

**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO A  
ESCALA LABORATORIO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS  
RESIDUALES”**

**DIANA MARCELA FLOREZ CORTÉS  
JULIANA POSADA NOREÑA**

**UNIVERSIDAD EAFIT  
ESCUELA DE INGENIERÍA  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS  
MEDELLÍN  
2007**

**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO A  
ESCALA LABORATORIO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS  
RESIDUALES”**

**DIANA MARCELA FLOREZ CORTÉS  
JULIANA POSADA NOREÑA**

**ASESOR: Kevin Molina Tirado, Ingeniero Químico, M. Sc**

**COASESORA: Catalina Giraldo Estrada, Ingeniera de Procesos, M. Sc**

**Trabajo de grado presentado para optar al título de Ingeniero de Procesos**

**UNIVERSIDAD EAFIT  
ESCUELA DE INGENIERÍA  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS  
MEDELLÍN  
2007**

**Nota de aceptación:**

---

---

---

---

---

---

**Firma presidente del jurado**

---

**Jurado**

---

**Jurado**

---

**Ciudad y fecha**

## **AGRADECIMIENTOS**

KEVIN MOLINA TIRADO, Docente del departamento de Ingeniería de Procesos de la Universidad EAFIT, por su asesoría en la realización de este proyecto.

CATALINA GIRALDO ESTRADA, Docente del departamento de Ingeniería de Procesos de la Universidad EAFIT, por su asesoría en la realización de este proyecto.

A todas aquellas personas que directamente o indirectamente colaboraron en la realización de este proyecto.

## TABLA DE CONTENIDO

LISTA DE TABLAS .....	7
LISTA DE FIGURAS .....	8
LISTA DE GRÁFICAS.....	9
LISTA DE ANEXOS .....	9
GLOSARIO .....	10
NOMENCLATURA.....	13
RESUMEN.....	14
INTRODUCCIÓN .....	15
OBJETIVOS.....	17
1.1.    OBJETIVO GENERAL.....	17
1.2.    OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	17
2.    MARCO TEÓRICO .....	18
2.1.    CONTAMINACIÓN DEL CIANURO .....	18
2.1.    ALTERNATIVAS PARA LA DEGRADACIÓN DEL CIANURO .....	19
2.1.1.    Procesos de Degradación de Cianuro.....	19
2.2.    SISTEMAS PARA EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES .....	21
2.2.1.    Sistemas para la degradación biológica de cianuro en aguas residuales .....	22
2.3.    REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO.....	24
2.3.1.    Generalidades .....	24
2.3.2.    Principios de Fluidización .....	25
2.3.3.    Correlaciones y Ecuaciones para el Diseño de un Reactor de Lecho Fluidizado .....	31
3.    RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....	41
3.1.    PARÁMETROS DE DISEÑO PARA EL REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO .....	41
3.2.    METODOLOGÍA DE DISEÑO .....	43
3.2.1.    Reactores de lecho fluidizado para tratamiento biológico de aguas residuales .....	43
3.2.1.1.    Comparación con otras tecnologías para el tratamiento de aguas residuales.....	45

3.2.2.	Componentes principales de un sistema de lecho fluidizado.....	53
3.3.	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL REACTOR LECHO FLUIDIZADO.....	56
3.4.	CONDICIONES ESPECÍFICAS DE LA SITUACIÓN DE DISEÑO.....	57
3.4.1.	Condiciones de Operación.....	57
3.4.2.	Legislación Aplicable respecto al Cianuro.....	57
3.5.	LISTA DE CARACTERÍSTICAS DEL DISEÑO FINAL.....	58
3.6.	ALGORITMO DE DISEÑO.....	62
3.7.	RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	64
3.7.1.	Análisis.....	69
4.	ESTIMACIÓN DE COSTOS.....	76
4.1.	COSTOS DE INVERSIÓN.....	76
4.2.	COSTOS DE MANUFACTURA.....	78
4.2.1.	Costo de la mano de obra directa.....	78
4.2.2.	Costo de servicios industriales.....	79
4.3.	COSTO TOTAL PARA EL MONTAJE Y PUESTA EN MARCHA DEL PROYECTO.....	80
4.4.	CÁLCULO DE VPN Y TIR.....	81
	CONCLUSIONES.....	83
	RECOMENDACIONES.....	85
	BIBLIOGRAFÍA.....	86
	ANEXOS.....	90

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Principales procesos de tratamiento Biológico (Romero, 1999) .....	22
<b>Tabla 2.</b> Ejemplos de degradación biológica del cianuro.....	23
<b>Tabla 3.</b> Características de partículas de acuerdo a clasificación Geldart .....	29
<b>Tabla 4.</b> Parámetros de diseño más relevantes para el reactor de lecho fluidizado .....	42
<b>Tabla 5.</b> Ventajas y desventajas Reactores Biológicos (Nicolella et al, 2000) .....	44
<b>Tabla 6.</b> Cuadro Comparativo de Reactores Biológicos para el Tratamiento de Aguas Residuales	51
<b>Tabla 7.</b> Ventajas y Desventajas del Reactor de Lecho Fluidizado (Levenspiel, 1986; Trambouze et al, 1988; Nicolella et al, 2000) .....	56
<b>Tabla 8.</b> Lista de características de acuerdo a las exigencias del diseño.....	59
<b>Tabla 9.</b> Tabla de Resultados del Diseño Conceptual del Reactor de Lecho Fluidizado .....	64
<b>Tabla 10.</b> Costos Directos de capital .....	76
<b>Tabla 11.</b> Costos Indirectos de capital.....	78
<b>Tabla 12.</b> Costos Mano de Obra Directa .....	79
<b>Tabla 13.</b> Costos de los Servicios industriales .....	80
<b>Tabla 14.</b> Costos Totales para el montaje.....	80
<b>Tabla 15.</b> Cálculo TIR y VPN .....	82
<b>Tabla 16.</b> Valores experimentales para la determinación de la Tensión Superficial .....	92
<b>Tabla 17.</b> Valores experimentales para la determinación de la Viscosidad.....	94
<b>Tabla 18.</b> Datos experimentales para la determinación de la densidad de las esferas de agar .....	97
<b>Tabla 19.</b> Cálculos para la determinación de la densidad de las esferas de agar.....	97
<b>Tabla 20.</b> Tabla de Resultados variación de diámetro para análisis.....	98

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Regimenes de Fluidización debido al aumento en la velocidad del fluido ascendente a través del lecho (Perry, 1998) .....	26
<b>Figura 2.</b> Clasificación Geldart de partículas (Chase, 2004) .....	28
<b>Figura 3.</b> Esquema Reactor de Lecho Fluidizado de Tres Fases (Souza et al, 2004) .....	31
<b>Figura 4.</b> Reactor USBR (Nicolella et al, 2000) .....	46
<b>Figura 5.</b> Reactor BFR (Nicolella et al, 2000) .....	47
<b>Figura 6.</b> Reactor EGSB (Nicolella et al, 2000) .....	48
<b>Figura 7.</b> Reactor BAS (Nicolella et al, 2000) .....	49
<b>Figura 8.</b> Reactor IC (Nicolella et al, 2000) .....	50
<b>Figura 9.</b> Sistema de lecho fluidizado para la recuperación de CO <sub>2</sub> .....	53
<b>Figura 10.</b> Sistema de lecho fluidizado para el tratamiento de perclorato de amonio (Hatzinger et al, 2000) .....	54
<b>Figura 11.</b> Esquema Reactor de Lecho Fluidizado de Tres Fases (Souza et al, 2004) .....	55
<b>Figura 12.</b> Algoritmo de diseño del Reactor Fluidizado de Tres Fases .....	63
<b>Figura 13.</b> Viscosímetro de Ostwald.....	93



## LISTA DE GRÁFICAS

<b>Gráfica 1.</b> Velocidad Superficial del líquido Vs Diámetro del Reactor .....	70
<b>Gráfica 2.</b> Velocidad Superficial del aire Vs Diámetro del Reactor .....	70
<b>Gráfica 3.</b> Velocidad Mínima de Fluidización .....	71
<b>Gráfica 4.</b> Caída de Presión Vs Diámetro del Reactor.....	72
<b>Gráfica 5.</b> Voidage Vs Diámetro del Reactor .....	73
<b>Gráfica 6.</b> Velocidad Terminal Vs Diámetro del Reactor .....	74
<b>Gráfica 7.</b> Altura Reactor y lecho Vs Diámetro del Reactor.....	75

## LISTA DE ANEXOS

<b>ANEXO A.</b> Procedimiento para la determinación de la tensión superficial de la solución de cianuro y agua.....	91
<b>ANEXO B.</b> Procedimiento para la determinación de la viscosidad de la solución de cianuro y agua .....	93
<b>ANEXO C.</b> Procedimiento para la determinación de la densidad de las esferas de agar-agar .....	95
<b>ANEXO D.</b> Tabla de resultados .....	98
<b>ANEXO E.</b> Plano preliminar del reactor de lecho fluidizado de tres fases.....	100
<b>ANEXO F.</b> Esquema preliminar del reactor de Lecho fluidizado de tres fases .....	101

## GLOSARIO

**Coalescencia:** Adherencia entre las partículas, células, elementos celulares, orgánulos o componentes microscópicos dentro de una colonia.

**Coefficiente de Arrastre:** Número adimensional que indica la resistencia de un sólido a ser arrastrado por el flujo de un fluido. Se emplea para definir el comportamiento de un fluido y en particular, la transición del flujo laminar al turbulento. Este es el coeficiente análogo del factor de fricción para sólidos sumergidos.

**Condiciones de Burbuja Mínimas o de Burbujeo Mínimo:** Corresponde a las condiciones de operación en donde se igualan las fuerzas de fricción, dependientes de la velocidad del fluido generando burbujas, que suben a lo largo del lecho. Se caracteriza por la aparición de pequeñas burbujas de forma intermitente.

**Expansión del Lecho:** Se refiere al fenómeno en que un lecho de partículas de diámetro de 0.2- 2 mm aumenta su volumen o el espacio ocupado debido al paso de un líquido a través de él. Esta expansión también puede ser causada por el *gas hold up* en el lecho o por un reacomodamiento de las partículas para formar un lecho empacado holgado luego de haber sido fluidizado.

**Freeboard:** Se define como la altura libre del reactor entre la superficie del lecho fluidizado y la salida del gas.

**Fuerzas de arrastre:** Son las fuerzas que se resisten al movimiento de un sólido a través de un fluido.

**Gel beads:** Partículas también conocidas como gotas rígidas de agua de una composición de alrededor de 95% de agua y 5% de polímero. Las características hidrodinámicas de *gel beads* son diferentes a las de otros sólidos.

**Hold up:** Fracción de volumen de cada una de las fases de un reactor, gas, sólido y líquido.

***Pseudomonas fluorescens:*** Son bacterias que pertenecen al reino procariota (*prokaryotae*). Poseen membrana y pared celular definida y pertenecen a la familia *Pseudomonadaceae*. Son organismos aerobios organotróficos sin metabolismo fermentativo que dependen de reacciones de óxido-reducción para su energía y utilizan sustancias oxidables a pH neutro o básico.

**Slugging:** Fenómeno de fluidización, que se da cuando el tamaño de la burbuja tiene un diámetro igual al diámetro del reactor y al pasar a través del lecho alcanza a arrastrar una porción del mismo. La frecuencia de este régimen se ve afectada por factores tales como, velocidad del gas, altura del lecho a la mínima fluidización, diámetro del reactor y características de las partículas.

**Velocidad Mínima de Fluidización:** Velocidad mínima del fluido, a la cual los sólidos son suspendidos y comienzan a tener un comportamiento similar al de un líquido, pero todavía no está fluidizado completamente. El comienzo de la fluidización se da por que la velocidad del fluido a través del lecho excede el peso de este.

**Velocidad Superficial:** Es la velocidad del fluido que pasa a través del reactor sin el lecho. Esta dada por el flujo volumétrico del fluido dividido por el área seccional del cuerpo del reactor.

**Velocidad Terminal:** Velocidad del fluido a la cual las partículas se sedimentan en el reactor.

**Voidage :** Fracción de vacío en el lecho.

## NOMENCLATURA

A	Área seccional del reactor $m^2$	$R_t$	Velocidad total de degradación de sustrato g/d
$a_g$	Área específica interfacial del gas $m^2/m^3$	S	Concentración sustrato $g/m^3$
$a_s$	Área específica interfacial del las esferas de Agar-Agar $m^2/m^3$	T	Temperatura K
C	Concentración $g/m^3$	V	Volumen del reactor $m^3$
$C^*$	Concentración de oxígeno saturado $g/m^3$	$V_t$	Velocidad Terminal m/s
$C_D$	Coefficiente de arrastre	W	Peso del medio g
$C_S$	Concentración de oxígeno $g/m^3$	$\epsilon$	Voidage del lecho (Fracción de Vacío)
$d_p$	Diámetro de las esferas de Agar m	$U_g$	Velocidad Superficial del Gas m/s
g	Constante gravitacional $m/s^2$	$U_l$	Velocidad Superficial del Líquido m/s
$L_R$	Altura del Reactor m	$V_t$	Velocidad Terminal m/s
K	Coefficiente Característico $g/m^2/d$	$\rho_{s,l,g}$	Densidad Sólido, Líquido o Gas $Kg/m^3$
$K_C$	Concentración de saturación para el oxígeno $g/m^3$	$\mu$	Viscosidad del Líquido Poises
$K_m$	Constante de saturación del sustrato $g/m^3$	$\sigma$	Tensión Superficial del Líquido dyn/cm
$k_{la}$	Coefficiente de transferencia del oxígeno de la fase gaseosa a la fase líquida m/s	P/V	Disipación de Potencia por unidad de volumen del Líquido $W/m^3$
$k_s$	Coefficiente de transferencia del oxígeno de la fase líquida al biofilm m/s	$d_b$	Diámetro de Burbuja m
$L_V$	Carga volumétrica de sustrato $g/m^3/d$	D	Diámetro del Reator m
Q	Flujo Volumétrico $m^3/d$	$Q_L$	Flujo volumétrico de líquido $m^3/h$
$Re_t$	Número de Reynolds terminal para la partícula	$Q_g$	Flujo volumétrico del gas $m^3/h$
u	$u = \epsilon \langle V_L \rangle$ m/s		

## RESUMEN

Se realizó el diseño de un reactor de lecho fluidizado de tres fases a escala laboratorio, tomando como base el proyecto de grado “Evaluación de la inmovilización de *Pseudomonas fluorescens* para la biodegradación de cianuro en solución acuosa” en particular, la caso de inmovilización por atrapamiento en Agar-Agar.

En el proyecto se comparan y analizan las características de diferentes reactores, destacando las ventajas del reactor de lecho fluidizado comparado con a otros reactores biológicos para el tratamiento de aguas residuales.

En el modelo propuesto se consideran variables como las características de las partículas del lecho (*gel beads*) y el suministro de aire. Las correlaciones empleadas son reportadas en la revisión bibliografía referente a reactores de lecho fluidizado trifásico.

Por último, se analizaron diferentes resultados de diseño de reactor con variaciones de diámetro entre 0.15 y 0.35 m. A partir del análisis, se concluyó que a un diámetro de 0.20 m el reactor de lecho fluidizado trifásico cumple con los requisitos fijos y mínimos que se fijaron durante su diseño conceptual. Con las dimensiones obtenidas en el diseño conceptual y aproximaciones heurísticas en reactores de lecho fluidizado a escala laboratorio, se realizó una estimación de costos.

**Palabras clave:** *Fluidización, gel beads, cianuro, aerobio, aguas residuales.*

## INTRODUCCIÓN

Hace tan solo algunas décadas los temas de interés ambiental, principalmente aquellos que conciernen al agotamiento de los recursos naturales dejaron de ser una amenaza pasiva ante la vida en la tierra, convirtiéndose en una preocupación global llevando al hombre a tomar decisiones que pudieran ayudar a mejorar la calidad del medio ambiente.

Como resultado del desarrollo y progreso industrial se han originado distintas formas de contaminación, entre ellas, vertimientos de efluentes cargados de diversos contaminantes a ríos y cauces. Actualmente, la conservación y recuperación de la calidad de los recursos hídricos es importante por ello se han invertido recursos en estudios y proyectos de investigación, plantas de tratamiento de aguas y nuevas tecnologías que ayuden a prolongar el tiempo de vida de recursos hídricos.

En Colombia, las plantas de tratamiento de aguas residuales fueron diseñadas para realizar tratamiento primario, algunas, tratamiento secundario y pocas ofrecen tratamiento terciario que asegure la degradación de contaminantes químicos peligrosos y agentes biológicos nocivos para la salud humana y el ecosistema. (Anónimo 1,2007)

El cianuro es uno de estos contaminantes químicos peligrosos, y tiene su mayor aplicación en el sector minero. Este es manipulado y vertido a los cuerpos de agua sin control, generando un entorno tóxico para los seres vivos en los alrededores de las plantas de beneficio de oro. Un caso alarmante es el que se presenta en Segovia, Antioquia. Donde la concentración de cianuro presente en las descargas de algunas de estas plantas varía entre 6 mg/L y 2264 mg/L. (Restrepo *et al*, 2006)

Para la degradación de contaminantes químicos peligrosos se ha encontrado que los métodos biológicos resultan ser muy efectivos, para el caso del cianuro la cepa de microorganismos recomendada es la *Pseudomonas fluorescens* (Naranjo, Santamaría, 2006). Según estudios realizados en la Universidad EAFIT, la *P. fluorescens* puede alcanzar un porcentaje máximo de degradación de cianuro mediante su inmovilización en esferas de Agar-Agar en un lecho fijo de hasta 99.12% con un tiempo de residencia de 48 horas (Naranjo, Santamaría, 2006). El excelente porcentaje de degradación de cianuro obtenido en este estudio de la Universidad EAFIT se puede ver opacado por el alto tiempo de residencia en el sistema de lecho fijo propuesto, una forma de reducir este tiempo es aplicando otro tipo de equipo para la degradación con la *P. fluorescens* inmovilizada en Agar-Agar, sin que el porcentaje de degradación se vea afectado.

Una alternativa viable que permite su aplicación en el tratamiento biológico de contaminantes químicos en aguas residuales y que a su vez maneja bajos tiempos de residencia es el reactor de lecho fluidizado. (Doble, Kumar, 2005) Se propone el diseño de un reactor de lecho fluidizado para el tratamiento de aguas residuales, a partir de las condiciones de operación propuestas para la degradación de cianuro con *P. fluorescens* en el trabajo de investigación de Narango y Santamaría (2006).

Con la integración del tratamiento biológico de aguas residuales con un equipo versátil, con bajos costos y de fácil mantenimiento se espera aportar un sistema de tratamiento eficiente y de esta manera ayudar al ambiente esperando que en un futuro se puedan recuperar la calidad de los cuerpos de agua.



## **OBJETIVOS**

### **1.1. OBJETIVO GENERAL**

Diseñar un reactor de lecho fluidizado a escala laboratorio para el tratamiento de aguas residuales, tomando como modelo el sistema de degradación del cianuro en solución.

### **1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Identificar cuales son los parámetros más relevantes para el diseño del reactor a las condiciones que se desea aplicar, empleando la teoría existente en relación al diseño de reactores de lecho fluidizado.
- Diseñar conceptualmente un reactor de lecho fluidizado para degradar cianuro, esto se llevará a cabo empleando las correlaciones y ecuaciones que se encuentran en la literatura.
- Establecer cuales son los componentes necesarios para el funcionamiento del reactor diseñado, con la ayuda de los conocimientos adquiridos durante la carrera de Ingeniería de Procesos y los ejemplos industriales que se encuentran a nivel mundial.
- Reconocer los beneficios que traería el emplear el reactor de lecho fluidizado sobre otras tecnologías para el tratamiento de aguas residuales en la industria colombiana, mediante la comparación de equipos, costos, mantenimiento, entre otras características.

