

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA  
FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLÓGICA, MINERA Y  
METALÚRGICA**



**TOSTACIÓN DE CONCENTRADOS DE SULFURO DE ZINC  
EN LECHO FLUIDIZADO**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL  
INGENIERO METALURGISTA**

**PRESENTADO POR:**

**ORFELINDA AVALO CORTEZ**

**LIMA, PERÚ**

**2009**

# TOSTACIÓN DE CONCENTRADOS DE SULFURO DE ZINC EN LECHO FLUIDIZADO

## Resumen

En la presente tesis se presenta un estudio fluidodinámico de la tostación de un concentrado de sulfuro de zinc a 950°C. La caracterización teórica y experimental fue realizada con las variables operacionales de reactores industriales que emplean como gas fluidizante, aire enriquecido en oxígeno. Fueron levantados diagramas fluidodinámicos teóricos (Geldart, Schytilly y Grace) para la práctica industrial en condiciones específicas. Fue observado que cambios en la temperatura, diámetro medio de la partícula, velocidad superficial del gas y el tamaño del reactor afectan las fronteras de los diagramas. Los programas para caracterizar el comportamiento del lecho del reactor fueron escritos en Mathcad™. Los resultados mostraron que el enriquecimiento del aire en oxígeno es una alternativa recomendable para el aumento de la eficiencia de la conversión del concentrado de ZnS en reactores de lecho fluidizado.

# ROASTING OF ZINC SULFIDE CONCENTRATE IN A FLUIDIZED BED

## Abstract

This work presents a fluid dynamics study of the roasting of zinc sulfide concentrates at 950°C. The data were collected in the literature for experiments carried out in an industrial fluidized bed reactor with an excess of oxygen. The theoretical and experimental characterization was conducted with the operating variables of the industrial reactor. Theoretical fluid dynamic diagrams (Geldart, Schytil and Grace) were drawn for the industrial practice at certain conditions. It was observed that, with changing temperature, mean particle diameter, gas superficial velocity and reactor size, the boundaries of the diagrams were affected. Mathcad™ programs to characterise the bed behaviour are presented. The results effectively demonstrate that, the oxygen enrichment is an advisable alternative to increase the efficiency of ZnS concentrates roasting in fluidised bed reactors.

# TOSTACIÓN DE CONCENTRADOS DE SULFURO DE ZINC EN LECHO FLUIDIZADO

## Índice

<b>1.</b>	<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>14</b>
1.1	Justificación.	14
1.2	Objetivo.	14
1.3	Antecedentes.	15
<b>2.</b>	<b>ASPECTOS GENERALES</b>	<b>20</b>
2.1	Ocurrencia natural del zinc.	20
2.2	Procesos tecnológicos.	21
2.3	Propiedades y usos del Zinc.	23
<b>3.</b>	<b>MARCO TEÓRICO</b>	<b>24</b>
3.1	Tostación de sulfuros	24
3.2	Diagramas de Predominancia	26
3.3	Sistema Zn-Fe-S-O.	27
3.4	Aspectos Fluidodinámicos	29
3.4.1	Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ y velocidad terminal, $U_t$	32
3.4.2	Modos de fluidización	34
3.4.3	Estimativa de las velocidades de proceso	39
3.4.4	Diagramas fluidodinámicos	45
<b>4.</b>	<b>PARTE EXPERIMENTAL</b>	<b>55</b>
4.1	Análisis químico del concentrado de zinc	55

4.2	Análisis granulométrico del concentrado de zinc	56
4.3	Determinación de la densidad del sólido	56
4.4	Determinación de las propiedades físicas del ZnS y del gas fluidizante	57
4.5	Dispositivo Experimental	59
4.6	Determinación del comportamiento fluidodinámico del lecho	63
4.6.1	Estimativa de la velocidad mínima de fluidización. $U_{mf}$	63
4.6.2	Estimativa de la velocidad terminal, $U_t$	64
4.6.3	Construcción teórica de los diagramas fluidodinámicos	64
<b>5</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIONES</b>	<b>67</b>
5.1	Análisis de la velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ .	67
5.2	Análisis de la velocidad terminal de la partícula, $U_t$ .	68
5.3	Análisis de los diagramas fluidodinámicos.	68
5.4	Análisis de los diagramas fluidodinámicos del reactor industrial.	72
5.5	Análisis de la cinética de la reacción de tostación.	76
<b>6.</b>	<b>CONCLUSIONES</b>	<b>79</b>
<b>7.</b>	<b>SUGERENCIAS PARA TRABAJOS FUTUROS</b>	<b>80</b>
<b>8.</b>	<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>81</b>
<b>9.</b>	<b>ANEXOS</b>	<b>84</b>

## Índice de Figuras

<b>Figura 2.1:</b>	Flujograma de la obtención del zinc	22
<b>Figura 3.1:</b>	Diagrama de predominancia del sistema Zn-S-O a 800, 950 y 1100°C	26
<b>Figura 3.2:</b>	Diagrama de predominancia del sistema Zn-S-O, Fe-S-O y Pb-S-O a tres diferentes temperaturas.	27
<b>Figura 3.3:</b>	(a) Efecto de la temperatura sobre el equilibrio de las fases en el Zn-Fe-S-O (b) Equilibrio de fases en función de la fracción molar del Fe en el sistema Zn-Fe-S-O	28
<b>Figura 3.4:</b>	Caída de presión en un lecho fluidizado	30
<b>Figura 3.5:</b>	Variación de la caída de presión, $\Delta P$ , y porosidad, $\epsilon$ , en un lecho de partículas sólidas en función de la velocidad superficial del gas, $U_s$	32
<b>Figura 3.6:</b>	Regímenes de Fluidización	35
<b>Figura 3.7:</b>	Diagrama simplificado mostrando la clasificación de las partículas según su comportamiento durante la fluidización en aire (Geldart 1973)	36
<b>Figura 3.8:</b>	Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ , en función del diámetro medio de la partícula, $d_p$ .	41
<b>Figura 3.9:</b>	Diagrama de estado del lecho fluidizado de acuerdo a Reh[21]. a) lecho fluidizado circulante b) tostador de lecho fluidizado c) lecho fluidizado burbujeante d) shaft furnace e) lecho móvil.	47
<b>Figura 3.10:</b>	Diagrama de estado fluido – sólido (SCHYTILL)	48
<b>Figura 3.11:</b>	Diagrama de Geldart	50
<b>Figura 3.12:</b>	Diagrama de Grace	52

