

APLICACIONES DE FLUIDO DINÁMICA COMPUTACIONAL EN LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO DESARROLLADAS EN LA DIRECCIÓN DE TECNOLOGÍA DE YPF

Marcela Raviculé^a, Clarisa Mocciaro^a, Damian Ramajo^b, and Norberto Nigro^b

^a*Dirección de Tecnología Argentina (CTA), YPF, Baradero s/nro. 1925, Ensenada, Argentina*
mravicules@ypf.com,

^b*International Center for Computational Methods in Engineering (CIMEC) INTEC-UNL-CONICET,*
Güemes 3450, S3000GLN Santa Fe, Argentina dramajo@santafe-conicet.gov.ar

Palabras Clave: Industria petrolera, fluidodinámica computacional, equipos de proceso,

Resumen. La fluido dinámica computacional (CFD) es una herramienta de uso relativamente reciente en la Industria del Petróleo, Química y Gas (O&G), pero que presenta un marcado crecimiento dado el enorme potencial de aplicación en los fenómenos de transporte presentes en todos los procesos. Actualmente la posibilidad de utilizar CFD para estudiar un equipo o una parte de un proceso, permite introducir a la fluidodinámica como una nueva variable de ajuste, factible de ser optimizada para obtener mayores beneficios económicos, diagnosticar y resolver fallas de procesos o incorporar mejoras en materia de seguridad operativa.

En la Dirección de Tecnología de YPF, desde el año 2005, se han desarrollado proyectos de I+D en colaboración con centros de investigación, en particular con CIMEC, para aplicar técnicas de CFD y resolver problemas concretos en la industria de O&G.

En el presente trabajo se describen aplicaciones, entre las que cabe mencionar: análisis de flujo multifásico en reactores, diagnóstico y solución a problemas de erosión-corrosión en intercambiadores de calor y en líneas de transferencia, análisis de flujo gas-sólido en unidades de cracking catalítico (FCC), análisis de distribución de flujo en chimeneas y optimización de tanques de tratamiento en aguas de producción.

Se destaca la dispersión de los fenómenos físicos involucrados en los problemas abordados, las dificultades concernientes a la disponibilidad y adquisición de datos de entrada, la necesidad de validar experimentalmente los modelos y la complejidad que esto involucra. Sin embargo, el principal desafío reside en lograr satisfacer las necesidades y urgencias de esta industria, que en muchos casos no se ajustan a los tiempos requeridos para el desarrollo de los proyectos. A pesar de esto, los beneficios económicos estimados que surgen al aplicar las soluciones halladas justifican los esfuerzos e impulsan a la consolidación de equipos de trabajo sólidos técnicamente y experimentados en estas aplicaciones, con capacidad de dar respuestas en tiempo y forma, para el desarrollo de futuros proyectos.

1. INTRODUCCIÓN

YPF es la mayor empresa hidrocarburífera de Argentina. En todos sus negocios el manejo y procesamiento de líquidos, gases, y en algunos casos sólidos, resulta crítico e involucra fenómenos de transporte complejos en los que se combinan, flujos multifásicos, transferencia de calor, transferencia de masa, reacción química, etc. Frecuentemente los problemas operativos relacionados con la fluidodinámica de los procesos resultan difíciles de diagnosticar y resolver. La introducción de herramientas de simulación mediante CFD, como metodología innovadora permite hallar soluciones a estos problemas, optimizar diseños, y en consecuencia, maximizar beneficios económicos.

Dentro de la compañía la Dirección de Tecnología de YPF (DT) tiene como misión aportar soluciones tecnológicas que impulsen su desarrollo sustentable, con una fuerte orientación hacia la innovación, anticipando los cambios tecnológicos, identificando oportunidades de implantación de nuevas tecnologías y gestionando el conocimiento tecnológico de la compañía. Por otro lado, en el desarrollo de sus actividades, es clave la participación de Universidades Nacionales, Regionales y Centros de Investigación que forman el Sistema Científico Argentino, que debe ser integrado de manera eficiente a la actividad productiva.

En este marco desde hace más de 10 años desde la DT se ha impulsado la aplicación de herramientas de simulación de avanzada, tanto en proyectos de tipo i+D+I, cuyos resultados contribuyeron a aportar conocimiento y mayor comprensión sobre los fenómenos físicos involucrados, como en los de asistencia técnica especializada, apuntados directamente a la resolución de problemas concretos en distintas plantas de proceso.

En este trabajo se describen algunos de los problemas abordados, que pueden agruparse de acuerdo al tema de la siguiente manera: estudios de mecanismos de erosión –corrosión asistidos por la fluido dinámica, análisis de flujo multifásico en reactores, simulación de flujo gas-sólido en unidades de FCC (Fluid Cracking Catalytic), análisis de flujo en chimeneas y estudios de eficiencia de separación crudo agua.

Gran parte de estos estudios se realizaron en conjunto con CIMEC (Centro Internacional de Métodos Computacionales en Ingeniería) dependiente del INTEC-CONICET y de la UNL.

2. DESARROLLO

2.1 Mecanismos de erosión –corrosión asistidos por la fluidodinámica.

Es frecuente encontrar en las distintas unidades de proceso fallas por erosión-corrosión en las cuales aparecen factores relacionados con la fluidodinámica, que actúan potenciando los daños.

Las herramientas de simulación mediante CFD proveen información sobre distribución detallada de velocidad, perfiles de concentración de fases, zonas de alta turbulencia, regiones de estancamiento y mapas de tensiones de corte, que resultan de gran valor a la hora de implementar medidas de mitigación.

2.1.1 Análisis del flujo líquido-vapor en la línea de transferencia de un horno de vacío

La destilación al vacío es uno de los procesos primarios en la producción de combustibles líquidos derivados de hidrocarburos, durante el cual el crudo reducido (un residuo de destilación atmosférica) es calentado en un horno antes de ingresar a la torre de destilación. En la línea de

transferencia que conduce el crudo desde el horno hasta la torre, es frecuente encontrar problemas de erosión-corrosión por ácidos nafténicos.

La corrosión se origina por la presencia de ácidos nafténicos en el crudo reducido cuando se encuentra en el rango de temperaturas comprendido entre 200 y 420°C. El comportamiento fluidodinámico es uno de los factores que favorecen el mecanismo de daño, dado que altos valores de velocidad tangencial del flujo sobre la superficie de los conductos, sumado al flujo bifásico que deja zonas bañadas por líquido y gas alternativamente, y el impacto de las gotas de líquido que viajan con la mezcla, potencian el proceso de erosión.

En la figura 1 se muestra un esquema del horno, el sistema de piping analizado consta de 2 ramales principales de 30" de diámetro, que reciben la carga que sale del horno a través de 8 conductos secundarios de 8" de diámetro (4 por cada ramal principal) y la transportan hasta la torre de vacío.

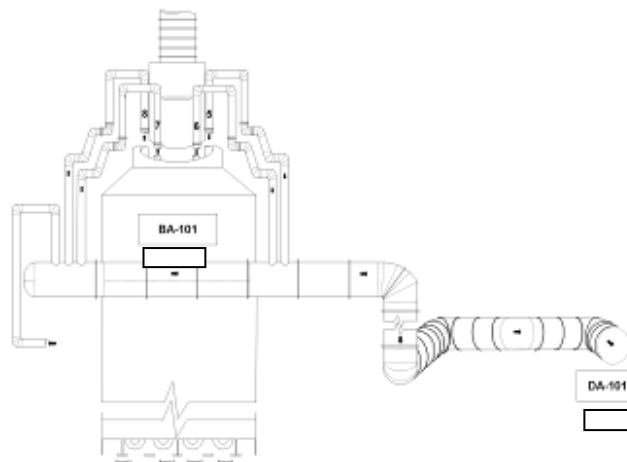


Figura 1: Esquema del horno de vacío.

Inicialmente los estudios se orientaron al diagnóstico de las fallas observadas en planta, considerando configuración y condiciones operativas actuales. Se analizaron varios escenarios, descomponiendo las causas que dan origen al daño. Luego se estudiaron distintas alternativas tanto de configuración geométrica como operativas, para resolver o mitigar los factores desencadenantes de la erosión-corrosión. Los daños se localizan en los cambios de dirección de los ramales secundarios y en las zonas de impacto de descargas de estos a los colectores principales, por lo que se estudiaron modelos reducidos.

De acuerdo a resultados obtenidos de simuladores de proceso, el régimen de flujo es de tipo anular-mist, por lo tanto para el modelado se consideró una fase continua gaseosa, con las propiedades de mezcla líquido-vapor (densidad, viscosidad y caudal), y una fase discontinua líquida con partículas de un único tamaño.

Por otro lado, no se reportan estudios concretos analizando el efecto del choque de gotas sobre superficies metálicas expuestas a corrosión pero resulta razonable pensar que también existirá un efecto sinérgico entre ambos fenómenos ya que la erosión mecánica por sí sola no explicaría las tasas de pérdida de material reportadas.

Teniendo presente estas consideraciones se estudiaron los siguientes modelos.

- 1) **Modelo ramal U.** Se estudiaron cinco modelos geométricos, mostrados en la **figura 2**, para dos condiciones de operación. El primero (Ramal U 8") corresponde a la geometría actual mientras que los restantes corresponden a modificaciones estudiadas.

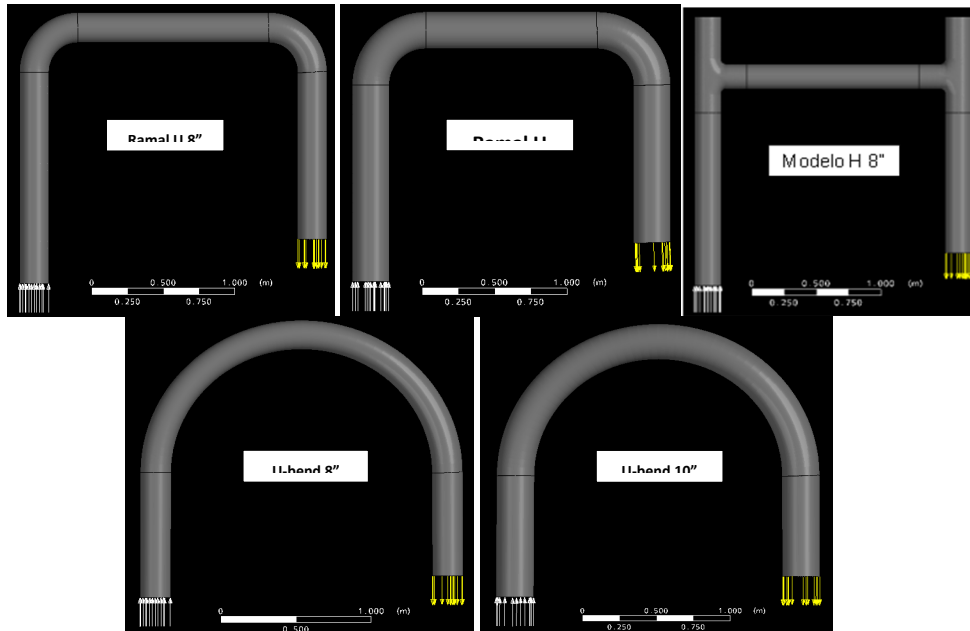


Figura 2. Modelos estudiados de ramal *U*. *Arriba:* ramal *U* 8" (izquierda) y ramal *U* 10" (derecha). *Centro:* U-bend 8" (izquierda) y U-bend 10" (derecha). *Abajo:* modelo *H* 8".

