

COMPARACIÓN DE LOS MODELOS DE TURBULENCIA $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG
EN EL FLUJO GAS-SÓLIDO DE UN RECTOR RISER

LAURILYN MAUREEN ROJAS FLOREZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA

2014

COMPARACIÓN DE LOS MODELOS DE TURBULENCIA $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG
EN EL FLUJO GAS-SÓLIDO DE UN RECTOR RISER

LAURILYN MAUREEN ROJAS FLOREZ

Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de
Ingeniero químico

Director
M.Sc. José Luis Gómez Vergel

Codirector
Ing. Iván Darío Ordoñez Sepúlveda

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO-QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA
2014

DEDICATORIA

A Dios, mi guía, mi fortaleza, mi compañero, quien siempre está a mi lado en todos los momentos, guiando mi vida a pesar de los tropiezos y dificultades.

A mis padres, quienes con su ejemplo, dedicación, amor y apoyo dirigen mi caminar en la búsqueda de nuevas metas e ilusiones en esta tierra y en el cielo.

A Jorge Armando Rojas Flórez, mi hermano, quien con su inquebrantable espíritu de guerrero, me imprime fuerzas para mirar más allá. El quien con su ejemplo predica que las cosas dignas de valor se alcanzan con esfuerzo. Te amo mando.

A la pequeña Estefany, a quien dejo este trabajo como constancia de la dirección de Dios y el esfuerzo humano.

A Carlos Mauricio Pico Cortés, ingeniero, te admiro por tu sacrificio y abnegación en lo que realizas. Gracias por estar a mi lado en tantos momentos, por tu amor y principalmente por el apoyo durante esta importante etapa de mi vida.

A Johana Ardila, mi amiga y compañera de estudios, quien su espíritu activo y energía me ayudó para consolidarme como profesional.

A aquellas personas que no están físicamente, quienes llevo en mi corazón, que contribuyeron y lo siguen haciendo iluminando mi vida con su influencia.

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander, donde encontré un lugar con personas de calidad humana e intelectual, quienes me instruyeron académicamente y con valores.

A la universidad de Campinas, quien abrió sus puertas para recibirme, por medio de su infraestructura y talento humano.

Al profesor Milton Morí, PhD., Director de Inova Unicamp y del laboratorio PQGe, a quien debo la oportunidad de estar en su laboratorio. Permitiendo que el sueño de estar en el PQGe se materializara.

A los integrantes del laboratorio PQGe, que con su amabilidad y aceptación me hicieron sentir como en casa, especialmente a Ariane Correa Barbosa.

A José Luis Gómez Vergel, M.Sc., quien con su paciencia y colaboración hicieron de este proyecto una realidad.

Al Ingeniero Iván Darío Ordoñez Sepúlveda, quien admiro grandemente por su calidad académica, su energía y por el acompañamiento durante este trabajo.

A Handel Martínez sarache, quien con sentimiento hacia sus coterráneos extendió su mano en el momento preciso.

Contenido

	Pág.
INTRODUCCIÓN	14
1. FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA	17
1.1 FLUIDIZACIÓN	17
1.2 LECHO FLUIDIFICADO CIRCULANTE (CBF)	18
1.3 FLUIDO DINÁMICA COMPUTACIONAL (CFD)	19
2. METODOLOGÍA CFD	20
2.1 GEOMETRÍA Y MALLA NUMÉRICA ICEM	20
2.2 PRE-PROCESAMIENTO CFX	21
2.3 SOLVER	23
2.4 POS-PROCESAMIENTO	23
3. MODELAJE MATEMÁTICO Y NUMÉRICO	23
3.1 MODELO EULERIANO-EULERIANO GAS-SÓLIDO	23
3.1.1 CONSIDERACIONES NUMÉRICAS	24
3.1.2 ECUACIONES DE TRANSPORTE	24
3.2 TURBULENCIA	25
3.2.1 MODELOS DE TURBULENCIA DE DOS ECUACIONES	25
3.2.2 MODELO DE TURBULENCIA K-ÉPSILON	26
3.2.3 MODELO DE TURBULENCIA WILCOX $k - \omega$	27
3.2.4 MODELO DE TURBULENCIA STRESS REYNOLDS –SSG	28
3.3 CONDICIONES INICIALES Y LIMITES	29

3.4	MÉTODO VOLÚMENES FINITOS	29
4.	RESULTADOS Y DISCUSIONES.....	30
4.1	PRUEBA DE DEPENDENCIA DE LA MALLA	30
4.1.1	DEPENDENCIA AXIAL DE LA FRACCION DE SÓLIDOS	30
4.1.2	DEPENDENCIA RADIAL DE LA VELOCIDAD DE SÓLIDOS	31
4.2	COMPARACIÓN DE LOS MODELOS DE TURBULENCIA.....	32
4.2.1	PERFIL RADIAL DE FRACCIÓN DE SÓLIDOS	32
4.2.2	PERFIL AXIAL DE FRACCIÓN DE SÓLIDOS.....	34
4.2.3	PERFIL RADIAL DE VELOCIDAD DE SÓLIDOS	36
4.2.4	PERFIL AXIAL DE VELOCIDAD DE SÓLIDOS.....	37
4.3	MEDICIÓN DE ERRORES.....	39
5.	CONCLUSIONES	41
	BIBLIOGRAFÍA.....	42
	ANEXOS.....	45

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura.1 . Estados de fluidizacion	18
Figura.2 . Proceso general de simulacion CFD.....	20
Figura.3 . Geometría y superficies del riser	21
Figura. 4. Mallas M1 y M3 volúmenes	21
Figura.5. Plano axial fracción de sólidos para las mallas 1, 2 y3 (altura de 0.6m, velocidad del gas $\frac{8m}{s}$ y flujo de sólidos $G_S = \frac{300Kg}{m^2s}$).....	30
Figura.6. Perfiles de velocidad media de sólidos para las mallas 1, 2 y 3 en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m	31
Figura. 7. Perfiles radiales de fracción de sólidos usando los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m	33
Figura. 8. Planos radiales de fracción de sólidos en los modelos turbulentos $k -$ ε , $-\omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m.	34
Figura. 9. Planos axiales de fracción de sólidos usando los modelos de turbulencia $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG (altura de 0.6m).	35
Figura. 10. Plano axial de fracción de sólidos, modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k -$ ω y SSG (altura 8.4-9.5 m).....	35
Figura. 11. Perfiles de velocidad media de sólidos usando los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m.....	36
Figura. 12. Perfiles radiales velocidad media de sólidos usando los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m..	37

Figura. 13. Perfiles axiales velocidad media de sólidos usando los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG , (altura de 0.6m).....	38
Figura. 14. Plano axial de velocidad media de sólidos, modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG (altura 8.4-9.5m).....	38
Figura 15 Errores relativos de fracción de sólidos para los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG a las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m.....	39
Figura 16 Errores relativos de velocidad de sólidos para los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG a las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m.....	40
Figura. 17. Calidad de malla usando el determinante $2*2$	46
Figura. 16. Calidad de malla usando el ángulo interno	46

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1 Resumen modelos físicos, condiciones iniciales y propiedades del modelo.....	22
Tabla 2 Resumen de ecuaciones de transporte y relaciones constitutivas.....	24
Tabla 3 Ecuaciones del modelo turbulencia $k - \varepsilon$	26
Tabla 4 Ecuaciones del modelo turbulencia $k - \omega$	27
Tabla 5 Ecuaciones del modelo turbulencia SSG	28
Tabla 6 Constantes del modelo de turbulencia SSG	28

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. CALIDAD DE LA MALLA.....	45

NOMENCLATURA

Símbolos

C_d Coeficiente de arrastre.

k Energía cinética turbulenta

l Longitud de mezcla turbulenta

S_{ij} Tensor de velocidad

Símbolos griegos

ε Tasa de disipación turbulenta

τ_{ij} Tensor de esfuerzos turbulentos

μ_t Viscosidad turbulenta

ω Tasa específica de disipación turbulenta (frecuencia turbulenta)

Abreviaturas

EIA Energy Information Administration

CFD Computational Fluid Dynamics

FCC Fluid Catalytic Cracking

FFB Fast Fluidized Bed

RANS Reynolds Average Navier-Stokes equations

SSG Tensor de esfuerzos de Reynolds

RESUMEN

TITULO: COMPARACIÓN DE LOS MODELOS DE TURBULENCIA $k - \varepsilon$, $k - \omega$ Y SSG EN EL FLUJO GAS-SOLIDO DE UN RECTOR RISER*

AUTOR: LAURILYN MAUREEN ROJAS FLOREZ**

PALABRAS CLAVES: turbulencia, flujo gas-sólido, Lecho fluidizado circulante (CFB), fluido dinámica computacional (CFD).

Se presenta la comparación de los modelos de turbulencia $k-\varepsilon$, $k-w$ y SSG en un lecho fluidizado circulante (CFB) de 10 m de altura y diámetro interno de entrada de gas y sólidos de 0,078 m. este trabaja bajo condiciones de velocidad de gas 8 m/s y flujo de sólidos de $300 \text{ Kg/m}^2\text{s}$. Se determinan los perfiles, planos de fracción y velocidad de sólidos en las alturas 3.96m, 6,34 y 8.74m para todos los modelos usando la simulación tridimensional en fluido dinámica computacional (CFD) en el software Ansys 14.0; a temperatura ambiente, en ausencia de reacción química y utilizando la aproximación Euleriana-Euleriana para cada fase. Los resultados numéricos se comparan con datos experimentales obtenidos por Parssinen y Zhu (2001) indicando que el comportamiento hidrodinámico del flujo gas-sólido es más aproximado cuando se utiliza el modelo SSG especialmente en la región de la pared debido a la suposición de las fluctuaciones isotrópicas de la turbulencia de los modelos $k-\varepsilon$ y $k-w$. También se concluye que los modelos usados nos son adecuados en la zona de entrada del riser, esto se evidencia por los altos errores encontrados. La causa de esto es la complejidad del comportamiento en el mezclado inicial entre las fases y las suposiciones empleadas por los modelos.

*Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería química. Director M.Sc. José Luis Gómez Vergel. Codirector Ing. Iván Darío Ordoñez Sepúlveda.

ABSTRACT

TITLE: THE TURBULENCE MODELS $k - \varepsilon, k - \omega$ y SSG COMPARISON IN THE FLUID SOLID-GAS OF A RISER RECTOR*.

AUTHOR: LAURILYN MAUREEN ROJAS FLOREZ**

KEY WORDS: Turbulence, gas-solid fluid, circulating fluidized bed (CFB), Computational fluid dynamics (CFD)

The turbulence models $k - \varepsilon, k - \omega$ y SSG comparison is presented in a circulating fluidized bed (CFB) of 10 m high and internal diameter of gas and solids access of 0.078 m, it work under speed and gas conditions 8 m/s and solid fluids of $300 \text{ Kg/m}^2\text{s}$. Profiles fraction and solid speed plans are determined in the heights 3.96m, and 8.74 m for all models by using the three-dimensional simulation in Computational fluid dynamics (CFD) in the software Ansys 14.0; to an environmental temperature, in an absence of chemical reaction and using the approach Eulerian-Eulerian for each phase. The numerical results are compared with experimental information which are gotten by Parssinen and Zhu (2001) pointing out that the hydrodynamics behavior of the gas-solid fluid is closer when the model SSG is used specially in the wall region due to the assumption of isotropic fluctuation of turbulence in the models $k - \varepsilon$, and $k - \omega$. It is also conclude that the used models are not appropriate up in the access zone in the riser, it is demonstrate for the so many errors found there. The cause of this is the complexity of behavior in the Initial mixture between the phases and the assumptions used by the models.

* Final degree thesis

**Physical and Chemical Engineering Faculty. Chemical Engineering Department.
Advisor M.Sc. José Luis Gómez Vergel.

INTRODUCCIÓN

Proyecciones realizadas por EIA (U.S Energy Information Administration) para los años 2010-2040 indican que el sector del transporte a nivel mundial consumirá el 63% del petróleo y otros combustibles líquidos. El 45% de la demanda mundial de combustibles líquidos proviene del proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado FCC (Sadeghbeigi et al., 2012). Las materia prima de las unidades FCC proviene de fracciones residuales de petróleo llamadas gasóleo, las cuales en pocos segundos son convertidas en presencia de un catalizador sólido dentro del reactor FCC en productos de alto valor comercial como gasolina, GLP, etc. (Parssinen et al., 2001).