<b>Figura 4.1:</b>	Reactor de lecho fluidizado industrial.	59
<b>Figura 4.2:</b>	Análisis granulométrico del concentrado de ZnS, tostado y material arrastrado	62
<b>Figura 4.3:</b>	Diagrama de Geldart de la tostación de ZnS con aire a 1223 K	65
<b>Figura 4.4:</b>	Diagrama de Geldart de la tostación de ZnS con aire enriquecido en O <sub>2</sub> a 1223 K.	65
<b>Figura 4.5:</b>	Diagrama de Schytill de la tostación de ZnS con aire a 1223 K.	66
<b>Figura 4.6:</b>	Diagrama de Grace de la tostación de ZnS con aire a 1223 K	66
<b>Figura 5.1:</b>	Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ , en función del tamaño de la partícula, $d_p$ , para tres temperaturas diferentes.	67
<b>Figura 5.2:</b>	Velocidad terminal, $U_t$ , en función del diámetro medio de la partícula, $d_p$ , para diferentes temperaturas.	68
<b>Figura 5.3:</b>	Diagrama de Geldart para el Sistema ZnS-aire, a diferentes temperaturas	69
<b>Figura 5.4:</b>	Diagrama de Schytill del sistema ZnS/aire para dos temperaturas diferentes	70
<b>Figura 5.5:</b>	Diagrama de Grace del sistema ZnS/aire para dos temperaturas diferentes	70
<b>Figura 5.6:</b>	Diagrama de Grace del Sistema ZnS/aire	71
<b>Figura 5.7:</b>	Diagrama de Grace del sistema ZnS/aire. Influencia del diámetro del reactor	72
<b>Figura 5.8:</b>	Diagrama de Geldart para las condiciones operacionales del reactor industrial	73
<b>Figura 5.9:</b>	Diagrama de Schytill para las condiciones operacionales del reactor industrial	73

- Figura 5.10:** Diagrama de Grace para las condiciones operacionales del reactor industrial 74
- Figura 5.11:** Influencia del enriquecimiento de aire en  $O_2$ , en la tostación del ZnS 77

## Índice de Tablas

<b>Tabla 1.1:</b>	Valores de energía de activación ( $E_a$ ) de acuerdo con el formalismo de Arrhenius	15
<b>Tabla 1.2:</b>	Energía de activación de la oxidación de ZnS (esfalerita y marmatita ) en lecho fluidizado	18
<b>Tabla 1.3:</b>	Valores de la energía de activación para la oxidación de la marmatita	19
<b>Tabla 2.1:</b>	Principales minerales de zinc	20
<b>Tabla 3.1:</b>	Análisis mineralógico de un concentrado de sulfuro de zinc	24
<b>Tabla 3.2:</b>	Clasificación de las partículas de GELDART	37
<b>Tabla 3.3:</b>	Correlaciones presentadas en la literatura para la estimativa de la velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$	40
<b>Tabla 3.4:</b>	Correlaciones para la velocidad y tamaño de burbuja en un lecho fluidizado	42
<b>Tabla 3.5:</b>	Correlaciones para la estimativa de $U_{mp}$	43
<b>Tabla 3.6:</b>	Correlaciones para la estimativa de la velocidad de transición al régimen turbulento, $U_c$	44
<b>Tabla 3.7:</b>	Correlaciones para la estimativa de la velocidad $U_{tr}$	45
<b>Tabla 4.1:</b>	Análisis químico del concentrado de sulfuro de zinc	55
<b>Tabla 4.2:</b>	Análisis granulométrico del concentrado de ZnS	56
<b>Tabla 4.3:</b>	Determinación de la densidad del concentrado de ZnS	57
<b>Tabla 4.4:</b>	Propiedades físicas do concentrado de ZnS	58
<b>Tabla 4.5:</b>	Propiedades físicas del gas fluidizante	58

<b>Tabla 4.6:</b>	Análisis granulométrico del concentrado de ZnS que es alimentado al reactor industrial	60
<b>Tabla 4.7:</b>	Análisis granulométrico del producto de tostación en el transbordo del horno	61
<b>Tabla 4.8:</b>	Análisis granulométrico del material arrastrado	61
<b>Tabla 4.9:</b>	Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$	63
<b>Tabla 4.10:</b>	Velocidad terminal de fluidización, $U_t$	64
<b>Tabla 5.1:</b>	Estimativa del diámetro inicial de la burbuja en el lecho para el reactor industrial	75
<b>Tabla 5.2:</b>	Estimativa del diámetro equivalente de la burbuja en función de su posición en el lecho.	75
<b>Tabla 5.3:</b>	Estimativa de la velocidad de ascenso de la burbuja, $U_b$ , y de la velocidad terminal de la partícula, $U_t$ , en el reactor de lecho fluidizado industrial.	76
<b>Tabla 5.4:</b>	Tiempo de conversión total de ZnS a ZnO, $t_{cr}$ , en función del %O <sub>2</sub> en el aire a 1223K	77

