



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA



Escuela Técnica Superior de Ingeniería del Diseño

TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERIA MECANICA

# DISEÑO DE EQUIPAMIENTO PARA PROCESOS COMBINADOS DE MICROENCAPSULACION

**AUTOR:** Carlos Aguado García

**TUTOR:** Pedro Martin Concepción

**Curso académico:** 2017-2018

---

## **AGRADECIMIENTOS**

He de dedicar estos agradecimientos a todos aquellos que me han apoyado durante toda la carrera y que no han dejado de creer en mí pero en especial a los más cercanos. Entre ellos se encuentran como no, mis padres Rosa y Cristóbal que aunque no entiendan muy bien cómo llegan a funcionar las cosas que diseño, siempre creen que funcionarán a la primera. También he de dedicarlos a mis amigos aunque uno de ellos los que es cercano, no es, para a unos 700 Km de aquí (y siempre está de baja), mi rugbier Víctor, a Maykal mi fiel compañero de gimnasio (gym buddy) y buen consejero aunque mal compañero de piso... porque no quiere compartirlo conmigo. Como no, también se lo agradezco a Enrique por su sabiduría y su ayuda para sacarle todas las pegadas habidas y por haber a mi trabajo (desde los planos, hasta los aceros, la manera de redactar...) agradezco que hoy no se encuentre entre los miembros del jurado porque si no lo llevaría más crudo que el sushi. También he de agradecer a mis demás amigos que después de que les contases mis penas por ir agobiado con este trabajo me incitaban a una vida llena de alcohol y resacas que atrasaban más la entrega... dentro de este capítulo están Fran, Nacho, Marce, Beltrán, Néstor, Javi, D. Chulia, Iván... y una larga lista los cuales espero que se den por aludidos. También se lo he de agradecer a mis compañeros del trabajo porque he sido de los más cansinos con mis mil trecientas catorce dudas durante estos meses, aunque hace casi un año ya que comparto los días de trabajo con ellos ; estos son Vicente Ballesteros (con este trabajo nos hemos ganado un buen almuerzo), Guillermo Calaforra (del cual espero una cordà para celebrarlo), Jose Fiacco (el hombre que ha tenido más paciencia conmigo), Ana Alicia, Juanma , Hugo , Paco Escrivá (que siempre esta súper a gusto) y a Diego Oliva por dejarme estorbar con todas las piezas que mecanizo y tienen geometrías dignas de otra dimensión además de corroborar mi amnesia junto con mi pronto Alzheimer casi todos los días. Y por lo que dicen de que lo bueno (por lo tanto la mejor) se hace esperar, no podía acabar sin agradecerse a mi trastete, la única persona que con darme un abrazo hacia que todos los nervios se fuesen en cuestión de segundos y que seguro que cuando consiga acabar con este proyecto nos iremos a celebrarlo durante un par de días como mínimo y a dar un paseo hacia ningún lugar.

## **RESUMEN**

Desde la industria se ha comunicado la alta demanda de la necesidad de investigar en este tipo de equipos, puesto que requiere de una gran parte de investigación y experimentación en la parte empírica, prestando atención a todos los detalles del proceso y al resultado final del producto. Por ello se decidió presentar este proyecto, ya que es de gran interés tanto comercial como de investigación.

En este proyecto trataremos de explicar las bases que se utilizan para el diseño de un lecho fluido partiendo desde cero, ya que cuando comencé este trabajo desconocía las ventajas y la utilización que un lecho fluido podía proporcionar.

Comenzaremos con la teoría en la que nos hemos basado para el diseño, pasando por las propiedades que tienen estos sistemas, los gas – sólidos , hasta el tipo de geometría de la placa difusora por la cual se distribuye el aire, tarea que a simple vista parece no tener mayor complicación pero que como en las siguientes páginas se expondrá es una tarea que requiere una gran precisión y que determinara la calidad y efectividad de nuestro lecho fluido, pudiéndose considerar la piedra angular de este dispositivo.

A continuación se procederá a la descripción de todos los problemas que nos hemos ido encontrando en la fase de diseño, expondremos tanto las diferentes opciones entre las cuales podíamos elegir, cuáles eran sus problemáticas y por cual finalmente nos decantamos. Como para la fabricación es necesario tener un modelo 3D y sus correspondientes planos, estos también se adjuntaran en esta memoria con el objetivo de que se entienda mejor como funciona, que partes los componen y el motivo de que sean equipos tan complejos. Como valor añadido se realizara un estudio aproximado con elementos finitos del comportamiento del polvo en el interior de la cámara de fluidificación. Se dice que es aproximado puesto que la placa distribuidora está en la fase experimental y lo más probable es que esta se deseche para dar paso a otro modelo más ajustado y que de un rendimiento mayor.

Para concluir el trabajo realizaremos un presupuesto del coste que ha tenido tanto el diseño como la construcción y compra de los materiales para esta obra. Se obviarán los elementos de taller tales como cilindradora, dobladora de tubos, etc. Puesto que están amortizados y lo único que pueden generar son beneficios.

---

## RESUM

Des de la indústria s'ha comunicat l'alta demanda de la necessitat d'investigar en aquest tipus d'equips, ja que requereix d'una gran part d'investigació i experimentació en la part empírica, prestant atenció a tots els detalls del procés i al resultat final del producte . Per això es va decidir presentar aquest projecte, ja que és de gran interès tant comercial com d'investigació. En aquest projecte tractarem d'explicar les bases que s'utilitzen per al disseny d'un llit fluid partint des de zero, ja que quan vaig començar aquest treball desconeixia els avantatges i la utilització que un llit fluid podia proporcionar. Començarem amb la teoria en la qual ens hem basat per al disseny, passant per les propietats que tenen aquests sistemes, les des - solguts, fins al tipus de geometria de la placa difusora per la qual es distribueix l'aire, tasca que a primera vista sembla no tenir cap problema però que com en les següents pàgines s'exposarà és una tasca que requereix una gran precisió i que determinés la qualitat i efectivitat del nostre llit fluid, podent-se considerar la pedra angular d'aquest dispositiu. A continuació es procedirà a la descripció de tots els problemes que ens hem anat trobant en la fase de disseny, exposarem tant les diferents opcions entre les quals podíem triar, quins eren les seves problemàtiques i per qual finalment ens vam decantar. Com per a la fabricació és necessari tenir un model 3D i els seus corresponents plans, aquests també s'adjuntaran en aquesta memòria amb l'objectiu que s'entengui millor com funciona, quines parts els componen i el motiu que siguin equips tan complexos. Com a valor afegit es realitzés un estudi aproximat amb elements finits del comportament de la pols a l'interior de la cambra de fluïdificació. Es diu que és aproximat ja que la placa distribuïdora està en la fase experimental i el més probable és que aquesta es rebutgi per donar pas a un altre model més ajustat i que d'un rendiment major. Per concloure el treball realitzarem un pressupost del cost que ha tingut tant el disseny com la construcció i compra dels materials per a aquesta obra. Es obviessin els elements de taller com ara cilindradora, dobladora de tubs, etc. Ja que estan amortitzats i l'únic que poden generar són beneficis.

## **ABSTRACT**

From the industry has been reported high demand for the need to investigate this type of equipment, since it requires a large part of research and experimentation in the empirical part, paying attention to all the details of the process and the final result of the product. For this reason, it was decided to present this project, since it is of great commercial and research interest.

In this project we will try to explain the bases that are used for the design of a fluid bed starting from scratch, because when I started this work I did not know the advantages and the use that a fluid bed could provide.

We will start with the theory on which we have based for the design, going through the properties that these systems have, the gas - solids, up to the type of geometry of the diffuser plate through which the air is distributed, task that at first glance it seems to have no major complication but as in the following pages will be exposed is a task that requires great precision and to determine the quality and effectiveness of our fluid bed, being able to consider the cornerstone of this device.

Next we will proceed to the description of all the problems that we have been encountering in the design phase, we will expose both the different options among which we could choose, what were their problems and why we finally decided. As for the manufacture it is necessary to have a 3D model and its corresponding plans, these will also be attached in this memory with the aim of understanding better how it works, what parts are composed and why they are so complex equipment. As an added value, an approximate study will be made with finite elements of the behavior of the powder inside the fluidization chamber. It is said to be approximate since the distributor plate is in the experimental phase and it is most likely that it will be discarded to make way for a more adjusted model and a higher yield.

To conclude the work we will make a budget of the cost that has had both the design and construction and purchase of materials for this work. Workshop items such as a cylinder, pipe bender, etc. will be ignored. Since they are amortized and the only thing they can generate are benefits.

---

# ÍNDICE

## DOCUMENTOS CONTENIDOS EN EL TFG

- Memoria
- Presupuesto
- Planos, P&D y simulaciones
- Pliego de condiciones

## ÍNDICE DE LA MEMORIA

1. Introducción .....	1
1.1. Estado del arte .....	1
1.2. Campo de la fluidificación en la actualidad .....	2
1.3. Objetivo y alcance del proyecto .....	5
2. Fundamentos teóricos .....	7
2.1. Introducción .....	7
2.2. Definición de lecho fluido .....	7
2.3. Fenómeno de la fluidificación .....	8
2.3.1 Introducción .....	8
2.3.2 Propiedades sistema Gas - Sólido .....	9
2.3.3 Caracterización de partículas .....	14
2.4. Velocidad mínima de fluidificación .....	15
2.5. Cuantificación calidad fluidificación .....	17
2.5.1 Transición de fluidización suave a burbujeante .....	18
2.6. Clasificación de Geldart .....	19
2.7. Regímenes de fluidización .....	21
2.8. Tipos de distribuidores de gas .....	21
2.9. Modelo de Davidson .....	23
2.10. Modelo de tres fases de Kunii y Levenspiel .....	24

3. Memoria justificativa .....	27
3.1. Introducción .....	27
3.2. Aspiración neumática .....	28
3.3. Salida de producto de Tolva .....	31
3.4. Entrada de producto a sistema de fluidificación .....	32
3.5. Sistema de filtrado del aire utilizado en el proceso .....	32
3.6. Entrada de aire en el proceso .....	34
3.7. Extracción de producto .....	35
3.8. Balance de energía .....	36

### ÍNDICE DEL PRESUPUESTO

1. Objeto del presupuesto.....	41
2. Generalidades.....	41
2.1. Cualificación del personal.....	43
2.2. Procedimiento de soldadura y acabado.....	43
2.4. Documentación .....	44
3. Reactor de lecho fluido.....	45
3.1. Especificaciones reactor de lecho fluido.....	45
3.2. Accesorios fondo superior.....	45
3.3. Accesorios fondo inferior.....	46
3.4. Suportación depósito.....	46
3.5. Accesorios de la virola.....	46
4. Equipo para la generación de vacío.....	47
5. Instrumentación .....	47
6. Presupuesto.....	49
6.1. Plazo de entrega.....	49
6.2. Forma de pago.....	49
6.3. Alcance de la obra.....	49
6.4. Validez de la oferta.....	51
6.5. Resumen económico.....	51

---

<b>PLIEGO DE CONDICIONES.....</b>	<b>54</b>
<b>BIBLIOGRAFIA.....</b>	<b>59</b>
<b>PLANOS, PID Y SIMULACIONES .....</b>	<b>62</b>



**PARTE PRIMERA DEL TRABAJO FINAL DE GRADO:**

**MEMORIA**

# CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

## 1.1 ESTADO DEL ARTE DE LA TECNICA DE LA FLUIDIFICACION

La técnica de fluidización nació gracias al trabajo de la industria petrolera, especialmente gracias a la corporación M.W.Kellogg y la empresa estándar de petróleo de Indiana con la finalidad de mejorar el proceso de desintegración catalítica que hasta entonces se hacía con un método de lecho fijo, introducido en 1937. En el pasado, el proceso de lecho fijo era uno de los mejores procesos de desintegración catalítica ya que producía una gasolina con mayores niveles de octanaje y una mayor cantidad de producto.

El pionero en fabricar el primer reactor de lecho fluido fue Fritz Winkler en Alemania durante el año 1920. Su objetivo fue mejorar el proceso del craqueo del petróleo.

Hasta llegar al modelo funcional de reactor de lecho fluido, se implementaron mejoras en el reactor de lecho fijo. El primer avance fue hacer pasar el vapor de petróleo a través de uno de los lechos hasta que se formara una catálisis llena de carbón. Después el vapor del petróleo se transfería a un lecho fresco adyacente mientras que un flujo de aire fue hecho pasar a través del material contaminado de carbón para regenerar la catálisis. Este proceso conllevaba una gran complejidad y un costo demasiado elevado, se necesitaba hacer una mejora más efectiva.

Tiempo después se vio que colocando los lechos regenerados y reactores en serie y moviendo la catálisis continuamente en forma mecánica de un lecho al otro, la eficiencia aumentaba y los costes se reducían. No obstante se sufrían considerables pérdidas por fricción, por ello se cambió a un sistema mecánico para transportar la catálisis, aunque el mayor problema relacionado con la erosión estaba relacionado con la velocidad del gas. Este gas debía de tener una velocidad baja para evitar una fricción demasiado alta. Así se observó que incluso a lechos de polvo de gran densidad podían ser mantenidos flotando.

Finalmente la primera planta química que utilizó para la desintegración catalítica fue construida en 1942.

A pesar de estos grandes avances, el proceso de fluidificación en vacío sigue siendo un amplio campo a desarrollar, ya que no se han consolidado muchos estudios. El más amplio y reconocido estudio de fluidificación en vacío es el de Kaeamura y Suezawa que emplearon partículas de arena, gel de sílica y cuencas de cristal variando las presiones del aire en contacto desde 0.1kPa a 101 kPa.

---

## 1.2 CAMPO DE LA FLUIDIFICACION EN LA ACTUALIDAD

En los últimos años ha proliferado el desarrollo de nuevos productos gracias a los avances tecnológicos producidos en disciplinas como la química fina, la farmacología, la farmacognosia, la tecnología de alimentos, la tecnología de diseño de partículas, etc. Estos avances han permitido dar respuesta a las crecientes exigencias de los consumidores de productos innovadores, más cómodos de utilizar, más seguros, más agradables desde el punto de vista organoléptico, etc. En este sentido, la micro encapsulación ha despertado un creciente interés dada su capacidad de conferir altas prestaciones a sustancias diversas a utilizar en múltiples sectores, como lo demuestran los trabajos que van apareciendo paulatinamente sobre el particular en sectores tan diversos como el alimentario, el cosmético, el farmacéutico, textil y cada vez más en el sector agrícola.