En los resultados de estas simulaciones, **Figura 3**, se encuentran buena concordancia entre el comportamiento del flujo y las zonas que sufrieron fallas en planta, se observan altas velocidades de flujo y elevadas tensiones de corte.

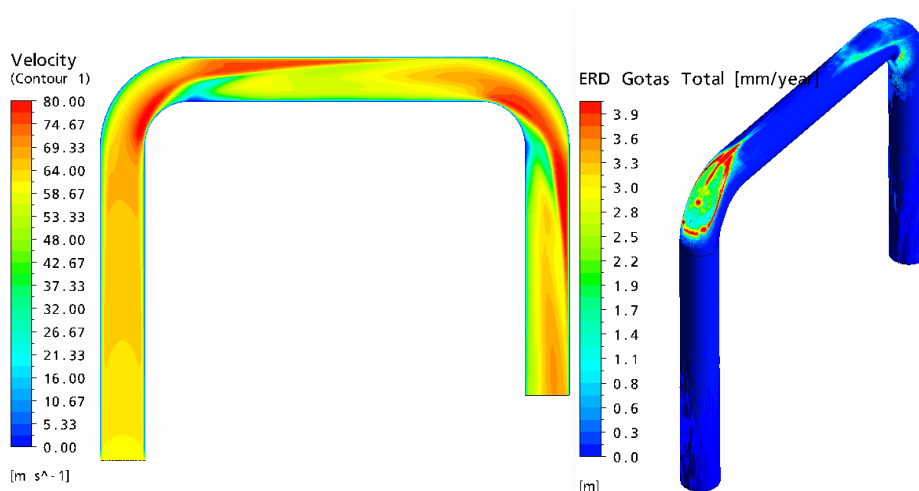


Figura 3. *Izquierda:* Módulo de la velocidad del gas. *Derecha:* Tasa de erosión en mm por año

Se realizó un estudio de sensibilidad al tamaño de gotas del líquido, encontrando que las gotas pequeñas (50 micrones) son arrastradas por la fase gas, y prácticamente no impactan en las paredes del caño. En cambio, las gotas de mayor tamaño (entre 2500 y 5000 micrones) no pueden ser arrastradas por la corriente de gas e impactan en la curva externa del codo. Las gotas cuyos tamaños están entre los 50 y 500 micrones impactan en la zona donde se observan fallas en planta. Estos resultados son importantes, puesto que según correlaciones experimentales el tamaño medio de gota que se desprende de la superficie líquida en flujo anular para este régimen ronda los 200 micrones. Se muestran abajo algunos resultados, **Figura 4**.

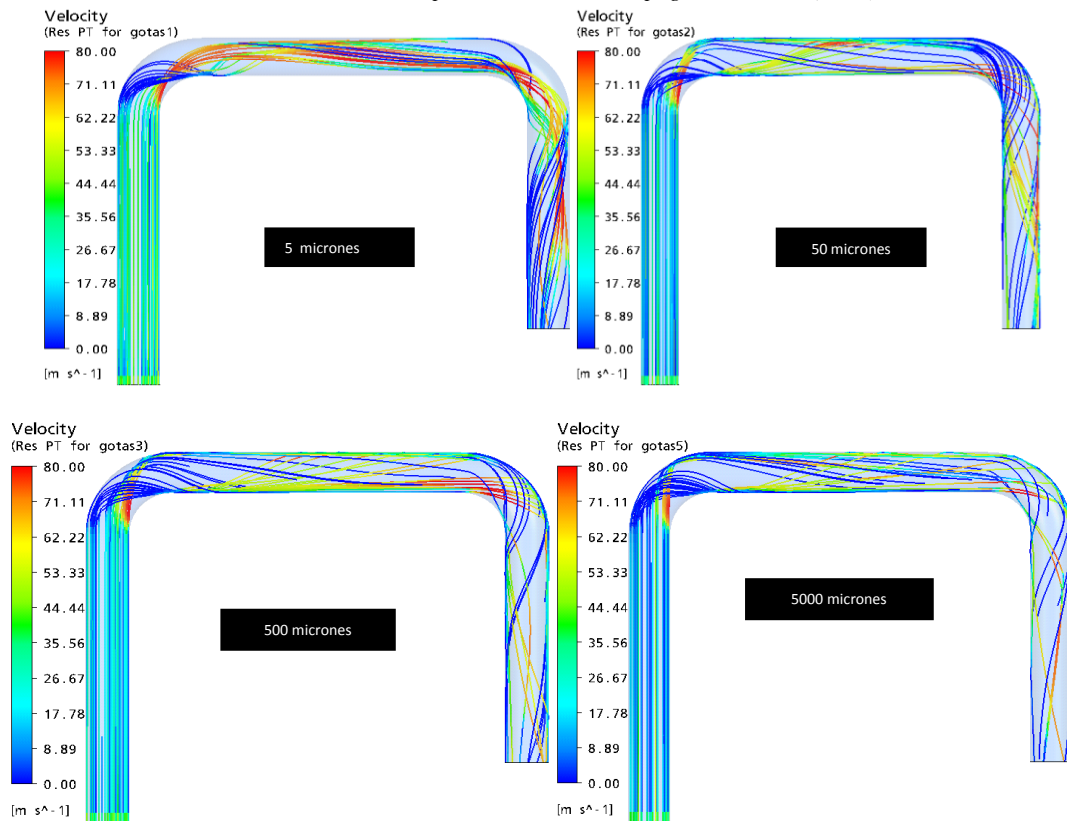


Figura 4. Trayectoria de partículas de diferentes tamaños moviéndose en un fluido continuo con las propiedades del gas.

2) **Modelo empalme 8" a 30"**. Se estudiaron tres configuraciones geométricas; la actual, es decir con dos conductos secundarios de 8" ingresando al ramal principal en forma muy próxima, otra con un único conducto secundario para estimar la influencia de un conducto sobre el otro y una tercera con un único conducto ingresando a 45°.

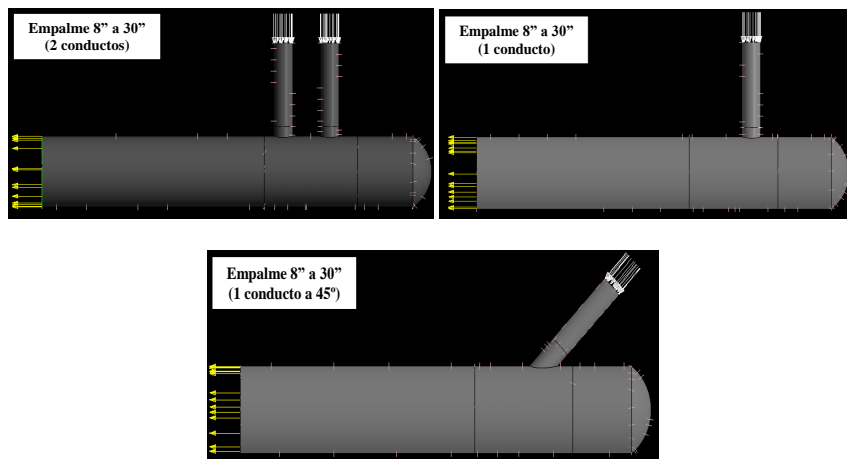


Figura 5. Modelos de empalme 8" a 30" estudiados. Arriba: diseño actual (izquierda) diseño separando los conductos secundarios (derecha). Abajo: diseño con ingreso a 45°.

Se destaca que previo a la realización de este estudio la tercera geometría mostrada en la figura 5 (ingreso a 45°) era firmemente considerada, en base a la hipótesis de que reduciría la tensión de corte en la pared del ducto. El estudio fluido dinámico mostró que la reducción es despreciable, resultando desaconsejada debido a que este ángulo de incidencia del flujo

incrementa significativamente la zona de daño potencial, como puede verse en la siguiente **figura 6**.

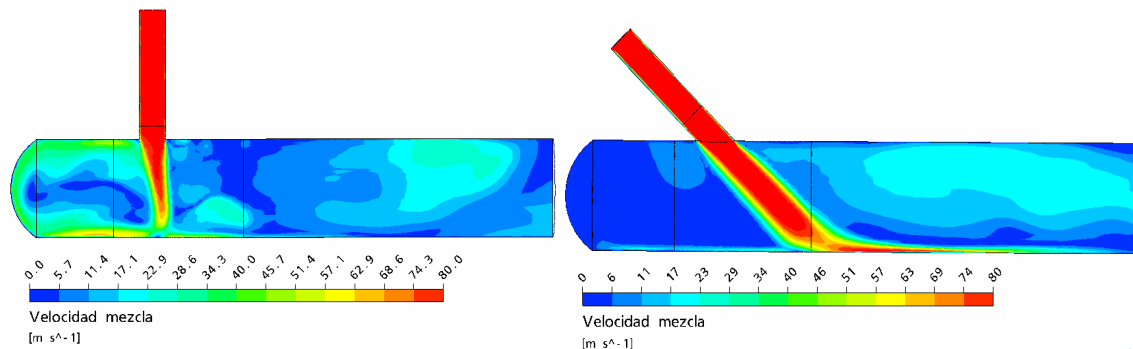


Figura 6. Módulo de la velocidad de la mezcla en empalme T con un conducto a 90°. *Izquierda:* Original. *Derecha:* modificación propuesta.

De los estudios realizados se obtuvieron las siguientes conclusiones:

- ✓ Los resultados numéricos mostraron buena concordancia en cuanto a la posición de las zonas preferenciales de falla detectadas en planta. La velocidad de desgaste se encuentra dentro del orden de magnitud esperable bajo un mecanismo de erosión-corrosión.
- ✓ Las zonas presentando fallas por perforación de los conductos concuerdan mejor con aquellas demarcadas como vulnerables a la erosión mecánica (zonas de impacto de gotas de líquido y quizás de partículas sólidas). Pero al mismo tiempo, las tasas de erosión generadas por el impacto de las posibles gotas no resultan suficientes para provocar el daño a menos que actúen en forma conjunta con corrosión por ácidos nafténicos.
- ✓ En cuanto a las diferentes configuraciones geométricas estudiadas para mitigar la rotura en el ramal de 8", las mismas mostraron mejoras respecto a la configuración actual, pero solo el cambio de diámetro de los conductos mostró ventajas significativas y en particular para el modelo U-bend.
- ✓ El estudio CFD permitió desestimar cambios geométricos posibles y avaló la necesidad de cambiar el material de los caños.

