

PROYECTO FIN DE CARRERA

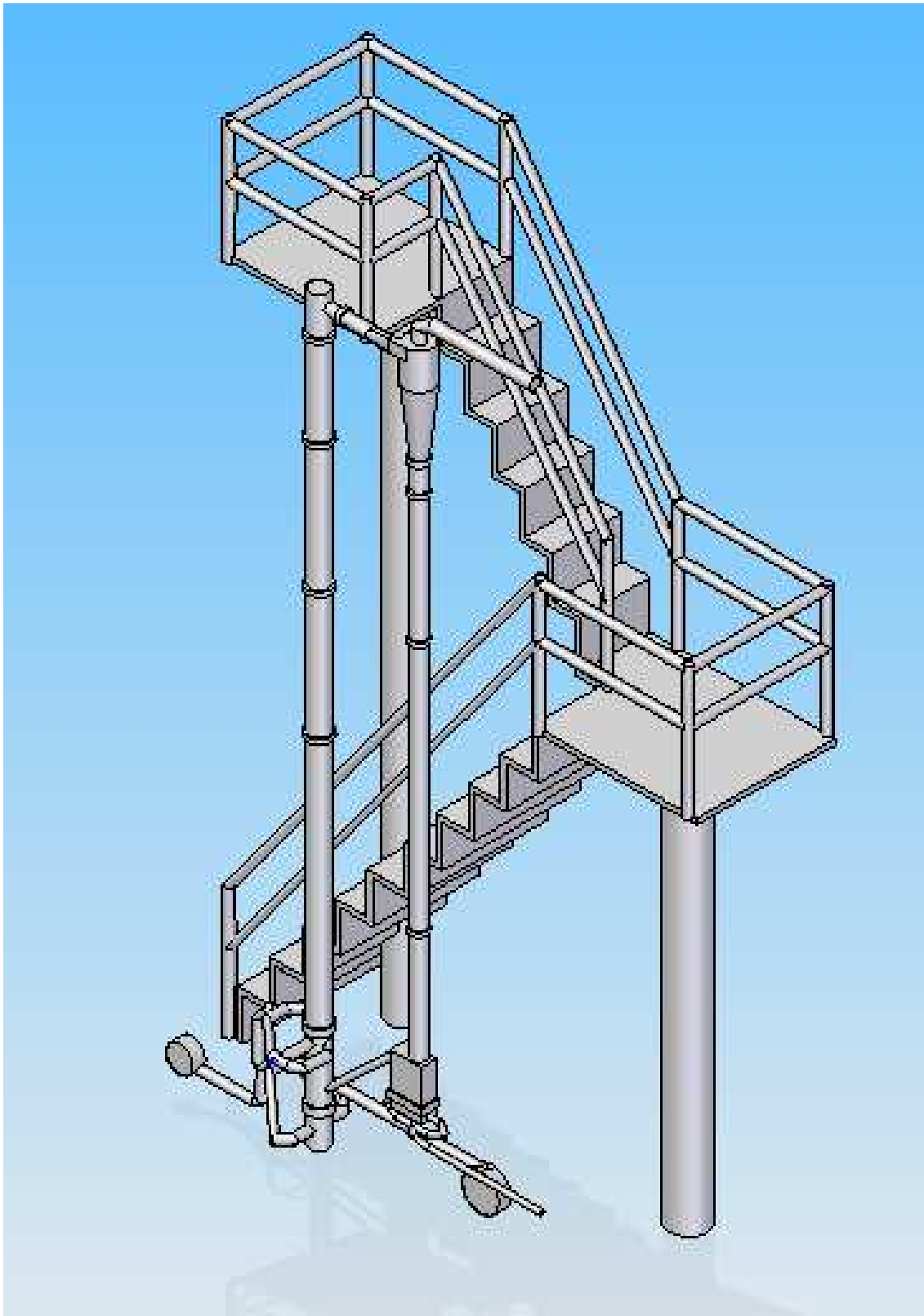
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDO PARA UNA PLANTA PILOTO



AUTOR: JOSÉ RAMÓN CARO RAMÍREZ

TUTOR: ALBERTO GÓMEZ BAREA

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIEROS (UNIVERSIDAD DE
SEVILLA) DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AMBIENTAL SEPTIEMBRE 2014**



Resumen

El presente proyecto fue desarrollado entre junio del 2013 y septiembre del 2014, en este, se describe el diseño y la construcción de una planta piloto de lecho fluido circulante a escala de laboratorio que permita el estudio y la caracterización de las partículas sólidas.

En los siguientes capítulos, se presentan todos los cálculos, estimaciones, teorías, descripciones y suposiciones para el perfecto diseño y funcionamiento, además de un estudio teórico fluidodinámico (velocidad de mínima fluidización, velocidad terminal), corroborado.

Además de los estudios incluidos, se describen todos los elementos que forman la planta piloto y se presenta una memoria de cálculo que evalúa todo el diseño y justifica las elecciones tomadas en la construcción de la instalación

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	10
1.1. ANTECEDENTES.....	10-12
1.2. OBJETIVOS Y ALCANCE DEL PROYECTO.....	12-13
2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	14
2.1. INTRODUCCIÓN.....	14-15
2.2. FENÓMENO DE LA FLUIDIZACIÓN.....	15
2.2.1. Ventajas e inconvenientes.....	15
2.2.2. Variación de un lecho con la velocidad del gas.....	16-18
2.2.3. Transición desde fluidización suave a burbujeante.....	18-19
2.2.4. Tipos de partículas en función de su comportamiento.....	19-21
2.2.5. Propiedades del lecho.....	21
2.2.5.1. Velocidad de mínima fluidización.....	21-22
2.2.5.2. Velocidad terminal.....	22-23
2.2.5.3. Burbujas.....	23-27
2.2.5.4. Caracterización de partículas.....	27
2.2.6. Placa distribuidora.....	28-30
3. MEMORIA JUSTIFICATIVA.....	31
3.1. INTRODUCCIÓN.....	31
3.2. INSTALACIÓN.....	31
3.2.1. Introducción.....	32

3.2.2. Tramo soplante-plenum riser.....	32
3.2.2.1. Justificación del tramo.....	32
3.2.2.1.1. Tramo aire primario.....	32-33
3.2.2.1.2. Tramo aire secundario.....	33-34
3.2.2.2. Condiciones de diseño.....	34
3.2.2.2.1. Tramo aire primario.....	35
3.2.2.2.2. Tramo aire secundario.....	35-36
3.2.3. Tramo compresor-plenum loop-seal.....	36
3.2.3.1. Justificación del tramo.....	36
3.2.3.2. Condiciones de diseño.....	37
3.2.4. Tramo ciclón-exterior.....	37
3.2.4.1. Justificación del tramo.....	38
3.2.4.2. Condiciones de diseño.....	38
3.3. REACTOR.....	39
3.3.1. Introducción.....	39
3.3.2. Riser.....	39
3.3.2.1. Justificación del riser.....	39-40
3.3.2.2. Justificación del plato.....	40-41
3.3.2.3. Justificación del plenum.....	41
3.3.2.4. Condiciones de diseño.....	42
3.3.2.5. Condiciones de diseño del conducto riser-ciclón.....	42-43
3.3.3. Ciclón.....	43
3.3.3.1. Justificación del ciclón.....	43

3.3.3.2.	Condiciones de diseño.....	44
3.3.4.	Downcomer.....	45
3.3.4.1.	Justificación del downcomer.....	45
3.3.4.2.	Condiciones de diseño.....	45
3.3.5.	Medidor de caudal.....	45
3.3.5.1.	Justificación del medidor de caudal.....	46-48
3.3.5.2.	Condiciones de diseño.....	48
3.3.6.	Loop-seal.....	48
3.3.6.1.	Justificación del loop-seal.....	48-50
3.3.6.2.	Justificación del plenum y plato.....	50-51
3.3.6.3.	Justificación de placa que regula la abertura.....	51-52
3.3.6.4.	Justificación del conducto loop-seal-riser.....	52-53
3.3.6.5.	Condiciones de diseño.....	53-54
3.4.	INSTRUMENTACIÓN.....	55
4.	MEMORIA DE CÁLCULOS.....	56
4.1.	INTRODUCCIÓN.....	56
4.2.	INSTALACIÓN.....	56
4.2.1.	Introducción.....	57
4.2.2.	Tramo ventilador-plenum riser.....	57
4.2.2.1.	Tramo primario.....	57
4.2.2.1.1.	Introducción.....	57-58
4.2.2.1.2.	Pérdida de carga.....	58-61
4.2.2.2.	Tramo secundario.....	61

4.2.2.2.1. Introducción.....	61-62
4.2.2.2.2. Pérdida de carga.....	62-65
4.2.3. Tramo compresor-plenum loop-seal.....	65
4.2.3.1. Introducción.....	65-66
4.2.3.2. Pérdida de carga.....	66-68
4.2.4. Tramo ciclón-exterior.....	68
4.2.4.1. Introducción.....	68-69
4.2.4.2. Pérdida de carga.....	69-70
4.3. REACTOR.....	70
4.3.1. Riser.....	70
4.3.1.1. Introducción.....	71
4.3.1.2. Diseño del plato distribuidor.....	71-72
4.3.1.3. Diseño del plenum.....	72
4.3.2. Ciclón.....	73-74
4.3.3. Downcomer.....	75
4.3.3.1. Cálculo del downcomer.....	75
4.3.3.2. Cálculo del medidor de flujo indirecto.....	75-76
4.3.4. Loop-seal.....	76
4.3.4.1. Introducción.....	76-79
4.3.4.2. Diseño del plato distribuidor.....	79
4.3.4.3. Diseño del plenum.....	80
5. PRUEBAS REALIZADAS.....	81

6. CONCLUSIONES.....	82
6.1. CONCLUSIONES.....	82-83
6.2. FUTUROS TRABAJOS.....	83
7. ANEXO I.....	84
7.1. VENTILADOR PRIMARIO.....	85-86
7.2. VENTILADOR SECUNDARIO.....	86-88
7.3. MANOREDUCTOR DE AIRE COMPRIMIDO.....	89-90
7.4. ROTÁMETRO DE AIRE COMPRIMIDO.....	91
7.5. ROTÁMETRO DE AIRE COMPRIMIDO.....	92
7.6. MEDIDOR DE FLUJO DE AIRE.....	93-94
7.7. MANGAS.....	95
7.8. MEDIDORES DE PRESIÓN.....	96-97
7.9. COMPRESOR.....	98-99
7.10. VÁLVULA DE MARIPOSA.....	100-101
8. ANEXO II.....	102
8.1. LOOP-SEAL.....	103
8.1.1. Plato.....	104
8.1.2. Plenum.....	105
8.1.3. Placa reguladora de paso de material.....	106
8.2. RISER.....	107
8.2.1 Plenum.....	107
8.2.2 Plato distribuidor.....	108
8.3. CICLÓN.....	109

8.4.	MEDIDOR DE FLUJO INDIRECTO.....	110
8.5.	TRAMO PRIMARIO.....	111
8.6.	TRAMO SECUNDARIO.....	112
8.7.	REACTOR.....	113
9.	REPORTAJE DE FOTOS.....	114-120
10.	BIBLIOGRAFÍA.....	121-122

1. INTRODUCCIÓN

ANTECEDENTES, OBJETIVOS Y ALCANCE

1.1 ANTECEDENTES

Los reactores de lecho fluidizado son una herramienta relativamente nueva en el campo de la ingeniería química. El primer generador de gas de lecho fluidizado fue desarrollada por Fritz Winkler en Alemania en la década de 1920. Uno de los primeros reactores de lecho fluidizado se utilizaron en la industria del petróleo, en la unidad de craqueo catalítico. Cuando estaba en su época de plenitud el craqueo catalítico, se empleaban aluminosilicatos o arcillas tratadas con ácido, sin embargo la actividad de estos catalizadores se reducía en segundos debido a la formación de una costra de coque. El catalizador se podía reactivar parando la operación e introduciendo aire para quemar el coque, pero la regeneración tardaba varios minutos. Una manera eficiente de utilizar estos catalizadores fue haciéndolos circular de manera que se regeneraran continuamente en otra unidad diferente al reactor,

como se puede observar en la figura 1. Las partículas que son muy pequeñas de catalizador son suspendidas por los flujos ascendentes de mezcla gaseosa reaccionante, de manera que el conjunto gas-catalizador se comporta como un fluido. Dentro del reactor la velocidad del gas es tan alta que arrastra las partículas, pero al aumentar el diámetro de las partículas en la parte superior hace que disminuya la velocidad de las partículas de catalizador, caigan y se separen.

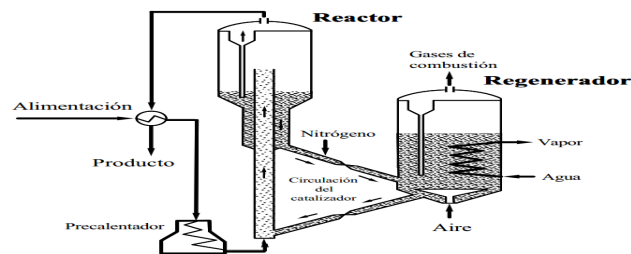


Figura 1. Diagrama Reactor de lecho fluido con regenerador (Fernando Tiscareño Lechuga, 2010)

Los reactores de lecho fluidizado son empleados ampliamente dentro de los sectores de la industria química que producen gasolinas, polímeros y pigmentos, ya que los catalizadores fluidizados fueron adaptados por la industria del petróleo para el craqueo de los hidrocarburos pesados, y para la síntesis de combustibles a partir del gas natural o CO y H_2 . La invención de esta tecnología ha permitido aumentar significativamente la producción de diversos combustibles en los Estados Unidos. A finales de 1980, se comenzó el uso de reactores de lecho fluidizado en ciencias biológicas para la comprensión y la visualización de la dinámica de fluidos. En la bioingeniería se utilizan reactores fluidizados pero con una configuración diferente, más parecidos a los reactores en suspensión de 2 o 3 fases.

Hoy en día los reactores de lecho fluidizado todavía se siguen utilizando para producir gasolina y otros combustibles, junto con muchos otros productos químicos. Muchos polímeros son producidos industrialmente utilizando la tecnología de FBR.

Los reactores de lecho fluidizado permiten un proceso más limpio, más eficiente que las tecnologías de reactores estándar anteriores, con un control fácil y preciso de la temperatura.

1.2 OBJETIVOS Y ALCANCE DEL PROYECTO

El objetivo de este proyecto es presentar el diseño y la construcción de un reactor de lecho fluido circulante para una planta piloto a escala de laboratorio para el estudio fluidodinámico de las partículas sólidas, y poder determinar distintos parámetros y correlaciones de interés haciendo determinadas pruebas.

El proyecto no se centra en el estudio profundo de las partículas sólidas, sino que principalmente se centra como se ha hecho el diseño y la construcción del reactor de lecho fluido, explicando del mejor modo posible todas las teorías, estimaciones, cálculos y suposiciones que se han llevado a cabo para el perfecto diseño y construcción.

Todo ello bien documentado para un perfecto entendimiento para el lector, por ello aunque no nos centremos profundamente en la fluidodinámica, hacemos un breve resumen teórico (velocidad de mínima fluidización, velocidad terminal, etc.....) en el capítulo 2, para complementar y ayudar al lector a comprender para qué va a servir el proyecto que se esta realizando, así como el comportamiento del mismo.

Todas las estimaciones, suposiciones o teorías vienen recogidas en la memoria justificativa que es el capítulo 4, este capítulo ayudará a comprender las directrices que se siguen a la hora de tomar decisiones sobre el diseño o la construcción del proyecto, explicando en todo

momento detalladamente cual ha sido el motivo de proceder a realizar el diseño o la construcción de una manera o de otra.

A la memoria justificativa le sigue la memoria de cálculo, la cual detalla y explica todos los cálculos necesarios para el correcto funcionamiento y diseño del proyecto.

El resto de capítulos se centran en especificaciones técnicas de los equipos utilizados para que se pueda visualizar las características de cada equipo, también se recoge la conclusión así como los posibles futuros trabajos con los que se va a trabajar con el reactor.

Para una mayor visualización de la geometría del reactor y de las distintas partes que lo componen se hace una descripción de planos para que el lector pueda visualizar todos los equipos y partes del proyecto geoméricamente con todo detalle.

Y concluimos haciendo un breve resumen sobre las fuentes en las que nos hemos apoyado para los cálculos y toma de decisiones de realizar el diseño y construcción de una manera o de otra.

2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1 INTRODUCCIÓN

En este capítulo se tratará de explicar todo lo relacionado al comportamiento de un reactor de lecho fluido, para tratar el diseño de un reactor que necesite un lecho fluidizado, que a diferencia del reactor de lecho fijo la partícula sólida se encuentra en movimiento.

Se nombrará diversos parámetros que servirán para el cálculo de diversas expresiones, las cuales nos describen el comportamiento del lecho fluido (velocidad de mínima fluidización, velocidad terminal.....), y así predecir su comportamiento. Se estudiará el comportamiento de las burbujas de gas que se encuentran en el interior de un lecho (velocidad de ascenso, tamaño,.....) y veremos sus expresiones para diversos cálculos.

También se explicará como se agrupan distintos tipos de partículas (clasificación de Geldart) según su comportamiento en un lecho fluido, y ver el comportamiento del lecho para diferente régimen de flujo.

Y por último veremos el diseño y los distintos tipos de platos distribuidores para la distribución uniforme del fluido que suspende la partícula.

2.2 FENÓMENO DE LA FLUIDIZACIÓN

Este apartado tratará sobre el comportamiento del lecho y de las partículas sólidas en función de diversos parámetros, y las ventajas e inconvenientes del lecho fluidizado.

2.2.1 Ventajas e inconvenientes

-Un buen mezclado de los sólidos hace que el lecho se mantenga prácticamente isoterma, incluso para reacciones exotérmicas ya que tiene altos coeficientes de transferencia de calor entre el lecho y las superficies en contacto con el mismo, con lo que es fácil retirar o aportar calor.

-Son útiles para el uso de partículas pequeñas de lo contrario un lecho fijo provocaría una pérdida de carga inaceptable.

-El principal inconveniente radica en las burbujas que se forman en el lecho, ya que el gas que se encuentra inmerso en el interior de la burbuja puede llegar a la superficie y escapar sin haber entrado en contacto con el sólido presente en el lecho.

-Otro inconveniente es la fractura y la aglomeración de las partículas, lo primero debido a que las partículas al tener una baja dureza, no resisten la intensa agitación y se fracturan en partículas más pequeñas escapando del lecho y bajando el rendimiento del mismo, lo segundo puede deberse a que se alcance la temperatura de fusión de las partículas y se aglomeren unas a otras dificultando la fluidización.

2.2.2 Variación de un lecho con la velocidad del gas

En el lecho de sólidos al ir aumentando la velocidad ascendente del gas se observa diferentes etapas en el mismo, las cuales se pueden identificar mediante el estudio de la caída de presión como veremos a continuación, donde mediante este estudio tenemos una idea de cómo se comporta un lecho cuando no lo podemos visualizar.

Cuando la velocidad del gas es relativamente baja como para no poder suspender las partículas sólidas, el lecho se comporta como un lecho fijo (las partículas sólidas se mantienen inmóviles) donde la caída de presión viene descrita por la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{L} \equiv 150 \times \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu \times v}{(\phi \times d)^2} + 1,75 \times \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho g \times v^2}{\phi \times d}$$

Debido al pequeño tamaño de la partícula, el flujo de gas frecuentemente es laminar por lo que la caída de presión varía linealmente con la velocidad, ya que el segundo término de la ecuación es poco significativo.

Si se sigue aumentando la velocidad, llegamos a un punto donde la fuerza de empuje del gas se iguala con el peso de la partícula, quedando esta en un estado de suspensión y provocando un aumento de la porosidad o expansión del lecho, la velocidad que provoca este fenómeno se le denomina **velocidad de mínima fluidización**, que es la velocidad mínima para que la partícula quede en suspensión.

La pérdida de carga en el punto de mínima fluidización alcanza su punto máximo, la cual viene descrita por la siguiente ecuación:

$$\Delta P \equiv \frac{m \times g}{A} \equiv \frac{\rho p \times V \times (1-\varepsilon) \times g}{A} \equiv \rho p \times hmf \times g \times (1-\varepsilon mf)$$

Seguidamente la pérdida de carga del lecho disminuye ligeramente al aumentar la velocidad, donde posteriormente se mantiene aproximadamente constante independiente de la velocidad del gas.

Cuando la velocidad del gas es mayor que la de mínima fluidización, una parte del gas pasa a través del lecho en forma de burbuja y se rompen al llegar a la superficie, este fenómeno es lo que provoca que el lecho sea burbujeante.

Si se sigue aumentando la velocidad se va a producir un arrastre del sólido cada vez mayor, hasta tal velocidad que el lecho se descomponga, ya que todas las partículas son arrastradas por el fluido ascendentemente. Para el caso en el que se tuviera un lecho con una gran profundidad con una velocidad de flujo alta, se puede producir la coalescencia de burbujas, donde si el recipiente fuera estrecho se podría fraccionar el lecho formándose tapones de gas que ocupen toda la sección transversal del lecho. Estos tapones de gas quedan alternados con zonas de sólidos fluidizados y que se dirigen hacia arriba deshaciéndose y cayendo los sólidos de nuevo.

Si ahora en vez de aumentar se va disminuyendo la velocidad del fluido se irá formando el lecho al igual que la expansión de las partículas se irá reduciendo cada vez más, hasta tal punto que las partículas queden dispuestas unas sobre otras, en este punto la porosidad alcanza su mayor valor estable en un lecho fijo.

Si se sigue reduciendo la velocidad el lecho permanecerá en ese estado constante, por lo que la caída de presión en este lecho fijo reformado es menor que el lecho fijo obtenido al principio, como podemos observar en la figura 1:

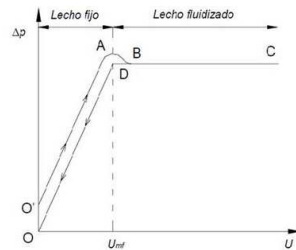


Figura 1. Fluidización y regiones (Juan Conesa Ferrer y Rafael Font Montesinos, 2002)

En resumen para concluir este estudio de la gráfica concluimos en que:

-Si $u_0 < u_{mf}$ obtendremos un lecho fijo.

-Si por el contrario $u_0 > u_{mf}$ obtendremos un lecho fluidizado.

En el dibujo que se puede observar a continuación, se puede visualizar todo lo explicado anteriormente.