## 2. MARCO TEÓRICO

### 2.1. CONTAMINACIÓN DEL CIANURO

El cianuro es un radical químico compuesto por un átomo de carbono y un átomo de nitrógeno unidos por un enlace covalente triple y con una carga neta negativa. Debido a su electronegatividad, esta sustancia puede reaccionar fácilmente. El cianuro es altamente reactivo con metales como Hierro (Fe), Plata (Ag), Oro (Au), Níquel (Ni), Zinc (Zn), Cadmio (Cd), Mercurio (Hg), propiedad que lo hace un compuesto útil para la industria minera. (Camargo y Ossa, 2005)

A nivel industrial, el cianuro es empleado en la producción de textiles, plásticos, sustancias para el proceso de revelación de fotografías, herbicidas, pesticidas y papel. En la industria Metalúrgica se emplean sales de cianuro, como el cianuro de sodio (NaCN) o el cianuro de potasio (KCN) para la limpieza de metales, procesos de galvanizado y la extracción del oro por procesos de lixiviación.

Cuando el cianuro se encuentra presente en los cuerpos de agua, causa los siguientes efectos:

- En concentraciones de 20 a 76  $\mu\text{m/L}$  el cianuro es mortal para una gran cantidad de especies. La dosis letal para el 50% de los animales (LC50), en ratas es de 544 mg/L (5min) y en perros es de 300 mg/L (3 min). (Restrepo *et al*, 2006)
- Los humanos al tener contacto con el cianuro se ven afectados ya que el mecanismo de acción de este consiste en impedir la oxigenación de las células del organismo ocasionando su muerte, siendo el cerebro y el corazón los dos órganos más afectados por su gran consumo de oxígeno. Toxicidad en humanos: La exposición a 150 mg/L durante periodos entre media y una hora puede poner en peligro la vida. La muerte puede

sobrevenir por una exposición de pocos minutos a 300 mg/L. Dosis letal media: 50 a 60 mg/L. (Restrepo *et al*, 2006)

El cianuro tiene gran afinidad por ciertos compuestos azufrados (sulfatos) y complejos metálicos. El efecto tóxico global del cianuro es una combinación de envenenamiento cito crómico, bloqueo del transporte sanguíneo de oxígeno y la interrupción de otros procesos celulares donde esté involucrado algún compuesto órgano metálico de hierro, aunque las repercusiones fisiológicas más graves las conlleva el envenenamiento cito crómico, a partir de esto, la célula comienza a utilizar las vías metabólicas anaerobias, creando un exceso de ácido láctico y produciendo acidosis metabólica.

## **2.1. ALTERNATIVAS PARA LA DEGRADACIÓN DEL CIANURO**

Existen varios métodos para degradar el cianuro, pero el que menor demanda ambiental tiene es el tratamiento por degradación biológica, ya que emplea un menor número de sustancias químicas. A continuación se presentan algunos tipos de degradación tanto químicos como biológicos.

### **2.1.1. Procesos de Degradación de Cianuro**

Una vez que el cianuro se encuentra en el ambiente, su reactividad provee numerosas alternativas para degradarlo y atenuar sus efectos, los principales son:

- Adición de dióxido de azufre
- Adición de peróxido de hidrógeno
- Adición de cloro
- Tratamientos electroquímicos
- Biodegradación
- Procesos Avanzados de Oxidación

#### **2.1.1.1. Adición de Dióxido de Azufre**

El proceso utiliza dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) y aire en presencia de un catalizador de cobre, para oxidar cianuro en sustancias menos tóxicas (Cianato). (Camargo y Ossa, 2005)

#### **2.1.1.2. Adición de Peróxido de Hidrógeno**

Se aplica para tratamiento de complejos de zinc y de cadmio. Este tratamiento es similar al descrito anteriormente, su principal ventaja es que no produce lodos. (Camargo y Ossa, 2005)

#### **2.1.1.3. Adición de Cloro**

Es el método usado tradicionalmente en la destrucción de cianuros, consiste en la adición de gas cloro a aguas residuales de elevado pH. Sus principales desventajas son: la formación de cloruro de cianógeno (gas altamente tóxico), formación de lodos y no todas las especies de cianuro son oxidadas. (Camargo y Ossa, 2005)

#### **2.1.1.4. Tratamientos Electroquímicos**

Es conveniente cuando la concentración de cianuro es elevada y consiste en la oxidación del cianuro en el ánodo; el problema de este método es la baja conductividad que presentan algunas aguas residuales que contienen cianuro. (Camargo y Ossa, 2005)

#### **2.1.1.5. Biodegradación**

En condiciones aerobias, la actividad microbiana convierte al cianuro en amoníaco, que a su vez, puede transformarse en nitrato. Este proceso ha resultado efectivo con concentraciones de cianuro hasta de 200 mg/L. También existe degradación biológica en condiciones anaerobias, donde las

concentraciones de cianuro mayores a 2 mg/L son menos tóxicas para los microorganismos anaerobios. (Restrepo *et al*, 2006)

#### **2.1.1.6. Procesos avanzados de Oxidación**

Existe una técnica de degradación resultante de la combinación de procesos solares y biológicos para el tratamiento de sustancias orgánicas no biodegradables presentes en sistemas acuosos. Esta técnica resulta ser bastante útil como etapa previa a un tratamiento biológico, pues ayuda a modificar la estructura de los contaminantes transformándolos en sustancias menos nocivas e intermediarios fácilmente biodegradables. Por consiguiente, el tratamiento de oxidación fotocatalítico se posiciona como una técnica que asegura la destrucción de los cianuros sin generarse compuestos intermedios extremadamente tóxicos. (Camargo y Ossa, 2005)

## **2.2. SISTEMAS PARA EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES**

Cuando se considera tratamiento biológico de aguas residuales se genera un contacto entre el efluente a tratar y uno o más microorganismo, éstos se alimentan del contenido orgánico presente, reduciendo la concentración de la Demanda Bioquímica de Oxígeno y, en algunos casos, la concentración de un contaminante específico.

Al tratar un efluente líquido mediante un proceso biológico se logra lo que se conoce como tratamiento secundario o terciario de aguas residuales. El tratamiento secundario se emplea principalmente para degradación de DBO soluble y sólidos suspendidos e incluye, procesos biológicos de lodos activados, filtros percoladores, sistemas de lagunas y sedimentación. (Romero, 1999).

El tratamiento terciario, se emplea para degradar nutrientes y evitar la eutrofización de las fuentes receptoras y para mejorar la calidad de un efluente

secundario, de manera que se pueda cumplir con la normatividad ambiental, con relación a las concentraciones permitidas. (Romero, 1999)

Básicamente, la degradación biológica de un contaminante en un cuerpo de agua se da por una reacción de oxidación biológica. Esta es la conversión bacteriana de los elementos de su forma orgánica a su forma inorgánica altamente oxidada, en la tabla 1, se enumeran los principales procesos de tratamiento biológico, divididos en procesos aerobios y anaerobios.

**Tabla 1.** Principales procesos de tratamiento Biológico (Romero, 1999)

TIPO	PROCESO	OBJETIVO DE TRATAMIENTO
AEROBIO	Lodos Activados	Degradación DBO y nitrificación
	Lagunas Aireadas	Degradación DBO y nitrificación
	Digestión Aerobia	Degradación DBO y estabilización
	Filtros Percoladores	Degradación DBO y nitrificación
	Reactores de lecho fijo	Degradación DBO y nitrificación
ANAEROBIO	Digestión Anaerobia	Degradación DBO y estabilización
	Lagunas Anaerobias	Degradación DBO y estabilización
	UASB	Degradación de DBO y SS
	Filtro Anaerobio	Degradación DBO y estabilización
	Lecho Fluidizado	Degradación DBO y estabilización

### 2.2.1. Sistemas para la degradación biológica de cianuro en aguas residuales

Se han realizado diversos estudios para la degradación de cianuro con diferentes microorganismos y a distintas condiciones de operación. En la Tabla 2, se muestran algunos de los resultados de éstos estudios.

**Tabla 2.** Ejemplos de degradación biológica del cianuro

SISTEMA	MICROORGANISMO	CONCENTRACIONES	TDR*	REFERENCIA
Cultivo en laboratorio	<i>Trichoderma spp</i> <i>Fusarium spp</i>	Se analizaron resultados para una concentración de entrada de 2000 mg/L	90 días	Mufaddal, Lynch, 2004
Reactor batch agitado.	<i>Pseudomonas fluorescens</i>	IND**	48 horas	Arzu <i>et al</i> , 2001
Lecho empacado	<i>Pseudomonas fluorescens</i>	Entrada: 100 mg/L Salida: 15 mg/L	48 horas	Arzu <i>et al</i> , 1999
Wetland	<i>Typha latifolia</i> <i>Schoenoplectus tubernaechantain</i>	Entrada: 0.043 mg/L Salida: 0.005 mg/L	7 días.	Gessner <i>et al</i> , 2005
Batch a escala laboratorio	<i>Pseudomonas sp.</i>	Salida: 1 mg/L	70 horas	Akcil <i>et al</i> , 2003
Lecho Fluidizado	IND**	Entrada: 160 mg/L Salida: 0.5 mg/L	24 Horas	Petrozzi, Duna, 1993
Lecho empacado	<i>Pseudomonas fluorescens</i>	Entrada: 15 mg/L Salida: 0.13 mg/L	48 horas	Naranjo, Santamaría, 2006

\*TDR: Tiempo de residencia

\*\* IND: Información no disponible

Con lo observado anteriormente, muchos autores han documentado la habilidad de ciertos microorganismos para resistir y crecer en cianuro tomándolo como fuente de alimento. Por lo tanto, el tratamiento biológico de fuentes contaminadas con cianuro, provee una alternativa económica y efectiva sin generar o añadir

químicos en el ambiente. Una de las especies microbianas que más se ha estudiado por su capacidad y alta eficiencia de degradar compuestos cianurados es la *Pseudomonas fluorescens*. (Restrepo *et al*, 2006)

La justificación sobre las ventajas de emplear la *Pseudomonas fluorescens* en la degradación del cianuro, el medio de cultivo, proceso de inmovilización y demás aspectos técnicos de este método, fueron evaluados antes. (Naranjo y Santamaría, 2006)

### **2.3. REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO**

A continuación se presenta una descripción de los conceptos básicos de un reactor de lecho fluidizado, aspectos de diseño a ser considerados y las correlaciones que se emplean en su diseño.

#### **2.3.1. Generalidades**

El fenómeno de la fluidización se da a partir del flujo de un fluido (líquido, gas o ambos) a través de un lecho compuesto por partículas sólidas, a medida que el flujo se incrementa las partículas son elevadas levemente y dejan de estar en permanente contacto unas con otras, logrando un efecto final de mezcla donde se favorece el contacto entre las fases presentes, generando en el sistema reaccionante alta conversión y eficiencia.

Las principales ventajas de la fluidización consisten en que el sólido está vigorosamente agitado por el fluido que circula a través del lecho, y la mezcla de los sólidos asegura que no existen prácticamente gradientes de temperatura en el lecho aun con reacciones fuertemente exotérmicas o endotérmicas. El movimiento de los sólidos también da lugar a elevadas velocidades de transmisión de calor hacia la pared o los tubos de refrigeración sumergidos en el lecho. Además de esto, debido al comportamiento fluidizado de las partículas sólidas, los reactores



de lecho fluidizado presentan un mezclado mas uniforme que el reactor de lecho fijo. Los gradientes de concentración axial y radial se disminuyen permitiendo un mejor contacto entre el líquido y sólido mejorando la eficiencia en los procesos de degradación.

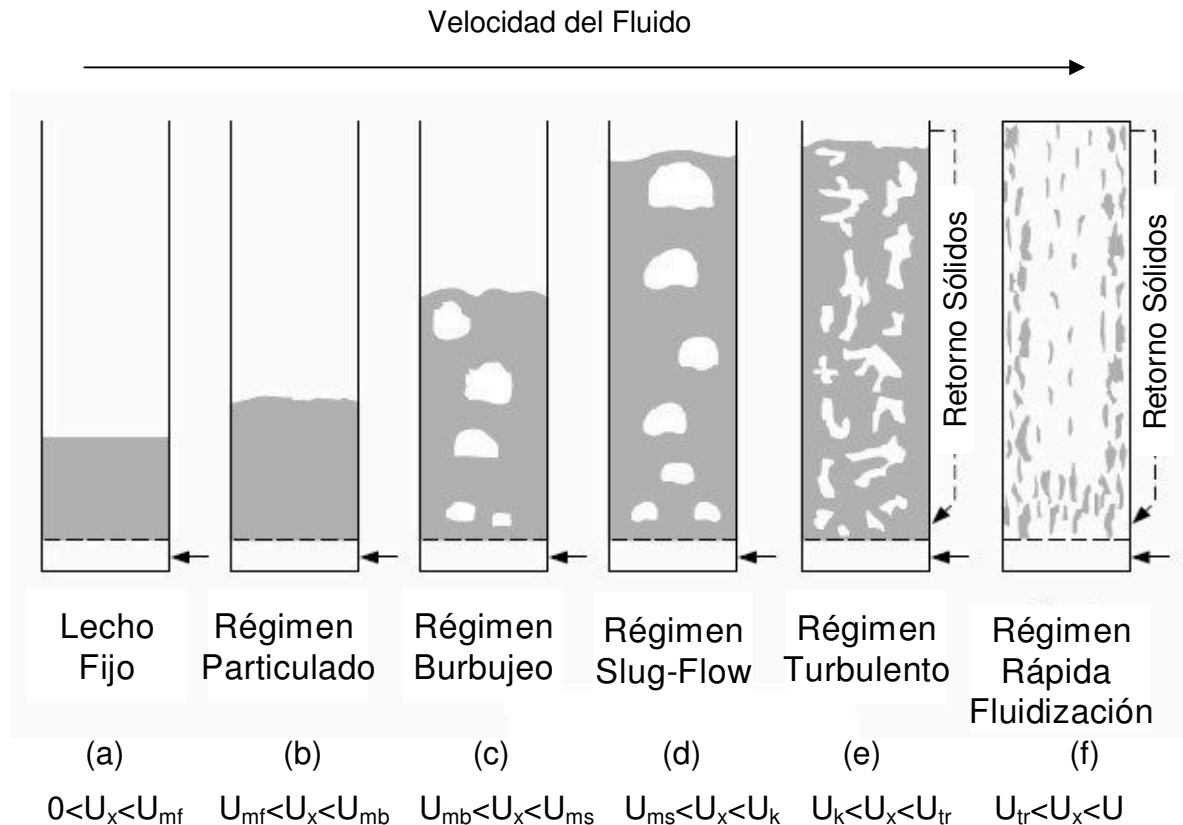
### **2.3.2. Principios de Fluidización**

Para describir en una forma mas completa el funcionamiento de un reactor de lecho fluidizado, se deben conocer y entender cada uno de los fenómenos que ocurren en éste.

Una vez los fluidos ingresan al reactor, las partículas presentan una leve expansión, la velocidad del fluido a la cual se llega a este fenómeno se conoce como **Velocidad Mínima de Fluidización**. ( $U_{mf}$ ) A partir de este punto la masa de sólido y fluido, presenta las características de flujo de un líquido. (Walas *et al*, 2005)

A medida que la velocidad del fluido se incrementa más allá de la velocidad mínima de fluidización, el lecho continúa expandiéndose y se mantiene homogéneo por un tiempo, hasta que se comienzan a observar burbujas y con incrementos en la velocidad del fluido se aumenta el tamaño de las burbujas y la intensidad de estas se hace mayor. Se identifican seis tipos de regimenes de fluidización mostrados esquemáticamente en la figura 1. (Walas *et al*, 2005).

**Figura 1.** Regimenes de Fluidización debido al aumento en la velocidad del fluido ascendente a través del lecho (Perry, 1998)



Como se puede observar en la figura 1, la velocidad del fluido tiene una gran influencia sobre el comportamiento del lecho, sobre las burbujas y sus características. En el régimen (a), el intervalo de velocidades es de 0 a  $U_{mf}$ <sup>1</sup> y se observa un comportamiento de lecho fijo. El valor de  $U_{mf}$ , depende del diámetro de partícula, densidad y viscosidad del fluido y de la densidad del sólido.

<sup>1</sup>  $U_{mf}$ , se refiere a la velocidad en condiciones mínimas de fluidización

En el régimen (b), el rango de velocidades varía entre  $U_{mf}$  y  $U_{mb}^2$ , se observa un comportamiento de fluidización pero solo de partículas, el lecho se expande ligeramente y de manera homogénea.

En el régimen (c), el intervalo de velocidades varía entre  $U_{mb}$  y  $U_{ms}^3$ , se observa la fluidización como tal, donde se generan vacíos cerca al distribuidor de fluidos, la superficie esta bien definida y solo se ve afectada por la aparición de burbujas.

En el régimen (d), el intervalo de velocidades varía entre  $U_{ms}$  y  $U_k^4$ , se observa la fluidización “*slugging*”, en este régimen se presentan vacíos a través de la columna y a medida que alcanza la superficie se puede observar como grandes burbujas se rompen.

En el régimen (e), el intervalo de velocidades varía entre  $U_k$  y  $U_{tr}^5$ , se observa un régimen turbulento. Por último, en el régimen (f), las velocidades varían entre  $U_{tr}$  y  $U^6$  y se conoce como fluidización rápida donde ya no se identifica una superficie superior del lecho, las partículas son transportadas fuera del reactor y deben ser reemplazadas para mantener un estado estable con respecto a los sólidos en el reactor. (Waldas *et al*, 2005)

La fluidización depende principalmente del tamaño y densidad de las partículas, además, son de gran importancia características como: la rugosidad, temperatura y humedad de estas. Se han identificado cuatro clases de partículas de acuerdo a

---

<sup>2</sup>  $U_{mb}$ , se refiere a la velocidad en condiciones mínimas de burbuja

<sup>3</sup>  $U_{ms}$ , se refiere a la velocidad de mínimo *slugging*

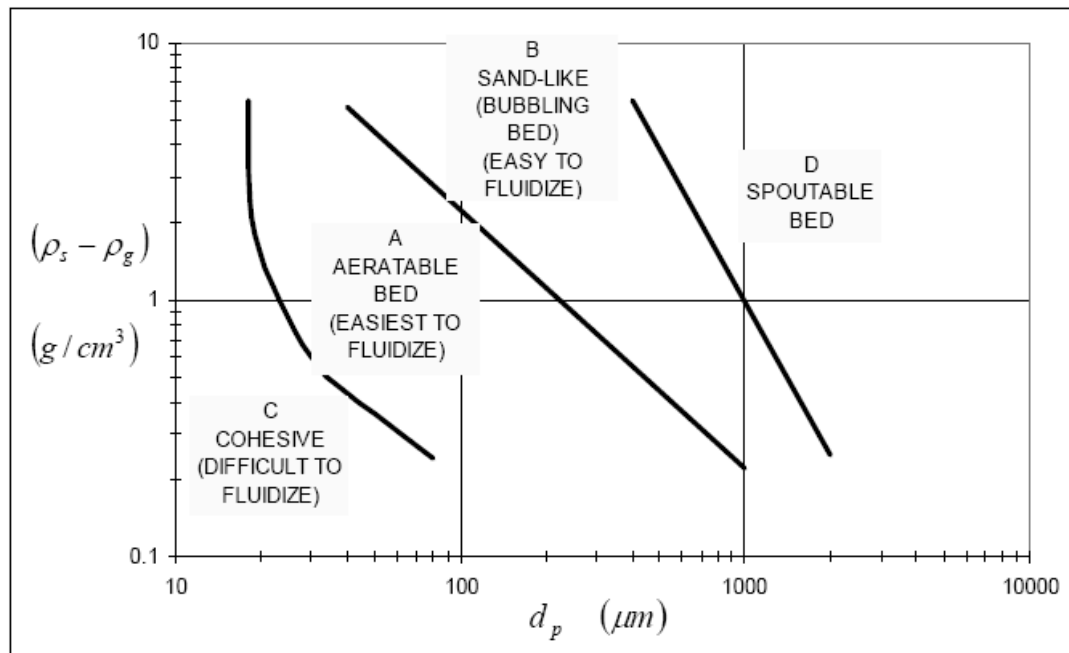
<sup>4</sup>  $U_k$ , se refiere a la velocidad en un punto k cualquiera, cuyo valor es menor que  $U_{tr}$  y mayor que  $U_{ms}$

<sup>5</sup>  $U_{tr}$ , se refiere a la velocidad terminal

<sup>6</sup>  $U$ , se refiere al término de velocidad en general

su diámetro y a una diferencia de densidades entre sólido y fluido. Esta distinción se puede observar en la Figura 2. (Walas *et al*, 2005)

**Figura 2.** Clasificación Geldart de partículas (Chase, 2004)



Para partículas con clasificación Geldart B, ver figura 2,  $U_{mb}$  y  $U_{mf}$  son iguales, para las otras clases de partículas de clasificación Geldart A, C y D  $U_{mb}$  depende del diámetro de partícula, viscosidad y densidad del fluido.