2.1.2 Estudio Fluido Dinámico del flujo líquido-vapor en el ingreso a condensadores

En la superficie externa de los tubos de los condensadores de casco y tubo, se han presentado fallas recurrentes como las que se observan en la **figura 7**. La morfología de los daños sugiere que los patrones de distribución de velocidad del flujo bifásico y la magnitud de la velocidad del fluido, tienen un alto grado de responsabilidad en el mecanismo de erosión-corrosión.

Se requiere confirmar este diagnóstico y realizar una modificación al diseño que contribuya a eliminar y/o mitigar la aparición de estas fallas que obligan a anular tubos, y hasta sacar equipos de servicio para reemplazar mazos completos.



Figura 7: Daños en tubos y placa de choque. *Izquierda:* debajo de la placa de choque. *Derecha:* daño sobre la placa de choque y en su periferia

La solución propuesta inicialmente, consistía en el reemplazo del material de los mazos completos, sin embargo, esta modificación implicaba altos costos de obra y operativos, ya que la batería está integrada por 12 equipos idénticos.

Se realizó un estudio fluido dinámico aplicando técnicas de CFD para confirmar que las velocidades de la mezcla gas-líquido que ingresa como carga a los condensadores superan los valores admitidos por los materiales, y generan condiciones que favorecen los mecanismos de erosión –corrosión. A partir del correcto diagnóstico de la falla, se estudiaron modificaciones constructivas utilizando CFD, para verificar que se logran reducir los factores que producen los daños.

Se realizó un modelo geométrico de la zona de ingreso del condensador, que se muestra en la **figura 8**. Este incluye parte de la cañería, la placa de choque y las 4 primeras filas de tubos. Está delimitado por la carcasa, la placa porta tubos y el primer interno.

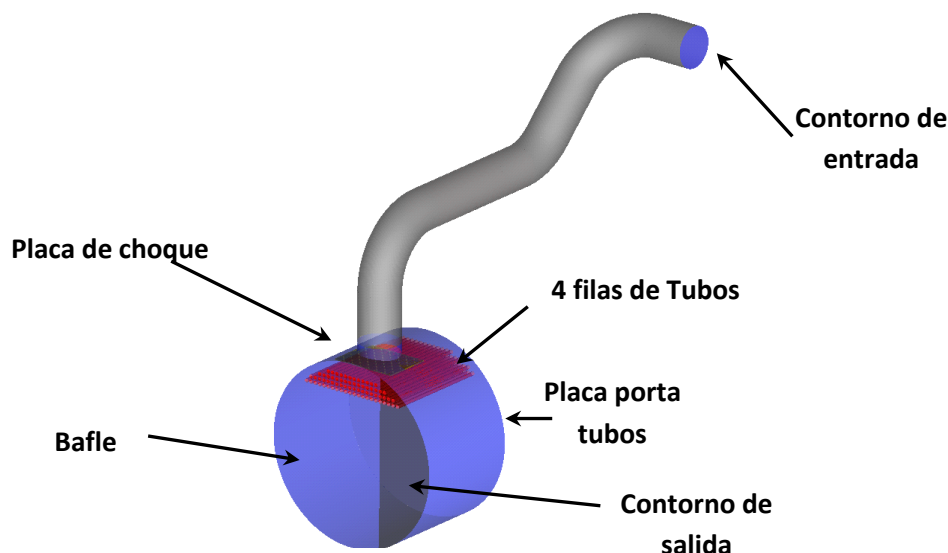


Figura 8. Modelo computacional.

Debido a que el flujo de ingreso a los condensadores es bifásico, y no hay certeza del régimen asociado, para abarcar diferentes escenarios de impacto posibles, se desarrollaron dos

estrategias de simulación mediante CFD, incluyendo también variaciones en las condiciones iniciales de cada una.

Para la primer estrategia de solución se realizó un modelo multifásico, resolviendo las ecuaciones de Navier-Stokes de cada fase (modelo de dos fluidos). Este modelo permite establecer los patrones de distribución de velocidad de la mezcla, y ubicar las zonas donde se supera el valor crítico y por lo tanto resultan más susceptibles a sufrir daños.

Luego, utilizando otro modelo se realiza tracking de trayectorias de partículas (o gotas), para determinar los lugares de impacto de los diferentes tamaños de gotas de líquido (modelo monofásico con transporte de partículas). Es posible incorporar modelos de erosión y obtener resultados gráficos de tasa de erosión y pérdida de material, para definir regiones de daño.

El diagnostico se realizó tras obtener resultados de los dos modelos concordantes entre sí, que además presentaban gran coincidencia con las zonas reportadas como dañadas en la planta según muestran las fotografías de los informes de Inspección de Equipos.

La **figura 9** muestra la predicción del daño por erosión resultante del modelo aplicado para los 5 tamaños de gotas considerados (entre 0.5mm y 5 mm).

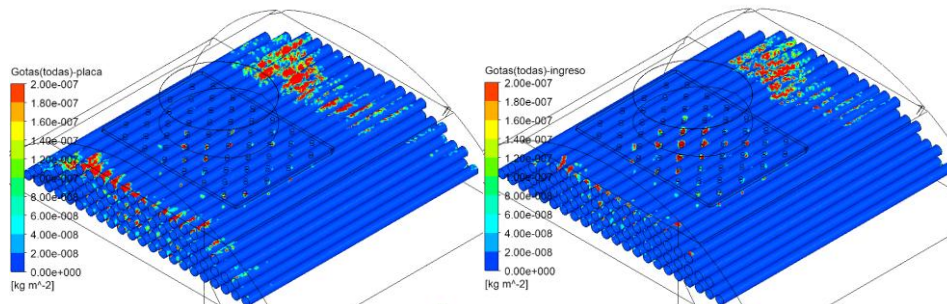


Figura 9. Predicción de daño dada por el modelo de erosión (*e-l*).

El análisis de resultados permitió confirmar la hipótesis de falla, y comenzar a trabajar en la etapa de rediseño en la que se evaluaron varias modificaciones geométricas. Todas las modificaciones, siete modelos en total, se fueron incorporando secuencialmente para evaluar sus beneficios y desventajas, siendo la premisa general incrementar la sección de pasaje del fluido para obtener una disminución en la velocidad de la mezcla que impacta sobre los tubos.

En las **figuras 10, 11 y 12** se muestran los resultados de forma comparativa entre el modelo original y los correspondientes a la modificación propuesta que presentó más ventajas. Se observa el campo de velocidad del gas, responsable del arrastre de gotas de líquido, provocando el impacto a altas velocidades, en la superficie de los tubos, a través de los orificios y alrededor de la placa, en el diseño original. Comparativamente, se ve como esto puede evitarse, en el nuevo diseño.

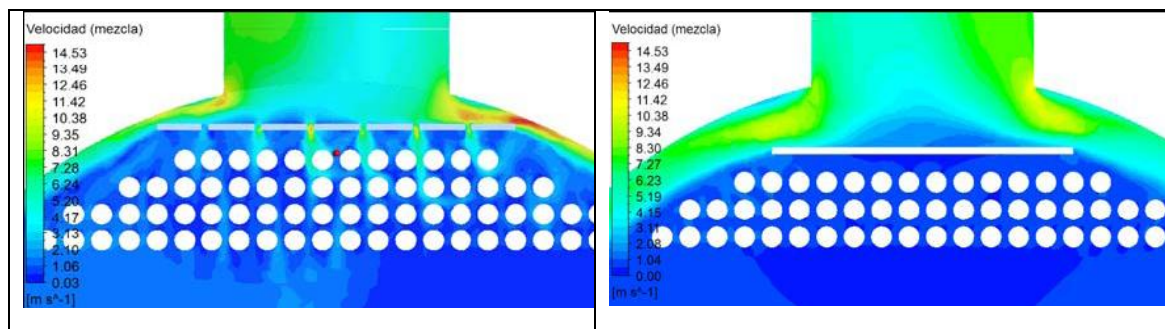


Figura 10. Velocidad de la mezcla sobre plano vertical seccionando la placa de choque y le cañería de ingreso en la mitad. *Izquierda:* Diseño Original. *Derecha:* Modificación propuesta.

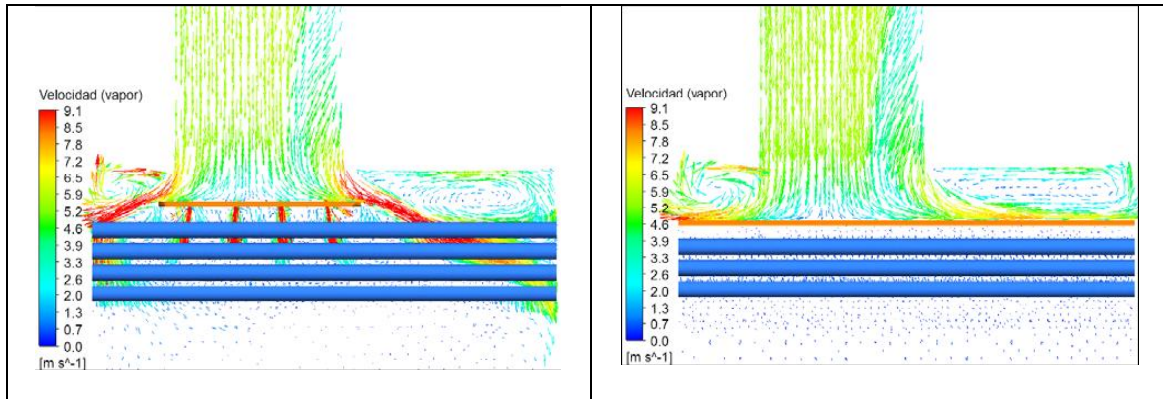


Figura 11. Campo vectorial de velocidad del gas sobre un corte longitudinal. *Izquierda:* Diseño Original. *Derecha:* Modificación propuesta

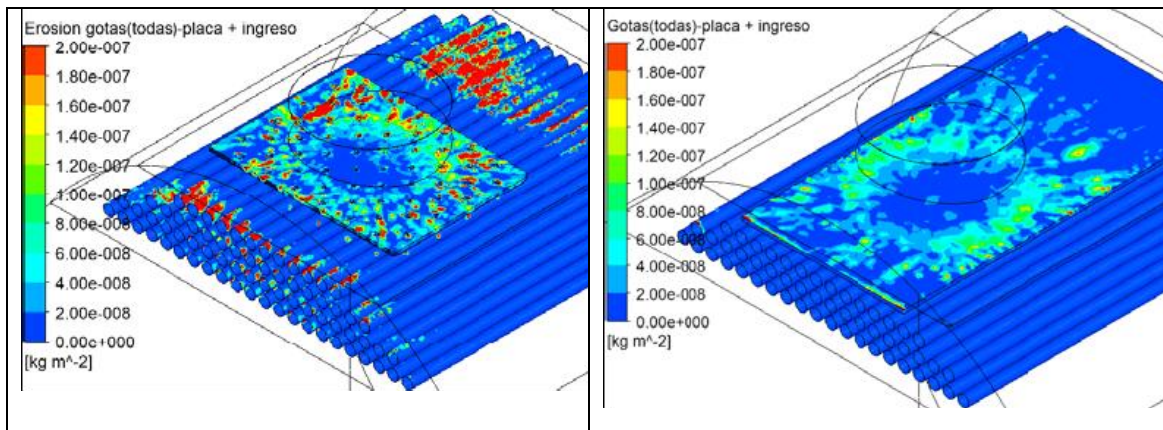


Figura 12. Tasa de erosión obtenida sobre los tubos y la placa de choque. *Izquierda:* Diseño Original. *Derecha:* Modificación propuesta

A partir de las simulaciones realizadas de la operación actual, puede asegurarse que la fluido dinámica del equipo en la región de ingreso favorece el mecanismo de daño de erosión-corrosión observado en los condensadores.

