

MODELO FLUIDODINÁMICO DE UN REGENERADOR DE UNA UNIDAD COMERCIAL DE FCC

Roberto F. Pereiras^a, Gonzalo Mognol^a y Marcela Raviculé^a

*“YPF Tecnología S.A., Avenida del Petróleo Argentino s/n entre 129 y 143. Berisso, Buenos Aires.
C.P: 1923, Argentina, roberto.f.pereiras@ypftecnologia.com, gonzalo.mognol@ypftecnologia.com,
marcela.ravicule@ypftecnologia.com <https://www.y-tec.com.ar>”*

Palabras clave: CFD, FLUENT, regenerador, Euler Granular, Geldart A, modelo de arrastre.

Resumen. Se realizó un estudio fluidodinámico de la circulación de gas y catalizador en un regenerador de una unidad comercial de FCC (Cracking Catalítico) de una refinería de YPF. El software utilizado fue ANSYS FLUENT. Como es usual en la simulación de lechos fluidizados, se utilizaron modelos multifásicos de tipo Euler – Euler Granular, se consideraron interacciones entre partículas mediante la teoría cinética de flujo granular (KTGF), donde se tratan las fases como medios fluidos continuos e inter-penetrantes. Se consideraron propiedades físicas uniformes a lo largo del regenerador y una composición constante del gas. Como el catalizador pertenece al grupo de partículas Geldart A, existen efectos de interacción y formación de aglomeraciones o “clústeres” de catalizador, no contemplados en los modelos de arrastre default del software. Por esto se empleó una ley de arrastre que considera un coeficiente dependiente de la fracción volumétrica del gas y de determinados diámetros de clústeres. Previo a la elaboración del modelo del regenerador completo, se simuló geometrías bidimensionales sencillas a fin de seleccionar el modelo de arrastre que mejor represente la fluidodinámica del lecho. No se simuló la reacción química de combustión del carbón ni tampoco se tuvieron en cuenta efectos térmicos. Los resultados del modelo mostraron correctamente características del funcionamiento del equipo.

1 INTRODUCCIÓN

En las plantas de Cracking Catalítico (FCC, Fluid Catalytic Cracking) se lleva a cabo uno de los procesos más importantes de conversión en refinerías, mediante el cual se rompen o craquean, con ayuda de un catalizador, hidrocarburos de alto peso molecular y alto punto de ebullición, que dan lugar a productos más livianos y valiosos. Como producto secundario de la reacción se genera coque, que se deposita sobre el catalizador provocando su desactivación y que deba ser regenerado continuamente. En comparación con el cracking térmico, las fracciones obtenidas con el cracking catalítico son de mayor índice de octano.

Estas plantas se componen principalmente de dos equipos, el reactor y el regenerador, que trabajan de manera continua e interconectada.

El Reactor es donde se producen las reacciones de craqueo, principalmente en el riser, ya que el resto del equipo sirve para separar el catalizador de los productos.

El Regenerador es la parte de la unidad donde se quema el carbón depositado sobre el catalizador. Posee un sistema de distribución de gas (aire) necesario para la combustión y unos equipos llamados ciclones cuya función es separar el gas de combustión del catalizador.

Dadas las altas temperaturas de operación (del orden de los 700 °C) y las altas velocidades del catalizador que tienden a generar erosión, el CFD se presenta como una buena herramienta para estudiar el flujo en su interior. En determinadas situaciones, se suelen utilizar en conjunto técnicas de CFD y trazadores radioactivos con tomógrafos.

El modelo CFD utiliza el método de volúmenes finitos con el modelo de la teoría cinética de flujo granular (KTGF) Euler-Euler. Las ecuaciones del modelo granular KTGF pueden encontrarse en los trabajos de Ishii, M., y Mishima, K. (1984), Peirano, E., y Almstedt, A. E. (1996), S. B., Jeffrey, D. J., y Chepurny, N. (1984) entre otros.

2 MODELO FLUIDODINÁMICO Y DISCRETIZACIÓN

2.1. Geometría tridimensional del regenerador

En la Figura 1 se presenta la geometría del regenerador generada mediante SpaceClaim. En este modelo se omitieron algunos detalles con el fin de simplificar la geometría y el posterior mallado sin comprometer la precisión de los resultados.

La zona inferior posee una placa agujereada o grilla distribuidora de gas (aire) de combustión. Esta se encarga de generar suficiente pérdida de presión de manera que el flujo de gas se distribuya uniformemente en el lecho.

El tubo en el centro del equipo se llama Stand Pipe y alimenta al riser con el catalizador ya regenerado.

El regenerador está conectado a otro equipo que se llama Catalyst Cooler, cuya función es enfriar el catalizador para mantener la temperatura del lecho. De este equipo se tienen en cuenta sus entradas y salidas de catalizador más la vent-line, que es por donde sale el gas de fluidización hacia el regenerador.

Los ciclones se encuentran en la zona superior del regenerador. Son 6 ciclones primarios y 6 secundarios conectados en serie. Estos equipos separan el gas del catalizador, cuya mezcla entra por la boca y descarga por las patas hacia la fase densa, sólo el catalizador.

El catalizador desactivado, proveniente del reactor, entra por el tubo Spent Catalyst, por encima del cual se encuentra el aire de Sparger, que es una entrada de gas adicional.

