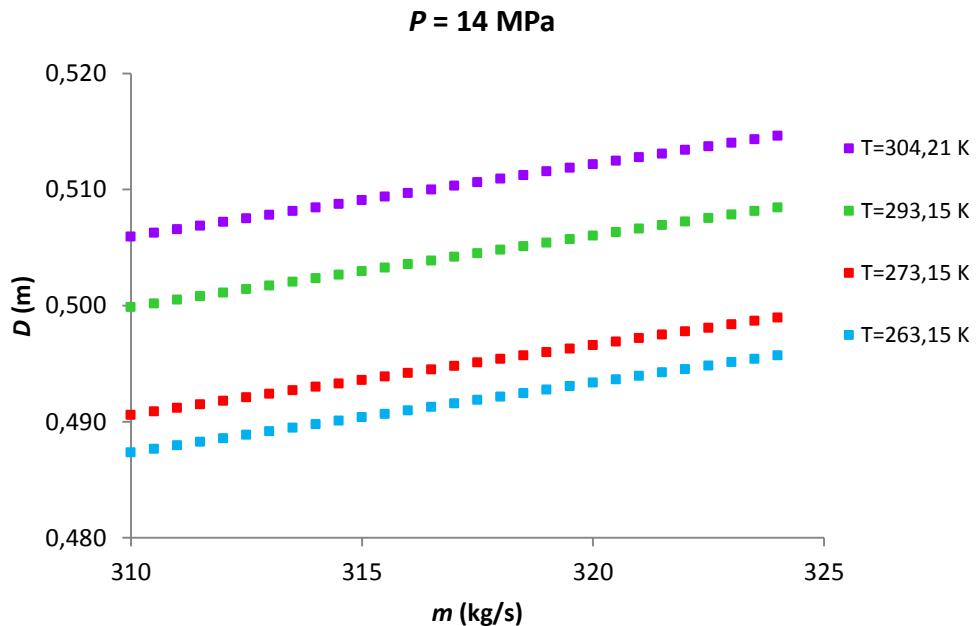


Figura F6. Diámetro interno de la tubería, D , frente al flujo de masa, m , para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a varias temperaturas y presiones: a) $P= 14 \text{ MPa}$ y b) $P= 20 \text{ MPa}$. Se utilizaron los parámetros: factor de rugosidad $e= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$ y una caída de presión por metro $\Delta P/L= 33 \text{ Pa/m}$.

(F6a)



(F6b)