En la tabla 3, se muestra un resumen de los aspectos más comunes para cada clase de partícula. (Walas *et al*, 2005).

**Tabla 3.** Características de partículas de acuerdo a clasificación Geldart

ASPECTOS	GRUPO C	GRUPO A	GRUPO B	GRUPO D
Denominación	Cohesivas	Aireables	Fácilmente burbujeables	Spoutable
Ejemplo	Harina	Catalizador	Arena	Trigo
Diámetro de partícula para $\rho_s=2.5 \text{ g/cm}^3$	$\leq 20 \mu\text{m}$	$20 < d_s \leq 90 \mu\text{m}$	$90 < d_s \leq 650 \mu\text{m}$	$> 650 \mu\text{m}$
Expansión	Baja	Alta	Media	Media
Forma Burbuja	Canales, sin burbuja	Base recta y superior esférica	Redonda	Redonda
Características de Fluidización	Difícil debido a la cohesión.	Fácil de Fluidizar	Fácil de Fluidizar	Spoutable

El termino “*spoutable*” se refiere a las partículas que son muy grandes o son densas, por lo tanto, difíciles de fluidizar. A medida que la velocidad aumenta las partículas no son fluidizadas sino que son arrojadas fuera del reactor. Se puede observar un comportamiento de *spouting* si la distribución del gas en el reactor es desigual.

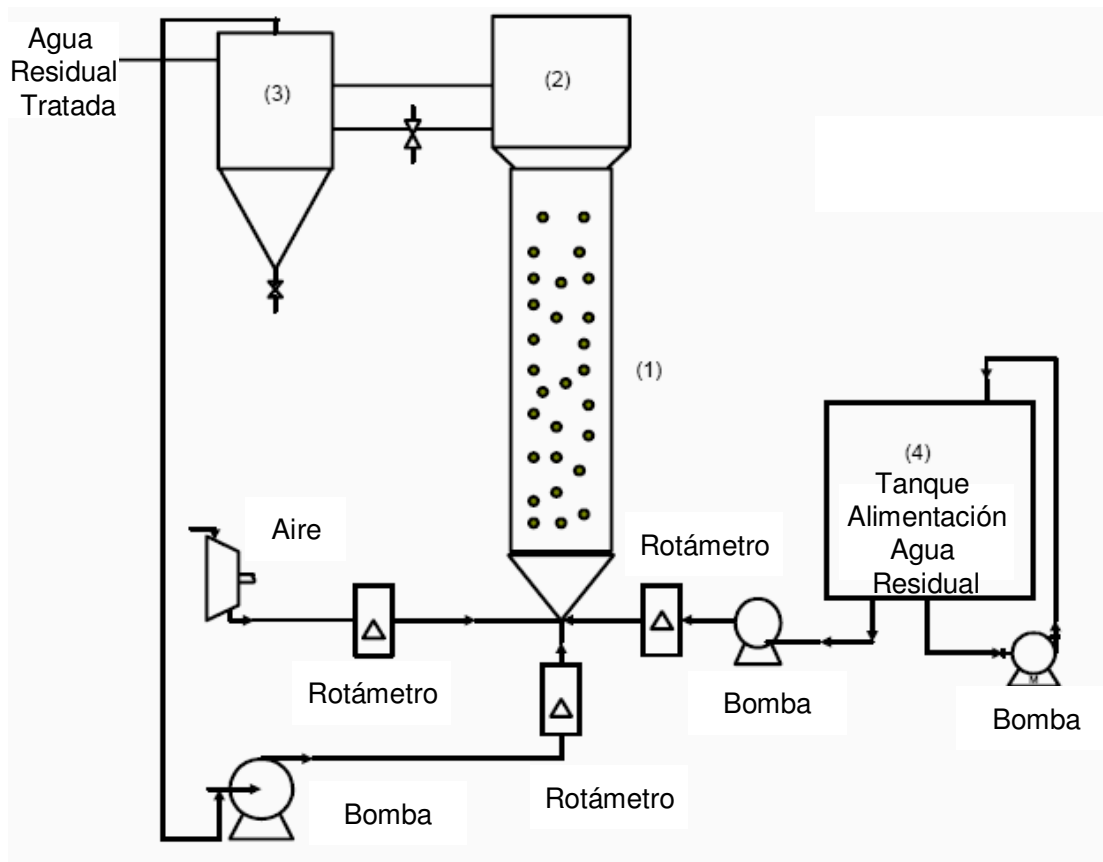
Los comienzos del uso de reactores de lecho fluidizado, se remontan al año de 1926, donde fueron utilizados en el cracking catalítico del gasoil a gasolina. Desde la década de 1980 estos reactores son empleados en un gran número de aplicaciones que llegan hasta reacciones de oxidación en la industria química. (Froment, Bischoff, 1990)

Los reactores de lecho fluidizado se aplican en procesos catalíticos y no-catalíticos. En los catalíticos se encuentra con más frecuencia en el reformado de aceite, recuperación de benceno del gas-oil de altas concentraciones, producción de acetileno a partir del metano, producción de aldehídos insaturados, oxidación de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ . En los procesos no-catalíticos, el reactor de lecho fluidizado se encuentra con frecuencia en la gasificación del carbón, preparación de carbón activado, combustión de residuos municipales, quemado de licor negro en la industria papelera, producción de ácido acrílico, producción de carbonato de sodio y en la actualidad se presenta su aplicación a tratamiento biológico de aguas residuales. (Walas *et al*, 2005)

La configuración general de un sistema de lecho fluidizado para el tratamiento biológico de aguas residuales se puede observar en la figura 3, aquí se muestra un ejemplo de un sistema de reacción para el tratamiento de aguas residuales con alta carga orgánica empleando un reactor de lecho fluidizado trifásico. El funcionamiento de este comienza por el bombeo de aire y agua hacia el reactor, como material soporte para los microorganismos se empleó discos pequeños de PVC y a medida que el agua y el aire ascienden a través del lecho, este comienza a ser fluidizado, es decir, queda en un estado suspendido. Cuando el flujo de aire y agua alcanzan a superar el peso del lecho, aparecen pequeñas burbujas y el lecho se fluidiza por completo hasta llegar a un estado estable.

A medida que se sigue bombeando aire y agua, el aire arrastra las partículas de agua fuera del reactor, ya sin la carga orgánica con la que entró debido a la degradación por parte de los microorganismos presentes en los discos de PVC, hacia un tanque lateral de almacenamiento para luego descargar el agua residual tratada. Para alcanzar el porcentaje de degradación deseado, se realiza un reciclaje de agua ya tratada que se mezcla con la entrada de agua y de aire inicial. (Souza *et al*, 2004)

**Figura 3.** Esquema Reactor de Lecho Fluidizado de Tres Fases (Souza *et al*, 2004)



### 2.3.3. Correlaciones y Ecuaciones para el Diseño de un Reactor de Lecho Fluidizado

La fluidización es un campo de alta complejidad de manera que cada caso de diseño debe ser estudiado, analizando las diversas limitantes que presenta cada proceso. A continuación se presenta un resumen con las correlaciones y ecuaciones más generales para el diseño de un reactor de lecho fluidizado.

**2.3.3.1. Velocidad Superficial para líquido y para el gas.** La velocidad superficial de un fluido (Líquido o gas) se define como la velocidad que tendría éste, al pasar por el reactor sin presencia del lecho. (Trambouze *et al*, 1988)

Velocidad Superficial del Líquido

Velocidad Superficial del gas

$$U_L = \frac{Q_L}{\Pi \times r^2}$$

$$U_g = \frac{Q_g}{\Pi \times r^2}$$

Donde r es el radio del reactor.

**2.3.3.2. Velocidad Mínima de Fluidización ( $U_{mf}$ ).** En un reactor de tres fases existen dos velocidades de fluidización correspondientes a cada fluido, es decir, una para el líquido y otra para el gas. Generalmente,  $U_{mf}$  es expresada en la forma de una velocidad mínima de líquido, que toma en cuenta la relación entre las velocidades de los dos fluidos. La aplicación de la siguiente ecuación, conocida como la ecuación de Begovich y Watson, solo puede ser empleada cuando no se tienen bajas velocidades de flujo del gas. (Trambouze *et al*, 1988)

$$(\text{Re})_{Lm} = \frac{V_{SLm} \bar{d}_p \rho_L}{\mu_L} = \left( 5.121 \times 10^{-3} \right) (Ar)_L^{0.662} (Fr)_G^{-0.118}$$

Esta ecuación se emplea para encontrar el número de Reynolds a partir del número de Arquímedes (Ar) y de Froude (Fr), para luego encontrar la velocidad mínima de líquido. El número de Arquímedes se puede determinar mediante la siguiente ecuación.



$$Ar_I = \frac{\rho_l d_p^3 (\rho_s - \rho_l) g}{\mu_l^2}$$

**2.3.3.3. Expansión del lecho Fluidizado.** Bajo el efecto del flujo de los dos fluidos, el lecho de sólidos alcanza un estado fluidizado debido a la expansión del lecho fijo inicial. La situación en un reactor trifásico es más complicada que cuando sólo se tiene un fluido. Cuando las partículas tienen un diámetro menor de 2.5 mm y son fluidizadas primero con el líquido, y el gas se adiciona progresivamente, se puede observar una contracción del lecho a medida que se aumenta el flujo del gas.

La ecuación de Kim *et al* (1977) es la más empleada para calcular la expansión del lecho y sólo aplica cuando el lecho no presenta la contracción inicial antes mencionada. Esta emplea los números de Froude y de Weber y el *Hold up* del Gas y del Líquido. (Trambouze *et al*, 1998)

$$(\varepsilon_G + \varepsilon_L) = 1.40 (Fr)_L^{0.17} (We)^{0.078} = 1 - \varepsilon_p$$

**2.3.3.4. Voidage del Lecho.** Para la evaluación del voidage del lecho, se emplea la ecuación que presenta Hirata y Noguchi (1994), esta considera el voidage en una fluidización de dos fases, el voidage inicial y el voidage encontrado con la correlación de Richardson y Kaki que es mencionada por los mismos autores. De acuerdo a la bibliografía no se encuentra restricción para el empleo de esta ecuación.

El voidage para la fluidización de tres fases es:

$$\varepsilon_3 = \varepsilon_2 \left[ \exp\left(-34 \frac{U_g}{V_t}\right) + \left(1 - \exp\left(-34 \frac{U_g}{V_t}\right)\right) \left(\frac{U_l}{V_t}\right)^{0.060} \varepsilon_2^{-0.325} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{0.024} \left(\frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l}\right)^{0.013} \right]$$

El voidage para la fluidización de dos fases es:

$$\varepsilon_2 = \varepsilon_0 + (1 - \varepsilon_0) \varepsilon_{rZ}^A \exp(B(1 - \varepsilon_{rZ}))$$

Para esta ecuación, se considera  $\varepsilon_0$  como el *voidage* inicial y las siguientes ecuaciones para calcular las variables faltantes.

$$A = 2.2n + 8 \frac{d_p}{D} \qquad B = 2.1n$$

$$\varepsilon_{rZ} = \left(\frac{U_l}{V_l}\right)^n \qquad V_l = V_t \times 10^{-\frac{d_p}{D}}$$

$$n = \frac{2 \left(2.35 + 0.175 \text{Re}_t^{0.75}\right)}{\left(1 + 0.175 \text{Re}_t^{0.75}\right)}$$

**2.3.3.5. Hold up para el Sólido.** Las correlaciones para predecir el *Hold up* emplean un método iterativo, lo primero que se hace es suponer un *Hold up* para el sólido, para luego encontrar el *Hold up* del gas y del líquido. La convergencia de esta iteración es cuando la sumatoria del *Hold up* de las tres fases da igual a 1. El *Hold up* para el sólido (Yu y Rittmann, 1997), sin restricción alguna, es:

$$\varepsilon_s = 1 - \varepsilon_l - \varepsilon_g$$

**2.3.3.6. Hold up para el Líquido.** Para calcular esta variable también se emplea un método iterativo propuesto por Yu y Rittmann (1997) que según los autores no presenta restricción.

$$\varepsilon_l = \left( \frac{U_l}{V_t} - k \frac{U_g}{V_t} \right)^{\frac{1}{n}} (1 - \varepsilon_g - k\varepsilon_g)^{1 - \frac{1}{n}} + k\varepsilon_g$$

En esta ecuación, se emplea n (i.e., índice de expansión) que fue calculado con *voidage* del lecho y emplea un parámetro k calculado en la siguiente ecuación:

$$k = 3.5(1 - \varepsilon_s)^3 \exp(-5.08\varepsilon_g)$$

**2.3.3.7. Hold up para el Gas.** Para completar el ciclo iterativo del cálculo del *Hold up*, se emplea la siguiente ecuación para el cálculo del *Hold up* del gas. (Yu, Rittmann, 1997)

$$\frac{U_g}{\varepsilon_g} = \frac{U_g}{(1 - \varepsilon_s)} + \frac{U_l}{(1 - \varepsilon_s)} + 0.1016 + 1.488 \left( \frac{U_g}{(1 - \varepsilon_s)} \right)^{0.5}$$

**2.3.3.8. K<sub>La</sub> (Coeficiente Transferencia de Masa).** El coeficiente de transferencia se emplea para cuantificar la transferencia de masa entre dos fases. En este caso, se desea considerar el fenómeno de transferencia del gas al líquido.

Este coeficiente depende de las condiciones hidrodinámicas alrededor de las burbujas de gas. Las relaciones entre el K<sub>La</sub> y parámetros como el diámetro de burbuja, velocidad del líquido, densidad, viscosidad y difusividad de oxígeno han sido estudiados extensivamente, y así, se han desarrollado varias correlaciones empíricas entre los coeficientes de transferencia de masa y variables importantes de operación. Teóricamente, estas correlaciones permiten estimar los coeficientes

de transferencia de masa basados en información recopilada de una cantidad numerosa de experimentos (Doran, 2003). Cuando el coeficiente de transferencia de masa se requiere para calcular en equipos a gran escala, se debe tener en cuenta la agitación. En equipos agitados a escala laboratorio, la fase gaseosa presenta una buena dispersión debido a la alta turbulencia y los choques frecuentes de las burbujas de aire. Sin embargo, a una escala industrial las burbujas tienen un comportamiento más caótico y esto dificulta la estimación del  $K_{La}$ .

Otras variables que afectan la agitación en la transferencia de oxígeno son la dispersión del gas y la coalescencia del medio. La dispersión del gas en un sistema de lecho fluidizado depende en gran medida del diseño del distribuidor (la disposición de los orificios el diámetro). La coalescencia, es un fenómeno no deseado ya que la adhesión de pequeñas burbujas a otras reduce el área interfacial y desfavorece la transferencia de oxígeno. Por consiguiente, es ventajoso un medio líquido no-coalescente para la fluidización (como el agua). Particularmente, en un reactor de lecho fluidizado trifásico, es ventajoso emplear un diámetro de partícula relativamente grande (4-6mm), debido a que las pequeñas burbujas de aire que se introducen al sistema, proporcionan una larga área interfacial favoreciendo así la transferencia de masa Gas-líquido. (Horwood, 1981).

**2.3.3.9. Número de Froude.** Número adimensional que representa la relación existente entre las fuerzas de inercia y la gravedad. Para su cálculo se emplea la siguiente ecuación. (Trambouze *et al*, 1988)

$$Fr_l = \frac{Ul^2}{gd_p} \qquad Fr_g = \frac{Ug^2}{gd_p}$$

**2.3.3.10. Número de Reynolds (Ret).** Número adimensional que caracteriza la corriente del fluido. Es la relación entre la fuerza de inercia y la fuerza de rozamiento interna de un fluido. Se emplea para la determinación de la velocidad terminal y el coeficiente de arrastre de las esferas de Agar-Agar (Nicolella *et al*, 2000)

$$Re_t = \frac{\rho_l d_p V_t}{\mu_l}$$

**2.3.3.11. Coeficiente de Arrastre (Cd).** El coeficiente de arrastre es una cantidad adimensional empleada principalmente para hallar la velocidad Terminal, es un coeficiente análogo del factor de fricción para sólidos sumergidos, es decir, la resistencia de un sólido a ser arrastrado por el flujo de un fluido.

Este coeficiente puede variar dependiendo de las características de las partículas del lecho. La ecuación empleada en el diseño se basa en un trabajo de investigación sobre las características de los *gel beads* en lecho fluidizado, donde se plantea un modelo que permite predecir el coeficiente de arrastre de un solo *gel bead* presente en un lecho fluidizado de éstas partículas. (Zessen *et al*, 2005) Como se verá a continuación, el coeficiente de arrastre experimentado por una partícula en un lecho fluidizado de partículas idénticas, depende principalmente de la fracción de vacío (*voidage*) del lecho. (Zessen *et al*, 2005). Las principales restricciones de esta ecuación es quizás que no toma en cuenta en la esfericidad de las partículas.

$$Cd = \frac{4 (\rho_s - \rho_L) \varepsilon^3}{3 \rho_L} \frac{dp^* g}{u^2} \quad \text{Donde } u = \varepsilon \langle U_i \rangle$$

**2.3.3.12. Velocidad Terminal.** La velocidad Terminal se refiere a la velocidad a la cual una partícula desciende en un fluido estático. Su valor depende principalmente del coeficiente de arrastre y las principales características de las partículas del lecho (como su densidad). La velocidad Terminal de sedimentación de una sola partícula en un espacio infinito de fluido, está determinada bajo la siguiente ecuación (Nicolella *et al*, 2000):

$$V_t = \left[ \frac{4g(\rho_s - \rho_L)}{3.Cd.\rho_L} \right]^{0.5}$$

**2.3.3.13. Número de Weber.** Número adimensional que indica la razón entre las fuerzas de inercia y la tensión superficial de un líquido. (Trambouze *et al*, 1988)

$$We = \frac{U_g \mu_l}{\sigma}$$

**2.3.3.14. P/V.** Se define como la disipación de la potencia por unidad de volumen del líquido contra la caída de presión del lecho suspendido. En la siguiente ecuación se calcula el P/V en W/m<sup>3</sup>, a partir del *hold up*, densidad y velocidad superficial del gas, líquido y del lecho. Esta ecuación, solo es aplicable para reactores de lecho fluidizado de tres fases. (Horwood, 1981).

$$\frac{P}{V} = \frac{[\rho_s \varepsilon_s (U_l - U_g) - \rho_l U_l (1 - \varepsilon_l) + \rho_l U_g \varepsilon_l] g}{\varepsilon_l}$$

**2.3.3.15. Diámetro de Burbuja.** Para el cálculo del diámetro de burbuja, se debe considerar si la solución forma o no electrolito para poder determinar que ecuación

emplear. Para un sistema fluidizado de tres fases con solución que forma electrolito se emplea la siguiente ecuación. (Horwood, 1981)

$$d_b = 0.23 \frac{\sigma^{0.6}}{\left(\frac{P}{V}\right)^{0.4} \rho_l^{0.2}}$$

**2.3.3.16. Área Interfacial.** Una vez se conozca el diámetro de burbuja y el *hold up* del gas, se puede calcular el área interfacial de las esferas de Agar-Agar en el sistema. (Horwood, 1981)

$$a_s = 6 \frac{\varepsilon g}{d_b}$$

**2.3.3.17. Caída de Presión.** Para comprender el efecto que tiene el lecho en la caída de presión, se emplean las siguientes correlaciones en función del voidage. Estas correlaciones, son aplicables para sólidos no convencionales con características de *gel beads*. (Zessen *et al*, 2005)

$$\Delta P \approx (1 - \varepsilon) \varepsilon^{-2.43}$$

**2.3.3.18. Altura del Lecho.** La altura del lecho, se calcula a partir de la ecuación que involucra la caída de presión y el voidage. (Zessen *et al*, 2005)

$$\frac{\Delta P}{L_H} = (1 - \varepsilon)(\rho_s - \rho_L)g$$

**2.3.3.19. Altura del Reactor ( $L_R$ ).** Una vez calculada la altura del lecho, se calcula la altura del reactor total, asumiendo que la altura mínima del lecho no puede ser mayor del 50% de la altura total del reactor. (Nicoletta *et al*, 2000).