## Nomenclatura

$E_a$	energía de activación	[kJ/mol]
$N_{Fe}$	fracción molar del hierro	[-]
$n_{Fe}$	número de moles de hierro	[mol]
$n_{Zn}$	número de moles de zinc	[mol]
$\Delta P$	caída de presión a través del lecho	[Pa]
$m_s$	masa del sólido	[kg]
$m_f$	masa del fluido	[kg]
$g$	aceleración de la gravedad	[m <sup>2</sup> /s]
$H$	altura del lecho fluidizado	[m]
$\rho_s$	masa específica del sólido	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_g$	masa específica del fluido	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\varepsilon$	porosidad del lecho	[-]
$A_t$	área transversal del lecho	[m <sup>2</sup> ]
$U_s$	velocidad superficial del gas fluidizante	[m/s]
$U_{mf}$	velocidad mínima de fluidización	[m/s]
$\varepsilon_{mf}$	porosidad del lecho a la velocidad mínima de fluidización	[-]
$U_t$	velocidad terminal de la partícula	[m/s]
$F_s$	Factor de fricción	[-]
$d_p$	diámetro medio de la partícula	[m]
$C_d$	coeficiente de arrastre	[-]
$Re$	número de Reynolds	[-]
$\mu$	viscosidad del gas fluidizante	[kg/m.s]

$D_n$	número de discriminación	[-]
$Ar$	número de Arquímedes	[-]
$Re_{mf}$	número de Reynolds a la velocidad mínima de fluidización	[-]
$U_{mb}$	velocidad mínima de burbujeamiento	[m/s]
$U_{br}$	velocidad de ascenso de una burbuja	[m/s]
$U_b$	velocidad de ascenso de un conjunto de burbujas	[m/s]
$d_{bm}$	diámetro máximo estable de la burbuja	[m]
$d_{bo}$	diámetro inicial de la burbuja	[m]
$A$	área del reactor del lecho fluidizado	[m <sup>2</sup> ]
$N_{or}$	número de orificios de la placa distribuidora de gas	[-]
$D$	diámetro del reactor	[m]
$H$	altura del lecho	[m]
$H_{mf}$	altura del lecho para velocidad mínima de fluidización	[m]
$U_{mp}$	velocidad mínima de pistonamiento del lecho	[m/s]
$U_c$	velocidad de inicio del régimen turbulento	[m/s]
$U_{rt}$	velocidad de término del régimen turbulento	[m/s]
$M$	número adimensional	[-]
$\phi_s$	esfericidad de la partícula	[-]
$Fr$	número de Froude	[-]
$\Psi_{(Re,emf,\phi_s)}$	factor de Fanning modificado	[-]
$U_{int}$	velocidad terminal con interferencia	[m/s]
$D$	difusividad molecular del oxígeno en aire	[m <sup>2</sup> /s]
$\beta$	fracción del gas que fluye a través de la fase burbuja	[-]
$k_q$	coeficiente de transferencia de masa en la interface	[m/s]

$CA_d$	concentración de la especie A en la fase densa	$[\text{mol}/\text{m}^3]$
$CA_b$	concentración de la especie A en la fase burbuja	$[\text{mol}/\text{m}^3]$
$a_b$	área interfacial de la burbuja por unidad de volumen de la burbuja	$[\text{m}^{-1}]$
$\varepsilon_b$	fracción del lecho formado por las burbujas	$[-]$
$CA_{in}$	concentración inicial de la especie A	$[\text{mol}/\text{m}^3]$
$z$	posición en el lecho	$[\text{m}]$
$X$	parámetro dimensional	$[-]$
$b$	factor estequiométrico de la reacción	$[-]$
$k_{1s}$	constante cinética de la reacción química	$[\text{m}/\text{s}]$
$C_A^*$	concentración inicial de A en el gas alimentado	$[\text{mol}/\text{m}^3]$
$M_B$	peso molecular del componente B	$[\text{kg}/\text{mol}]$
$r_{uc}$	radio del núcleo no reaccionado	$[\text{m}]$
$k_{ef}$	constante de velocidad efectiva de la reacción química	$[\text{m}/\text{s}]$
$D_s$	difusividad efectiva de la especie A en la capa del producto sólido	$[\text{m}^2/\text{s}]$
$t_{cr}$	tiempo de conversión total de la partícula	$[\text{s}]$
$\tau$	tiempo medio de residencia de los sólidos	$[\text{s}]$
$F_{in}$	tasa de alimentación de los sólidos	$[\text{kg}/\text{s}]$

## **1. INTRODUCCIÓN**

### **1.1 Justificación**

La tostación oxidante es un proceso unitario usado en la Industria Metalúrgica para convertir los sulfuros en óxidos u otros compuestos tales como sulfatos, oxi-sulfatos, que luego son enviados a tratamientos posteriores para la recuperación de los metales. En la obtención del metal por vía hidrometalúrgica los óxidos y los sulfatos son fácilmente disueltos en soluciones lixiviantes a diferencia de los sulfuros que son difíciles de disolver.

Los sulfuros son normalmente calcinados empleando aire, en un rango de temperatura de 600-1000°C, en tostadores industriales, entre ellos el reactor de lecho fluidizado que presenta un diseño simple, buena recuperación de calor, un fácil control de temperatura y una alta conversión comparada a otros tostadores.

Los concentrados de sulfuro de zinc son calcinados en reactores de lecho fluidizado a una temperatura de 900°C en presencia de aire. De acuerdo a los estudios termodinámicos, la utilización de temperaturas superiores a 950°C mejora la conversión de sulfuro a óxido de zinc, pero la presencia de sulfuros de Fe, Pb, Cu entre otros, hacen que ocurran reacciones que limitan la temperatura de operación, ya que forman algunas fases de bajo punto de fusión que promueven la aglomeración y la sinterización de las partículas en el lecho. Otra opción para mejorar la conversión es emplear aire enriquecido en oxígeno como gas fluidizante. Estudios realizados muestran que con un enriquecimiento de 3% de O<sub>2</sub> en el aire, se obtiene un incremento de 21% en la producción comparada a la producción normal sin enriquecimiento.