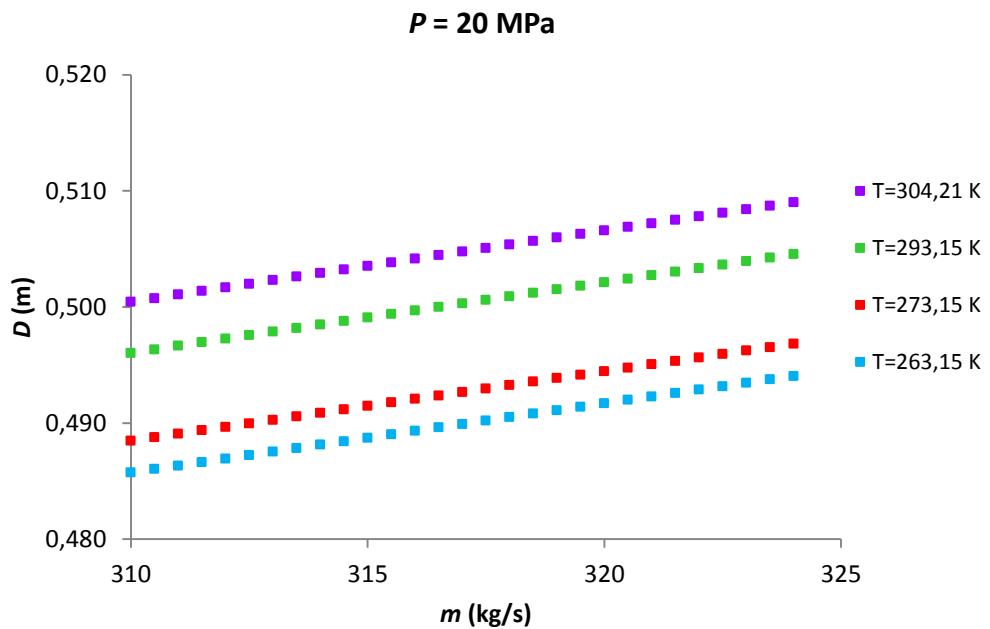
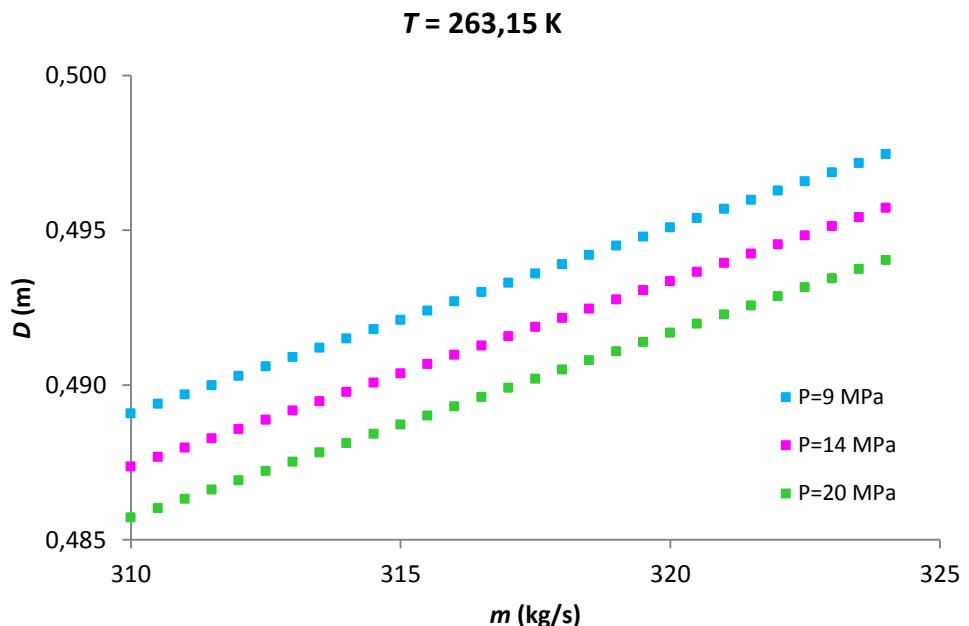
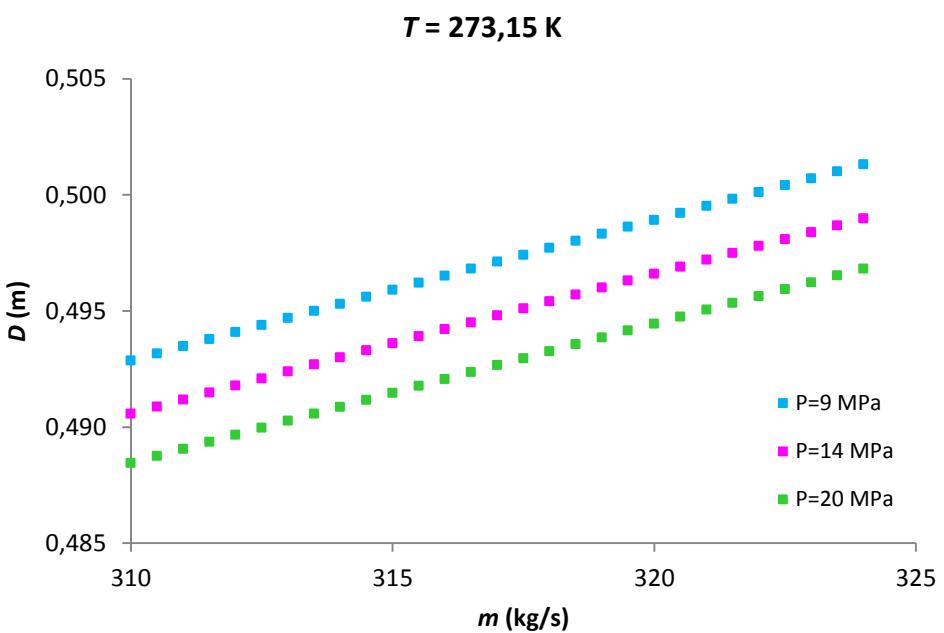