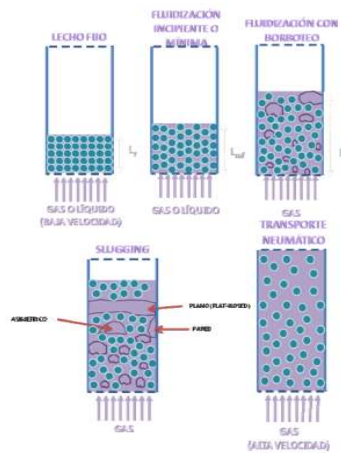


Figura 2. Comportamiento del lecho fluido con la velocidad (M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill, 2013)

2.2.3 Transición desde fluidización suave a burbujeante

En partículas pequeñas, las burbujas aparecen inmediatamente cuando la velocidad de flujo rebasa la velocidad de mínima fluidización, en partículas grandes aparecen cuando la velocidad de flujo es aproximadamente 2 veces la velocidad de mínima fluidización, dicha

velocidad de flujo se relaciona con la velocidad de mínima fluidización mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{u_{mb}}{u_{mf}} \equiv \frac{2300 \times \rho_g^{0,13} \times \mu^{0,52} \times e^{(0,72 \times \rho^{0,45})}}{d_p^{0,8} \times (\rho_s - \rho_g)^{0,93}}$$

Esta ecuación es válida para un diámetro de partícula medio entre 20-72 micras y para una densidad del sólido de entre 1,1 y 4,6 g/cm³.

2.2.4 Tipos de partículas en función de su comportamiento

El comportamiento de un lecho depende de las características de las partículas y del fluido, al aumentar su velocidad.

Generalmente para clasificar se utiliza la clasificación de Geldart como podemos observar en la figura 2, la cual se divide en 4 categorías (A, B, C y D). Geldart propuso un diagrama en el que se dibujan las curvas o rectas, para las distintas categorías en función de la densidad del gas, del sólido y el diámetro de la partículas.



Figura 3. Comportamiento de las partículas (Juan Conesa Ferrer y Rafael Font Montesinos, 2002)

Categoría A: fluidización fácil, corresponde a la fluidización de partículas pequeñas (30-150 μm) y de baja densidad (densidad < 1,4 g/cm³): en este tipo de partículas se produce

solamente una expansión y por consiguiente un aumento de porosidad del lecho, este efecto se produce en el intervalo de velocidad que va desde la velocidad de mínima fluidización hasta que comienza a formarse burbujas en el lecho, este comportamiento es típico de los catalizadores empleados en el comportamiento FCC.

Categoría B: fluidización puramente agregativa, fluidización fácil ($40 < d_p < 500 \mu\text{m}$; $1,4 < \text{densidad} < 4 \text{ g/cm}^3$): en este tipo de material las burbujas comienzan a formarse justo después de que la velocidad del gas sobrepase la de mínima fluidización, tiene un comportamiento normal ($u_{mb} \equiv u_{mf}$), y la fracción de huecos en la emulsión es aproximadamente constante e igual a la mínima de fluidización en un rango normal de velocidad del fluido ($\varepsilon_e \equiv \varepsilon_{mf}$). Este comportamiento es muy usual en la arena que es un material muy parecido al que se utilizara en el proyecto (Bauxita).

Categoría C ($10 < d_p < 40 \mu\text{m}$): esta categoría recoge a aquellos materiales que son cohesivos, es decir, partículas muy pequeñas con fuertes interacciones entre ellas que provocan en el lecho canalizaciones que perjudican la fluidización. El considerar que en un lecho fluidizado las partículas flotan y no interaccionan entre ellas es válido sólo para partículas relativamente grandes, como por ejemplo la harina.

Categoría D: en esta categoría se encuentran las partículas gruesas, las cuales forman canales y dan lugar a burbujas que se rompen al alcanzar la superficie, se puede dar el fenómeno que en aquellos lechos que sean estrechos, las burbujas ocupen todo el área transversal del lecho formando un tapón que se romperá y fracturará el lecho. Para fluidificar este tipo de sólidos se necesitan grandes caudales de fluido por lo que no es muy recomendable económicamente el uso de este tipo de partículas.

Habitualmente en los lechos se utilizan sólidos de tipo A o B ya que son los que presentan menos problemas para fluidizar.

2.2.5 Propiedades del lecho

En este apartado se quiere conseguir que se entienda los conceptos básicos de distintos parámetros que se dan en un lecho fluido así como sus propiedades, y la manera en la que se pueden calcular los parámetros utilizando diversas expresiones.

2.2.5.1 Velocidad de mínima fluidización

Es la velocidad mínima para que la partícula se mantenga en suspensión, ya que la fuerza de empuje del gas iguala a la pérdida de carga del lecho, en ese momento la pérdida de carga que se produce en el lecho es:

$$\Delta P \equiv L_{mf} \times (1 - \varepsilon_{mf}) \times (\rho_s - \rho_g) \times g$$

Donde ε_{mf} es la porosidad de mínima fluidización, que es ligeramente mas alta que la del lecho fijo, ya que cuando el lecho esta en el estado de mínima fluidización se encuentra más expansionado y por lo tanto el lecho tendrá una porosidad mayor entre partículas, y la L_{mf} que es la altura del lecho en el estado de mínima fluidización.

Para calcular esta propiedad existen diversas formas de hacerlo en función de los datos que se tenga:

$$K_1 * Re_{p,mf}^2 + K_2 * Re_{p,mf} = Ar$$

Donde $K_1 \equiv 1,75 / (\varepsilon_{mf}^3 \times \phi)$ y $K_2 = 150 \times (1 - \varepsilon_{mf}) / (\varepsilon_{mf}^3 \times \phi^2)$, aunque hay veces en que la porosidad y la esfericidad no se conocen, donde o bien se saca de relaciones suministradas por la figura 3, la cual describe la relación entre K_1 y K_2 obtenidas de experimentos, o se

puede utilizar la fórmula siguiente propuesta por Leva, la cual es una expresión empírica de

donde se obtiene U_{mf} :

$$U_{mf} \equiv \frac{7,9 \times 10^{-3} \times d_p^{1,82} \times (\rho_s - \rho_g)^{0,94}}{\mu^{0,88}}$$

Investigador	$K_2/2K_1$	$1/K_1$
Wen y Yu (1966) 284 puntos dato de la literatura	33.7	0.0408
Richardson (1971)	25.7	0.0365
Saxena y Vogel (1977) Dolomite a alta presión y temperatura	25.3	0.0571
Babu et al. (1978) Correlación de datos hasta 1977	25.3	0.0651
Grace (1982)	27.2	0.0408
Chitester et al (1984) Carbón, Ballotini hasta 64 bar	28.7	0.0494

Figura 4. Tabla de relaciones (Juan Conesa Ferrer y Rafael Font Montesinos, 2002)

2.2.5.2 Velocidad terminal

Es la máxima velocidad que es capaz de alcanzar la partícula, es decir, la velocidad a la cual la partícula es arrastrada fuera del lecho. Esta velocidad se corresponde con la velocidad de una partícula en caída libre, Haider y Levenspiel propusieron las siguientes aproximaciones, donde d_p^* y u^* son adimensionales:

$$d_p^* \equiv d_p \times \left(\frac{\rho_s \times (\rho_s - \rho_g) \times g}{\mu^2} \right)^{1/3}$$

$$u^* \equiv u \times \left(\frac{\rho_g^2}{\mu \times (\rho_s - \rho_g) \times g} \right)^{1/3}$$

$$u^* \equiv \left(\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - (1,744 \times \phi_s)}{(d_p^*)^{0,5}} \right)^{-1}; (0,5 < \phi_s \leq 1)$$

En el momento en el que en un lecho fluidizado la velocidad superficial supera a la velocidad terminal, es cuando empieza a haber un arrastre importante de la partícula sólida.

2.2.5.3 Burbujas

En un lecho fluidizado es importante conocer el flujo que se esta dando tanto en los sólidos como en el gas, en general se considera que hay 2 fases: la fase burbuja y la fase de emulsión, en donde el gas que pasa por las burbujas no se encuentra en una zona estanca ya que hay un continuo intercambio entre el gas y la emulsión.

La primera esta formada por burbujas que llevan consigo en su interior gas y que ascienden a lo largo del lecho, y la segunda fase esta formada por sólido y gas, en donde el gas asciende a una velocidad que coincide con las velocidad media ($u_f \equiv u_{mf} / \epsilon_{mf}$) a la que circula el gas por el interior del lecho en el estado de mínima fluidización.

Hay ocasiones en que se le añaden 2 fases más para comprender mejor el proceso: la fase estela y la fase nube: la primera se refiere a los sólidos que hay en el interior de la burbuja de gas y que son arrastrados en sentido ascendente, la segunda se forma alrededor de la burbuja en donde se produce un intercambio continuo de gas entre el interior y el exterior de la burbuja.

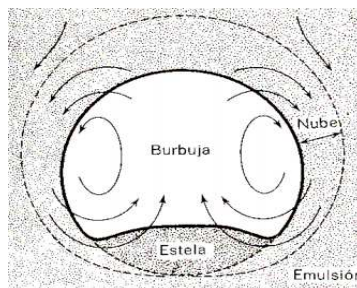


Figura 5. Forma y fases de las burbujas (Juan Conesa Ferrer y Rafael Font Montesinos, 2002)

El sólido del interior de la burbuja asciende con la burbuja pero después desciende en la emulsión provocando una agitación en el lecho, debido a este fenómeno el gas de la emulsión puede fluir en sentido ascendente o descendente con respecto a las paredes del lecho, esto puede provocar una retromezcla de gas suponiendo un inconveniente en ciertas aplicaciones.

Se puede dar el caso en el que haya una velocidad de mínima fluidización muy alta que puede ser mayor que la velocidad ascendente de las burbujas, en este caso la burbuja es una zona que ofrece menor resistencia al flujo de gas, por lo que el flujo de gas pasaría a través de la burbuja.

En este apartado cabe destacar el modelo de Davidson, en el cual se supone que:

- La burbuja de gas está libre de sólidos y es esférica.
- Cuando la burbuja asciende desplaza la fase emulsión, formada por partículas como si fuera un fluido incompresible.
- El flujo de gas en la fase emulsión se comporta como un fluido viscoso incompresible, por lo que la velocidad relativa entre el sólido y el gas satisface la ley de Darcy:

$$(u_{gas} - u_{sólido})_x \equiv -k \left(\frac{d_p}{d_x} \right)$$

Según este modelo, la presión en la parte inferior de la burbuja es menor que la presión del lecho que les rodea al contrario que en la parte superior, por lo que el gas fluye desde la parte inferior a la parte superior, donde el flujo de gas que va hacia arriba se puede calcular por la siguiente expresión:

$$Q(m^3 / s) \equiv 3 \times u_{mf} \times \pi \times R_b^2 \equiv 3 \times u_f \times \varepsilon_{mf} \times \pi \times R_b^2$$

Donde R_b es el radio de la burbuja.

A parte de este modelo existen otros modelos como por ejemplo el de Kunii-Levenspiel, el cual considera que el modelo de Davidson es válido solo si existe en la burbuja una nube. Según este modelo la velocidad relativa del sólido y del fluido en la emulsión es la misma que la velocidad de mínima fluidización, y a diferencia del modelo anterior este modelo considera que la velocidad de ascenso del gas a través de la burbuja es 3 veces la de mínima fluidización.

En los lechos fluidizados las burbujas pueden llegar a tener un tamaño considerable y estable, dicho tamaño se puede estimar en un punto determinado de la altura del lecho por las correlaciones propuestas por los autores Mori y Wen:

$$d_b \equiv db_{b0} + (d_{bm} - d_{b0}) \times (1 - e^{-0,3 \times Z/d_t})$$

Donde d_{b0} es el diámetro inicial de la burbuja, es decir, el que tiene justo por encima del distribuidor, d_{bm} es el diámetro máximo de la burbuja, el cual alcanzaría en un lecho de altura infinita, y d_t es el diámetro total de la placa distribuidora.

El diámetro máximo de la burbuja (d_{bm}) y el diámetro inicial (d_{b0}) también se pueden estimar mediante las siguientes expresiones:

$$d_{bm} \equiv 0,65 \times \left(\frac{\pi \times d_t^2 \times (u - u_{mf})}{4} \right)^{0,4}$$

Para flujos de gas bajos el diámetro inicial se puede calcular de la siguiente forma:

$$d_{b0} \equiv \frac{1,3}{g^{0,2}} \times \left(\frac{u - u_{mf}}{N_{or}} \right)^{0,4}$$

Pero si por el contrario los flujos de gas son altos, si calculáramos el diámetro de la burbuja con la ecuación anterior nos saldría que el diámetro de la burbuja saldría mayor que la

separación entre orificios, algo que es poco creíble, por lo que para este caso se calcula con la siguiente expresión:

$$d_{b0} \equiv \frac{2,78}{g} \times \left(\frac{u - u_{mf}}{1} \right)^2$$

Al igual que se puede estimar el tamaño de las burbujas, también se puede estimar su velocidad de ascenso (U_b), la cual también depende del tamaño de estas:

$$U_b \equiv 0,711 \times (g \times d_b)^{0,5} \times \varpi$$

Donde ϖ es 1 si $(d_b / d_t) \leq 0,125$ o $\varpi \equiv 1,2 \exp(-1,49 \times (d_b / d_t))$ si $0,125 < (d_b / d_t) < 0,6$, si esta relación supera a 0,6 se forma el slug, el cual es una burbuja grande que ocupa casi toda la sección del tubo donde se encuentra el lecho.

Cuando existen numerosas burbujas enlazadas, la velocidad de ascenso de estas es mayor que si estuvieran aisladas, ya que hay un flujo de gas neto ascendente, dicha velocidad se estima por la siguiente expresión:

$$U_b \equiv u - u_{mf} + 0,711 \times (g \times d_b)^{0,5}$$

A pesar de que hemos descrito estas ecuaciones, cabe destacar que existen más para realizar estos cálculos, y que estas ecuaciones representan un cierto margen de error ya que son estimaciones que se aproximan bastante a la realidad y que sirven para realizar un diseño y proporcionar así alguna idea.

Las burbujas también se pueden clasificar según su tamaño y forma, como vemos a continuación:

- a) Glóbulos asimétricos.
- b) Flat-nosed slugs.
- c) Glóbulos de pared.

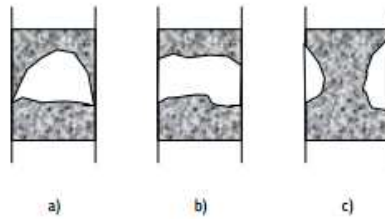


Figura 6. Comportamiento del lecho fluido con la velocidad (M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill, 2013)

2.2.5.4 Caracterización de partículas

En partículas irregulares más o menos esféricas, se considera que d_{sph} es el diámetro de una esfera perfecta que tuviera la misma relación superficie/volumen que la partícula real, con lo que el diámetro efectivo se define como:

$$d_{eff} \equiv d_{sph} \times \Phi_s$$

Por otro lado, Φ_s es la esfericidad de la partícula real, es decir, la relación entre la superficie de una esfera y la de una partícula con el mismo volumen.

Si tenemos un lecho en el que hay varios tamaños de partículas, se escoge un diámetro medio ($\overline{d_p}$) que se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$\overline{d_p} \equiv \frac{1}{\sum x_i / d_{pi}}$$

Donde x_i es la fracción másica de partículas correspondientes a un diámetro d_{pi} .

Por otra parte para obtener la superficie específica de un lecho se utiliza la siguiente expresión:

$$a \equiv \frac{6 \times (1 - \epsilon_m)}{\Phi_s \times d_{sph}}, \text{ donde } \epsilon_m \text{ es la fracción del lecho que está vacío.}$$

2.2.6 Placa distribuidora

Una placa distribuidora se utiliza para una adecuada fluidización del lecho distribuyendo uniformemente el fluido, para que no haya caminos preferenciales del fluido en el lecho, ya que si Δp_d es muy alta el coste de impulsión se dispara, pero si por el contrario es demasiado baja se van a producir caminos preferentes. Sobre la placa distribuidora se encuentra los sólidos que forman el lecho, ya que también hace de soporte del mismo. La función que ejerce el distribuidor son:

- 1) Distribución uniforme del gas en el lecho.
- 2) Prevención de la pérdida de sólido por el distribuidor.
- 3) Prevención de la atrición del sólido en los puntos de inyección del gas.
- 4) Completa fluidización desde el inicio del lecho sin la formación de zonas muertas en las cercanías del distribuidor.
- 5) Control de la formación de chorros durante la inyección del gas a través de los orificios del distribuidor.

Existe una gran variedad de distribuidores que las citaremos a continuación:

-Placas perforadas: son sencillas de fabricar pero presentan el inconveniente de que el sólido cae por los orificios de la placa cuando el lecho no está fluidizado, este tipo será el que se emplee en el proyecto.

-Redes de tuberías perforadas: adecuadas para grandes diámetros de lecho pero su diseño tiene que ser muy estricto para que el flujo del fluido sea homogéneo.

-Placas porosas: garantizan una buena distribución y son ideales para laboratorio, ya que no se aplican en industrias por problemas de costes.

-Placas de campana: son iguales que las que se utilizan en las columnas de destilación pero resultan ser caras.

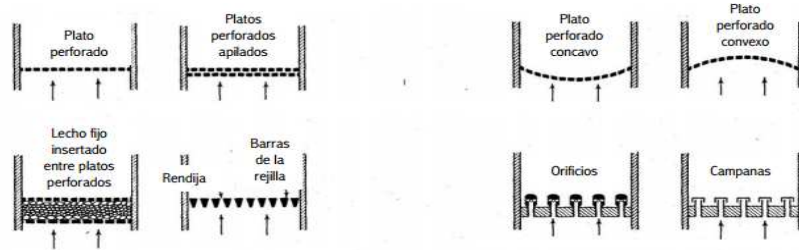


Figura 7. Comportamiento del lecho fluido con la velocidad (M.Iborra, J.Tejero, F.Cunill, 2013)

Para evitar caminos preferenciales del fluido la placa debe producir una cierta pérdida de carga, si el sólido se fluidiza correctamente con facilidad esta pérdida de carga puede ser disminuida para ahorrar costes de impulsión.

Para un adecuado diseño de un plato se hace de la forma siguiente:

-Para un adecuado funcionamiento del distribuidor se tiene que cumplir que:

$$\Delta P_d \cong (0,2 - 0,4) \Delta P_l$$

$$\Delta P_l \cong \frac{m \times g}{A} \cong \frac{\rho \times V \times (1 - \varepsilon) \times g}{A} \cong \rho \times h \times (1 - \varepsilon) \times g$$

-Se calcula el Reynolds:

$$Re \cong \frac{V \times \rho \times L}{\mu}$$

V= velocidad del gas

L=S^{0,5}; S= sección por donde pasa el fluido

μ= viscosidad del gas

ρ= densidad del gas

Con el resultado del Reynolds se obtiene el C_d a través de una tabla, este coeficiente lo utilizaremos para el cálculo de la velocidad del gas en el orificio, y se obtendrá el número de orificios por unidad de área.

$$U_{or} \equiv C_d \times \left(\frac{2 \times \Delta P d}{\rho g} \right)^{0.5}$$

$$N_{or} \equiv \frac{4 \times v}{\pi \times U_{or} \times d_{or}^2}$$

Una vez calculado el número de orificios se puede calcular la distancia entre ellos con las siguientes expresiones, según sea para distribución en forma rectangular o triangular:

-Forma rectangular

$$L_{or} \equiv \left(\frac{1}{N_{or}} \right)^{0.5}$$

-Forma triangular

$$L_{or} \equiv \left(\frac{2}{\sqrt{3} \times N_{or}} \right)^{0.5}$$

3. MEMORIA JUSTIFICATIVA

3.1 INTRODUCCIÓN

La memoria justificativa tratará de explicar el proyecto justificadamente, explicando en todo momento porqué se ha procedido a realizar la construcción y el diseño del reactor tal y como se explicará en los siguientes apartados, justificando todas aquellas decisiones desde el punto de vista que el lector lo entienda perfectamente.

Para explicar la memoria justificativa se dividirá en 2 apartados: la primera que tratara de la instalación del proyecto (tuberías, ventilador, filtro,...) y la segunda que se centrara en explicar todo lo relacionado al reactor de lecho fluido.

3.2 INSTALACIÓN

En este apartado se explicará todo lo relacionado con la instalación del aire que se va a introducir en el lecho, justificándolo en todo momento.

3.2.1 Introducción

En este apartado se tratará todo lo relacionado con el sistema de tuberías, válvulas y todos aquellos accesorios utilizados para el perfecto funcionamiento de la instalación.

Este apartado se detallará dividiéndolo en 3 subapartados:

- Subapartado 1: explicara todo lo relacionado al tramo que va desde la soplante hasta el riser, tanto para el tramo primario como para el secundario.
- Subapartado 2: se centrara en todo lo relacionado al tramo que va desde el compresor hasta el plenum del loop-seal.
- Subapartado3: se centrara en explicar todo lo relacionado al tramo que va desde el ciclón hasta el ambiente exterior.

3.2.2 Tramo soplante-plenum del riser

En este apartado se explicará todo lo relacionado con el tramo que va desde el ventilador primario y secundario hasta el plenum del riser.

3.2.2.1 Justificación del tramo

Se justificará todas las decisiones tomadas relacionadas con los tramos.

3.2.2.1.1 Tramo aire primario

Para regular el caudal que circula por la instalación se utilizará una válvula de bola, para ir variando el caudal de suministro en función de la curva descrita por el ventilador.

En este tramo se utilizará una tubería con un diámetro nominal de 100 mm, que desembocará en una Té del mismo diámetro, mediante 2 reducciones 100-63 mm se

conectarán 2 tramos de tuberías flexibles con un diámetro nominal de 60 mm, que se conectarán al plenum del riser.

Para medir el caudal se instalará un medidor de caudal después de la válvula de mariposa en la salida del ventilador, el cual irá conectado a una tarjeta de datos para poder visualizarlo mediante un computador, dicho medidor va conectado a una fuente de alimentación en el cuadro eléctrico para poder recibir la energía para su funcionamiento. A la hora de instalar el medidor de caudal, se practicó un orificio en la tubería para poder insertar una sonda de medición de volumen tipo anubar con pequeños orificios (que será por donde entre el aire a medir), y que irá conectado al dispositivo donde se visualiza la lectura mediante una tubería de presión flexible. Para hacer una correcta medida, la tubería donde va dispuesto el medidor debe de tener una longitud de tramo de tubería recta antes y después del medidor para que no se vea afectada la medida por el régimen de flujo u otra cualquier perturbación, las características del medidor se pueden ver en la ficha técnica del mismo.