El craqueo catalítico es uno de los procesos más importantes en el área de refinación, por tal motivo crece el interés en entender la hidrodinámica del flujo gas-sólido, principalmente en el reactor FCC o reactor riser donde la interacción entre las fases influencia el rendimiento de la reacción de craqueo (Morí et al., 2011). En las últimas décadas el avance computacional ha permitido la solución relativamente rápida de balances de masa, momento y energía. La herramienta de fluido dinámica computacional CFD desarrolla experimentos numéricos en el laboratorio virtual, el computador; aquí los resultados obtenidos sobre el comportamiento y fenómenos de transporte en flujos multifasicos son utilizados para el diseño, optimización de equipos y procesos para reducir costos y tiempo de simulación. En el estado de arte actual el estudio experimental y el modelamiento computacional de lechos fluidizados circulantes investiga principalmente la fracción de sólidos (Bhusurapu et al., 2007), La velocidad de sólidos e importancia en la determinación de las características hidrodinámicas de lechos fluidizados gas-sólido así como las propiedades de transferencia de masa y energía (Zhu, 2006). Importantes estudios sobre flujo turbulento se han desarrollado por varios investigadores: desarrollo de un método de transferencia en la frontera de un flujo turbulento gas-sólido en un riser (Reza et al., 2013), investigaciones numéricas y experimentales del comportamiento de sólidos en lecho fluidizado turbulento gas-sólido (Gao et al., 2012), etc.

Para mejorar la comprensión de la turbulencia e hidrodinámica en sistemas bifásicos gas-sólido en un reactor riser se aplicó una técnica de simulación numérica, llamada la aproximación Euleriana-Euleriana. En dicha técnica la fase gaseosa es descrita por los modelos de turbulencia $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG , la fase sólida se considera no viscosa. Se utilizó una malla estructurada hexaédrica donde las ecuaciones de conservación de masa y momento fueron discretizadas usando el método numérico de volúmenes finitos. Los resultados numéricos son comparados con datos experimentales obtenidos en la literatura por Parssinen y Zhu (2001). La simulación tridimensional en CFD se desarrolla en el software Ansys 14.0, en un riser de 10 m de altura y diámetro interno 0,078 m, a temperatura ambiente en ausencia de reacción química.

1. FUNDAMENTACIÓN TEORICA

1.1 Fluidización

La fluidización es una operación mediante la cual un lecho de partículas sólidas adquieren propiedades de fluido cuando un gas o líquido pasa a través de este. A continuación se describen los estados de fluidización (Fueyo, 2008)

- Las partículas de sólido permanecen estacionarias tal que el lecho se comporta como un medio poroso llamado lecho fijo (fig. 2.1a).
- Al aumentar la velocidad del gas, la distancia entre las partículas se incrementa, el lecho se expande y las partículas son suspendidas en el gas. Esto es llamado fluidización incipiente o uniforme (fig. 2.1b).
- Para altas tasas de flujo de masa, grandes inestabilidades podrían desarrollarse y se promovería la aparición de burbujas en movimiento. En estas situaciones se dice que la fluidización es heterogéneo o burbujeante (fig.2.1 c).

- En sistemas gas-sólido, burbujas de gas coalescen y aumentan de volumen a medida que se elevan en el lecho. En el caso de partículas finas, ellas fluyen suavemente hacia abajo por la pared del equipo a través de vacíos ascendentes de gas. Estos lechos son llamados intermitentes (fig.2.1d).
- Cuando las partículas son fluidizadas a una tasa lo suficiente alta de gas, la velocidad terminal de los sólidos es excedida, la superficie superior del lecho desaparece y hay inestabilidad en las burbujas. En este instante se empieza a observar movimiento de sólidos aglomerados y vacíos de gas de varios tamaños, esta es la característica principal del lecho fluidizado turbulento (fig.2.1e).
- Para velocidades altas, una significativa fracción de sólidos podría ser arrastrada fuera del tubo. Este régimen es llamado transportado (fig.2.1f). En este estado los sólidos deberían ser continuamente renovados y se puede decir que el transporte neumático es alcanzado.

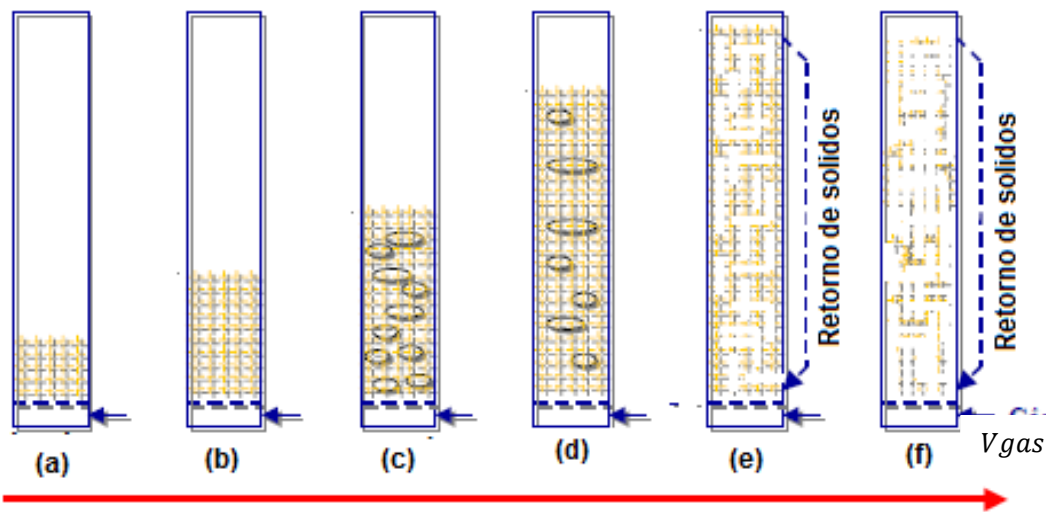


Fig.1. Estados de fluidización: (a) lecho fijo, (b) incipiente, (c) burbujeante, (d) intermitente, (e) turbulento, (f) rápida. Fuente Câmara, 2005

1.2 Lecho fluidizado circulante (CBF)

La importancia del lecho fluidizado circulante (CBF) en la industria se debe a sus aplicaciones en diversos campos, entre los principales está la gasificación (Hirschfelder & Vierrath et al. 1999), la pirólisis, la calcinación de carbonatos (Reh et

al. 1971), la combustión de carbón, la síntesis de Fischer-Tropsch (Shingles & McDonald et al. 1988), el gas de combustión para el lavado en seco de HF, HCl, SO_2 , dioxinas, mercurio (Graf, 1999; Mayer-Schwinning & Herden et al. 1999). Se destaca el craqueo catalítico en lecho fluidizado FCC (Avidan et al. 1997) como una de las mayores aplicaciones de los lechos fluidizados circulantes. Este se desarrolla en un régimen de fluidización rápida, aquí el catalizador sólido es alimentado continuamente para mantener la distribución y compensar las pérdidas de sólidos debido al desgaste mecánico en el riser. La velocidad superficial del gas debe ser suficiente para que el mayor número de partículas sólidas puedan ser arrastradas hacia arriba, mientras que los sólidos capturados en la parte superior son retornados por el fondo del riser a través de un sistema de recirculación (Rosa et al., 2002).

1.3 Fluido dinámica computacional (CFD)

El fluido dinámico computacional es una herramienta para simular el comportamiento de sistemas que involucran flujo de fluidos, intercambio de calor y otros procesos físicos relacionados. Las ecuaciones de flujo correspondientes son resueltas sobre la región de interés, con condiciones específicas conocidas sobre las fronteras de la región. Diversos métodos numéricos son usados para dar solución a los problemas planteados. El método más popular es el método de los volúmenes finitos.

Las ventajas del uso de herramientas computacionales son debidas a los avanzados solucionadores que contienen algoritmos robustos para la reducción del tiempo y costo computacional. Los resultados numéricos obtenidos son comparados con datos experimentales para dar validez a la simulación (Rosa et al., 2002).

2. METODOLOGIA

A continuación se describen en la figura cada una de las etapas realizadas durante la simulación CFD

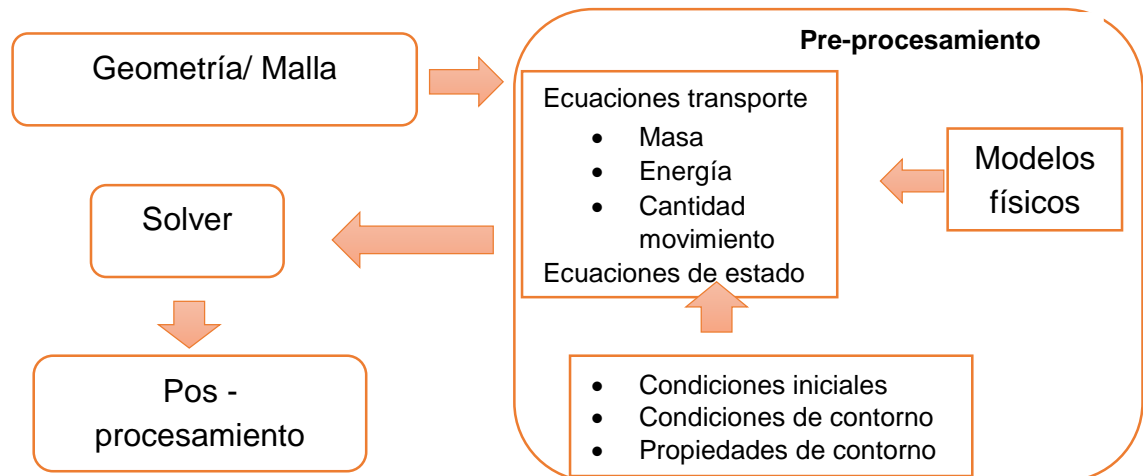


Figura 2 .Proceso general simulación CFD. Tomada de RANADE (2002).

2.1 GEOMETRÍA Y MALLA NUMÉRICA

El software, ICEM CFD 14,0 fue usado para crear las geometrías y mallas.

- Las dimensiones del riser usadas en la geometría cerrada fueron de 10 m de altura y 0,078 m de diámetro en la entrada del gas y catalizador (Parssinen et al., 2002). Las superficies creadas (**figura 3**) son: Entrada del gas, entrada del catalizador, pared del riser, salida del gas y sólidos.

Generación de las Mallas.

Mallas hexaédricas son creadas para las cuatro superficies anteriormente mencionadas (Fig. 4). Los criterios evaluados para la calidad de mallas fueron: el ángulo y la deformación entre bloques (ver anexo A). Para mejorar la calidad de la malla y convergencia de la simulación se realizó refinamiento de esta malla en las paredes. Tres mallas fueron generadas con diferente número de volúmenes; Malla M1 (475,540), M2 (616,166) y M3 (789,678).