**2.3.3.20. Peso del Medio.** Para determinar la cantidad de esferas necesarias para el reactor, se calcula el peso del medio a partir de la siguiente ecuación. (Yu, Rittmann, 1997). Donde  $L$  es la altura del reactor y  $A$  es el área transversal del reactor.

$$W = L\varepsilon_s\rho_pA$$



### **3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

#### **3.1. PARÁMETROS DE DISEÑO PARA EL REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO**

Para realizar el diseño de un equipo se deben establecer cuáles son los parámetros más importantes y tener conocimiento sobre la relación que tienen con otras variables, en otros casos es necesario disponer de valores recomendados para el diseño de acuerdo a la heurística. A continuación, en la tabla 4, se muestran éstos parámetros que más tarde servirán de ayuda para el algoritmo de diseño ya que brindan el criterio para determinar la convergencia cuando se aplican ciclos de iteración. (Zessen, 2005).

Tabla 4. **Parámetros de diseño más relevantes para el reactor de lecho fluidizado**

<b>SIMB</b>	<b>NOMBRE</b>	<b>CONSIDERACIÓN</b>	<b>REFERENCIA</b>
$S_p$	Gravedad específica de la partícula	Debe de ser mayor que la gravedad específica del agua. Generalmente entre 1.05 – 3.0	Fan y Wen US Patent 4253947
$D_p$	Diámetro de la partícula	Diámetros entre 0.1 – 10 mm.	Fan y Wen US Patent 4253947.
$U$	Velocidad de fluidización	1.2 – 6 veces $U_{mf}$	Fan y Wen US Patent 4253947
No	Nivel de Salida	Este nivel debe de ser considerado lo suficientemente alto para que el nivel del lecho fluidizado este por debajo de No	Fan y Wen US Patent 4253947
$D_d$	Diámetro distribuidor	$D_d < D_p$	Fan y Wen US Patent 4253947
B	Clasificación Geldart B	Dentro de la clasificación de las partículas propuesta por Geldart, se debe de tener partículas que caigan dentro de la categoría B.	Chase., 2005
$L_H$	Altura del lecho	Depende de varios factores, generalmente esta entre 0.3 m y 15 m.	Perry., 1998
$L_R/D$	Relación altura diámetro	$2 < L/D < 5$	Nicolella <i>et al.</i> , 2000
$\Delta P$	Caída de Presión	$0.5 \text{ kPa} < \Delta P < 20 \text{ kPa}$	Perry., 1998
$\epsilon$	Voidage	0.3 - 0.8	Zessen., 2005

## **3.2. METODOLOGÍA DE DISEÑO**

Al realizar un diseño conceptual se deben de seguir algunos pasos que orienten al diseñador en la elección de requerimientos y características que deben de estar presentes en el equipo, sistema o producto final. Al fusionar metodologías de diseño empleadas en Ingeniería Mecánica y en Ingeniería de Procesos, (Restrepo, 1997; Escobar, 2001) se realizaron las siguientes etapas de diseño:

- Revisión bibliográfica sobre la aplicación de otros tipos de reactores de lecho fluidizado para el tratamiento biológico de aguas residuales.
- Comparación con otras tecnologías para el tratamiento de aguas residuales.
- Componentes principales de un sistema de lecho fluidizado.
- Ventajas y desventajas del reactor de lecho fluidizado frente a los reactores revisados en el paso anterior.
- Condiciones específicas de la situación de diseño
- Lista de características del diseño final
- Algoritmo de diseño
- Resultados y Análisis

### **3.2.1. Reactores de lecho fluidizado para tratamiento biológico de aguas residuales**

Antes de abordar el tema del diseño conceptual, se hizo una revisión bibliográfica de las diferentes configuraciones de reactor de lecho fluidizado existentes en el mundo. Esto, con el fin de comparar varias posibilidades y, finalmente, tener una idea de cómo podría ser el reactor según los requerimientos para la degradación de cianuro con *Pseudomonas fluorescens* inmovilizadas por atrapamiento en Agar-Agar.

En la actualidad, se busca aplicar a diferentes procesos, metodologías que promuevan el campo de la biotecnología, es por esto el interés hacia los procesos y reactores biológicos. En la tabla 5, se muestra un cuadro comparativo de las ventajas y desventajas de los reactores biológicos, se puede observar de forma general como las características ventajosas son comunes con las ventajas de un reactor de lecho fluidizado. (Nicolella *et al*, 2000)

**Tabla 5.** Ventajas y desventajas Reactores Biológicos (Nicolella *et al*, 2000)

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alta velocidad terminal de los sólidos, lo que posibilita una separación posterior.</li> <li>• Alta concentración en el reactor.</li> <li>• Alta área superficial de sólidos.</li> <li>• Alta concentración de biomasa y alta área de transferencia de masa, lo que genera una alta conversión.</li> <li>• Reactores compactos con bajos requerimientos de área</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tiempo de arranque y estabilización prolongados.</li> <li>• Difícil control de los materiales inertes que contienen microorganismos.</li> <li>• Posible elutriación de las partículas.</li> <li>• En reactores a gran escala la distribución del líquido es altamente costosa.</li> </ul>

En el mundo se pueden encontrar varias aplicaciones de reactores biológicos de lecho fluidizado para el tratamiento de aguas residuales, algunos de estas son:

- BFB (Biological Fluidized Bed Reactor), conocido comercialmente como ANAFLUX, ubicado en Francia. Es un sistema anaerobio que emplea un soporte mineral inerte para tratar el agua residual de la industria papelera o la industria de alimentos logrando una eficiencia de degradación de DBO del 86%. (Nicolella *et al*, 2000)

- BFB (Biological Fluidized Bed Reactor), conocido comercialmente como OXYTRON O ANYTRON, en Estados Unidos de América. Es un sistema con aplicaciones para la oxidación carbonacea, denitrificación y reducción anaerobia de aguas residuales industriales y municipales empleando carbón activado como material inerte. (Nicolella *et al*, 2000)
- Reactor de lecho fluidizado anaeróbico termofílico, en el cual se trata el agua residual de una destilería de vino en un medio poroso. El proceso se lleva a cabo a 55 °C. Al final se obtiene una eficiencia en la degradación de DQO del 96.5%. (Pérez *et al*, 1998)
- Empleo de un reactor de lecho fluidizado anaerobio con carbón activado granulado para el tratamiento de agua contaminada de color rosa proveniente del proceso de manejo de explosivos en el cual se maneja TNT (Trinito tolueno) y RDX (Ciclo trimetileno trinitramino) (Maloney *et al*, 2002)

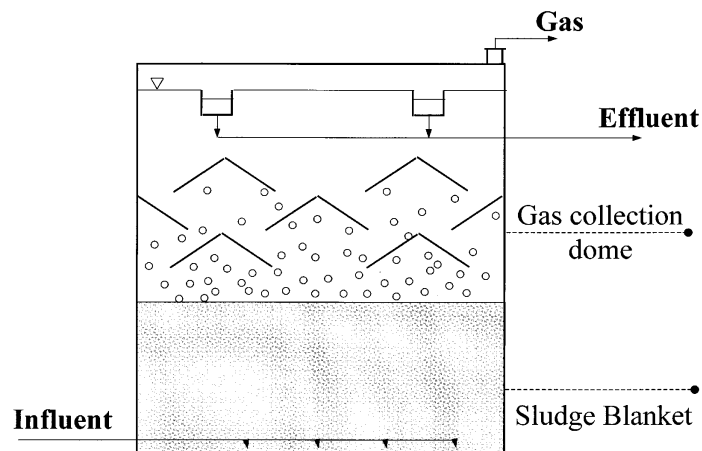
### **3.2.1.1. Comparación con otras tecnologías para el tratamiento de aguas residuales**

Para el tratamiento terciario de aguas residuales se emplean principalmente reactores biológicos, con microorganismos para la degradación de contaminantes químicos específicos. En la categoría de los reactores biológicos hay varias clases dependiendo de la configuración. A continuación se muestran algunos de los reactores más empleados junto con las ventajas y desventajas de cada uno.

**3.2.1.1.1. Upflow Sludge Blanket Reactor (USBR).** El principio de funcionamiento del USBR, es similar al del lecho fluidizado, pero las condiciones hidrodinámicas son menos turbulentas debido a las bajas velocidades superficiales de los fluidos. Los procesos que emplean USBR, emplean material

inerte con un diámetro aproximado de 1-4 mm. En la figura 4, se muestra un esquema básico de un USBR.

**Figura 4.** Reactor USBR (Nicolella *et al*, 2000)

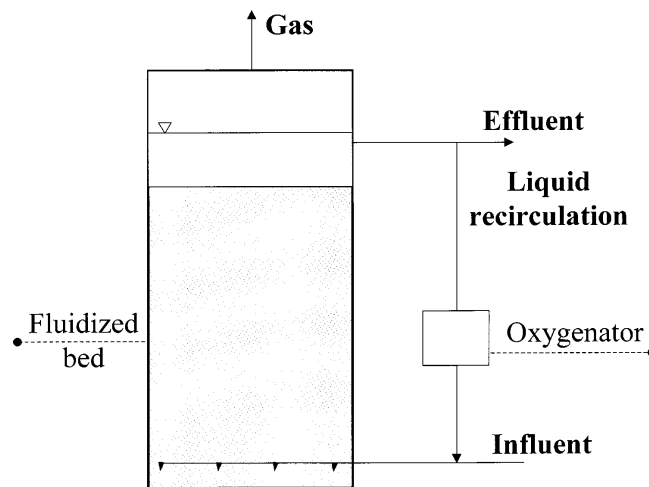


El agua residual entra por la parte inferior del tanque a través del sistema de distribución y pasa de forma ascendente a través del lecho que es un lodo anaeróbico. La DQO soluble es rápidamente convertida en bio-gas, rico en metano, finalmente se establece un reciclo de agua y de gas. El diseño del reactor permite una concentración activa de biomasa ( $60 - 70 \text{ Kg/m}^3$ ), una carga de alimentación de  $10-15 \text{ DBO/m}^3\text{d}$  y un tiempo de retención menor de 48 horas para la mayoría de las aplicaciones. (Nicolella *et al*, 2000)

**3.2.1.1.2. Reactor de Lecho fluidizado (BFR).** En el estado de fluidización el soporte inerte posee una alta área superficial específica para el crecimiento microbiano. Este reactor permite una concentración de biomasa en un intervalo de  $10-40 \text{ Kg/m}^3$ . Cuando se requiere un tratamiento aerobio el reactor es aireado, generalmente bombeando el líquido recirculado a través de un oxigenador donde el aire u oxígeno es suministrado al sistema. Para evitar problemas debido a altas velocidades de recirculación y/o alta demanda de oxígeno el reactor puede ser

aireado directamente. En la figura 5, se muestra un diagrama general de la configuración de un BFR.

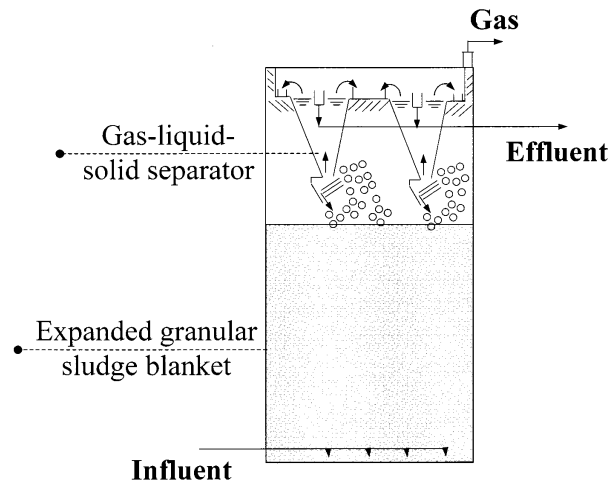
**Figura 5.** Reactor BFR (Nicolella *et al*, 2000)



La tecnología de BFR es, generalmente, más útil cuando las corrientes contaminadas contienen compuestos orgánicos o inorgánicos que requieren condiciones con alto tiempo de residencia. El sistema de BFR, es altamente eficiente debido a la alta concentración de la biomasa y el contacto entre la biomasa y el sustrato creada por las velocidades ascendentes de los fluidos. (Nicolella *et al*, 2000)

**3.2.1.1.3. Expanded Granular Sludge Bed (EGSB).** Este tipo de reactor combina las características del USBR y el BFR. La biomasa está presente en forma granular, pero las condiciones en relación con la velocidad de los fluidos se asemejan a un BFR. En la figura 6, se muestra el diagrama de un sistema EGSB.

**Figura 6.** Reactor EGSB (Nicolella *et al*, 2000)



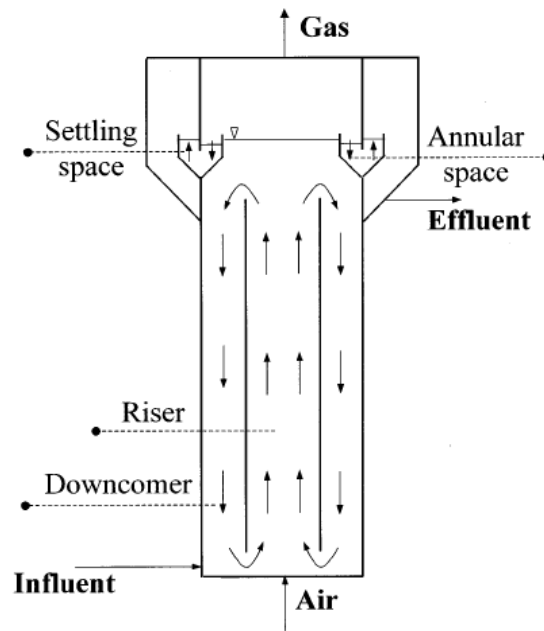
Los reactores EGSB, pueden operar a altas cargas (hasta 30 Kg DBO/m<sup>3</sup>d) para tratar efluentes de procesos o industrias químicas, bioquímicas y biotecnológicas. (Nicolella *et al*, 2000)

**3.2.1.1.4. Biofilm Airlift Reactor (BAS).** En este tipo de reactor el gas entra por la parte inferior, asciende y finalmente sale por la parte superior. Debido a la diferencia del *hold up* del gas entre el fluido ascendente y el fluido descendente, hay una diferencia de densidades que hace circular el líquido entre las secciones del reactor, logrando un buen mezclado entre las partículas y el fluido. Su mayor aplicación es para el tratamiento aeróbico y anaeróbico (*gas-lift reactors*) de aguas residuales provenientes de las industrias. (Nicolella *et al*, 2000) Un ejemplo comercial es el reactor BAS de CIRCOX, el cual es un sistema aeróbico que trata un influente con una carga biológica de 4-10kg/m<sup>3</sup>, en un tiempo de residencia de 0.5-4 Horas. Esta tecnología ha sido empleada para tratar aguas residuales municipales en una planta de tratamiento de agua ubicada en Holanda. TURBOFLO es un reactor de biofilm que ha sido empleado para tratamientos secundarios y terciarios de aguas residuales (Desarrollado en Francia),



empleando el concepto de “airlift reactor” de circulación interna. En la figura 7, se muestra el diagrama de un sistema BAS.

**Figura 7. Reactor BAS** (Nicolella *et al*, 2000)

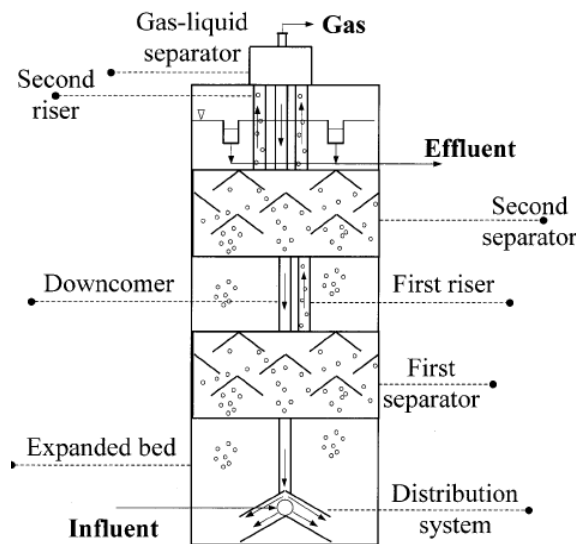


Un prototipo industrial de “airlift reactor” con circulación externa es el proceso BIOLIFT, desarrollado en Francia e instalado en la planta de tratamientos de aguas de Maxeville. (Nicolella *et al*, 2000)

**3.2.1.1.5. Internal Circulation Reactor (IC).** Este tipo de reactor consiste en dos reactores USB uno encima del otro, cuya finalidad es tener una alta carga en uno de sus compartimientos y una baja carga en otro. En el primer compartimiento del reactor la mayor parte del DQO se convierte en biogas. El efluente del primer compartimiento es post-tratado en el segundo, donde la cantidad de DQO restante es removida. En Europa este sistema es muy común. Uno de los mas grandes está ubicado en Holanda (6 reactores con 162 m<sup>3</sup> cada uno), este tipo de reactores están diseñados para tratar una carga de DQO de 24kg/m<sup>3</sup> por día. En

Irlanda (ADM) y en China (Zhongya Chemicals) se encuentran el IC mas grande, con 22 m de alto y 9.5 m de diámetro, y un volumen de aproximadamente 15000 m<sup>3</sup>. (Nicolella et al, 2000). En la figura 8, se muestra el diagrama de un sistema IC.

**Figura 8.** Reactor IC (Nicolella *et al*, 2000)



A continuación, en la tabla 6, se enumeran y comparan algunos de los parámetros de diseño que se tienen en cuenta para cada uno de los reactores mencionados para el tratamiento biológico de aguas residuales.