En el sector agroalimentario en particular, pero también desde un punto de vista global, las tendencias generales detectadas señalan a los compuestos encapsulados o micro encapsulados entre los productos con una demanda creciente.

Esta demanda deriva de las ventajosas propiedades que la micro encapsulación proporciona a las sustancias, entre las que se puede señalar:

- Facilidad de manejo y dosificación de sustancias de manipulación complicada ( transformación de líquidos a polvos)
- Protección frente a agentes externos como luz, oxígeno, pH, radicales libres, sustancias incompatibles por contacto, etc.
- Enmascaramiento de características no deseadas en el producto final: aroma, color, olor, etc.
- Liberación controlada en el momento y lugar deseado, según las condiciones ambientales o de forma sostenida en el tiempo.
- Disminución de la cantidad necesaria para un efecto dado, como consecuencia de la protección de los principios activos.

También cobra especial importancia la micro encapsulación de sustancias y posterior aglomeración de las micro capsulas para facilitar la manipulación y transporte de los ingredientes y/o compuestos de interés evitando la generación de polvo y facilitando así su manejo. En este contexto, es de especial relevancia recurrir no solo a los materiales de recubrimiento adecuados sino a las técnicas de micro encapsulación adecuadas para garantizar la estabilidad de los ingredientes y/o compuestos a encapsular frente a factores que pueden ocasionar su deterioro. La selección del material de recubrimiento constituye uno de los hitos cruciales a la hora de obtener un producto encapsulado que cumpla con los requerimientos de la aplicación concreta. Asimismo, la selección del método más apropiado depende en gran medida de aspectos como: el tamaño medio de partícula que desee conseguir, las propiedades fisicoquímicas del agente encapsulante, la sustancia a encapsular, las aplicaciones del material micro encapsulado, el mecanismo de liberación deseado; los costes asociados al nivel de producción requerido, etc. ( Yáñez et al. 2002,etc) Por tanto, para cada aplicación concreta debe valorarse la idoneidad de las técnicas para el objetivo perseguido.

En el sector agroalimentario, existe un fuerte interés en desarrollar procesos de micro encapsulación en los que no sea necesario el empleo de disolventes orgánicos y bajo unas condiciones de operación que afecten lo menos posible a las características del material encapsulado (Bansode et al., 2010). La micro encapsulación engloba numerosas alternativas tecnológicas, como atomización, micro emulsiones, fluidos supercríticos, etc. Dando lugar a procesos muy variados (Astray et al., 2009; de Vos et al 2010; Fang y Bhandari 2010). Cada uno puede ser aplicable a sustancias diferentes, haciendo uso de equipos acordes a las necesidades del proceso. En el presente proyecto, de desarrollo experimental, se pretende profundizar en la evaluación conjunta de técnicas de micro encapsulación y de aglomeración con el fin de elaborar diseños de procesos y de equipos industriales que integren ambas técnicas. Así, se plantea combinar la tecnología de micro encapsulación por atomización, contemplando tanto el secado por atomización (spray drying) como el enfriamiento por atomización (spray chilling) para la obtención de micro capsulas por una parte, y por la otra la tecnología de aglomeración con lecho fluido como alternativa para aglomerar la macropartículas generadas y aumentar así el tamaño de las partículas resultante para mejorar no solo su manejo sino que también sus propiedades físico – químicas.

Entre las tecnologías de micro encapsulación, las más directamente adaptables a escala industrial son las relacionadas con procesos de atomización, por su relativo bajo costes y su sencillez de control, una vez definidas las condiciones de proceso. Dentro de este grupo de tecnologías se encuentran varias alternativas de procesos diferentes, como las centradas en procesos de atomización o spray drying que consiste en el secado de una emulsión o de una dispersión, mediante atomización de la misma en una corriente de aire caliente que permite obtener un producto en polvo. Dada la reducción de la actividad de agua que se produce, el spray drying garantiza una seguridad microbiológica, evita procesos de degradación, reduce costes de almacenaje y transporte ( Gharsallaoui et al. 2007). Se ha empleado como proceso de secado en la industria desde finales de la década de los años 50 del siglo XX y proporciona procesos económicos, flexibles y de operación continua, y permite obtener partículas de buena calidad, habitualmente de forma esférica y con un tamaño medio de las mismas situado entre las 10 y las 100 micras (Fang y Bhandari, 2010).

Por otra parte, el enfriamiento por atomización ( Spray Chilling), el material que se desea proteger se dispersa dentro del material de recubrimiento y después se atomiza la mezcla, de forma similar a la atomización, pero sin emplear aire caliente, de manera que el material de la capsula solidifica y forma las partículas (Nazzaro et al; Sillick y Gregson, 2012). En este caso se suelen emplear aceites vegetales como materiales de recubrimiento para encapsular líquidos termolábiles o materiales no solubles en disolventes convencionales de manera que se minimizan los inconvenientes asociados a las temperaturas pero sigue presentando amplias distribuciones de tamaños de partículas.

Finalmente, la tecnología de encapsulación / aglomeración por lecho fluido, se presenta como una alternativa prometedora para complementar la encapsulación de diferentes ingredientes o compuestos de diferente naturaleza mediante la generación de gránulos con propiedades físico-químicas mejoradas que lo adecuan para posteriores operaciones de procesado tales como las que puede encontrarse en las industrias alimentaria, farmacéutica y agrícola. De hecho

el propio lecho fluido puede servir como proceso de encapsulación (o recubrimiento) de partículas mediante el sprayado o atomización de un agente encapsulante sobre un lecho de polvo fluidificado (Hemati et al, 2003). Las variables de proceso en la encapsulación por lecho

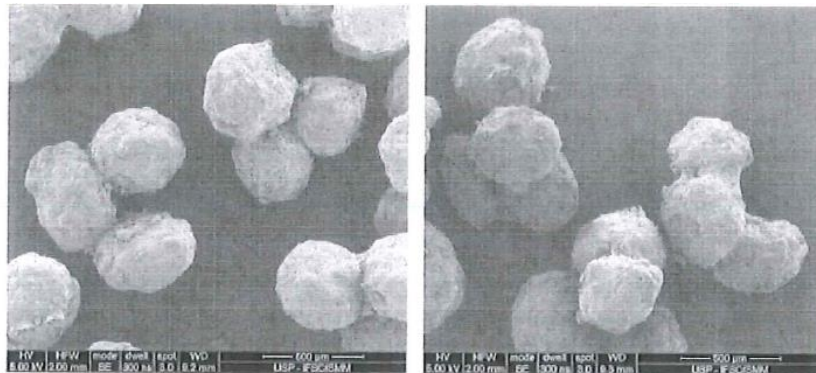


Figura 1. Gránulos obtenidos mediante aglomeración con lecho fluido de partículas (Bennelli et al,2015) y como el caudal de circulación del polvo, la presión de atomización de la disolución en la boquilla, la humedad, el caudal de alimentación del material de recubrimiento de las partículas tienen todas ellas influencia sobre la eficiencia de la encapsulación. Se trata de un proceso que se produce al mismo tiempo el secado, recubrimiento y aglomeración de un único paso y que depende de la acción de muchas variables de proceso. Por este motivo, la optimización del proceso de encapsulación empleando la tecnología de lecho fluido depende de la evaluación en profundidad de la influencia de las diferentes condiciones de proceso incluyendo los materiales de recubrimiento a emplear.

La implantación de un proceso de micro encapsulación que integre las citadas tecnologías a un nivel industrial depende del diseño específico de estas instalaciones para un proceso concreto. Esto requiere de conocimientos y experiencia previa sobre estos procesos, o de la adaptación de equipamiento de secado y/o enfriamiento por atomización a procesos de micro encapsulación y así como de la tecnología de lecho fluido para la aglomeración y encapsulación de partículas previamente micro encapsuladas. El desarrollo de equipamiento específico para un proceso concreto que integre las tecnologías mencionadas, debe contemplar aspectos tales como:

- La preparación y adecuación previa de la emulsión de la alimentación al equipo para la fase inicial de atomización.
- La preparación y adecuación previa de la disolución que se empleara como aglomerante y como recubrimiento en la fase de aplicación de lecho fluido.
- Diseño de un separador ciclónico optimizado para un tipo y tamaño de micro encapsulado concreto para la separación de las partículas obtenidas
- aplicaciones concretas para la modificación de las características de las partículas en la boquilla facilitando la mezcla de los fluidos que ha de darse en procesos de micro encapsulación como es la dosificación de micro emulsiones o dispersiones acuosas de solidos
- Incidir en el diseño de la geometría del cilindro en el que se produce el lecho fluido aso como la manera de aplicación del material de recubrimiento y alimentación del producto a aglomerar (procedente de la fase de atomización anterior) con el fin de garantizar un flujo

homogéneo de partículas y una uniformidad en la aplicación del material de recubrimiento que permita obtener un producto uniforme.

-Adecuar el dimensionado del proceso de micro encapsulación al proceso de lecho fluido para evitar cuellos de botella durante las fases productivas.

### 1.3 OBJETIVOS Y ALCANCE DEL PROYECTO

Fruto de proyectos llevados a cabo anteriormente en colaboración con diferentes empresas, se está trabajando, desde hace varios años, en el desarrollo de equipamiento industrial específico para procesos de micro encapsulación, especialmente en el sector de la alimentación. En este contexto se ha desarrollado previamente en proyectos previos, un equipo piloto de micro encapsulación mediante secado por atomización con el que se han ensayado y escalado diferentes productos micro encapsulados.

Este equipo piloto está sirviendo para la realización de ensayos con diferentes productos, con los que se ha obtenido conocimientos para el desarrollo de equipos industriales, tratando de cubrir un mercado necesario en el campo de la micro encapsulación. No obstante, a raíz de la intención de dar el paso a la producción industrial en este tipo de procesos, especialmente al abrir el mercado a nuevos sectores, como agricultura o farmacia, se han identificado algunas necesidades relevantes de diseño del equipo, que afectan al propio proceso de micro encapsulación y formación de partículas. Por un lado, se considera necesario, a juzgar por la demanda del sector, la generación de granulados aglomerados o partículas de mayor tamaño que las que se generan en el propio proceso de micro encapsulación por atomización. El proceso de micro encapsulación requiere de la formación de partículas de pequeño diámetro, (del orden de 1 y 50 micras) para que la protección lograda por la micro encapsulación y el mecanismo posterior de liberación resulte adecuado. No obstante, un tamaño de partícula tan bajo, dificulta el manejo a escala industrial, porque hace que el producto polvoriento se comporte de una manera demasiado fluida, dando lugar a problemas de transporte, formación de aerosoles, etc. Además, especialmente en productos destinados a agricultura interesa una redisolución posterior del producto, necesidad que comparte también con el campo farmacéutico.

Con este proyecto, se pretende aportar a este tipo de productos micro encapsulados una serie de ventajas competitivas mediante su comercialización como productos sólidos, en polvo de fácil manejo, seguros y fácilmente dispersables en agua. Es por este motivo que se plantea la incorporación de un proceso y el equipo necesario, diseñado específicamente para la aglomeración o granulación de estas partículas micro encapsuladas generadas en el propio proceso de micro encapsulación por atomización. Para ello, sería necesario avanzar en los conocimientos necesarios para poder diseñar un equipo, basado en un proceso de granulación o aglomeración por lecho fluido, diseñado específicamente para la aglomeración de partículas micro encapsuladas directamente en el propio equipo de micro encapsulación por atomización.

---

De esta manera, con el presente proyecto se pretende avanzar en el conocimiento para la generación de un nuevo proceso y un nuevo equipamiento de micro encapsulación combinado con aglomeración, partiendo de un equipo piloto de micro encapsulación ya preexistente.

En este caso, se trata de un proyecto de desarrollo experimental, centrado en la adquisición de conocimientos y técnicas de micro encapsulación y aglomeración con vistas a la elaboración de diseños de procesos y de equipos industriales.

El objetivo del proyecto es explicar la construcción de un reactor de lecho fluido circulante para la mezcla de polvos, no estando definidos actualmente y por lo tanto obligando al equipo a aumentar su versatilidad. Dicho equipo debe de ser capaz de soportar una carga de trabajo tal, que pueda ser homologado para trabajar a batches o ciclos periódicos y altos ciclos de trabajo, además de pasar una certificación determinada por un organismo de control pertinente (FDA) .

El trabajo intentará explicar con la mayor claridad todos los procesos y cálculo realizados para que el resultado del producto final sea de la mayor calidad posible. Algunas de las operaciones referentes a las composiciones químicas serán omitidas ya que el documento sería demasiado extenso y se abarcaría demasiado temario, no obstante se explicarán todas las teorías, estimaciones, cálculos y suposiciones tenidas en cuenta para las demás operaciones. Para aclarar términos que el lector puede que no conozca por ser específicos de la fluido dinámica (Velocidad terminal, velocidad mínima de fluidización...) se explicarán en el apartado dos.

Las teorías o postulados se agrupan también en el capítulo dos, este texto dará pie y justificación a la explicación numérica del diseño del reactor.

Se concluirá con un resumen sobre las fuentes de las cuales nos hemos nutrido para los cálculos y toma de decisiones.

## **CAPÍTULO 2. FUNDAMENTOS TEORICOS**

### **2.1 INTRODUCCION**

En este capítulo se estudiarán todas las características del lecho fluido, partiendo desde su definición para asentar los conceptos básicos y mejorar la comprensión del lector, hasta el modelo de tres fases de Kunii y Levenspiel, el modelo de mayor reconocimiento dentro de este campo de estudio.

A su vez se presentarán también los diferentes parámetros a tener en cuenta para el diseño funcional del reactor, aunque sin duda el más crítico es la velocidad mínima de fluidificación ya que influirá de manera directa en el tipo y calidad del producto.

### **2.2 DEFINICION DE LECHO FLUIDO**

Cuando hablamos de lecho fluido nos referimos a la zona del proceso donde el sólido en polvo con una granulometría acotada y normalmente heterogénea, cambia su comportamiento de sólido para adaptar el de un líquido. Este cambio depende según el tamaño de grano y la diversidad de tamaños de partículas como explicaremos a continuación. En posteriores apartados comentaremos



## 2.2 FENOMENO DE LA FLUIDIFICACION

### 2.3.1 INTRODUCCION

La fluidificación o fluidización convierte un lecho de partículas sólidas en una masa suspendida y expandida que posee muchas de las propiedades de un líquido. Esta masa tiene un ángulo de reposo igual a cero, busca su propio nivel y adopta la forma del recipiente que lo contiene.

