

SIMULACIÓN NUMÉRICA DE LA SEGREGACIÓN DE FASES EN EL MANIFOLD DE UNA PLANTA DE BOMBEO DE GAS NATURAL

NUMERICAL SIMULATION OF PHASE SEGREGATION IN THE MANIFOLD OF A NATURAL GAS COMPRESSION PLANT

Nicolás D. Badano^a, Ángel, N. Menéndez^a

^a*Hydronumerical Consultancy Services (HCS). Buenos Aires, Argentina,
nicolas.d.badano@gmail.com, <https://hydronumerical.com>*

Palabras clave: multiphaseEulerFoam, NGL, separador, segregación, OpenFOAM

Resumen. El gas natural que ingresa a una planta de bombeo contiene mezcladas pequeñas proporciones de agua y gas condensado (NGL), que deben ser separadas mediante la utilización en paralelo de tres tanques separadores conectados por un manifold. Sin embargo, se ha detectado una distribución desigual de fases hacia los separadores, que reduce la eficiencia operativa. Para diagnosticar esta situación y evaluar posibles medidas de remediación, se desarrolló un modelo numérico multifásico basado en dinámica de fluidos computacional (CFD) utilizando OpenFOAM. El modelo, de tipo Euler-Euler, representa un flujo trifásico no estratificado (gas, agua y NGL) en condiciones de operación realistas, resolviendo las ecuaciones de Navier-Stokes bajo formulación Reynolds Averaged Navier Stokes (RANS), con un tratamiento adecuado de la interacción entre fases dispersas. La simulación permitió reproducir la segregación de fases observada: la fracción gaseosa se concentra en la parte superior del conducto principal, mientras que las fases líquidas tienden a acumularse en la parte inferior, produciendo heterogeneidad en el flujo por las tres salidas. Se evaluaron tres alternativas de remediación. La metodología desarrollada se muestra eficaz para el diagnóstico y diseño conceptual de mejoras en sistemas multifásicos de distribución.

Keywords: multiphaseEulerFoam, NGL, separator, segregation, OpenFOAM

Abstract. Natural gas entering a compression plant contains small proportions of water and condensate (NGL), which must be separated by three separator tanks connected through a manifold. However, an uneven phase distribution towards the separators has been detected, reducing their operational efficiency. To diagnose this situation and evaluate possible remediation measures, a multiphase numerical model based on Computational Fluid Dynamics (CFD) was developed using OpenFOAM. The Euler-Euler model represents a non-stratified three-phase flow (gas, water, and NGL) under realistic operating conditions, solving the Navier-Stokes equations with a RANS formulation, including proper treatment of the dispersed-phase interactions. The simulation reproduced the observed phase segregation: the gaseous fraction concentrates at the top of the main duct, while the liquid phases tend to accumulate at the bottom, creating heterogeneity in the flow through the three outlets. Three remediation alternatives were evaluated. The proposed methodology proved effective for diagnosing and supporting the conceptual design of improvements in multiphase distribution systems.

1 INTRODUCCIÓN

En sistemas de transporte y procesamiento de gas natural es habitual que el flujo principal transporte, además del gas, pequeñas fracciones de agua y condensados líquidos. Estas fases deben ser separadas de manera eficiente en unidades de proceso, típicamente a través de separadores conectados en paralelo. Sin embargo, en diversas instalaciones se ha observado que la distribución de fases entre separadores puede ser muy desigual, ocasionando problemas de eficiencia operativa, control de niveles y formación de slugs.

El presente trabajo aborda el estudio de este fenómeno mediante simulaciones numéricas basadas en dinámica de fluidos computacional (CFD), resolviendo las ecuaciones de Navier-Stokes, pero considerando un flujo de tipo trifásico (gas / gas condensado / agua). Algunos antecedentes se presentan en Wardle y Weller (2013) y en Krumrick et al. (2016).

El objetivo es diagnosticar el mecanismo de segregación de fases en un manifold con tres derivaciones y evaluar alternativas de remediación que permitan mejorar la homogeneidad de caudales hacia los separadores.

2 METODOLOGÍA

2.1 Conceptualización

El estudio se planteó con un enfoque expeditivo, es decir, representando las características fundamentales del sistema sin pretender una cuantificación exacta de magnitudes. Este nivel de modelación conceptual permite identificar los mecanismos dominantes y proponer soluciones viables, aunque su dimensionamiento final requiera ajustes con base en datos experimentales.