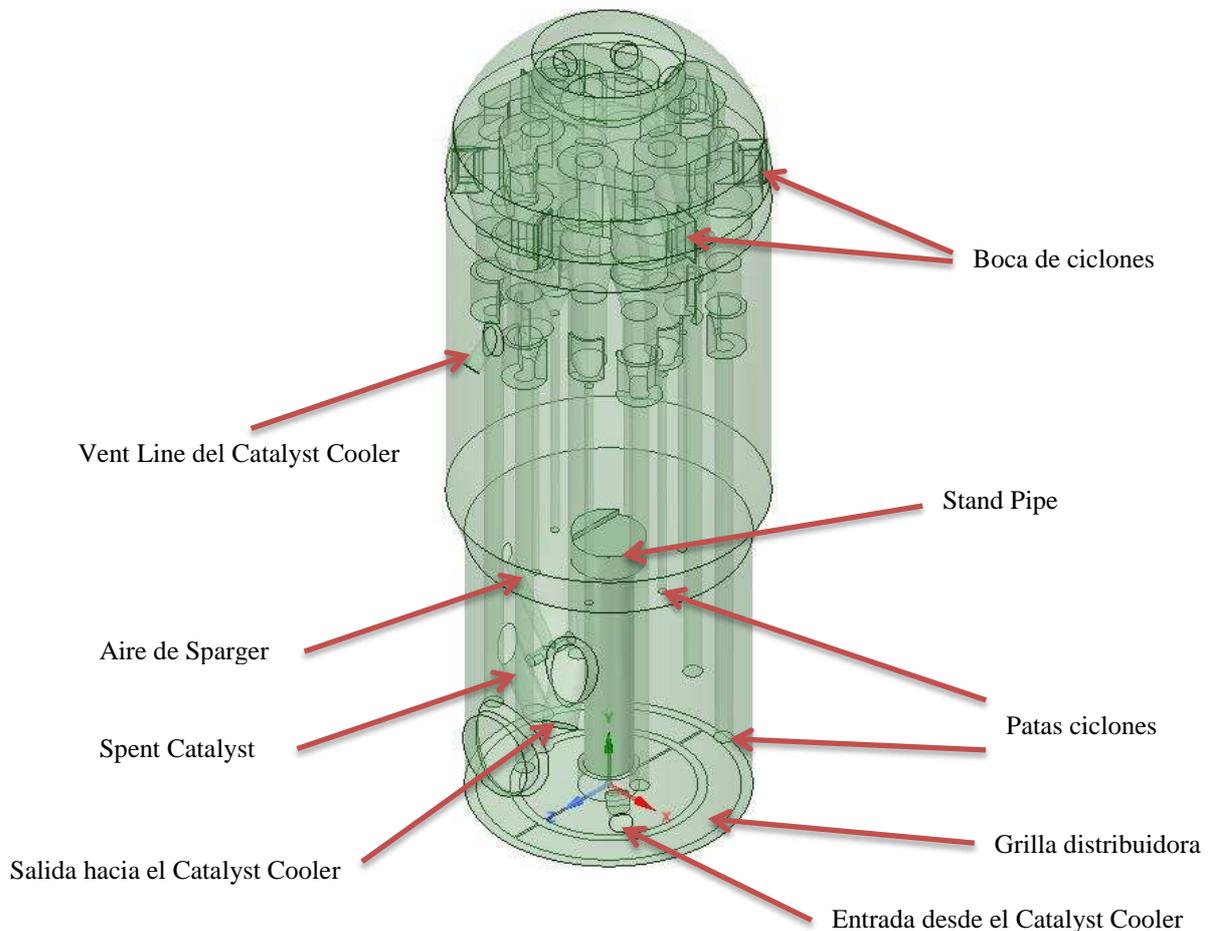


Figura 1: Geometría del regenerador.

2.2. Hipótesis del modelado numérico

- No se considera la reacción química del quemado del carbón (el gas de salida y el aire de combustión a la entrada tienen la misma composición, es decir, se considera el mismo gas)
- Flujo incompresible, temperatura constante.
- Transitorio
- Modelo de arrastre definido por el usuario mediante UDF
- Modelo de gas ideal
- Modelo de flujo laminar
- Modelo multifásico Euler – Euler Granular.
- Utilización de UDF para la configuración de las condiciones de contorno.

A continuación se justifica la elección de los puntos más importantes de este modelado.

2.3. UDFs

Las UDFs o *User Defined Functions* son líneas de programación en lenguaje c++ que

aumentan la flexibilidad del software Ansys Fluent al indicarle como realizar tareas que no pueden ser establecidas desde la interfaz de usuario. En el contexto del presente trabajo, se utilizaron UDFs para calcular la fuerza de arrastre de catalizador en el dominio y para controlar el caudal de catalizador por las entradas y salidas.

2.4. Modelo de Flujo Laminar vs Turbulento.

En el trabajo de Jian Chang et al. (2016) no se encuentran grandes diferencias entre la densidad del lecho predicha con un modelo de flujo laminar y uno turbulento. Aquí se determina que el efecto del flujo turbulento y la interacción turbulenta no es muy fuerte sobre la fase sólida, por lo que concluye que ambos modelos son adecuados para predecir la fluidodinámica de flujos densos de gas-catalizador, y a menos que en los modelos de turbulencia se utilicen las adecuadas constantes empíricas, estos pueden ser menos consistentes que los laminares. En la Figura 2 se condensan los resultados obtenidos según este trabajo a partir de la comparación de modelos de flujo laminar, turbulento y datos experimentales (densidad de catalizador: 1500 kg/m³, diámetro 65 micrómetros, velocidad superficial del gas: 0.788 – 0.833 m/s). Se confirman similares densidades y alturas de lecho para ambos modelos de flujo.

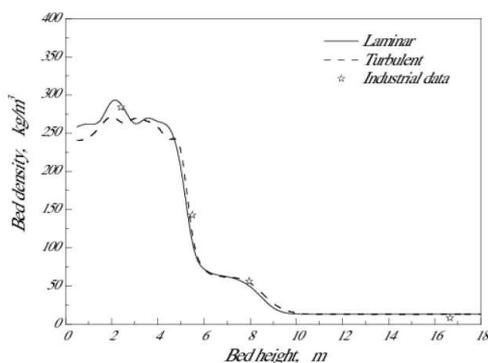


Figura 2 Comparación entre modelo laminar y turbulento con datos de planta

En el trabajo original se informa que el eje de la ordenada corresponde a la densidad media temporal y en la sección transversal del lecho, correspondiente a $\alpha_s \rho_s + \alpha_g \rho_g$. Siendo α la fracción volumétrica de catalizador o gas y ρ la densidad.

En el trabajo de Almuttahir et al. (2008) se establece que se reproduce de mejor manera el comportamiento fluidodinámico de un lecho fluido circulante con alta densidad de catalizador con un modelo de flujo laminar que con uno turbulento. Gao et al. (2009), con un número de Reynolds de 400000, reporta que el modelo de flujo laminar puede predecir precisamente el flujo en un lecho fluido. Muchos otros trabajos, por ejemplo S. Shah et al. (2015), validan la utilización de modelos laminares para la predicción del comportamiento fluidodinámico en lechos fluidizados.

En este trabajo también se realizaron simulaciones en modelos bidimensionales, encontrándose poca diferencia en cuanto a caudales de catalizador a las salidas y alturas del lecho denso para ambos modelos de flujo. En la Figura 3 se muestran los caudales de catalizador para modelos laminar y turbulento, para un lecho bidimensional con dos salidas en la parte superior. En este caso se parte de un modelo laminar y se cambia a uno turbulento en un determinado momento, siendo notable la diferencia en la amplitud de las oscilaciones del

caudal de catalizador.