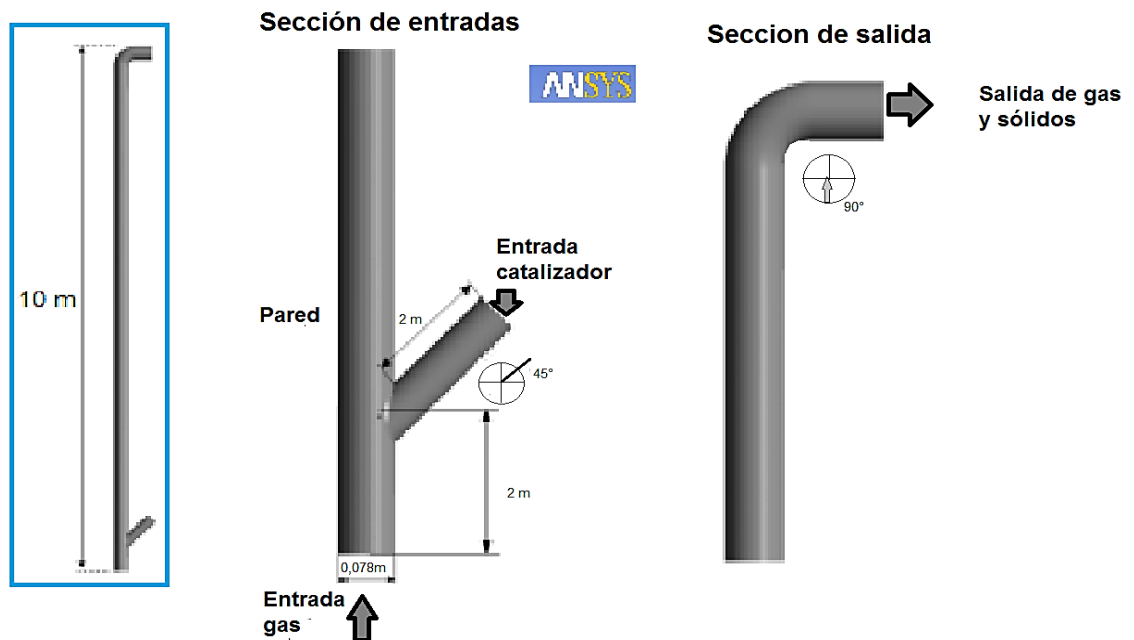


Figura 3. Geometría y superficies del riser. Fuente: [El autor]

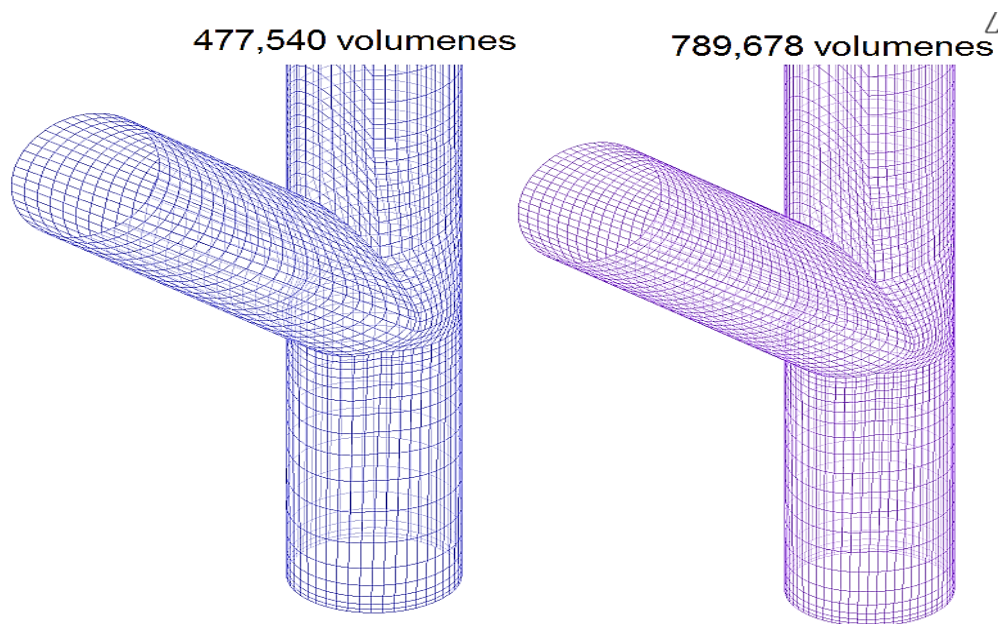


Figura 4. Mallas de M1 y M2 volúmenes. Fuente: [El autor]

2.2 Pre-procesamiento

Los archivos de las mallas generadas son cargados en el pre-procesador, CFX-Ansys. En la siguiente tabla se especifican los valores de los modelos físicos, condiciones iniciales y propiedades de los fluidos.

Entrada catalizador		
Aire	Fracción sólidos: 0,4 Turbulencia: Media (intensidad 5%)	
Catalizador	Fracción sólidos: 0,6 $G_s = 300 \text{ kg/m}^2 \text{ S}$ $\rho_c = 1500 \text{ kg/m}^3$	
Entrada gas		
Aire	Fracción sólidos: 1 Turbulencia: Media (intensidad 5%) Velocidad normal gas: 8 m/s Tipo de gas: aire	
Catalizador	Fracción sólida: 0	
Salida		
frontera	Tipo fluido: Subsónico Presión relativa: 0 Pa	
Pared		
frontera	Masa y momento: fluido dependiente Rugosidad en la pared: pared lisa	
Aire	Velocidad pared u, v y w: 0 m/s No deslizamiento	
Catalizador	Pared no deslizamiento	
Riser		
Frontera	Aire	Temperatura: 25°C Presión: 1 [atm] Fluido continuo
	Catalizador	Presión: 1 [atm] Sólido disperso Diámetro sólido: 67 μm Empaquetamiento máximo: 0,63
Modelos de Fluidos	Aire	Modelo de Turbulencia: K-épsilon, K-omega y SSG
	Catalizador	Teoría cinética: ninguna Modelo de presión sólido: Gidaspow

Tabla 1. Resumen modelos físicos, condiciones iniciales y propiedades de los modelos. Fuente: [El autor]

Condiciones iniciales:

- Estado transitorio
- Tiempo simulación: 15 segundos
- Paso de tiempo: 0,001 segundos
- Tiempo inicial: 0 segundos

2.3.Solver

CFX-solver, soluciona el problema de simulación CFD como sigue:

1. Las ecuaciones diferenciales parciales son integradas. Esto es equivalente a aplicar leyes básicas de conservación (masa o momento) para cada volumen de control.
2. Estas ecuaciones integradas son convertidas a un sistema de ecuaciones algebraicas para generar un conjunto de aproximaciones para los términos en las ecuaciones integrales.
3. Las ecuaciones algebraicas son resueltas iterativamente por el método de volúmenes finitos.

2.4. Pos-procesamiento

El software CFD-Post 14.0 de Ansys entrega los siguientes resultados de la simulación:

- Los planos y los perfiles de fracción y la velocidad de sólidos creados para diferentes mallas.

3. MODELAJE MATEMÁTICO Y NUMÉRICO

3.1 Modelo Euleriano-Euleriano Gás-Sólido

La aproximación Euleriano-Euleriano es adecuada para equipos a gran escala que tiene alta distribución de sólidos como las unidades FCC. (Van der Hoef et al., 2002). En esta aproximación ambas fases son consideradas interpenetrantes continuas de manera que el promedio local de los balances de masa y momento es resuelto para cada fase en cada volumen de control. Se asume la ausencia de transferencia de masa entre las fases $S_{\gamma,z}^m = 0$

3.1.1 Consideraciones numéricas

El modelamiento y los parámetros usados se muestran en la Tabla 2. El flujo estudiado gas-sólido se encuentra a temperatura ambiente considerándose isotérmico y sin reacciones químicas. Se empleó el modelo de arrastre de Gidaspow que combina las ecuaciones de Wen y Yu con la ecuación de Ergun. Las ecuaciones de balance de momento para la fase gaseosa son modificadas debido a la presencia de partículas que introducen a la interface el término de transferencia de momento turbulento β_{gs}^m .

3.1.2 Ecuaciones de transporte

Ecuaciones de conservación masa	
	$\frac{\partial}{\partial t}(f_g \rho_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g v_g) = 0$ $\frac{\partial}{\partial t}(f_s \rho_s) + \nabla \cdot (f_s \rho_s v_s) = 0$ $f_s + f_g = 1$ $p = Rpt$
Ecuación de Momento. fase ($\gamma = g, s$) $\epsilon_i = x, y, z$	
Dirección x	$\frac{\partial}{\partial t}(f_\gamma \rho_\gamma v_{\gamma,x}) + \sum_{\epsilon_i} \frac{\partial}{\partial \epsilon_i} \left(f_\gamma \rho_\gamma v_{\gamma,x} v_{\gamma,\epsilon_i} - f_\gamma \mu_\gamma \left(\frac{\partial v_x}{\partial \epsilon_i} + \frac{\partial v_{\epsilon_i}}{\partial x} \right) \right) = S_{\gamma,x}^m$
Dirección y	$\frac{\partial}{\partial t}(f_\gamma \rho_\gamma v_{\gamma,y}) + \sum_{\epsilon_i} \frac{\partial}{\partial \epsilon_i} \left(f_\gamma \rho_\gamma v_{\gamma,y} v_{\gamma,\epsilon_i} - f_\gamma \mu_\gamma \left(\frac{\partial v_y}{\partial \epsilon_i} + \frac{\partial v_{\epsilon_i}}{\partial y} \right) \right) = S_{\gamma,y}^m$
Dirección z	$\frac{\partial}{\partial t}(f_\gamma \rho_\gamma v_{\gamma,z}) + \sum_{\epsilon_i} \frac{\partial}{\partial \epsilon_i} \left(f_\gamma \rho_\gamma v_{\gamma,z} v_{\gamma,\epsilon_i} - f_\gamma \mu_\gamma \left(\frac{\partial v_z}{\partial \epsilon_i} + \frac{\partial v_{\epsilon_i}}{\partial z} \right) \right) = S_{\gamma,z}^m$
	$S_{g,\epsilon_i}^m = \beta_{gs}^m (v_{s,\epsilon_i} - v_{g,\epsilon_i}) + f_g \rho_g g_{\epsilon_i} - \frac{\partial p_g}{\partial \epsilon_i}$ $S_{s,\epsilon_i}^m = \beta_{gs}^m (v_{g,\epsilon_i} - v_{s,\epsilon_i}) + f_s \rho_s g_{\epsilon_i} - G \frac{\partial f_s}{\partial \epsilon_i}$
Módulo de elasticidad (GIDASPOW,1994)	$G = G_0 \exp[-k(f_s - f_{s,max})]$ $k = 600 \quad G_0 = 1 Pa \quad f_{s,max} = 0,62$
Coefficiente de transferencia de momento turbulento.	
	$\beta_{gs}^m = 150 \frac{f_s^2 \mu_g}{f_g d_p^2} + 1,75 \frac{f_s \rho_g v_g - v_s }{d_p} \quad f_s \geq 0,2$ $\beta_{gs}^m = \frac{3}{4} C_d \frac{ v_g - v_s f_s \rho_g}{d_p} f_s^{-2,65} \quad f_s < 0,2$ $C_d = \frac{24}{Re_p f_g} \left(1 + 0,15 (f_g Re_p)^{0,687} \right) Re_p < 1000$ $C_d = 0,44 \quad Re_p \geq 1000$ $Re_p = \frac{ v_g - v_s d_p \rho_g}{\mu_g}$

Tabla 2. Resumen de las ecuaciones y relaciones constitutivas. Fuente: Ansys, 2011.

3.2 Turbulencia

La turbulencia es definida como un estado de flujo en el cual las variables instantáneas muestran fluctuaciones irregulares y aparentemente aleatorias de modo que, en la práctica, solo las propiedades estadísticas pueden ser medidas y analizadas. (Souza et al., 2011). La turbulencia es un fenómeno complejo debido a su naturaleza tridimensional, rotacional y dependiente del tiempo. Esta se presenta cuando las fuerzas inerciales que actúan sobre el fluido son significativas comparadas con las fuerzas viscosas. Desde el punto de vista ingenieril la turbulencia mejora en gran medida la transferencia de masa, momento y energía (Wilcox, 2008). Las principales categorías de modelos de turbulencia basados en aproximaciones de Reynolds Average Navier Stokes (RANS) son:

1. Modelos de longitud de mezcla o ecuación Zero
2. Modelos de una ecuación
3. Modelos de dos ecuaciones
4. Modelos de siete ecuaciones

3.2.1 Modelos de turbulencia de dos ecuaciones

Modelos de turbulencia de dos ecuaciones son comúnmente usados en un amplio rango de problemas de investigación e ingeniería. Estos poseen dos ecuaciones de transporte independientes para la energía cinética y escala de longitudes turbulentas o algún parámetro equivalente (Ismail et al., 2009). Las suposiciones generales son:

1. Las fluctuaciones turbulentas, u' , v' y w' son localmente isotrópicas o iguales, en pequeños remolinos a altos números de Reynolds. Lo anterior indica que el transporte de momento en todas las direcciones es el mismo en un dado punto del espacio.

2. Los términos de producción y disipación son aproximadamente iguales localmente. Con esta suposición el esfuerzo de Reynolds puede ser calculado en cada punto del campo de flujo como sigue: $\tau_{ij}S_{ij} = \rho$ (1)

3.2.2 Modelo de turbulencia k-épsilon

El modelo k-épsilon es muy popular en aplicaciones industriales por su buena convergencia y bajos requerimientos de memoria. La energía cinética turbulenta, k con dimensiones $[L^2\theta^2]$ es la variación de las fluctuaciones en la velocidad. La tasa de disipación turbulenta ε con dimensiones $[L]^2/[\theta]^3$ es la tasa a la cual las fluctuaciones de la velocidad son disipadas (Wilcox, 2008).