2.2 Geometría

Se representó un tramo de 46 m del conducto principal (Figura 1), con un diámetro de 500 mm que se reduce a 250 mm luego de la segunda salida. Las derivaciones hacia los separadores tienen 250 mm de diámetro y se ubican cada 8 m aproximadamente.

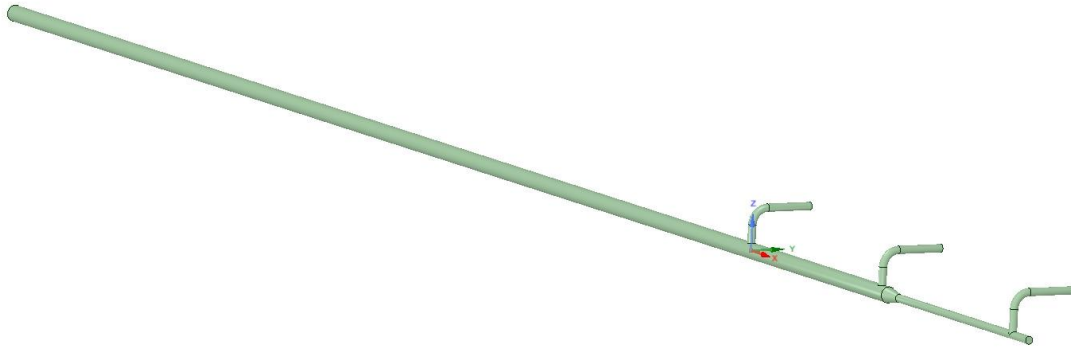
2.3 Parámetros de operación

Las condiciones operativas corresponden a un caudal de gas de 4.9 mmcmd, 800 m³/d de agua y 50 m³/d de NGL, a una presión de 35 Kgf/cm².

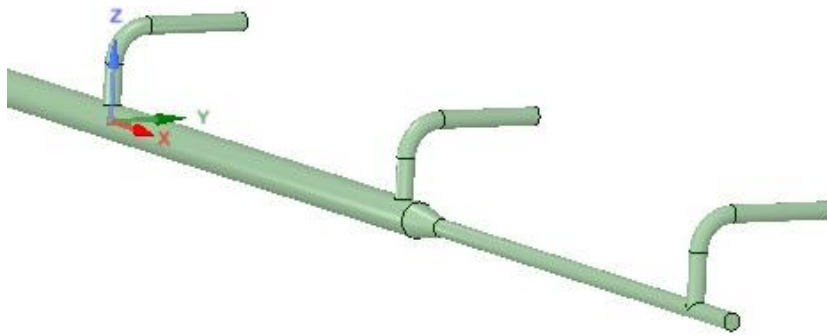
En términos volumétricos, la mezcla contiene aproximadamente 99.4% gas, 0.6% agua y 0.03% NGL. El caudal de gas puede expresarse como igual a 56.7 m³/s en condiciones estándar (1 atm de presión y 15°C de temperatura). Su densidad en esas condiciones es de 0.712 kg/m³, y se incrementa a 24.3 kg/m³ para la presión de operación y 30°C. En las condiciones de operación, el caudal volumétrico de gas es entonces de 1.66 m³/s.

Las proporciones volumétricas entre las tres fases resultan ser las siguientes:

- Gas: 99.4%
- Agua: 0.6%
- NGL: 0.03%



a) Vista general.



b) Vista de detalle de las salidas.

Figura 1: Dominio de modelación.

2.4 Herramientas numéricas y modelación

Se utilizó OpenFOAM, con el solver *multiphaseEulerFoam*, que permite representar sistemas multifásicos describiendo cada fase de modo Euleriano. El estado de cada una de las fases con subíndice k queda caracterizada por su propio campo de velocidades U_k , y de fracción de fase α_k .

La ecuación de continuidad (Rusche, 2002), que vincula las fracciones de fase tiene la siguiente expresión:

$$\frac{\partial}{\partial t} \alpha_k \rho_k + \frac{\partial}{\partial i} \alpha_k \rho_k U_{k,i} = 0 \quad (1)$$

en la cual ρ_k es la densidad del fluido respectivo.