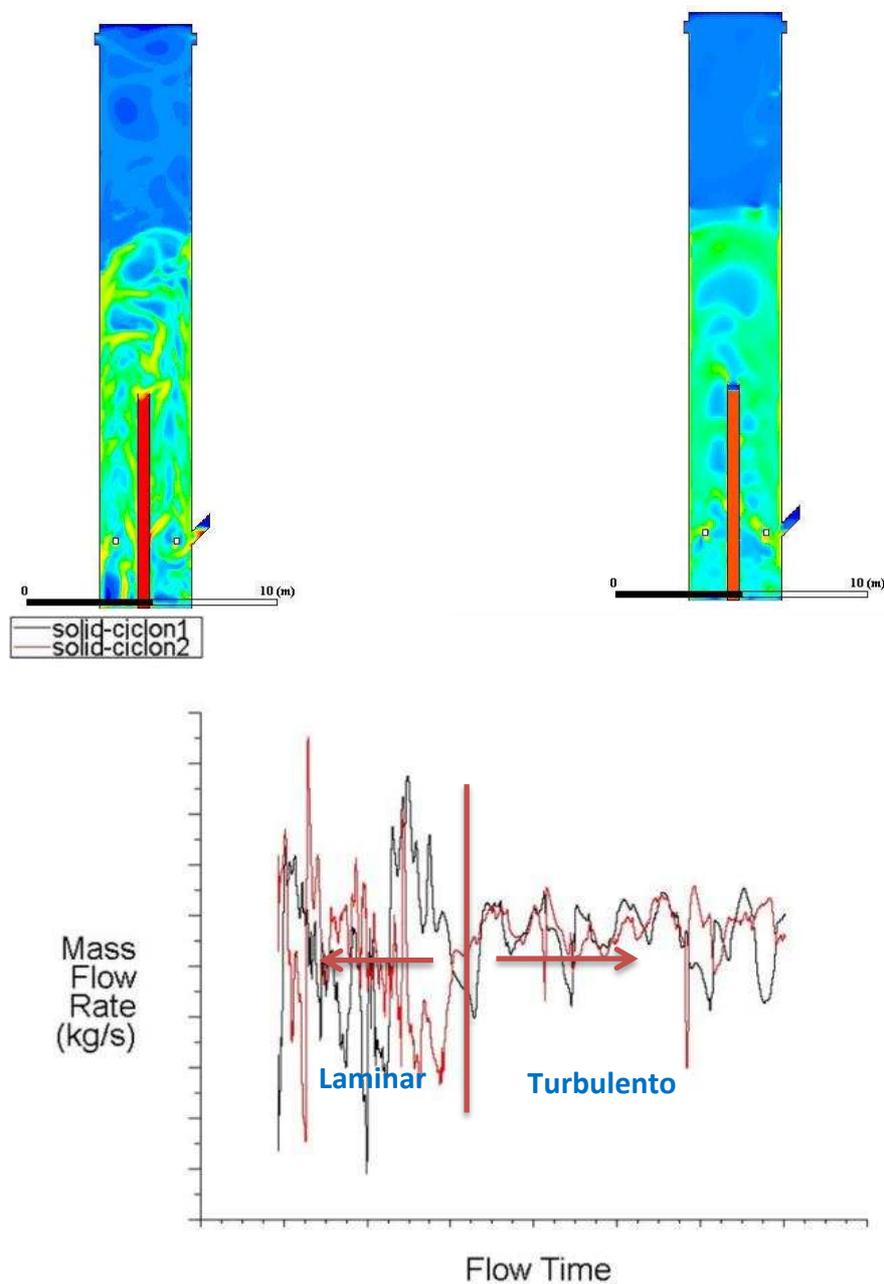


Figura 3: Comparación entre modelos Laminar y Turbulento (arriba). Flujo de catalizador hacia los ciclones (abajo)

Como se mencionó anteriormente, no se considera el modelo turbulento por cuestiones de consistencia de sus parámetros numéricos, que deberían ser ajustados para esta clase de sistemas. Sin embargo, existe similitud en los flujos promedios, que es la variable de interés en la planta.

2.5. Modelo de arrastre de catalizador definido mediante UDF

El modelo Euler – Euler Granular está basado en la teoría cinética del flujo granular, tiene en cuenta efectos de colisión y la energía cinética contenida en la velocidad fluctuante de las

partículas a través de una “temperatura granular”. En la siguiente tabla se especifican los modelos friccional y de viscosidad utilizados.

Granular Viscosity	Gidaspow
Granular Bulk Viscosity	Lun-et-al
Frictional Viscosity	Johnson-et-al
Angle of Internal friction	30°
Frictional Pressure	johnson -et-al
Frictional Packing Limit	0.55
Granular Temperature	algebraic
Solids Pressure	Syamlal-Obrien
Radial Distribution	Lun-et-al

Tabla 1. Configuración del modelo en el Fluent.

Sin embargo, algunos coeficientes de la fuerza de arrastre son de naturaleza semi-empírica, por lo que es necesario basarse en resultados experimentales o datos de expansión de lechos preexistentes.

El modelo de arrastre definido mediante la UDF tiene en cuenta, adicionalmente el efecto de aglomeración o de clústeres de partículas, dado por la existencia de fuerzas cohesivas propias del grupo Geldart A. El efecto final de estos clústeres es un mayor tamaño efectivo de las partículas, por lo que la fuerza de arrastre se ve modificada (J. Gao et al., 2009). Los diámetros de clústeres seleccionados fueron: 400 micrones para la fase densa y 200 micrones para la fase diluida. Estos parámetros se obtienen experimentalmente y dependen de las características del lecho, la velocidad del gas, las propiedades del catalizador y de la distribución de tamaños. En el presente estudio estos diámetros se extrajeron a partir de un lecho experimental de similares características al de la planta.

El modelo de arrastre es fundamental para la obtención de una correcta distribución de las fases en el regenerador. Existen varios modelos disponibles en el software Fluent y en la bibliografía, tales como Syamlal O'Brien et al. (1989), Gidaspow et al. (1990) y McKeen et al. (2003), entre otros. En Li et al. (2009) se realizó una comparación entre estos modelos y se concluyó que los modelos de Syamlal O'Brien y Gidaspow, predicen una sobre-expansión del lecho, en tanto que el modelo de McKeen predice la formación de una fase densa, pero no la fase diluida. Por esto, Li et al. propone un modelo de arrastre modificado, basado en diámetros de clústeres, el cual muestra acuerdo con resultados experimentales. Este modelo se muestra en la **Tabla 2**, extraída del trabajo original.

Void fraction	Drag force model	Drag force coefficient
≤ 0.8	Ergun	$\beta_1 = 150 \frac{\alpha_p(1-\alpha_g)\mu_g}{\alpha_g(d_p)^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_p}{d_p} \vec{u}_p - \vec{u}_g $
$0.8 - 0.933$	ZP	$\beta_2 = \frac{5}{72} C_D \frac{\alpha_p \alpha_g \rho_g}{d_p (1-\alpha_g)^{0.293}} \vec{u}_p - \vec{u}_g $
$0.933 - 0.990$	Wen and Yu	$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_p^*} (1 + 0.15 Re_p^{*0.687}) & \text{if } (Re_p^* \leq 1000) \\ 44 & \text{if } (Re_p^* > 1000) \end{cases}$ $Re_p^* = \frac{\alpha_g \rho_g d_p \vec{u}_p - \vec{u}_g }{\mu_g}$ $\beta_3 = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_p \alpha_g \rho_g}{d_p} \vec{u}_p - \vec{u}_g \alpha_g^{-2.65}$
$0.990 - 1.00$	Schiller and Naumann	$\beta_4 = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_p \rho_g}{d_p} \vec{u}_p - \vec{u}_g $ $C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) & \text{if } (Re_p \leq 1000) \\ 44 & \text{if } (Re_p > 1000) \end{cases}$ $Re_p = \frac{\alpha_g \rho_g d_p \vec{u}_p - \vec{u}_g }{\mu_g}$

Tabla 2: Modelo de Arrastre de Li et al.

El detalle de los parámetros se puede encontrar en dicho trabajo. Lo importante de remarcar del modelo es que existen 4 zonas, dependiendo de la fracción volumétrica de gas (void fraction), donde el arrastre tiene una funcionalidad distinta, relacionada con la capacidad de formarse dichos clústeres. Estas 4 zonas son unidas por una función continua.