<p>Energía cinética turbulenta k</p> $f_g \rho_g \frac{\partial k}{\partial t} + f_g \rho_g U_j \frac{\partial k}{\partial x_j} = \tau_{ij} \frac{\partial U_i}{\partial x_j} - f_g \rho_g \varepsilon + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) + \phi_k \quad (2)$
<p>Disipación de energía turbulenta ε</p> $f_g \rho_g \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + f_g \rho_g U_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right) + C_{\varepsilon 1} f_g \frac{\varepsilon}{k} \tau_{ij} \frac{\partial U_i}{\partial x_j} - C_{\varepsilon 2} f_g f_2 \rho_g \frac{\varepsilon^2}{k} + \phi_\varepsilon$
<p>Viscosidad turbulenta</p> $\mu_t = \frac{\rho_g C_\mu f_\mu k^2}{\varepsilon}$
<p>Constantes</p> <p>$C_{\varepsilon 1} = 1.44 \quad C_{\varepsilon 2} = 1.92 \quad C_\mu = 0,09 \quad \sigma_k = 1 \quad \sigma_\varepsilon = 1,3$</p>
<p>Términos de pared</p> $\phi_\varepsilon = 2 \mu \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \left(\frac{\partial^2 u_s}{\partial y^2} \right)^2 \quad \phi_k = 2 \mu \left(\frac{\partial \sqrt{k}}{\partial y} \right)^2 \quad u_s \text{ velocidad paralela ala pared}$
<p>Funciones de amortiguación en la pared</p> $f_\mu = \exp(-3.4/(1 + 0.02 * Re_t^2)) \quad f_2 = 1 - 0.3 * \exp(-Re_t^2) \quad Re_t^2 = \frac{\rho_g k^2}{\mu \varepsilon}$

Tabla 3. Ecuaciones del modelo turbulencia $k - \varepsilon$. Fuente: Ansys, 2011

Los dos primeros términos del lado izquierdo en la ecuación de energía cinética turbulenta (2) son el término inestable y el término convectivo. En el lado derecho de la ecuación se encuentra el primer término de producción turbulento el cual representa la tasa energía cinética transferida del flujo principal a la turbulencia. El segundo término de disipación, representa la tasa a la cual la energía cinética

turbulenta es convertida en energía térmica. El término $\frac{\mu}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_j}$ es la difusión molecular, la responsable difusión de la energía turbulenta causada por el proceso de transporte molecular. El término $\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_j}$ se deriva del término de transporte turbulento $-\frac{1}{2} \rho \overline{u'_i u'_i u'_j}$ y difusión de la presión $-\overline{p' u'_j}$; la velocidad a la cual la energía de turbulencia se transporta a través del fluido por fluctuaciones turbulentas y el transporte turbulento resultado de la relación entre la presión y las fluctuaciones de la velocidad.

3.2.3 Modelo turbulencia Wilcox $k - \omega$

Este modelo resuelve dos ecuaciones de transporte, una para energía cinética turbulenta k , y la otra es la frecuencia turbulenta ω (θ^{-1}). Este modelo es más aproximado y robusto porque no incluye funciones complejas de amortiguamiento requeridas por el modelo k - ϵ . Una de las ventajas de este modelo es el tratamiento cerca de la pared para cálculos de número de Reynolds bajos. El Modelo $k - \omega$ tiene más dificultad en converger y es bastante sensible en la suposición inicial (Ansys CFX theory guide, 2011).

Energía cinética turbulenta
$\rho_g \frac{\partial k}{\partial t} + f_g \rho_g U_j \frac{\partial k}{\partial x_j} = \tau_{ij} \frac{\partial U_i}{\partial x_j} - \beta^* \rho_g k \omega + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right)$
Tasa de disipación ω
$\rho_g \frac{\partial \omega}{\partial t} + f_g \rho_g U_j \frac{\partial \omega}{\partial x_j} = \alpha \frac{\omega}{k} \tau_{ij} \frac{\partial U_i}{\partial x_j} - \beta \rho_g \omega^2 + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right)$
Viscosidad turbulenta
$\mu_t = \frac{\rho_g}{\omega}$
Constantes
$\beta = 3/40 \quad \beta^* = 0,09 \quad \sigma_k = 1/2 \quad \sigma_\omega = 1/2 \quad \alpha = 5/9$
Relaciones auxiliares
$\epsilon = \beta^* k \omega \quad l = k^{1/2} / \omega$
Superficie de no deslizamiento
$k = 0 \quad \omega = 10 \frac{6\mu}{\beta \rho (y_1)^2} \quad y_1 \text{ distancia del primer punto lejos de la pared } y_1^+ < 1.$

Tabla 4. Ecuaciones del modelo turbulencia $k - \omega$. Fuente: Wilcox, 2008

3.2.4 Modelo de turbulencia de esfuerzos de Reynolds-SSG

Está basado en las ecuaciones de transporte para todos los componentes de tensor de esfuerzos y la tasa de disipación. Este modelo es resuelto para los componentes de los tensores individuales. El término de producción y el modelamiento de esfuerzos anisotrópicos teóricamente hacen que el modelo de esfuerzo de Reynolds sea más adecuado para flujos complejos. Los mayores problemas presentados en este tipo de modelos son la convergencia y el alto costo computacional necesario para la resolución del sistema de ecuaciones del modelo.

Transporte de esfuerzos de Reynolds	
$\frac{\partial(\rho_g \overline{U_i U_j})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_g U_k \overline{U_i U_j})}{\partial x_k}$ $= P_{ij} + \phi_{ij} + \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\left(\mu \delta_{kl} + c_s \rho \frac{k}{\varepsilon} U_k U_l \right) \frac{\partial(\overline{U_i U_j})}{\partial x_l} \right) - \frac{2}{3} \delta_{ij} \rho_g \varepsilon$	
Tasa de disipación	
$f_g \rho_g \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + f_g \frac{\partial(\rho_g U_k \varepsilon)}{\partial x_k} = \frac{\varepsilon}{k} (c_{\varepsilon 1} P - c_{\varepsilon 2} \rho_g \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\left(\mu \delta_{kl} + c_\varepsilon \rho \frac{k}{\varepsilon} U_k U_l \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_l} \right)$	
<i>esfuerzo de presion</i> $\phi_{ij} = \phi_{i1} + \phi_{i2}$	
$\phi_{i1} = -\rho_g \varepsilon \left(c_{s1} a + c_{s2} \left(a a - \frac{1}{3} a \cdot a \delta \right) \right)$	
$\phi_{i2} = -Cr_1 P a + Cr_2 \rho_g k S - Cr_3 \rho_g k S \sqrt{a \cdot a} + Cr_4 \rho_g k \left(a^T + S a^T - \frac{2}{3} a \cdot S \delta \right)$ $+ Cr_5 \rho_g k (a W^T + W a^T)$	
Tensor de anisotropía:	$a = \frac{u \cdot u}{k} - \frac{2}{3} \delta$
Vorticidad W	$W = \frac{1}{2} (\nabla U - (\nabla U)^T)$
Tasa de deformación: S	$S = \frac{1}{2} (\nabla U + (\nabla U)^T)$

Tabla 5. Ecuaciones del modelo turbulencia SSG. Fuente: Ansys, 2011

$c_{\varepsilon 1}$	$c_{\varepsilon 2}$	c_{s1}	c_{s2}	Cr_1	Cr_2	Cr_3	Cr_4	Cr_5	c_s
1.45	1.83	1.7	-1.05	0.9	0.8	0.65	0.625	0.2	0.22

Tabla 6. Constantes del modelo de turbulencia SSG. Fuente: Ansys, 2011

3.3 Condiciones iniciales y límites

La Figura 3 muestra esquemáticamente el riser con las superficies de contorno, las condiciones iniciales fueron las mismas tomadas por la unidad FCC experimental realizada por (Parssinen et al., 2001) y son mostradas en el capítulo 3.2 Pre-procesamiento.

3.4 Método volúmenes finitos

El método de volúmenes finitos es un método de discretización que usa como principio la integración de las ecuaciones de conservación siendo apropiado para la simulación numérica. Este es usado en muchos campos de ingeniería como la mecánica de fluidos y la transferencia tanto de masa como de energía. El balance local numérico del flujo se realiza a cada celda discretizada que es llamada volumen de control (Eymart et al., 1997). Ansys CFX realiza la aproximación numérica usando el método de volúmenes finitos.

El reactor riser es el dominio, este se subdivide en un número finito de volúmenes de control, sobre los cuales se aplica las ecuaciones de conservación que son aproximadas por el método numérico; estas ecuaciones deben satisfacer el balance de cada propiedad en cada volumen de control. Las ecuaciones diferenciales son integradas e interpoladas. Como resultado se llega a un sistema de ecuaciones algebraicas, donde cada ecuación diferencial es multiplicada por n (n es el número de volúmenes de control en la malla) obteniéndose n ecuaciones algébricas. A mayor refinamiento de la malla, mayor será el número de ecuaciones a ser resueltas y por lo tanto mayor procesamiento es requerido.

Empleando un paso de tiempo de $1 * 10^{-3}$. Para 15 segundos de tiempo real fueron necesarios 5 días de trabajo computacional para la malla M1 y 10 días las mallas M2 y M3 con un criterio de convergencia $RMS=1*10^{-4}$. Las simulaciones se rodaron en 4 procesadores Intel-Xenón dual-core de 3 GHz de velocidad y 8 Gb de RAM utilizando 4 particiones en el laboratorio de computo PQGe de la Universidad Estadual de Campinas, Brasil.

4. RESULTADOS Y DISCUSIONES

4.1 Estudio de independencia de malla

De acuerdo con la metodología CFD el estudio de independencia, es necesario para disminuir errores numéricos y evitar el uso exagerado de volúmenes de control que puedan con llevar un aumento del tiempo de procesamiento computacional en la resolución del problema. Para confirmar que los resultados CFD son independientes del número de volúmenes se realiza el estudio de independencia para las variables de interés la fracción y velocidad media de sólidos en las cuales queremos disminuir los errores asociados al método de discretización.

4.1.1 Independencia axial de la fracción de sólidos

En la figura 5. Se grafica la fracción de sólidos en un plano axial para todas las mallas. En M1 se observa mayor fracción de sólidos en la pared región señalada al compararse con las demás mallas. En M2 y M3 se observa mayor similitud entre sí en el comportamiento de los sólidos.

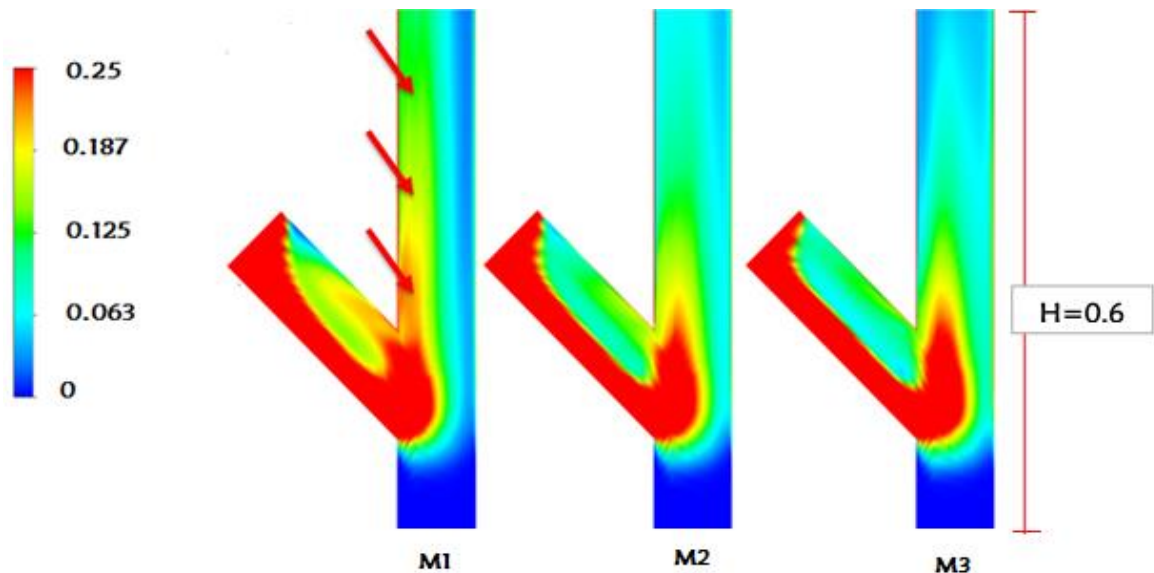


Fig. 5. Planos axiales de fracción de sólidos para M1, M2 y M3. Fuente: [autor]

4.1.2 Independencia de velocidad media de sólidos

En la figura 6 los perfiles radiales de velocidad media de sólidos obtenidos a partir de la simulación son graficados a diferentes alturas (3.96m, 6.34m y 8.74m) a lo largo del riser en todas las mallas. Allí se observa que la tendencia de los sólidos es disminuir la velocidad desde el centro hasta la pared, lo cual concuerda con el comportamiento lógico de un fluido dentro de un tubo. Las mallas M2 y M3 al compararse con datos experimentales muestran comportamiento hidrodinámico más similar entre ellas que comparándose con M1.