Los lechos fluidificados se utilizan de forma satisfactoria en distintos tipos de procesos, tanto catalíticos como no catalíticos. Entre los usos catalíticos se encuentran el craqueo catalítico y el reformado de hidrocarburos, la oxidación del naftaleno a anhídrido y la amoxidación del propileno a acrilonitrilo. Algunos de los usos no catalíticos son el tostado de sulfuros minerales, la coquización de residuos del petróleo, la calcinación de la piedra alza, la incineración de lodos, etc.

El tamaño de las partículas que se quiere fluidizar va de los  $6\mu\text{m}$  hasta los 6 cm. En general, se concluye que las partículas con un tamaño entre 150 a 10 son las que dan una fluidificación más uniforme, es decir, con menor formación de burbujas. Las partículas grandes provocan la inestabilidad y como resultado borboteos u ondulaciones pulsantes. Las partículas pequeñas (las inferiores a 20) frecuentemente, incluso secas o húmedas, forman aglomerados, canalizaciones en el lecho o expansiones del mismo. La adición de partículas de un tamaño más fino a un lecho de partículas gruesas, o bien la de partículas gruesas a un lecho de finos, generalmente dan como resultado una mejor fluidificación.

La velocidad ascendente del gas varía normalmente entre 0.15m/s y 6 m/s. Esta velocidad ascendente se basa en el flujo a través de un recipiente vacío y se conoce como velocidad superficial.

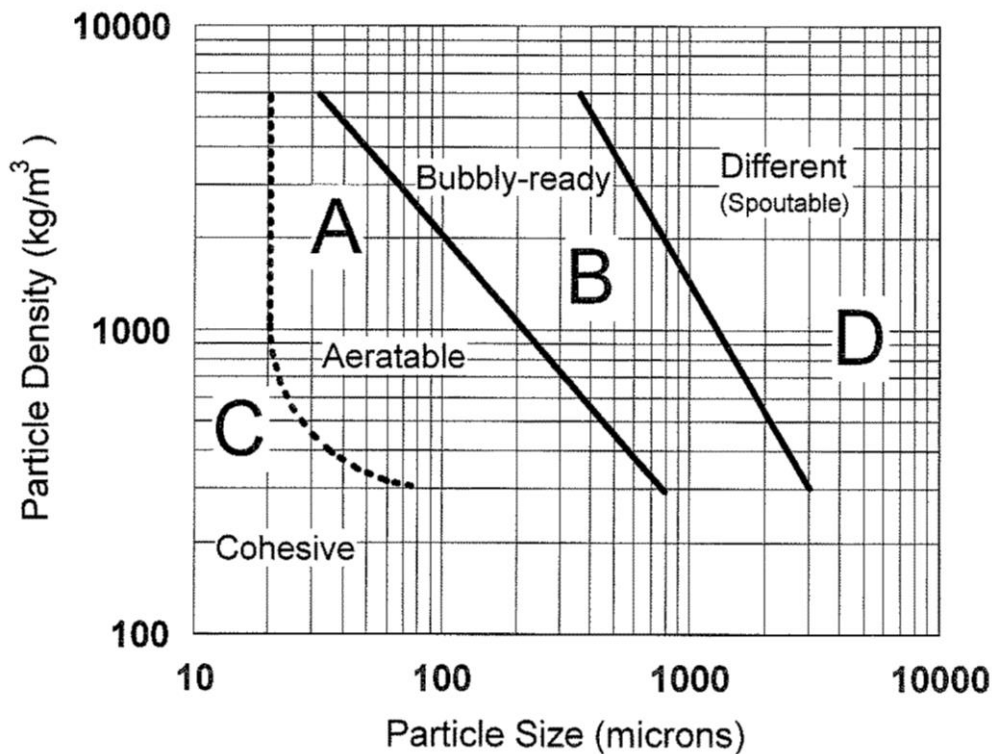
En el apartado que viene a continuación expondremos las nociones básicas para entender los cálculos del lecho fluido. El objetivo será obtener la velocidad mínima de fluidificación para un sistema con los datos que podamos conocer sobre nuestro sólido a introducir en el sistema y observar cuales de estos datos afecta a la forma y posibilidades reales de fluidificación del lecho.

### 2.3.2 PROPIEDADES SISTEMAS GAS-SOLIDOS

Para caracterizar cada sistema, varios investigadores han concluido en que se debe de tener en cuenta varios parámetros que expondrán a continuación ya que se han sistematizado los diferentes tipos de fluidificación.

#### Tipo de solido

Geldart caracterizo cuatro tipos de sólidos que muestran propiedades diferentes al fluidificarse con un gas. En la siguiente figura se muestra la división de clases en función del diámetro medio de partícula y la diferencia de densidades



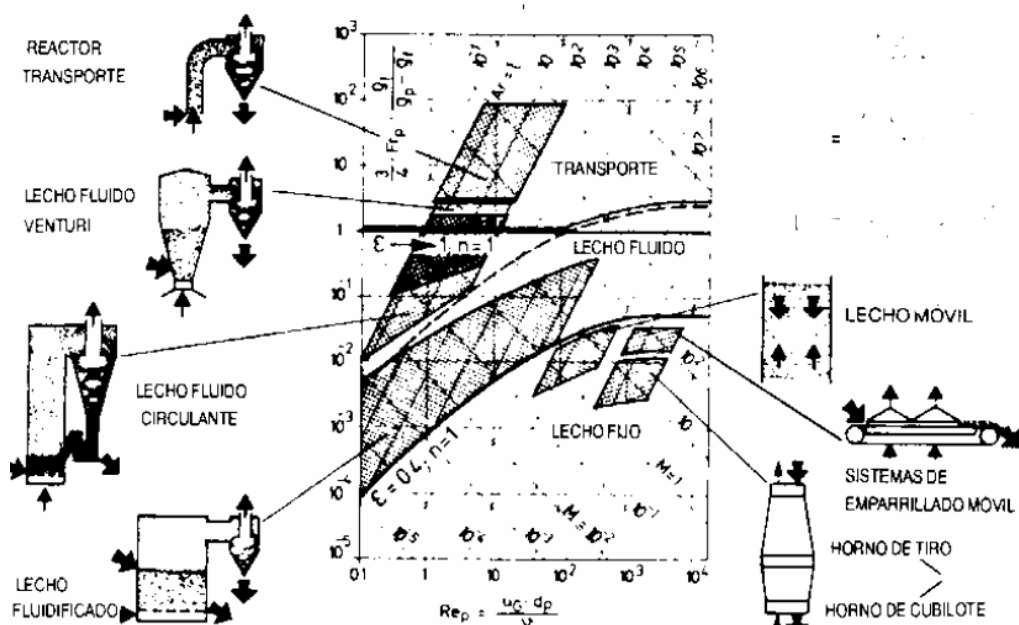
Cuando el gas pasa en dirección ascendente a través de un lecho de partículas de los grupos A, B o D, la fricción provoca una caída de presión, que se puede determinar por la correlación de Carman – Koseny. A medida que se incrementa la velocidad del gas, aumenta la caída de presión hasta que se iguala el peso del lecho dividido entre la sección del área. Esta velocidad se conoce como la velocidad mínima de fluidificación,  $U_{mf}$ . Alcanzada esta, el lecho de las partículas del grupo A se expandiría uniformemente, hasta una determinada velocidad más elevada del gas, en la que se forman burbujas (la velocidad mínima de burbujeo  $U_{mb}$ ).

Para las partículas del grupo B y D,  $U_{mf}$  y  $U_{mb}$  son esencialmente las mismas. Las partículas del grupo C muestran una tendencia a adherirse y a mayor flujo de gas provoca las coberturas de canales que se extienden desde la zona del distribuidor hasta la superficie. Si no se formasen estos canales el lecho subiría como si fuera un embolo. En lechos con diámetros más pequeños, especialmente los grupos B y D, se puede provocar un apelmazamiento, cuando el diámetro de las burbujas aumentan hasta más de la mitad del diámetro del lecho. Las burbujas crecen al unirse en dirección vertical y lateral y también aumentan de diámetro al incrementarse la velocidad del gas. Un mayor incremento en la velocidad del gas tiene como resultado un transporte neumático de la fase diluida.



### Diagrama de fase y diagrama de régimen

Grace correlaciono los diferentes tipos de sistemas gas- solido en los que el gas fluye en contra de la gravedad como una gráfica de estado, en la cual se utilizan los parámetros del número de Arquímedes para el tamaño de partícula y una velocidad adimensional para el gas. Grace también esquematizo la forma en que aparece un fluido en los diferentes regímenes de fluidificación en función del aumento de la velocidad, que abarca desde un lecho fijo hasta un transporte neumático. El lecho fluido cuando trabaja en altas velocidades, es decir en régimen turbulento, trabaja por encima de la velocidad terminal de algunas o de todas las partículas, por lo que es necesario el retorno de los sólidos para mantener el lecho.



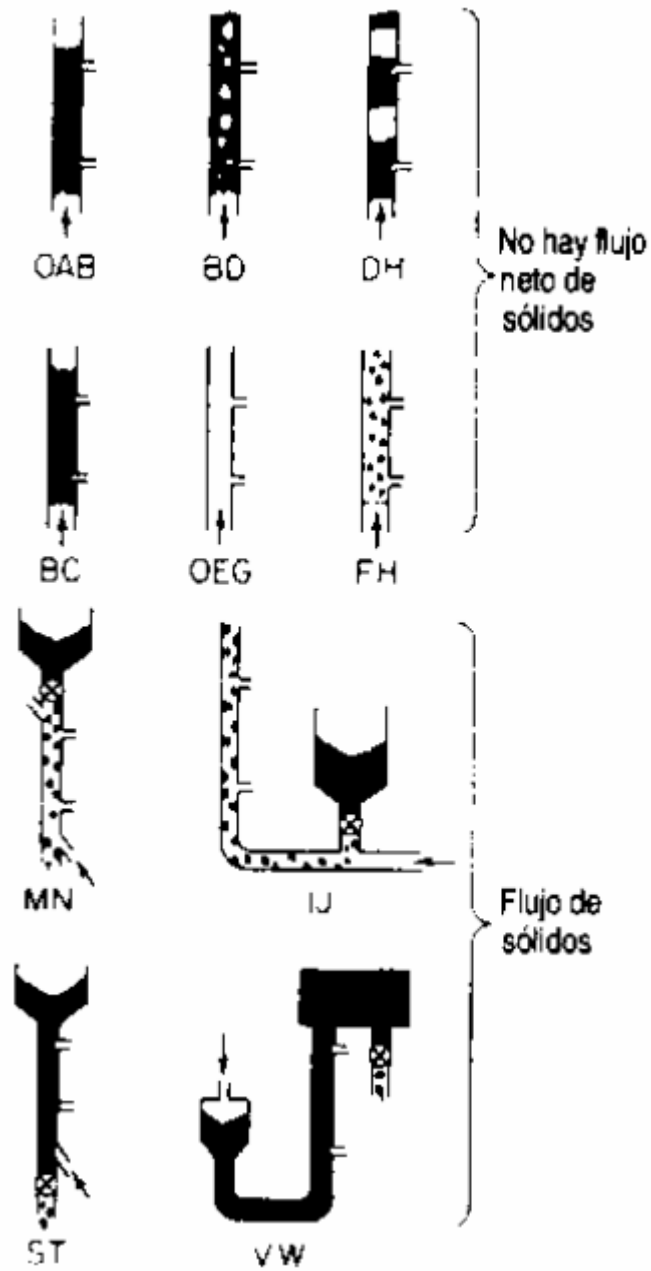
### Concentración de sólidos en función de la altura

Se deduce después de todo lo mencionado que existen diferentes regímenes de fluidificación. Estos son en orden creciente de la velocidad:

- Fluidificación de las partículas (Grupo A de Geldart)
- El régimen de burbujeo
- Régimen turbulento

### Tipos de equipos

Algunos de los equipos más representativos se mostraran a continuación.



### 2.3.3 CARACTERIZACION DE LAS PARTICULAS

Para una correcta caracterización de las partículas es necesario considerar diferentes aspectos de la morfología de dichas partículas del producto a introducir en el lecho fluido. Por lo tanto introduciremos los conceptos de esfericidad, diámetro teórico y diámetro efectivo.

Podemos definir la esfericidad como la cualidad de ser esférico, que para nuestro caso utilizaremos este término para definir la esfericidad de una partícula real, es decir, la relación entre la superficie de una esfera y la de una partícula con el mismo volumen ( $\phi_s$ ).

Para partículas irregulares, más o menos esféricas, se considera que  $d_{sph}$  representa el diámetro de una esfera perfecta con el mismo volumen que ocupa la partícula a la que se refiere. Se define el diámetro efectivo como:

$$d_{eff} = d_{sph} \phi_s$$

Donde  $d_{eff}$  es el diámetro teórico de una partícula esférica que tuviera la misma relación superficie/volumen que la partícula real. En los casos en que las partículas son más irregulares, más o menos esféricas, el diámetro de partícula que se obtiene de tamizados o de equipos medidores de tamaño de partícula, coincide con  $d_{sph}$ .

En nuestro caso, como el lecho fluido tiene varios tamaños de partícula, es decir, de amplio rango, se sustituye en la fórmula el diámetro de partícula por un diámetro medio, de todas las partículas del lecho, calculado de la siguiente forma:

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum \left( \frac{x_i}{d_{pi}} \right)}$$

Donde  $x_i$  es la fracción másica (el cociente del número de moles de un componente y el número total de moles en la disolución) de partículas de diámetro  $d_{pi}$ .

Por otra parte, la superficie específica del lecho, es decir, la relación entre la superficie externa total de todas las partículas del lecho frente al volumen que ocupan, viene dada por:

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon_m)}{\phi_s d_{sph}}$$

Donde  $\varepsilon_m$  es la porosidad del lecho, o sea, la fracción del volumen de lecho que está vacío.

## 2.4 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIFICACION

Cuando un gas empuja hacia arriba a un lecho de sólidos, en el punto de fluidización se pueden igualar las fuerzas de empuje del gas y la pérdida de carga. Explicado sin formula concretas se podría expresar de la siguiente forma:

(Fuerzas de empuje del gas)= (Pérdida de presión manométrica, que coincide con la pérdida de presión en el lecho)x(Sección)= (Volumen del lecho)x(Fracción de sólidos)x(Peso específico de los sólidos)

$$\Delta P = (\text{Peso-Empuje})/\text{Seccion}$$

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

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

Donde  $\varepsilon_{mf}$  es la porosidad en el mínimo de fluidización, que es ligeramente más alta que la de lecho fijo, ya que normalmente hay una expansión y  $L_{mf}$  es la altura del lecho en el punto de mínima fluidización.