Figura 1. Sonda de medidor de caudal y esquema de flujo

3.2.2.1.2 Tramo aire secundario

El secundario entrara al riser 30 cm por encima del plato distribuidor y 10 cm por encima de la boca de entrada del loop-seal, este tramo será el que nos introduzca una mayor pérdida de carga al tener más accesorios que los otros tramos.

El tramo que sale del ventilador tiene un diámetro de 100 mm, este tramo irá conectado a una Té del mismo diámetro, que dividirá el tramo en 2 ramas con un diámetro de 75 mm cada una conectadas a la Té mediante reducciones, dichas ramas se dividen mediante una Té en otras 2 ramas del mismo diámetro que serán las que se conecten al riser, en dichas ramas se van a disponer de válvulas de bola para regular el caudal de aire de entrada a la columna.

En el tramo que sale del ventilador vamos a disponer de una válvula de mariposa para regular el caudal de suministro principal, antes de dicha válvula vamos a disponer de un medidor de caudal y de presión de las mismas características que los descritos en el tramo primario.

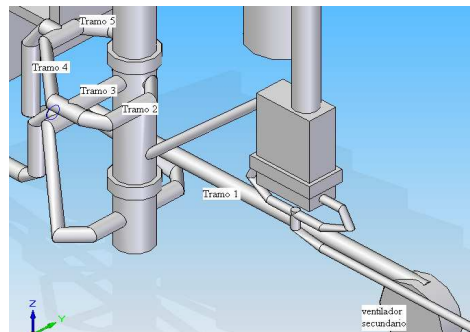


Figura 2. Tramo secundario diseñado en solid-edge

3.2.2.2 Condiciones de diseño

En este apartado se explicará en que parámetros nos hemos basado para realizar el diseño de los tramos.

3.2.2.2.1 Tramo aire primario

Las condiciones de diseño de este tramo son: que se trabajará con un caudal de aproximadamente $200 \text{ m}^3 / h$ y que a su vez el ventilador sea capaz de vencer una pérdida de carga de 90 mbar, que será la pérdida de carga que introduzca el lecho sólido, el plato distribuidor y el resto de la columna más el ciclón.

En este tramo disponemos de una soplante la cual es capaz de suministrar un caudal de $270 \text{ m}^3 / h$ y una pérdida de carga de entre 300-10 mbar (ver gráfica anexo I).

El diámetro de la tubería iba a ser de 50 mm, pero se estudió que la pérdida de carga de la instalación era altísima, por lo que se decidió aumentar el diámetro nominal y utilizar tuberías flexibles para disminuir el uso de accesorios y la pérdida de carga de la instalación hasta aproximadamente 10 mbar.

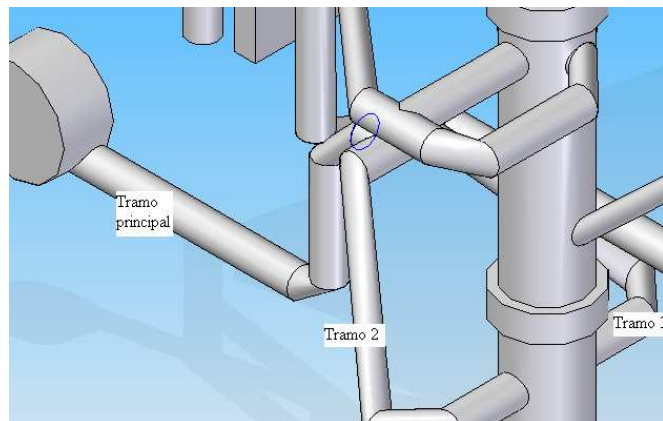


Figura 3. Tramo primario diseñado en solid-edge

3.2.2.2.2 Tramo aire secundario

Para este tramo las condiciones de diseño son: se tiene que trabajar con un caudal de aproximadamente $300 \text{ m}^3 / h$. En este tramo dispondremos de una soplante capaz de suministrar un caudal de hasta $900 \text{ m}^3 / h$ con una pérdida de carga de entre 75-55 mbar

(ver gráfica en anexo 1), el cual debe ser válido ya que esta soplante no tiene que vencer tanta pérdida de carga como la anterior debido a que el aire secundario no pasa por el plato ni el plenum ya que se introduce a unos 30 cm por encima del plato distribuidor. Al igual que en el tramo anterior se tuvo que variar el diámetro de las tuberías y el material ya que la pérdida de carga era altísima y había que disminuirla hasta aproximadamente 9 mbar.

3.2.3 Tramo compresor-plenum (loop-seal)

En este apartado se tratará sobre el tramo que va desde el compresor hacia el plenum.

3.2.3.1 Justificación del tramo

En este tramo se introduce aire comprimido en el plenum del loop-seal, a partir de un plato distribuidor para favorecer el movimiento del material dentro del loop-seal, y no quede estancado por el área de paso.

Para ello se dispone de un compresor que será el encargado de suministrar el aire comprimido, a la salida del compresor disponemos de un manorreductor y a la vez filtro (para eliminar la humedad del aire proveniente del compresor) para regular la presión del aire comprimido como se ha dicho anteriormente. El tramo principal se dividirá en 2 tramos mediante una Té, donde en cada una de las ramas se dispondrá de un rotámetro y una válvula para medir y regular el caudal de aire comprimido que vamos a suministrar al loop-seal, ya que cada tramo irá conectado a un compartimento del plenum del loop-seal, ya que el plenum se dividirá en 2 compartimentos iguales.

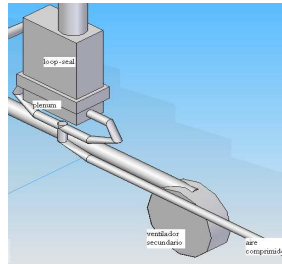


Figura 4. Tramo compresor-plenum loop-seal diseñado en solid-edge

3.2.3.2 Condiciones de diseño

El diseño de la tubería principal flexible se ha calculado como se describe en la memoria de cálculo para un caudal base de 67,5 m³/h y una velocidad de aproximadamente 20 m/s, la cual tiene un diámetro interior de 3,2 cm, este tramo se dividirá en 2 tramos del mismo diámetro y del mismo material, donde tendremos un caudal de 33,75 m³/h y una velocidad de 11 m/s.

Esta tubería ira conectada a un manoreductor el cual puede variar la presión de suministro y de filtro de la humedad que pueda llevar el aire comprimido, el manoreductor va conectado a una válvula la cual está instalada en la tubería de suministro de aire comprimido. Cada tramo va a constar de un rotámetro de 0-35 Nm³/h con una válvula de bola para regular el caudal de aire comprimido y así poder estudiar el comportamiento del sistema cuando entre aire por una cámara o por otra.

3.2.4 Tramo ciclón-exterior

Este apartado tratará sobre el tramo que va desde la salida del ciclón hacia el ambiente exterior.

3.2.4.1 Justificación del tramo

La tubería acoplada al ciclón va a constar de 4 mangas con un diámetro de 70 mm y una longitud de 500 mm (las características se puede visualizar en la ficha técnica), para separar aquellas partículas finas en suspensión que el ciclón no elimina de la corriente de aire. La tubería se conecta con el ciclón mediante un codo de 90 °, para disponer las mangas en la tubería se le ha realizado 4 orificios a la tubería de 50 mm de diámetro, en los cuales ha sido pegada una boca de PVC para que la manga se pueda acoplar con unas abrazaderas.

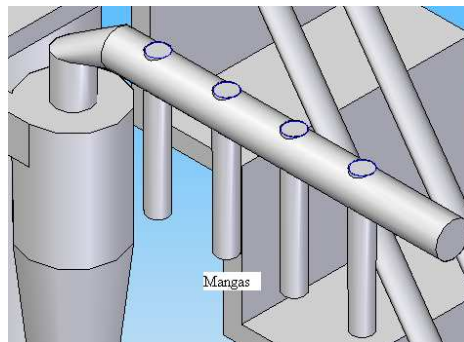


Figura 5. Tramo que va desde la salida del ciclón hasta el exterior diseñado en solid-edge

3.2.4.2 Condiciones de diseño

El diámetro de esta tubería se ha calculado sabiendo que el caudal de aire que se introduce ($500 \text{ m}^3 / \text{h}$) al lecho fluido, tendrá que ser el mismo caudal que sale del ciclón, con una velocidad estimada de 25 m/s, la cual tiene un diámetro interior de 84 mm. También el diámetro de este tramo se ha escogido intentando escoger aquel que mejor se acoplara a la salida del ciclón (ya que al ser de distintos materiales el ciclón y la tubería acoplada, no están regidas por las mismas normas de diámetro) y que provocara la menor pérdida de carga posible.

3.3 REACTOR DE LECHO FLUIDO

En este apartado se tratará sobre el reactor de lecho fluido, donde para explicarlo se dividirá en las diferentes partes que lo compone, explicando cada una de ellas.

3.3.1 Introducción

La columna de lecho fluido construida en metacrilato, se va a utilizar para estudiar todo lo relevante a la fluidodinamica de las partículas sólidas, ya que en cuyo interior será por donde se desplace el lecho.

Al equipo se le introducirá aire por distintas partes de la columna, para que las partículas puedan fluir y así poder estudiar sus diversas propiedades, el aire quedará exento de sólidos (como ya veremos mas adelante) mediante un ciclón, y posteriormente unas mangas para eliminar los finos.

El reactor se explicará dividiéndolo en sus diferentes partes (riser, downcomer, loop-seal y ciclón) para un mejor entendimiento del proyecto.

3.3.2 Riser

Este apartado tratará sobre el riser, que es por donde se fluidiza el lecho.

3.3.2.1 Justificación del riser

El riser es un conducto cilíndrico de metacrilato de 5,75 m de altura (con posibilidad de variar ya que se quiere estudiar como varía el comportamiento del lecho al variar la altura de la columna), la cual se ha establecido atendiendo a razones de dimensiones del laboratorio, para poder manipular con una mayor comodidad, ya que esta altura se ha

establecido para que los tramos en que se divide la columna, sean fáciles de extraer y de acoplar mediante la escalera que tenemos en el laboratorio.

El conducto se divide en: 3 tramos de 1 m, 1 de 2 m, 1 de 0,25 m (por donde se introduce el aire primario) y otro de 0,5 m (por donde se introduce el aire secundario), el cual irá unido al loop-seal por un conducto flexible de 50 mm de diámetro.

Para las uniones de los diferentes tramos se utilizarán unas bridas de metacrilato pegadas a los conductos, que irán unidas mediante tornillos junto con una junta de goma para evitar que haya fuga de aire en la unión.

Para evitar que la columna se desestabilice, está sujeta por unas abrazaderas que están soldadas a una estructura de hierro soldada a la escalera, dicha estructura también sirve para soportar el peso de la columna y así evitar que todo el peso de la columna recaiga sobre la mesa donde va apoyada dicha columna.

3.3.2.2 Justificación del plato

En el fondo del riser tenemos un plato distribuidor de 0,4 cm de grosor, el cual se puede variar sin muchas consecuencias, pero debe ser lo bastante grande para evitar que el plato se doble o se fracture. El número de orificios es de 200 con un diámetro cada uno de 3 mm en arreglo triangular y que provocará una pérdida de carga de 22,5 mbar aproximadamente con un caudal de 200 m³/h. El plato servirá para distribuir el aire primario, por encima del cual pondremos una malla metálica fina de 200 mm de luz para que no caiga sólido al plenum.

La boca de entrada del sólido que proviene del loop-seal se ha puesto 10 cm por encima del plato para evitar perturbaciones en el flujo y cualquier error que se pudiera producir en las medidas.

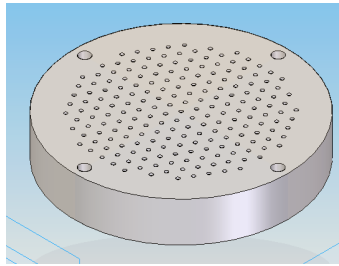


Figura 6. Plato del riser diseñado en solid-edge

3.3.2.3 Justificación del plenum (riser)

El plenum del riser será un conducto cilíndrico con el mismo diámetro que el riser (15 cm), esta parte del riser sirve para suministrar con una perfecta distribución el aire al plato distribuidor, ya que será por donde el entre el aire primario. El diseño del plenum se hizo según unos criterios que se tomaron, los cuales fueron que entre el centro de la superficie de entrada del aire y el plato distribuidor tiene que haber una distancia de unos 15 o 20 cm, y que la distancia que hay entre el centro de la superficie de entrada del aire y el fondo del plenum tiene que haber una distancia de unos 5 cm. El aire entrará al plenum repartido por 2 orificios, los cuales tienen un diámetro de 5 cm, el diseño se ha hecho para un caudal de unos 200 m³/h estableciendo una pérdida de carga de 25 mbar. La altura total del plenum será de unos 25 cm.

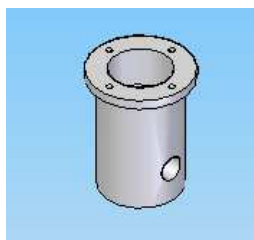


Figura 7. Plenum del riser diseñado en solid-edge

3.3.2.4 Condiciones de diseño

El diseño de la columna se basa en la estimación de establecer un diámetro de la columna de 15 cm, para tener una referencia sobre cuanto caudal de aire (caudal de aire primario junto con caudal de aire secundario) pasaría por la columna se estableció un valor base de velocidad del aire cuyo valor es 4,5 m/s ($287 \text{ m}^3 / \text{h}$), ya que los ventiladores deben de suministrar un caudal en donde la velocidad en la columna sea de entre 4 y 6 m/s, donde al menos hemos tomado un valor máximo de 7,86 m/s ($500 \text{ m}^3 / \text{h}$) para tomar un límite superior de los ventiladores..

El caudal de referencia que tenemos es en torno a $290 \text{ m}^3 / \text{h}$, este caudal variara ya que se hará pruebas para diferentes caudales de aire.

3.3.2.5 Condiciones de diseño del conducto riser-ciclón

Para establecer las dimensiones del conducto que va desde el riser al ciclón, se establece que el gas en el conducto tiene una velocidad de 20 m/s y un caudal de $290 \text{ m}^3 / \text{h}$, con estos 2 datos podemos calcular su diámetro con la formula del área del conducto, el cual es de 7,2 cm como veremos en la memoria de cálculo. Para saber el largo sabemos que entre el riser y el eje central del ciclón habrá una distancia de 45 cm, sabiendo que el diámetro medio del ciclón es de 10'5 cm, tendremos un largo de 34,5 cm.

Cabe destacar que el tramo de arriba del riser y el principio del conducto que va desde el riser al ciclón se hará como una pieza única, esta pieza única se unirá al conducto que va incorporado en el ciclón mediante bridas de metacrilato.

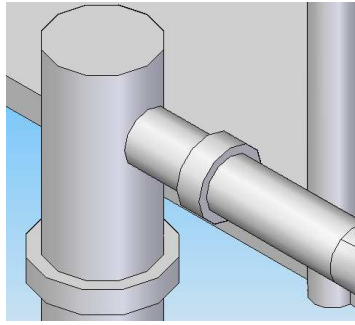


Figura 8. Conducto riser-ciclón diseñado en solid-edge

3.3.3 Ciclón

Este apartado hablará sobre el ciclón, que se va a encargar de separar las partículas sólidas del flujo de aire proveniente del riser.

3.3.3.1 Justificación del ciclón

El ciclón de metacrilato de tipo convencional, será el encargado de separar las partículas sólidas de la corriente de aire que proviene del riser como aquella que pudiera provenir del downcomer, el aire en el ciclón entra de forma tangencial y sale de forma axial, después del ciclón se ha puesto un filtro para eliminar aquellas partículas sólidas finas que el ciclón no ha sido capaz de separar.

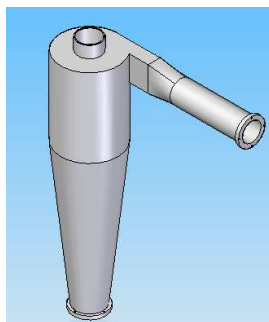


Figura 9. Ciclón convencional diseñado en solid-edge

3.3.3.2 Condiciones de diseño

Para el diseño del ciclón se parte de dos datos: la velocidad de entrada al ciclón y el caudal de aire a la entrada. La velocidad se estima considerando que es una velocidad normal de entrada, ya que no debe de ser muy alta ni muy baja (15-27 m/s), debido a que puede haber problemas de partículas sedimentadas o que se vuelvan a resuspender aquellas que ya estaban colectadas.

El caudal estimado ($290 \text{ m}^3 / \text{h}$) será el mismo que se estimó en el riser, con estos datos se sabe el área de entrada del ciclón. Conociendo este dato ya se puede calcular todas sus dimensiones a través de las relaciones suministradas por las fuentes nombradas en el anexo, todos estos cálculos vienen más detallados en la memoria de cálculo.

La pérdida de carga en el ciclón se calcula usando correlaciones experimentales como puede ser la de **Perry (1988)**:

$$\Delta P_{\text{ciclón}} \equiv 0,013 \times \rho_g \times v_{\text{entradaal ciclón}}^2$$

Donde la densidad del gas está en lb/ft^3 , la velocidad en ft/s y la pérdida de carga se obtiene en pulgadas de agua. Realizando los cambios de unidades necesarios y modificando la ecuación anterior se puede expresar la pérdida de carga del ciclón de la siguiente forma:

$$\Delta P_{\text{ciclón}} \equiv k_{\text{ciclón}} \times \rho_g \times v_{\text{riser}}^2$$

3.3.4 Downcomer (standpipe)

Este apartado tratará sobre el downcomer, que es por donde caen las partículas sólidas dirigiéndose hacia la cámara de suministro del loop-seal.

3.3.4.1 Justificación del downcomer

El downcomer se trata de un conducto cilíndrico de metacrilato unido al ciclón y que será el encargado de conducir las partículas sólidas hacia el loop-seal, en el cual se formara un lecho de sólidos, dicho lecho ocupará el loop-seal y parte del downcomer.

El conducto se va a dividir en varios tramos: 1 tramo de 1 metro, 1 tramo de 2 metros, 1 tramo de 0,88 m y un último de 0,19 m, dichos tramos también ira unidos por bridas de metacrilato.

3.3.4.2 Condiciones de diseño

El conducto tiene una altura de 3,71 metros y un diámetro de 10 cm, ya que se asumió que su diámetro iba a ser 1,5 veces menor que el diámetro del riser. Su altura se cálculo teniendo en cuenta la altura que iba a tener el loop-seal junto con el plenum, y el ángulo que tenía el conducto que recirculaba el sólido del loop-seal al riser.

3.3.5 Medidor indirecto de flujo de sólidos

Este apartado tratará sobre el medidor de flujo indirecto, el cual no esta dispuesto actualmente en el reactor ya que queda pendiente para un futuro.

3.3.5.1 Justificación del medidor

En el downcomer utilizaremos un conducto de pequeño diámetro de metacrilato para medir el flujo de sólidos que provenga del ciclón, se utilizarán 2 válvulas de bola (V1 y V2) y 1 tajadera (V3) (dispuesta en el downcomer). La función de este dispositivo es medir el caudal de sólido que circula por la columna, dicha válvula tajadera se utilizará para cerrar la circulación del sólido por el downcomer, las otras 2 válvulas de bolas (V1 y V2) que se sitúan a la entrada y a la salida de la columna, se utilizarán para abrir y cerrar el paso del material sólido por el conducto donde se va a ir acumulando. Al cerrar la válvula V1 y tajadera y abrir la V2, el material se irá acumulando en el medidor y se medirá el tiempo que tarda en alcanzar una cierta altura en la columna, sabiendo la altura del lecho formado, el diámetro de la columna, el tiempo, la porosidad del lecho y la densidad de material podemos saber el caudal que circula por el sistema. El medidor de caudal se situará en el tramo que tiene 2 metros de longitud, ya que se tendrá una columna con una altura en la que sea cómodo de medir la altura del lecho y con el mínimo error de tiempo. No se debe tardar mucho en medir ya que esto podría provocar interferencias en el proceso del sistema, debido a que podría alterar el régimen de flujo del sólido. Sin embargo este procedimiento no se ha realizado debido a la dificultad que nos presenta el metacrilato por su fragilidad y rigidez a la hora de trabajar con él, sobre todo a la hora de hacer los orificios de entrada y salida del sólido en el downcomer los cuales representan mucha dificultad, aunque queda pendiente para un futuro la realización de este dispositivo.

El tramo de 2 metros donde irá situado el medidor de caudal se colocará por encima del tramo de 0,88 metro que irá conectado al loop-seal, ya que en el downcomer se formará un lecho con una cierta altura, por lo que el medidor hay que colocarlo más alto del lecho

formado para que cuando al cerrar la tajadera no nos afecte al flujo de sólidos que entrarán en el medidor.

Una forma de comprobar si el flujo de sólidos obtenido es válido, es a partir de medidas de presión que se pueden tomar en el lecho, calculando la masa de sólidos que hay en un tramo de riser de área y altura conocidas. Sabiendo la pérdida de carga en ese tramo, la masa se calculará de la siguiente forma:

$$M = \frac{\Delta P \cdot A_r}{g}$$

Como se conoce el área y la altura del tramo donde hemos realizado las medidas de las presiones, se puede calcular su volumen y por consiguiente la concentración de sólidos que hay en ese tramo escogido a través de la siguiente ecuación:

$$C = \frac{M}{\text{Volumen}}$$

Conociendo el caudal de gas que está circulando por el riser en ese momento, el flujo de sólidos se determinaría según la siguiente expresión:

$$G_s = \frac{Q \cdot C}{A_r}$$

El procedimiento seguido por **Yao et al. (2011)** es parecido al nuestro, ya que midieron el tiempo de acumulación de sólidos a una cierta altura del downcomer tras un cierre repentino de la válvula del mismo. El inconveniente de este método como se ha dicho anteriormente es las interferencias que va a sufrir el flujo de sólidos.

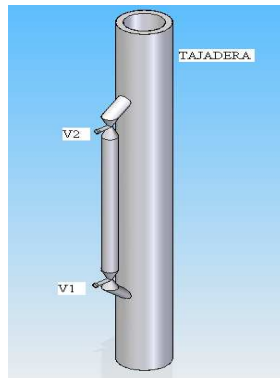


Figura 10. Dispositivo para medir el flujo de sólidos diseñado en solid-edge

3.3.5.2 Condiciones de diseño

Las dimensiones del medidor de caudal se estimaron en unos 3 cm de diámetro y 1,5 m de alto, ya que el llenado tiene que ser rápido para no alterar la fluidodinámica del proceso, y a la vez ser lo bastante lento para que se pueda cronometrar cómodamente el tiempo que tarda en alcanzar una cierta altura.