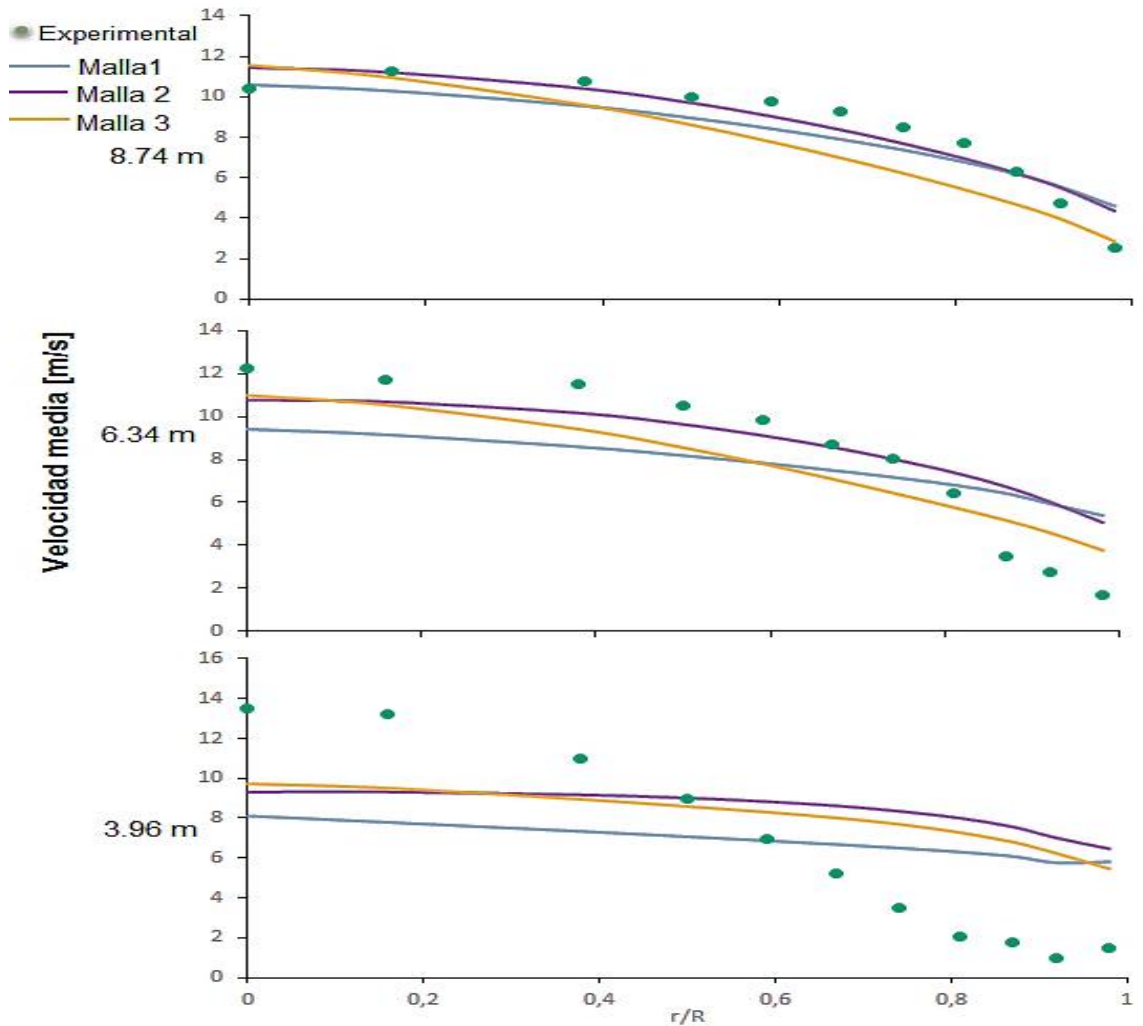


Fig. 6. Perfiles radiales de velocidad media de sólidos en las mallas a las alturas 3.96m, 6.34m y 8.74 m. Fuente: [autor]

En las figuras 5 y 6 se puede observar que M3 no presenta cambios significativos en relación a M2 en la fracción y velocidad media de sólidos; por tanto, se concluye que dicha malla presenta independencia en sus resultados; de acuerdo a la metodología del análisis CFD esta malla será utilizada en las siguientes simulaciones.

4.2 Comparación de los modelos de turbulencia en el flujo gas-sólido

Se simularon los modelos de turbulencia $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG en la fase gaseosa para estudiar su influencia en el comportamiento hidrodinámico del flujo gas-sólido. Los resultados de fracción sólidos y velocidad media de sólidos radial y axial del reactor riser son comparados con datos experimentales.

4.2.1 Perfil radial de fracción de sólidos

Según estudios experimentales en el flujo gas-sólido los sólidos varían radialmente apareciendo tres regiones aproximadas: la región central $r/R < 0.5$ donde la fracción de sólidos es baja, la región intermedia $0.5 < r/R < 0.8$ donde hay aumento en la fracción de sólidos pero no es significativo y la región de la pared ($0.8 < r/R < 1$) donde la fracción de sólidos es alta Zhu et al. (2007) y Parssinem et al., (2012). Este comportamiento también se evidencia en los modelos de turbulencia simulados.

En la figura 7 al compararse los modelos $k - \varepsilon$ y $k - \omega$ y el modelo SSG , este es más aproximado en la región cercana a la pared ($0.8 < r/R < 1$) por que este último considera la anisotropía en la turbulencia, además los modelos $k - \varepsilon$ y $k - \omega$ fueron creados para flujos con alta turbulencia lo cual no favorece su desempeño en la región próxima a la pared donde los efectos viscosos son mayores que los turbulentos.

En estudios experimentales se observó la formación de “anillos de sólidos” en la región cercana a la pared donde la fracción de estos es mayor y un núcleo donde los sólidos están diluidos Malcus et al, 2002 y Sun et al, (1999), a esta estructura se

le llamó core-annulus. En La figura 8 se observan los planos radiales de fracción de sólidos para los modelos turbulentos simulados presentando la estructura de anillo en todas las alturas.

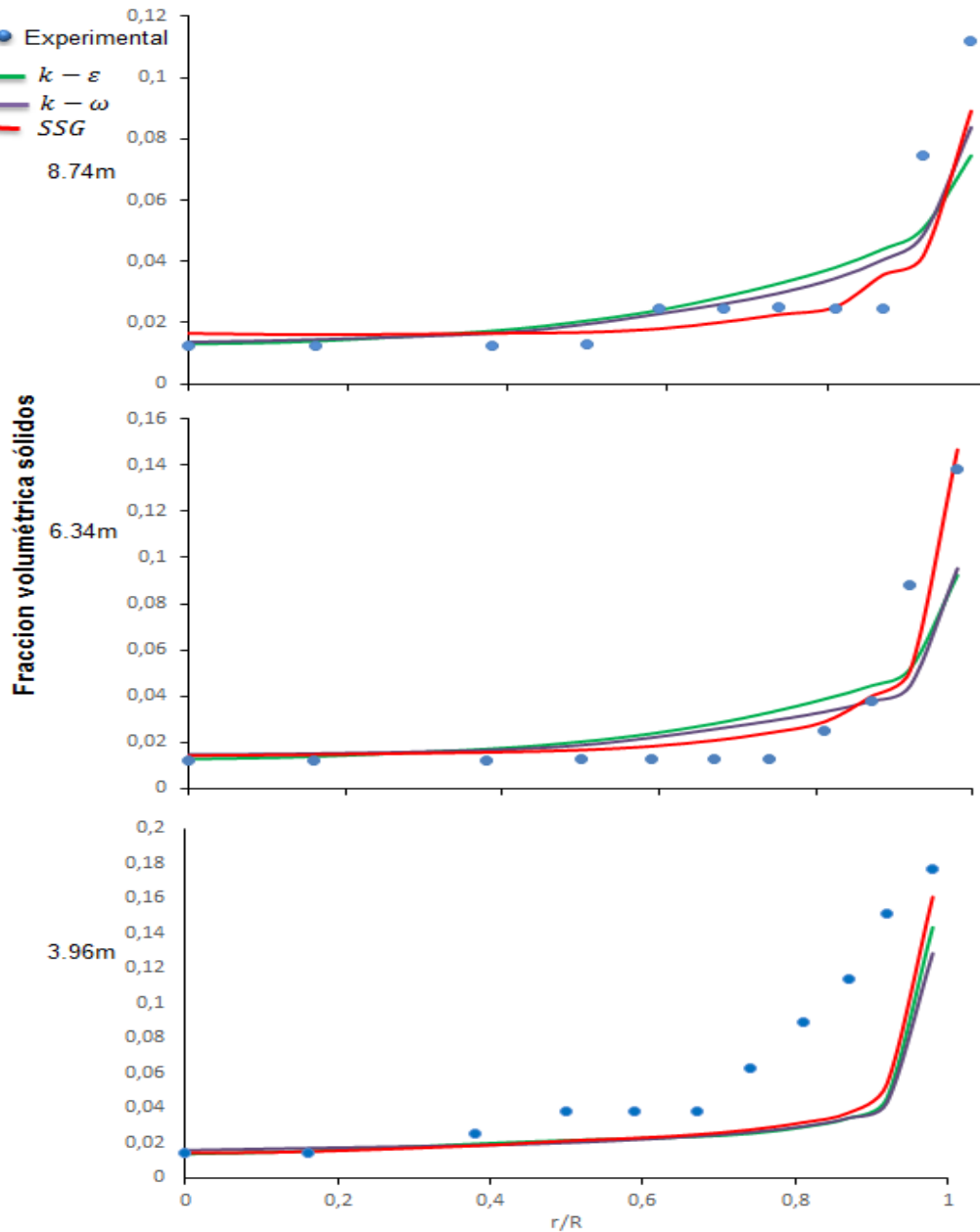


Fig. 7 perfiles radiales de fracción de sólidos para los modelos turbulentos $k-\epsilon$, $k-\omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m. Fuente: [autor]