En el presente estudio, éste fue el único modelo capaz de predecir la existencia de una fase densa y otra diluida simultáneamente mientras que los modelos de Syamlal O'Brien y Gidaspow predecían un arrastre total, sin fase densa. Esta verificación se realizó en modelos bidimensionales. En la Figura 4 se muestran comparativamente dos resultados. El modelo de arrastre definido por UDF se muestra en la izquierda y es el único que logra predecir cualitativamente la estructura esperada básica de un lecho fluidizado (fases densa y diluida). El de la derecha es el modelo de Gidaspow, que resulta inadecuado en este caso, por predecir el arrastre total de catalizador.

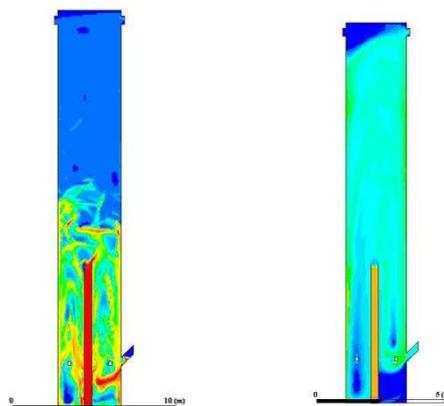


Figura 4: Comparación entre modelos bidimensionales del modelo de arrastre

2.6. Condiciones de borde

En la Figura 5 se presentan las condiciones de contorno cargadas en el simulador. Estas fueron de tipo pared (Wall), entrada de gas / catalizador (Mass Flow Inlet) y de salida

(Pressure Outlet). Las “zonas” 1 a 4 representan las entradas principales de gas. El aire de Sparger es una entrada de gas adicional.. Se utilizaron UDFs para controlar caudales del Catalyst Cooler, de los ciclones y del Spent Catalyst. Todo esto se presenta con más detalle en la Tabla 3

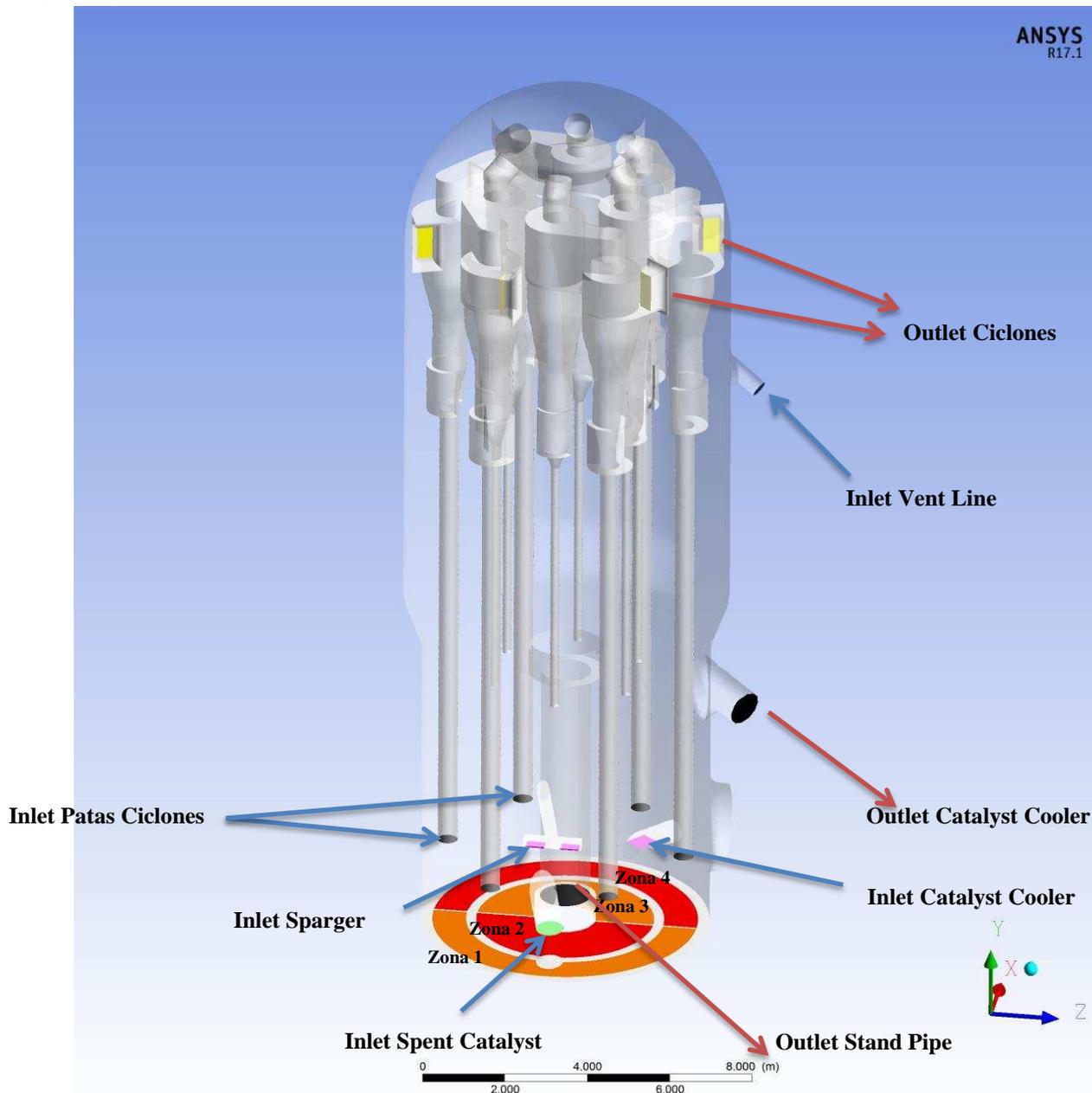


Figura 5: Entradas / Salidas del regenerador.

	Entrada / Salida	Descripción
Outlets	Ciclones 1 a 6	Pressure Outlet.
	Cat. C.	Pressure Outlet. Catalizador hacia el Catalyst Cooler.
	Stand Pipe	Pressure Outlet.
Inlets	Ciclones 1 a 6	Mass Flow Inlet. Reinyecta el catalizador que sale por los ciclones.
	Spent Cat.	Mass Flow Inlet. Controlada mediante UDF. Reinyecta el catalizador que sale por el Stand Pipe.
	Cat. C.	Mass Flow Inlet. Controlada mediante UDF. Reinyecta lo que sale hacia el Catalyst Cooler.
	Sparger	Mass Flow Inlet. Aire de Sparger.
	Vent. Line	Mass Flow Inlet. Venteo del Catalyst Cooler.
	Zona 1	Mass Flow Inlet. Gas principal de combustión por la Grilla.
	Zona 2	Mass Flow Inlet. Gas principal de combustión por la Grilla.
	Zona 3	Mass Flow Inlet. Gas principal de combustión por la Grilla.
Zona 4	Mass Flow Inlet. Gas principal de combustión por la Grilla.	

Tabla 3: Entradas / Salidas del regenerador

2.7. Control de las entradas mediante UDF

Se utilizaron UDFs para controlar los caudales de entradas y salidas por las fronteras. Los caudales de las salidas se controlaron variando la presión de las mismas, de manera que si el caudal disminuía respecto del valor deseado, se disminuía la presión y viceversa, si el caudal aumentaba.

En la Figura 6 se muestra un gráfico del caudal de catalizador a la entrada al regenerador desde el Catalyst Cooler fluctuando en torno al valor deseado.