Los conductos de entrada y salida al medidor son del mismo diámetro e irán conectados al downcomer con un ángulo de inclinación de 45°.

3.3.6 Loop-seal

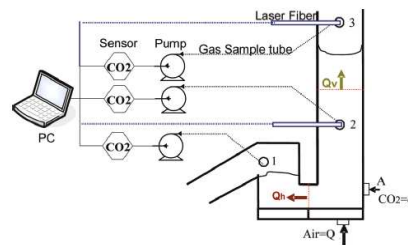
El loop-seal se encargará de cerrar el sistema y recirculará las partículas hacia el riser.

3.3.6.1 Justificación del loop-seal

El loop-seal es una válvula mecánica construida en metacrilato que se divide en 2 compartimentos (cámara de sellado y cámara de reciclaje) conectados por una abertura. Por dicha abertura irá pasando el material de la cámara de sellado (en dicha cámara se formará el lecho que ocupará parte del downcomer) a la cámara de reciclaje ayudado por el aire

suministrado por el compresor a través del plato distribuidor. El material sólido se irá acumulando hasta tal punto que el material sólido rebose en la cámara de reciclo y fluya ayudado por el aire del compresor hasta el riser, a través del conducto flexible.

Un detalle a tener en cuenta en el loop-seal es cómo se producía el reparto de gas en la cámara de suministro y en la cámara de reciclo, **Yao et al. (2011)** propusieron una manera de saber como se reparte el gas entre las 2 cámaras utilizando trazas de CO₂ de alta pureza. El procedimiento consistía en introducir CO₂ en A (Figura 7) y medir la concentración del mismo con una sonda en 1 y 3 una vez que el sistema estuviese en funcionamiento.



Realizando un balance de gas en el sistema junto con los caudales volumétricos que se introducen, se obtienen las siguientes expresiones:

$$Q_V + Q_H = Q + q$$

$$Q_V \cdot C_{CO_2_3} + Q_H \cdot C_{CO_2_1} = q$$

Midiendo la concentración de CO₂ en 1 y en 3 con las sondas se puede resolver estas 2 ecuaciones, y se obtendrá la cantidad de flujo volumétrico de gas que se dirige hacia el downcomer y la cantidad de flujo volumétrico que se dirige hacia la cámara de reciclo.

Otro dato a tener en cuenta es determinar si la entrada de gas se va a realizar en la cámara de suministro o en la cámara de reciclo. **Yeng y Basu (1999)** y **Yang et al. (2009)** ensayaron las 2 formas por donde introducir el gas y se llegó a la conclusión de que la entrada por la cámara de suministro ofrece mejores resultados. Para comprobar esta

conclusión, midieron el flujo de sólidos que se obtenía cuando se introducía aire por cada una de las entradas y se pudo afirmar que cuando la entrada de aire que se utiliza es la de la cámara de suministro el flujo de sólidos que se obtiene es mayor. Este efecto se comprobará en el laboratorio ya que el sistema tiene entrada de aire en ambas cámaras.

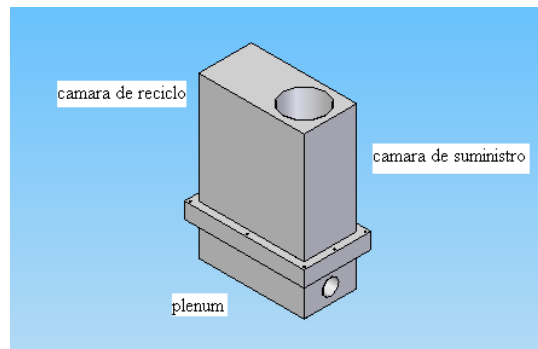


Figura 11. Plenum y loop-seal diseñado en solid-edge

3.3.6.2 Justificación del plato y el plenum

El loop-seal tendrá un plenum dividido en 2 compartimentos de igual área para poder distribuir el aire perfectamente al plato distribuidor que será el que distribuya el aire comprimido a la cámara de reciclaje y a la cámara de suministro por cualquiera de los 2 compartimentos, ya que por cualquiera de estos 2 compartimentos será por donde se introduzca el suministro de aire comprimido. Por encima del compartimento hay un plato distribuidor de 40 orificios con 2 mm de diámetro cada orificio, introduciendo una pérdida de carga de 35 mbar el total del plato, diseñado para un caudal de $30m^3 / h$ y una velocidad de del gas de 0,27 m/s. Por encima del plato pondremos una malla de alambre fino de 200 mm de luz (con una pérdida de carga despreciable ya que tiene numerosos orificios) para que no caiga el material sólido al plenum. El espesor del plato mínimo tiene que ser 0,4 cm,

aunque se puede variar sin muchas consecuencias siempre y cuando el grosor sea lo bastante grande para evitar posibles fracturas o que se pueda doblar el plato.

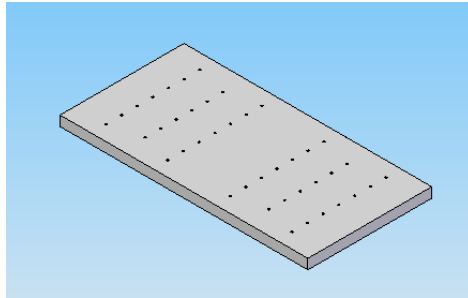


Figura 12. Plato distribuidor del loop-seal diseñado en solid-edge

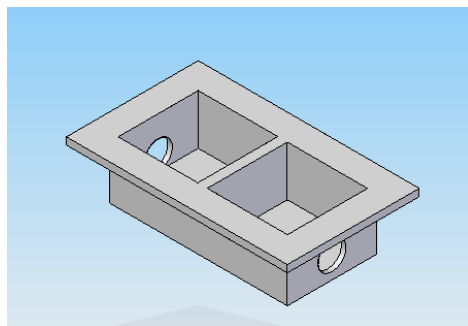


Figura 13. Plenum del loop-seal diseñado en solid-edge

3.3.6.3 Justificación de placa que regula la abertura

En el loop-seal para poder realizar más pruebas de como varía la pérdida de carga, se pondrá una placa de metacrilato que consta de 5 orificios para atornillarla a la placa que divide el loop-seal en 2 compartimentos. La placa se irá cambiando de posición (hacia arriba o hacia abajo) variando la apertura del orificio por donde pasa el material en el loop-seal. Se realizarán pruebas y mediciones para ver cómo puede afectar la variación de esta apertura a la pérdida de carga.

La placa tendrá el mismo ancho del loop-seal (12,5 cm) y un alto de 15 cm, los orificios se situarán en la parte superior de la placa ya que no puede pasar aire a través de los orificios, debido a que se cometería error en la medida. Entre los orificios hemos asumido sin ningún criterio que habrá una separación de 1,5 cm así podremos hacer pruebas para aberturas de 1'5, 3, 4'5, 6 y 7'5 cm.

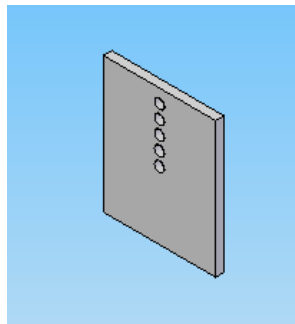


Figura 14. Placa reguladora de paso del material en el loop-seal

3.3.6.4 Justificación del conducto cámara de reciclo-riser

Para la elección del diámetro del conducto flexible que llevara al material desde la cámara de reciclo hasta el riser y así quedar cerrado al sistema, se ha escogido un diámetro de 50 mm para que haya un perfecto flujo de sólidos y no se aglomeren ni se atasquen. Se ha escogido flexible para que la unión con el loop-seal y el riser sea más fácil y cómoda por posibilidad de fractura del metacrilato. El largo de este conducto es de 45 cm.

Este conducto tiene que tener un ángulo de inclinación con respecto a la conexión con el riser de aproximadamente 60°, por lo que tendremos que elevar el loop-seal unos 80 cm para que tenga tal ángulo el conducto.

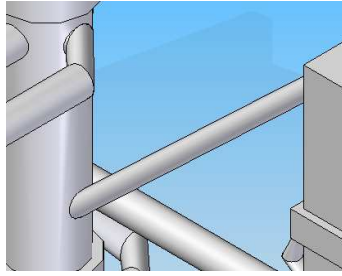


Figura 15. Conducto riser-loop-seal diseñado en solid-edge

3.3.6.5 Condiciones de diseño

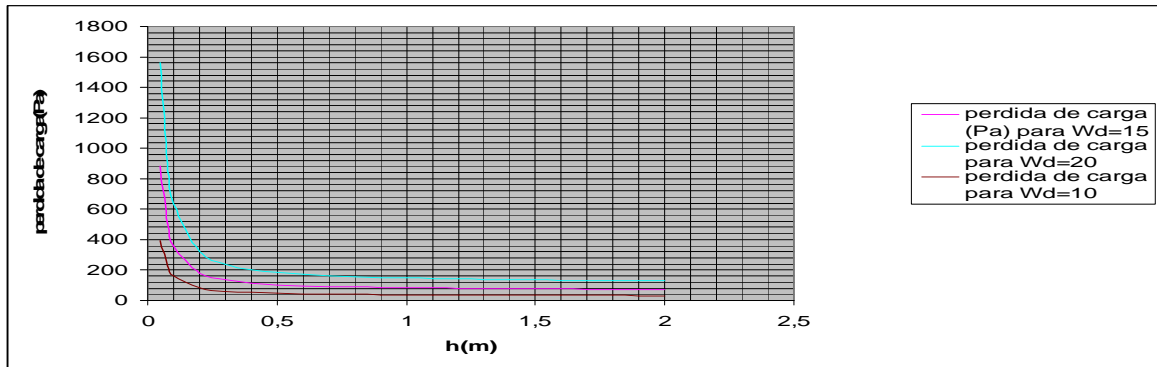
Para el diseño del loop-seal se han tenido en cuenta los criterios y las teorías de las fluctuaciones y otras expresiones tomadas de literaturas descritas en el anexo. Son expresiones basadas en pruebas realizadas que resultaron ser válidas y aceptables, viendo que los resultados obtenidos entran dentro de los criterios tomados (dichas formulas vienen recogidas en la memoria de cálculo).

Para el cálculo de la abertura de paso del sólido nos basamos en una fuente o artículo descrito en el anexo, en la cual a través de varios experimentos y pruebas establecieron una fórmula donde se relacionaba la altura de la abertura con la pérdida de carga de la misma, dicha fórmula es la siguiente:

$$W_d = C_{s0} \varepsilon^{2.35} m \left(\frac{2\rho_s(1-\varepsilon)\Delta P_o}{1-m^2} \right)^{0.5}$$
$$m \equiv \frac{2 \times h \times w}{h+w}$$

Lo que se hizo fue representar una gráfica de la pérdida de carga frente a la altura, dándole valores a la altura. La gráfica que salió era una asíntota descendente, donde conforme iba aumentando la altura la pérdida de carga iba disminuyendo hasta que llegase a una altura

donde la pérdida de carga se mantuviera constante. La altura que se tomaría sería aquella correspondiente al primer punto en el cual la pérdida de carga se mantiene constante.



Como se puede observar se estabiliza en un punto en el cual la altura es demasiado grande, incluso se comprobó como variaba para distinto flujos de sólido pero seguía siendo grande (55 cm). Con tal altura se adquiere el comportamiento de un depósito y que no se estrangule bien el material para que este pueda fluir adecuadamente.

Entonces se decidió diseñar la altura entre 5 y 10 cm, ya que tienen una pérdida de carga aceptable comprendida entre 4 y 2 mbar, por lo que se asumió un valor intermedio para una pérdida de carga de 3 mbar con una altura de 7,5 cm, la cual es una altura aceptable para que el material fluya adecuadamente.

Para calcular la altura de la cámara de reciclaje debe de hacerse de forma que se evite que el aire que proviene del riser se by-pasee, por lo que se ha asumido que el lecho de material que se forme en la cámara de reciclaje debe de provocar una pérdida de carga en torno a 10 mbar. Para ello se ha calculado que la altura del lecho que se va a formar tiene que ser de 17,5 cm como veremos en la memoria de cálculo, con este resultado el total de la altura de la cámara de reciclaje será de 17,5 cm.

3.4 Instrumentación

Para medir la presión disponemos de 3 medidores de presión (yokogawa), los cuales irán conectados a la tarjeta de datos para así poder visualizar las medidas de presión en el computador, los medidores de presión también irán conectado a la fuente de alimentación en el cuadro eléctrico para poder recibir energía eléctrica. Para realizar la medida de presión el medidor de presión va conectado a una conexión rápida insertada en la tubería mediante un orificio, y que mandarían la información a los sensores de los medidores, la disposición de estos elementos se puede ver en la siguiente figura:

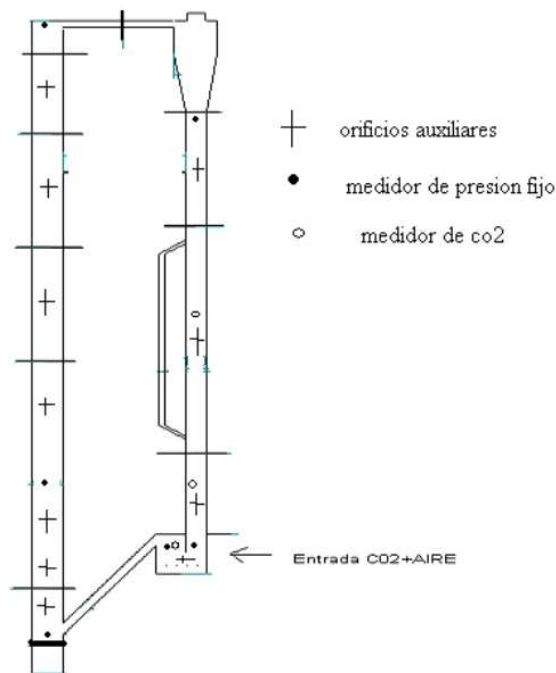


Figura 16. Diagrama de toma de presiones

4. MEMORIA DE CÁLCULOS

4.1 INTRODUCCIÓN

En esta memoria se explicará detalladamente todos los cálculos realizados en el diseño del reactor, de sus instalaciones y de todas aquellas estimaciones necesarias que han sido tomadas.

Para explicar todos los cálculos del proyecto lo dividiremos en 2 apartados: el primero que explicará todo lo relacionado a la instalación del proyecto (tuberías, ventilador, filtro,...) y la segunda que se centrará en explicar todo aquello relevante con el reactor de lecho fluido.

4.2 INSTALACIÓN

Este apartado tratará sobre los cálculos realizados de las instalaciones del aire.

4.2.1 Introducción

En este apartado se tratará de todos los cálculos relacionados con el sistema de tuberías, válvulas y todos aquellos accesorios utilizados para el perfecto funcionamiento del reactor y de la instalación del aire.

Este apartado se explicará dividiéndolo en 3 subapartados:

- Subapartado 1: explicará todo lo relacionado al tramo que va desde la soplante hasta el plenum del riser.
- Subapartado 2: se centrará en todo lo relacionado al tramo que va desde el compresor hasta el plenum del loop-seal.
- Subapartado 3: se centrará en explicar todo lo relacionado al tramo que va desde la salida del ciclón hasta el ambiente exterior.

4.2.2 Tramo ventilador-riser

Este apartado se encargará de explicar todos los cálculos relacionados con el tramo que va desde el ventilador primario y secundario hasta el plenum del riser.

4.2.2.1 Tramo primario

Se explicará los cálculos referentes al tramo primario

4.2.2.1.1 Introducción

Para el cálculo de la velocidad de la tubería en el tramo primario, utilizamos la formula $A \equiv Q/v$, donde el área lo sacamos de la formula $A \equiv (\pi/4) \times d^2$. A la salida del ventilador vamos a tener una tubería con un diámetro interior de 9,4 cm, con este diámetro

obtenemos un área de $6,94 \times 10^{-3} \text{ m}^2$. Estimando un caudal máximo de trabajo de $160 \text{ m}^3/\text{h}$ obtenemos una velocidad de $6,4 \text{ m/s}$ en el tramo principal, donde este caudal será el máximo ya que se hizo pruebas con el ventilador resultando que para vencer la pérdida de carga requerida se tenía que operar con un caudal igual o menor a $160 \text{ m}^3/\text{h}$ (ver gráfica anexo 1), ya que la curva de la soplante descrita por el fabricante era totalmente diferente a la real como se puede ver en el anexo 1. A la hora de trabajar con un caudal menor, se debe de tener en cuenta que el medidor de caudal dispuesto en la tubería no puede medir correctamente cuando la velocidad del gas en el conducto es igual o menor de 5 m/s , o lo que es lo mismo no puede medir correctamente con caudales iguales o menores de $125 \text{ m}^3/\text{h}$.

Este tramo como se explica en la memoria justificativa se divide en 2 tramos de 6 cm de diámetro interior mediante una Té, con este diámetro sabemos que tiene un área de $2,83 \times 10^{-3} \text{ m}^2$, sabiendo que en cada tramo tendremos la mitad del caudal total ($80 \text{ m}^3/\text{h}$), tendremos una velocidad de $7,86 \text{ m/s}$ en cada tramo la cual es una velocidad aceptable ya que no es muy alta. Estos valores de velocidad nos indican que hemos escogido unos diámetros de tuberías aceptables, ya que los valores entran dentro del rango de velocidades aceptables.

4.2.2.1.2 Pérdida de carga

Para calcular la pérdida de carga de todo este tramo, nos hemos basado en una hoja de Excel la cual estaba programada para calcular la pérdida de carga a partir de la ecuación de Darcy en función de los datos (diámetro de tubería, accesorios, longitud de tramo, reducciones....) que nosotros introduzcamos, aunque lo explicaremos detallando los

cálculos para su mejor entendimiento. Introduciendo nuestros datos obtenemos que este tramo tenga una pérdida de carga de 10 mbar.

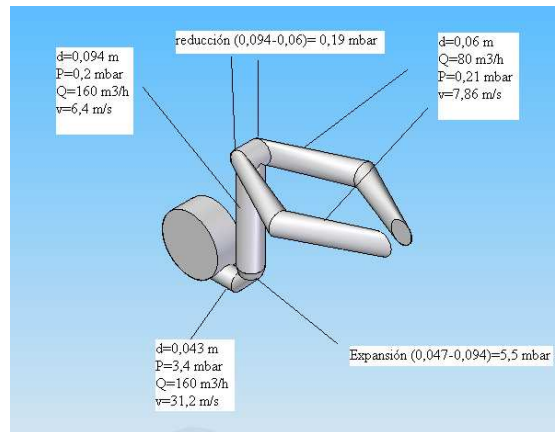


Figura 1. Tramo de aire primario diseñado en solid-edge

Primero se calcula la pérdida de carga del tramo principal:

Se parte de unos datos de partida: v (velocidad)=6,4 m/s, para un caudal de $160\text{ m}^3/\text{h}$, ya que es el máximo caudal que va a circular en este tramo, ρ (densidad aire a 25 °C Y 1 atm)=1,2 kg/m³, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)= $1,83 \times 10^{-5}$ y d (diámetro del conducto)=0,094

Se calcula con estos datos el número de Reynolds:

$$Re \equiv \frac{\rho \times v \times d}{\mu} \equiv \frac{1,2 \times 6,4 \times 0,094}{1,83 \times 10^{-5}} \equiv 4 \times 10^4$$

Después se calcula la rugosidad relativa de la tubería en función de su diámetro y del material que esta fabricada, en este caso PVC.

Obtenemos la rugosidad relativa de la manera siguiente:

$$\varepsilon \equiv \frac{k}{d} \equiv 0,0015$$

Sabiendo la rugosidad relativa y el número de Reynolds se puede saber el factor de fricción, obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody indicada en el anexo.

Se obtiene un factor de fricción de 0,022, se utilizará 1,5 m de tubería en tramo recto, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación, las cuales están sacadas del recuadro indicado en el anexo.

1 uniones en T: $Leq=2,6$ m

Todos estos datos obtenidos se utilizan en la siguiente ecuación para calcular la pérdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv \frac{4 \times f \times (L + Leq) \times v^2}{2 \times d \times g} \equiv \frac{0,022 \times (2,6 + 1,5) \times 6,4^2}{2 \times 0,094 \times 9,8} \equiv 2 \text{ m.c. aire}$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$$\Delta P \equiv g \times \rho(\text{aire}) \times h(\text{m.c. aire}) \equiv 9,8 \times 1,2 \times 2 \equiv 23,6 \text{ Pa o lo que es lo mismo } 0,236 \text{ mbar.}$$

$$\Delta P \text{ (codo de } 50) = 3,4 \text{ mbar}$$

$$\Delta P \text{ (expansión } 0,046-0,094) = 5,5 \text{ mbar}$$

Ahora se calculará la pérdida de carga de las 2 ramificaciones flexibles.

Partimos de unos datos de partida que ya sabemos: v (velocidad)=7,86 m/s, para un caudal de $80 \text{ m}^3 / \text{h}$, ρ (densidad aire a 25 °C Y 1 atm)=1,2 kg/m³, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)= $1,83 \times 10^{-5}$ y d (diámetro del conducto)=0,06 m.

Calculamos con estos datos el número de Reynolds:

$$Re \equiv \frac{\rho \times v \times d}{\mu} \equiv \frac{1,2 \times 7,86 \times 0,06}{1,83 \times 10^{-5}} \equiv 3,1 \times 10^4$$

Sabiendo la rugosidad relativa la cual es la misma que la anterior, y el número de Reynolds, se puede saber el factor de fricción obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody.

Obtenemos un factor de fricción de 0,0234, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación:

2 reducción brusca de 0,094-0,06: $Leq=1,6*2=3,2$ m

Tramo recto de tubería $Leq=3$ m

Todos estos datos obtenidos lo utilizamos en la siguiente ecuación para calcular la perdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv (0,0234 \times (3,2 + 3) / 0,06) \times (7,86)^2 / 2 \times 9,8 \equiv 7,6 m.c.a$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$$\Delta P \equiv 1,2 \times 9,8 \times 7,6 \equiv 89,63 Pa \text{ o lo que es lo mismo } 0,9 \text{ mbar}$$

$$\Delta P_{total} \equiv (0,9 \times 2) + 5,5 + 3,4 + (0,19 \times 2) \equiv 11 mbar$$

4.2.2.2 Tramo secundario

En este apartado se explicará todos los cálculos referentes al tramo secundario.