La ecuación de cantidad de movimiento tiene la siguiente expresión:

$$\alpha_k \rho_k \left(\frac{\partial}{\partial t} U_{k,i} + U_{k,i} \frac{\partial}{\partial x_i} U_{k,i} \right) = \alpha_k \rho_k g_i - \alpha_k \frac{\partial p}{\partial x_i} - \frac{\partial \tau_{k,ij}}{\partial x_j} + M_{k,i} \quad (2)$$

en la cual p es la presión, $\tau_{k,ij}$ denota el tensor de tensiones, e $M_{k,i}$ denota el intercambio de cantidad de movimiento entre las distintas fases, que puede incluir fuerzas de arrastre, sustentación, masa virtual, etc.

Para calcular el coeficiente de arrastre entre cada par de fases se utilizó el modelo de Schiller-Naumann (1935), con la modificación propuesta por Weller (Rusche, 2002), que tiene el objeto de soportar simultáneamente el caso en que una determinada fase pasa de ser dispersa a dominante. La fuerza de sustentación no fue tomada en cuenta para este estudio.

Se utilizaron esquemas de segundo orden para la discretización espacial de los términos de las ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento, y de primer orden para las ecuaciones de la turbulencia. Las derivadas temporales se discretizaron de manera implícita con un esquema de Euler inverso.

La turbulencia se resolvió bajo la formulación RANS, utilizando el modelo k- ϵ estándar. Se utilizó el solver en modo isotérmico, es decir, sin resolver la ecuación de energía.

2.5 Discretización

La discretización espacial se realizó con mallas generadas mediante *snappyHexMesh*. Se construyó una malla de discretización de elementos hexaédricos, con un paso de 50 mm en la zona central del conducto horizontal y de 25 mm cerca de sus paredes y en los conductos de salida (Figura 2). Se agregó una capa de celdas prismáticas para representar la capa límite, obteniendo un valor de y^+ promedio de aproximadamente 30. La malla resultante estuvo constituida por aproximadamente 300.000 – 500.000 elementos, dependiendo del escenario.

Se utilizó un paso de tiempo constante de 0.25 ms, para obtener un número de Courant máximo del orden de 0.6.

2.6 Condiciones de borde y parámetros

Como condiciones de borde se impusieron los caudales en la entrada y la presión en las 3 salidas.

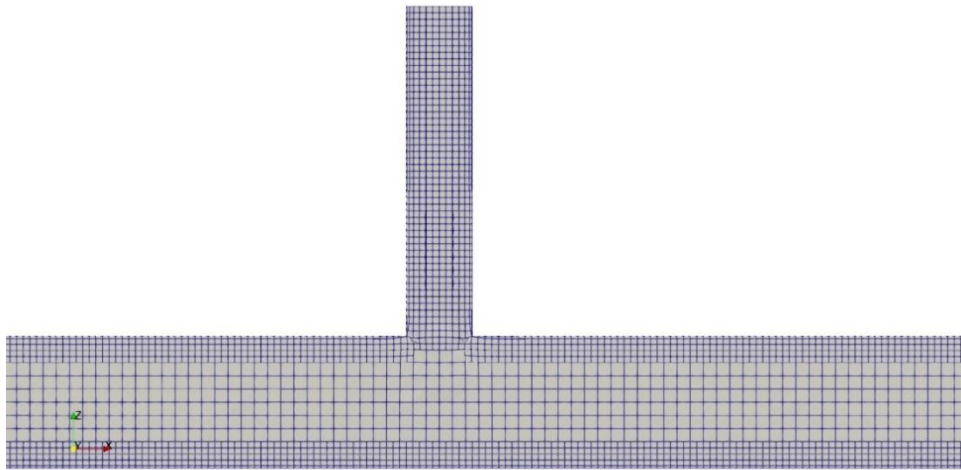
En la entrada se consideró una mezcla completa de las tres fases, con el agua y el NGL representados como gotas suspendidas en la masa de gas, a las cuales se asignó un diámetro constante de 500 μm . Adicionalmente, en la entrada se impuso una intensidad de turbulencia compatible con un flujo desarrollado en conductos, que se fijó en 2%.