Si combinamos esta expresión con la ecuación de Ergun se obtiene:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3} (Re_{p,mf})^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} (Re_{p,mf}) = Ar$$

En todas las ecuaciones el subíndice "mf" representa las condiciones de mínima fluidización, por tanto  $U_{mf}$  es la velocidad superficial de flujo mínima para que se produzca la fluidización del lecho y así el resto de parámetros con este subíndice están calculados bajo este régimen de flujo.

Cuando se desconoce los valores de la porosidad y/o esfericidad, se puede emplear la expresión resumida:

$$K_1 Re_{pmf}^2 + K_2 Re_{pmf} = Ar$$

Donde los valores de las constantes, pueden ser deducidos de tablas experimentales, según el tipo de sólido haya en el lecho.



**Tabla 1**

Investigadores	$K_2/2K_1$	$1/K_1$
<b>Wen y Yu</b> 284 puntos de bibliografía	33.7	0.0408
<b>Richardson</b>	25.7	0.0365
<b>Saxena y Vogel</b> Dolomita a alta P y T	25.3	0.0571
<b>Babu y cols.</b> Datos hasta 1975	23.5	0.0651
<b>Grace</b>	27.2	0.0408
<b>Chitester y cols.</b> Carbón, vidrio hasta 64 bar	28.7	0.0494

## 2.5 CUANTIFICACION CALIDAD FLUIDIFICACION

Para la cuantificación de la calidad de una fluidificación se pueden utilizar diferentes parámetros, no obstante un buen indicativo, sobre todo si el examen visual no es posible, es la pérdida de presión frente a la velocidad. Para su mejor estudio se puede realizar un diagrama que se obtiene cuando partiendo de un lecho fijo (no fluidizado previamente) se aumenta la velocidad superficial y se va midiendo la pérdida de presión.

Si se representa la caída de presión a través del lecho frente a la velocidad se obtiene una variación lineal si el régimen es laminar hasta el punto en que tiene lugar la expansión del lecho, pero luego la pendiente de la curva disminuye gradualmente a medida que el lecho se expande. Al aumentar la velocidad, la presión decae obteniendo un máximo, obteniendo así un valor prácticamente constante y que se hace independiente de la velocidad del gas.

En el caso de que la velocidad del gas disminuya pronunciadamente, la altura del lecho se contraerá hasta que las partículas empiecen a descansar unas sobre otras, reduciendo así también el comportamiento fluidificado de este. La porosidad tiene entonces el valor máximo estable para un lecho fijo de las partículas en cuestión.

Si la velocidad es rebajada más todavía el efecto de este sobre el polvo se considerara nulo, la caída de presión en este lecho que ya será fijo es entonces menor que la obtenida originalmente a la misma velocidad. Si se aumentara ahora de nuevo la velocidad, sería de esperar que se siguiera la nueva curva y que la pendiente cambiara repentinamente de 1 a 0 en el punto de fluidificación.

Entendiendo como  $u_o$  como velocidad del aire y  $u_{mf}$  como velocidad mínima de fluidificación, podemos ver dos zonas diferenciadas en el siguiente grafico. Se debe de apreciar el cambio de pendiente que sufre al superar la velocidad mínima de fluidificación.

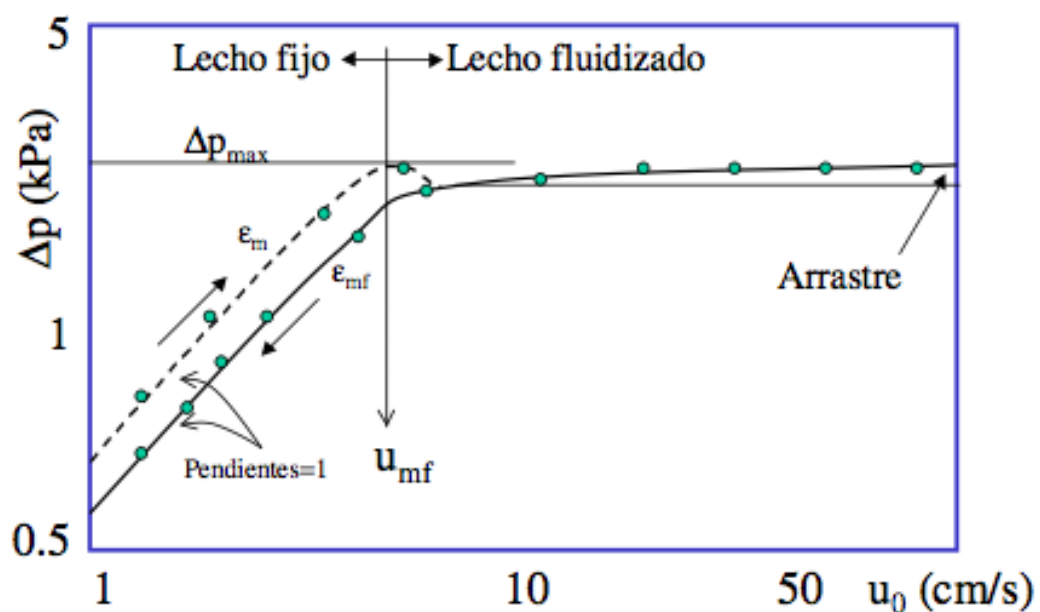


Figura 1. Fluidización y regiones

### 2.5.1 TRANSICION DE FLUIDIZACION SUAVE A BURBUJEANTE

En las partículas pequeñas, las burbujas aparecen nada más superar su velocidad mínima de fluidificación. No obstante para las partículas grandes, es decir, aquellas en las que para que parezcan burbujas durante la fluidización es necesario que la velocidad del aire duplique la velocidad mínima de fluidificación, se debe de seguir la ecuación:

$$\frac{u_{mb}}{u_{mf}} = \frac{2300 \rho_g^{0,13} \mu^{0,52} \times 10^{0,72P^{0,45}}}{d_p^{0,8} (\rho_s - \rho_g)^{0,93}}$$

Se utilizaran las unidades del S.I. y esta será válida, solo si:

$$20 < \overline{d_p} < 72 \mu m \quad y \quad 1.1 < \rho_s < 4,6 g/cm^3$$

## 2.6 CLASIFICACION DE GELDART

Las partículas a introducir en un lecho fluido se pueden diferenciar según la capacidad y modo en el que realizan el proceso y esto dependerá de su naturaleza. Geldart realizó una clasificación de las partículas que actualmente es la más utilizada a nivel internacional.

En la fluidificación existen regímenes homogéneos, si las partículas son pequeñas, se convierte en régimen de burbujeo, pero si son medianas o gruesas, el régimen de burbujeo se alcanza inmediatamente al superar el punto de mínima fluidificación.

Las burbujas libres de sólido aparecen en la parte inferior del lecho. Estas irán creciendo y uniéndose a medida que atraviesan el lecho fluido. Generando así una agitación.

Propuso pues las siguientes distinciones:

### GRUPO A:

Tiene diámetro de partícula pequeño y/o una baja densidad ( $< 1.4 \text{ g/cm}^3$ ). Flotan y fluidizan con facilidad, además no forman muchas burbujas incluso a velocidades altas.

### GRUPO B:

Su diámetro de partícula está comprendido entre 40 y 50  $\mu\text{m}$ . Fluidifican bien al tener un fuerte borboteo y obtienen grandes tamaños de burbuja. Se puede considerar como un tipo de arena

### GRUPO C:

Su diámetro de partícula está comprendido entre 10 y 40  $\mu\text{m}$ . Son polvos muy finos o que se adhieren con facilidad. Son difíciles de fluidizar

### GRUPO D:

Son piedras muy pesadas y que por lo tanto tienen un diámetro de partícula extremadamente grande

En la siguiente tabla podemos apreciar la diferenciación:

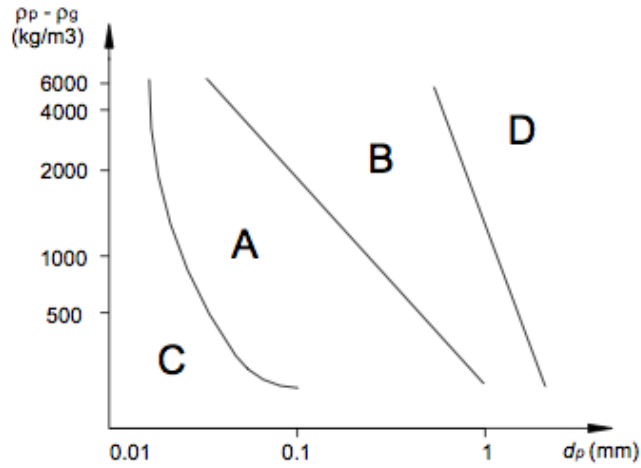
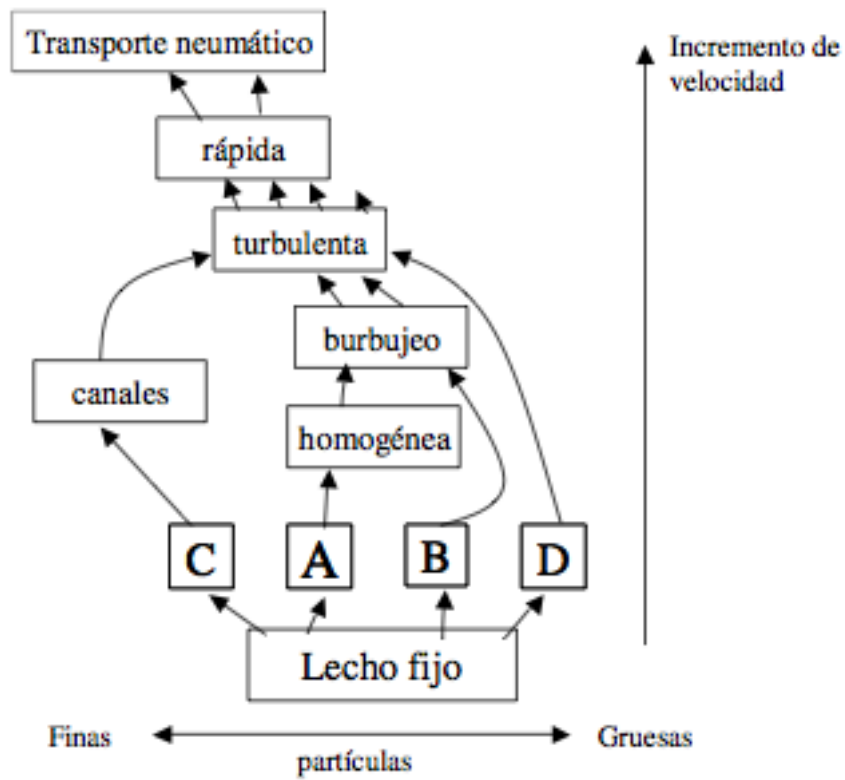


Figura 2.5. Clasificación de las partículas según Geldart por peso y tamaño [2].

Y en este caso apreciamos el comportamiento según cambia la clasificación de la partícula:



## 2.7 REGIMENES DE FLUIDIFICACION

Como se ha explicado previamente, a partir de la velocidad mínima de fluidificación, el polvo quedara en suspensión y su comportamiento se asemejara al de un fluido. A medida que aumente la velocidad del aire introducido en el reactor, el régimen de fluidificación se modificara. Esto se puede apreciar en la siguiente ilustración. A mayor velocidad de gas, los diferentes regímenes son:

-Lecho burbujeante

-Fluidificación turbulenta

-Fluidificación rápida

-Arrastre

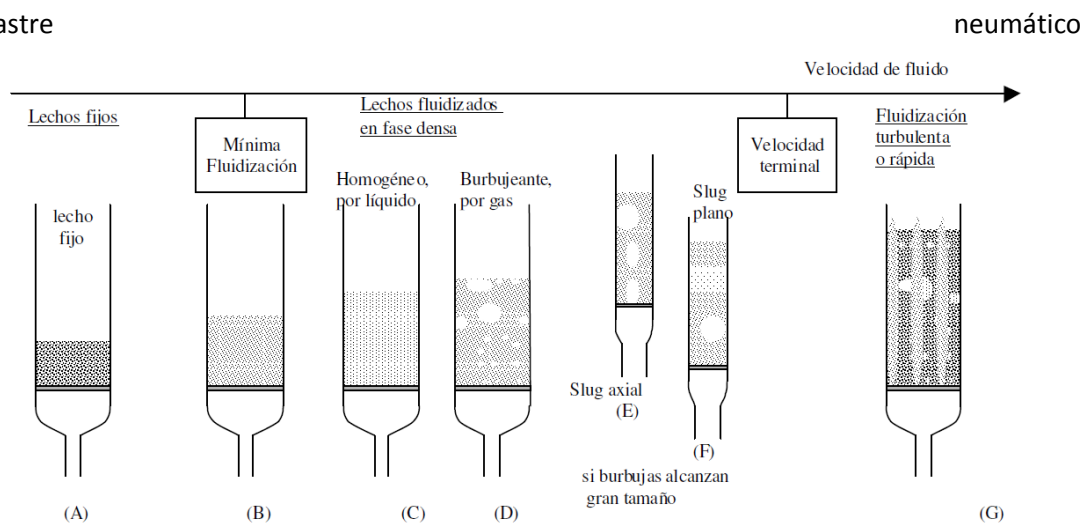


Figura 3. Regímenes de fluidización

## 2.8 TIPOS DE DISTRIBUIDORES DE GAS

Cuando hablamos de distribuidores de gas, nos referimos al distribuidor por donde sale el aire que fluidificara el polvo que este en el interior del reactor.

El distribuidor de gas tiene una gran implicación sobre el correcto funcionamiento del lecho fluidizado. Básicamente existen dos tipos:

-Los que se utilizan cuando el gas contiene una entrada de solidos (la opción menos común)

-Los utilizados cuando el gas es limpio y no contiene ningún producto que altere la granulometría.

Si se diseña una placa distribuidora para el segundo caso, esta debe de conducir el flujo de manera que evite el flujo en sentido contrario de los sólidos y, en muchos otros, para evitar el flujo inverso por parada de funcionamiento.