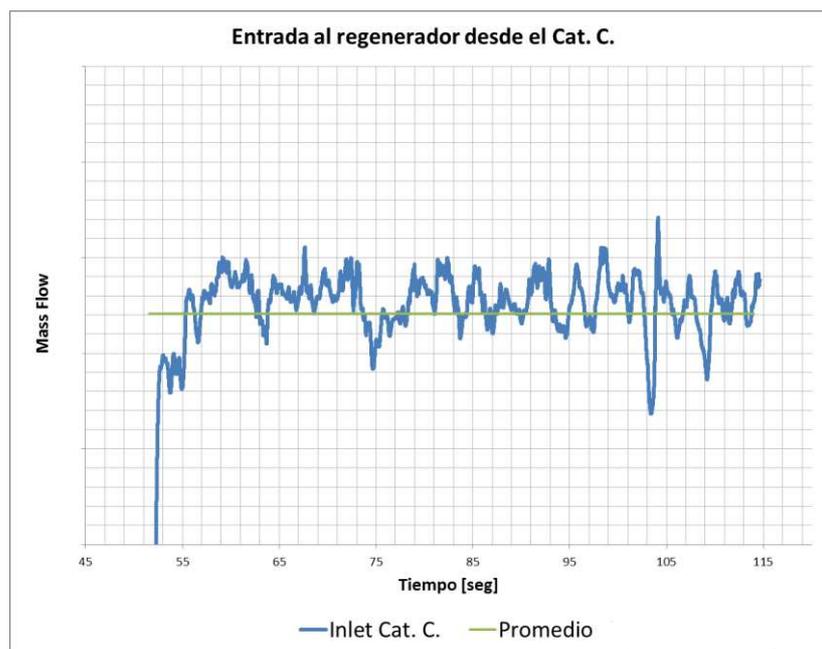


Figura 6: Caudal másico de catalizador en la salida del Catalyst Cooler.

2.8. Discretización

Se generó una malla híbrida tetraédrica / hexaédrica en ANSYS Meshing, la cual fue convertida a una malla poliédrica / hexaédrica en Fluent. En este caso la malla final posee 680.000 elementos. La calidad ortogonal mínima fue de 0.36. En la Figura 7 y Figura 8 se muestra la malla utilizada.

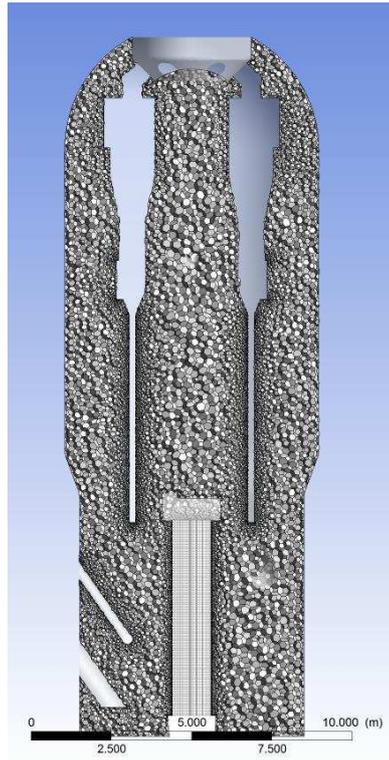


Figura 7: Elementos poliédricos y hexaédricos del mallado.

En esta figura se puede observar el detalle de la malla hexaédrica en el Stand Pipe. Las zonas sin mallar corresponden a los ciclones. El estudio de estos está por fuera del alcance en esta etapa, es por ello que estos se consideraron como equipos con eficiencia de separación del 100%, a efectos de no perder el catalizador del regenerador y cerrar el balance de masa.

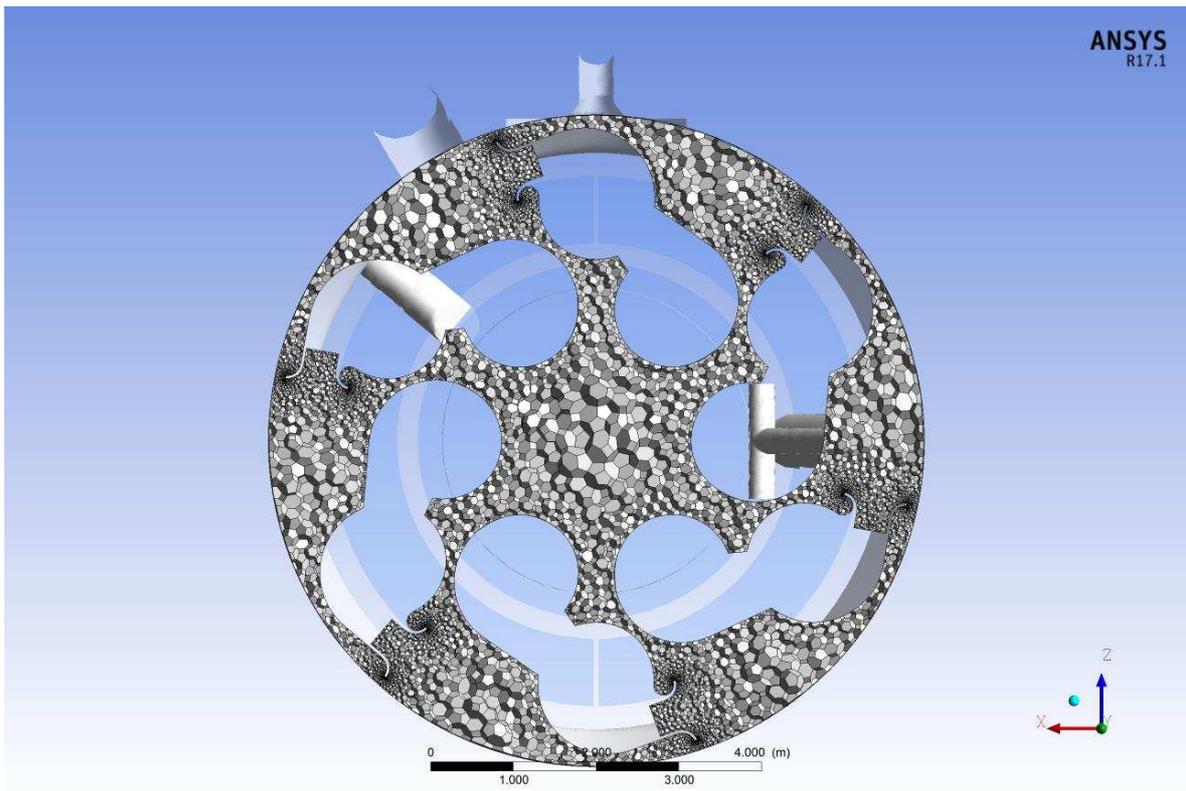


Figura 8: Elementos poliédricos del mallado

Para la resolución del sistema se empleó el método de volúmenes finitos (FVM), en el software ANSYS – FLUENT 17.1. En la siguiente tabla se especifican los parámetros numéricos cargados en dicho software.