En las tres salidas se fijó el mismo valor de presión. Como condición de borde para la velocidad en las salidas se utilizó la condición de borde *pressureInletOutletVelocity*. No se observó reingreso del flujo a través de los bordes de salida.

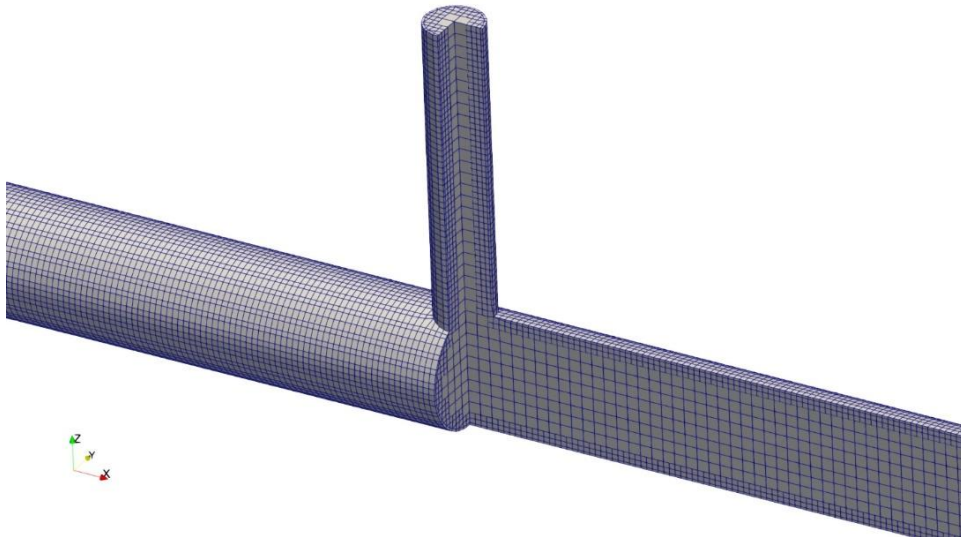
Se utilizó un ciclo de cálculo de tipo PISO, con un solo ciclo externo ($n_{OuterCorrectors}=1$), dos ciclos internos ($n_{Correctors}=1$). La tolerancia de convergencia en la ecuación de presión fue de 1×10^{-9} .

2.7 Condiciones de simulación

Se resolvió el régimen transitorio hasta alcanzar condiciones estables. Los cálculos se ejecutaron en un servidor de 24 núcleos, requiriendo aproximadamente 66 horas para simular 80 segundos físicos.



a) Vista en corte vertical.



b) Vista tridimensional.

Figura 2: Malla de discretización.

3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Patrón de flujo

Las simulaciones muestran que las fases se segregan parcialmente en el conducto troncal (Figura 3). El gas se concentra en la parte superior del conducto, mientras que el agua y el NGL

tienden a acumularse en la parte inferior. En consecuencia, las primeras derivaciones capturan principalmente gas, mientras que la última derivación recibe una fracción mayor de líquido.