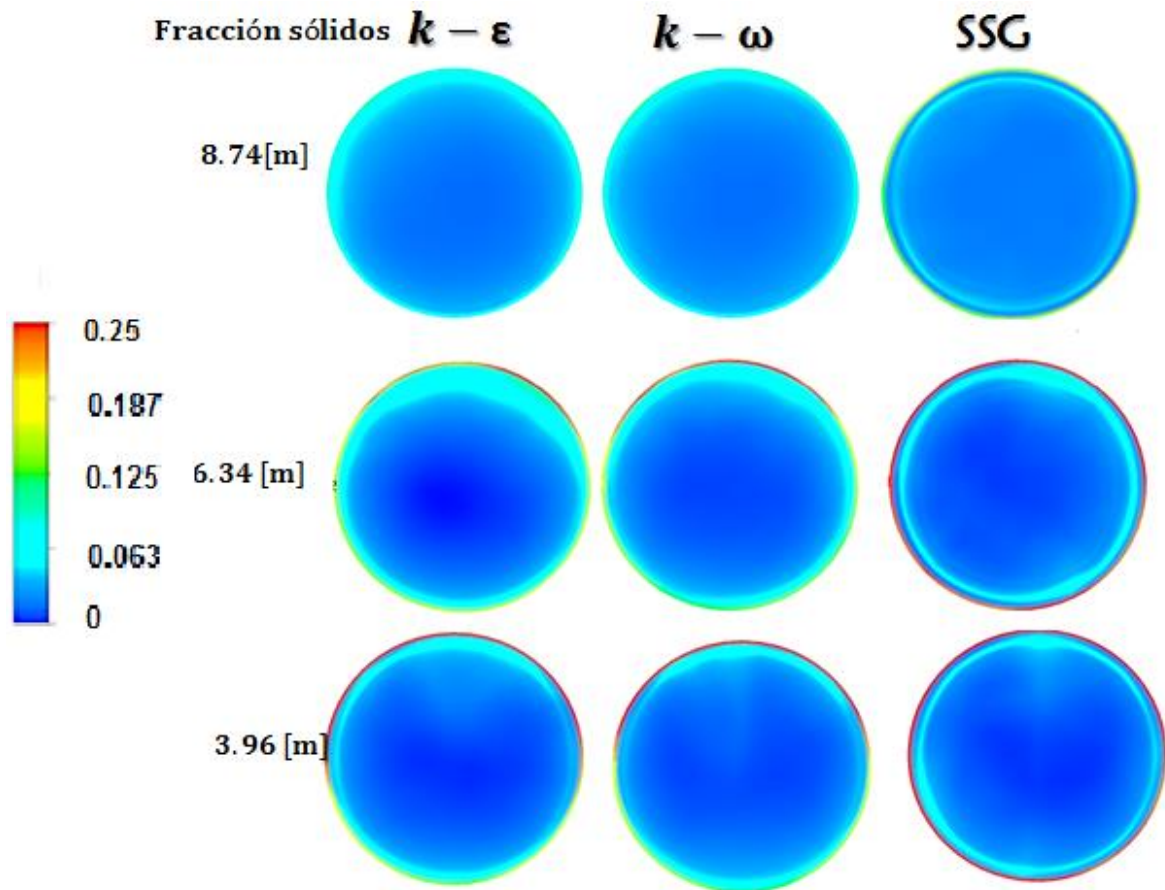


Fig. 8 Planos radiales de fracción de sólidos para los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m. Fuente: [autor]

4.2.2 Perfil axial de fracción de sólidos

En la figura. 9 se muestran los planos axiales de fracción de sólidos para el fondo del riser (región densa) a 0.6 m de altura. En la región señalada en rojo los modelos $k - \varepsilon$ y $k - \omega$ se diferencian del SSG en que presentan menor fracción de sólidos en la pared que en la región central.

En la fig. 10 Se observa el plano axial de fracción de sólidos en la zona superior del riser (zona diluida) a una altura entre 8.4 y 9.5 m para los diferentes modelos, esto es debido a que no se presenta diferencias significativas entre estos. En esta zona se presenta una amplia región central diluida.

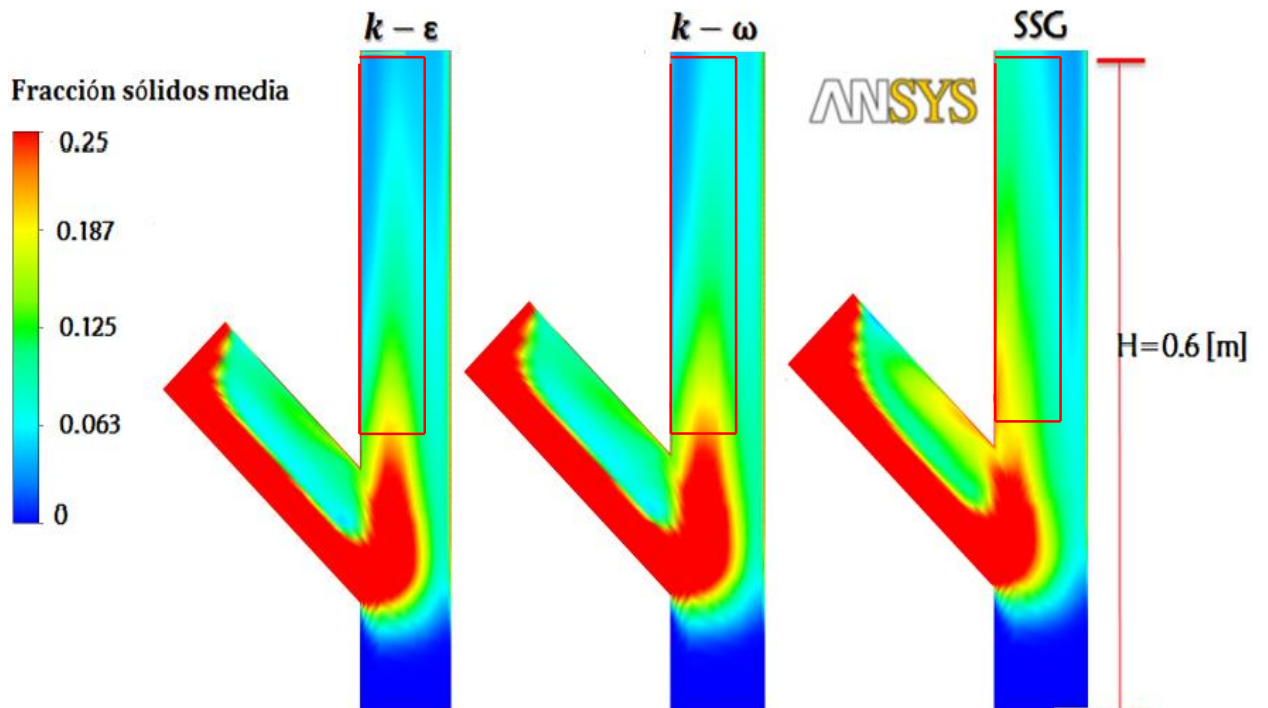


Fig.9 Planos axiales de fracción de sólidos usando los modelos de turbulencia $k - \epsilon$, $k - \omega$ y SSG. Fuente: [autor]

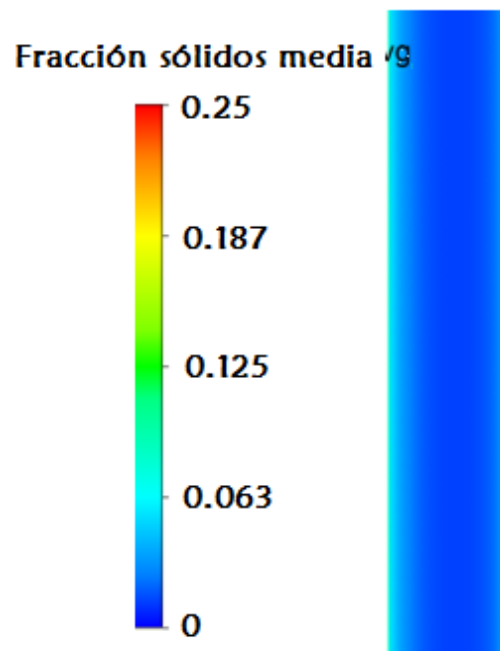


Fig. 10 Plano axial de fracción de sólidos, modelos turbulentos $k - \epsilon$, $k - \omega$ y SSG, (8.4-9.5) m. Fuente: [autor]

4.2.3 Perfil radial de velocidad de sólidos

En la figura 11 observamos los perfiles radiales de velocidad de sólidos para las diferentes alturas del riser. En estas se muestra que el desarrollo del flujo es primero en la región del centro y después progresivamente hacia la pared a medida que los sólidos pasan a través del riser. En la pared la velocidad de los sólidos es menor que en el centro del riser debido a la alta fracción de sólidos que descenden aplicando un alto esfuerzo cortante sobre los sólidos ascendentes impidiendo su aceleración. En la figura 12 se observa el aumento de la velocidad de los sólidos con la altura y una distribución de la velocidad de sólidos más uniforme.

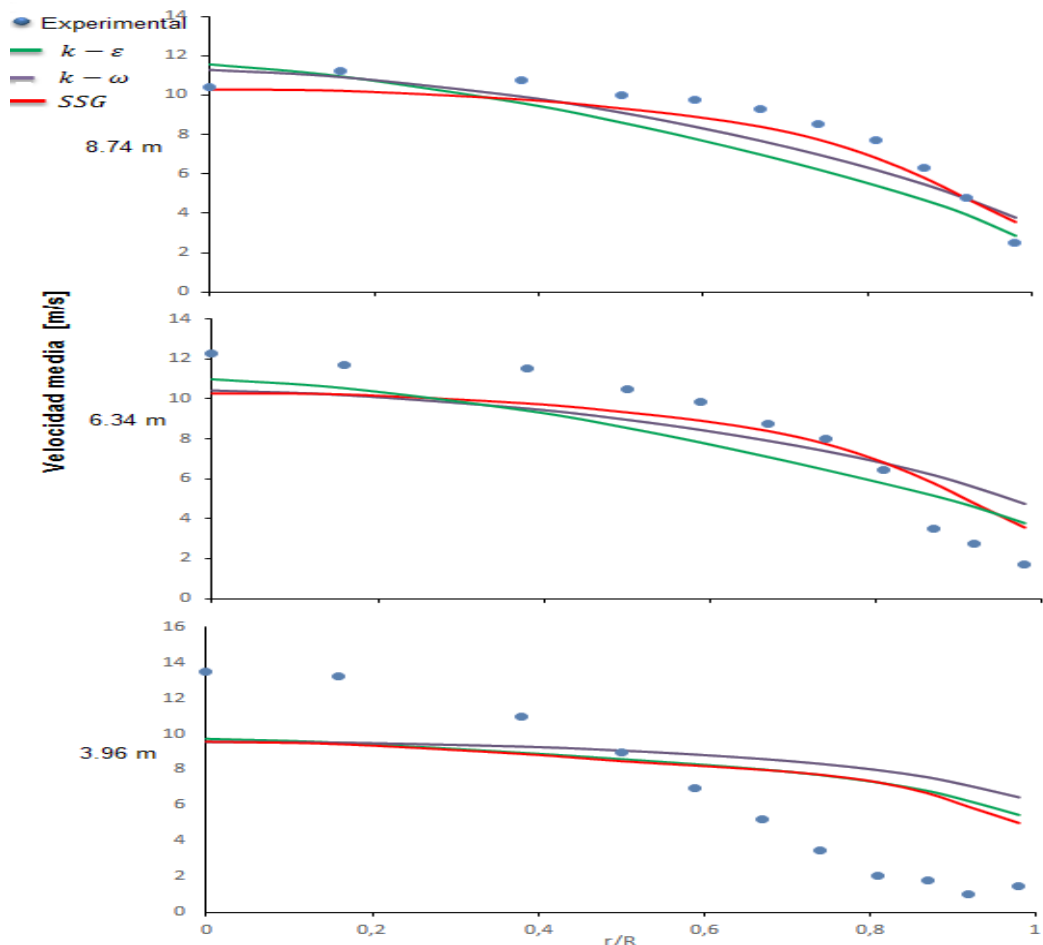


Figura 11 Perfiles radiales de velocidad media de sólidos usando los modelos turbulentos $k-\epsilon$, $k-\omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m. Fuente: [autor]