**Tabla 6.** Cuadro Comparativo de Reactores Biológicos para el Tratamiento de Aguas Residuales

TIPO DE REACTOR	VELOCIDADES	EFICIENCIA DE REMOCIÓN	PATRON DE FLUJO	H/D	COMPLEJIDAD DE DISEÑO	COSTOS
BFR	10 – 30 m/h	Variable, 86 – 100%	Ascendente	2 – 5	Baja	Bajos, debido a los pocos equipos que requiere en su funcionamiento
USBR	0.5 – 1 m/h	+/- 90 %	Ascendente	0.2 0.5	Media, debido al diseño de los colectores de gas.	Medianos, debido a los colectores de gas.
EGSB	10 – 15 m/h	IND*	Ascendente	4 – 5	Alta, emplea las consideraciones de diseño tanto para el BFR como para el USBR	Altos, empleo de equipos para recolección de bio-gas y separador sólido líquido.
IC	Superior: 4 – 8 m/h Inferior: 10 – 30	70 - 80	Mezclado	3 - 6	Alta, ya que este implica el control de muchas variables de	Altos, requiere varios equipos para la

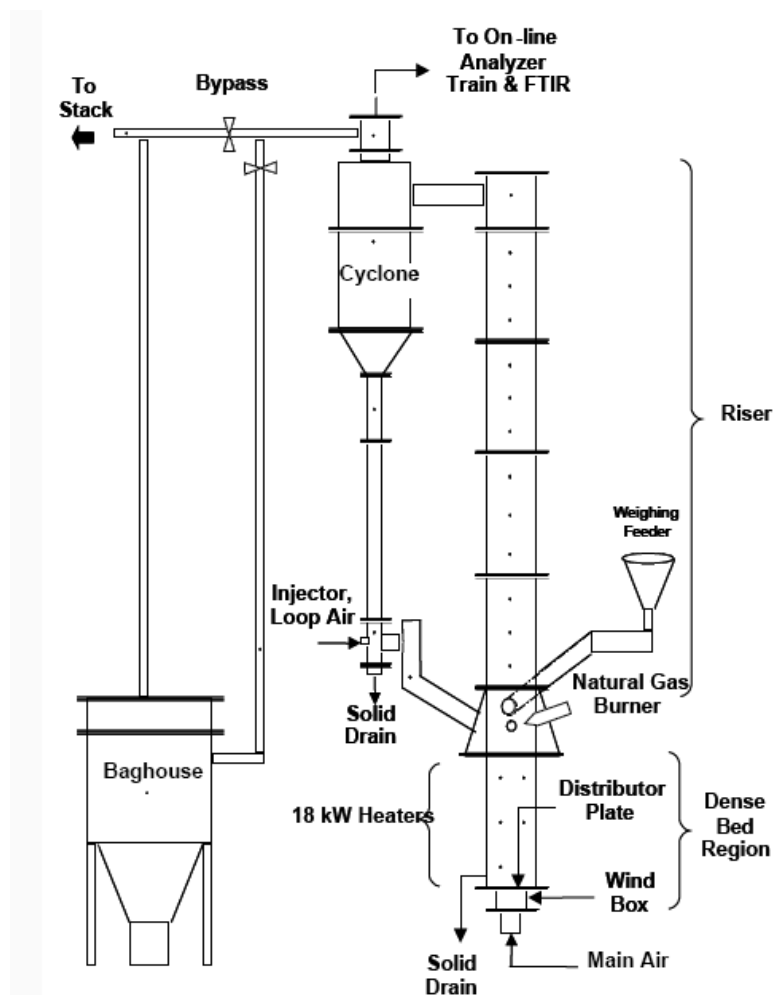
	m/h				operación y es altamente compleja su construcción.	recolección de bio-gas y transporte interno de las corrientes a entrar
BAS	0.4 – 0.8 m/s (circulación)	IND*	Mezclado	4 – 5	Alta, se debe considerar varias zonas turbulentas para asegurar un buen mezclado de las corrientes líquidas y gaseosas.	Altos

\* IND: Información no disponible

### 3.2.2. Componentes principales de un sistema de lecho fluidizado.

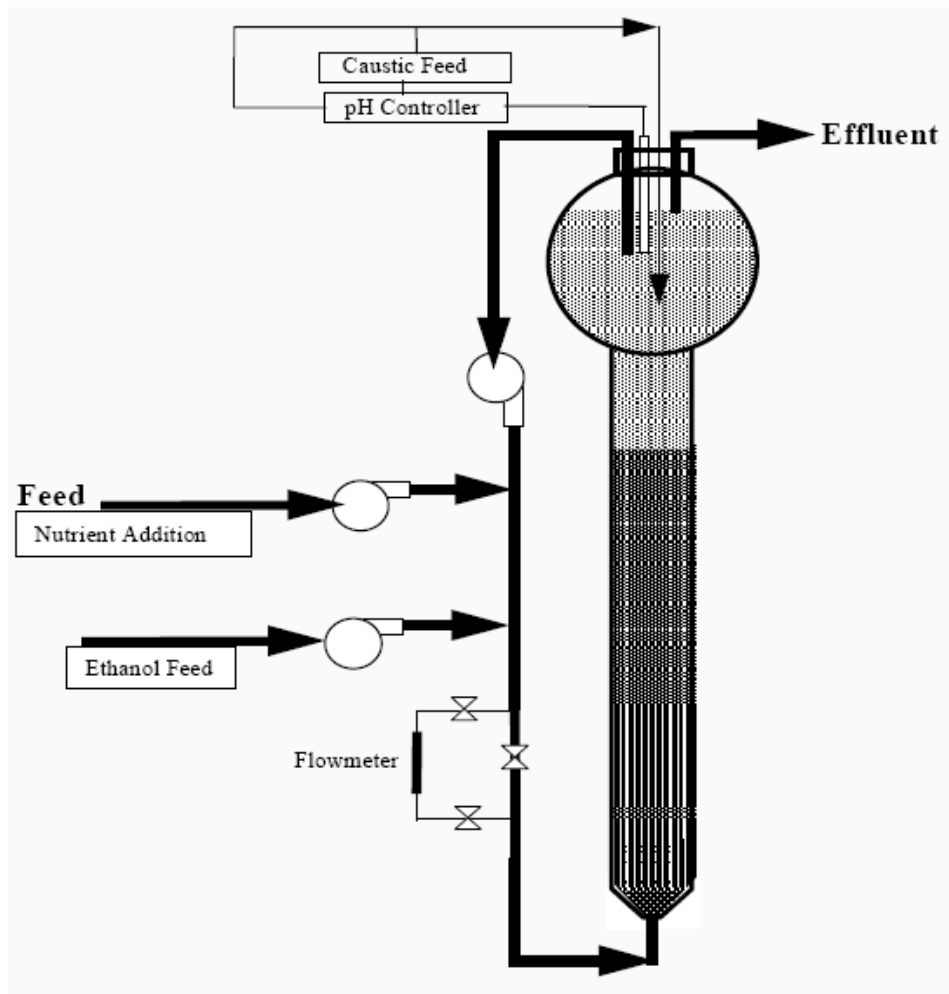
En la literatura se encuentran varios diseños para sistemas de lecho fluidizado, a continuación se muestran algunos ejemplos. En la figura 9, se muestra un sistema absorción a altas temperaturas utilizando el sistema de fluidización. Con este sistema se captura  $\text{CO}_2$  de la atmósfera para ser absorbido por partículas de óxido de calcio y transformarlo en  $\text{CaCO}_3$ . (Salvador *et al*, 2004)

**Figura 9.** Sistema de lecho fluidizado para la recuperación de  $\text{CO}_2$



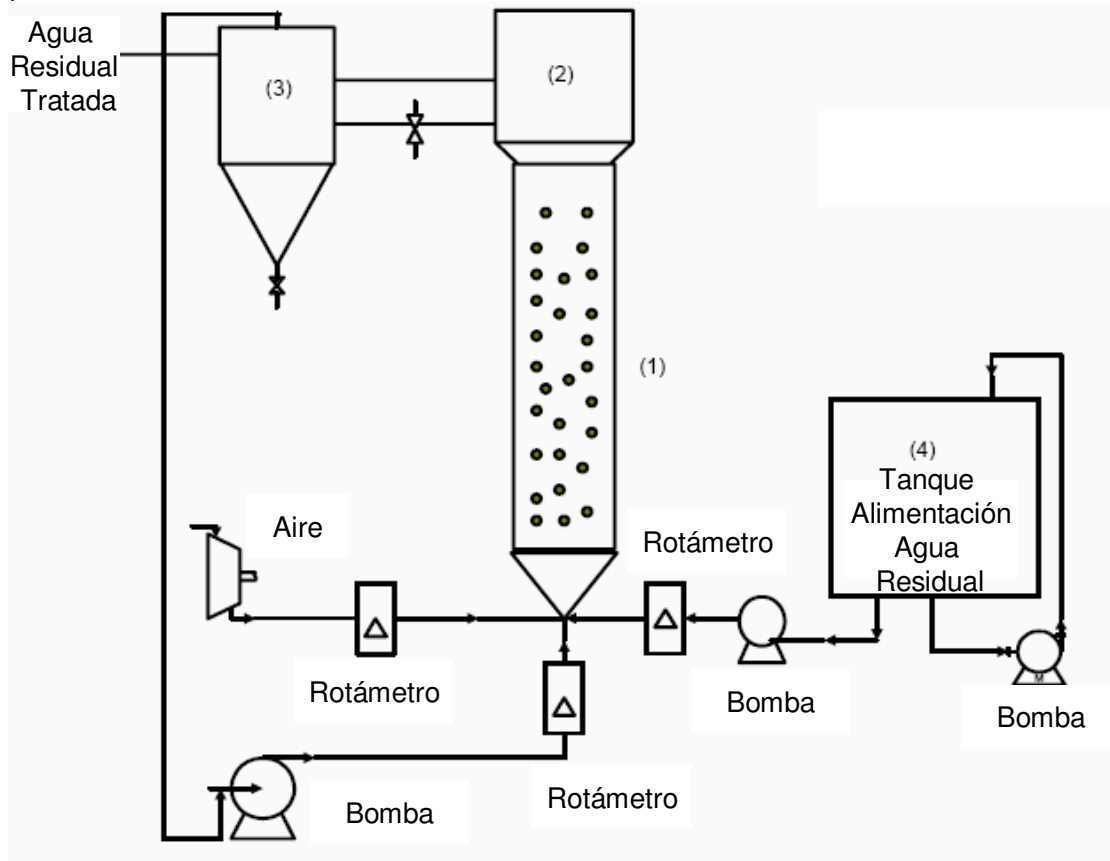
En la figura 10, se muestra el esquema de un reactor de lecho fluidizado a escala laboratorio para el tratamiento biológico de aguas subterráneas contaminadas con perclorato de amonio. (Hatzinger *et al*, 2000)

**Figura 10.** Sistema de lecho fluidizado para el tratamiento de perclorato de amonio (Hatzinger *et al*, 2000)



En la figura 11, se muestra el esquema de un sistema de reactor de lecho fluidizado para el tratamiento de aguas residuales con alta carga orgánica. (Souza *et al*, 2004).

**Figura 3. Esquema Reactor de Lecho Fluidizado de Tres Fases (Souza et al, 2004)**



Como se pudo observar, los componentes en un sistema de lecho fluidizado son:

- Bomba de agua residual.
- Alimentación de aire cuando es necesario.
- Tanque de homogenización, parte inferior del reactor con forma cónica.
- Dosificación de Nutrientes para el crecimiento microbiano.
- Cuerpo cilíndrico para llevar a cabo la fluidización.
- Ciclón, para la recuperación de partículas sólidas que sean arrastradas por el líquido y el gas.
- Descarga de Gas y Líquido

### 3.3. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL REACTOR LECHO FLUIDIZADO

En la tabla 7, se muestran de manera general cuales son las ventajas y desventajas de un reactor de lecho fluidizado.

**Tabla 7.** Ventajas y Desventajas del Reactor de Lecho Fluidizado (Levenspiel, 1986; Trambouze *et al*, 1988; Nicolella *et al*, 2000)

<b>VENTAJAS</b>	
<b>MODO DE OPERACIÓN</b>	La operación puede llegar a ser continua, semi-continua o tipo batch. Lo cual hace del reactor de lecho fluidizado una alternativa versátil.
<b>TEMPERATURA</b>	A lo largo del lecho, se encuentra uniformidad en la temperatura, lo que permite su control y se evita la formación de puntos calientes en algunas partes del reactor.
<b>DESEMPEÑO QUÍMICO</b>	El uso de partículas pequeñas genera una menor resistencia a la difusión del poro, teniendo como consecuencia una mayor eficiencia y así utilizar menos catalizador. El catalizador o el medio inerte que es fluidizado, puede ser fácilmente reemplazado.
<b>MEZCLADO DE PARTÍCULAS</b>	Hay mejor contacto entre el sólido y el fluido evitando gradientes de concentraciones, asegurando así una mayor eficiencia.
<b>CONTROL</b>	El reactor funciona de manera continua y se puede controlar de manera automática.
<b>DESVENTAJAS</b>	
<b>EXPANSIÓN DEL LECHO</b>	Una expansión del lecho muy alta, aumenta la dimensión del reactor incrementando los costos de capital.
<b>ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO HIDRODINÁMICO</b>	Puede resultar complicado el modelamiento del reactor generando ciertas incertidumbres sobre su desempeño al momento de escalar el proceso.
<b>CONDICIONES MECÁNICAS</b>	La abrasión causa erosión de tuberías y accesorios.



### **3.4. CONDICIONES ESPECÍFICAS DE LA SITUACIÓN DE DISEÑO**

El diseño del reactor se rige bajo condiciones específicas, establecidas por Naranjo y Santamaría (2006). Además, es importante considerar la legislación que se aplica para los vertimientos contaminados con cianuro.

#### **3.4.1. Condiciones de Operación**

Para el sistema de degradación de cianuro con *Pseudomona fluorescens* en un reactor de lecho fluidizado, se necesitan mantener las siguientes condiciones de acuerdo con Naranjo y Santamaría (2006):

- Temperatura: 25-30 °C
- pH: 9,6 o mas.
- Concentración de entrada del cianuro: 15 mg/L.
- Velocidad de flujo del líquido: 0,17 m/s
- Velocidad de flujo del aire: 1273,43 m/día

#### **3.4.2. Legislación Aplicable respecto al Cianuro**

En la concepción clásica del problema de la contaminación del agua, se considera a los ríos como los receptores naturales de las aguas residuales y de los contaminantes que estos acarrean. Las cargas o concentración de contaminantes y nutrientes constituyen el objeto de regulación por parte de leyes, decretos y normas, para establecer la calidad del agua adecuada para los diferentes usos. La legislación colombiana pertinente está en el Decreto 1594 de 1984. (Romero, 1999)

El Departamento Administrativo del Medio Ambiente (DAMA) de Bogotá, establece en la resolución 1074 de 1997, las concentraciones máximas permisibles para vertimientos a un cuerpo de agua. El valor de la concentración para el cianuro expresado como CN, es de 1.0 mg/L. (Romero, 1999)

El valor de la concentración de cianuro en los requerimientos de pre-tratamiento de aguas residuales industriales es de 10 mg/L. (Romero, 1999)

El Decreto 1594 de 1984, establece criterios de calidad para la clasificación de fuentes de aguas de acuerdo con su uso. En el caso del cianuro se encuentra: (Romero, 1999)

- Consumo humano y doméstico con tratamiento convencional: 0.2 mg CN<sup>-</sup>/L
- Consumo humano y doméstico con desinfección: 0.2 mg CN<sup>-</sup>/L

### **3.5. LISTA DE CARACTERÍSTICAS DEL DISEÑO FINAL**

Para la etapa previa al diseño del reactor se aplicó parte de la metodología que se lleva a cabo en el diseño de máquinas en ingeniería mecánica, puesto que para el desarrollo de este proyecto cumple con una valoración completa y compatible con un diseño a escala laboratorio.

Por consiguiente, se elaboró la lista de características que permitieron establecer los parámetros que rigen el sistema con su respectiva evaluación, teniendo como finalidad una decisión entre las diferentes alternativas que se pueden presentar.

Los datos en lista realizada son considerados como condiciones de entrada o de salida del reactor que son indispensables para la elección de la estrategia más apropiada.

Las recomendaciones y exigencias del diseño se tendrán siempre presentes en la elaboración de esta lista, que mostrará en forma mas clara y objetiva las características del sistema a diseñar. Esta lista será evaluada bajo tres parámetros de exigencia que son (Restrepo, 1997):

- **(RF) Requisitos fijos:** Estos son cuantitativos, pueden contener tolerancias y datos descriptivos. Los requisitos fijos en su mayoría se excluyen de la evaluación técnica, ya que todas las soluciones deben satisfacer estos requisitos (Restrepo, 1997)
- **(RM) Requisitos mínimos:** Se enuncian con el fin de favorecer el diseño ya sea por que se tiene en exceso o por defecto. El beneficio se ve reflejado finalmente en: eficiencia, seguridad, capacidad, diseño compacto. (Restrepo, 1997)
- **(D) Deseos:** En un momento determinado se puede tener en cuenta para la evaluación técnico-económica, según las características que aporta al diseño y la dificultad para implementarlo (Restrepo, 1997).

La tabla 8, contiene una lista de las características que tuvieron mayor relevancia para diseñar el reactor.

**Tabla 8.** Lista de características de acuerdo a las exigencias del diseño

CARACTERÍSTICAS	DESCRIPCIÓN	RF	RM	D
<b>Material</b>	Construir el reactor de un material que permita ver el comportamiento del lecho	X		
	Material resistente a altos tiempos de operación y la alta carga volumétrica	X		
	Resistente al Impacto		X	
	Resistente a la oxidación		X	

<b>Lecho</b>	Lecho afín con el microorganismo a inmovilizar, para el tratamiento de contaminantes químicos de aguas residuales		<b>X</b>	
	El lecho no debe superar un voidage final de 0.8	<b>X</b>		
	El tamaño de partícula debe de estar un intervalo de 90 - 650 $\mu\text{m}$	<b>X</b>		
	La altura del lecho sin fluidizar debe de ser máximo el 50% de la altura del reactor	<b>X</b>		
<b>Hidrodinámica</b>	Velocidad de operación debe estar entre la velocidad mínima de fluidización y la velocidad Terminal.	<b>X</b>		
	Velocidad del gas mayor que la velocidad del líquido	<b>X</b>		
	Fluido Newtoniano debido a las ecuaciones consideradas		<b>X</b>	
<b>Tipo</b>	Batch con Recirculación	<b>X</b>		
<b>Operación y mantenimiento</b>	Carga Volumétrica mínima de Influyente debe ser suficiente para llevar a cabo la fluidización en el reactor	<b>X</b>		

	Temperatura en un rango de 25 – 30 °C.  pH igual a 9.6  Tiempo de Residencia, mínimo de 48 horas.  Aireación directa  Microorganismo con alta capacidad de degradación	X  X  X	    X	    X
<b>Control</b>	Temperatura del valor establecido (25-30°C)  pH del valor establecido (9.6)  Indicador de la caída de presión en el reactor para detectar obstrucciones	   	   X	X  X

Respecto a la tabla 8, se pudo realizar una selección de las características principales que tendrían mayor relevancia en el diseño. En primera instancia, los requisitos fijos (RF) del reactor de lecho fluidizado están enfocados hacia el comportamiento hidrodinámico y las características del lecho. Por el contrario, las especificaciones directamente relacionadas con el control del reactor son deseos (D), es decir, que aportan un tipo de complejidad diferente al que se estudia en este proyecto y por lo tanto no es prioritario considerarlas en el diseño propuesto.

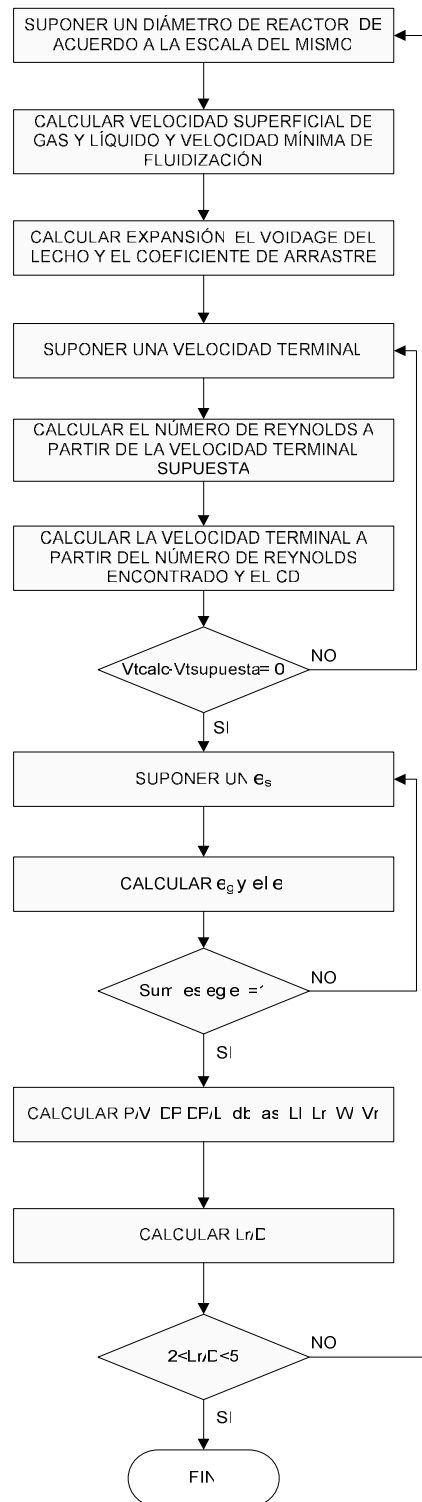
### 3.6. ALGORITMO DE DISEÑO

Una vez se conoce el tipo de reactor y su configuración, las condiciones de operación y las ecuaciones que son necesarias para el diseño del reactor de lecho fluidizado, se necesita tener una visión clara de cual es la secuencia indicada para su aplicación, en la figura 12, se presenta el algoritmo de diseño empleado para el diseño del Reactor de Lecho Fluidizado de Tres Fases.