### **1.2 Objetivo**

La finalidad del presente trabajo es hacer un estudio fluidodinámico de la tostación de concentrados de ZnS en un reactor de lecho fluidizado a nivel industrial, estableciendo pequeños programas de cálculos fluidodinámicos validados con los datos operacionales proporcionados por una compañía que trabaja con aire enriquecido en oxígeno.

### 1.3 Antecedentes

La oxidación del sulfuro de zinc por oxígeno es una reacción heterogénea del tipo gas-sólido. La revisión literaria sobre este sistema de reacción revela grandes variaciones en los valores de los parámetros cinéticos.

Según ONG et al. [1], la tasa de oxidación de la esfalerita varía linealmente, en el rango de temperatura de 700-870°C y con la presión parcial de oxígeno variando de 0,8 a 85,33 kPa. La energía de activación encontrada fue de 252,9 kcal/mol.

CANNON y DENBIGH [2], estudiaron la tasa de oxidación del sulfuro de zinc basados en la exotermicidad de las reacciones. Las pruebas experimentales fueron efectuadas en el rango de temperatura de 680-940°C y a presiones parciales de oxígeno en el rango de 1,1485-50,663 kPa. Para temperaturas abajo de 830°C, los autores indicaron que la tasa de oxidación varía de forma exponencial con la temperatura e independientemente del espesor de capa de óxido de zinc formada. Para temperaturas superiores a 830°C existe evidencia del inicio de una resistencia a la difusión. Para  $T > 900^\circ\text{C}$ , el espesor de la capa de óxido comienza a ser irregular debido a la inestabilidad térmica. Para temperaturas aún mayores se establece un mecanismo diferente, llamado vaporización disociativa del sulfuro de zinc seguida por su oxidación en la fase vapor.

NATESAN y PHILBROOK [3], investigaron la cinética de la oxidación del sulfuro de zinc, ZnS, usando muestras individuales en forma de esferas en reactores de lecho fluidizado. En el rango de temperatura de 740 a 1040°C, encontraron que la cinética de la oxidación de pellets de ZnS con tamaños entre 0,4 e 1,6 cm de diámetro era controlada por el transporte de gases a través de la capa de producto, ZnO. Para las suspensiones de partículas individuales de ZnS en un reactor de lecho fluidizado con mezclas oxígeno - nitrógeno, en el rango de temperatura de 740 a 1000°C, la cinética fue controlada por una reacción superficial en la interface ZnS - ZnO. La disociación del ZnS en vapores de zinc y azufre complicó las mediciones en el lecho fluidizado para temperaturas superiores a 1000°C.

GOKARN y DORAISWAMY [4], sugirieron, con sus estudios de oxidación de esferas de sulfuro de zinc la existencia de un control químico en el rango de

temperatura de 600-670°C y un control difusional en el rango de 740-820°C. En el rango intermedio ellos establecieron la existencia de un posible control mixto.

T. RAJESWARA [5] estudió la oxidación de pellets de sulfuro de zinc en el rango de temperatura de 600-826°C, empleando porosidades entre 0,3-0,5 y tiempos de reacción en el rango de 15-50 min., y determinó experimentalmente por el método sugerido por Szekely et al., una nueva expresión que concuerda con el valor determinado por Natesan y Philbrook [3]. La principal ventaja de su estudio experimental es que además de verificar las variaciones de pérdida de peso del sólido con el tiempo, verificó también las conversiones de los pellets en diferentes capas de ZnO formadas. La **Tabla 1.1** muestra los valores de la energía de activación obtenido por los autores citados anteriormente.

**Tabla 1.1** Valores de energía de activación ( $E_a$ ) de acuerdo con el formalismo de Arrhenius.

Autor	$K_0$ (cm/s)	E (kJ/mol)
1. Ong et al. (1956)	-----	252,3
2. Gerlack and Stickel. (1964)	-----	261,5
3. Cannon and Denbigh. (1957)	$8,0 \times 10^4$	210,9
4. Natesan and Philbrook. (1969)	$3,398 \times 10^5$	168,4
5. Gokarn and Doraiswamy. (1973)	$9,27 \times 10^{-2}$	46,44
6. Takamura et al. (1974)	$3,66 \times 10^7$	145,6
7. Rajeswara and Kumar. (1977)	$3,41 \times 10^5$	159,6

La tostación de concentrados sulfurados de zinc en reactores de lecho fluidizado es siempre asociada con algún grado de aglomeración de los productos de reacción. Una cierta cantidad de aglomeración en el lecho es deseable, pero el exceso perjudica la fluidización y eventualmente bloquea los canales de entrada del aire. La excesiva aglomeración de las partículas está asociada con la facilidad de formación de fases líquidas estables, las cuales promueven el “sticking”. En la literatura existen muchos trabajos relacionados con este aspecto, entre ellos los de MOUNTVALA y RAVITZ [6], que mostraron que en las últimas etapas de la tostación existe una reacción entre el  $Fe_2O_3$  y el PbO que puede formar un eutectoide que funde a 730°C.

BOULEKE y McDOWELL [7] mostraron que el sistema PbO - ZnO forma una fase líquida a la temperatura de 861°C para una composición de 11% molar de ZnO.

BRETT y KULLERUD [8] mostraron la existencia de una fase líquida a 717°C en el sistema Fe-Pb-S, y concluyeron que esta región líquida aumentaba rápidamente con el aumento de la temperatura.

Estudios efectuados por DUTRIZAC [9] sobre el sistema binario PbS – ZnS también mostraron un eutectoide a 1050°C con 13% en mol de ZnS. La adición de FeS a este sistema binario produce un eutectoide ternario que funde a temperaturas tan bajas como 717°C.