Para lograr una distribución es necesario restringir el flujo del gas de manera que el diferencial de presión quede en un rango de 0.5kPa a 20kPa. Para obtener estos datos se debe de tener en cuenta que el burbujeo provoca una fluctuación de la presión en el área local. Esto significa que si en un área concreta de la zona a fluidificar existen muchas burbujas provocadas por el gas, la presión no será, a nivel general, homogéneo, creando así, una mala distribución del gas ya que encontrara más resistencia al flujo en determinadas partes. EL entramado debe diseñarse de forma de que la caída de presión sea al menos de 1/3 del peso del lecho para flujo ascendente y próximo a 1/10 del peso del lecho en caso de inyectores con flujo descendente.

En el caso del reactor que vamos a construir, al tratarse de un secador de lecho fluido y la distribución de gas es menos importante, se suelen utilizar distribuidores de baja presión.

En conclusión, el mejor distribuidor de gas, será aquel que genere una mayor cantidad de orificios y que a la vez, genere la caída de presión adecuada para nuestro sistema.

En cuanto al diseño del distribuidor, existen gran variedad pero uno de los más destacados tanto por su rendimiento como por su gran utilización es el del tipo Sándwich. Este está fabricado por un plato con una rejilla. Esta es la configuración ideal pero también se puede construir con dos platos con perforaciones alternas. También puede tener una forma cóncava, pueden se barras con ranuras estrechas entre ellas, puede salir el gas a través de toberas...

Como no puedo abarcar todo los detalles en este proyecto, no me es posible explicar las diferentes opciones, ya que existe una gran diversidad de diseños. Por lo tanto si el lector considera que necesita o quiere saber más sobre este tema, le recomiendo que consulte el libro de Kunii y Levenspiel (1991) para un mayor detalle.

Experimentalmente se puede demostrar el correcto funcionamiento de la placa con la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{distribuidor} = (0.2 - 0.4)\Delta P_{lecho}$$

Si  $\Delta P_{distribuidor}$  es alto, el coste de la impulsión también lo será, pero esto será preferible a que sea demasiado bajo, ya que entonces la distribución de las partículas ya no será satisfactoria.

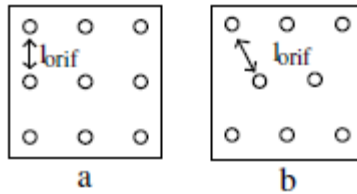
Para una distribución de orificios en forma rectangular, el número de orificios por unidad de superficie es:

$$N_{orf} = \frac{1}{(l_{orf})^2}$$

Y para una distribución triangular:

$$N_{orf} = \frac{2}{\sqrt{3}(l_{orf})^2}$$

En estas ecuaciones se interpreta  $N_{orf}$  como el número de orificios y  $l_{orf}$  como la longitud que hay entre orificios de manera tangente, tal y como se muestra en la imagen.



## 2.9 MODELO DE DAVISON

Dentro de los modelos en que los que nos vamos a basar para el diseño de este lecho y el comportamiento que tendrán las partículas en su interior, este es el más importante ya que asentara las bases para el modelo de Kunii y Levenspiel que se citara más adelante.

Davidson asumió que durante el proceso que ocurre en el interior del reactor, se pueden dividir en dos las fases que sufren las partículas:

- Fase de burbujeo
- Dense phase (fase turbulenta)

Dentro de cada una de estas fases se toman una serie de consideraciones:

En la fase de burbujeo, las burbujas creadas se toman como incompresible y que la presión en su interior es constante y repartida por igual alrededor de su superficie, es decir, homogénea

Cuando se encuentran en la "Dense phase" en vez de considerarse la presión constante, el parámetro que pasa a ser constante es la densidad. En este caso como no se contempla como una unidad partícula y gas, se tienen en cuenta como dos elementos anexos, por lo tanto se tienen en cuenta los sólidos y el gas intersticial que existe entre estos.

Además de esta separación de fases de partículas, Davidson asumió que para el resto del proceso la porosidad es constante y toma el valor que adquiere en la fase de mínima velocidad de fluidificación. Por supuesto otras propiedades como la transferencia de calor y de masa siguen vigentes como en cualquier proceso termodinámico.



## 2.10 MODELO DE TRES FASES DE KUNII Y LEVENSPIEL

Dentro del proceso que ocurre dentro del reactor, se dan en él muchas reacciones químicas que si no se tiene un fundamento ordenado que lo sostenga puede resultar caótico. Por lo tanto será necesario, además de un modelo cinético (el cálculo de la altura del lecho fluidificado, la velocidad de salida del aire, etc.), un modelo de flujo completo, que considere todas las fases necesarias para prever y garantizar un correcto funcionamiento del reactor.

Los modelos más simples son los fundamentados en el flujo ideal de una fase, que considera al reactor, como una masa uniforme y homogénea, obteniendo así una concentración uniforme del catalizador. Estas no dan buenos resultados, presentando grandes desviaciones entre lo previsto y los resultados empíricos. Como máximo se pueden obtener previsiones similares a las de flujo en pistón. Además, estos modelos tampoco dan resultados satisfactorios, ya que son incapaces de predecir conversiones por debajo de la mezcla perfecta.

Por lo tanto, después de comprobar diferentes postulados (modelos basados en RTD (resistance temperature detector), modelo de flujo dividido en dos regiones, etc.), se llega a la conclusión de que el modelo de flujo hidrodinámico llamado bubbling-gas model propuesto por *Kunii y Levenspiel* es el más adecuado sopesando la complejidad que requiere y los resultados obtenidos.

El modelo está basado en un tamaño medio de burbuja y todas las propiedades son función de este tamaño. Se consideran tres regiones:

- Fase emulsión
- Fase de burbujas
- Fase de estela

Las bases de este postulado son:

- 1) Burbujas uniformes y distribuidas uniformemente en el lecho
- 2) El flujo del gas en burbujas adyacentes se acepta como al modelo de Davidson
- 3) El gas que concentra la burbuja penetra solo una pequeña distancia en la emulsión.
- 4) La emulsión se mantiene en condiciones de fluidización mínima

La fase de burbujas, no contiene sólidos y el flujo de gas cumple con el modelo de Davidson de burbujas aisladas. No obstante, el modelo propuesto por Davidson y Harrison:

$$u_b = \varphi(u_0 - u_{mf}) + \alpha_{br}$$

Donde  $\varphi$  y  $\alpha_{br}$  son la unidad para Geldart de tipo B y D. Obteniendo valores estos dos parámetros se obtendrá la velocidad relativa de la burbujas.

Si $u_b < u_f$	Si $u_f < u_b < 5u_f$	Si $u_b > 5u_f$	Si $u_b \gg u_f$
$\delta = \frac{u^+ - u_{mf}^+}{u_b + 2u_{mf}^+}$	$\delta = \frac{u^+ - u_{mf}^+}{u_b}$	$\delta = \frac{u^+ - u_{mf}^+}{u_b - u_{mf}^+}$	$\delta = \frac{u^+}{u_b}$

Donde el parámetro es la fracción de burbuja:

$$1 - \delta = \frac{L_{inf}}{L_f} = \frac{\rho_f}{\rho_{inf}} = \frac{1 - \varepsilon_f}{1 - \varepsilon_{mf}}$$

Cuando una burbuja asciende arrastrara toda su estela a la misma velocidad y también arrastra un conjunto de gases y de solidos con la porosidad del estado de mínima fluidificación. El tamaño de las partículas depende del tipo de partículas. Este parámetro viene definido por  $f_w$ , que está caracterizado por la relación entre el tamaño de la estela respecto al de la burbuja.

La fase de la emulsión también se encuentra en estado de mínima fluidización. Además, los sólidos deben descender por la emulsión con una velocidad tal que compense el flujo de sólidos que asciende por la estela.

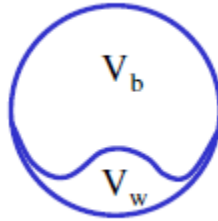
$$u_{s,down} = \frac{f_w \delta u_b}{1 - \delta - f_w \delta}$$

$$u_e = \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} - u_{s,down}$$

De esta manera la velocidad del gas en la emulsión puede tener sentido descendente en el caso de que las burbujas sean grandes y muy rápidas. Las burbujas, caso de que su velocidad supere a la del gas de la emulsión, seguirán teniendo una nube que asciende con la burbuja, aunque pertenece a la fase emulsión y tiene todas sus propiedades, aunque el gas de la misma va pasando alternativamente de la burbuja a la nube.

Basándonos en experimentos realizados por diferentes doctores e investigadores como por ejemplo el doctor de la Universidad de Alicante, Juan A. Conesa, se ha obtenido lo siguiente:

- $f_w$  adquiere valores entre 0.2 y 0.7, es decir que representándolo de manera gráfica tendría una forma similar a la expuesta:



- La velocidad de los sólidos en la estela es:  $u_s = u_b$

## **CAPÍTULO 3. MEMORIA JUSTIFICATIVA**

### **3.1 INTRODUCCION**

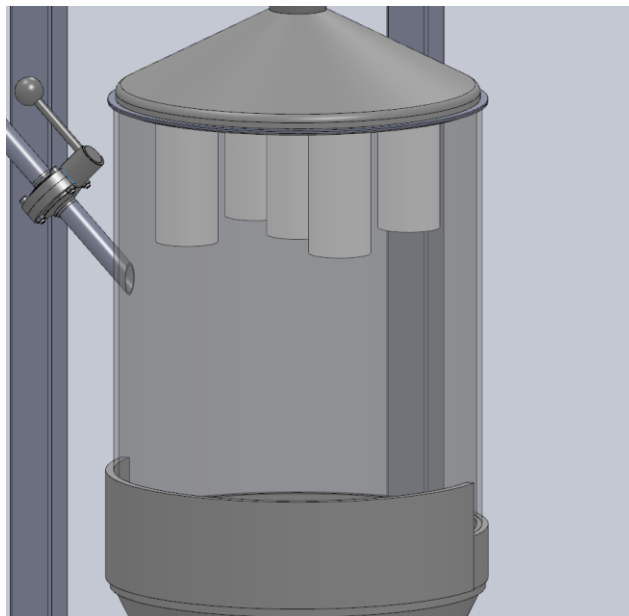
En este apartado describiremos los pasos que hemos seguido para el diseño y la construcción del lecho fluido, además de todos los problemas que nos surgieron a lo largo del proceso.

El lecho fluido va a ser instalado en la planta de AINIA en Valencia, por lo tanto no se trata de una instalación independiente, sino que es una continuidad a un equipo de tipo ciclón que, al igual que este, se utilizara en un ámbito de investigación, debiendo de tener una gran versatilidad. El equipo ciclón ha sido diseñado en su totalidad por Instalaciones Industriales Grau, facilitándonos la labor de diseño en cuanto a tipos de conexiones y datos de fabricación como puede ser la cantidad de producto obtenido por unidad de tiempo.

Así pues también pudimos instalar una tolva de almacenamiento de producto dimensionada especialmente para que el funcionamiento de nuestro lecho fluido fuese óptimo.

### 3.2 SISTEMA DE ASPIRACION NEUMATICO

El primer obstáculo que se nos planteó fue cómo trasladar el polvo que generaba el equipo ciclón, que ya estaba instalado en la planta, hasta la entrada de nuestro lecho fluido. Dicha entrada debía de tener una inclinación mayor de  $95^\circ$  en sentido anti horario respecto a la planta, es decir que tuviese una cierta tirada para que el polvo procedente de este ciclón entrase de manera tangencial al reactor de lecho fluido. En la siguiente imagen se puede apreciar a la izquierda la entrada de producto tangencial y una transparencia de la zona de expansión que explicaremos en un futuro.



Como bien cita Ainia en su misión de empresa, ellos deben de “ser un referente internacional en soluciones integrales de innovación y tecnología, cooperando con las empresas para impulsar su progreso”. Esta frase ya nos hizo pensar que trabajaríamos con una diversificación de granulometrías de polvo muy amplia. Por lo tanto, como debíamos de transportar el polvo saliente del anterior equipo a una altura de unos dos metros desde su salida y su granulometría podía ser muy cambiante, decidimos utilizar un tornillo sin fin, ya que nuestra primera idea fue que al ir cayendo el polvo del anterior equipo, este iría mediante un tornillo sin fin hasta una tolva situada en la parte superior del lecho fluido la cual se abriría al llegar a la cantidad deseada. Nos referiremos a “Batches” a los ciclos de carga que se realizaran cada vez que se disponga de la cantidad necesaria para poner en funcionamiento el equipo. Se podría decir que son lotes de carga de polvo.

Tras los diversos encuentros que tuvimos con los compañeros de Ainia, fuimos especificando la granulometría media que iban a tener los productos experimentales. Dicha granulometría tendría un rango bastante amplio, pero no tanto como se pensaba. Finalmente la granulometría se acoto en 30-100 micras, lo cual convirtió en inválida la primera idea de trasladar el polvo con un sistema de tornillo sin fin, ya que sería demasiado agresivo con el producto, lo podría triturar a la entrada del tornillo. Además, al ser tan fino, presentaba dos inconvenientes principales:

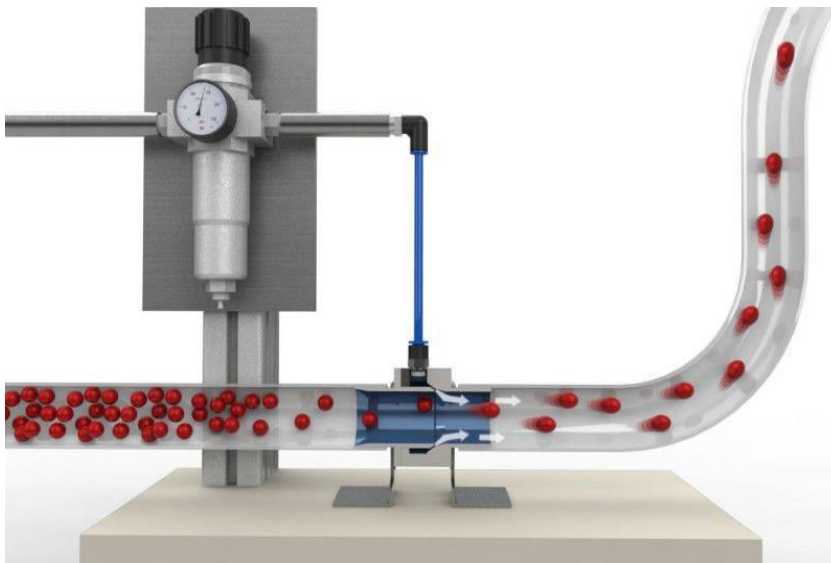
- Podía quedar merma de producto en los bordes de los alabes del tornillo

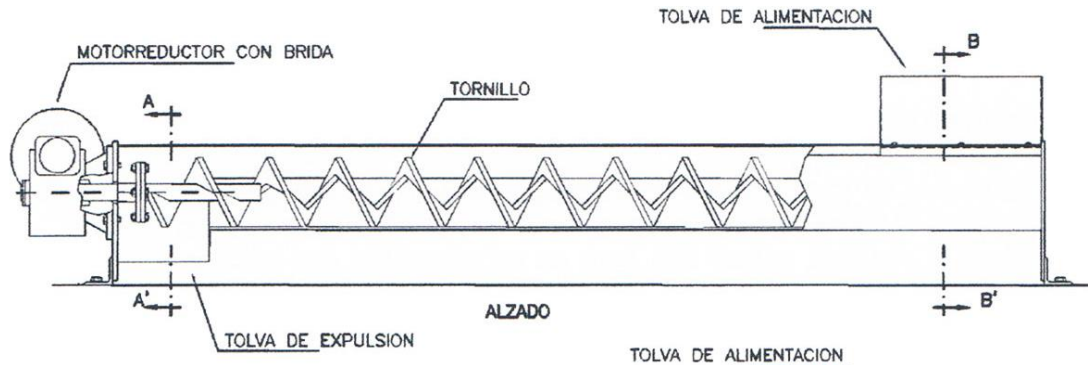
- Cabía la posibilidad de que el polvo se filtrase entre el cuerpo del tonillo, ya que este debería de estar protegido por temas de higiene y contaminación del experimento, y que en el mejor de los casos llegase menos cantidad de producto al lecho fluido o que este polvo se tritura, alterase las propiedades adquiridas en anteriores procesos y arruinase el batch, lo que supondría reiniciar el proceso sin posibilidad alguna de reutilizar el polvo.