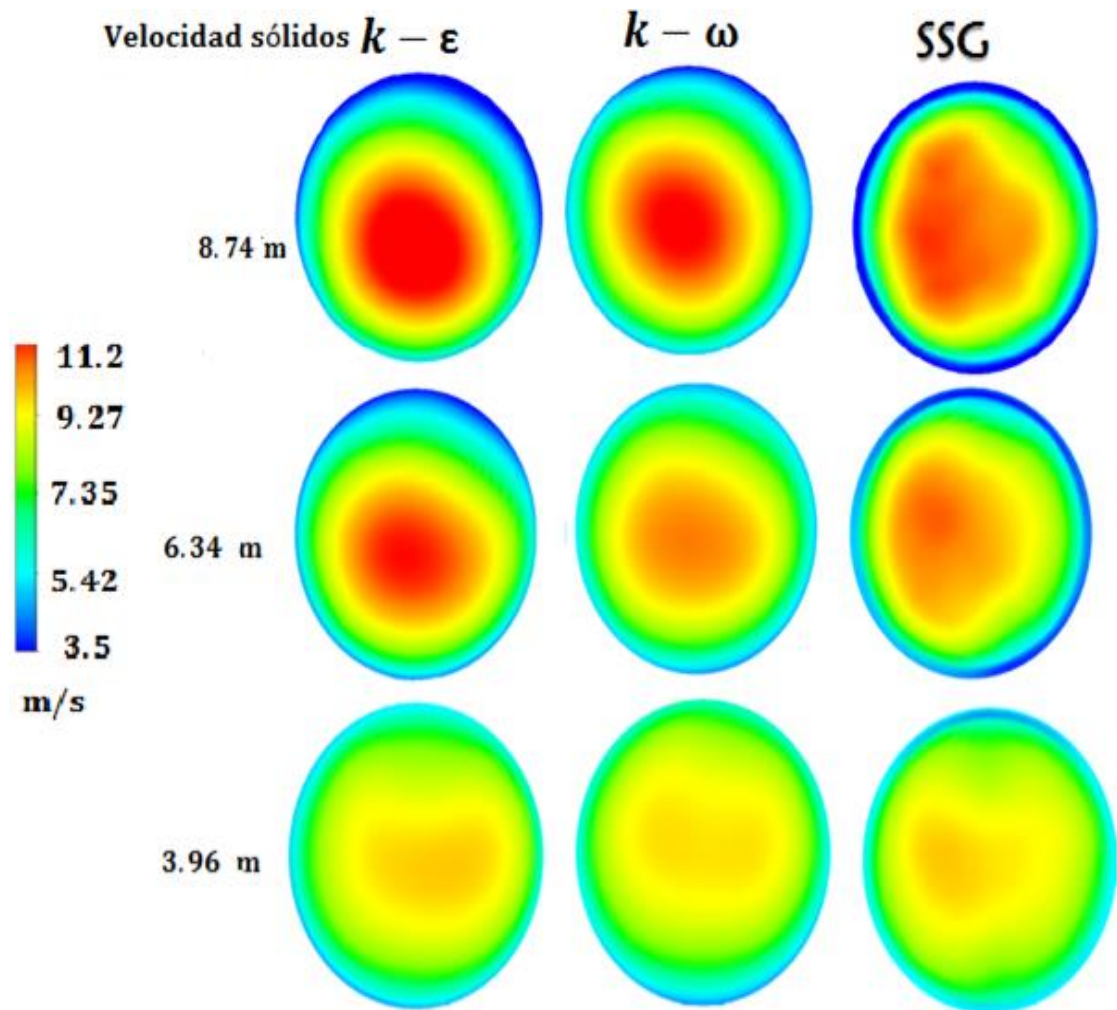


Fig. 12 Perfiles radiales velocidad media de sólidos usando los modelos turbulentos $k - \epsilon$, $k - \omega$ y SSG en las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m. Fuente:[autor]

4.2.4 Perfil axial de velocidad de sólidos

En la figura 13 se muestra los planos axiales de velocidad de sólidos en la sección del fondo. Se observaron diferencias de velocidad en las regiones señaladas entre los modelos $k - \epsilon$, $k - \omega$ presentándose en la pared mayor velocidad que en el centro diferenciándose del modelo SSG . En la región del fondo se presentan parte significativa de las interacciones entre las fases sólida y gaseosa por lo tanto es necesario tener una malla más refinada en esta región para capturar las interacciones entre las fases.

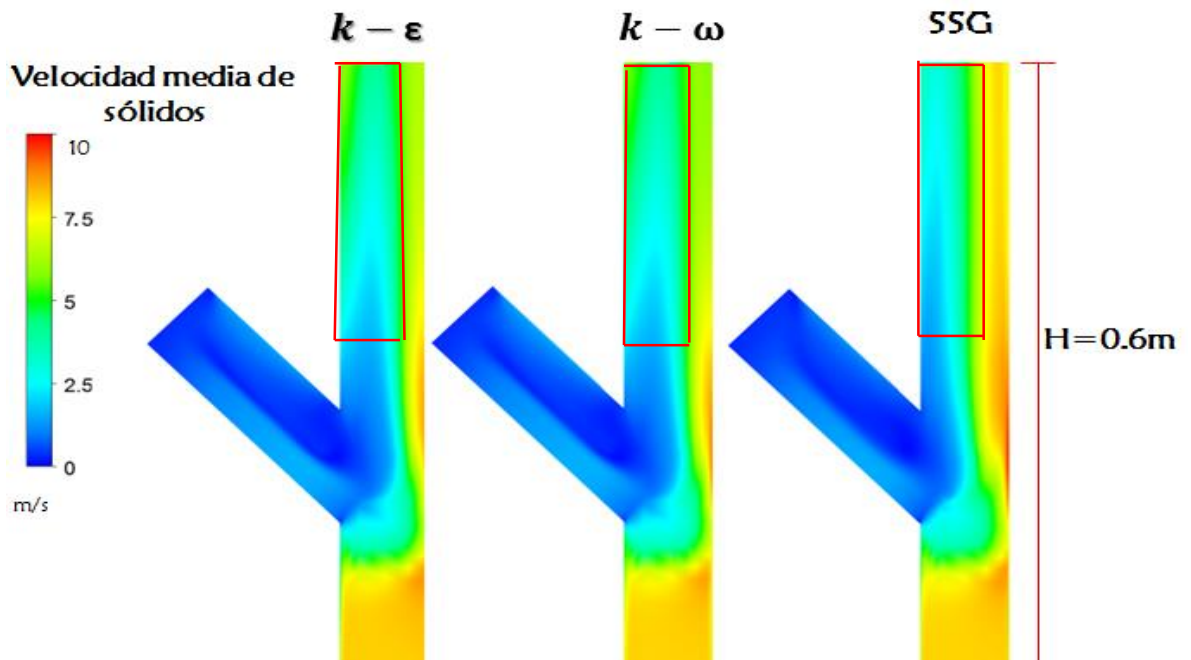


Fig. 13 Perfiles axiales velocidad media de sólidos usando los modelos turbulentos $k - \epsilon$, $k - \omega$ y SSG. Fuente: [autor]

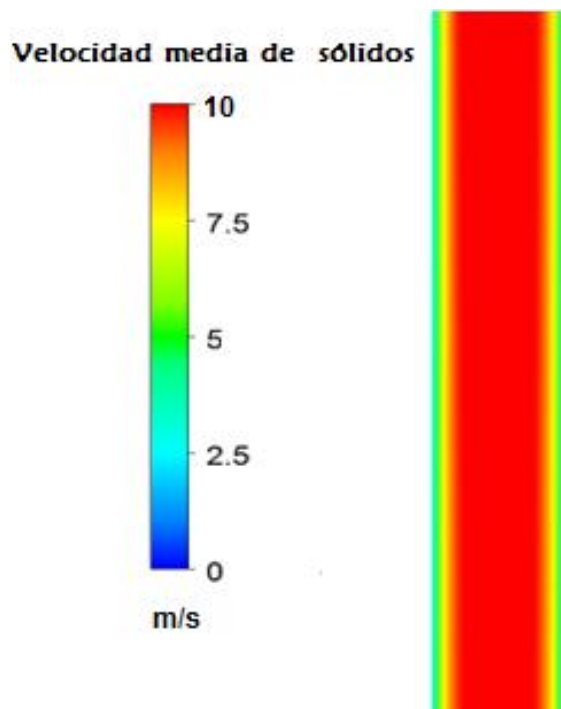


Figura 14 Plano axial de velocidad media de sólidos, modelos turbulentos $k - \epsilon$, $k - \omega$ y SSG (altura 8.4-9.5) m. Fuente: [autor]

4.3 MEDICIÓN DE ERRORES

En la figura 15 se presentan los errores relativos de fracción de sólidos para los diferentes modelos. Se observa que en todas las alturas se presentan altos errores y el modelo más aproximado es el SSG

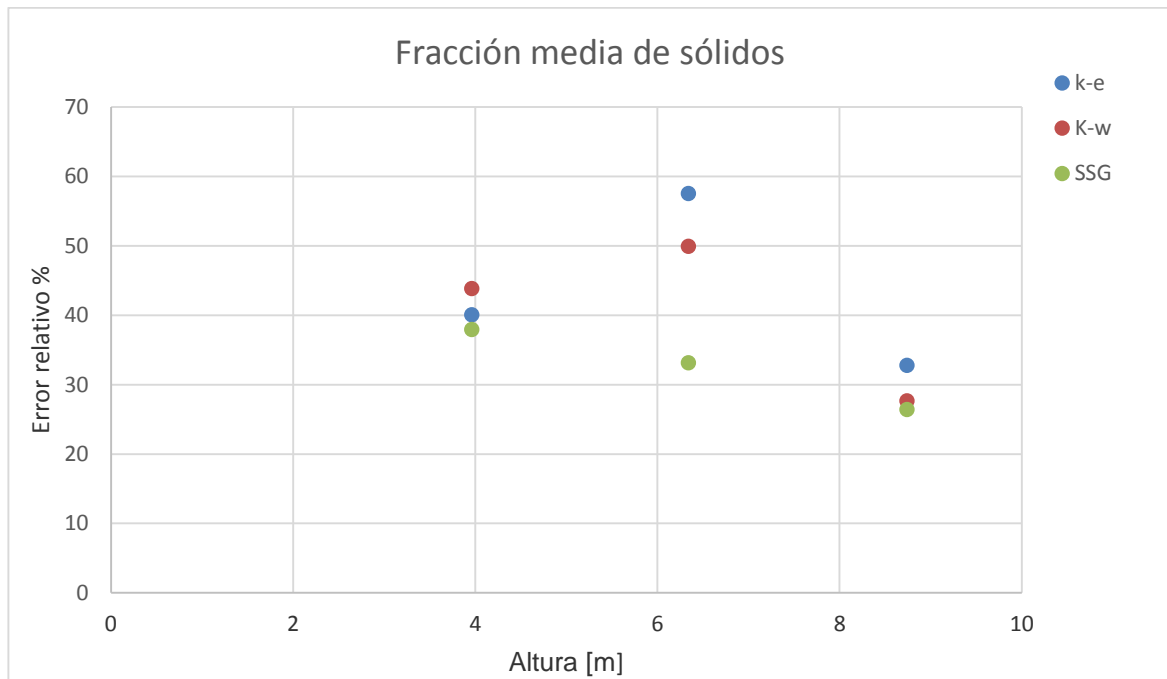


Figura 15 Errores relativos de fracción de sólidos para los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG a las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m. Fuente: [autor]

En la figura 16 se presentan los errores relativos de velocidad de sólidos para los diferentes modelos. Se observa que los errores disminuyen con el aumento de la altura y el modelo más aproximado al comportamiento experimental es el modelo SSG.

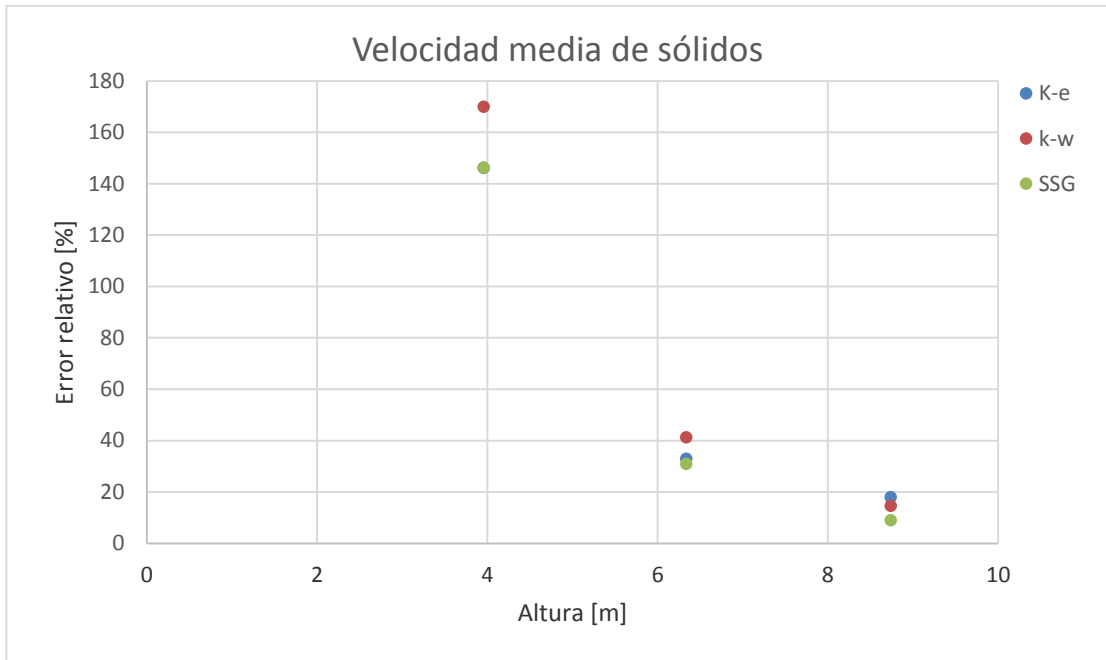


Figura 16 Errores relativos de velocidad de sólidos para los modelos turbulentos $k - \varepsilon$, $k - \omega$ y SSG a las alturas 3.96, 6.34 y 8.74m. Fuente: [autor]

5. CONCLUSIONES

Ninguno de los modelos simulados describe el comportamiento hidrodinámico del flujo gas-sólido en el CFB, debido a los errores presentados en las variables fracción y velocidad de sólidos a las alturas comparadas.