M. BENLYAMANI y F. AJERSCH[10], trabajando con muestras sintéticas de FeS, ZnS y solución sólida (Zn,Fe)S, oxidadas en un lecho fijo en temperaturas entre 950-1050°C, empleando una mezcla gaseosa argón – oxígeno con  $PO_2=21,278$  kPa, hicieron estudios para explicar la aglomeración de las partículas de concentrado de zinc, que ocurren durante la tostación en reactores de lecho fluidizado. El análisis morfológico de los productos de reacción del FeS y (Zn,Fe)S mostraron claramente que la aglomeración de las partículas es debido a la formación de una fase líquida conteniendo Fe, S y O. El incremento de temperatura aumenta el dominio de composición de la fase líquida, lo que favorece este tipo de aglomeración, y puede ser considerado el parámetro predominante a controlar en la tostación en un lecho fluidizado.

J. SHU et al. [11] estudiaron la sinterización y formación de ferrita, durante la tostación a alta temperatura de concentrados sulfurados de zinc y cobre, empleados en la industria. Las pruebas de laboratorio fueron conducidos en el rango de temperatura de 800-1100°C usando un horno eléctrico bajo condiciones de tostación controladas y revelaron que la concentración de oxígeno es una variable importante en la tostación. Para el caso de los concentrados de ZnS los autores llegaron a la conclusión que temperaturas de tostación superiores a 950°C no favorecen la conversión, debido a la sinterización de las partículas de sulfuro las cuales inhiben la difusión del oxígeno hacia el núcleo de la partícula. De la misma forma, el contacto de las partículas oxidadas favorece la interdifusión atómica entre las partículas generando la formación de la no deseada ferrita de zinc. El problema del “stickness” en la tostación de los concentrados sulfurados de zinc y cobre fue atribuido a la sinterización de las fases líquidas formadas.

La mineralogía de los sulfuros de zinc y hierro en el concentrado de zinc es importante para su procesamiento metalúrgico, ya que afecta directamente la

cinética del proceso de oxidación. Así, en la literatura, existen trabajos relacionados con estudios cinéticos empleando diferentes tipos de muestras, tales como ZnS, (Zn,Fe)S, concentrados industriales de sulfuro de zinc, etc.

R. DIMITROV [12] realizó estudios de la termodinámica, cinética y mecanismo de la oxidación de diferentes tipos de muestras de sulfuro de zinc en lecho fluidizado. Los resultados obtenidos acerca de la cinética son presentados en la **Tabla 1.2.** e indican que en todos los casos, el proceso de oxidación toma lugar en un régimen de control químico.

**Tabla 1.2** Energía de activación de la oxidación de ZnS(esfalerita y marmatita ) en lecho fluidizado[12]

Sulfuro, mineral.	Rango de temperatura (K)	Conversión	E <sub>a</sub> (kJ/mol)
ZnS amorfo	773 – 1073	0,01 – 0,983	63,1
ZnS cúbico	898 – 1173	0,007 – 0,996	111,6
ZnS hexagonal	883 – 1023	0,013 – 0,860	104,0
	1043 – 1243	0,048 – 0,993	84,0
Esfalerita	923 – 1173	0,01 – 0,980	161,4
Marmatita	923 – 1173	0,02 – 0,975	118,3

B. S. BOYANOV et al [13] hicieron un estudio sobre el comportamiento térmico de concentrados de sulfuro de zinc de baja calidad y concluyeron que la presencia de marmatita en el concentrado de sulfuro de zinc provoca un aumento de la formación de ferrita de zinc en el producto tostado.

ZIVAN ZIVKOVIC et al. [14] realizaron estudios cinéticos del proceso de oxidación en el sistema Zn-Fe-S-O por DTA (Análisis Térmico Diferencial), empleando muestras de marmatita pura y en forma de concentrado de marmatita. Los resultados obtenidos son presentados en la **Tabla 1.3,** y muestran que la etapa controladora de los procesos de oxidación de la marmatita pura y del concentrado es química. Esto significa que la temperatura tiene una influencia dominante sobre la tasa del proceso. Los autores también sugirieron que los valores, más altos de E<sub>a</sub>, en el caso del concentrado de marmatita, comparado al de la marmatita pura, son consecuencia de los siguientes factores: (a) partículas pequeñas en el concentrado y, (b) presencia de calcopirita, la cual oxida para formar óxido de cobre(II). Este óxido destruye la

ferrita de zinc y promueve el equilibrio para la oxidación de la marmatita formando la ferrita de cobre.

**Tabla 1.3** Valores de la energía de activación para la oxidación de la marmatita [14]

Proceso	Oxidación de la <i>marmatita</i> pura	Oxidación del conc. de <i>marmatita</i>
Energía de activación	$E_a$ (kJ/mol)	$E_a$ (kJ/mol)
Método Kissinger [17]	69	187
Método Ozawa [18]	86	194

En otro trabajo, R. I. DIMITROV [15] investigó la oxidación de la marmatita (Zn,Fe)S con aire, bajo condiciones isotérmicas (tostación en horno) y condiciones no-isotérmicas (DTA-TG). Los análisis mostraron la presencia de muchas capas de óxido en el producto con alta porosidad (superior a 30%) y no detectaron presencia de  $Fe_2O_3$  en el producto calcinado. Todo el contenido de Fe de la marmatita durante el proceso de oxidación se combina para formar  $ZnFe_2O_4$ . Los estudios cinéticos mostraron un valor de energía de activación,  $E_a$ , de 80 kJ/mol en el rango de temperatura de 750-1000°C. Cuando los concentrados de zinc son calcinados bajo condiciones industriales (lecho fluido, temperatura en el rango de 900-1000°C, partículas de tamaño pequeño), la marmatita es oxidada en un régimen controlado químicamente. En este aspecto, el mecanismo de oxidación de la esfalerita (sulfuro de zinc con contenidos mínimos de Fe) y de la marmatita (sulfuro de zinc con alto contenido de Fe) son muy similares.