Entre todas las medidas analizadas para mitigar las condiciones que producen altas velocidades de mezcla, las modificaciones geométricas que funcionaron mejor y que se recomienda implementar consisten en lo siguiente:

1. Instalar una placa de choque ciega, sin perforaciones, reduciendo su ancho en 50 mm respecto de la dimensión actual y extendida entre la placa porta tubos y el primer interno.
2. Eliminar los 12 tubos de la primera fila, y ubicar la placa de choque en el lugar de los mismos. Así se consigue bajar la placa 25 mm, respecto de posición actual, para incrementar el área de pasaje del fluido, y en consecuencia reducir la velocidad de la mezcla.
3. Eliminar los tubos de la periferia del mazo, con igual propósito que en el caso anterior, para obtener menores velocidades de mezcla entre la carcasa y el mazo, por el incremento de la sección de pasaje del flujo.

2.2 Análisis de flujo multifásico en reactores

Frecuentemente algunos problemas operativos en reactores de proceso se atribuyen a una mala distribución del fluido en su interior, en los de lecho fijo puede estar originada por un mal funcionamiento de los platos distribuidores, mientras en los de lecho fluidizado, deberse a una mala circulación de la carga.

En este sentido el desarrollo de modelos de reactores de lecho fijo, mediante CFD, permite disponer de un mayor conocimiento del comportamiento del fluido dentro de los equipos. Las simulaciones aportan datos que son imposibles de obtener por otros métodos. Se discuten a continuación tres casos estudiados.

2.2.1 Estudio de distribución de las fases líquido y gas en la entrada de un reactor de lecho fijo mediante mecánica de fluidos computacional.

Los reactores de lecho fijo operando en condiciones trickle bed son muy utilizados en procesos de hidrotratamiento en refinerías de petróleo, plantas petroquímicas y diversas reacciones gas-líquido-sólido de la industria química.

Hay tres factores críticos que afectan la eficiencia del reactor, estos son la utilización efectiva del catalizador, una óptima distribución gas/líquido y diferencias radiales de temperatura. En un reactor trickle bed una mala distribución de líquido es responsable de crear puntos calientes, que resultan perjudiciales para el proceso.

El eficiente aprovechamiento del catalizador depende fuertemente de asegurar una distribución homogénea del flujo de carga sobre el lecho. Dicho de otro modo, una mala eficiencia de la bandeja ocasiona una distribución no uniforme del líquido, en consecuencia una baja eficiencia del reactor y una reducción del ciclo de vida del catalizador.

Se analizó el comportamiento fluido dinámico de un reactor trickle bed que procesa una corriente de hidrocarburo (líquido) e hidrógeno (gas), focalizando el interés en conocer la aptitud de los sistemas de distribución de la mezcla (distribuidor primario y plato de campanas).

En la **figura 13** se muestra el modelo del equipo. La carga ingresa por la parte superior del reactor, el líquido se acumula hasta un cierto nivel sobre la bandeja que contiene 7 campanas, escurriendo a través de los 68 agujeros perforados en el plato distribuidor.

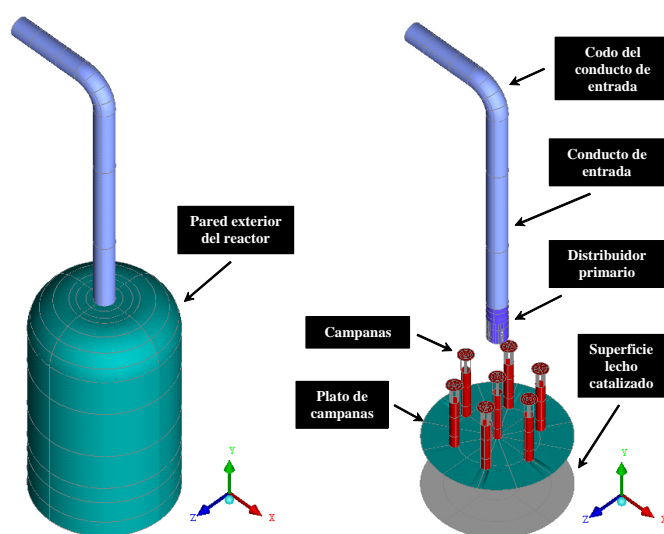


Figura 13. Geometría de la porción del reactor en estudio. *Izquierda:* conducto de entrada y paredes exteriores. *Derecha:* detalle del distribuidor primario y el plato de campanas.

Se encontraron perfiles de velocidades y distribución de fases radiales no homogéneos, sobre todo en la porción superior al plato, dado que el sistema no es simétrico. El análisis de las secciones horizontales sobre la superficie del lecho muestra patrones de distribución de fase líquida y velocidad vertical en los que se observan baja concentración de líquido en los sectores ubicados justo debajo de las campanas, y en un anillo sobre la pared del reactor. Este comportamiento se puede observar en las **figuras 14 y 15** donde se representa la distribución del flujo mediante líneas de corriente y como iso-superficies de fracción de volumen (VF).

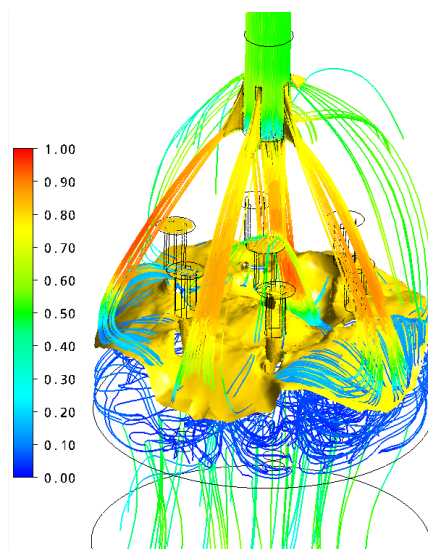


Figura 14. Iso-superficie de nivel mostrando la superficie libre de la fase líquida y streamlines mostrando la dirección del flujo líquido.

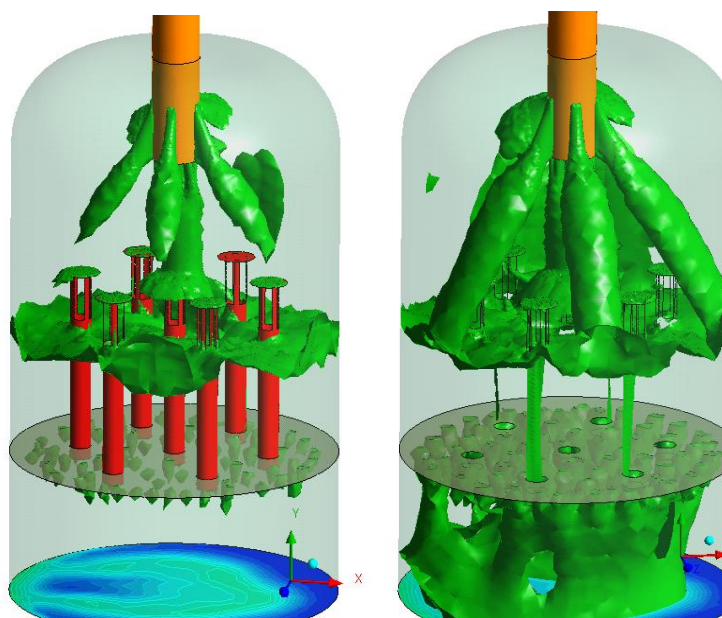


Figura 15. Iso-superficies de nivel mostrando la superficie libre de la fase líquida. *Izquierda:* VF = 0.05. *Derecha:* VF = 0.01.

La **figura 16** muestra la fracción de volumen, la velocidad vertical del líquido y el caudal másico obtenidos sobre el lecho.

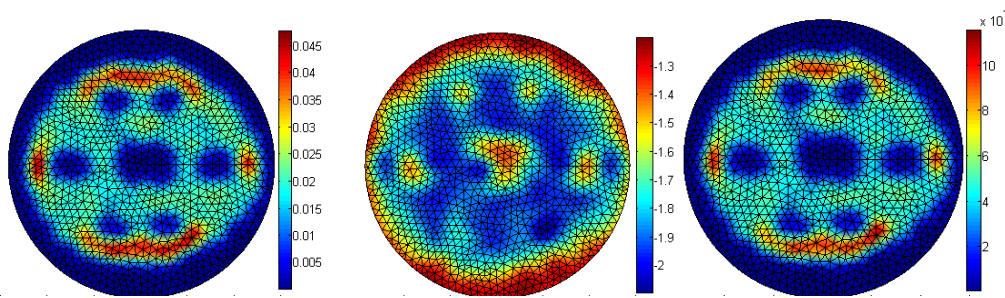


Figura 16. *Izquierda:* Fracción de volumen del líquido. *Centro:* velocidad vertical del líquido. *Derecha:* caudal máximo.

Se calcularon porcentajes de área mojada en función del porcentaje del caudal de líquido promedio que recibe la superficie del lecho fijo. Es decir si se considera que para que la superficie se encuentre mojada debe recibir como mínimo un 100% del caudal promedio, resulta que sólo el 50% de la sección está mojada.

En la **figura 17** se muestra la superficie del lecho efectivamente mojada siguiendo criterios del 50% y del 100% del promedio de la fracción de volumen de líquido. Como se observa, las zonas donde el mojado es deficiente se concentran en las paredes del reactor y directamente debajo de las 7 campanas.

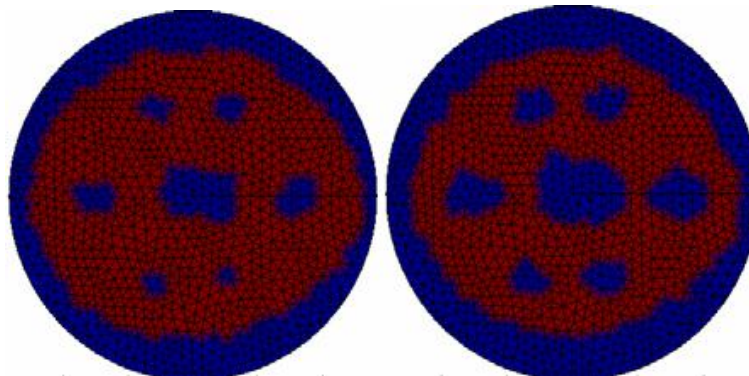


Figura 17. Área mojada en función de criterios del 50% y del 100%.