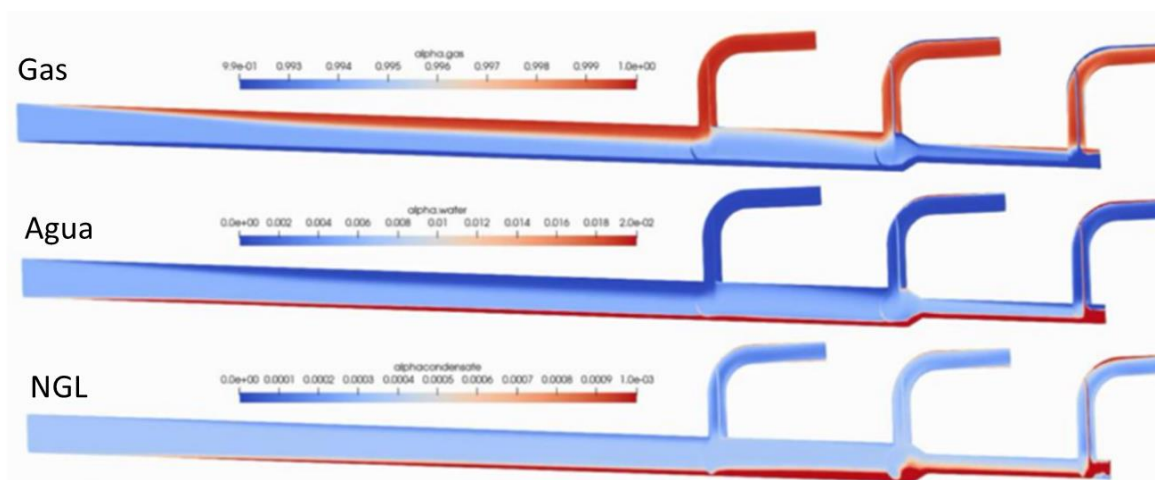


Figura 3: Distribución de fracciones de fase en estado de régimen.

3.2 Distribución de caudales

En la [Figura 4](#) se presenta la evolución temporal de los caudales para los tres conductos de salida, discriminados por fase. Se infiere que el sistema ya se encuentra en estado de régimen luego de los 50 segundos. Se distinguen claramente oscilaciones del caudal de las fases líquidas en estado de régimen. De todos modos, se observa que, en ese estado, el caudal de agua es siempre mayor en la tercera salida y menor en la primera. Lo inverso sucede para la fase gaseosa. La fase de gas condensado tiene un comportamiento similar a la del gas, pero su peso relativo es muy bajo.

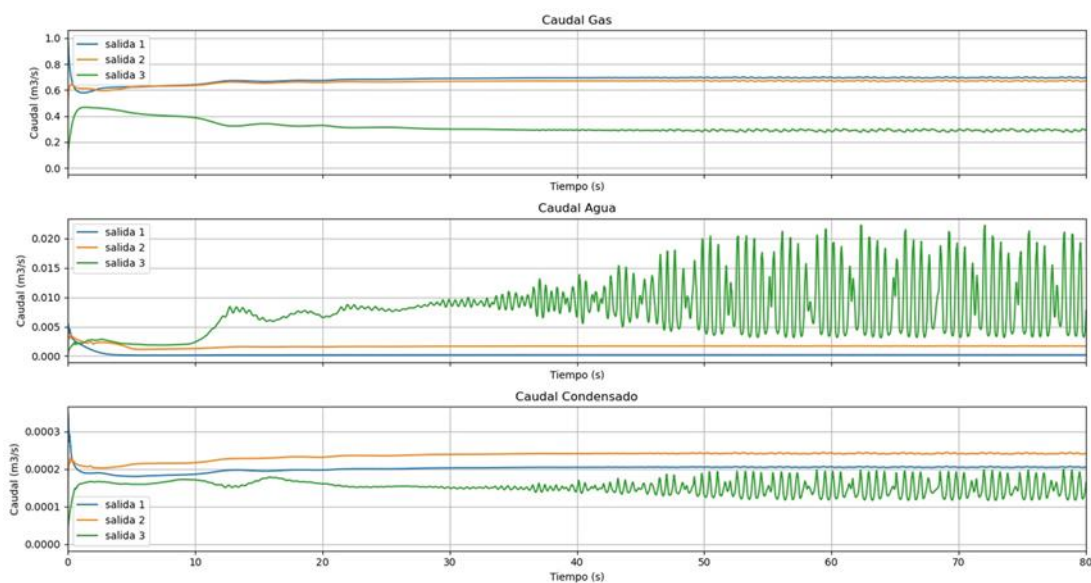


Figura 4: Caudales de salida. Superior: gas; medio: agua; inferior: NGL.

Se desarrolló un indicador de sesgo, para cuantificar qué tan heterogénea es la distribución de caudales. La expresión del indicador (S) es la siguiente:

$$S = \frac{|\overline{Q_{a,3}} - \overline{Q_{a,1}}|}{0.5(\overline{Q_{a,3}} + \overline{Q_{a,1}})} \quad (3)$$

donde $\overline{Q_{a,1}}$ es el caudal medio temporal de agua que sale por la primera salida, y $\overline{Q_{a,3}}$ es el caudal medio temporal de agua que sale por la tercera salida. Los promedios temporales se calculan en cada caso sobre la ventana de tiempo en que el modelo alcanza condiciones de régimen.

Se encontró que para la configuración base, el indicador de sesgo resulta en un valor de $\pm 80\%$.