## 2. ASPECTOS GENERALES

### 2.1 Ocurrencia natural del zinc.

El zinc es un elemento grandemente distribuido en la corteza terrestre en una gran variedad de rocas, siendo el 23° elemento más abundante en la Tierra. El zinc se presenta en la naturaleza bajo las formas de:

#### • Mineral Sulfurado.

La esfalerita (ZnS), es la principal especie mineralógica de zinc y se presenta muchas veces asociada a los sulfuros de Pb,Cu y Fe, y la marmatita (Zn,Fe)S especie con mayor contenido de Fe. Los minerales sulfurados son ocurrencias primarias de zinc con porcentajes medios de 5% de Zn y normalmente obtenidos a través de labores subterráneas, siendo responsables por cerca de 90% de la producción mundial de concentrado.

#### • Mineral Oxidado

La calamina, silicato hidratado de zinc y willemita, silicato de zinc, asociadas a carbonato de zinc. Los minerales oxidados son ocurrencias secundarias de zinc, encontradas en depósitos superficiales siendo resultantes de la alteración del mineral sulfurado. La **Tabla 2.1** resume los principales minerales de zinc.

**Tabla 2.1** – Principales minerales de zinc [1]

Mineral	Composición	% Zn
Esfalerita	ZnS	67,0
Wurzita	ZnS	67,0
Marmatita	(Zn,Fe)S	
Smithsonita	ZnCO <sub>3</sub>	52,0
Hidrozincita	Zn <sub>5</sub> (OH) <sub>6</sub> (CO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	56,0
Zincita	ZnO	80,3
Willemita	Zn <sub>2</sub> SiO <sub>4</sub>	59,0
Franklinita	(Zn,Fe,Mn)(Fe,Mn)O <sub>4</sub>	15 a 20
Hemimorfita o Calamina	Zn <sub>4</sub> Si <sub>2</sub> O <sub>7</sub> (OH) <sub>2</sub> .H <sub>2</sub> O	54,2

Después de la extracción de la mina, el mineral de zinc pasa a la planta de beneficio, donde a través del chancado, molienda y posteriormente por el proceso de flotación se logra la separación en forma de concentrado de ZnS y de otros minerales con valor económico, tales como el Cu, Pb y Ag. El concentrado de sulfuro de zinc obtenido contiene entre 30% e 56% de Zn, siendo un producto comercializado internacionalmente para su procesamiento en las unidades metalúrgicas.

## **2.2 Procesos Tecnológicos.**

Existen dos procesos básicos de producción de zinc, el proceso pirometalúrgico responsable por cerca de 20% de la producción mundial de zinc y el proceso piro-hidro-eletrometalúrgico, el más utilizado en el mundo.

### **• Proceso Pirometalúrgico**

El concentrado de zinc, en forma de sulfuro, es sometido inicialmente a una tostación oxidante en presencia de oxígeno, obteniéndose óxido de zinc y  $\text{SO}_2$ . Esta etapa no es necesaria cuando el mineral ya es oxidado. Después de la aglomeración del óxido, este es procesado con coque en alto horno produciéndose vapor de zinc que luego es condensado para la obtención del zinc metálico con cerca de 98% de pureza.

Dependiendo de la pureza deseable para el zinc, éste es sometido al proceso de refinado, que consiste en una nueva ebullición para la formación de vapor de zinc y posterior condensación, obteniéndose zinc con 99.95% de pureza.

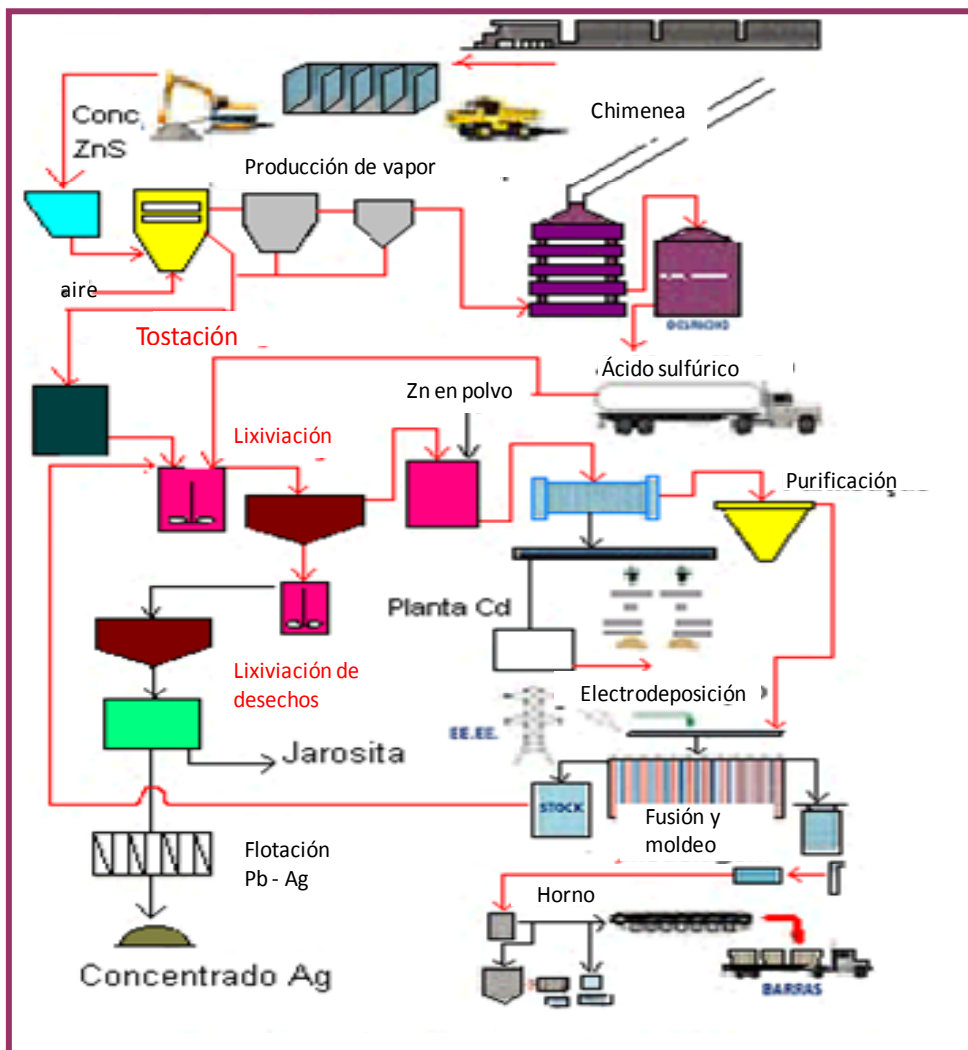
### **• Proceso Piro-Hidro-Eletrometalúrgico.**