El punto que puede presentar mayor confusión de este algoritmo es el cálculo de la velocidad terminal, a continuación se muestra la secuencia detallada del procedimiento realizado.

- Se calcula el valor del coeficiente de arrastre a partir de la ecuación de Zessen *et al* (2005)
- Se supone una velocidad terminal
- Se calcula el valor del número de Reynolds terminal a partir del valor supuesto de la velocidad terminal.
- Se calcula un nuevo valor de velocidad terminal a partir de la ecuación propuesta por Nicolella *et al* (2000)
- Se restan los valores de las dos velocidades terminales y si ésta da cero, se tiene la convergencia de la velocidad terminal.

**Figura 11.** Algoritmo de diseño del Reactor Fluidizado de Tres Fases



### 3.7. RESULTADOS Y ANÁLISIS

En la siguiente tabla se presentan los resultados de los cálculos realizados para el diseño del Reactor de Lecho Fluidizado de Tres Fases. Todos los cálculos se realizaron para un Diámetro del Reactor de 20 cm y un voidage inicial del lecho de 0.32.

**Tabla 9.** Tabla de Resultados del Diseño Conceptual del Reactor de Lecho Fluidizado

	CONCEPTO	ECUACIÓN	VALOR OBTENIDO	REFERENCIA	RESTRICCIONES, VÁLIDEZ U OBSERVACIONES
CD	Velocidad Superficial Líquido (m/s)	Numeral 2.5.1	0,001327	Trambouze <i>et al</i> 1988	Sin restricción aparente.
CD	Velocidad Superficial Gas (m/s)	Numeral 2.5.1	5,16E-06	Trambouze <i>et al</i> 1988	Sin restricción aparente.
CD	Número de Arquímedes	Numeral 2.5.2	0,03427	Trambouze <i>et al</i> 1988	Sin restricción aparente.
CD	Número de Froude para el Gas	Numeral 2.5.9	5,43E-10	Trambouze <i>et al</i> 1988	Sin restricción aparente.
CD	Velocidad Mínima de Fluidización (m/s)	Numeral 2.5.2	1,36E-04	Trambouze <i>et al</i>	Esta determina la interacción entre los flujos de los dos fluidos y



				1988	el comienzo de la fluidización. No es aplicable a bajos flujos de gas.
CD	Número de Froude para el Líquido	Numeral 2.5.9	3,59E-05	Trambouze <i>et al</i> 1988	Sin restricción aparente.
CD	Número de Weber	Numeral 2.5.13	0,92322	Trambouze <i>et al</i> 1988	Sin restricción aparente.
CD	Expansión del Lecho	Numeral 2.5.3	7,56E-01	Trambouze <i>et al</i> 1988	Sin restricción aparente.
CD	Coeficiente de Arrastre	Numeral 2.5.11	39,92393	Zessen <i>et al</i> 2005	Depende de las características de las Esferas, en este caso para gel beads. Esta ecuación no toma en cuenta la esfericidad de las partículas.
CD	Número de Reynolds Terminal	Numeral 2.5.10	1,55467	Nicolella <i>et al</i> , 2000	Sin restricción aparente.
I	Velocidad Terminal	Numeral 2.5.12	0,03138	Nicolella <i>et al</i> , 2000	Esta ecuación describe la velocidad ( $U_t$ ) para una partícula

					esférica, en un espacio infinito de fluido.
CD	Índice de Expansión del Lecho (n)	Numeral 2.5.4	4,17E+00	Nicolella <i>et al</i> 2000	Depende de las características de las Esferas, en este caso para gel beads.
CD	$V_l$ (m/s)	Numeral 2.5.4	1,55E-02	Hirata y Noguchi 1994	Sin restricción aparente.
CD	$\varepsilon_{rz}$	Numeral 2.5.4	4,76E-01	Hirata y Noguchi 1994	Sin restricción aparente.
CD	Constante A	Numeral 2.5.4	9,38E+00	Hirata y Noguchi 1994	Sin restricción aparente.
CD	Constante B	Numeral 2.5.4	8,76E+00	Hirata y Noguchi 1994	Sin restricción aparente.
CD	Voidage para dos Fases	Numeral 2.5.4	3,84E-01	Hirata y Noguchi 1994	Sin restricción aparente.
CD	Voidage para Tres Fases	Numeral 2.5.4	3,83E-01	Hirata y Noguchi 1994	Sin restricción aparente.
I	<i>Hold up</i> para el Sólido	Numeral 2.5.5	0,53065	Yu y Rittmann 1997	Sin restricción aparente.
I	<i>Hold up</i> para el Gas	Numeral 2.5.7	4,71E-05	Yu y Rittmann	Sin restricción aparente.

				1997	
I	Relación Estela a Burbuja (k)	Numeral 2.5.6	0,36177	Yu y Rittmann 1997	Sin restricción aparente.
I	<i>Hold up</i> para el Líquido	Numeral 2.5.6	0,46929	Yu y Rittmann 1997	Sin restricción aparente.
CD	P/V (W/m <sup>3</sup> )	Numeral 2.5.14	0,14720	Horwood 1981	Solo es aplicable para reactores de lecho fluidizado trifásico
CD	Diámetro de Burbuja (m)	Numeral 2.5.15	2,19E-05	Horwood 1981	Solución electrolítica
CD	Área Interfacial (m <sup>2</sup> )	Numeral 2.5.16	12,87486	Horwood 1981	Sin restricción aparente.
CD	Caída de Presión	Numeral 2.5.17	6.36291	Zessen <i>et al</i> 2005	Para sólidos no convencionales con características de <i>gel beads</i>
CD	Relación de caída de presión y altura del lecho	Numeral 2.5.17	16.91109	Zessen <i>et al</i> 2005	Sólo es aplicable para fenómenos de fluidización
CD	Altura del lecho(m)	Numeral 2.5.18	0.37626	Yu y Rittmann 1997	Sin restricción aparente
CD	Altura del Reactor (m)	Numeral 2.5.19	0.75251	Nicolella <i>et al</i> 2000	Escala laboratorio

CD	Peso del Medio (Kg)	Numeral 2.5.20	12.52830	Yu y Rittmann 1997	Sin restricción aparente
I	Relación de altura de reactor y diámetro ( $L_R/D$ )		3.762567	Nicolella et al, 2000	Sin restricción aparente

\* CD, Cálculo Directo. I, valores obtenidos por iteración.

### **3.7.1. Análisis**

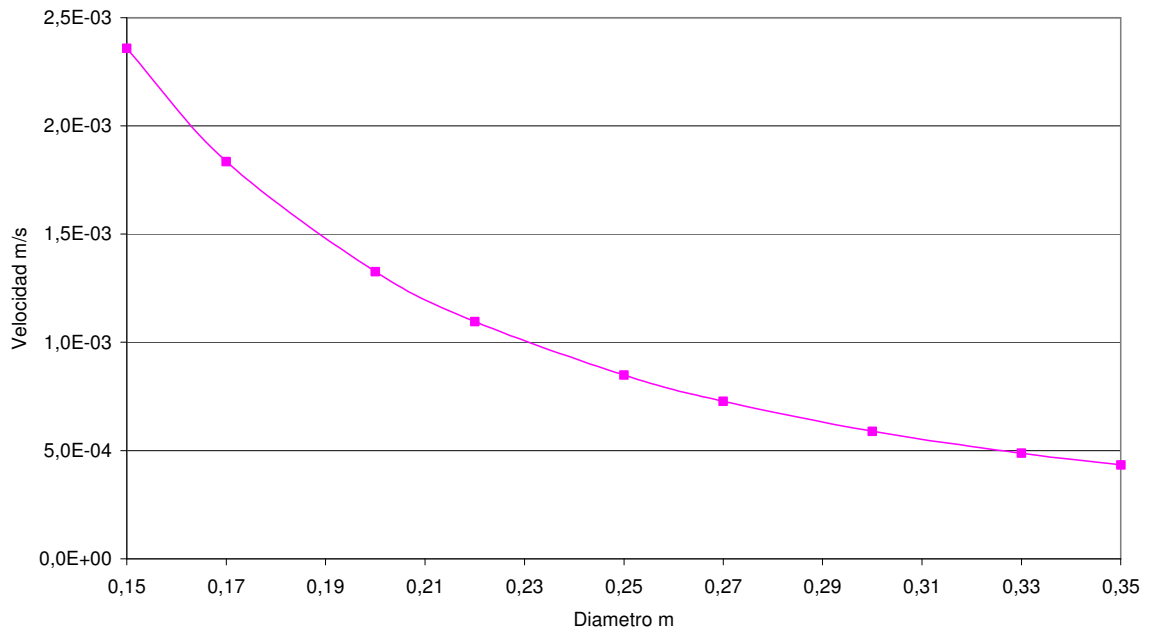
Después de aplicar el algoritmo de diseño, se tiene un conjunto de resultados que no ofrecen una conclusión sólida acerca de las ventajas de la fluidización. Por esto, se realiza un análisis basado en una serie de cálculos a diferentes diámetros donde se ven afectadas todas las variables mostradas en la tabla 9 y así poder concluir cual es el diseño del reactor que mejor cumple con los parámetros y características especificados en la tabla 4.

Se realizaron cálculos para diámetros entre 0.15 y 0.35 m y se analizaron las siguientes variables:

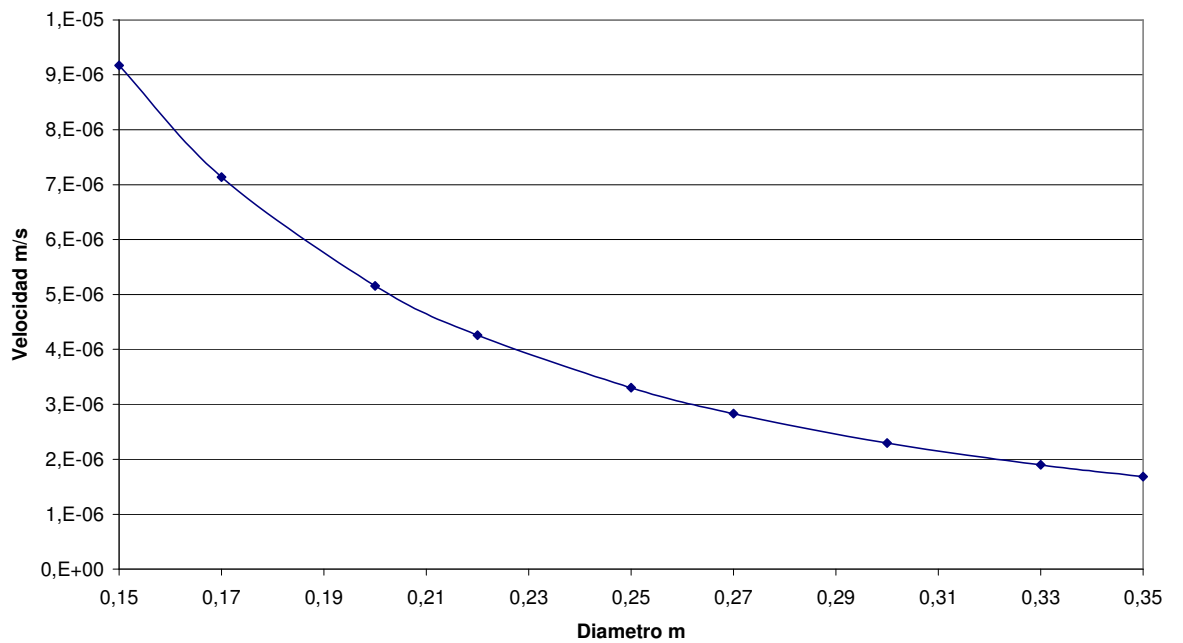
- Velocidades superficiales

Se encontró que al aumentar el diámetro del bioreactor y al mantener constantes el flujo volumétrico de entrada del agua residual y del gas, las velocidades superficiales disminuyen. Esto debido a que el fluido tiene un área transversal mayor por donde pasar. (Ver gráficas 1 y 2)

**Gráfica 1.** Velocidad Superficial del líquido Vs Diámetro del Reactor



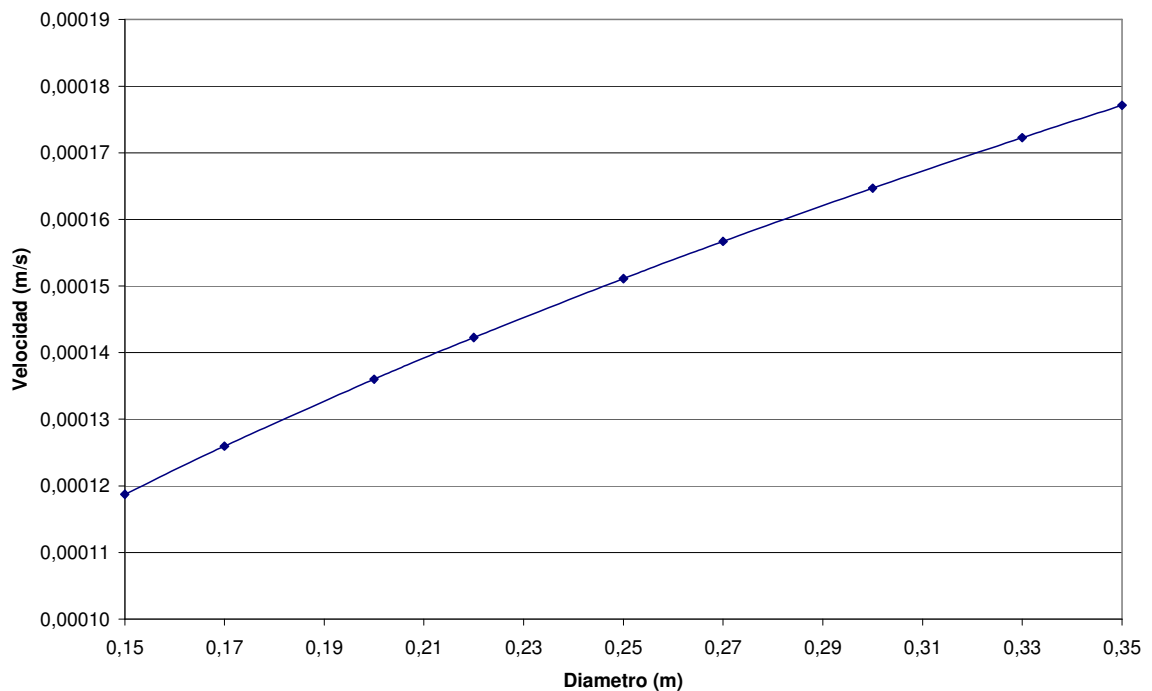
**Gráfica 2.** Velocidad Superficial del aire Vs Diámetro del Reactor



- Velocidad mínima de fluidización

Al aumentar el diámetro del bioreactor existe un aumento en el área transversal, lo que implica una mayor cantidad de partículas cuyo peso debe ser superado por la velocidad mínima de fluidización. Por esto, al aumentar el diámetro es consecuente que se necesite una mayor velocidad mínima de fluidización. (Ver gráfica 3)

**Gráfica 3.** Velocidad Mínima de Fluidización



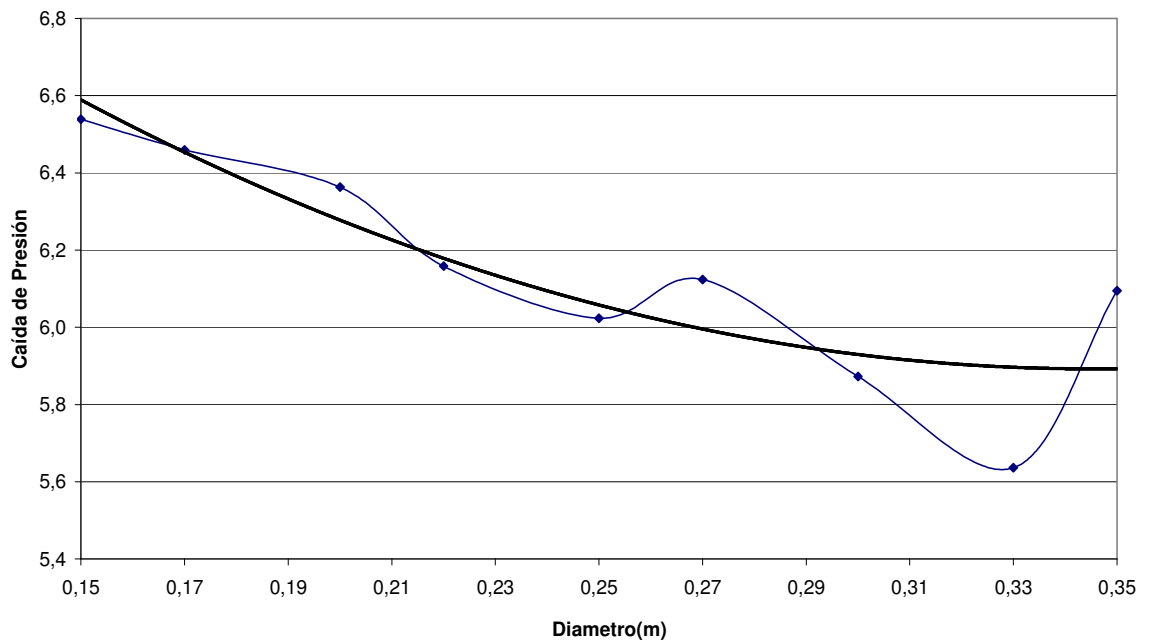
- Caída de presión y voidage

La caída de presión presenta una tendencia a disminuir a medida que se aumenta el diámetro del reactor, exceptuando el diámetro de 0.35 m donde presenta un aumento súbito. El voidage y la caída de presión están estrechamente relacionados, debido a que a menor fracción de vacío en el reactor (aglomeración de partículas), la caída de presión será mayor.

De esta manera, a mayor fracción de vacío, la caída de presión será menor. (Ver gráficas 4 y 5).