4.2.2.2.1 Introducción

En el tramo secundario para su diseño hemos estimado un caudal total de 300 m³/h, en el tramo principal tendremos una tubería de 9,4 cm de diámetro interior, por lo que se tendrá un área interior de tubería de $6,94 \times 10^{-3} m^2$, con esta área y sabiendo el caudal se tendrá una velocidad de 12 m/s, una velocidad aceptable ya que no es muy alta. Este tramo principal se dividirá en 2 tramos de 6 cm de diámetro interior, sabiendo que por cada uno de estos tramos circulará la mitad del caudal total (150 m³/h) se sabe la velocidad en estos

tramos con las expresiones anteriores, la cual es de 14,7 m/s. Estos tramos a su vez se dividirán en otros 2 tramos de 6 cm de diámetro interior, sabiendo que en estos tramos el caudal será la cuarta parte del caudal total (75 m³/h) se obtendrá la velocidad, la cual es de 7,4 m/s. Estos valores de velocidad nos indican que se ha escogido unos diámetros de tuberías aceptables, ya que los valores entran dentro del rango de velocidades aceptables, debido a que no son muy altos.

4.2.2.2 Pérdida de carga

Para calcular la pérdida de carga de todo este tramo, nos hemos basado en una hoja de Excel como hemos explicado anteriormente. Introduciendo nuestros datos obtenemos que este tramo tenga una pérdida de carga de 8,22 mbar.

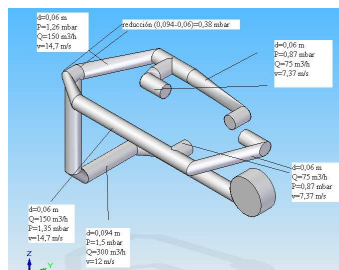


Figura 2. Tramo aire secundario diseñado en solid-edge

Ahora se calculará detalladamente como se ha hecho anteriormente.

En el tramo principal, se parte de unos datos de partida: v (velocidad)=12 m/s, para un caudal de 300 m³/h, ρ (densidad aire a 25 °C Y 1 atm)=1,2 kg/m³, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)=1,83×10⁻⁵ y d (diámetro del conducto)=0,094

Se calcula con estos datos el número de Reynolds:

$$Re \equiv (1,2 \times 12 \times 0,094) / 1,83 \times 10^{-5} \equiv 7,4 \times 10^4$$

Después se calcula la rugosidad relativa de la tubería en función de su diámetro y del material que esta fabricada, en este caso PVC.

Obtenemos la rugosidad relativa de la manera siguiente:

$$\varepsilon \equiv \frac{k}{d} \equiv 0,0015$$

Sabiendo la rugosidad relativa y el número de Reynolds se puede saber el factor de fricción, obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody indicada en el anexo 1.

Se obtiene un factor de fricción de 0,01923, se utilizará 1,5 m de tubería en tramo recto, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación, las cuales están sacadas del diagrama indicado en el anexo.

1 union en T: $Leq=2,556$ m

2 codos de 90°: $Leq=1,278*2=2,556$ m

1 válvula de mariposa: $Leq=1,917$ m

Todos estos datos obtenidos se utilizan en la siguiente ecuación para calcular la pérdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv (0,01923 \times (1,5 + 2,556 + 1,917) / 0,094) \times (12)^2 / 2 \times 9,8 \equiv 9 m.c.a$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$$\Delta P \equiv 1,2 \times 9,8 \times 9 \equiv 105,57 Pa \text{ o lo que es lo mismo } 1,0557 \text{ mbar.}$$

Ahora se calculará la pérdida de carga de las 2 ramificaciones flexibles, por donde circulan $150 \text{ m}^3 / h$.

Partimos de unos datos de partida que ya sabemos: v (velocidad)=14,7 m/s, para un caudal de $150 \text{ m}^3 / h$, ρ (densidad aire a 25 °C Y 1 atm)=1,2 kg/m³, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)= $1,83 \times 10^{-5}$ y d (diámetro del conducto)=0,06 m.

Calculamos con estos datos el número de Reynolds:

$$Re \equiv (1,2 \times 14,7 \times 0,06) / 1,83 \times 10^{-5} \equiv 5,8 \times 10^4$$

Sabiendo la rugosidad relativa la cual es la misma que la anterior, y el número de Reynolds, se puede saber el factor de fricción obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody.

Obtenemos un factor de fricción de 0,02031, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación:

2 reducción brusca de 0,094-0,06: $Leq=0,38$ mbar

Tramo recto de tubería $Leq=0,8$ m

2 T: $Leq=2,556 \times 2=5,112$ m

Todos estos datos obtenidos lo utilizamos en la siguiente ecuación para calcular la pérdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv (0,02031 \times (0,8 + 5,112) / 0,06) \times (14,7)^2 / 2 \times 9,8 \equiv 22 \text{ m.c.a}$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$$\Delta P \equiv 1,2 \times 9,8 \times 22 \equiv 259,5 \text{ Pa} \text{ o lo que es lo mismo } 2,6 \text{ mbar}$$

Ahora se calculará la pérdida de carga de las 2 ramificaciones flexibles, por donde circulan $75 \text{ m}^3 / \text{h}$.

Partimos de unos datos de partida que ya sabemos: v (velocidad)=7,37 m/s, para un caudal de $75 \text{ m}^3 / \text{h}$, ρ (densidad aire a 25 °C Y 1 atm)=1,2 kg/m³, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)= $1,83 \times 10^{-5}$ y d (diámetro del conducto)=0,06 m.

Calculamos con estos datos el número de Reynolds:

$$Re \equiv (1,2 \times 7,37 \times 0,06) / 1,83 \times 10^{-5} \equiv 2,9 \times 10^4$$

Sabiendo la rugosidad relativa la cual es la misma que la anterior, y el número de Reynolds, se puede saber el factor de fricción obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody.

Obtenemos un factor de fricción de 0,02374, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación:

Tramo recto de tubería $Leq=0,9$ m

4 válvulas de bola: $Leq=6,39*4=25,56$ m

Todos estos datos obtenidos lo utilizamos en la siguiente ecuación para calcular la pérdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv (0,02374 \times (0,9 + 25,56) / 0,06) \times (7,37)^2 / 2 \times 9,8 \equiv 29 m.c.a$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$$\Delta P \equiv 1,2 \times 9,8 \times 29 \equiv 341,2 Pa \text{ o lo que es lo mismo } 3,41 \text{ mbar}$$

$$\Delta P_{total} \equiv 3,41 + 2,6 + 0,38 + 1,0557 = 7,45 mbar$$

4.2.3 Tramo compresor-loop-seal

En este apartado se explicará todos los cálculos referentes al tramo que va desde el compresor hacia el loop-seal.

4.2.3.1 Introducción

Para calcular la velocidad del aire en este tramo de tuberías asumimos un valor de entre 1-3 veces la velocidad de mínima fluidificación (0,1-0,2 m/s) en el loop-seal, por lo que tendremos velocidades de trabajo de entre 0,1-0,6 m/s. Sabiendo el área de la base del loop-seal, ($A \equiv W \times L \equiv 0,25 \times 0,125 \equiv 0,03125 m^2$), tenemos el caudal máximo y mínimo del aire

$$Q_{min} \equiv 0,1 \times 0,03125 \equiv 3,125 \times 10^{-3} m^3 / s \text{ y } Q_{max} \equiv 0,6 \times 0,03125 \equiv 0,01875 m^3 / s .$$

Este caudal tiene que ser el mismo que el que circule en el tramo principal que va desde el manoreductor hasta que se divide en 2 tramos. Utilizaremos un tramo principal de 3,3 cm de diámetro interior, por lo que tendremos una velocidad de entre 22 m/s y 3,65 m/s. Este tramo se dividirá en 2 tramos del mismo diámetro y que serán los tramos en los que se mida el caudal mediante los rotámetros (en los rotámetros el caudal de lectura será igual que el caudal real ya que las condiciones de presión y temperatura del aire con el que se trabaja son las mismas a la que están calibrados los rotámetros), ya que son los que miden el caudal que entra de aire por cualquiera de los 2 compartimentos del plenum, por lo que sabiendo que tendremos en cada uno de los tramos la mitad del caudal total máximo o mínimo (33,75 o 5,625 m³/h), por lo que tendremos una velocidad máxima y mínima en cada uno de los tramos de entre 11-1,83 m/s, lo cual es un rango de velocidad aceptable ya que no son muy altas, lo que nos indica que hemos escogido un diámetro de tubería válido.

4.2.3.2 Pérdida de carga

Para calcular la pérdida de carga de todo este tramo, nos hemos basado en una hoja de Excel como hemos explicado anteriormente. Introduciendo nuestros datos obtenemos que este tramo tenga una pérdida de carga de 19,4 mbar.

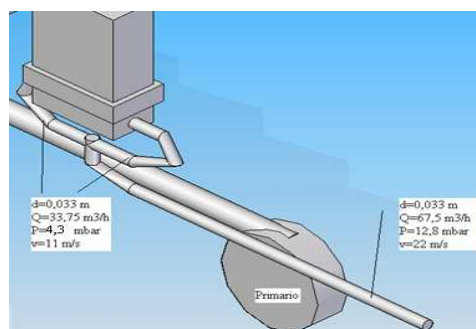


Figura 3. Tramo de aire comprimido diseñado en solid-edge

Ahora se calculará la pérdida de carga del tramo principal.

Se parte de unos datos de partida que ya se sabe: v (velocidad)=22 m/s, para un caudal de $67,5 \text{ m}^3 / h$, ρ (densidad aire a 25 °C Y 1 atm)=1,2 kg/m³, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)= $1,83 \times 10^{-5}$ y d (diámetro del conducto)=0,033 m.

Calculamos con estos datos el número de Reynolds:

$$Re \equiv (1,2 \times 22 \times 0,033) / 1,83 \times 10^{-5} \equiv 4,76 \times 10^4$$

Sabiendo la rugosidad relativa la cual es la misma que la anterior, y el número de Reynolds, se puede saber el factor de fricción obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody.

Obtenemos un factor de fricción de 0,0213, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación:

Tramo recto de tubería $Leq=6 \text{ m}$

1 unión en T: $Leq=0,852$

Todos estos datos obtenidos lo utilizamos en la siguiente ecuación para calcular la pérdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv (0,0213 \times (6 + 0,852) / 0,033) \times (22)^2 / 2 \times 9,8 \equiv 109,2 \text{ m.c.a}$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$$\Delta P \equiv 1,2 \times 9,8 \times 109,2 \equiv 1284,33 \text{ Pa} \text{ o lo que es lo mismo } 12,84 \text{ mbar}$$

Ahora se calculará la pérdida de carga de las 2 ramas.

Se parte de unos datos de partida que ya se sabe: v (velocidad)=11 m/s, para un caudal de $33,75 \text{ m}^3 / h$, ρ (densidad aire a 25 °C Y 1 atm)=1,2 kg/m³, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)= $1,83 \times 10^{-5}$ y d (diámetro del conducto)=0,033 m.

Calculamos con estos datos el número de Reynolds:

$$Re \equiv (1,2 \times 11 \times 0,033) / 1,83 \times 10^{-5} \equiv 2,4 \times 10^4$$

Sabiendo la rugosidad relativa la cual es la misma que la anterior, y el número de Reynolds, se puede saber el factor de fricción obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody.

Obtenemos un factor de fricción de 0,025, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación:

Tramo recto de tubería $Leq=1,5$ m

1 válvula de bola: $Leq=6,4$ m

Todos estos datos obtenidos lo utilizamos en la siguiente ecuación para calcular la pérdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv (0,025 \times (1,5 + 6,4) / 0,033) \times (11)^2 / 2 \times 9,8 \equiv 37 m.c.a$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$$\Delta P \equiv 1,2 \times 9,8 \times 37 \equiv 434,5 Pa \text{ o lo que es lo mismo } 4,34 \text{ mbar.}$$

$$\Delta P_{total} \equiv (4,34 * 2) + 12,84 = 21,5 mbar$$

4.2.4 Tramo ciclón-exterior

En este apartado se explicará todos los cálculos referentes al tramo que va desde la salida del ciclón hacia el ambiente exterior.

4.2.4.1 Introducción

Para el tramo que va desde la salida del ciclón hasta el ambiente exterior se utilizará un conducto de 8 cm de diámetro interior, sabiendo que aproximadamente se tendrá un caudal de aire de aproximadamente 500 m³/h, obtendremos una velocidad en el conducto de 27,63 m/s. En este conducto se ha realizado sobre el mismo 4 orificios con un diámetro de 5 cm sobre los que acoplaremos las mangas con un diámetro cada una de 7 cm, por lo que el

caudal de aire que circula a través de las mangas será de $125 \text{ m}^3/\text{h}$ y por consiguiente una velocidad de 11 m/s en cada manga, lo cual es una velocidad aceptable.

4.2.4.2 Pérdida de carga

Para calcular la pérdida de carga de todo este tramo, nos hemos basado en una hoja de Excel del mismo modo que los apartados anteriores. Introduciendo nuestros datos obtenemos que este tramo tenga una pérdida de carga de $32,2 \text{ mbar}$.

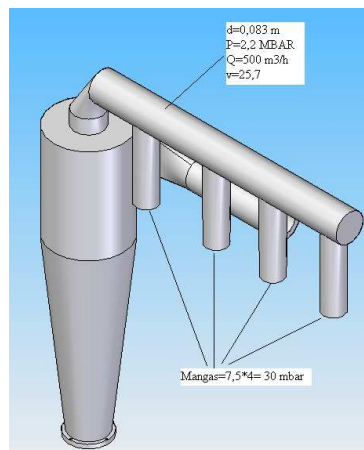


Figura 4. Tramo que va de la salida del ciclón hacia el ambiente exterior diseñado en solid-edge

Ahora se calculará la pérdida de carga detalladamente de este tramo de la misma forma que anteriormente.

Partimos de unos datos de partida que ya sabemos: v (velocidad)= $27,63 \text{ m/s}$, para un caudal de $500 \text{ m}^3 / \text{h}$, ρ (densidad aire a $25 \text{ }^\circ\text{C}$ Y 1 atm)= $1,2 \text{ kg/m}^3$, μ (viscosidad aire a 25°C y 1 atm)= $1,83 \times 10^{-5}$ y d (diámetro del conducto)= $0,083 \text{ m}$.

Calculamos con estos datos el número de Reynolds:

$$\text{Re} \equiv (1,2 \times 27,63 \times 0,083) / 1,83 \times 10^{-5} \equiv 1,5 \times 10^5$$

Sabiendo la rugosidad relativa la cual es la misma que la anterior, y el número de Reynolds, se puede saber el factor de fricción obteniéndolo de la grafica del ábaco de Moody.

Obtenemos un factor de fricción de 0,01678, las longitudes equivalentes de los accesorios se describen a continuación:

Tramo recto de tubería $Leq=1$ m

1 codo de 90° $Leq=1,278$ m

Pérdida de carga de las 4 mangas =30 mbar.

Todos estos datos obtenidos lo utilizamos en la siguiente ecuación para calcular la pérdida de carga de ese tramo:

$$\Delta P \equiv (0,01678 \times (1 + 1,278) / 0,083) \times (27,63)^2 / 2 \times 9,8 \equiv 17,94 m.c.a$$

Si lo convertimos a pascales obtenemos:

$\Delta P \equiv 1,2 \times 9,8 \times 17,94 \equiv 211 Pa$ o lo que es lo mismo 2,11 mbar, si le sumamos la pérdida de carga de las 4 mangas tenemos 32,11 mbar.

4.3 REACTOR DE LECHO FLUIDO

Para explicar el reactor se dividirá en sus diferentes partes (riser, downcomer, loop-seal y ciclón) para un mejor entendimiento.

4.3.1 Riser

En este apartado se explicará todos los cálculos referentes al riser.

4.3.1.1 Introducción

Para hacer el diseño del riser se asume un diámetro de 15 cm y un valor base para la velocidad del gas de 4,5 m/s, con estos datos se puede calcular el caudal volumétrico nominal base del gas en el riser, mediante las siguientes formulas:

$$A \equiv \frac{\Pi}{4} \times d^2 \equiv \frac{\Pi}{4} \times 0,15^2 \equiv 0,0177m^2; Q \equiv v \times A \equiv 4,5 \times 0,0177 \equiv 0,08 \frac{m^3}{s}$$

Para calcular el diámetro del conducto que va desde el riser al ciclón, se sabe que se va a tener el mismo caudal de gas que en el riser. Asumiendo una velocidad del gas para entrar al ciclón de 20 m/s, se puede calcular el diámetro de la siguiente forma:

$$A \equiv \frac{Q}{v} \equiv \frac{0,08}{20} \equiv 0,004m^2; 0,004 \equiv \frac{\Pi}{4} \times d^2 \text{ se tiene un diámetro en torno a 7 cm.}$$

Se operará en el riser con un caudal correspondiente para un rango de velocidades de entre 4-6 m/s, aunque se ha tomado un valor máximo de 7 m/s para tomar un límite superior del ventilador.

Para calcular el largo de este conducto sabemos que la separación entre el riser y el eje central del ciclón será de 45 cm, el ciclón tiene 21 cm de diámetro luego la mitad de su diámetro es 10,5 cm, con estos datos sabemos que el conducto tendrá un largo de 45-10,5=34,5 cm.

4.3.1.2 Diseño del distribuidor (riser)

En el fondo del riser se ha dispuesto un plato distribuidor para distribuir el aire uniformemente, el plato tendrá un grosor mínimo de 0,4 cm por posibles fracturas, a continuación se va a calcular el numero de orificios del plato, que tendrán un diámetro de 3 mm cada uno, la pérdida de carga que introduce el plato es de 2250 Pa para un caudal de

200 m³/h (aproximadamente un 35 % del total del aire del riser), aproximadamente entre 0,2-0,4 veces la perdida de carga del lecho, aunque se trabajará con un caudal máximo de 160 m³/h por problemas de pérdidas de carga con la soplante, con este caudal el distribuidor introduce una pérdida de carga de 16,5 mbar.

$$\Delta Pd \equiv (0,2 - 0,4) \times \Delta Pl \equiv 2250 Pa$$

$$Re \equiv \frac{\rho \times v \times s^{0,5}}{\mu} \equiv \frac{1,2 \times 3,14 \times ((\pi / 4) \times (0,15)^2)^{0,5}}{1,83 \times 10^{-5}} \equiv 27371,33 \rightarrow Cd \equiv 0,6$$

$$U_{or} \equiv Cd \times \left(\frac{2 \times \Delta Pd}{\rho} \right)^{1/2} \equiv 0,6 \times \left(\frac{2 \times 2250}{1,2} \right)^{1/2} \equiv 36,74$$

$$N_{or} \equiv \frac{4 \times Q}{\pi \times d_{or}^2 \times U_{or}} \equiv \frac{4 \times 0,056}{\pi \times (3 \times 10^{-3})^2 \times 36,74} \equiv 200$$

Para calcular la distancia entre los orificios se va a utilizar la siguiente fórmula, cuya fuente viene recogida en el anexo:

$$\frac{N_{or}}{area} \equiv \frac{2}{\sqrt{3} \times (distancia)^2} \rightarrow \frac{200}{0,0177} \equiv \frac{2}{\sqrt{3} \times (distancia)^2}$$

Se obtiene una distancia entre orificios de 1 cm.

4.3.1.3 Plenum (riser)

Debajo del plato irá el plenum, cuyo requerimiento es que entre el plato y el centro del conducto de entrada del aire que va conectado al plenum, tiene que haber una distancia de aproximadamente 15 cm. Otro requerimiento para el diseño es que entre el centro del conducto de entrada del aire y el fondo del plenum tiene que haber una distancia en torno a 10 cm. Por lo que el plenum tiene una profundidad de 25 cm cuyo diámetro será el mismo que el del riser (15 cm).

4.3.2 Ciclón

Para realizar los cálculos referentes al ciclón se ha tomado 2 datos de partida, el caudal el cual es de $0,08 \text{ m}^3 / \text{s}$ y la velocidad del gas a la entrada que es de $20 \text{ m} / \text{s}$, con estos datos se puede calcular el área de entrada al ciclón $A \equiv Q / v \equiv 0,08 / 20 \equiv 0,004 \text{ m}^2$.

Se sabe que $A=K$ (largo de la sección de entrada del ciclón)* L (ancho de la sección de entrada del ciclón), tomando unas relaciones suministradas por las fuentes indicadas en la bibliografía a un ciclón convencional, se puede calcular la geometría del ciclón:

$K/dc=0,44$	K = largo de la sección de entrada del ciclón
$L/dc=0,21$	L = ancho de la sección de entrada del ciclón
$M/dc=0,4$	M =diámetro de la sección de salida del aire
$F/dc=0,5$	F =profundidad de la sección de salida del aire
$S/dc=1,4$	S =largo de la parte cilíndrica del ciclón
$H/dc=3,9$	H =altura total del ciclón
$E/dc=0,4$	E =diámetro de la sección de salida del sólido

$$A \equiv K \times L ; K = 0,44 * dc ; L = 0,21 * dc ; 0,004 = 0,0924 * dc^2$$

Obtenemos un diámetro del ciclón de $dc= 21 \text{ cm}$, con este dato se puede calcular el resto de las relaciones:

$K=9,1 \text{ cm}$	$F=11 \text{ cm}$	$S=29,4 \text{ cm}$	$E=8,4 \text{ cm}$
$L=4,4 \text{ cm}$	$M=8,4 \text{ cm}$	$H=81,9 \text{ cm}$	

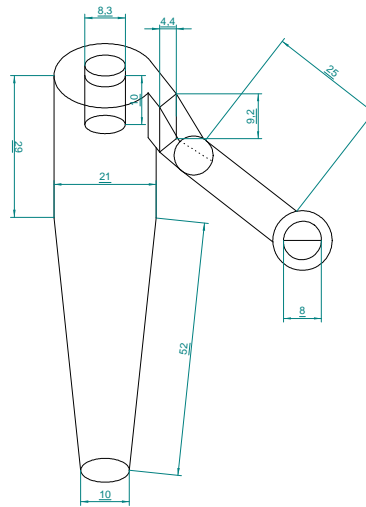


Figura 5. Dimensiones del ciclón

Para calcular la pérdida de carga que se produce en el ciclón, se calcula con la siguiente expresión tomada de una fuente indicada en el anexo 1:

$$\zeta_c \equiv \frac{\Delta P_c}{(0,5 \times \rho g \times v g^2)} \quad ; \quad \zeta_c \equiv \zeta_g \zeta_s \equiv \frac{16 \times K \times L}{d c^2} \equiv \frac{16 \times 0,091 \times 0,044}{0,21^2} \equiv 1,45 \quad ; \quad \zeta_s \leq 1, \text{ por}$$

lo que para calcular la pérdida de carga se escoge igual a la unidad para calcularlo en las condiciones mas desfavorables, con esto se obtiene la pérdida de carga despejando de la expresión. Se obtiene una pérdida de carga de $\Delta P_c \equiv 1,45 \times 0,5 \times 1,2 \times 20^2 \equiv 348 Pa$ o 3,48 mbar, sabiendo que la velocidad es 20 m/s y que la densidad es 1,2 kg/m³.