En líneas generales, el proceso de extracción del zinc consiste en obtener una solución de sulfato de zinc, tan pura como sea posible, y la obtención del zinc metálico de esta solución a través de la electrolisis. De este modo, el proceso comprende las siguientes etapas:

- Tostación del concentrado sulfurado a fin de transformar el sulfuro en óxido, que es soluble en ácido. Esta etapa es dispensada en caso de tener concentrados oxidados;

- Lixiviación del material oxidado con ácido sulfúrico obteniéndose una solución de sulfato de zinc;
- Purificación de la solución de sulfato de zinc, siendo el método más utilizado el de la adición de polvo de zinc para la precipitación de impurezas como Cu, Cd, Co y Ni;
- Electrólisis de la solución de sulfato de zinc con regeneración del ácido, que es reutilizado en la lixiviación. Se obtienen cátodos de zinc con 99.99% de pureza.
- Refusión de los cátodos para la producción de zinc en las formas usuales de lingotes o placas.

Un Diagrama Esquemático del Proceso de Obtención de zinc por la Vía Piro-Hidro-Eletrometalúrgica es mostrado en la **Figura 2.1**.



**Figura 2.1:** Flujograma de la obtención del zinc.

### **2.3 Propiedades y usos del Zinc.**

El zinc se caracteriza por su propiedad electroquímica protectora contra la corrosión, siendo de este modo muy utilizado para revestimientos. Se trata de un metal maleable y sus propiedades físicas le confieren facilidad en el moldeo y en el trabajado mecánico.

El principal uso del zinc metálico es en la galvanización, tanto en la producción de chapas, como en galvanoplastias para el acabado y protección anti-corrosiva de piezas metálicas. Este uso corresponde por 47% del consumo mundial.

Además de estos usos el zinc es materia prima para aleaciones metálicas como latón y bronce que corresponden por 20% del consumo, además de ser utilizado en pigmentos, pilas secas, entre otros .

### 3. MARCO TEÓRICO

#### 3.1 Tostación de sulfuros

En el análisis mineralógico del concentrado de sulfuro de zinc, mostrado en la **Tabla 3.1**, se puede observar que además del ZnS existen el FeS, FeS<sub>2</sub>, Cu<sub>2</sub>S, PbS, entre otros. Aunque estén presentes en pequeñas cantidades tales sulfuros tienen una gran influencia en la termodinámica y en la cinética del proceso.

**Tabla 3.1** Análisis mineralógico de un concentrado de sulfuro de zinc.

Fase mineral	%
ZnS	83,28
FeS <sub>2</sub>	1,90
FeS	8,07
CdS	0,39
Cu <sub>2</sub> S	1,38
PbS	1,01
MnS	0,58
MgCO <sub>3</sub>	0,17
CaCO <sub>3</sub>	1,46
SiO <sub>2</sub>	1,05
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,20
Azufre Elemental	0,51
Total	100,00

La tostación oxidante de los sulfuros puede llevar a la formación de diferentes productos de reacción, dependiendo de las condiciones operacionales empleadas en el proceso [16].

VARIABLES DE PROCESO, tales como: tamaño de partícula, peso de muestra, temperatura, presión parcial de oxígeno, tienen un efecto importante en el proceso de oxidación de los sulfuros. La presión parcial del agente oxidante puede provocar cambios en las fases formadas. Los diagramas de

predominancia ayudan a prever las fases formadas durante el proceso de oxidación.

Los siguientes tipos de reacciones pueden estar presentes durante la oxidación de los sulfuros:

**a) Formación directa de óxido:** En general,



La formación de  $\text{SO}_2$  es altamente exotérmica. La conversión de sulfuro a óxido produce una pérdida de masa coincidente con el evento exotérmico. La capa de óxido formada puede inhibir la difusión del oxígeno hacia el sulfuro aun sin reaccionar. La inhibición temporaria del material interno puede favorecer otras transformaciones.

**b) Formación de sulfato:** La formación de sulfato puede ocurrir mediante dos posibles reacciones:

- La primera es la oxidación directa del sulfuro, que es presentada durante la oxidación del sulfuro de níquel y sulfuro de hierro (II).
- La segunda posibilidad es la sulfatación del óxido con trióxido de azufre. Tanto el  $\text{CuSO}_4$  y el  $\text{ZnSO}_4$  son formados por esta reacción.