- Por la cuestión expuesta, si se queda polvo acumulado (bien entre alabes o entre el cuerpo y el tornillo) dificultaría la misión de realizar experimentos sin contaminación cruzada, es decir, sin que el siguiente batch de producto se viese alterado por el anterior tipo de polvo transportado.

De esta manera buscamos la opción más limpia posible de transporte, un sistema neumático de aspiración. A continuación se muestran dos imágenes mostrando las diferencias entre los dos tipos de transporte.

En la primera imagen se puede observar como transporta el polvo sin utilizar ningún instrumento físico que toque el producto aunque cabe destacar que nosotros utilizaremos otro método, en cambio, en la segunda imagen se puede apreciar que el tornillo sin fin es el medio por el cual el sólido es transportado.





En nuestro caso, para el transporte neumático, seguirá un método operativo similar al que se utilizará para la aspiración del lecho fluido. Mediante un tubo neumático que estará conectado a la válvula de salida de la tolva (objetivo que abarcaremos en el siguiente apartado) se conectará al depósito en forma de cilindro que está situado a la altura deseada arriba del lecho fluido.

Dentro de este existe un sistema filtrante del cual se hablará más tarde, ya que lo comparte con el cuerpo principal del lecho fluido. A través de este una bomba que aspirará el aire que existe en el interior de los tubos haciendo así que el polvo que está acumulado en la tolva suba hasta este depósito.

Con este sistema garantizamos que el sólido llega a su destino de manera higiénica, segura y conservando todas las propiedades que ha adquirido previamente sin ser modificadas.

### 3.3 SISTEMA DE SALIDA INICIAL DE PRODUCTO

En este apartado trataremos el problema de extraer el polvo desde la tolva de almacenamiento dispuesta a la salida del ciclón.

La principal problemática que nos ocupa en este apartado es que al estar conectada la tolva del ciclón de manera continua, es decir, que es un ciclo continuo en el que no se crea estanqueidad alguna, por lo tanto es necesario buscar una válvula que no estropee el proceso,

es decir, que debe de permitir un flujo de solidos pero no de aire que hay intervenido en el proceso.

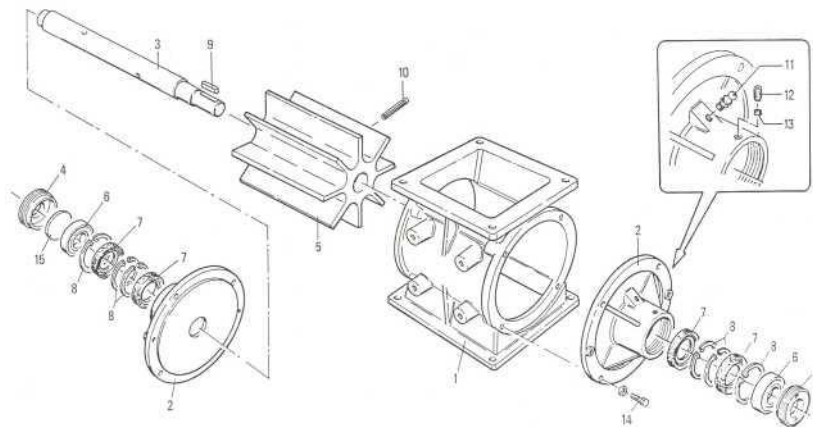
Por esta razón las opciones más convencionales fueron rechazadas:

- Válvula de bola: La primera en rechazarse, ya que no crea estanqueidad en cuanto al aire se refiere y es la más sucia de todas
- Válvula de mariposa: Es más limpia pero sigue presentando problemas de estanqueidad
- Válvula de membrana: Esta válvula sin duda cumple la norma de crear estanqueidad pero únicamente cuando está cerrada, de manera que al abrir paso al producto entraría aire proveniente del proceso del ciclón

Como conclusión obtenemos que la válvula más adecuada es una válvula rotativa. Las válvulas rotativas funcionan de la siguiente manera:

La válvula tiene unos alabes que van rotando, estos alabes tienen la función de que cada vez que rotan, trasladan producto pero a la vez crean estanqueidad, no rompiendo así el ciclo entre ciclón y el lecho fluido.

Para que quede más nítida la visión de cómo es el interior de la válvula rotativa, adjunto una vista explosionada de un modelo estándar.



### 3.4 ENTRADA DE PRODUCTO A SISTEMA DE FLUIDIFICACION

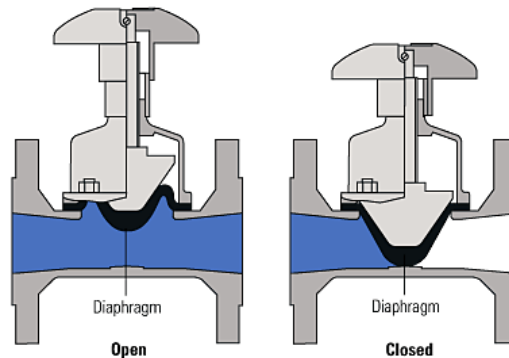
En este apartado se tratara de resolver la problemática de pasar el polvo de la tolva al lecho fluido.

El polvo viajara desde la tolva de la aspiración neumática hasta el cuerpo principal del lecho fluido. La entrada o picaje para esta utilidad puede realizarse a cualquier altura siempre y cuando esta quede por debajo de las mangas de filtrado. El único requisito que ha de tener es que tiene que poder bajar el producto por gravedad, ya que si se intenta realizar el vacío dentro



del reactor, el polvo tenderá a irse hacia las mangas de filtrado que finalmente acabarían por obstruirse y se tendría que realizar una expulsión de aire para el posterior correcto funcionamiento de la bomba de vacío, ya que si hay un diferencial de presión considerable entre la cazoleta que aloja las mangas y el cuerpo del lecho fluido, esta pierde su funcionalidad.

Como el polvo ha de caer por su propio peso, este debe de estar retenido por algún tipo de válvula. La válvula más limpia para este caso sería una válvula de diafragma como la que se muestra en la imagen, ya que al paso del producto, este no se encuentra con ninguna oquedad o hueco.



No obstante como primero se realizara un prototipo, este se realizara con una válvula de mariposa simple y se probará una vez construido., tanto su funcionamiento como su limpieza.

### 3.5 SISTEMA DE FILTRADO DEL AIRE UTILIZADO EN EL PROCESO

Este es el punto del proceso, junto con la salida del aire por la placa difusora, más complejo.

Cuando el aire se utiliza el aire para fluidificar el polvo, este debe de salir del proceso, pero no puede salir por una extracción de aire sin más, puesto que arrastra polvo con él. En nuestro caso, no son grandes caudales de aire, pero se desconoce la naturaleza del polvo que se ira a introducir, tanto por precaución como también economía del proceso (porque puede que el polvo que se utilice sea extremadamente caro de fabricar o muy valioso).

Para llevar a cabo esta misión, utilizaremos unos filtros que se acoplaran a una base y esta base se soldara al fondo o cap superior. Los filtros estarán hechos de una tela adecuada para la granulometría del polvo y a través de estas mangas pasara el aire. Este sistema actuara como un colador por el cual el polvo se quedara pegado a la superficie. El reactor llevará acopladas diversas conexiones para instrumentaciones que serán supervisadas para el correcto funcionamiento del sistema, entre ellas dos traductores de presión, uno en el cuerpo, es decir, antes de que el aire pase por las mangas y otro en el cap superior. Su misión será calcular el diferencial de presión, que nos indicara cuando hay demasiada cantidad de polvo adherida a las mangas. Cuando llegue al punto en el que se considere que el aire ya no puede pasar de manera correcta, se parara de aspirar y se invertirá el ciclo por el menor tiempo posible, expulsando aire en vez aspirarlo. Así se limpiaran las mangas de producto y ya estará listo para continuar con el ciclo. Este pequeño paro se pretende hacer entre batches de producto para que así no afecte a la fluidificación. No obstante hay que destacar que este es un prototipo y por ello será un proceso de ciclo "continuo", lo que quiere decir que el polvo no se extraerá de manera directa, si no que se extraerá haciendo vacío en el lado opuesto e inferior de la entrada de producto,

pero entre fluidificación, batch y extracción se para brevemente. En el modelo definitivo se pretende no realizar paros.

Para seleccionar el tipo de manga que se le pondrá al modelo, se necesitaron los siguientes datos:

CAPACIDAD CENTRAL DE VACIO	5.5 BAR
GRANULOMETRIA MAXIMA	300 MICRAS
GRANULOMETRIA MINIMA	100 MICRAS
CONDICION ESPECIAL DE TRABAJO	CERTIFICACION ALIMENTARIA FDA

Una vez contempladas las opciones, se escogieron unos filtros teflonados antiadherentes con certificación FDA. Tienen un diámetro de 68mm y una longitud de 150mm. Filtrará partículas hasta de 1 micra de diámetro, luego nos servirá para un amplio abanico de productos. Se adjuntan unas fotos proporcionadas por nuestro proveedor de cómo son las mangas



### 3.6 ENTRADA DE AIRE EN EL PROCESO

Cuando nos disponemos a introducir el aire en el reactor, debemos de tener en cuenta que tiene que estar calentado a una temperatura concreta. En nuestro caso, estableceremos como temperatura idónea los 60°C ya que como tenemos un amplio campo de productos a introducir en dicho reactor, necesitamos un valor promedio.

Para realizar este calentamiento se utilizaran una resistencia que, al tener un caudal tan pequeño, necesitaran poca potencia para realizar este diferencial de temperatura.

Antes de que el aire pase por las resistencias, necesitara pasar por un filtro que eliminara las pocas impurezas que pueda contener. Este filtro desconocemos su tipología puesto que esta puesto en la planta de origen y confiamos en su plena funcionalidad.

Para el dimensionamiento de la resistencia calcular hemos realizado unos pequeños cálculos para estimar de manera orientativa la potencia que debería de tener. Después nuestro proveedor habitual de resistencias corrobora dichos cálculos.

Para comenzar utilizamos la fórmula de transmisión de calor para saber cuánta energía debemos aportar a la masa de aire para que al paso por esta resistencia se caliente. Se tendrá en cuenta el volumen de aire del lecho fluido en su totalidad para calentar, ya que debido a la aspiración que está incluida en la parte superior del lecho, el aire va recirculándose y por lo tanto la temperatura interior del lecho tiende a disminuir.

Por lo tanto:

$$Q = m C_e \Delta T$$
$$Q = 0.066 * 1012 * ((60 - 25) + 273) = 20571,94 J$$

El peso del aire se ha obtenido teniendo en cuenta que la densidad es de 1.1 Kg por cada mil litros y que nuestro volumen a calentar es aproximadamente 6,6 litros.

El calor específico del aire se ha tomado el de inicio, es decir a 25°C y 1atm.

Las unidades de la formula son:

Masa: Kilogramos

Calor específico: J / (kg K)

Temperatura: Kelvin

Por lo tanto sabemos que debe de aportarse ese calor para llegar a la temperatura deseada. Sabemos que el tiempo en contacto con la resistencia será escaso, así que supondremos que es un segundo. Como:

$$1 W = 1 \frac{J}{s}$$

Necesitaremos 20571.94 W, es decir unos 21 KW para llegar a nuestra temperatura.

### 3.7 EXTRACCION DEL PRODUCTO

Para la extracción del producto, se nos presentaban tres alternativas. La primera era sacar el producto de manera tangencial haciendo succión o vacío por un lateral, la segunda hacer el lecho como un sistema en tres piezas y que la pieza central se pudiese desmontar para así poder vaciar de forma manual el producto. La tercera opción era sin duda la más costosa y difícil de realizar puesto que es una combinación de las dos anteriores opciones.

Finalmente poniendo en común estas ideas con los compañeros, se decidió hacer en este primer equipo, la opción de descarga manual por su rapidez y por lo sencillo que es de utilizar.