Al ciclón se le incorporará una tubería de entrada de 8 cm de diámetro aproximadamente y 25 cm de largo, la cual irá provista de una brida.

4.3.3 Downcomer

En este apartado se explicará todos los cálculos referentes al downcomer.

4.3.3.1 Calculo del downcomer

Los cálculos para el downcomer se hicieron con referencia a diferentes partes del reactor, su diámetro se calculó con referencia al riser, ya que su diámetro será 1,5 veces menor que el diámetro del riser $15 / 1,5 = 10$ cm, el largo viene determinado en función a la altura a la que se pondrá el ciclón y el loop-seal, por lo que tendrá un largo de 3,71 m.

Se quiere trabajar con un inventario de bauxita de 18 Kg, para este inventario según se ha podido comprobar mediante pruebas y cálculos al máximo caudal total con el que se va a trabajar que es aproximadamente $500 \text{ m}^3 / \text{h}$ (ya que es cuando se establece la pérdida de carga más grande debido a que es a la mayor velocidad con que se va a trabajar), la pérdida de carga en el freeboard o en la zona alta del riser es de 22 mbar, en la zona baja del riser es de 30 mbar, y en la cámara de recicló es de 25 mbar, por lo que tendremos una pérdida de carga en el downcomer de aproximadamente 80 mbar, si a ello le sumamos la pérdida de carga de la instalación primaria y secundaria aumenta hasta aproximadamente 100 mbar, que será la pérdida de carga que tenga que vencer las 2 soplantes.

4.3.3.2 Cálculo del medidor de flujo indirecto

En el medidor de caudal se cronometra el tiempo que tarda el sólido en alcanzar una cierta altura, una vez que se haya medido el tiempo y la altura alcanzada, se puede calcular el caudal del modo siguiente sabiendo la porosidad, el tiempo y la densidad de la partícula:

$$V \equiv \frac{\Pi}{4} \times d^2 \times h \times (1 - \varepsilon)$$

$$Q \equiv \frac{V \times \rho}{t}$$

$d \equiv$ diámetro

$V \equiv$ volumen

$\varepsilon \equiv$ porosidad

$\rho \equiv$ densidad

$t \equiv$ tiempo

$Q \equiv$ caudal

$h \equiv$ altura

4.3.4 Loop-seal

En este apartado se explicará todos los cálculos referentes al loop-seal.

4.3.4.1 Introducción

Como se ha explicado en la memoria justificativa, para el diseño del loop-seal se ha basado en unas fuentes, las cuales han usado unas expresiones que fueron descritas gracias pruebas y experimentos, y que resultaron ser válidas y aceptables para nuestro criterio escogido:

$$l \equiv 2,5 \times ds \equiv 2,5 \times 10 \equiv 25cm ; w \equiv 1,25 \times ds \equiv 1,25 \times 10 \equiv 12,5cm$$

El parámetro "ds" es el diámetro de entrada al loop-seal desde el downcomer, el cual es de 10 cm. En cuanto a la abertura de paso del material a través de las 2 cámaras, para el cálculo de su altura se utilizó la formula siguiente dándole valores a h y después representando en una gráfica la pérdida de carga frente a la altura. Sale una asíntota descendente en la que ΔP se vuelve constante y estabilizada en un cierto punto:

$$W_d = C_{s0} \varepsilon^{2.35} m \left(\frac{2\rho_s(1-\varepsilon)\Delta P_o}{1-m^2} \right)^{0.5}$$

$$m \equiv \frac{2 \times h \times w}{h + w}$$

Sustituyendo m en la formula se tiene la altura en función de la pérdida de carga, los demás parámetros son:

$$Wd = 15 \frac{kg}{m^2 \times s} \text{ (flujo de sólidos cuyo valor fue asumido)}$$

Cso=coeficiente de descarga de una partícula en un orificio en condiciones de salida=0,6

E=porosidad del lecho=0,55

m=radio hidráulico (m)

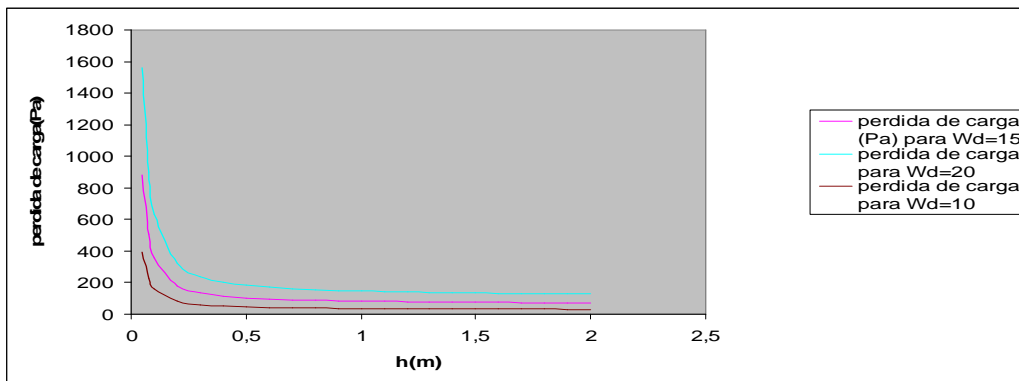
ΔP =pérdida de carga (Pa)

ρ_s =densidad de la partícula sólida (Kg/m³)=2500

w=ancho del loop-seal=0,125 m

Todos los cálculos se hicieron en una hoja de Excel y se presentan a continuación con la gráfica, se probaron además para otros flujos de sólidos pero seguía resultando una altura de la abertura bastante alta.

h (m)	Wd=15 kg/m ² s	Wd=20 kg/m ² s	Wd=25 kg/m ² s
1,2	79,21493993	140,8265599	35,28962554
1,3	77,9591065	138,5939671	34,73016174
1,4	76,89022155	136,5937272	34,25398199
0,55	87,07060782	155,0588867	39,6428228
0,675	85,6226317	153,0320609	39,10746888
0,7	84,6444589	152,8921295	39,07024386
0,8	78,84144376	132,3336839	36,99773277
0,9	73,5852743	124,3464889	36,40218749
0,4	74,7839532	129,7882368	37,34753892
0,5	103,7271025	184,4037378	46,20959895
0,6	96,40327147	171,3835937	42,9468905
0,7	91,32887266	162,3624403	40,6862862
0,8	87,6088832	155,7491257	39,02906049
0,9	84,76640822	150,6958368	37,7627605
1	82,52446384	146,7101579	36,76399211
1,1	80,71132627	143,4868023	35,95625375



En nuestro caso se estabiliza cuando es de 1,1 m la altura, con una pérdida de carga de 80,71 Pa, una altura demasiado grande para nuestro Loop-Seal, por lo que se cogirá una altura menor aunque tengamos una pérdida de carga mayor.

En nuestro caso se coge una altura que se encuentre en un rango de entre 5-10 cm, se coge 7,5 cm por lo que tendremos una pérdida de carga de 505,23 Pa (5 mbar).

En la grafica también hemos representado la curva para una carga mayor y menor de sólidos, pero la altura correspondiente a la pérdida de carga estabilizada sigue siendo alta.

Para calcular la altura de la cámara de reciclaje debe de hacerse tal que debemos evitar que el aire que proviene del riser se by-pasee en el loop-seal, por lo que se ha asumido que el lecho de material que se formará en la cámara de reciclaje tiene que ser tal que la pérdida de carga en esa zona sea en torno a 10 mbar o 1000 Pa, para ello se ha calculado la altura del lecho de la siguiente forma:

$$\Delta P \equiv m \times \left(\frac{g}{A} \right); 1000 \equiv 10 \times \left(\frac{m}{A} \right); 100 \equiv \frac{m}{A} \equiv \rho \times (1-\varepsilon) \times h \equiv 2500 \times (1-0,55) \times h$$

$$h \approx 10 \text{ cm}$$

Con lo que la altura de la cámara de reciclaje es de 17,5 cm.

Para calcular la longitud del conducto flexible (con un diámetro de 5 cm) que va desde el loop-seal al riser, se ha echo de la siguiente forma:

$$\cos 60^\circ \equiv \frac{x}{h} \equiv \frac{(40 - (25 - 10))}{\text{longitud}}$$

Sale una longitud de 50 cm, ya que 40 cm es la separación entre el riser y el downcomer, 25 es lo que mide el largo del loop-seal y 10 es el diámetro del downcomer.

4.3.4.2 Diseño del Plato distribuidor (loop-seal)

En el fondo del loop-seal se tiene el plato distribuidor cuyo largo y ancho coincide con el del loop-seal, el plato tendrá un grosor mínimo de 0,4 cm para evitar posibles fracturas, a continuación se va a calcular el número de orificios del plato que tendrán un diámetro de 2 mm cada uno, la perdida de carga que introduce el plato es de 35 mbar (aproximadamente entre 0,2-0,4 veces la perdida de carga del lecho), para un caudal de 30 m³/h.

$$\Delta Pd \equiv (0,2 - 0,4) \times \Delta Pl \equiv 3500 \text{ Pa}$$

$$\text{Re} \equiv \frac{\rho \times v \times s^{0,5}}{\mu} \equiv \frac{1,2 \times 0,27 \times (0,25 \times 0,125)^{0,5}}{1,83 \times 10^{-5}} \equiv 3130 \rightarrow Cd \equiv 0,87$$

$$Uor \equiv Cd \times \left(\frac{2 \times \Delta Pd}{\rho} \right)^{1/2} \equiv 0,87 \times \left(\frac{2 \times 3500}{1,2} \right)^{1/2} \equiv 66,45$$

$$\text{Nor} \equiv \frac{4 \times Q}{\pi \times dbr^2 \times Uor} \equiv \frac{4 \times 8,33 \times 10^{-3}}{\pi \times (2 \times 10^{-3})^2 \times 66,45} \equiv 40$$

4.3.4.3 Plenum (loop-seal)

Debajo del plato irá el plenum, el requerimiento que existe es que entre el plato y el centro de la boca de entrada del aire al plenum tiene que haber una distancia de 4 cm (calculada a partir de la formula que se describe al final del párrafo), del centro de la boca de entrada hasta el fondo del plenum tiene que haber en torno a 3 cm, en total el plenum tiene una altura de 7 cm.

Distancia (plato-centro de boca de entrada)= $(0,2 * \text{la mitad del largo del plenum}) + (0,5 * \text{el diámetro exterior de la tubería}) = (0,2 * (25/2)) + (0,5 * 4) = 4,5 \text{ cm} \approx 4 \text{ cm}$.

5. PRUEBAS REALIZADAS

Este apartado queda pendiente completarlo para un futuro, ya que actualmente no se han realizado pruebas todavía.

6. CONCLUSIONES

6.1 CONCLUSIONES

Como conclusión se puede decir que se ha finalizado la construcción del lecho fluido circulante correctamente, aunque hubo diversos problemas. En los ventiladores se pudo solucionar el problema cambiando los ventiladores primeramente dispuestos por otros que podían vencer la pérdida de carga requerida, ya que las curvas teóricas y reales de los ventiladores no eran similares.

Las tuberías dispuestas al principio se tuvieron que cambiar, al igual que los medidores de flujo de aire yokogawa, debido a que tanto las tuberías por su pequeño diámetro y los medidores por la gran densidad del flotador introducían una altísima pérdida de carga. La solución fue aumentar el diámetro de las tuberías y cambiar los medidores de flujo por otros como los que se describe en los puntos anteriores.

En cuanto al conducto que va de la cámara de reciclado hasta la zona baja del riser se tuvo que poner un conducto flexible, ya que en caso de que fuera rígido había la problemática de que se pudiese producir una fractura en el metacrilato.

6.2 FUTUROS TRABAJOS

Queda pendiente para un futuro disponer de un medidor de flujo de sólidos en el reactor, ya que no se ha podido hacer en el presente debido al problema que ello conlleva el metacrilato por la rigidez y lo fácil que se fractura, por lo que para un futuro se verá la forma de colocar un dispositivo medidor de manera que no haya problema de ningún tipo. También en un futuro se estudiará la variación del comportamiento del lecho al variar la geometría de la columna, es decir, variando la altura de la misma, y ver así que resultado se obtienen con esta nueva disposición.

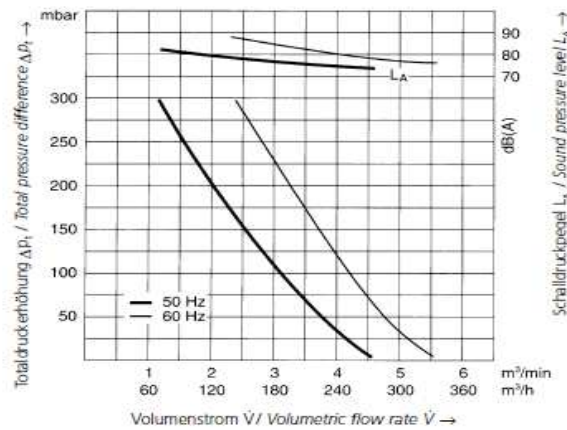
7. ANEXO I

7.1 VENTILADOR PRIMARIO

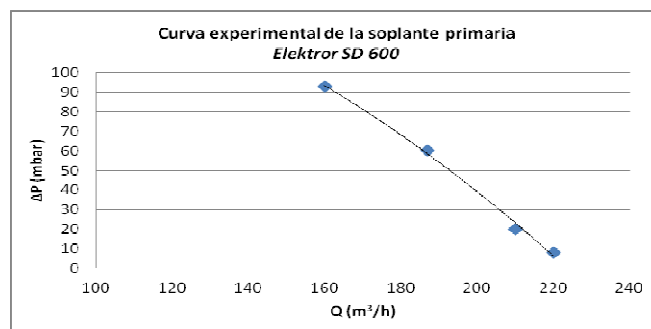
*Especificaciones técnicas

Typ Type	Frequenz Frequency	Grenzwerte der Drosselkurve Überdruck		Grenzwerte der Drosselkurve Unterdruck		Nennwerte des Motors Motor ratings				Gewicht Weight
		Maximum performance when used as blower		Maximum performance when used as extractor		Leistung Rated output	Spannung Voltage	Strom Current	Drehzahl RPM	
		\dot{V}_{max} \dot{V}_{max}	$\Delta p_{t,max}$ $\Delta p_{t,max}$	\dot{V}_{max} \dot{V}_{max}	$\Delta p_{t,max}$ $\Delta p_{t,max}$					
SD 600	50	4,6	300	4,6	270	2,7	230/400	10,7/6,2	2820	35,5

* Gráfica teórica del ventilador primario

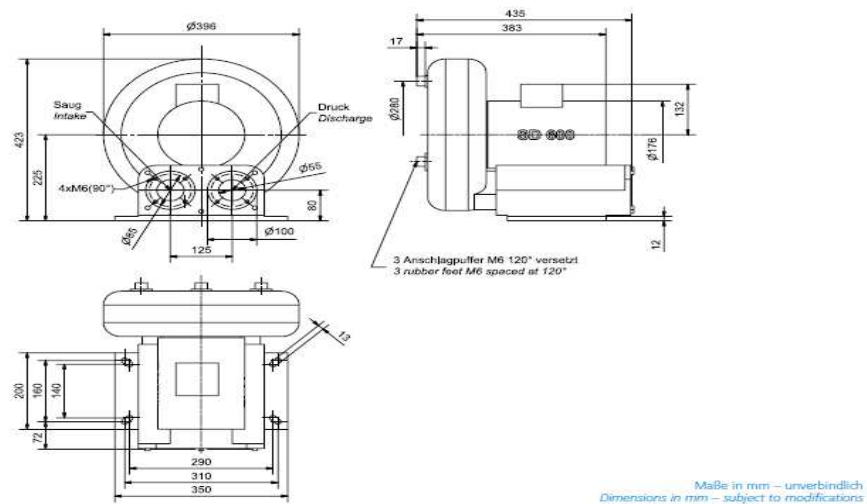


*Gráfica real del ventilador primario



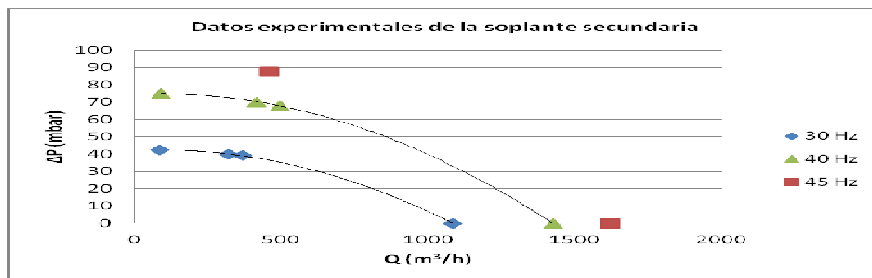
Como podemos observar hay una gran diferencia entre la gráfica real y la teórica donde puede ser debido al uso que se le ha dado anteriormente y a la permanencia del mismo a la intemperie, ya que la real la hemos sacado haciendo pruebas y experimentos en el laboratorio, y midiendo la presión y el caudal a la vez e in situ.

***Dimensiones del ventilador primario**



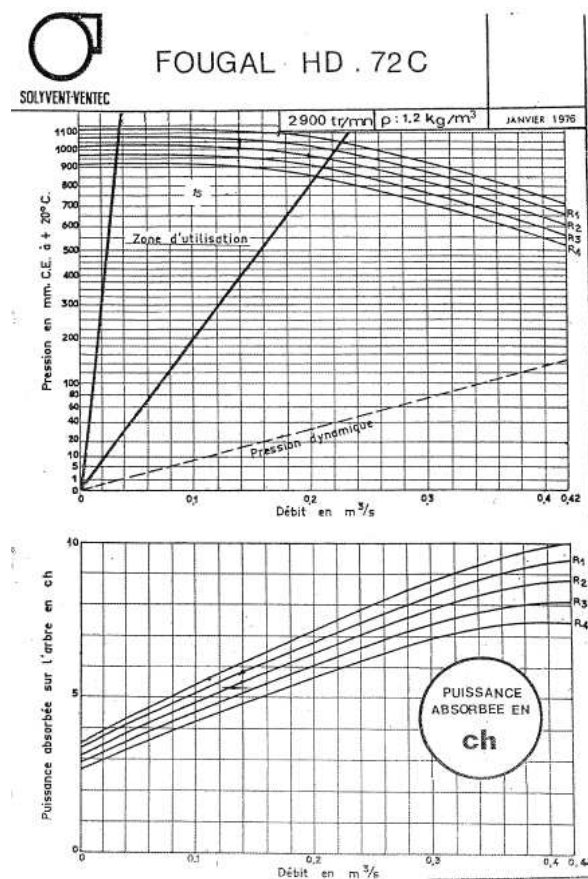
7.2. VENTILADOR SECUNDARIO

***Gráfica real del ventilador secundario**



La gráfica es obtenida a partir de ensayos y pruebas realizadas en el laboratorio, donde como el ventilador dispone de un variador de frecuencia, hemos realizado las pruebas para distintas frecuencias. Como se puede ver a 45 Hz tenemos una pérdida de carga de 90 mbar para un caudal de 500 m³/h, nosotros trabajaremos con caudales de entre 250-300 m³/h por lo que este ventilador nos puede servir. Este ventilador se va a disponer en el tramo secundario debido a los grandes caudales que suministra y además por la pérdida de carga que se mantiene constante en el rango de caudales que nosotros vamos a trabajar.