El modelo de turbulencia que representa mejor el comportamiento hidrodinámico del flujo gas-sólido a las condiciones impuestas es el SSG especialmente en la pared debido a la consideración de las fluctuaciones anisotrópicas de la turbulencia

En la zona de entrada del riser el comportamiento de los modelos turbulentos empleados no se aproxima a los datos experimentales reportados por Parssinen y Zhu (2001). La causa de esto es la complejidad en la mezcla inicial que se desarrolla bajo condiciones de alta fracción de sólidos conllevando a complejos comportamientos difíciles de aproximar

BIBLIOGRAFIA

Andreux, R., Petit, G., Hemati, M., Simonin, O. Hydrodynamic and solid residence time distribution in a circulating fluidized bed: Experimental and 3D computational study. *Chemical engineering and Processing*. V.47, p. 463 - 473, 2008.

Ansys, Inc. (US). *Ansys CFX 14.0 - CFX introduction*. Ansys, Inc, 2011.

Blasetti, A., & de Lasa, H. FCC riser unit operated in the heat-transfer model: Kinetic modeling. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. V. 36, p.3223–3229, 1997.

Bhusurapu, S., Cassanello, M., Al-Dahhan, M., Dudukovic, M., Trujillo, S., O'Hern, Timothy. Dynamical features of the solids motion in gas-solid risers. *International Journal of Multiphase Flow*. V. 33, p 164-181, 2007.

Chalermssinsuwam, B., Gidaspow, D., Piumsomboon, P. In-depth system parameters of transition flow pattern between turbulent and fast fluidization regimes in high solid particle density circulating fluidized bed reactor. *Power technology*. V. 253, p 522-536, 2014.

Eymard, R., Gaullouet, T., Herbin, R. (1997). *Handbook of numerical Analysis. Finite Volume Methods*. V. 7, p. 713-1020, 1997.

Gao, X., Wu C., Cheng. Wang, Li., Li, Xi. Experimentales del comportamiento de sólidos en un lecho fluidizado gas-sólido turbulento. V.228, p.1-13, 2012.

Gómez, L.C., Milioli, F.E. Numerical Simulation of Fluid Flow in CFB Risers – a Turbulence Analysis Approach. *Journal of the Brazilian of mechanical*. V.27, p. 141, 2005.

Ismail B, Celik. *Introductory Turbulence Modeling. Two-equation turbulence models*. Virginia, p 33, 2009.

M.A. Van der Hoef., M. van Sint Annaland., N.G. Deen, J.A.M. Kuipers, Numerical simulation of dense gas–solid fluidized beds: a multiscale modeling strategy, *Annual Review of Fluid Mechanics*. V.70, p 40–70, 2008.

Malcus, S., Cruz, E., Rowe C., Pugsley T. Radial solid mass flux profiles in a high-suspension density circulating fluidized bed, *Powder Technol*. V.125, p 5–9, 2002.

Parssinen, J, H., Zhu, J, X. Particle velocity and flow development in along high flux circulating fluidized bed riser. *Chemical engineering Science*. V. 47, N°.10, 2001.

Parssinen, J, H., Zhu, J, X. Axial and Radial Solids Distribution in a Long High-Flux CFB Riser article velocity and flow development in along high flux circulating fluidized bed riser. *Chemical Engineering Science*. V .56, p 5296-5303, 2001.

RANADE. *Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering*. Academic Press. 2002.

Reza, N, H., Basirat, T, H. Development of boundary transfer method in simulation of gas-solid turbulent of a riser. *Applied Mathematical Modelling*. V, 37, p 245-2459, 2013.

Rosa, L. Mori, M., *Simulação de reações químicas e consumo de calor em Reatores Riser*. Proyecto de grado de maestría, Unicamp, Campinas- SO, 2002.

Sadeghbeigi, R. Fluid Catalytic Cracking Handbook. Design, operation and troubleshooting of FCC facilities. Gulf Professional Publishing, 2012.

Souza, J., Oliveira, L., Azevedo J., soares, I., Mata, M. Uma revisão sobre a turbulência e sua modelagem. Revista Brasileira de Geofísica. 2011

Sun, G., Z., Chao, Y., M, Fan. Shi, Hydrodynamic behavior in the bottom region of a cold FCC riser.in: J. Circulating Fluidized Bed. Technology, German Society of Chemical Engineering, Frankfurt, vol. 6, pp. 179–184, 1999.

U.S. Energy Information Administration. The International Energy Outlook 2013 with projections to 2040. Washington, DC. P 26. Julio 2013.

Wilcox.D. Turbulence modeling for CFD.1998.

Zaabout, A., Bournot, H., Occelli, R., Draoui. Solids behavior in dilute zone of a CFB riser under turbulent conditions. Particuology science. V.9, p. 598-605, 2011.

Zheng, Y., Wan, X., Qian, Z., Wei, F., Jin, Y. Numerical simulation of the gas- particle turbulent flow in riser reactor base on k – two-fluid model. Chemical engineering Science. V.56, p. 6813-6822, 2001.

Zhu, H., Zhu, J. Characterization of fluidization behavior in the bottom region of CFB risers. Chemical engineering Journal. V.141, p. 169-179, 2007.

H. Y. Zhu, Turbulent fluidized bed vs. high-density riser-regimes and flow characterizations. University of Western Ontario. London, Canadá, PhD thesis, 2006.

ANEXO A

CALIDAD DE LA MALLA

La calidad de malla influencia la estabilidad y exactitud de los cálculos numéricos. Cuando se realiza la malla implícitamente se define el grado de exactitud con la que se realizan los cálculos. En zonas críticas del flujo la solución puede ser alterada lo suficiente como para inducir errores sobre el cálculo de algunas propiedades.

La evaluación de la calidad de la malla se realizó a las mallas M1, M2 y M3 antes de la prueba de independencia de malla, a partir de la elección de M3 como la malla independiente se continuó la simulación para todos los modelos turbulentos.

DETERMINANTE 2*2

El determinante 2*2 se usa para verificar la deformación de los elementos en la malla por el cálculo del jacobiano de cada hexaedro y entonces normaliza el determinante de la matriz. El valor de 1 representa un cubo hexaédrico perfecto, mientras que el valor de 0 es un cubo totalmente deformado. La calidad de malla es medida en el eje x, todos los elementos deben estar en el rango de 0 a 1. Si el valor de los elementos es 0, el cubo tiene uno o más bordes degenerados. En general, el valor del determinante mayor a 0.3 es aceptable para muchos solucionares (ANSYS ICEM CFD, 2011)

El eje Y mide el número de elementos que están representados en el histograma. Esta escala tiene un rango que va desde 0 hasta el valor que está indicado por la altura. Observando la figura 15 se concluye que la calidad de la malla utilizada para las simulaciones es buena y el valor mínimo del determinante fue 0.433 sobrepasando el mínimo valor exigido (0.3).

ÁNGULO INTERNO

El ángulo interno verifica la desviación del mínimo ángulo (90°) para cada uno de los elementos. Los solucionadores tienen diferentes límites de tolerancia para el ángulo interno. Si los elementos están distorsionados y el ángulo interno es pequeño, la precisión de la solución disminuye. El rango es 0-90 grados, con 0 como degenerado y 90 como perfecto. En la figura 16 se observa que el alguno mínimo fue 21° y el máximo 89.46° (ANSYS ICEM CFD, 2011).

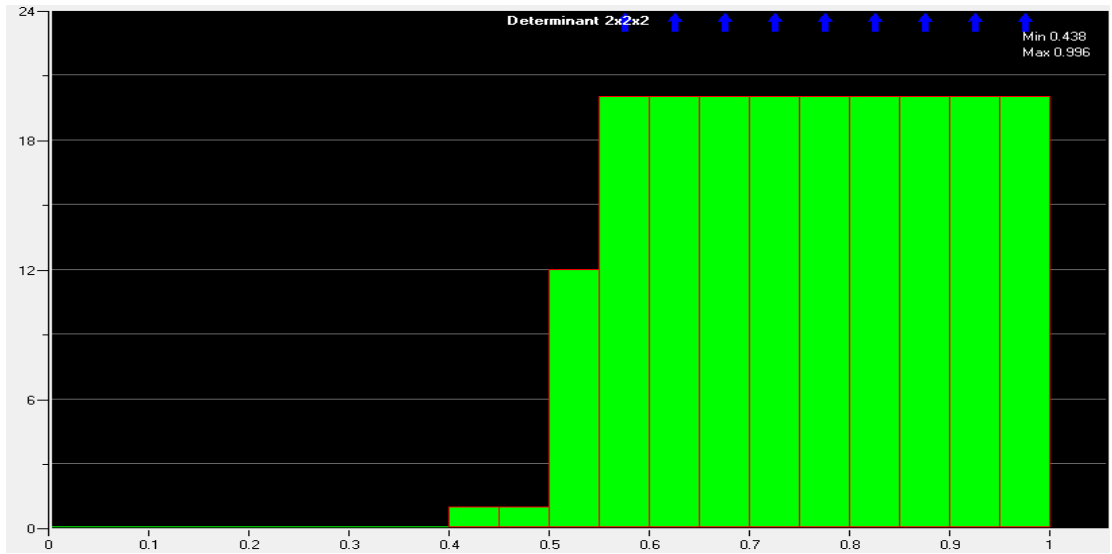


Fig.17. Calidad de malla usando el determinante 2*2. Fuente: [autor]

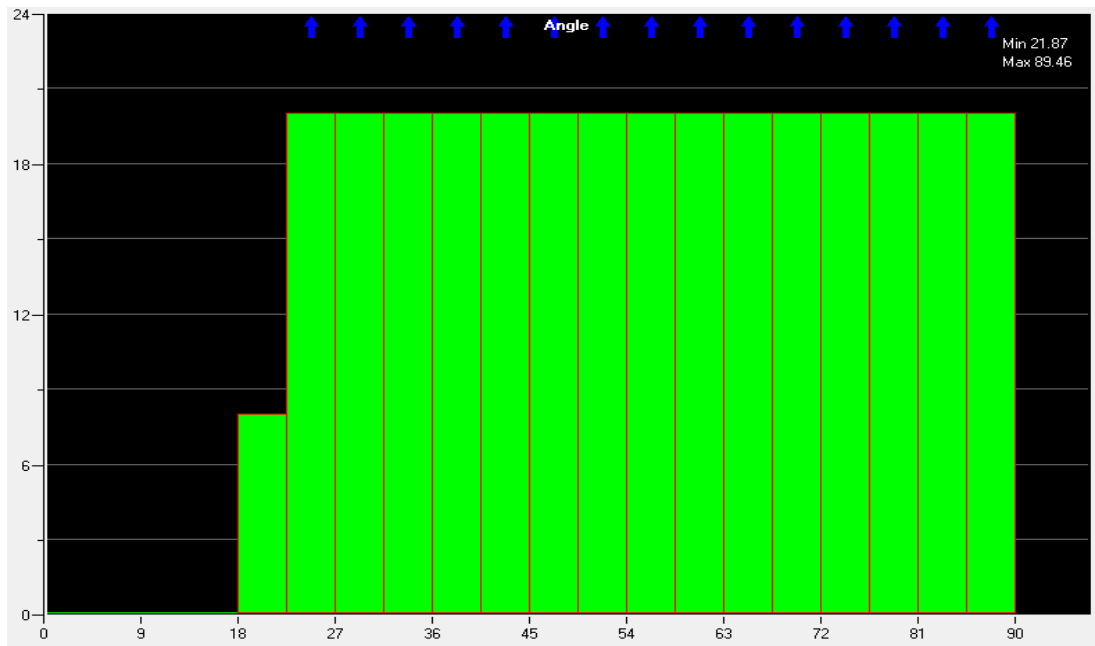


Fig.18. Calidad de malla usando el ángulo interno. Fuente: [autor]