Del estudio realizado se obtuvieron las siguientes conclusiones:

- ✓ La metodología de simulación por CFD del sistema de distribución de fluido del reactor demostró ser adecuada y eficiente, teniendo en cuenta las condiciones de operación y la geometría real del equipo.
- ✓ En ninguna de las condiciones modeladas se observa descenso de líquido por las campanas, las cuales tienen como objetivo permitir el pasaje de la carga gaseosa, a pesar de que para la condición de diseño, de mayor caudal, el nivel acumulado sobre el plato está cerca de las ranuras de las campanas. Esto indica que el plato puede presentar problemas de distribución si se superan los caudales de diseño.
- ✓ El caudal de gas que circula por las campanas presenta un comportamiento diferente para cada una de ellas.
- ✓ La distribución de líquido sobre la superficie del lecho de cerámicos produce patrones de mojado poco eficientes, presentando zonas amplias a las que llega sólo una de las dos fases. Se observa que aproximadamente el 50% de esta sección recibe un caudal

igual o mayor que el caudal promedio. La fracción de volumen de líquido es baja en las inmediaciones de la pared, situación que es deseable, sin embargo debajo de las campanas también se presentan zonas “secas” con alta fracción de gas y muy baja de líquido.

2.2.2 Estudio fluido dinámico del comportamiento y eficiencia de platos de distribución de fase líquido-gas

Se aplican métodos de CFD para analizar el comportamiento fluido dinámico y cuantificar la eficiencia de campanas y platos distribuidores de diferente tecnología de modo comparativo.

Para evaluar el comportamiento global de dos platos distribuidores diferentes para el mismo reactor (mismas condiciones operativas), se partió de modelos detallados de una campana única correspondiente a cada uno de los dos diseños de plato a estudiar. La primera denominada campana original, del tipo “bubble cup”, y la segunda denominada campana nueva, tipo “vapor lift tube”. Debido a que los platos difieren no solo en el diseño y tamaño de las campanas sino también en cantidad y posición de las mismas (50 para el plato original y 292 para el nuevo diseño), una vez determinada la superficie de “mojado” producida por una campana sobre el lecho, se estimó la superficie mojada por el conjunto de campanas.

La estrategia de utilizar modelos reducidos permite discretizar mejor la zona de mayor interés del dominio, en este caso, el interior de la campana y debajo de la misma, de modo de capturar con mayor precisión la distribución de la mezcla sobre el lecho fijo.

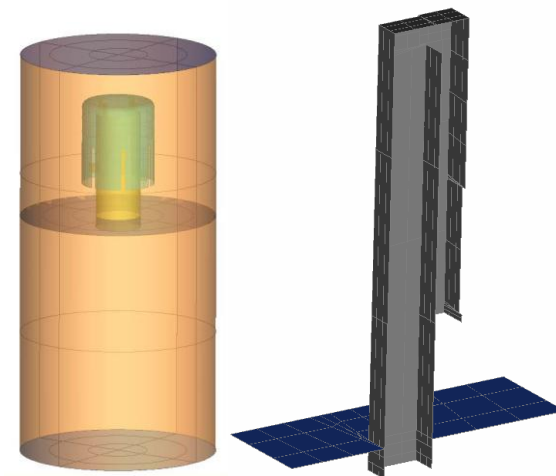


Figura 18. Modelo computacional de las campanas. Derecha: diseño original. Izquierda: tecnología nueva.

Las simulaciones se realizaron para diferentes caudales, permitiendo conocer la sensibilidad de las campanas frente a variaciones operativas. Por otro lado, al analizar los resultados de estas simulaciones y compararlos con información disponible en la bibliografía especializada, se validaron los modelos físicos utilizados, las condiciones de contorno aplicadas y los parámetros numéricos seleccionados.

La **figura 19** muestra el abanico de mojado producido por ambas campanas. En tanto que la figura 5.2 grafica la fracción de volumen del líquido (*VFL*) sobre el lecho catalizador.

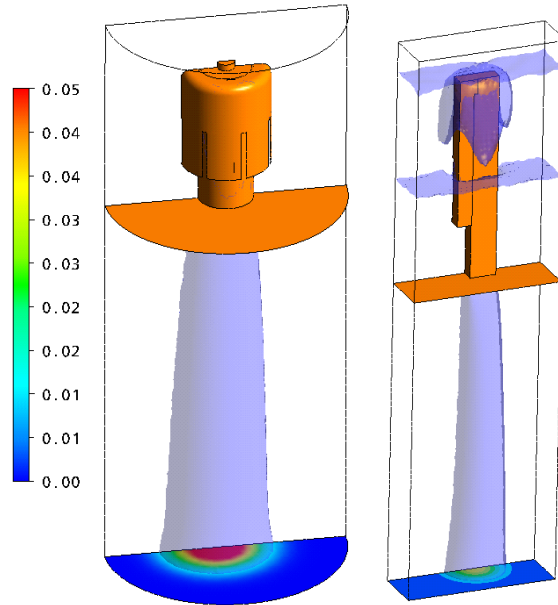


Figura 19. Iso-superficie mostrando la distribución de líquido con una VFL de 0.01. *Derecha:* diseño original. *Izquierda:* tecnología nueva

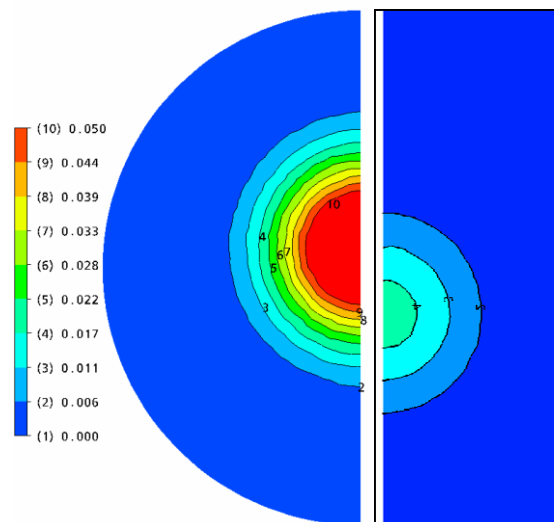


Figura 20. Distribución de líquido sobre el lecho para ambas campanas y escala espacial para cuantificar la zona mojada. *Izquierda:* campana original. *Derecha:* campana nueva.

Para comparar la eficiencia global de los dos sistemas estudiados, se realizó una superposición de resultados de las campanas individuales y se centró el análisis de los mismos en el área que moja cada distribuidor. Para ello fue necesario adoptar un criterio cuantitativo para definir el mojado, estableciendo que una superficie se encuentra mojada cuando recibe un caudal mayor o igual al 25% del flujo medio. A partir de estas definiciones se establecen relaciones entre área mojada y caudales por unidad de área, que permiten calcular porcentajes de área mojada o no y cuantificar la distribución de caudal sobre el lecho de catalizador.

En la **figura 21** se muestra otra forma de visualizar la distribución producida por las dos tecnologías evaluadas.

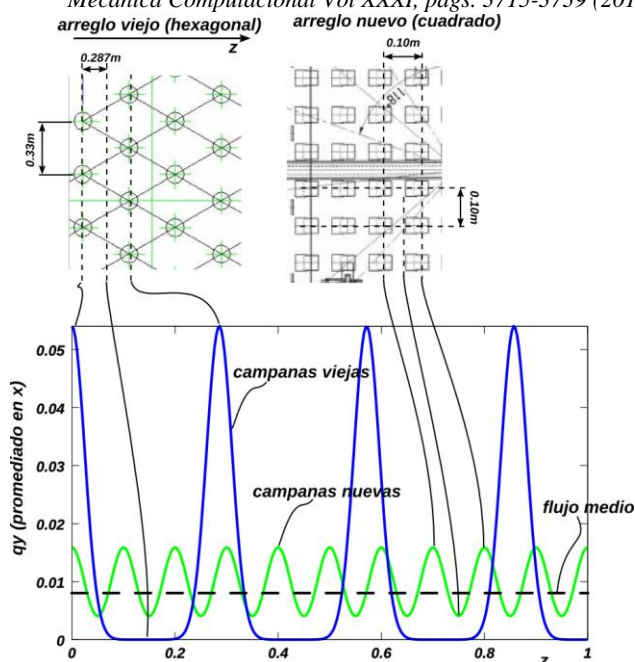


Figura 21: Perfil de flujo obtenido sobre una línea cortando los arreglos de campanas para ambos platos.

Del estudio se obtuvieron las siguientes conclusiones referidas a la metodología de cálculo:

- ✓ La metodología de simulación por CFD de campanas y platos distribuidores demostró ser adecuada y eficiente.
- ✓ La estrategia de modelización, así como las hipótesis asumidas, resulta satisfactoria. En función de esto es posible afirmar que este tipo de estudios permite obtener información comparativa de la performance de diferentes sistemas de distribución de fluidos para reactores de lecho fijo, de forma relativamente rápida en tiempo y baja en costos.
- ✓ Los resultados obtenidos son buenos y se corresponden con información disponible en bibliografía especializada en el tema, validando tanto la metodología como la estrategia de modelización.

Respecto a los resultados de los modelos de campanas aisladas puede decirse lo siguiente:

- ✓ Cualitativamente ambos diseños resultan eficientes.
- ✓ Las variaciones de caudal para campanas de diseño original o bubble cup, repercuten principalmente en el diámetro de la zona con mayor concentración de líquido y resultan casi imperceptibles en el diámetro de la zona considerada como mojada.
- ✓ En la campana original es más notorio el efecto producido por el principio de funcionamiento de estos dispositivos, observando que a mayor caudal de operación resulta un menor nivel de líquido acumulado sobre el plato y viceversa.

En la evaluación de eficiencia global de los platos distribuidores se arribó a las siguientes conclusiones:

- ✓ En la comparación cuantitativa es posible verificar que el diseño original del plato produce zonas puntuales en las que se supera en 10 veces el valor de flujo medio, dejando otras zonas sin mojar. Estas elevadas concentraciones de líquido en zonas puntuales de la superficie del catalizador pueden facilitar las tendencias a canalizaciones en el interior del lecho.

- ✓ Por el contrario la nueva tecnología presenta un comportamiento notoriamente más homogéneo en torno al valor del flujo medio, así como en cuanto a la distribución del líquido sobre el lecho.
- ✓ Para el nuevo distribuidor se verificó que es posible disminuir la distancia requerida entre el plato y la superficie del lecho sin observar una pérdida en la eficiencia de mojado, lo que posibilita incrementar el volumen de catalizador.

2.2.3 Estudio del flujo trifásico de líquido, gas y sólido en un reactor de polibuteno

Se realizó un estudio fluido dinámico de un reactor de polibutenos aplicando CFD para diagnosticar y evaluar alternativas de mejora al problema ocasionado por la formación de depósitos. Estos depósitos disminuyen el volumen efectivo del reactor, aumentan el color y la concentración de cloruros en el producto final y, en un caso extremo, pueden tapan los conductos de salida comprometiendo otros equipos de la planta.

Se simula su comportamiento en operación normal para obtener información que facilite la identificación de los parámetros que promueven la formación de depósitos, como por ejemplo patrones de velocidad y concentraciones de catalizador en el interior del reactor.