Figura F7. Diámetro interno de la tubería, D , frente al flujo de masa, m , para la mezcla $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ a diferentes presiones y temperaturas: a) $T=263,15 \text{ K}$, b) $T=273,15 \text{ K}$ y c) $T=304,21 \text{ K}$. Se utilizaron los parámetros: factor de rugosidad $e=4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$ y una caída de presión por metro $\Delta P/L=33 \text{ Pa/m}$.

(F7a)



(F7b)



(F7c)

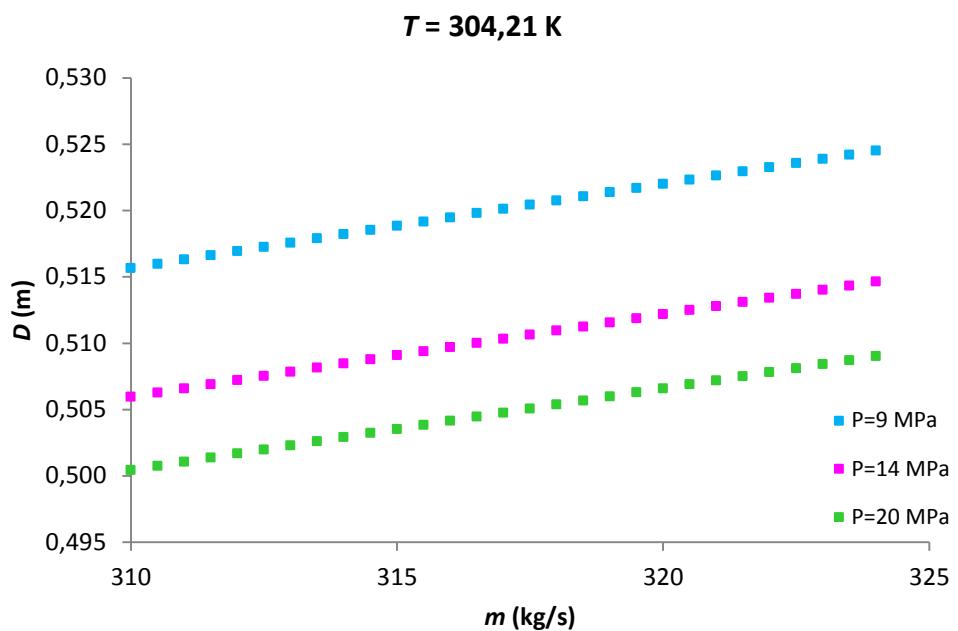
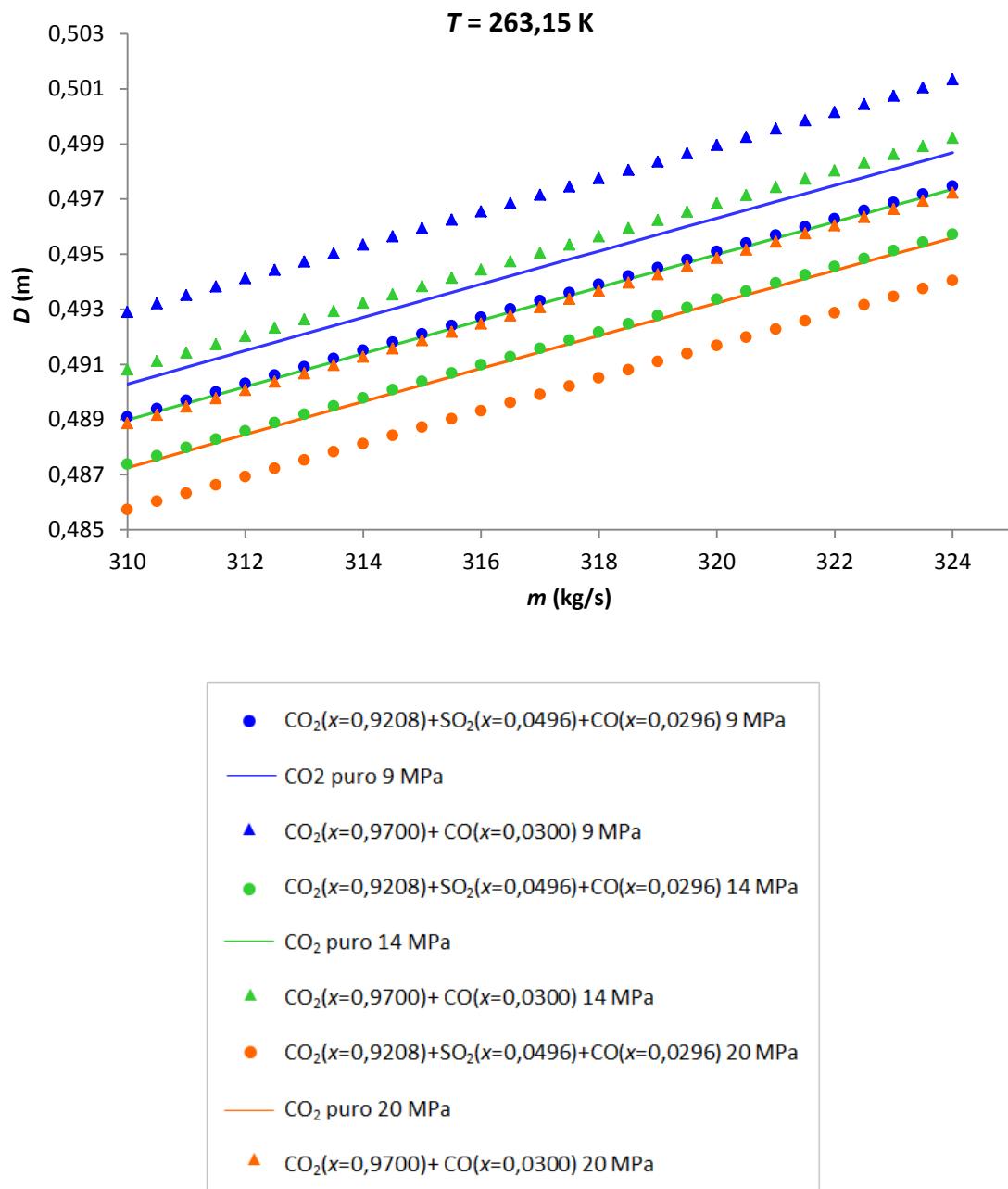
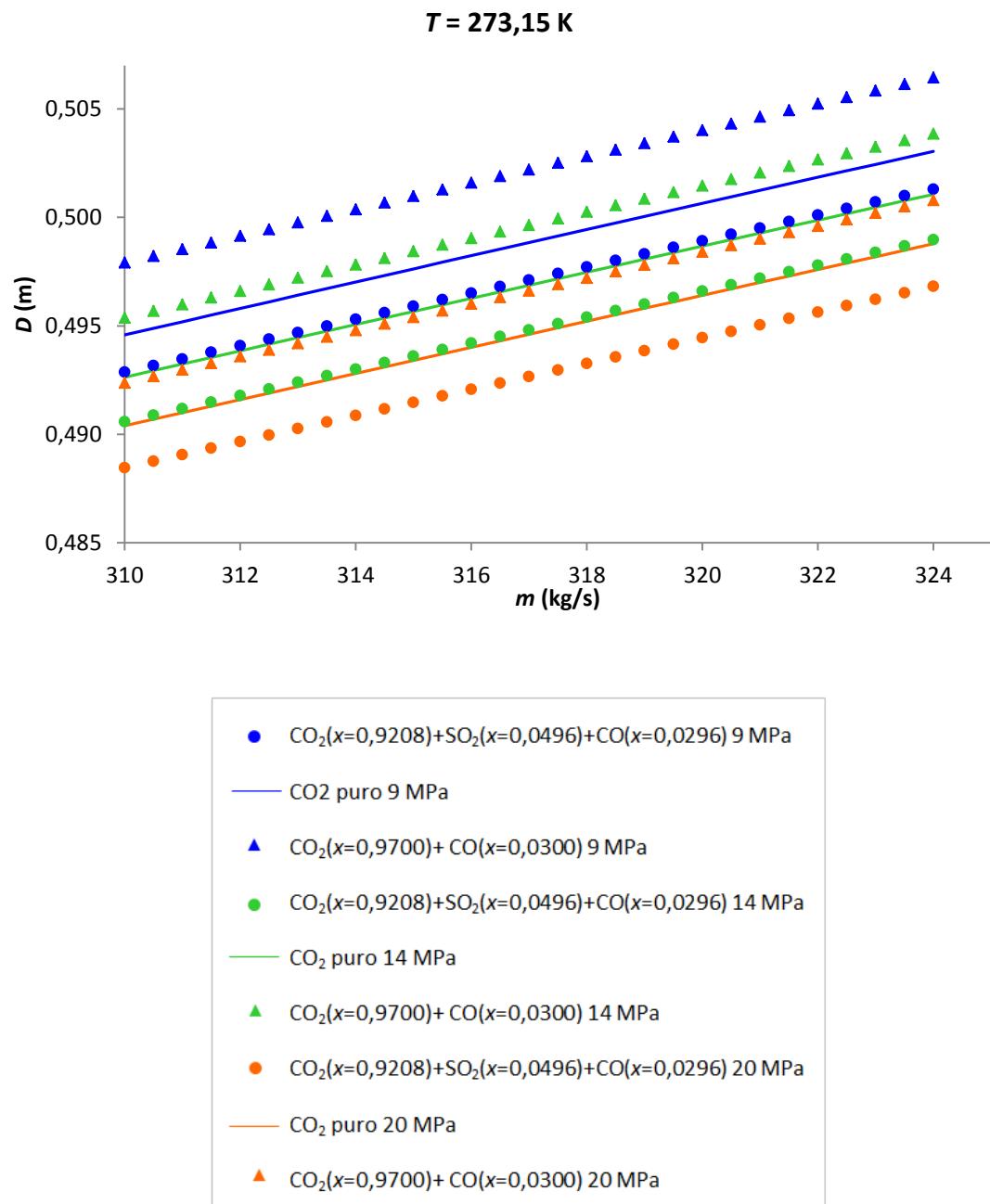


Figura F8. Diámetro interno de la tubería, D , frente al flujo de masa, m , para CO_2 puro, $\text{CO}_2(x=0,9208)+\text{SO}_2(x=0,0496)+\text{CO}(x=0,0296)$ y $\text{CO}_2(x=0,9700)+\text{CO}(x=0,0300)$ a varias presiones y temperaturas: a) $T = 263,15 \text{ K}$, b) $T = 273,15 \text{ K}$ y c) $T = 304,21 \text{ K}$. Se utilizaron los parámetros: factor de rugosidad $e = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m}$ y una caída de presión por metro $\Delta P/L = 33 \text{ Pa/m}$.

(F8a)



(F8b)



(F8c)