***Curva teórica del ventilador secundario**



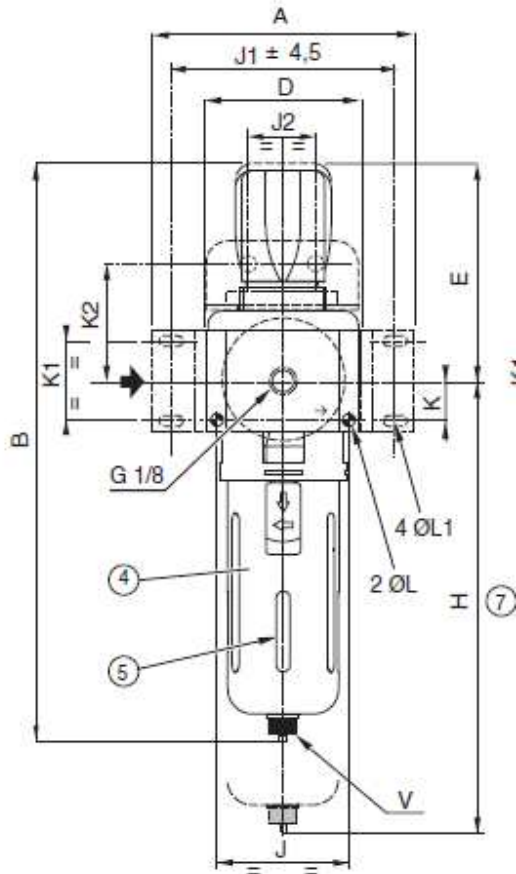
***Especificaciones técnicas del ventilador secundario**

V	Hz	r/min	kW	A	cos φ
660-690 Y	50	2855	5,5	6,3	0,88
380-420 D	50	2855	5,5	6,3	0,88
440-480 D	60	9455	6,4	7,4	0,88

7.3 MANOREDUCTOR DE AIRE COMPRIMIDO

MANOREDUCTOR DE ENTRADA DE AIRE COMPRIMIDO	
Fabricante	Joucomatic
Modelo	Modular 112 (34203053)
CARACTERISTICAS	
Materiales	Regulación con membrana ondulada
	Cuerpo Zamak pintado
	Junta Nitrilo
Número de etapas	1
Presión máxima de entrada	16 bar
Presión de regulación	0,5-10 bar
Conexión	G 3/8"

***Dimensiones del manoreductor**



A	83
B	213
B1	-
C	42
C1	76
C2	61
C3	95
C4	38
D	42
E	79
F	21
F1	40
F2	42
H	190
H1	-
J	32
J1	68,5
J2	29
K	10
K1	28
K2	37,5
OL	4,1
OL1	4,5
M	3
M1	2
V	G1/8
Weight	0,380 ⁽¹⁾

7.4 ROTÁMETRO DE AIRE COMPRIMIDO

ROTÁMETRO DE AIRE COMPRIMIDO		
Fabricante	Tecfluid	
Modelo	2150	
CARACTERISTICAS		
Materiales	Tubo de medida	Vidrio borosilicatado
	Conexiones	AISI-316L
	Flotador ECG	AISI-316L
	Partes metálicas	AISI-316L
	Junta	Viton
	Válvula de regulación	AISI-316L
Fluido	Aire 1,3 bar, 25°C	
Escala	130-10 Nm³ / h	
Longitud de la escala	150 mm	
Conexión	Rp 1/4" NPT horizontal	
Presión máxima	15 bares	
Temperatura máxima	120 °C	
Precisión	± 3% de la escala total	

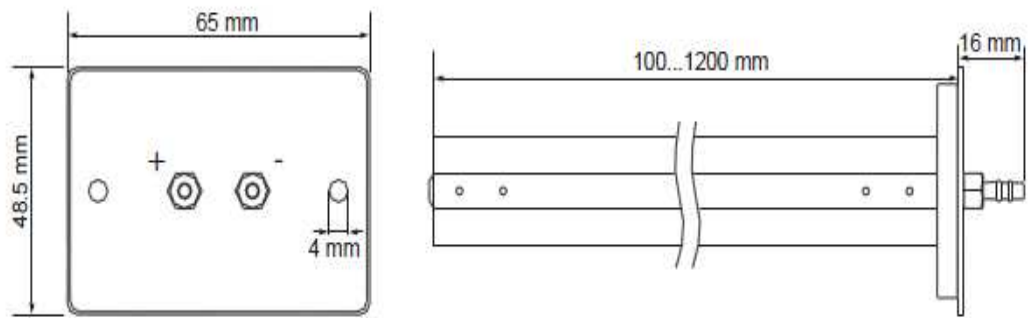
7.5 ROTÁMETRO DE AIRE COMPRIMIDO

ROTÁMETRO DE AIRE COMPRIMIDO		
Fabricante	Krohne	
Modelo	K-20	
CARACTERISTICAS		
Materiales	Tubo de medida	Polisulfona
	Conexiones	Polisulfona
	Flotador ECG	Acero inoxidable AISI-316L
	Partes metálicas	AISI-316L
	Junta	EPDM
	Válvula de regulación	AISI-316L
Fluido	Aire 1,3 bar, 25°C	
Peso	1100 g	
Escala	130-10 Nm³ / h	
Longitud del tubo de medida	300 mm	
Longitud total	376 mm	
Conexión	G 1/2" ...G 2"	
Presión máxima	12 bares	
Temperatura máxima	140 °C	
Tramo de entrada	> o = 5*DN	
Tramo de salida	> o = 3*DN	
Precisión	± 3% de la escala total	

7.6 MEDIDOR DE FLUJO DE AIRE

MEDIDOR DE FLUJO DE AIRE DISPUESTO CON UN MEDIDOR DE VOLUMEN ANNUBAR		
Fabricante	Produal	
Modelo	IML PP-PK R100	
CARACTERISTICAS		
Materiales	Tubo de medida	Aluminio
	Conexiones	RS-485
Alimentación	24 Vac/dc, 2 VA	
Salida 1, volumen aire	0...10 Vdc, < 2 mA	
Salida 2, presión dif. o control	0...10 Vdc, < 2 mA	
Fluido	Aire 1 bar, 25°C	
Nº de orificios de la probeta o annubar	4	
Escala	Seleccionable en la puesta en marcha	
Longitud del tubo de medida	100 mm	
Soporte	Atornillable con lengüetas externas	
Conexión	Con conductos de Ø 6/4 mm	
Rango de presiones	0...1000, 0...2000, 0...5000 o 0...7000 Pa	
Temperatura de operación	5-95 °C	
Temperatura ambiente	-10....45 °C	
carcasa	IP54, tomas de presión y prensaestopas en parte inferior	
Precisión	± 2% de la escala total	

***Dimensiones del medidor de flujo de aire**



7.7 MANGAS DE FILTRO

MANGAS DE FILTRO	
Fabricante	ICT FILTRACIÓN
Modelo	Abiertas por un extremo con dobladillo y cuerda, y cerrada por el otro extremo con tapa base.
CARACTERISTICAS	
Materiales	Fieltro punzonado 100% poliéster de 400 g / m²
Alta permeabilidad	
Antiestatico	
Diámetro	7 cm
Longitud	50 cm

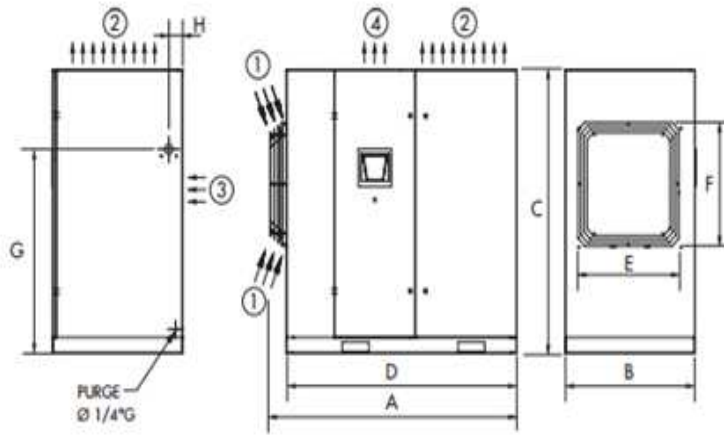
7.8 MEDIDORES DE PRESIÓN

MEDIDOR DE PRESIÓN DIFERENCIAL		
Fabricante	Yokogawa	
Modelo	EJA 530A	
CARACTERISTICAS		
Materiales	Cuerpo	Metal Monel Hastelloy
	Capsula	Tantalo Hastelloy Monel
	Tapa	Hastelloy Metal monel
Señal de salida	4-20 mA	
Fluido	Aire 1 bar, 25°C	
Peso	3,9 Kg	
Escala	0....100 mbar	
Maxima sobrepresión de la cápsula	4 Mpa	
Rango de presiones	0.....100 mbar	
Temperatura de operación	-40....120 °C	
Temperatura ambiente	-40.....85 °C	
Humedad limite en el ambiente	5.....100%	
Precisión	+/- 0,075%	

7.9 COMPRESOR

COMPRESOR	
Fabricante	Abina
Modelo	Rollair 40T
Tipo	Compresor de tornillo lubricado
CARACTERISTICAS	
Material	Metálico
POTENCIA	30 kW
Fluido	Aire 1 bar, 25°C
Peso	915 Kg
SERVICIO	Suministro de aire comprimido al loop-seal
Maxima sobrepresión de la cápsula	4 Mpa
Nivel sonoro	65-70 dB
Diámetro de salida del aire	3,8 cm
Presión máxima de regulación	10 bares
Caudal real en condiciones de aspiración	281 m³ /h
Caudal de aire de ventilación	7430 m³ /h

***Dimensiones del compresor**



Referencias

A	1810
B	950
C	1760
D	1690
E	740
F	770

Salida aire comprimido

G	1268
H	100

Alimentación eléctrica

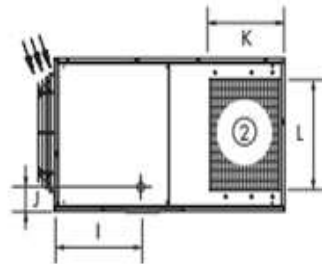
I	633
J	123

Salida aire compresor ROLLAR® 40

K	374
L	688

Ventilación:

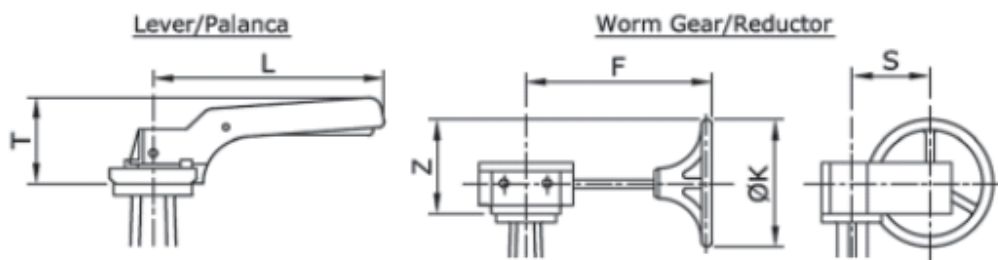
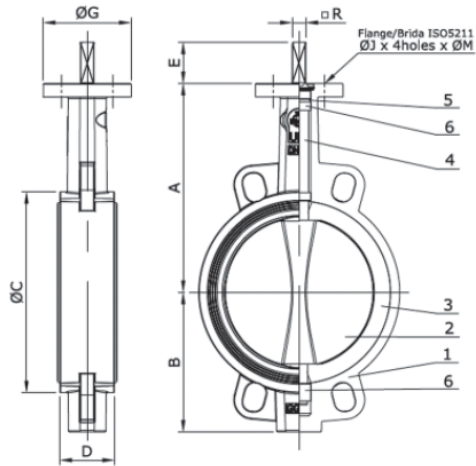
- ① Entrada aire compresor
- ② Salida aire compresor
- ③ Entrada aire secador (*)
- ④ Salida aire secador (*)



7.10 VÁLVULA DE MARIPOSA

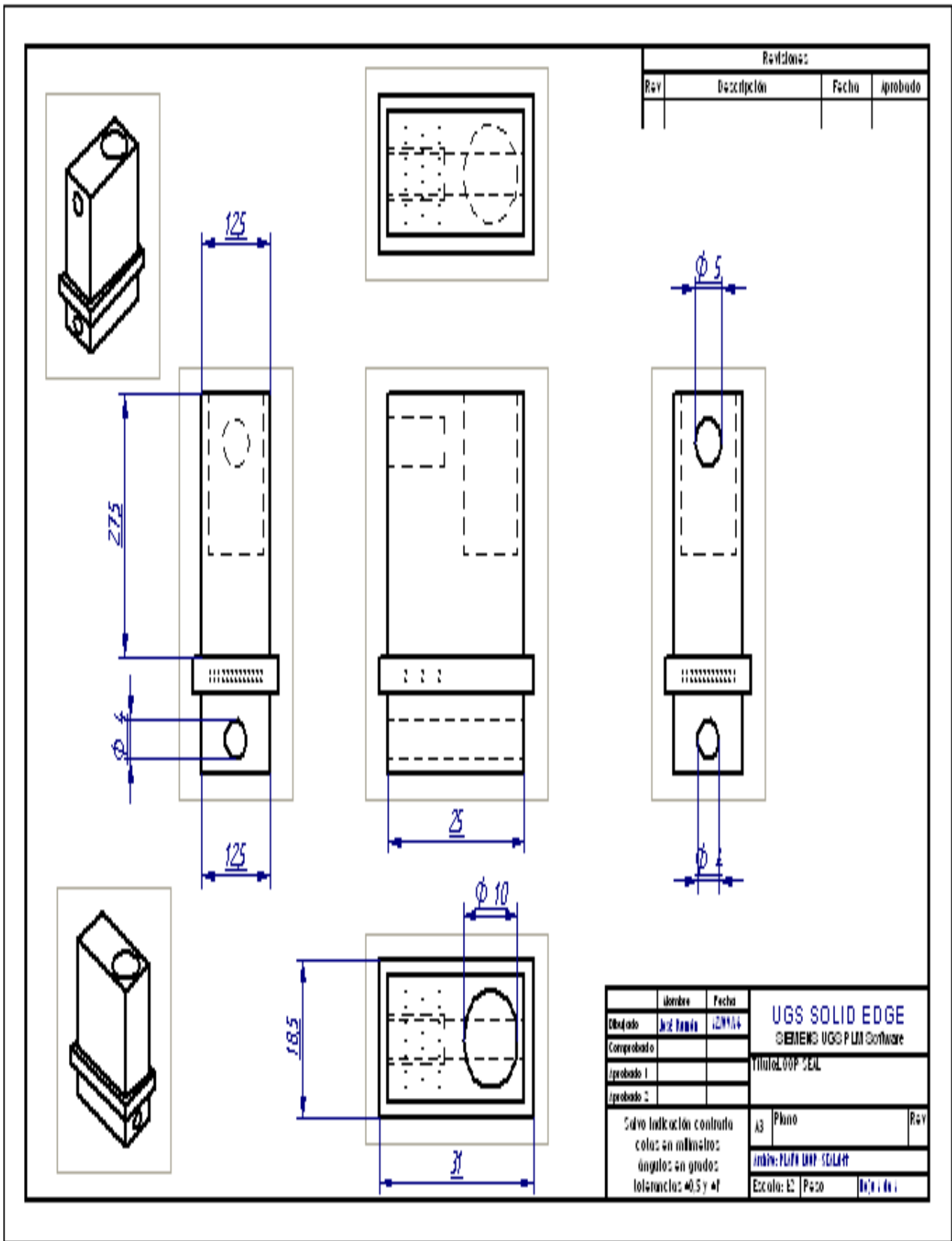
VALVULA DE MARIPOSA	
FABRICANTE	Comeval
MODELO	VF700 DN 25-600
TIPO	Cierre Elástico con Reductor Manual o Palanca de Ajuste
CARACTERISTICAS	
SERVICIO	Regular el caudal suministrado por el ventilador hacia el riser
MATERIAL	1 Cuerpo: Fundición Dúctil, Acero al Carbono y inoxidable 2 Disco: Fundición dúctil niquelada y acero inoxidable 3 Asiento: Silicona, PTFE 4 Eje: Acero inoxidable 5 Tórica: EPDM, NBR 6 Casquillos: PTFE 10 Palanca: Aluminio y Fundición Dúctil 15 Reductor: Fundición Dúctil
LINEA o EQUIPO	Tramo Ventilador-Riser
PRESION DE DISEÑO	16 PN
PESO	15 kG

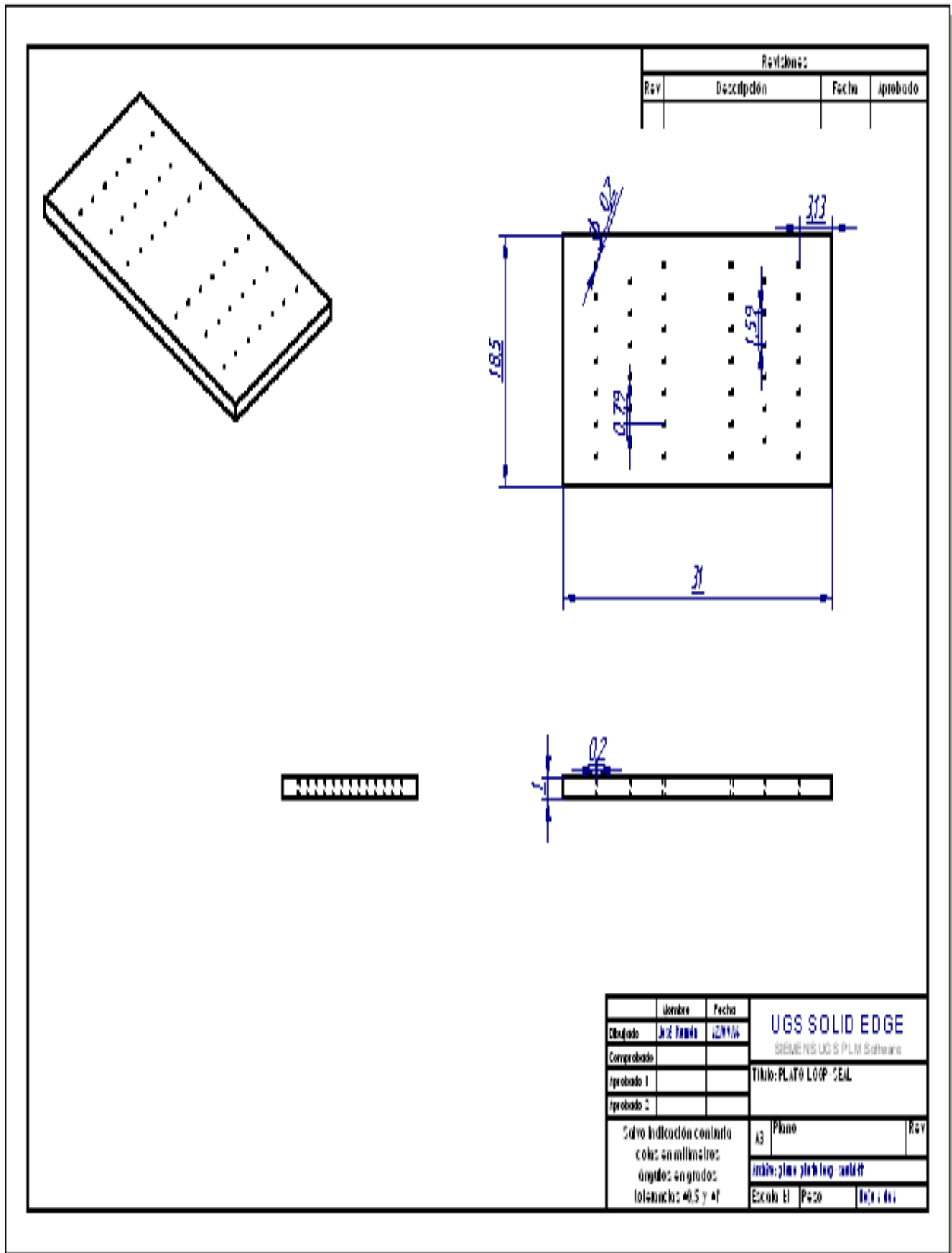
***Dimensiones de la válvula de mariposa**

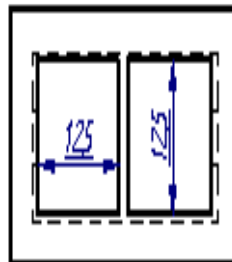
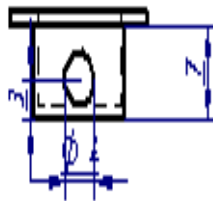
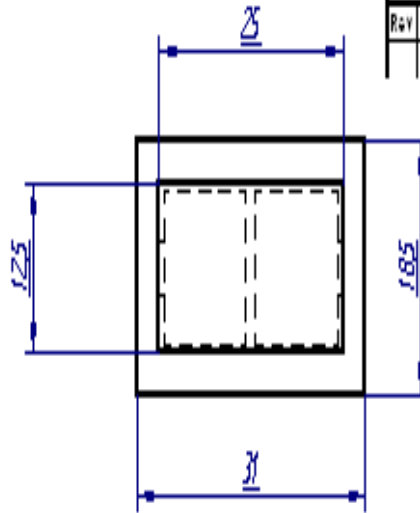
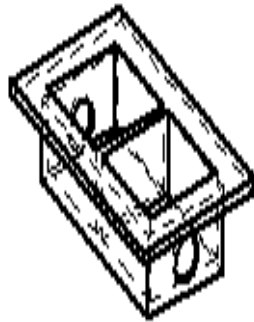


DN	DIMENSIONES PRINCIPALES				DETALLES DE ACOPLAMIENTO					PALANCA		REDUCTOR			
	A	B	$\varnothing C$	D	E	R	$\varnothing G$	$\varnothing J$	$\varnothing M$	T	L	F	S	Z	$\varnothing K$
100	180	107	152	52	32	11x11	65	50	7	74	200	156	42	116	150