Los resultados de la etapa de diagnóstico confirmaron la hipótesis de precipitación de partículas sólidas de catalizador debido a una deficiente agitación, agravada por la configuración de la cañería de ingreso, como puede verse en la **figura 22**. Allí se muestra una vista del plano medio del reactor donde el color rojo indica alta concentración de catalizador y el azul baja concentración de catalizador. En la figura puede verse como en fondo del reactor se acumula el catalizador.

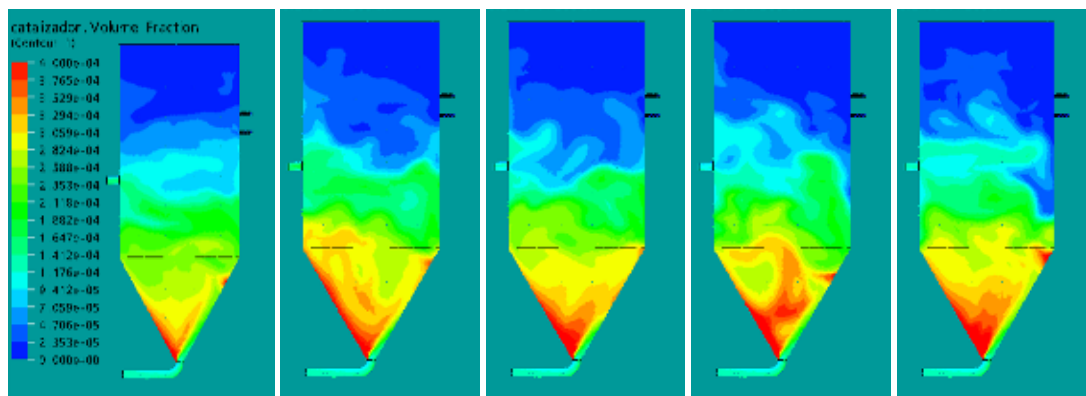


Figura 22. Vista del Plano medio del reactor (x-y). Fracción de volumen del catalizador para distintos instantes de tiempo. Condición actual.

La aplicación de CFD también permitió analizar el comportamiento de varias modificaciones propuestas, tanto geométricas como operativas, que surgieron durante el estudio y seleccionar la que presentó una mejor performance, minimizando las modificaciones requeridas.

La propuesta resultante fue la incorporación de un cono distribuidor en el ingreso al reactor, **figura 23**, una modificación del codo de la cañería de entrada al reactor y un aumento en el caudal de recirculación. Todas estas modificaciones son menores y no requieren inversiones ni cambios significativos en la planta.

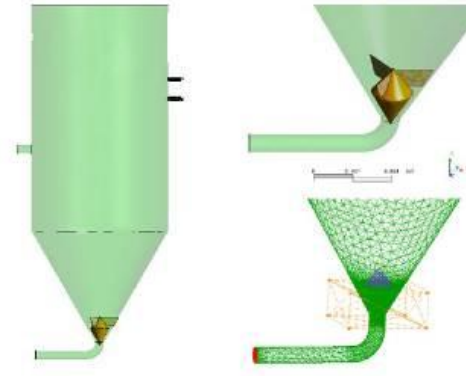


Figura 23: Izquierda: vista lateral del PIB. Derecha: detalle del cono deflector con sus correspondientes soportes de fijación y el refinamiento de la malla.

En la **figura 24** se muestra la fracción de volumen del catalizador para distintos instantes de tiempo en una vista del plano medio del reactor (x-y) modificado, puede observarse el efecto de la incorporación de las modificaciones propuestas en la concentración de catalizador.

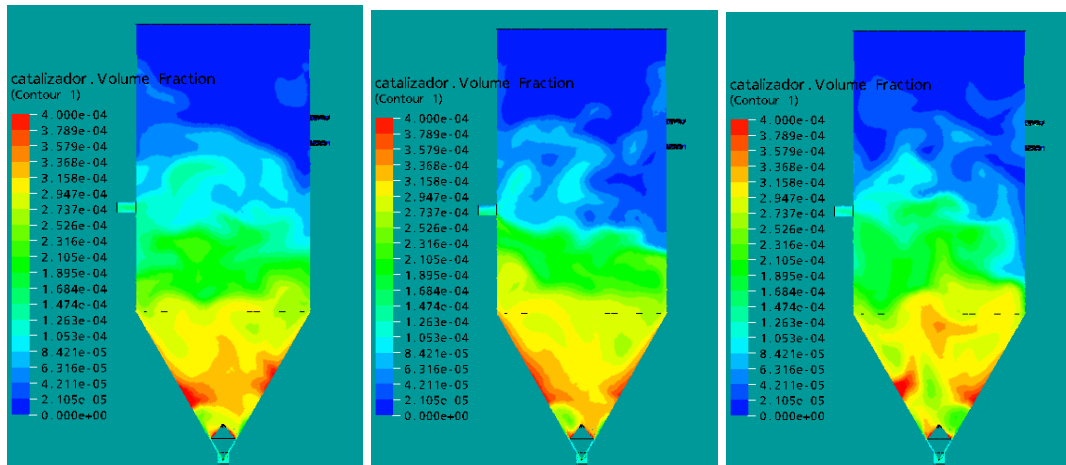


Figura 24. Plano medio del reactor (x-y). Fracción de volumen del catalizador para t=25, 45 y 65 seg. Reactor con modificación

También se realizó un estudio fluido dinámico de la línea de entrada al reactor para optimizar la configuración asegurando condiciones de flujo homogéneas en el ingreso. Se muestran en la **figura 25** algunos gráficos resultantes del mismo.

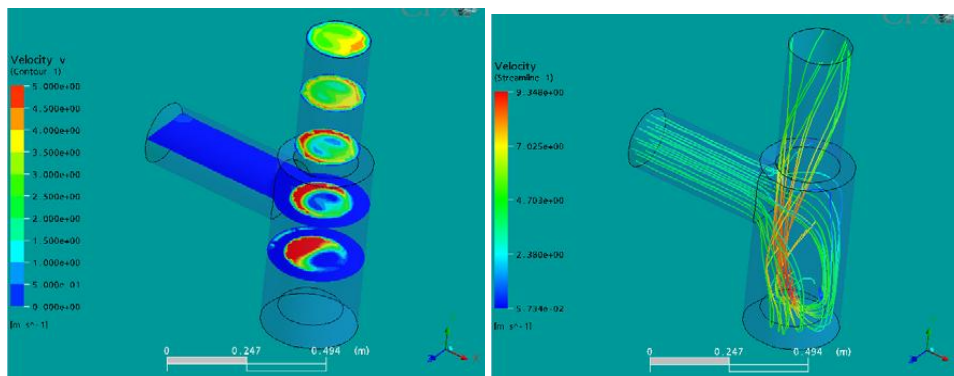


Figura 25: Estudio de rediseño de la línea de entrada al reactor.

Como resultados de este estudio se destacan las siguientes conclusiones:

- ✓ A partir de simulaciones realizadas con CFD se rediseñó la entrada del reactor y se redujo sensiblemente la concentración de catalizador en la zona más crítica del mismo ubicada en la parte inferior.
- ✓ La propuesta resultante fue la incorporación de un cono distribuidor en el ingreso al reactor, una modificación del codo de la cañería de entrada al reactor y un aumento en el caudal de recirculación. Todas estas modificaciones son menores y no requieren inversiones ni cambios significativos en la planta.
- ✓ A la hora de implementar las modificaciones debe tenerse en cuenta que se ha reducido el área efectiva del conducto de ingreso al reactor. Esto traerá como consecuencia un aumento en la pérdida de carga durante la operación y el drenaje del reactor. Para salvar estos problemas será necesario aumentar la potencia de bombeo en la recirculación y utilizar vacío durante el drenaje.
- ✓ La luz remanente entre el cono y la pared del reactor es un orden de magnitud más grande que el diámetro de partícula del catalizador por lo que no se prevé que puedan surgir problemas de oclusión en esta zona.

2.3 Aplicaciones en Medio Ambiente

La simulación mediante CFD también ofrece un importante campo de aplicación para el análisis de problemas ambientales y de seguridad, como por ejemplo, emisiones en chimeneas, dispersión de contaminantes gaseosos, derrames de líquidos, estudio de riesgo e impacto de explosiones.

El siguiente es un caso resuelto de emisiones gaseosas.

2.3.1 Estudio del flujo de gases en chimenea

Se realizó un estudio fluido dinámico de una chimenea para verificar las condiciones del flujo en los puntos de muestreo de los gases de combustión que son liberados a la atmósfera. Si bien existen numerosas recomendaciones sobre la ubicación de puntos o planos de muestreo en ductos, muchas veces interesa conocer la aptitud de los puntos toma-muestras existentes, los cuales pueden no haber sido diseñados bajo las buenas prácticas vigentes o directamente no ser adecuados para la sensibilidad de los instrumentos actuales.

Con este objeto se utilizaron herramientas de simulación mediante CFD verificándose la necesidad de adecuar las instalaciones, y rediseñar el equipo para asegurar que el régimen de flujo sea adecuado para realizar las mediciones, minimizando errores de medición por fluctuaciones.

Se modeló del flujo de gases en la chimenea y su descarga a la atmósfera, en un entorno suficientemente grande para no forzar condiciones de borde a la salida de la chimenea y permitir el desarrollo natural del flujo y la columna de humo. El modelo computacional se muestra en la **figura 26**.

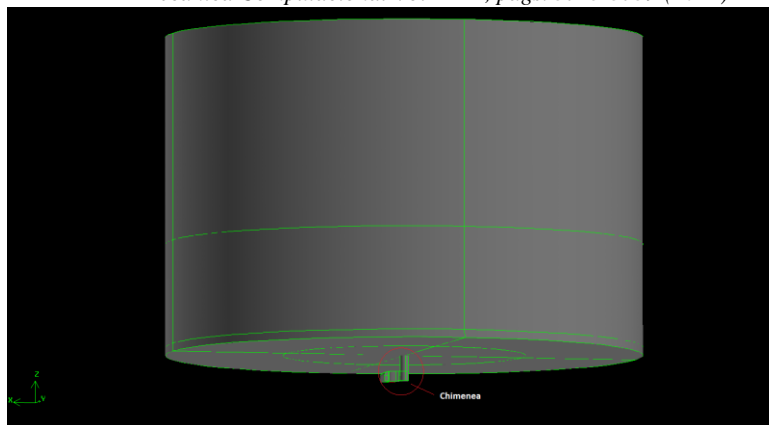


Figura 26: Dominio geométrico de simulación.

El modelo fluido-dinámico utilizado (flujo turbulento y con variaciones de densidad asociadas a cambios de temperatura y presión) tiene en cuenta los efectos térmicos en el gas. Se resolvió el campo de flujo compresible en régimen transitorio. Para el análisis de la mezcla de gases (aire/humo) se empleó un modelo de mezcla de dos componentes contemplando: humo (gases de combustión) y aire.