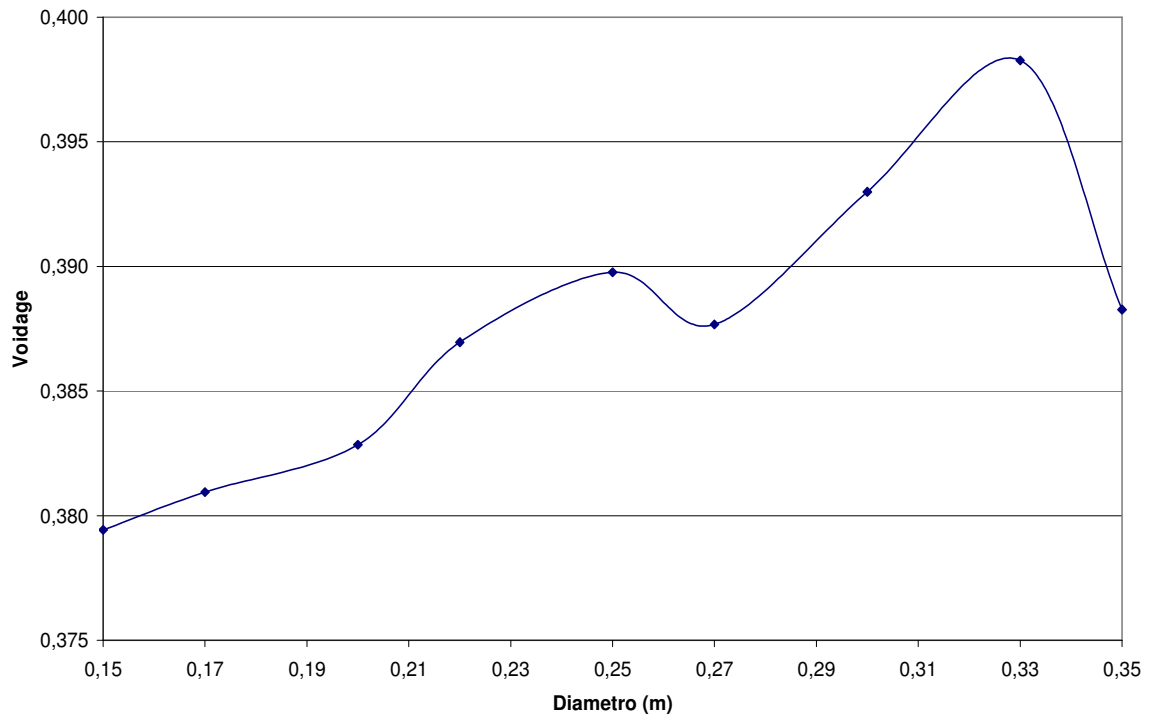
Igualmente, al aumentar el diámetro aumenta la altura del reactor, lo cual genera una mayor zona longitudinal favoreciendo la fluidización. Así pues, el comportamiento de la caída de presión se verá disminuido puesto que hay mayor fracción de vacío.

**Gráfica 4.**Caída de Presión Vs Diámetro del Reactor





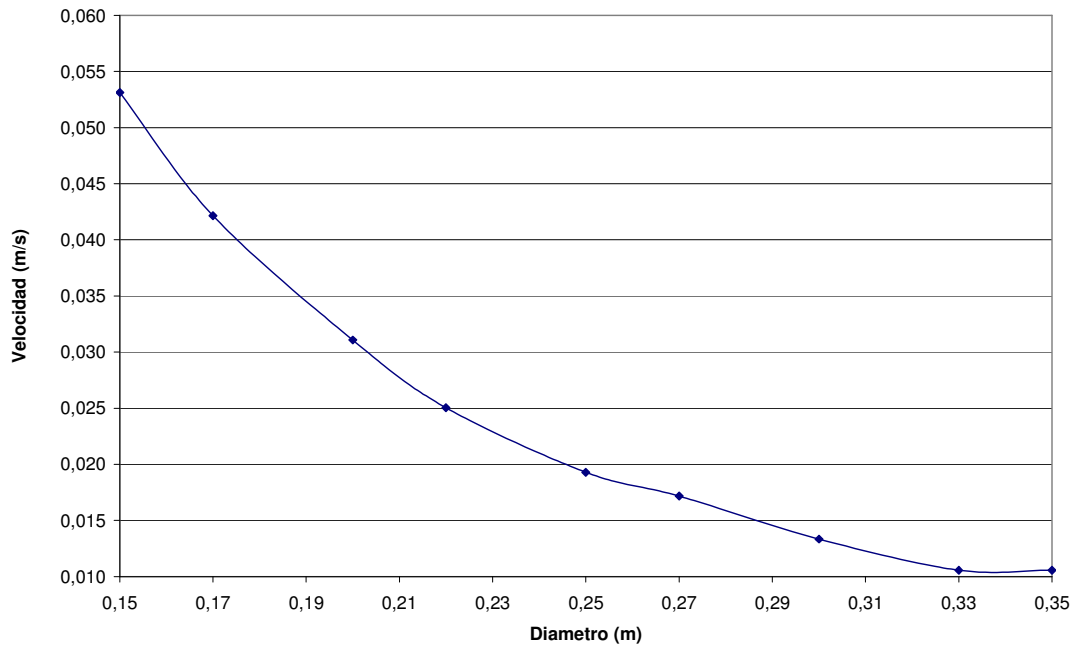
**Gráfica 5.** Voidage Vs Diámetro del Reactor



- Velocidad Terminal

La velocidad Terminal disminuye al aumentar el diámetro, puesto que el coeficiente de arrastre de las partículas se incrementa. (Gráfica 6)

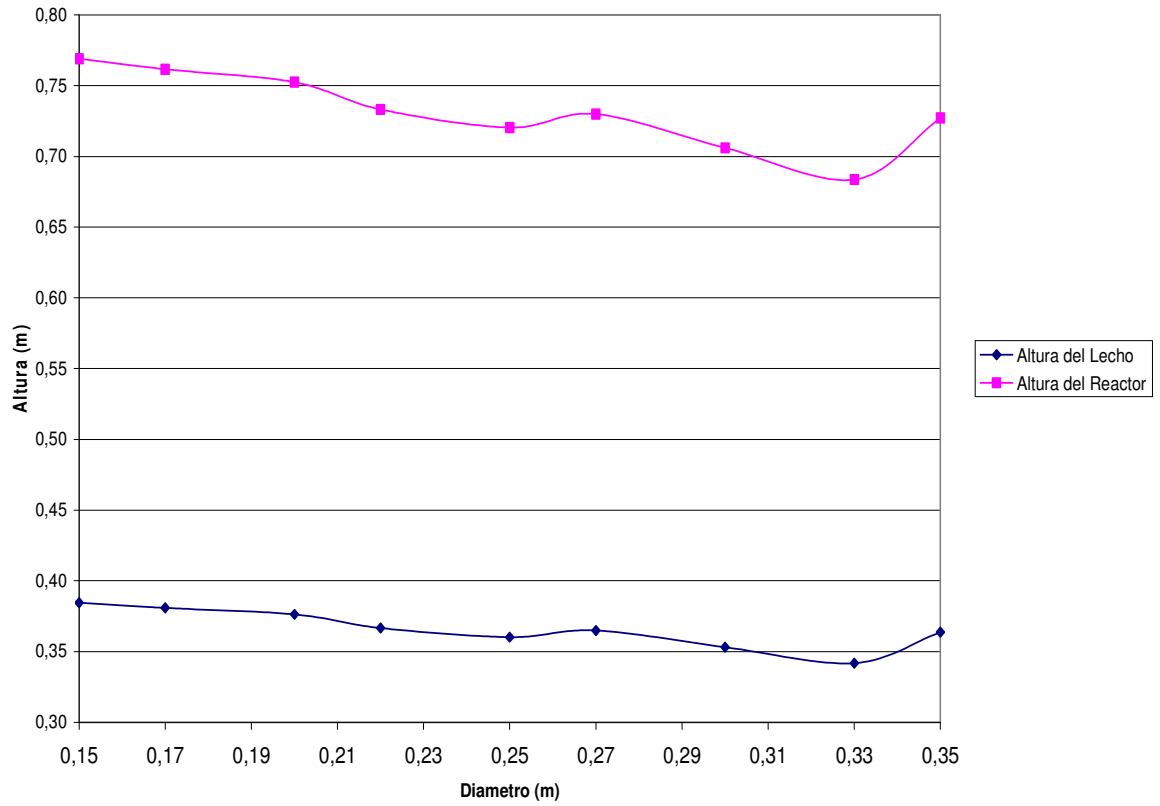
**Gráfica 6.** Velocidad Terminal Vs Diámetro del Reactor



- Altura del lecho y del reactor

De acuerdo al aumento en el diámetro se observa una tendencia descendente en la altura del lecho y del reactor. Como conclusión principal se tiene que a una altura del lecho de 0.6836 m y a un diámetro de 0.33 m se genera un mayor voidage, es decir, una pequeña fracción de vacío. Esto puede ser causado por que la altura del lecho no es suficiente para lograr una distribución de las partículas debido a la fluidización, generando una aglomeración de las mismas (Gráfica 7).

**Gráfica 7.** Altura Reactor y lecho Vs Diámetro del Reactor



## 4. ESTIMACIÓN DE COSTOS

La estimación de costos se realizó con el fin de tener un punto de partida que permitiera visualizar la posibilidad de implementar este tipo de tecnología a escala laboratorio. A continuación están las consideraciones que se tomaron en cuenta:

### 4.1. COSTOS DE INVERSIÓN

Estos costos incluyen el capital necesario para construir el sistema propuesto. Sin embargo, solo se incluyó con detalle los costos directos (Tabla 10). Los costos de la materia prima y los equipos fueron obtenidos a partir de cotizaciones realizadas. Para los costos indirectos se realizó un estimativo del 15% del total de los costos directos (Tabla 11).

**Tabla 10.** Costos Directos de capital

COSTOS DIRECTOS			
	Reactivo	Cantidad	Precio
Costos de la materia prima	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1000 g	\$ 8000
	NaHCO <sub>3</sub>	1000 g	\$ 8000
	Cianuro de Potasio	100 g	\$ 266.336
	Agar-Agar	1000 g	\$ 721.056
	Caldo Nutritivo	500 g	\$ 560.000
	Aceite	250 ml	\$ 2500
	<b>COSTO TOTAL</b>		<b>\$ 1.565.892</b>

Costos de los equipos, tuberías y accesorios	<b>EQUIPO</b>	<b>CANTIDAD</b>	<b>PRECIO</b>		
	Bomba Multicanal L/S®	1	\$7.493.600		
	Compresor de aire	1	\$ 24.000		
	Rotámetros	2	\$2.552.000		
	Manómetros	2	\$ 125.000		
	pH-metros	1	\$ 1.148.000		
	Termocuplas	2	\$ 104.400		
	Tubería PVC (6m)	1	2"	\$ 32.000	
	Codos	3	2"	\$12.900	
	Válvulas	3	1"	\$652.872	
		2"	\$862.344		
	<b>COSTO TOTAL</b>		<b>\$ 13.007.116</b>		
Costo de materiales para la construcción del cuerpo del reactor y el tanque de alimentación.	<b>MATERIAL</b>	<b>CANTIDAD</b>	<b>PRECIO</b>	<b>COSTO</b>	
	LÁMINAS EN ACRILICO 1,2 X 1,8 m calibre 5	2	\$ 205.000	\$ 205.000	
	LÁMINAS EN ACRILICO 1,2 X 1,8 m calibre 10	2	\$ 1.185.580	\$ 1.185.580	
	M2 VIDRIO DE ESPESOR 10 mm	2	\$ 120.000	\$ 120.000	
	M2 VIDRIO DE ESPESOR 19 mm	2	\$ 230.000	\$ 230.000	
	<b>COSTO PROMEDIO DEL MATERIAL</b>		<b>\$ 435.145</b>		

Costos de la mano de obra necesaria para la construcción e instalación	<b>Descripción</b>	<b>Costo</b>
	Numero de trabajadores a cargo (2)	\$ 1.500.000
<b>TOTAL COSTOS DIRECTOS DE CAPITAL</b>	<b>\$ 16.508.200</b>	

**Tabla 11.** Costos Indirectos de capital

<b>COSTOS INDIRECTOS</b>	
Impuestos, fletes, costos de contingencia, entre otros.	<b>\$ 2.476.220</b>

#### **4.2. COSTOS DE MANUFACTURA**

En los costos de manufactura se incluyen los costos de tener el sistema funcionando. En este análisis solo se incluyeron los costos de los servicios industriales y el costo de la mano de obra que estará a cargo.

##### **4.2.1. Costo de la mano de obra directa**

Para la operación del sistema de lecho fluidizado se debe contar con una persona con grado de tecnólogo, encargado del buen funcionamiento del sistema, por medio de acciones rutinarias de supervisión, también debe proporcionar mantenimiento preventivo, llevar registros de la operación del sistema incluyendo anomalías que puedan presentarse.

Respecto al proceso de inmovilización, según el estudio que se realizó en los laboratorios de la Universidad EAFIT, sobre la degradación de cianuro por inmovilización (Naranjo, Santamaría, 2006) se estimó que solo es necesaria una persona para este proceso, teniendo en cuenta que esta persona debe tener experiencia en este tipo de prácticas y tener un buen nivel de conocimiento sobre el tema. Por consiguiente son necesarias dos personas, una para la operación del sistema de lecho fluidizado y otra para el proceso de inmovilización del microorganismo. (Tabla 12)

**Tabla 12.** Costos Mano de Obra Directa

<b>DESCRIPCIÓN</b>	<b>COSTO</b>
Número de trabajadores	2
Salario Mensual	\$ 408.000
Parafiscales (70%)	\$ 285.600
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>\$ 1.387.200</b>

#### **4.2.2. Costo de servicios industriales**

Para el cálculo de los costos de los servicios industriales se tomó como base los datos de la energía consumida por la bomba y el compresor de aire, para un proceso batch de 48 horas (Tabla 13).

**Tabla 13.** Costos de los Servicios industriales

<b>Descripción</b>	<b>Valor</b>
Costo Kw-H *	\$ 257,5
Potencia del compresor	0,0025 KW
Potencia de la bomba	0,075 KW
Duración del proceso	48 horas
Consumo de energía del compresor por lote	0,12 KW
Consumo de energía de la Bomba por lote	3,6 KW
Costo de energía por lote	\$ 957,9
Costo de energía por año	\$ 160.927

\*Dato tomado de empresas públicas de Medellín para estrato 5.

#### **4.3. COSTO TOTAL PARA EL MONTAJE Y PUESTA EN MARCHA DEL PROYECTO**

A continuación están incluidos los costos de capital y los costos de manufactura suponiendo un año de operación (Tabla 14). Los resultados fueron:

**Tabla 14.** Costos Totales para el montaje

<b>COSTOS DE INVERSIÓN</b>	
Costos directos	\$ 16.508.200
Costos indirectos	\$ 2.476.220
<b>COSTO TOTAL DE INVERSIÓN</b>	<b>\$ 18.984.420</b>
<b>COSTOS DE MANUFACTURA</b>	
Costo de la mano de obra directa/anualmente	\$ 16.646.400
Costo de los servicios industriales/anualmente	\$ 160.927
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>\$ 35.791.747</b>



#### **4.4. CÁLCULO DE VPN Y TIR**

Para analizar la rentabilidad del reactor de lecho fluidizado, se realiza el cálculo del VPN (valor presente neto) y de la TIR (Tasa Interna de Retorno) por un período de 7 años incluyendo el año de construcción, tomando un margen de contribución de 25%, tasa de interés para inversionistas del 20% y los costos de capital calculados anteriormente.

Para determinar los ingresos se fijó una tarifa de \$64 por m<sup>3</sup> de influente, considerando que la concentración de entrada al sistema siempre tendrá que ser igual a 15 mg/L. El cálculo es similar al que se realiza para determinar la tasa retributiva en términos de DBO y SST. Los cálculos de los ingresos se consideraron para que el reactor funcione con un caudal de 0.17 m<sup>3</sup>/s.

Al determinar los costos de operación se empleó los datos previamente estimados en ésta sección. Los aumentos de estos costos se supusieron constantes para cada año:

- Mano de Obra Directa: 10% por año
- Materia Prima: 3% por año
- Energía eléctrica: 4% por año

Los impuestos se supusieron 2% de la utilidad operacional, ya que para el sistema de lecho fluidizado aquí propuesto no se supuso gastos de administración.

Los valores de VPN y TIR se calcularon con la ayuda de las funciones instaladas en el programa Microsoft Office Excel.

**Tabla 15. Cálculo TIR y VPN**

Margen de contribución	25%						
Tasa de inversionistas	20%						
Costos de Capital	\$ 16.508.200						
	PERÍODO						
	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6
Ingresos		\$ 343.111.680	\$ 373.991.731	\$ 407.650.987	\$ 444.339.576	\$ 484.330.138	\$ 527.919.850
Costos		\$ -257.333.760	\$ -280.493.798	\$ -305.738.240	\$ -333.254.682	\$ -363.247.603	\$ -395.939.888
<b>Utilidad bruta</b>		<b>\$ 85.777.920</b>	<b>\$ 93.497.933</b>	<b>\$ 101.912.747</b>	<b>\$ 111.084.894</b>	<b>\$ 121.082.534</b>	<b>\$ 131.979.963</b>
<b>Gastos de Operación</b>							
Mano de Obra Directa		\$ 16.646.400	\$ 18.311.040	\$ 20.142.144	\$ 22.156.358	\$ 24.371.994	\$ 26.809.194
Materia Prima		\$ 18.790.704	\$ 19.354.425	\$ 19.935.058	\$ 20.533.110	\$ 21.149.103	\$ 21.783.576
Depreciacion		\$ 3.301.640	\$ 3.301.640	\$ 3.301.640	\$ 3.301.640	\$ 3.301.640	\$ 3.301.640
Energía eléctrica		\$ 160.927	\$ 167.364	\$ 174.059	\$ 181.021	\$ 188.262	\$ 195.792
<b>Total</b>		<b>\$ 38.899.671</b>	<b>\$ 41.134.469</b>	<b>\$ 43.552.901</b>	<b>\$ 46.172.129</b>	<b>\$ 49.010.999</b>	<b>\$ 52.090.202</b>
<b>Utilidad Operacional</b>		<b>\$ 46.878.249</b>	<b>\$ 52.363.464</b>	<b>\$ 58.359.846</b>	<b>\$ 64.912.765</b>	<b>\$ 72.071.535</b>	<b>\$ 79.889.761</b>
<b>Utilidad antes de impuestos</b>		<b>\$ 46.878.249</b>	<b>\$ 52.363.464</b>	<b>\$ 58.359.846</b>	<b>\$ 64.912.765</b>	<b>\$ 72.071.535</b>	<b>\$ 79.889.761</b>
Impuestos		\$ 937.565	\$ 1.047.269	\$ 1.167.197	\$ 1.298.255	\$ 1.441.431	\$ 1.597.795
<b>Utilidad neta</b>		<b>\$ 45.940.684</b>	<b>\$ 51.316.194</b>	<b>\$ 57.192.649</b>	<b>\$ 63.614.510</b>	<b>\$ 70.630.105</b>	<b>\$ 78.291.965</b>
Cash flow	\$ -16.508.200	\$ 45.940.684	\$ 51.316.194	\$ 57.192.649	\$ 63.614.510	\$ 70.630.105	\$ 78.291.965
<b>NPV</b>	\$ 146.493.597						
<b>TIR</b>	290%						

## CONCLUSIONES

- Las características del soporte inerte para los microorganismos son de gran importancia ya que estas influyen en el diseño del reactor directamente. Se debe tener en cuenta si las esferas son rígidas, lisas o rugosas, la esfericidad uniforme con otras partículas, o si presentan un comportamiento de *gel bead* como es el caso de las esferas de Agar-Agar. La aplicación de la influencia de las características de las esferas al diseño se observa en la correcta identificación de las correlaciones para el Coeficiente de Arrastre de las mismas y por lo tanto a un buen diseño del reactor.
- El reactor de lecho fluidizado para este proceso biológico ofrece una ventaja comparado con otras configuraciones, especialmente, en aquellas que no tiene efectos de mezclado y fluidización. Esto es debido al movimiento constante de las partículas en el reactor y al aumento del área superficial, favoreciendo la eficiencia del reactor en términos de degradación del contaminante y evitando fenómenos de obstrucción.
- El diseño propuesto en este proyecto, proporciona los fundamentos de un modelo de reactor estudiado en la Universidad EAFIT pero de escasa aplicación en las plantas de tratamiento de aguas residuales en Colombia para la degradación de contaminantes químicos como el cianuro. Finalmente, se pudo confirmar las ventajas que ofrece el reactor de lecho fluidizado gracias al análisis de los resultados del algoritmo de diseño a diferentes diámetros, notándose en la reducción de la obstrucción y la homogeneidad de la fluidización.