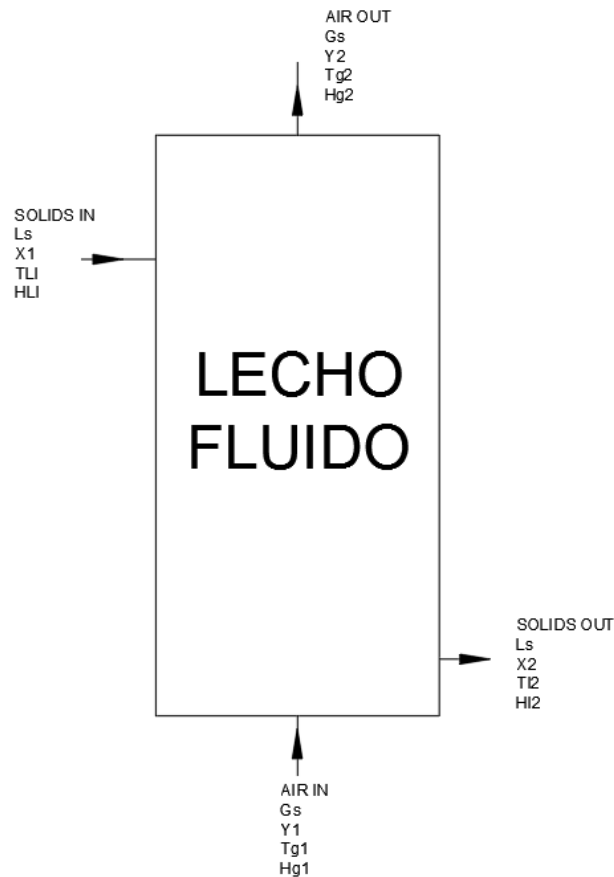
En cuanto a la operativa, nos dimos cuenta de que surgía un problema al querer descargar el producto. Debíamos de poder parar el flujo de aire sin que el polvo cayese a la placa de distribución del aire, además esto era necesario para poder trasladar la parte que se desmonta del cuerpo y llevarla a donde queramos. La solución propuesta fue una válvula de iris.

La válvula de Iris nos permite ir cerrando progresivamente el canal por donde pasa el aire y después cerrarlo por completo, manteniendo el polvo separado de la placa. Además, el sistema de cierre de la válvula no es agresivo con el producto con lo que la apertura y cierre de la válvula puede ser manual sin necesidad de tener un amplio control sobre la velocidad de cierre, evitando su automatización.

Siguiendo con el procedimiento, una vez cerrada la válvula, el cuerpo se llevaría hacia el depósito final. No obstante se pensó que debido al peso excesivo del cuerpo, podría resultar incómodo y transportarlo. Por ello se instaló una bisagra sobre la bancada, así cuando se finalice el batch, se puede acercar una cubeta, desplazar el cuerpo y vaciar en ella el producto fácilmente.

### 3.8 BALANCE DE ENERGIA

De manera complementaria a la información proporcionada por el centro tecnológico AINIA, se procede a realizar un balance de energía tanto de los sólidos como de los fluidos introducidos. Para esto, nos fijaremos en el diagrama que aparece a continuación:



Comenzamos pues con el balance del aire:

$$G_s(y_2 - y_1) = L_s(x_1 - x_2)$$

Donde:

\* $G_s$  : Es el caudal de aire, el cual mediremos en Kg de aire/ hr.

\* $Y_1$  : Es la humedad que contiene el aire a la entrada, tomaremos como unidad de medida los Kg de Agua por Kg de aire seco.

\* $Y_2$  : Es la humedad que contiene el aire en la salida, tomaremos como unidad de medida los Kg de Agua por Kg de aire seco.

\* $L_s$  : Cantidad de producto medido en Kg por hora.

\* $x_1$  : Humedad contenida en el sólido a la entrada, medida en Kg de Agua por Kg de producto seco.

\* $x_2$  : Humedad contenida en el sólido a la salida, medida en Kg de Agua por Kg de producto seco

El balance de energía o entalpía sería el siguiente:

$$L_s(H_{L1} - H_{L2}) = G_s(H_{G2} - H_{G1}) + Q$$

Donde:

\* $H_{L1}$  : Es la entalpía de a entrada del solido en  $T_{L1}$  , medida en calorías / Kg de sólido.

\* $H_{L2}$  : Es la entalpía de a entrada del solido en  $T_{L2}$  , medida en calorías / Kg de sólido.

\* $H_{G1}$  : Es la entalpía de entrada del gas en  $T_{G1}$  , medida en calorías / Kg de sólido.

\* $H_{G2}$  : Es la entalpía de salida del gas en  $T_{G2}$  , medida en calorías / Kg de sólido.

\* $Q$  : Es el calor perdido durante el secado medido en calorías/ hora.

Por lo tanto el balance para el gas, teniendo en cuenta la entalpía de un sólido específico:

$$H_L = C_{Ps}(T_L - T_0) + xC_{pL}(T_L - T_0) + \Delta H_A$$

Donde:

\* $C_{Ps}$  : Es la capacidad calorífica del sólido, la mediremos en caloría por Kg.

\* $C_{pL}$  : Es la capacidad calorífica del gas, la mediremos en caloría por Kg.

\* $T_0$  : Corresponde a la temperatura inicial en grados Kelvin.

\* $\Delta H_A$  : Es el diferencial de entalpías a temperatura de referencia o inicial  $T_0$

, como es una entalpía la mediremos en caloría por Kg de producto sólido.

Y con la entalpia de un gas, quedaría así:

$$H_G = C_{PG}(T_G - T_0) + yC_{PL}(T_G - T_0) + \delta_0$$

Donde:

\* $C_{PG}$  : Es la capacidad calorífica del gas, la mediremos en caloría por Kg.

\* $\delta_0$ : Es el calor latente de vaporización a temperatura de referencia o inicial  $T_0$  que se medirá en caloría por Kg de agua.

# **INSTALACIONES INDUSTRIALES GRAU S.R.L.**

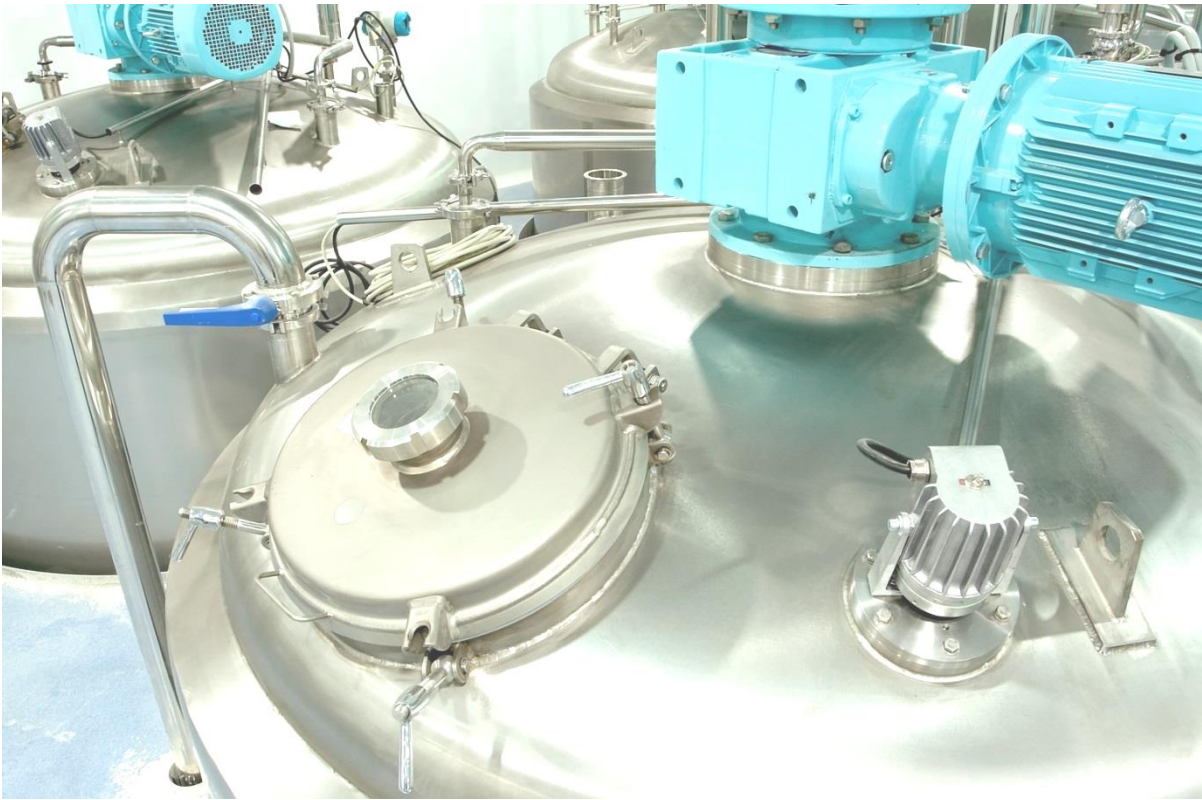
INDUSTRIA QUÍMICA - FARMACÉUTICA - ALIMENTARIA.

TRANSPORTE DE FLUIDOS - ANILLOS DE DISTRIBUCIÓN - CIP'S DE LIMPIEZA

ACCESORIOS INOXIDABLES - SOLDADURA ORBITAL - TIG - DEPÓSITOS INOXIDABLE.

MONTAJES ELÉCTRICOS - AUTOMATIZACIÓN Y MONITORIZACIÓN DE PROCESOS

## **PRESUPUESTO DE REACTOR DE LECHO FLUIDO, CON SISTEMA DE VACIO PARA TRANSPORTE DE PRODUCTO**





## INDICE

1.	OBJETO DEL PRESUPUESTO.....	41
2.	GENERALIDADES.....	41
2.1.	Cualificación del personal.....	43
2.2.	Procedimiento de soldadura y acabado.....	43
2.4.	Documentación.....	44
3.	REACTOR DE LECHO FLUIDO.....	45
3.1.	Especificaciones reactor de lecho fluido.....	45
3.2.	Accesorios fondo superior.....	45
3.3.	Accesorios fondo inferior.....	46
3.4.	Supportación depósito.....	46
3.5.	Accesorios de la virola.....	46
4.	EQUIPO PARA LA GENERACIÓN DE VACÍO.....	47
5.	INSTRUMENTACIÓN.....	47
6.	PRESUPUESTO.....	49
6.1.	Plazo de entrega.....	49
6.2.	Forma de pago.....	49
6.3.	Alcance de la obra.....	49
6.4.	Validez de la oferta.....	51
6.5.	Resumen económico.....	51

## 1. OBJETO DEL PRESUPUESTO.

Nos complace poder ofrecerles nuestro mejor precio y plazo de entrega para el suministro de un reactor de lecho fluido, equipo para generación de vacío, integrando el conjunto de componentes sobre bancada según especificaciones y requerimientos proporcionados por el cliente.

## 2. GENERALIDADES.

Cumpliendo las normas europeas:

### ■ NORMATIVA A LA QUE SE AJUSTA EL EQUIPO.

Directiva **2006/42/CE** desde Diciembre de 2009.

Directiva **2006/95/CE** desde el 17 de Enero de 2007.

Directiva de Compatibilidad Electromagnética **89/336/CEE**

### ■ Normas armonizadas aplicadas y especificaciones técnicas que se hayan utilizado.

#### **UNE EN 292-1: 1993**

Conceptos básicos, principios generales para el diseño.

Parte-1: Terminología básica, metodología.

#### **UNE EN 292-2: 1993**

Conceptos básicos, principios generales para el diseño.

Parte-2: Principios y especificaciones técnicas.

#### **UNE EN 294: 1993**

Distancias de seguridad para impedir que se alcancen

Zonas peligrosas con los miembros superiores.

**UNE EN 418: 1993**

Equipo de parada de emergencia, aspectos funcionales.

Principios para el diseño.

**UNE EN 60204-1: 1992**

Equipo eléctrico de las máquinas.

Parte 1: Requisitos generales.

**UNE EN 457:1992**

Señales audibles de peligro.

Requisitos generales, diseño y ensayos.

**UNE EN 563: 1996**

Temperatura de las superficies accesibles.

Datos ergonómicos para establecer los valores de las temperaturas límites de las superficies calientes.

A nivel constructivo, en el diseño de procesos para la Industria Alimentaria / Química / Cosmética / Farmacéutica se han de tener en cuenta algunos detalles a fin de evitar contaminaciones, como son:

- Un buen acabado de las superficies en contacto con el producto, evitando puntos negros.
- Perfecta coordinación entre los procesos de limpieza y producción.
- La manera de evitar los puntos negros son la perfecta realización de las soldaduras, así como la reducción de las distancias en las derivaciones, y construyendo las líneas de manera que sean auto-drenables.

## **2.1. CUALIFICACIÓN DEL PERSONAL.**

El personal y equipos, que realizarán las soldaduras están homologados para este tipo de trabajos sin que suponga un coste adicional, pero si una garantía en la ejecución de la instalación. Junto con la documentación se entregarán certificados de soldadura y de homologación del personal y de equipos.

## **2.2. PROCEDIMIENTO DE SOLDADURA Y ACABADO.**

### **Procedimiento de soldadura.**

Todas las soldaduras entre válvulas y accesorios serán ejecutadas en condiciones TIG-GTAW manual / automático bajo aprobación del supervisor, utilizando gas Argón del 99,99% de pureza y certificado.

Con este sistema se consigue que el interior del tubo tenga el mismo acabado que el exterior y por lo tanto no sufra oxidaciones, garantizándose un perfecto acabado y evitando poros, cortes interiores, roturas de la raíz, y fusiones incompletas. Todo ello contribuyendo a que la soldadura soporte mejor las agresiones de tipo químico.

Con el fin de evitar oxidaciones nunca se intercalan piezas de diferentes materiales en una línea, siendo conectados a tierra los diferentes elementos.

**Acabados.**

La instalación hidráulica se realizará en acero inoxidable acabados pulido. El exterior de las soldaduras se pulirá para obtener el aspecto exterior del resto de la instalación.

Los soportes de tuberías, estarán fabricados en acero inox. AISI 304. Las redes serán 100% drenables, con una pendiente mínima del 1 %.

**2.3 PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA.**

**Pruebas.**

Pruebas hidráulicas y de presión, este trabajo se realizará y se certificará en nuestras instalaciones.

Comprobaciones eléctricas de mando y maniobra, en nuestro taller de montaje.

**Puesta en marcha.**

No incluida.

**2.4 DOCUMENTACIÓN**

Documentación básica de los componentes instalados.

Certificado de fabricación de componentes instalados.

### 3. REACTOR DE LECHO FLUIDO.

#### 3.1. **ESPECIFICACIONES REACTOR DE LECHO FLUIDO.**

Fondos Reactor : CAP AISI-316L Embridado

Chapa Reactor : AISI-316L

Espesor Fondos Reactor : 6 mm

Espesor Chapa Reactor: 6 mm

Dimensiones del Reactor

Diámetro int. : 400 mm.

Diámetro ext. : 412 mm.

Altura virola : 480 mm.

Volumen útil Reactor : 6.5 litros

Volumen total Reactor : 6.5 litros

Presión de utilización reactor : + 0.5 bar / -0,5 bar

Ejecución : Vertical

Acabado superficial interior : Ra <0.5 μ.