Models	
Laminar, Euler – Euler Granular (KTGF), de dos fases.	
Solver	
Type	Pressure Based
Time	Transient
Gravity	Y = -9,81 m/s ²
Pressure-Velocity Coupling	Scheme – Phase Coupled-SIMPLE
High Order Term Relaxation	Disabled
Spatial Discretization	
Gradient	Least Squares Cell Based
Momentum	Second Order
Volume Fraction	First Order Upwind
Transient Form	Bounded Second Order
Granular Phase Properties	
Drag Model	UDF – Custom Drag Model
Packing Limit	0.63
Under Relaxation Factors	
Pressure	0.3
Density	1
Body Forces	1
Momentum	0.7
Volume Fraction	0.5
Granular Temperature	0.2

Tabla 4. Parámetros numéricos del Software

3 RESULTADOS

3.1 Resultados de las simulaciones computacionales

Los resultados obtenidos están basados en los promedios temporales luego de que la simulación alcance un estado estocásticamente estacionario. Esto se alcanzó luego de aproximadamente 120 segundos del sistema físico, correspondientes a 4 - 5 días reales de simulación en un clúster con 7 nodos de 16 cores (8 reales 8 virtuales) Intel XEON E5-2650 y 96 GB de RAM cada uno.

En la Figura 9 se muestra la fracción volumétrica promedio de catalizador en un plano xy. La fracción de catalizador, resultó menor en el lado izquierdo, donde se ubica el Aire de Sparger y la entrada del Spent Catalyst. Las flechas representan los vectores de velocidad de catalizador. Aparece baja velocidad en el lado derecho y alta velocidad a la izquierda del Stand Pipe. A lo largo del tiempo, esta elevación no cambió apreciablemente de posición ni altura, por lo que se presenta como un fenómeno estacionario.

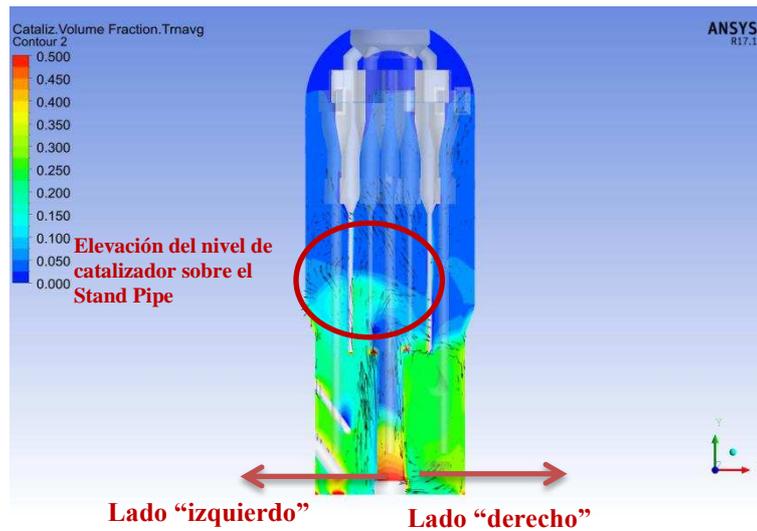


Figura 9: Fracción volumétrica y vectores de velocidad de catalizador en plano xy

En la Figura 10 se observan cortes en distintos planos paralelos de la fracción volumétrica de catalizador. Aquí también aparece la elevación señalada anteriormente. Las zonas de color rojo son zonas de alta fracción volumétrica de catalizador, coincidentes con una baja velocidad.

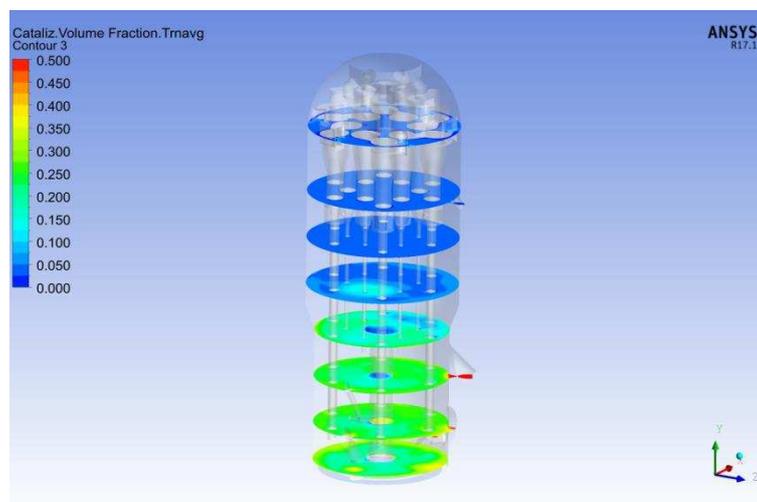


Figura 10: Cortes transversales a diferentes alturas que muestran la fracción volumétrica media de catalizador

3.2 Efecto del Catalyst Cooler en los perfiles de velocidad

Al incluir en el modelo el Catalyst Cooler, es posible evaluar efectos fluidodinámicos provocados por sus entradas y salidas en la fase densa. En la Figura 11 se muestran los perfiles de velocidad instantáneos en el plano xy, en un plano paralelo a la entrada y otro plano que incluye la salida hacia el Catalyst Cooler. Se comprueba que estas no alteran significativamente los perfiles de velocidad de la fase densa.

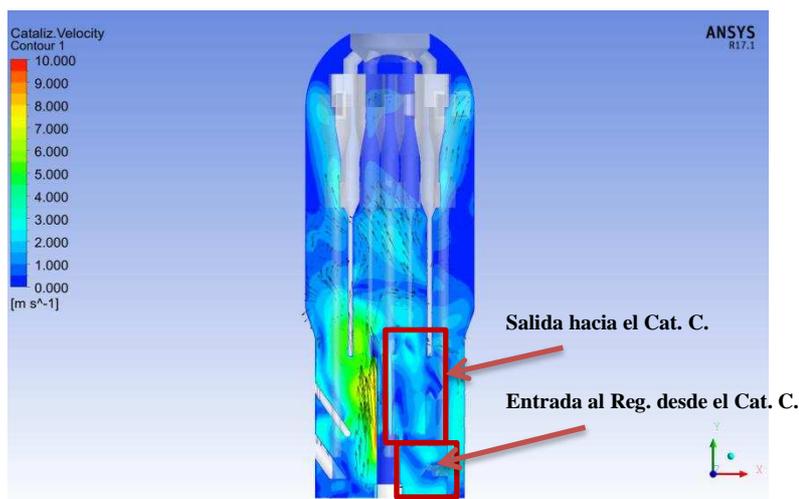


Figura 11: Magnitud de velocidad instantánea de catalizador en plano xy, con el detalle de la entrada y salida hacia el Cat. C.

Un efecto del Catalyst Cooler es que el gas de salida de la Vent Line tiene un flujo preferencial por un ciclón, (ver Figura 12).