3.3 Análisis de sensibilidad

Se realizó un ensayo adicional reduciendo a la mitad el diámetro de gota asumido (250 μm). En este caso, la diferenciación entre salidas disminuyó, aunque el patrón general de segregación se mantuvo. Esto confirma que la tendencia a la estratificación es robusta frente a variaciones de parámetros.

4 ALTERNATIVAS DE REMEDIACIÓN

Se plantearon y ensayaron diversas alternativas (Figura 5) para tratar de remediar la distribución desigual de las fases entre los conductos de salida:

- Salida lateral: Implementar la toma de fluido desde el lateral del conducto horizontal, en lugar de hacerlo desde su parte superior – donde predomina la fase gaseosa –, con la intención de captar fluido desde una zona con una composición más homogénea.
- Colector: Implementar un conducto colector para los conductos de salida, antes de su derivación hacia los separadores. El planteo se efectuó para cuando sólo operan los dos primeros conductos
- Mezclador estático: Se consideró la introducción de un mezclador estático comercial inmediatamente 0.50 m aguas arriba de la primera derivación. Las dimensiones del mezclador fueron 2 m de longitud (igual a 4 veces el diámetro).

Los resultados del modelo se utilizan para calificar y eventualmente cuantificar la mejoría alcanzada.

En todos los ensayos se mantuvo el tamaño de gota original (500 μm), ya que genera mayor diferenciación de fases, lo cual resulta conservador.

4.1 Salida lateral

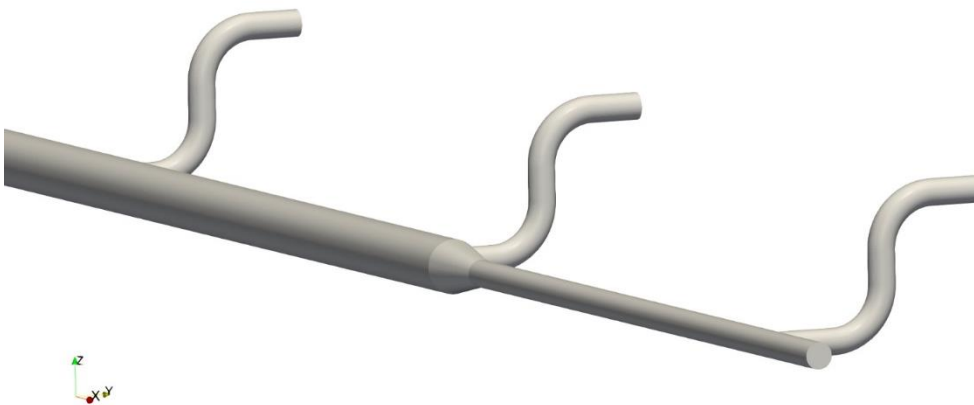
El cambio de la toma desde la parte superior hacia un lateral del conducto permitió reducir el sesgo de $\pm 80\%$ a $\pm 40\%$, mostrando una mejora significativa, aunque no total.

4.2 Conducto colector

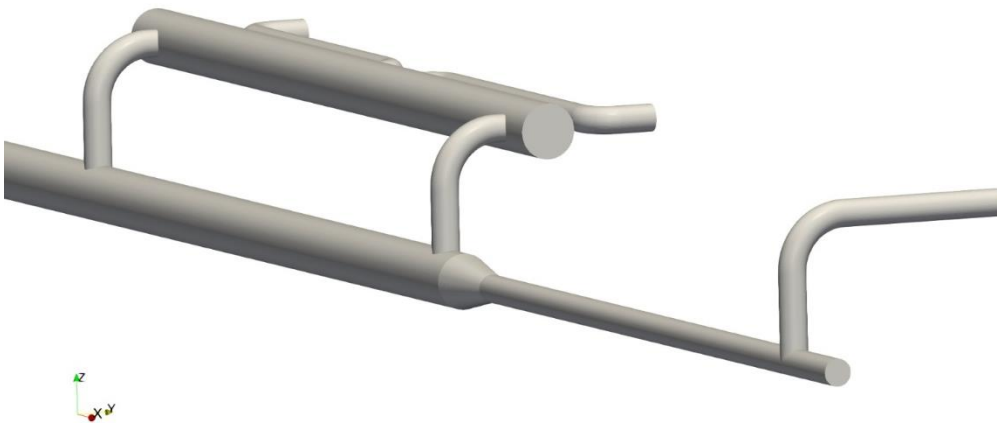
La incorporación de un colector común para las derivaciones redujo el sesgo a aproximadamente $\pm 35\%$, evidenciando un mejor balance entre salidas.