Acabado superficial exterior : Gr. 220



#### 3.2. **ACCESORIOS FONDO SUPERIOR.**

- 1 Conexión para tubo de aspiración del filtro de mangas generador de vacío

**3.3. ACCESORIOS FONDO INFERIOR.**

- 1 Entrada de aire para fluidificar el producto

**3.4. SUPORTACIÓN DEPÓSITO.**

- Anclado a bancada

**3.5. ACCESORIOS DE LA VIOLA.**

- 2 Sondas de presión
- 1 Sonda de temperatura

#### 4. EQUIPO PARA LA GENERACIÓN DE VACÍO.

Características del bloque:

- Generador de vacío mono etapa KZ20.
- Caudal máximo nominal aprox: 1950 l/min
- Vacío límite: -200 mbar
- Consumo aprox : 4 W
- Aspiración tolva dedicada al transporte neumático.



#### 5. INSTRUMENTACIÓN

##### CONTROL DE TEMPERATURA IFM:

Sensor de temperatura para la conexión de una unidad de evaluación.

Elemento de medición: 1 x Pt 100,

Según norma DIN EN 60751, clase A.

Longitud de instalación: 50 mm.

Profundidad de inmersión mínima: 15 mm.

Contactos dorados.

Conexión a la unidad de evaluación TP / TR.

Rango de medición: -40...150 °C / -40...302 °F.

Conexión de proceso: Clamp 1-1/2".

Resistencia a la presión: 25 bar.





**TRADUCTOR DE HUMEDAD:**

Sonda para detectores capacitivos.

Modelo E10400.

Interfaz de comunicación: IO-Link 1.0.

Salida analógica 4...20 mA.

Rango de medición: -50... 150°C.

Tensión alimentación: 20...32 DC.

Conector M12.



**TRANSMISOR DE PRESIÓN IFM:**

Transmisor de presión de IFM con visualización local.

Detector de presión combinado.

Conexión a 2 o 3 hilos.

Función programable.

Salida analógica 4... 20 mA.

Salida de conmutación.

Conexión de proceso: G 1A / Aseptoflex.

Unidades de indicación: bar, psi, MPa, % del margen.

Display alfanumérico de 4 dígitos

Rango de medición: -1,00...10 bar.



## **6. PRESUPUESTO**

### **6.1. PLAZO DE ENTREGA.**

El plazo de entrega son 20 semanas a contar desde la firma del pedido y la recepción del pago de anticipo. Dentro de este plazo, quedan contemplados los días necesarios para la confección de planos constructivos y 5 días para la aprobación por su parte. Mayor dilación en la revisión incrementa en igual proporción el plazo de entrega.

No se aceptarán penalizaciones por retraso ni se derivarán otras responsabilidades, salvo aquellas acordadas previamente por escrito.

### **6.2. FORMA DE PAGO.**

**30% + IVA al pedido, mediante transferencia bancaria inmediata.**

**40% + IVA a la entrega de los equipos, mediante transferencia bancaria inmediata.**

**30% + IVA a 60 días de la fecha de factura, mediante pagaré liberado en el momento de entrega de la factura.**

### **6.3. ALCANCE DE LA OBRA.**

**LA VENTA SE REALIZA INCOTERM EXWORKS**

EL PRESENTE PRESUPUESTO **NO INCLUYE:**

- Aislamientos y material de aislamiento (excepto donde estén especificados).
- Cables y bandejas para el cableado.
- Válvulas, tuberías y fittings fuera de los límites del equipo.

- Tuberías y tubos para neumática fuera de los límites del equipo.
- Trabajos estructurales en la planta, incluyendo: drenajes, conducciones, etc.
- Plataformas metálicas y otros equipos de sustentación.
- Soportes para tuberías.
- Equipos de tratamiento de aguas (potabilización y/o tratamientos).
- Obra civil.
- Grúas o equipos para la descarga y colocación en su ubicación definitiva.
- Inspección en planta por una compañía autorizada para la Certificación de la planta completa.
- Equipos para combatir incendios.
- Equipos para la iluminación.
- Suministro de energía, estaciones de energía, etc.
- Productos químicos y lubricantes.
- Test de presión on site.
- Equipamientos para aislamiento, como válvulas de corte, filtros o válvulas anti retorno, fuera de los límites del equipo.
- Puesta en marcha y formación no especificada.
- Transporte del equipo.

EL PRESENTE PRESUPUESTO **SI INCLUYE:**

- Incluye certificados de material.
- Trazabilidad de materiales.
- Certificados pruebas hidráulicas.
- Planos y documentación.

**6.4. VALIDEZ DE LA OFERTA.**

Precios válidos hasta 30 días a partir de la fecha de la oferta, salvo error u omisión. El importe presupuestado para la presente presupuesto es susceptible de revisión en base a las sugerencias que se puedan suscitar a la vista del presente estudio.

**6.5. RESUMEN ECONÓMICO.**

DESCRIPCIÓN	PRECIO UNITARIO	UDS	PRECIO
REACTOR DE LECHO FLUIDO	5000 €	1	5000 €
RESISTENCIA DE 21 KW	700 €	1	700 €
EQUIPO PARA GENERACION DE VACIO (INCLUYENDO BOMBA VACIO Y TOLVA)	7450 €	1	7450 €
CUADRO DE CONTROL, INSTRUMENTACIÓN Y AUTOMATIZACION DEL EQUIPO	12.114 €	1	12.114 €
<b>Precio sin IVA.</b>			<b>25.264 €</b>
<b>Beneficio Industrial 15%</b>			<b>3.790 €</b>
<b>Precio con IVA.</b>			<b>35.156 €</b>

**Precios:** los precios incluidos en esta oferta no incluyen el IVA correspondiente. El IVA y otros impuestos aplicables en el momento de la emisión de la factura serán incluidos adicionalmente. Los precios de los equipos/módulos que figuran en la oferta no incluyen su instalación u otros materiales necesarios para ello – a no ser que venga expresamente especificado. En espera de sus noticias, quedamos a su entera disposición para cuantas consultas desee efectuarnos sobre el particular.

**CONDICIONES GENERALES:**

- El proveedor garantiza su instalación durante un periodo de 2 años. Este periodo comenzará a correr a partir de la aceptación por parte del cliente de la instalación.

En el transcurso de este periodo cualquier defecto de fabricación será subsanado sin coste alguno para el cliente.

Quedan excluidos de la garantía, los daños ocasionados por desgaste natural, sobrecarga o utilización inadecuada, así como el deterioro de los elementos sometidos a desgaste, tales como de los elastómeros, filtros, etc.

De esta manera, durante la puesta en marcha GRAU comprobará el correcto funcionamiento de todos los elementos de la instalación, que engloban el proyecto.

Instalaciones Industriales Grau acudirá, dentro del periodo de la garantía y una vez superado el periodo de garantía, a asesorar y a realizar asistencia técnica cuando sea solicitada por el cliente, para evaluar la situación para una posterior toma de decisiones en conjunto con el cliente.

- Instalaciones Industriales Grau asegurará el correcto funcionamiento hidráulico de los elementos instalados y contemplados en el presente presupuesto.
- El cliente será encargado del mantenimiento y revisión de los equipos actualmente instalados y que formarán parte de la instalación que compone este proyecto.
- El cliente será el encargado de suministrar los servicios, agua de red, vapor industrial, electricidad aire comprimido y drenajes para el funcionamiento de la instalación y de la calidad de estos servicios, el acondicionamiento de alguno de estos servicios se realizará por administración. Se deberá alimentar todos los equipos contemplados en dicho presupuesto.

**Reserva de dominio:** Los equipos suministrados son propiedad de GRAU hasta el momento del pago completo de estos por el cliente. En caso de quiebra, suspensión de pago, cierre del cliente o incumplimiento del contrato, GRAU tiene derecho y está facultada para retirar los equipos sin necesidad de esperar ninguna resolución judicial.

**Servicios:** es responsabilidad del cliente asegurar que en la planta existirán los servicios necesarios y tendrán la capacidad suficiente para cumplir con los requerimientos del equipo/módulo suministrado.

**Interconexión (compatibilidad):** es responsabilidad del cliente garantizar que el equipo, maquinaria, etc. que no forma parte del alcance de suministro del pedido sea conectado correctamente y por tanto sea plenamente compatible con los equipos/módulos suministrados.

# PLIEGO DE CONDICIONES

EL PRESENTE PROYECTO **NO INCLUYE:**

- Aislamientos y material de aislamiento (excepto donde estén especificados).
- Cables y bandejas para el cableado.
- Válvulas, tuberías y fittings fuera de los límites del equipo.
- Tuberías y tubos para neumática fuera de los límites del equipo.
- Trabajos estructurales en la planta, incluyendo: drenajes, conducciones, etc.
- Plataformas metálicas y otros equipos de sustentación.
- Soportes para tuberías.
- Equipos de tratamiento de aguas (potabilización y/o tratamientos).
- Obra civil.
- Grúas o equipos para la descarga y colocación en su ubicación definitiva.
- Inspección en planta por una compañía autorizada para la Certificación de la planta completa.
- Equipos para combatir incendios.
- Equipos para la iluminación.
- Suministro de energía, estaciones de energía, etc.
- Productos químicos y lubricantes.
- Test de presión on site.
- Equipamientos para aislamiento, como válvulas de corte, filtros o válvulas anti retorno, fuera de los límites del equipo.
- Puesta en marcha y formación no especificada.
- Transporte del equipo.

EL PRESENTE PRESUPUESTO **SI INCLUYE:**

- Incluye certificados de material.
- Trazabilidad de materiales.
- Certificados pruebas hidráulicas.
- Planos y documentación.



El plazo de entrega son 20 semanas a contar desde la firma del pedido y la recepción del pago de anticipo. Dentro de este plazo, quedan contemplados los días necesarios para la confección de planos constructivos y 5 días para la aprobación por su parte. Mayor dilación en la revisión incrementa en igual proporción el plazo de entrega.

No se aceptarán penalizaciones por retraso ni se derivarán otras responsabilidades, salvo aquellas acordadas previamente por escrito.

Precios válidos hasta 30 días a partir de la fecha de la oferta, salvo error u omisión. El importe presupuestado para la presente presupuesto es susceptible de revisión en base a las sugerencias que se puedan suscitar a la vista del presente estudio.

A parte de los puntos ya especificados, es de especial interés que el cliente este informado de las siguientes condiciones generales:

- El proveedor garantiza su instalación durante un periodo de 2 años. Este periodo comenzará a correr a partir de la aceptación por parte del cliente de la instalación.

En el transcurso de este periodo cualquier defecto de fabricación será subsanado sin coste alguno para el cliente.

Quedan excluidos de la garantía, los daños ocasionados por desgaste natural, sobrecarga o utilización inadecuada, así como el deterioro de los elementos sometidos a desgaste, tales como de los elastómeros, filtros, etc.

De esta manera, durante la puesta en marcha GRAU comprobará el correcto funcionamiento de todos los elementos de la instalación, que engloban el proyecto.

Instalaciones Industriales Grau acudirá, dentro del periodo de la garantía y una vez superado el periodo de garantía, a asesorar y a realizar asistencia técnica cuando sea solicitada por el cliente, para evaluar la situación para una posterior toma de decisiones en conjunto con el cliente.

- Instalaciones Industriales Grau asegurará el correcto funcionamiento hidráulico de los elementos instalados y contemplados en el presente presupuesto.
- El cliente será encargado del mantenimiento y revisión de los equipos actualmente instalados y que formarán parte de la instalación que compone este proyecto.

- El cliente será el encargado de suministrar los servicios, agua de red, vapor industrial, electricidad aire comprimido y drenajes para el funcionamiento de la instalación y de la calidad de estos servicios, el acondicionamiento de alguno de estos servicios se realizará por administración. Se deberá alimentar todos los equipos contemplados en dicho presupuesto.

**Reserva de dominio:** Los equipos suministrados son propiedad de GRAU hasta el momento del pago completo de estos por el cliente. En caso de quiebra, suspensión de pago, cierre del cliente o incumplimiento del contrato, GRAU tiene derecho y está facultada para retirar los equipos sin necesidad de esperar ninguna resolución judicial.

**Servicios:** es responsabilidad del cliente asegurar que en la planta existirán los servicios necesarios y tendrán la capacidad suficiente para cumplir con los requerimientos del equipo/módulo suministrado.

**Interconexión (compatibilidad):** es responsabilidad del cliente garantizar que el equipo, maquinaria, etc. que no forma parte del alcance de suministro del pedido sea conexionado correctamente y por tanto sea plenamente compatible con los equipos/módulos suministrados.

# BIBLIOGRAFIA

Montserrat Iborra, Javier Tejero, Fidel Cunill. (2013) "Reactores Multifásicos", Catálisis y Cinética Aplicada, Universitat de Barcelona

Manual del Ingeniero Químico 6ta Edición Perry Robert, Tomo III

James Gerard Gerstle (1957) "Fluidized bed drying"(1980). Electronic Theses and Dissertations. Paper 491. ,Univerity of Louisville

Michael Wormsbecker Todd S.Pugsley and Helen Tanfara (2007), "The Influence of Distributor Design in Fluidized Bed Dryer Hydrodynamic," The 12th International Conference on Fluidization – New Horizons in Fluidization Engineering (University of Saskatchewan)

Juan A. Conessa Ferrer. "Apuntes de Reactores de lecho fluidizado", Diseño de reactores heterogéneos, Universidad de Alicante (RUA)

Suleiman Y. Ibrahim H., Anyakora N.V., Mohamemed F., Abubakar A., Aderemi B. O., Okonkwo P. C. Chemical Engineering Department Ahmadu Bello, Design and fabrication of fluidized- Bed Reactor, University, Zaria , Nigeria ( ISSN: 2319-7242)

Alberto Flores Marquez (2006) Tesis de Analisis y estudio experimental de la fluidinamica y el proceso de secado de partículas de pimienta en un lecho fluidizado al vacio empleando Vapor sobrecalentado, Cholula, Puebla, Mexico.

Subhadarshinee Sahoo (2012), Fluidized Bed Reactor: Design and application for abatement of fluoride, Department of chemical engineering nationa institute of technology, Rourkela (Roll No. – 108CH052)

# PLANOS, PID Y SIMULACIONES

A continuación mostraremos las simulaciones de cómo el aire caliente circularía por el interior del lecho fluido. Este es el que empujaría el polvo que a la vez provocaría que estuviese en suspensión. Como se puede apreciar en la imagen la placa, con sus micro perforaciones, hace que el aire elabore una figura de espiral, moviendo así el polvo de la manera mas efectiva según lo demostrado en los conocimientos mostrados en “el manual del ingeniero”