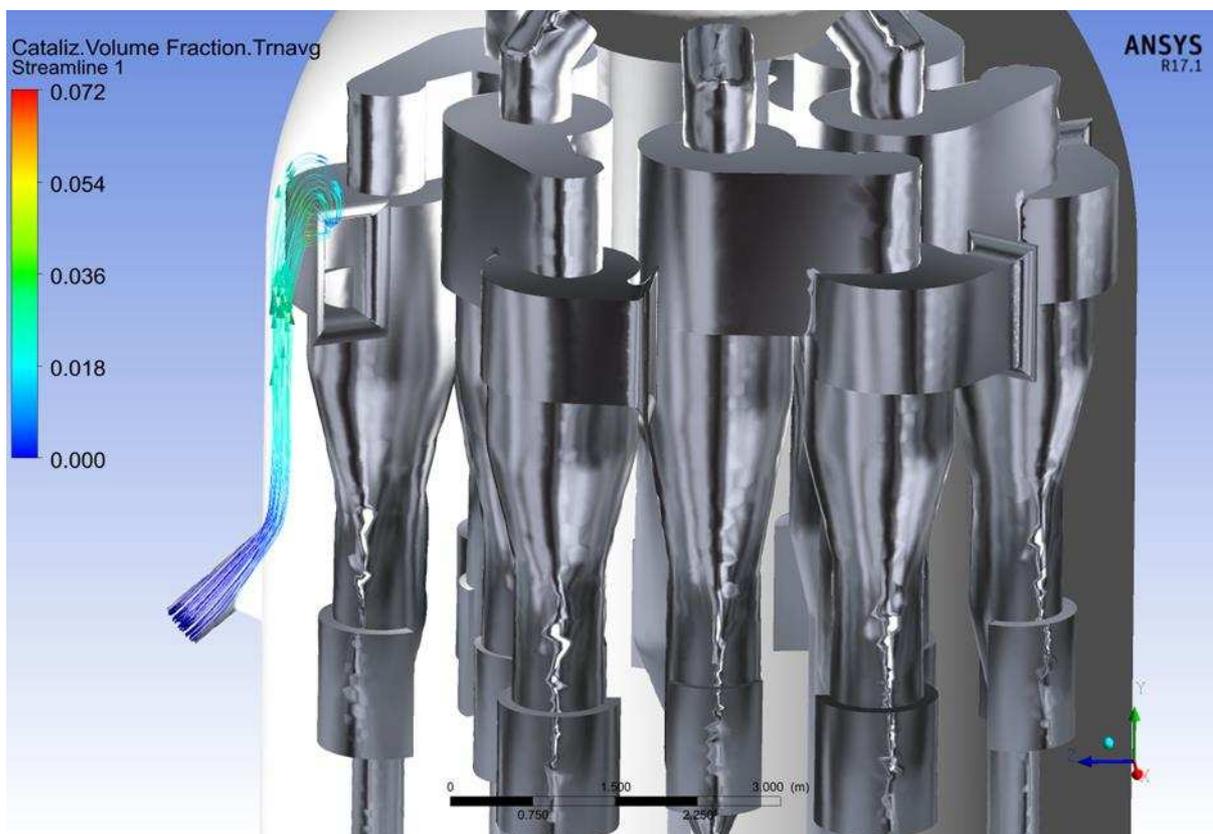


Figura 12: Líneas de corriente de gas, saliente del Vent-Line, que escapan preferencialmente por un ciclón, coloreadas según la fracción volumétrica de catalizador.

3.3 Recirculaciones en el interior del lecho

En la Figura 13 y Figura 14 se muestran las componentes promedio de la velocidad u_x , u_y y u_z respectivamente. Se pueden observar las zonas de recirculación de catalizador en el lecho (baja por las paredes y sube por el seno).

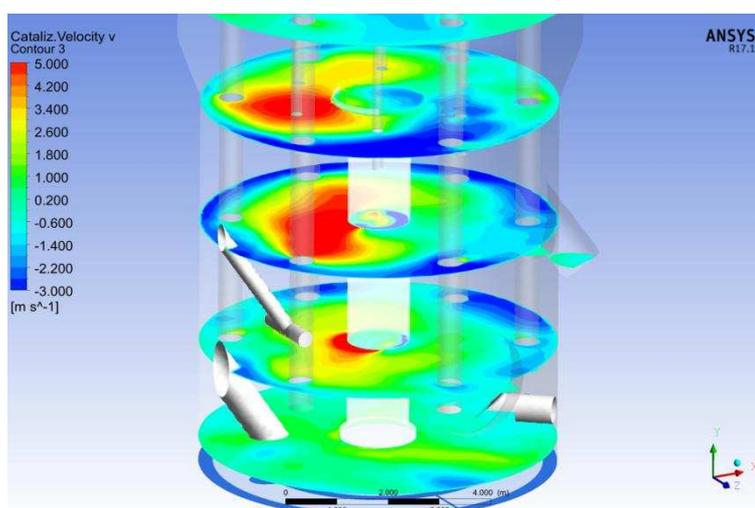


Figura 13: Contornos de componente “ u_y ” (coordenada y) de la velocidad.

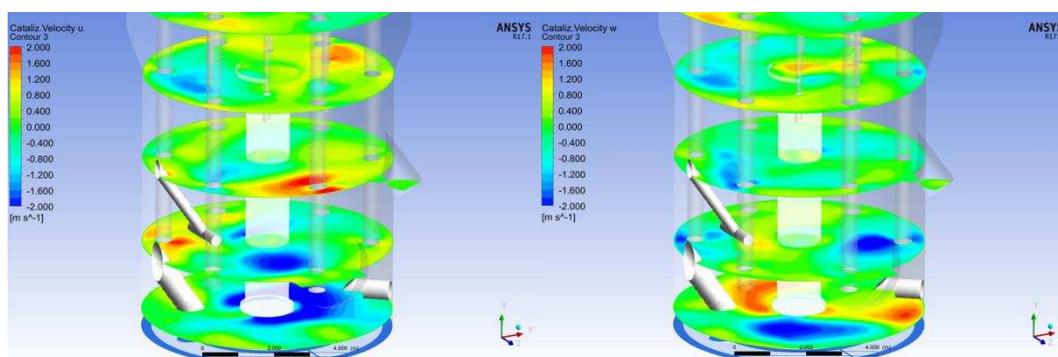


Figura 14: Contornos de la velocidad de componente. a) “ u_x ” (coordenada x); b) “ u_z ” (coordenada z).

3.4 Ciclones

En la Figura 15 se muestran los contornos de velocidad de gas y los vectores de velocidad de catalizador en un plano que intersecta la zona media de los ciclones. Los valores de velocidad están dentro de los típicos para estos equipos.

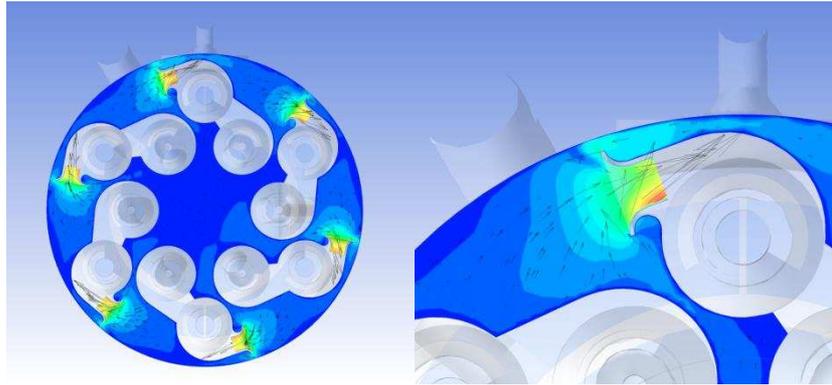


Figura 15: Contornos de velocidad de gas y vectores de velocidad de catalizador. (mínimo: azul, máximo: rojo).