Los estudios de diagnóstico se llevaron a cabo en dos condiciones: conductos del precalentador de aire abiertos (situación ideal) y conductos parcialmente tapados (situación que se verifica en el sector más próximo a la entrada a la chimenea (denominado lado Berisso). Se analizaron varias geometrías, y se optimizó una solución.

Durante el estudio diagnóstico se identificaron tres problemas principales en el flujo de gases en la cámara y la chimenea:

- ✓ Aparición de flujo ciclónico en la forma de vórtices longitudinales. Esto hace que la inclinación local del vector velocidad en la chimenea alcance valores tan altos como 40 grados.
- ✓ Aceleración del flujo sobre el sector opuesto a la entrada de gases a la chimenea. Este efecto se debe a la dirección horizontal del flujo de gases en la entrada a la chimenea, que se desvía al encontrar la pared en ese sector.
- ✓ Formación de un vórtice de eje horizontal en la cámara previa al ingreso de gases a la chimenea.

En base al estudio de diagnóstico surgieron las siguientes propuestas de solución que se evaluaron en los correspondientes modelos en CFD.

- ✓ El vórtice horizontal de la cámara previa y consiguiente aumento de pérdida de carga se origina por la obstrucción parcial de los conductos de entrada. Por lo tanto es de vital importancia mantener el flujo uniformemente distribuido en el ingreso, esto requiere asegurar que todos los tubos del economizador se encuentren destapados.
- ✓ Para reducir el flujo ciclónico en la chimenea, se propone el diseño de un dispositivo encauzador de flujo. Las premisas para el diseño fueron:
 - Reducir o eliminar el flujo ciclónico en el plano de muestreo en la chimenea
 - No introducir variaciones de velocidad excesivas en esa sección
 - No introducir pérdidas de carga importantes.

El dispositivo propuesto se muestra en la **figura 27**.

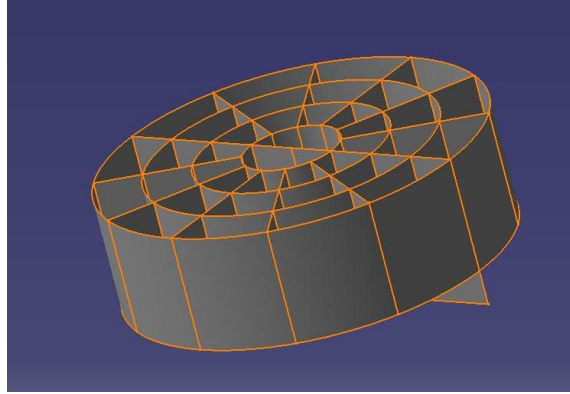


Figura 27: Esquema del encauzador de flujo propuesto.

En la **figura 28** se grafican las líneas de corriente para el caso actual con tubos destapados, semiobstruido, con un primer diseño del encauzador, y con el encauzador optimizado. Para el caso semiobstruido (arriba derecha) se ve la formación de un vórtice en la cámara que genera una aceleración del flujo en la parte superior de la entrada y la intensificación de la circulación ciclónica desde la base de la chimenea. Los casos analizados con la entrada destapada (arriba izquierda) muestran que este problema se reduce y la velocidad en la entrada tiene una distribución más pareja, aunque la circulación mencionada se mantiene en la zona inferior. En los resultados con encauzador se observa claramente la desaparición del flujo ciclónico.

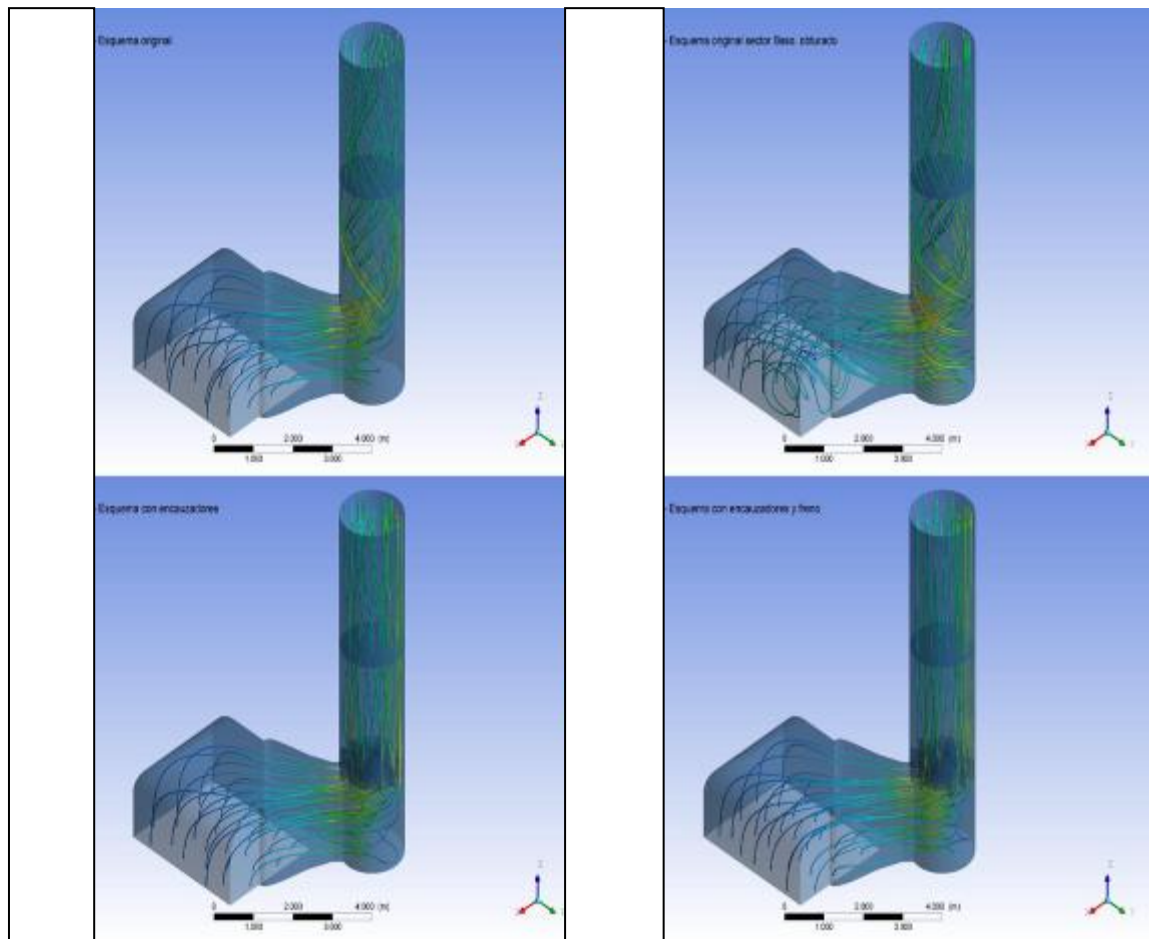


Figura 28: líneas de corriente: *Arriba derecha:* configuración actual destapada, *Arriba Izquierda:* actual semiobstruida, *Abajo derecha:* primer diseño de encauzador. *Abajo Izquierda:* encauzador modificado.

A partir de los estudios realizados se concluye que el encauzador modificado propuesto cumple con estos requisitos, sumando además un bajo costo, simplicidad constructiva y de instalación.

2.4 Aplicaciones en unidades de separación bifásica

En la operación de yacimientos maduros los volúmenes de agua representan más del 80 % del total de fluidos producidos. Por lo que, en las plantas de tratamiento, una separación inadecuada de las mezclas agua-petróleo implica pérdidas significativas en el volumen neto del crudo producido.

2.4.1 Tanques de tratamiento crudo-agua

En las plantas de tratamiento de agua de producción se utilizan tanques cilíndricos, comúnmente llamados skimmers, para separar por gravedad mezclas de agua y petróleo. En este proceso resulta crítico asegurar tiempos de residencia que permitan la separación por diferencia de densidades de las fases, según ley de Stokes. Si bien podrían utilizarse tanques de grandes dimensiones, estos suelen ser muy costosos e ineficientes, por lo que se busca disponer de diseños de internos adecuados para reducir el tamaño de los mismos y asegurar una eficiente separación, maximizando el tiempo de residencia y evitando efectos fluidodinámicos indeseados, tales como cortocircuitos o zonas de estancamiento de flujo. Con este objeto se aplicaron herramientas de CFD para evaluar la performance de diferentes geometrías comúnmente utilizadas en los tanques skimmers en los campos de producción de YPF.

En condiciones de operación normal el fluido de ingreso al tanque es principalmente agua, y contiene concentraciones de crudo en un rango de 800 a 500 ppm. Por lo tanto la fluidodinámica del sistema será gobernada por la fase acuosa continua, mientras que las gotas de crudo formarán la fase dispersa, siendo aplicables modelos Eulereanos-Lagrangeanos.

Se desarrolló una primera etapa experimental con el objeto de validar los modelos. En la **figura 29** se muestra uno de los modelos de internos instalados en el tanque a escala piloto, que fue construido especialmente para la medición de tiempos de residencia mediante la aplicación de un pulso salino, evaluación de eficiencia de separación y visualización del comportamiento del flujo mediante inyección de colorante. El mismo guarda relaciones geométricas similares a las de los tanques comercialmente empleados con una escala de 1 a 10. Esto reducida en un factor de volumen de 1000 a 1 entre el tanque piloto y los tanques reales.



Figura 29. Visualización del comportamiento del flujo en tanque experimental con baffles.

Posteriormente, al realizar las simulaciones mediante CFD, los resultados numéricos fueron contrastados con los experimentales hasta obtener una buena concordancia. Las simulaciones fueron transientes debido a que se empleó un modelo de turbulencia LES. Una vez que el flujo se consideró desarrollado se procedió a llevar a cabo las simulaciones del pulso salino y de tracking de partículas.

Esta metodología se aplicó para analizar las geometrías propuestas. Inicialmente se estudió un tanque de flujo descendente, sin internos. Se presentan algunos resultados en la **figuras 30 y 31**.

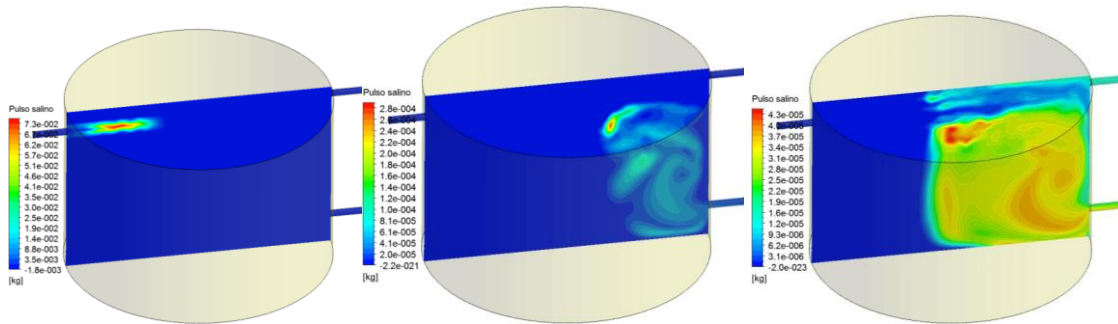


Figura 30. Pulso salino para distintos tiempos.