8. ANEXO II

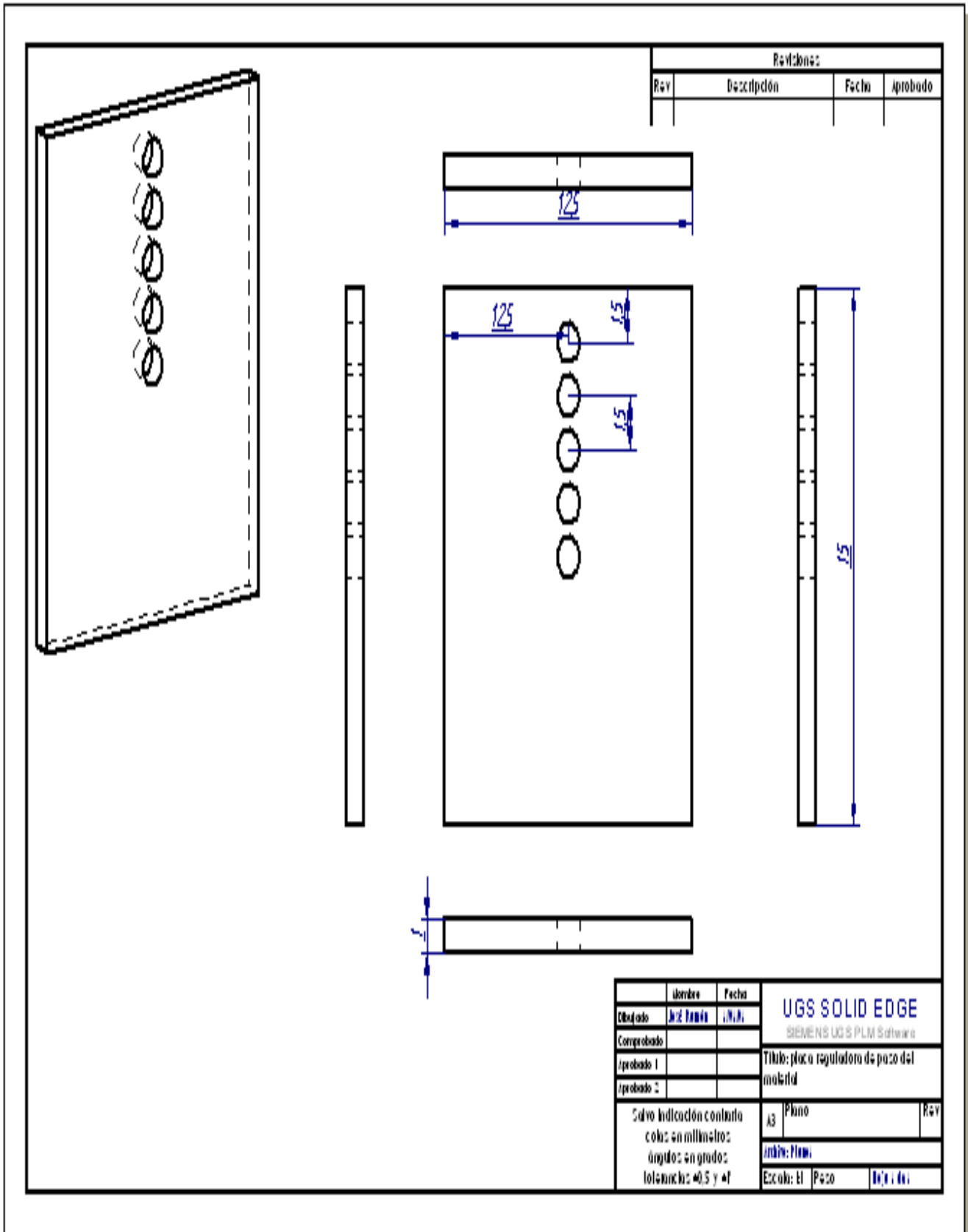


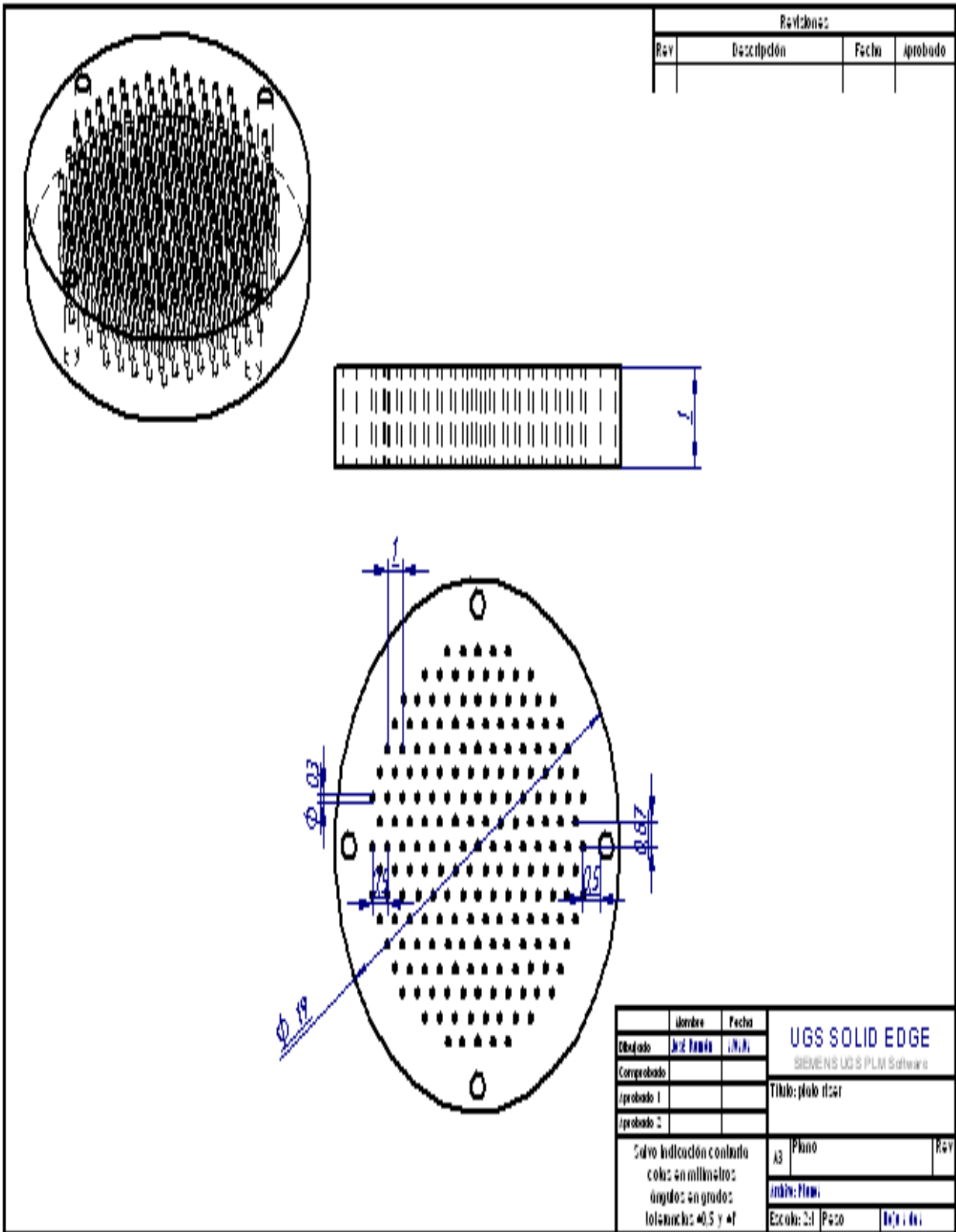


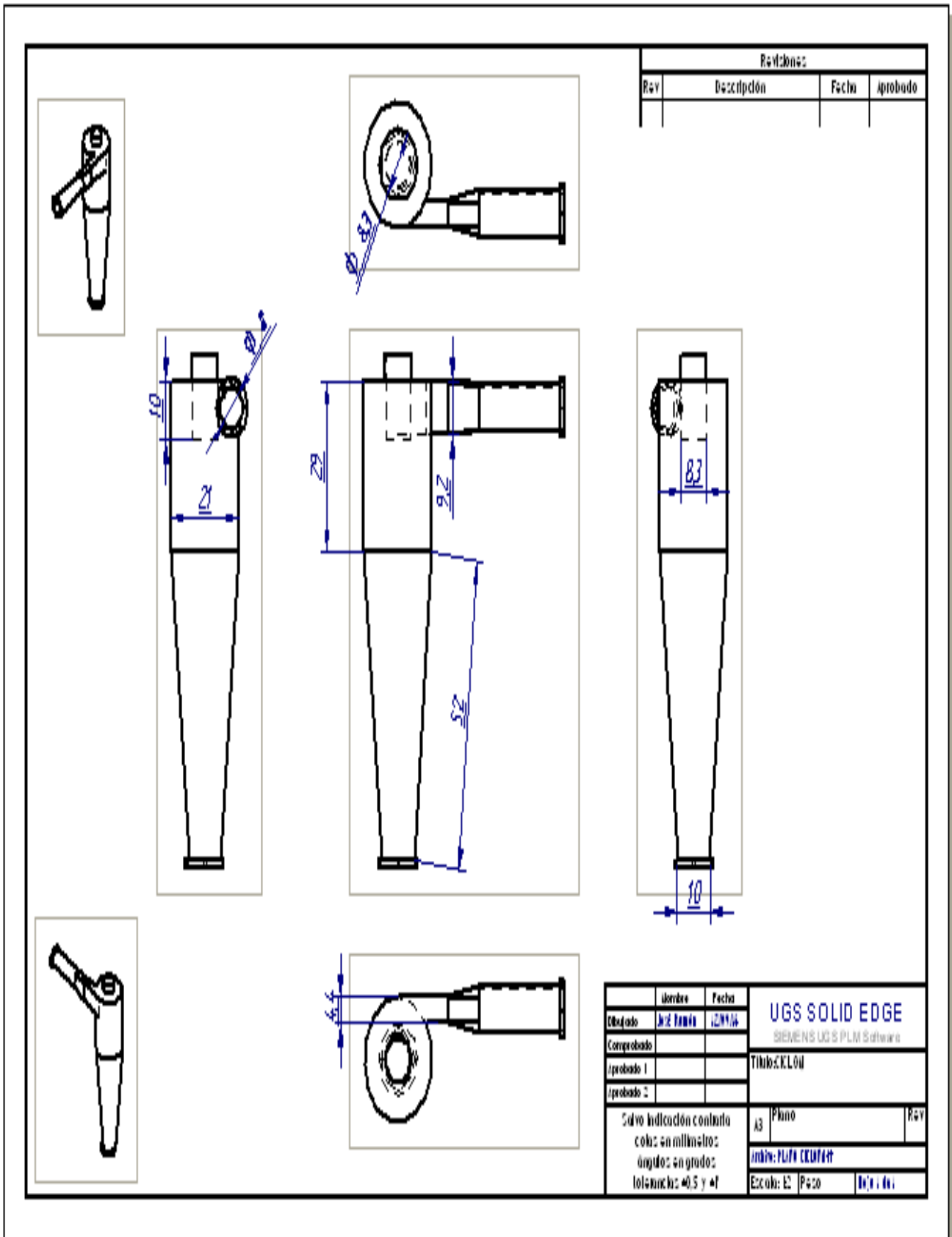


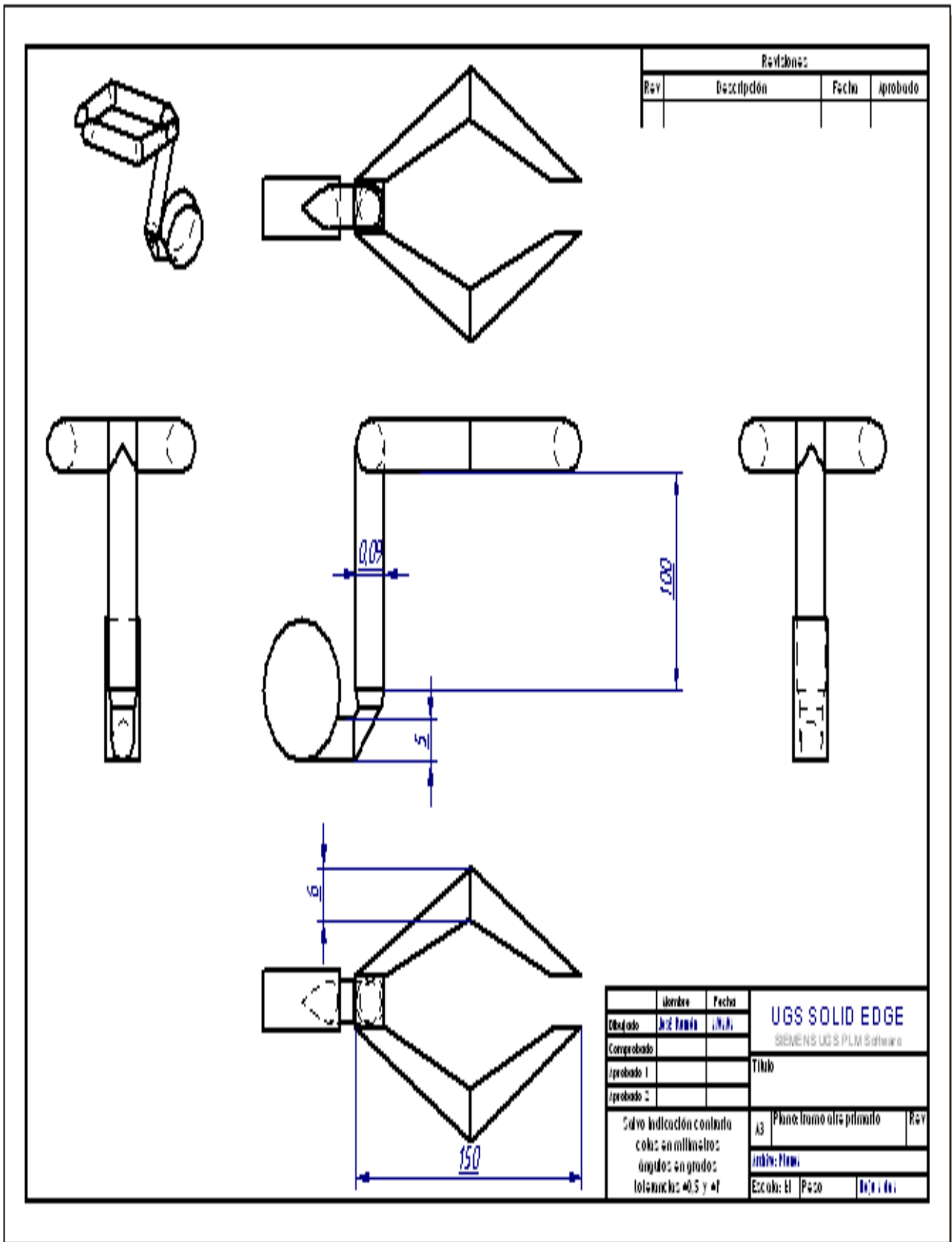
Revisión			
Rev	Descripción	Fecha	Aprobado

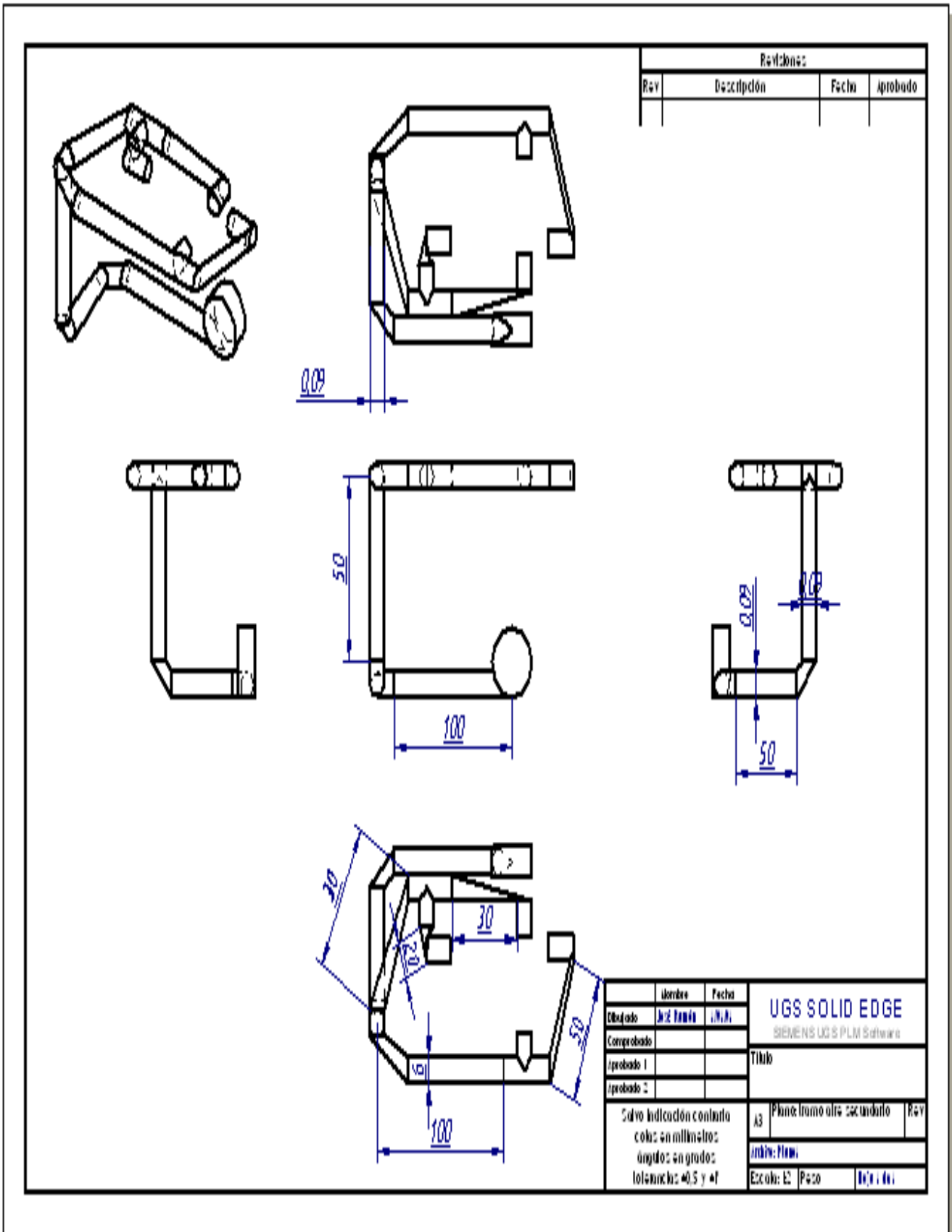
			UGS SOLID EDGE SIEMENS UG S PLM Software	
Dibujado	José Tomás	J.N.A.		
Comprobado			Título: plantan loop seal	
Aprobado 1				
Aprobado 2				
Salvo indicación contraria cotas en milímetros ángulos en grados tolerancias: ±0.5 y ±1			A3	Plano
			Escala: 1:1	

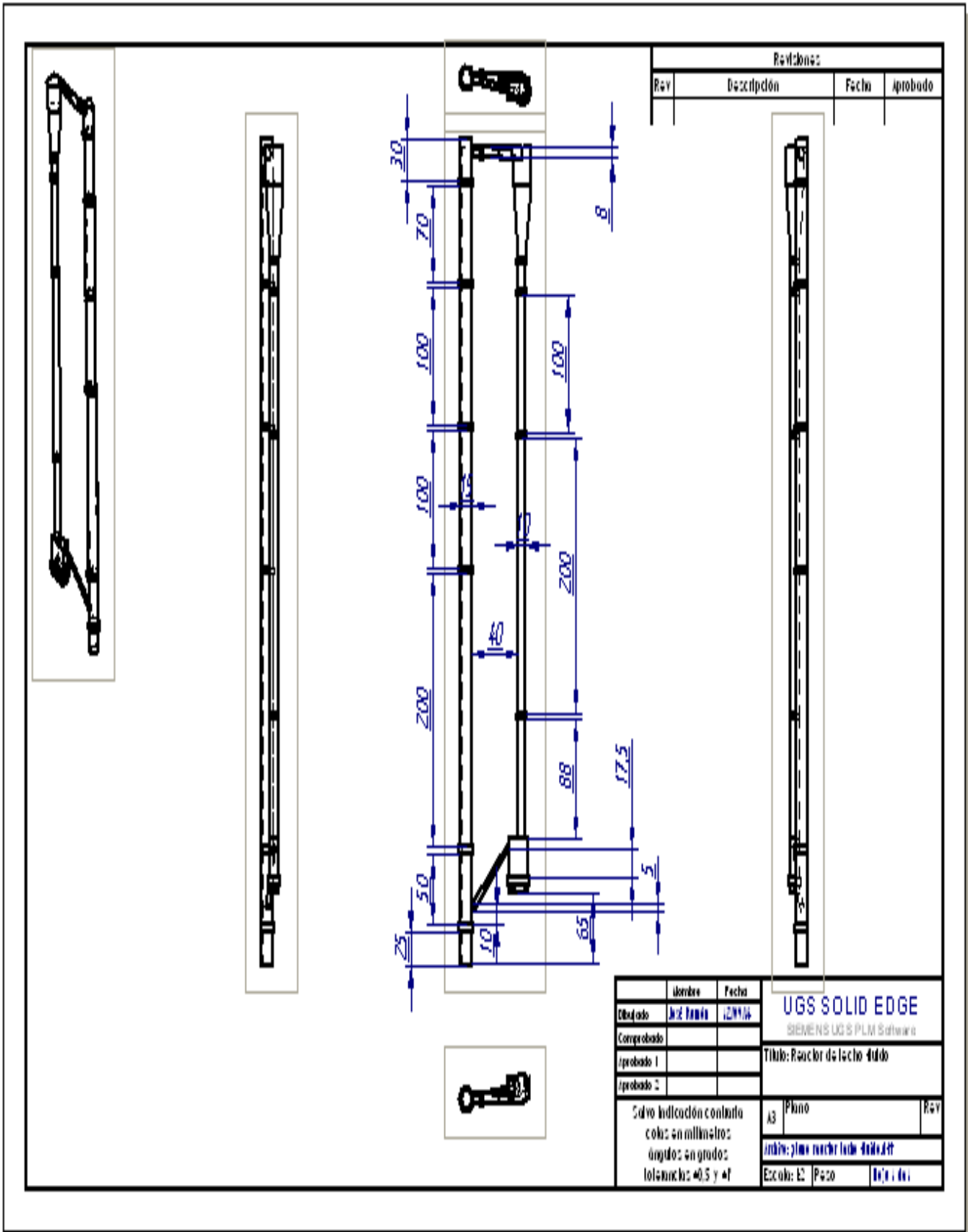












9. REPORTAJE DE FOTOS



Foto 1. Vista del reactor a pie de planta



Foto 2. Ventilador secundario y rotámetro de aire comprimido

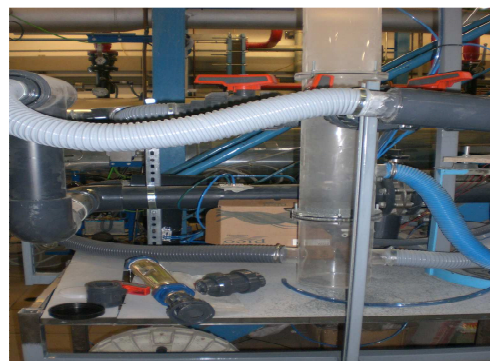


Foto 3. Tramo de aire secundario conectado al riser y por debajo plenum del riser



Foto 4. Vista de la zona alta del riser y del ciclón



Foto 5. Salida del ciclón hacia el exterior con las mangas dispuestas



Foto 6. Vista desde arriba de la zona alta del riser junto con el ciclón



Foto 7. Medidores de flujo y ventilador primario junto con el tramo primario



Foto 8. Tramo secundario conectado al riser

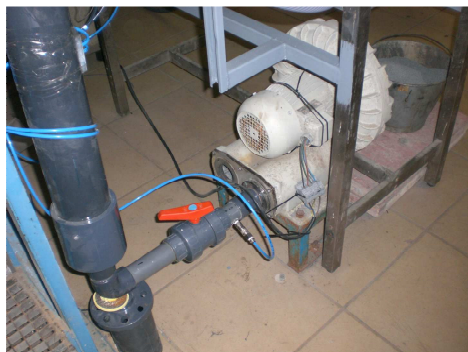


Foto 9. Ventilador primario junto con válvula de bola



Foto 10. Manoreductor



Foto 11. Medidores de presión



Foto 12. Ventilador secundario



Foto 13. Rotámetro de aire comprimido



Foto 14. Rotámetro de aire comprimido con válvula de bola para regulación



Foto 15. Vista desde arriba del reactor



Foto 16. Vista desde arriba de la zona baja del reactor con el tramo secundario

10. BIBLIOGRAFÍA

- Conesa, J.A. & Font, R. (2001). *Reactores Heterogéneos*. Universidad de Alicante.
- Cortés, C. & Gil, A. (2007). Modeling the gas and particle flow inside cyclone separators. *Progress in Energy and Combustion Science* 33, 409–452.
- Kuramoto, M., Kunii, D. & Furusawa, T. (1986). Flow of Dense Fluidized Particles through an Opening in a Circulation System. *Powder Technology*, 47, 141- 149.
- Rhodes, M.J. (1990). Modelling the flow structure of upward-flowing gas-solid suspensions. *Powder Technology*, 60, 27-38.
- Shi Yang, Hairui Yang, Hai Zhang, Jinjing Li & Guangxi Yue. (2009). Impact of operating conditions on the performance of the external loop in a CFB reactor. *Chemical Engineering and Processing* 48, 921–926.
- Tiscareño, F. (2008). *Reactores Químicos con Multireacción*. Barcelona: Reverté.
- Zhang, H., Zhou, C., Liu, Q. & Yue, G. (2011). Gas-solid flow behavior in the standpipe of a circulating fluidized bed with a loop seal. *Energy & fuels*, 25, 246-250.