- Según la estimación de costos que se realizó a escala laboratorio, se puede afirmar que es un proyecto viable y de importancia en la actualidad. Con su implementación en universidades es posible estudiar varias alternativas para la degradación de contaminantes químicos en los cuerpos de agua y posteriormente considerar la construcción de este tipo de reactores en las plantas de tratamiento de agua en Colombia.
- Un valor de VPN igual a \$ 146.493.597 y un valor de TIR de 290%, confirman lo encontrado en la bibliografía de acuerdo a la rentabilidad del reactor y a partir del flujo de caja se demostró que desde el primer año de funcionamiento del reactor, éste genera ingresos que pueden ser posteriormente invertidos en otros proyectos.
- A partir de los resultados obtenidos en la variación del diámetro del reactor (0.15- 0.30 m) siguiendo el algoritmo de diseño propuesto, se puede concluir que un diámetro de 0.20 m es el que mas se ajusta a los parámetros de diseño, en particular, a la relación entre la altura del reactor y diámetro cuyo resultado fue de 3.76, valor que está dentro del intervalo de la relación  $L_R/D$  que se maneja la heurística de diseño para un reactor de lecho fluidizado.
- El empleo de una bomba peristáltica para el bombeo de la solución con cianuro, se justifica debido a que la capacidad de ésta se ajusta al flujo de diseño y al tamaño de la escala manejada.

## RECOMENDACIONES

- Al realizar el diseño de un reactor biológico fluidizado de tres fases y la técnica de inmovilización de los microorganismos empleando biofilms, los cálculos y las ecuaciones cambian ya que se tienen que considerar aspectos como: espesor del biofilm, coeficiente de arrastre, densidad de bulto, densidad del medio, densidad aparente y densidad total del soporte inerte. Estos aspectos no son considerados en la inmovilización por atrapamiento.

## BIBLIOGRAFÍA

Anónimo 1, 2007. Página en Internet. "Página De Las Plantas De Tratamiento De Aguas Residuales Y Biosólidos De Colombia". Disponible en: <http://www.geocities.com/ptarcolombia/> (Abril/ 2007)

Camargo. P., Ossa. C. (2005). Tratamiento de aguas contaminadas con cianuro. Proyecto de Grado (Ingeniería de Procesos). Medellín: Universidad EAFIT. Escuela de Ingeniería. p. 100

Chase, G.G., Solids Notes 5. University of Akron. 2004

Doble, K. Kumar, A. Biotreatment of industrial effluents. Amsterdam. Elsevier. McGraw-Hill. 2005

Doran, M. P. (1999). Bioprocess Engineering Principles. Londres: Academic Press. p.439

Escobar, J. A, El Diseño Conceptual, Universidad EAFIT, 2001

Fan, L. Wen, C. (2007). Method for wastewater treatment in fluidized bed biological reactors. Patente No. 4253947

Froment, G. F., Bischoff, K. B., Chemical Reactor Análisis and Design. 2<sup>da</sup> Edición. Jhon Wiley and Sons. New York. 1990

Hatzinger, P., Greene, M., Frish, S., Togna, P., Manning, J., Guarini, W. (2000). Biological Treatment of perchlorate-contaminated groundwater using fluidized bed reactors.

Hirata, A., Noguchi, M. (1994). Biological Wastewater Treatment by Three Phase Fluidization – Characteristics and basic Design Method. Water Science Technology. Vol. 30, n.11 (Nov. 1994); p. 91-100

Horwood, E. (1981). Biological Fluidised bed treatment of water and wastewater. Chichester: The Water Research Centre. p. 68

Levenspiel, O. Ingeniería de las Reacciones Químicas. 2<sup>da</sup> Edición. Editorial Reverté. Mexico. 1986

Maloney, S. W., Adrian, N. R., Hickey, R. F., Heine, R. L. (2002). Anaerobic treatment of pinkwater in a Fluidized Bed Reactor containing GAC. EN: Journal of Hazardous Materials. Vol. 92, (2002); p. 77-88

Naranjo, F. J, Santamaria, M. A. Evaluación de la inmovilización de *pseudomonas fluorescens* para la biodegradación de cianuro en solución acuosa. Proyecto de Grado (Ingeniería de Procesos). Medellín: Universidad EAFIT. Escuela de Ingeniería. 109 p.

Nicolella, C. Loosdrecht, M.C.M. Heijnen, J.J. (2000). Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. EN: Journal of Biotechnology. Vol. 80, (Feb. 2000); p. 1-33

Pérez, M., Romero, L. I., Sales, D. (1998). Anaerobic thermophilic fluidized bed treatment of industrial Wastewater: effect of F:M relationship. EN: Chemosphere. Vol. 38, n.14 (Oct. 1998); p. 3443-3461

Perry R. Manual del Ingeniero Químico. McGraw-Hill. 1998

Petrozzi, S., Dunn, I. J. (2004). Biological cyanide degradation in aerobic fluidized bed reactors: treatment of almond seed wastewater. EN: Bioprocess and Biosystems Engineering. Vol. 11, n.1 (Jun. 2004); p. 29-38

Restrepo A. S. (1997). Diseño de un sistema de paletización semiautomático para envases de hojalata. Proyecto de Grado (Ingeniería Mecánica). Medellín: Universidad Eafit. Escuela de Ingeniería. 116 p.

Restrepo, O. J, Montoya, C. A., Muñoz, N. A. (2006). Degradación microbiana de cianuro procedente de plantas de beneficio de oro mediante una cepa nativa de *P.fluorecens*. EN: Revista Universidad Nacional. Vol. 73, n.149 (Feb. 2006); p. 46-51

Romero, J. A. Tratamiento de Aguas Residuales: Teoría y Principios de Diseño. Centro Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería. Colombia. 1999

Salvador, C., Lu, D., Anthony, E., Abanades, J. Capture of CO<sub>2</sub> with CaO in a pilot fluidized bed carbonator experimental results and reactor model. Instituto Nacional del Carbón. Canadá. 2004

Souza, R., Bresolin, T.L., Bioni, T.L., Gimenez, M.L., Dias-Filho, B.P. (2004). The performance of a three-phase fluidized bed reactor in treatment of wastewater with high organic load. EN: Brazilian Journal of Chemical Engineering. Vol. 21, n.2 (Abr. 2004); p. 219-227

Trambouze, P., Landeghem, H. V., Wauquier, J.P., Chemical Reactors: Design, Engineering, Operation. Éditions Technip. París, 1988.



Walas S.M. Chemical Process Equipment Selection & Design. Butterworths, Stoneham. 2005

Yu, H., Rittmann, B. E. (1997). Predicting bed Expansion and phase holdups for three phase fluidized bed reactors with and without biofilms. EN: Water Research. Vol. 31, n.10 (May. 1997); p. 2604-2616

Zessen, E. V., Tramper, J., Rinzema, A., Beertink, H. H. (2005). Fluidized bed and Packed bed Characteristics of gel beads. EN: Chemical Engineering Journal. Vol. 115, (Agto. 2005); p. 103-111

## **ANEXOS**

## **ANEXO A. Procedimiento para la determinación de la tensión superficial de la solución de cianuro y agua**

El procedimiento que se siguió para determinar la tensión superficial de una solución de cianuro a una concentración de 15 mg/L, a presión atmosférica y temperatura ambiente, consiste en medir la fuerza necesaria para desprender un anillo horizontal de alambre de la superficie del líquido.

La tensión superficial reportada por el instrumento se debe corregir con un factor. La ecuación que se empleó fue la siguiente:

$$\Gamma = P \times F \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde

$\Gamma$  = Tensión superficial real (Din/cm)

$P$  = Tensión superficial aparente (reportada por el equipo)

$F$  = Factor de corrección

El factor de corrección  $F$ , se debe hallar con la siguiente ecuación

$$F = 0,7250 \times \sqrt{\frac{0,01452P}{C^2 \times (D - d)} + 0,04534 - \frac{1,679r}{R}} \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde,  $C$  y  $R/r$  son datos técnicos del tensiómetro del laboratorio y presentan los siguientes valores:

$C$  = Circunferencia del anillo (5,992cm)

$R/r$  = Relación radio del anillo y radio del alambre (53,6)

$D$  y  $d$ , se refieren a la densidad del líquido (Agua-cianuro) y del aire respectivamente.

$D$  = Densidad de la solución de cianuro medida con el picnómetro 0,99585 gr/cm<sup>3</sup>

**d=** Densidad del aire a condiciones de presión atmosféricas estándar y a una Temperatura de 25 °C, 1,179 Kg/m<sup>3</sup>. Dato obtenido a partir de la ecuación de gas ideal:

$$\rho = \frac{\bar{M} \times P}{R \times T} = \frac{((31.99 \times 0.21) + (28.013 \times 0.79)) \times 101325}{8.314 \times 298} = 1,179 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \quad \text{Ecuación 3}$$

A continuación se presentan los resultados tabulados:

**Tabla 16.** Valores experimentales para la determinación de la Tensión Superficial

<b>P</b>	<b>F</b>	$\Gamma$
43,1	0,128754	5,54931
42,8	0,128505	5,500017
43,6	0,129169	5,63175
Tensión superficial Promedio 5,56035882 Dyn/cm		

## ANEXO B. Procedimiento para la determinación de la viscosidad de la solución de cianuro y agua

El procedimiento que se siguió para determinar la viscosidad de la solución de cianuro a una concentración de 15 mg/L, a presión atmosférica y temperatura ambiente, es el estándar para éste tipo de experimentos realizado en el Laboratorio de Fisicoquímica de la Universidad EAFIT.

Para medir la viscosidad, se empleó el viscosímetro de Ostwald. El método consiste en medir el tiempo en que dos líquidos distintos tarda en pasar por el volumen comprendido entre la marca M1 y M2.

**Figura 12.** Viscosímetro de Ostwald



Se empleó la siguiente ecuación, la cual permite calcular la viscosidad de un fluido 2 si se conoce del fluido 1 (fluido de referencia), la viscosidad, densidad y tiempo de flujo:

$$\eta_2 = \frac{\eta_1 \rho_2 t_2}{\rho_1 t_1} \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde

$\eta$ = Coeficiente de viscosidad (Poises)

$\rho$ = Densidad del líquido

$t$ = tiempo de flujo

Los resultados obtenidos para la solución de cianuro, tomando como líquido de referencia el agua, son:

**Tabla 17.** Valores experimentales para la determinación de la Viscosidad

Tiempo (s) Solución CN	Tiempo (s) Agua	Densidad Agua* (gr/cm <sup>3</sup> )	Densidad Cianuro* (gr/cm <sup>3</sup> )	Viscosidad Agua ( $\eta_1$ )	Viscosidad Cianuro ( $\eta_2$ )
23,68	24	0,9963	0,99585	0,0100	0,009862
23,84	23,96	0,9963	0,99585	0,0100	0,009945
23,87	23,82	0,9963	0,99585	0,0100	0,010016
23,84	23,86	0,9963	0,99585	0,0100	0,009987
Viscosidad Promedio del cianuro 0,009953 Poise					

\*Datos experimentales obtenidos con picnómetro

### **ANEXO C.** Procedimiento para la determinación de la densidad de las esferas de agar-agar

Debido a la naturaleza de las esferas de Agar-Agar, que tienen un 95% de agua y muy poco material polimérico disuelto, no se pueden hacer cálculos como si fueran esferas rígidas, ya que presentan comportamientos similares a gotas de agua. Por lo tanto, para la determinación de su densidad se emplea un método alternativo propuesto por Zessen *et al* (2005), que toma en cuenta el agua adherida a las partículas.

El método para la determinación de la densidad comienza por tener un balón volumétrico calibrado el cual es pesado, este valor se identifica como M<sub>flask</sub>; a este balón se le adiciona un poco de una solución de un polisacárido diferente al agar y se pesa (M<sub>1</sub>). En este caso se emplea una solución de almidón, pero debido a que esta no presenta coloración, se acompleja con una solución de yoduro de potasio y yodo de manera que se obtenga una solución final con una coloración azul oscuro que pueda ser reconocida por el espectrofotómetro del Laboratorio de Química Instrumental de la Universidad EAFIT.

Una vez se tiene el balón calibrado llenado parcialmente con la solución de almidón acomplejado se procede a adicionar una cantidad de gel beads, nuevamente el balón se pesa, M<sub>2</sub>. Por último, se completa el volumen del balón con la solución de almidón acomplejado y se pesa, M<sub>3</sub>. El contenido del balón se agita y se deja reposando 24 horas. Luego de filtrar la solución de almidón del balón se procede a determinar su absorbancia.

Todos los datos de los pesos se emplean en la determinación de la densidad de las esferas de agar a partir de las siguientes ecuaciones.

$$V_{aa} = \frac{M_1 + M_3 - M_2}{\rho_w(T)} \quad \text{Ecuación 5}$$

$$V_{at} = V_{aa} * \frac{Ads_{Inicial}}{Ads_{final}} \quad \text{Ecuación 6}$$

$$V_{gb} = V_{flask} - V_{wt} \quad \text{Ecuación 7}$$

$$M_{aad} = (V_{at} - V_{aa}) * \rho_w(T) \quad \text{Ecuación 8}$$

$$M_{gb} = M_2 - M_1 - M_{aad} \quad \text{Ecuación 9}$$

$$\rho_{gb} = \frac{M_{gb}}{V_{gb}} \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde,

$V_{aa}$ , Volumen de agua añadida

$V_{at}$ , Volumen de agua total

$V_{gb}$ , Volumen de *gel beads* (esferas de agar)

$M_{aad}$ , Masa de agua adherida

$M_{gb}$ , Masa de *gel beads* (esferas de agar)

$\rho_{gb}$ , Densidad de *gel beads* (esferas de agar)



Los resultados obtenidos para la determinación de la densidad de las esferas de agar, son:

**Tabla 18.** Datos experimentales para la determinación de la densidad de las esferas de agar

	<b>Mflask (g)</b>	<b>M1 (g)</b>	<b>M2 (g)</b>	<b>M3 (g)</b>	<b>Ads-Inicial</b>	<b>Ads-Final</b>
<b>1</b>	19,56	12,9	26,22	24,83	0,103	0,096
<b>2</b>	17,19	12,5	19,1	24,9	0,103	0,087
<b>3</b>	21,17	12,7	18,81	24,97	0,103	0,093

**Tabla 19.** Cálculos para la determinación de la densidad de las esferas de agar

	<b>Vaa (cm<sup>3</sup>)</b>	<b>Vat (cm<sup>3</sup>)</b>	<b>Vgb (cm<sup>3</sup>)</b>	<b>Maad (g)</b>	<b>Mgb (g)</b>	<b>pgb (g)</b>
<b>1</b>	11,553	12,395	12,605	0,839	12,481	0,990
<b>2</b>	18,368	21,746	3,254	3,366	3,234	0,994
<b>3</b>	18,930	20,966	4,034	2,028	4,082	1,012
Densidad Esferas Agar 0,999 g/cm <sup>3</sup>						

**ANEXO D. Tabla de resultados**

**Tabla 20.** Tabla de Resultados variación de diámetro para análisis

DIAMETRO	0,15000	0,17000	0,20000	0,22000	0,25000	0,27000	0,30000	0,33000	0,35000
Velocidad superficial aire	0,00001	0,00001	0,00001	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Velocidad superficial sln CN	0,00236	0,00184	0,00133	0,00110	0,00085	0,00073	0,00059	0,00049	0,00043
Vslm	0,00012	0,00013	0,00014	0,00014	0,00015	0,00016	0,00016	0,00017	0,00018
Relm	0,00594	0,00630	0,00680	0,00712	0,00756	0,00784	0,00824	0,00862	0,00886
(Ar)l	0,03427	0,03427	0,03427	0,03427	0,03427	0,03427	0,03427	0,03427	0,03427
(Fr)g	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Expansión del lecho	0,68938	0,72024	0,75578	0,77448	0,79734	0,80997	0,82599	0,83932	0,84703
(We)	1,64129	1,27782	0,92322	0,76299	0,59086	0,50657	0,41032	0,33911	0,30146
(Fr)l	0,00011	0,00007	0,00004	0,00002	0,00001	0,00001	0,00001	0,00000	0,00000
n	3,97897	4,06695	4,17103	4,23649	4,30694	4,33539	4,39111	4,43580	4,43580
VI	0,04921	0,03940	0,02934	0,02377	0,01842	0,01645	0,01283	0,01020	0,01022
Erz	0,46598	0,47050	0,47598	0,48374	0,48943	0,48713	0,49581	0,50373	0,49033
A	9,02040	9,18258	9,37626	9,50210	9,63526	9,68601	9,79376	9,87997	9,87304
B	8,35583	8,54059	8,75916	8,89663	9,04457	9,10432	9,22132	9,31517	9,31517
Voidage por Hirata para two	0,38011	0,38163	0,38352	0,38767	0,39049	0,38837	0,39374	0,39906	0,38895
Voidage por Hirata	0,37943	0,38095	0,38284	0,38696	0,38977	0,38768	0,39299	0,39826	0,38827
Hold up g miura and kawase	0,00012	0,00010	0,00008	0,00007	0,00006	0,00006	0,00005	0,00004	0,00004
Hold up g yu and rittmann	0,00008	0,00006	0,00005	0,00004	0,00003	0,00003	0,00002	0,00002	0,00002

Hold up I yu and rittmann	0,45692	0,46257	0,46929	0,47763	0,48405	0,48219	0,49132	0,49960	0,48653
k	0,33391	0,34598	0,36178	0,38138	0,39696	0,39239	0,41511	0,43645	0,40309
n	3,97897	4,06695	4,17103	4,23649	4,30694	4,33539	4,39111	4,43580	4,43580
Holdups resta	0,54300	0,53736	0,53066	0,52233	0,51592	0,51779	0,50866	0,50039	0,51345
Convergencia yu and rittmann	1,00000	1,00021	0,99999	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000
Velocidad Terminal	0,05314	0,04216	0,03108	0,02504	0,01929	0,01717	0,01334	0,01056	0,01056
(Re)t	2,65850	2,10910	1,55468	1,25296	0,96497	0,85883	0,66716	0,52846	0,52846
Cd	12,51960	20,73753	39,92394	59,08097	99,23303	134,28144	207,47287	307,83461	379,74683
Solver	0,00099	-0,00010	-0,00076	-0,00013	-0,00006	-0,00064	-0,00004	0,00035	-0,00073
Velocidad de fluidización	0,02657	0,02108	0,01554	0,01252	0,00964	0,00858	0,00667	0,00528	0,00528
P/V	0,26885	0,20678	0,14721	0,11919	0,09091	0,07838	0,06207	0,05026	0,04622
Rel	39,87744	35,85474	31,09352	27,56510	24,12436	23,18834	20,01489	17,43918	18,49610
diametro de burbuja	0,00002	0,00002	0,00002	0,00002	0,00003	0,00003	0,00003	0,00003	0,00003
Area Interfacial	28,07753	20,03668	12,87487	9,87070	6,92968	5,62658	4,17877	3,19026	2,74811
Kla	3,68484	4,63853	19,87673	7,26931	9,11038	10,80508	12,67787	14,60997	17,93824
delta de presión sobre L	17,00458	16,96294	16,91109	16,79832	16,72140	16,77867	16,63299	16,48858	16,76249
Delta de Presión	6,53879	6,45973	6,36291	6,15838	6,02344	6,12356	5,87277	5,63634	6,09507
L altura del lecho	0,38453	0,38081	0,37626	0,36661	0,36022	0,36496	0,35308	0,34183	0,36361
Altura Total del Reactor	0,76906	0,76163	0,75251	0,73321	0,72045	0,72992	0,70616	0,68367	0,72723
Volumen del Reactor	0,01359	0,01729	0,02364	0,02787	0,03536	0,04179	0,04992	0,05847	0,06997
L/D	5,12709	4,48017	3,76257	3,33279	2,88179	2,70342	2,35386	2,07171	2,07779

## **ANEXO E. Plano preliminar del reactor de lecho fluidizado de tres fases**

ANEXO F. Esquema preliminar del reactor de Lecho fluidizado de tres fases