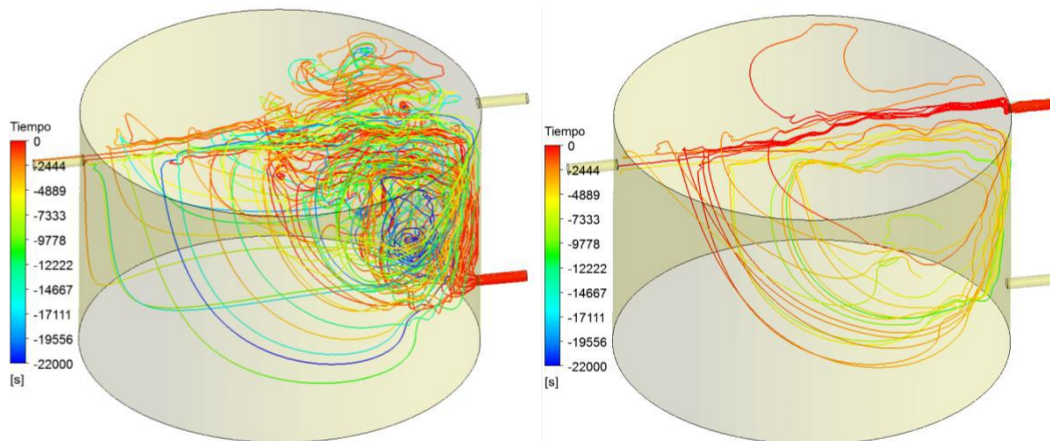


Figura 31. Streamlines coloreadas con la escala de tiempo. *Izquierda:* saliendo por la salida inferior o de agua. *Derecha:* saliendo por la salida superior o de crudo

Se propuso una modificación a este modelo incorporando como distribuidor de flujo de entrada un conducto vertical descendente con orificios para de salida. Puede verse en la **figura 32** el efecto del mismo.

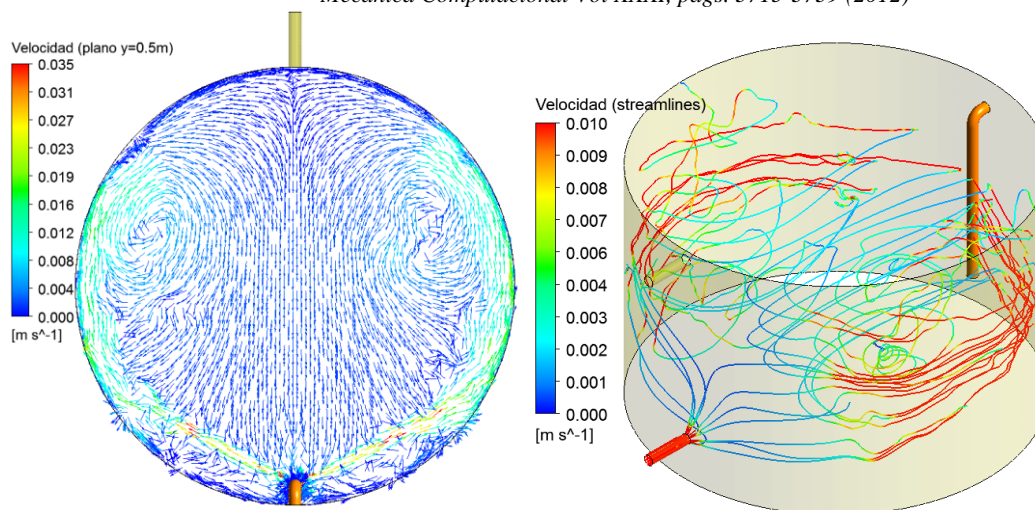


Figura 32. Campo de velocidad y Streamlines

Otra de las geometrías estudiadas es la que corresponde al skimmer de baffles. La geometría de esta configuración y los resultados de las simulaciones se presentan en la **figura 33**.

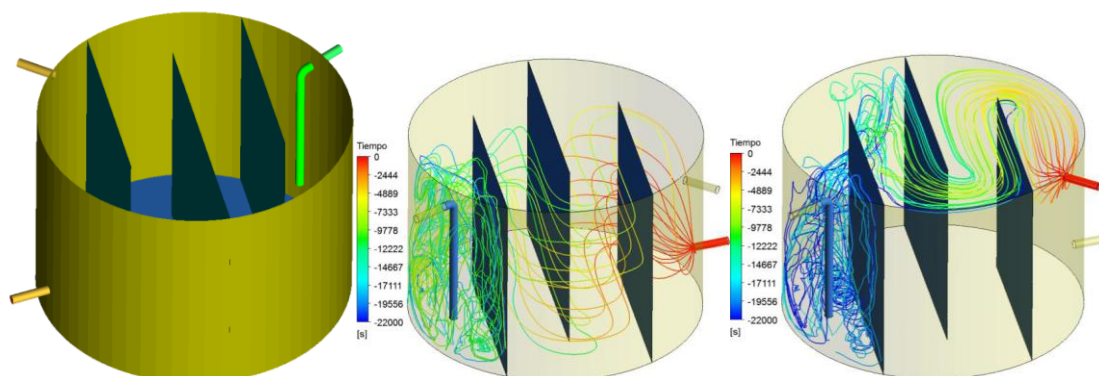


Figura 33. *Izquierda:* geometría Tanque de 3 baffles. Tiempo sobre streamlines ingresando al tanque. Resultados correspondientes a 5300 steps. *Centro:* saliendo por la salida de agua. *Derecha:* saliendo por la salida de crudo.

Si bien este proyecto está en desarrollo, en los resultados parciales alcanzados se observa, muy buena concordancia entre simulación CFD y resultados experimentales, a la vez que se observan cortocircuitos y zonas muertas que confirman la necesidad de optimizar la configuración de los internos de los tanques.

En desarrollos futuros se comparará la performance de las distintas geometrías buscando identificar la más flexible frente a variaciones operativas, para posteriormente trabajar sobre su optimización.

3 CONCLUSIONES

La simulación fluido dinámica computacional resulta de gran utilidad en todas las áreas de negocio de la industria de O&G, tal como se desprende de los trabajos presentados y antecedentes disponibles en bibliografía .

Su aplicación requiere alta especialización en métodos numéricos y profunda comprensión del proceso físico-químico involucrado.

Los desarrollos mediante estas técnicas requieren tiempos considerables, que frente a las necesidades de la industria, acostumbrada a respuestas rápidas, pueden llevar a desestimar su aplicación. Por lo tanto anticipar las necesidades, desarrollando conocimientos sólidos en las diferentes temáticas, permitirá brindar soluciones satisfactorias.

Las grandes compañías petroleras a nivel mundial se encuentran desarrollando aplicaciones de CFD desde hace más de una década. Los estudios abarcan diversos temas y métodos, cubriendo desde desarrollo de software propio, programas de investigación básica con universidades, validación experimental de modelos en laboratorios, hasta mediciones en instalaciones industriales mediante métodos sofisticados para verificar resultados.

El próximo desafío consiste aplicar simulación computacional en Unidades de FCC, no sólo por la importancia de este proceso en la refinería, con el consecuente impacto económico, sino también por la complejidad que involucra modelar los distintos regímenes de fluidización del flujo gas-sólido presente en el proceso.

4 AGRADECIMIENTOS

Agradecemos especialmente la colaboración del personal de las Refinerías y Petroquímica, que participaron activamente en el desarrollo de cada uno de los proyectos. En particular, a los integrantes de los grupos de Procesos y Jefes de Planta, y el apoyo brindado por la Dirección de Planificación y Desarrollo Técnico de Downstream de YPF, sin los cuales la realización de los proyectos no hubiera sido posible.

5 BIBLIOGRAFÍA

1. ANSYS CFX 11 Theory, 2006.
2. Chen X., McLaury B., Shirazi S., Numerical and experimental investigation of the relative erosion severity between plugged tees and elbows in dilute gas/solid two-phase flow, *Wear*, vol. 261, pp. 715-729, 2006.
3. Chen X., McLaury B., Shirazi S., Application and experimental validation of a computational fluid dynamics (CFD)-based erosion prediction model in elbows and plugged tees, *Computers & Fluids*, vol. 33, pp. 1251-1272, 2004.
4. Hamed A., Tabakoff W., Wenglarz R., Erosion and Deposition in Turbomachinery, *J. Propulsion and Power*, vol. 22, N° 2, 2006.
5. Nokleberg L., Sontvedt T., Erosion in choke valves-oil and gas industry applications, *Wear*, vol. 186, pp 401-412, 1995.
6. Wu X.Q., Jing H.M., Zheng Y.G. Yao Z.M., Ke W., Resistance of Mo-bearing stainless steels and Mo-bearing stainless-steel coating to naphthenic acid corrosion and erosion-corrosion, *Corrosion Science*, vol. 46, pp 1013-1032, 2004.
7. Bilmes P., Solari M., Análisis de falla de un trazo de caño y niple del ramal de salida carga del horno BA-101, Informe Técnico, 2008.
8. Qu D.R., Zheng Y.G., Ping H.M. Yao Z.M., Ke W., High temperature naphthenic acid corrosion and sulphidic corrosion of Q235 and 5Cr1/2Mo steels in synthetic refining media, *Corrosion Science*, vol. 48, pp. 1960-1985, 2006.
9. Wu X., Jing H., Zheng Y., Yao Z., Ke W., Erosion-corrosion of various oil-refining materials in naphthenic acid, *Wear*, vol. 256, pp. 133-144, 2004.
10. Field J.E., ELSI conference: invited lecture Liquid impact: theory, experiment, applications, *Wear*, vol. 233-235, pp. 1-12, 1999.

11. Atta A., Roy S. and Nigam K.D.P., Investigation of liquid maldistribution in trickle-bed reactors using porous media concept in CFD, Chemical Engineering Science, 2007.
12. Alvarez A., Ramírez S., Ancheyta J. and Rodríguez L., Key Role of Reactor Internals in Hydroprocessing of Oil Fractions, American Chemical Society, 2007.
13. R. Clift, J.R. Grace and M.E. Weber, Bubbles, Drops and Particles, Academic Press, 1978.
14. V. Ranade, Computational flow modeling for chemical reactor engineering, Academic Press, 2002.
15. Dally, J. W., W. F. Riley, and K. G. McConnell, Instrumentation for Engineering Measurements, John Wiley and Sons, Inc. 2ed., 1993
16. Maiti R. N., and Nigam K.D.P., Gas-liquid distributors for trickle-bed reactors: a review, American Chemical Society, 2007.
17. Multiphase Flow Theory, ANSYS-CFX 11.0, 2007.
18. Perry, Chemical Engineers' Handbook, Sixth Edition, McGraw-Hill Co., 1984
19. Y. Jiang¹, Mohan R. Khadilkar², Muthanna H. Al-Dahhan, Milorad P. Dudukovic , CFD modeling of multiphase flow distribution in catalytic packed bed reactors: scale down issues. Catalysis Today 66 (2001) 209–218