4.3 Mezclador estático

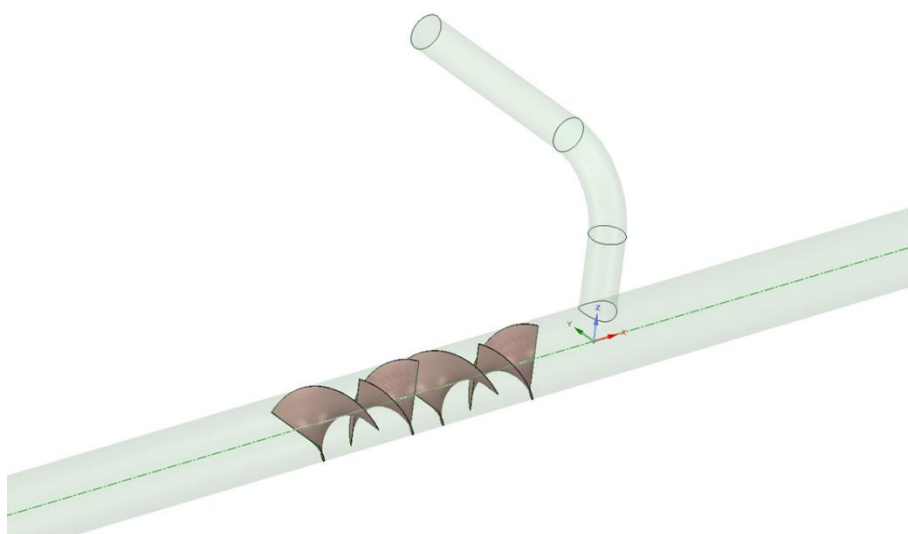
La implementación de un mezclador estático aguas arriba de la primera derivación permitió reducir el sesgo a $\pm 45\%$. Aunque su efecto no fue tan marcado como el del colector, mostró la capacidad de inducir una distribución más homogénea.



a) Salida lateral.



b) Colector.



c) Mezclador estático.

Figura 5: Vista de las alternativas de remediación.

5 CONCLUSIONES

El estudio confirmó que la distribución desigual de fases en el manifold se debe a la limitada capacidad de mezcla del flujo trifásico en el conducto principal, que conduce a una estratificación con gas predominando en la parte superior y líquidos en la parte inferior.

El sesgo en la distribución de fases entre la primera y última salida alcanza $\pm 80\%$ en la configuración actual. Las tres alternativas de mejora evaluadas redujeron significativamente este valor: salida lateral ($\pm 40\%$), colector ($\pm 35\%$) y mezclador estático ($\pm 45\%$). Todas constituyen soluciones viables, cuya selección depende de la factibilidad constructiva y de operación.

La metodología CFD empleada demuestra ser una herramienta eficaz para el diagnóstico y diseño conceptual de sistemas multifásicos de distribución, aunque su validación cuantitativa requiere de datos experimentales adicionales.

REFERENCIAS

- Krumrick, E.A., López, E.J., Camacho, A.G. Prediction of the Flow Regime in Liquid-Gas Flows through Straight Pipes Using Computational Fluid Dynamics. *Mecánica Computacional Vol. XXXIV*, pp. 2101-2114, 2016.
- Rusche, H. Computational Fluid Dynamics of Dispersed Two-Phase Flows at High Phase Fractions, PhD Thesis, Imperial College, London, 2002
- Shiller, L. and Naumann, A. (1935) A Drag Coefficient Correlation. *Zeitschrift des Vereins Deutscher Ingenieure*, 77, 318-320.

Wardle, K.E., Weller, H.G. Hybrid Multiphase CFD Solver for Coupled Dispersed/Segregated Flows in Liquid-Liquid Extraction. *International Journal of Chemical Engineering*. Volume 2013, Article ID 128936. <https://doi.org/10.1155/2013/128936>