En la Figura 16 se muestran los perfiles de velocidad del catalizador. Se observa que la magnitud de la velocidad es mayor en la parte superior de la boca del ciclón.

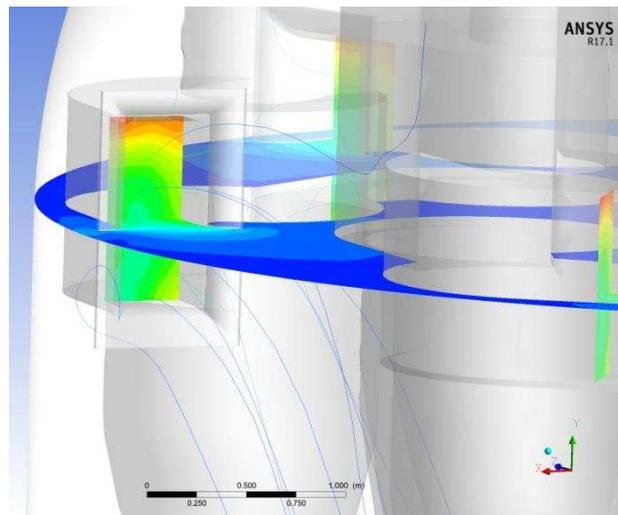


Figura 16: Velocidad media de catalizador

La alimentación a los ciclones obtenida en la simulación resulto ser oscilante. Los valores rondaban en torno al mismo valor promedio. En la Figura 17 se muestra el caudal de catalizador registrado en la simulación a la entrada de los ciclones primarios.

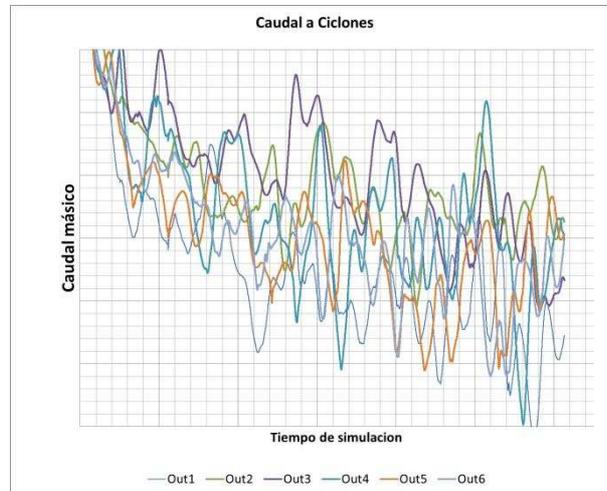


Figura 17. Caudal de catalizador entrante a los ciclones primarios del regenerador

4 CONCLUSIONES

- Dada la dificultad de tener mediciones del flujo interno en el regenerador, no es posible tener una validación experimental del modelo. Sin embargo, el valor de flujo arrastrado de catalizador hacia los ciclones y el perfil de presión en el lecho coinciden con los establecidos por el tecnólogo de la unidad (con un error del 10%). Por esto se considera que el modelo de arrastre mediante UDF y el modelo en general del regenerador son válidos para representar la realidad.
- El modelo de arrastre empleado (Li et al.) es adecuado para predecir la existencia simultánea de una fase densa y otra diluida al considerar la existencia de aglomeraciones entre partículas definiendo diámetros característicos de clústeres que son ajustados empíricamente (en el presente caso se utilizó el modelo de un sistema con características similares).
- El modelo no predice ninguna zona de flujo preferencial de gas o catalizador en la fase diluida del lecho, salvo una leve preferencia por un ciclón para la salida de gas de la Vent Line del Catalyst Cooler.
- Debido al aire de Sparger se genera una zona de mayor elevación de catalizador en la fase densa, por encima de dicha entrada.
- Si bien los promedios temporales del flujo de gas hacia los ciclones son similares, se registran grandes oscilaciones en función del tiempo.
- La geometría del regenerador resulta adecuada, desde el punto de vista fluidodinámico, para cumplir con los requerimientos del proceso.
- Los modelos bidimensionales reflejan cualitativamente bien el comportamiento del modelo tridimensional del regenerador.
- Es útil disponer de un modelo computacional para evaluar virtualmente modificaciones geométricas o de las condiciones del proceso, previamente a la implementación en la planta.

AGRADECIMIENTOS

Se agradece a YPF-Tecnología e YPF por la financiación y el permiso para publicar datos propietarios.

5 REFERENCIAS

- S. Shah, K. Myohanen, S. Kallio, J. Ritvanen y T. Hyppanen, *CFD modeling of gas-solid flow in a large scale circulating fluidized*, Powder Technology 274 (2015) 239-249.
- M. Syamlal y T. J. O'Brien, *Computer simulation of bubbles in a fluidized bed*, in AIChE Symp. Ser, vol. 85, 1989, pp. 22–31.
- Y. P. Tsuo y D Gidaspow, *Computation of flow patterns in circulating fluidized beds*, AIChE Journal, vol. 36, no. 6, pp. 885–896, 1990.
- T. McKeen y T. Pugsley, *Simulation y experimental validation of a freely bubbling bed of fcc catalyst*, Powder Technology, vol. 129, no. 1, pp. 139–152, 2003.
- J. Gao, X. Lan, Y. Fan, J. Chang, G. Wang, C. Lu y C. Xu, *CFD modeling y validation of the turbulent fluidized bed of FCC particles*, AIChE journal, vol. 55, no. 7, pp. 1680–1694, 2009.
- Jian Chang, Jianjun Zhao, Kai Zhang y Jinsen Gao, *Hydrodynamic modeling of an industrial turbulent fluidized bed reactor with FCC particles*, Powder Technology (2016), doi: 10.1016/j.powtec.2016.04.048
- A. Almuttahir y F. Taghipour, *Computational fluid dynamics of high density circulating fluidized bed riser: Study of modeling parameters*, Powder Technology. 185 (2008) 11-23.
- J. Gao, X. Lan, Y. Fan, J. Chang, G. Wang, C. Lu y C. Xu, *CFD modeling y validation of the turbulent fluidized bed of FCC particles*, AIChE journal, vol. 55, no. 7, pp. 1680–1694, 2009.
- Jian Chang, Jianjun Zhao, Kai Zhang y Jinsen Gao, *Hydrodynamic modeling of an industrial turbulent fluidized bed reactor with FCC particles*, Powder Technology (2016)
- P. Li, X. Lan, C. Xu, G.Wang, C. Lu y J. Gao, *Drag models for simulating gas–solid flow in the turbulent fluidization of FCC particles*, Particuology, vol. 7, no. 4, pp. 269–277, 2009.
- Ishii, M. y Mishima, K. (1984). *Two-fluid model y hydrodynamic constitutive relations*. Nuclear Engineering y design, 82(2-3), 107-126; Enwald, H.,
- Peirano, E. y Almstedt, A. E. (1996). *Eulerian two-phase flow theory applied to fluidization*. International Journal of Multiphase Flow, 22, 21-66.; Lun, C. K. K., Savage, S. B., Jeffrey, D. J. y Chepuruiy, N. (1984). *Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in Couette flow y slightly inelastic particles in a general flowfield*. Journal of fluid mechanics, 140, 223-256.