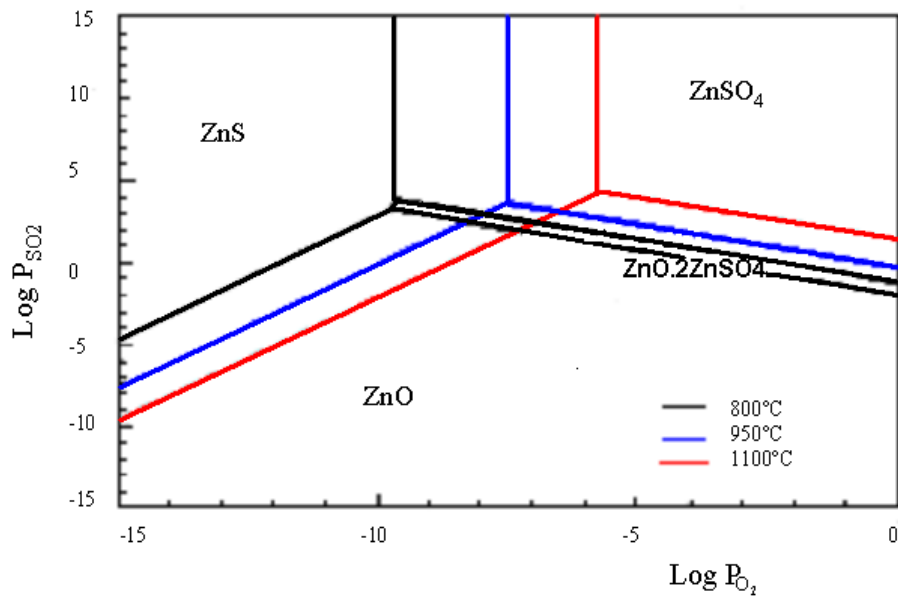
La formación de capas de sulfato puede también inhibir la difusión de oxígeno.

**c) Reacciones sólido-sólido:** Las reacciones sólido-sólido pueden ocurrir entre los productos formados durante la oxidación de los sulfuros, siendo el más común la reacción entre el sulfuro aun sin reaccionar y el sulfato. Reacciones entre óxidos para formar óxidos mixtos de metales en general ocurren a temperaturas muy altas. Por ejemplo la reacción entre el  $\text{ZnO}$  y el  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  para formar  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$  ocurre en el rango de temperatura operacional entre 940-960°C.

Así, para tener una visión general de lo que sucede durante la tostación de un concentrado de sulfuro de zinc, el análisis termodinámico a las condiciones operacionales puede determinar las fases predominantes de los productos resultantes.

### 3.2 Diagramas de Predominancia

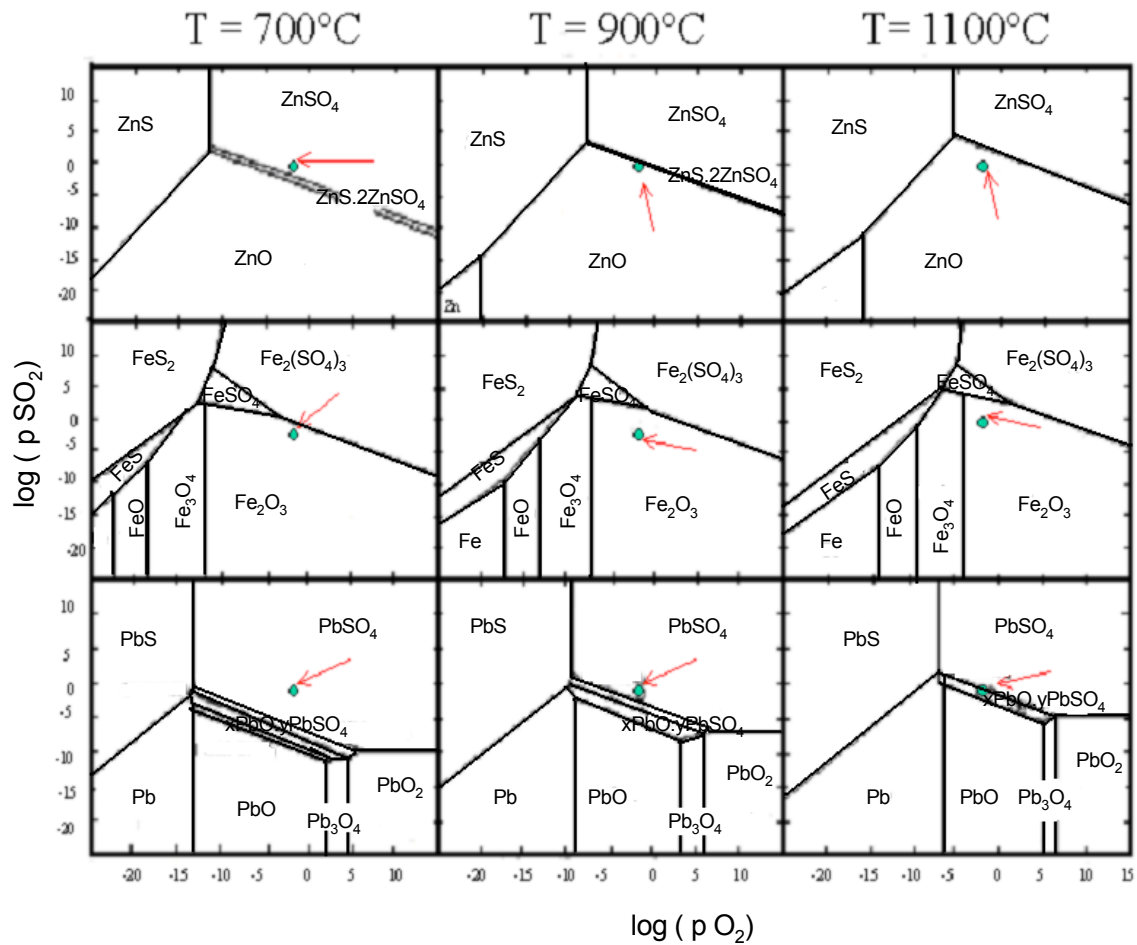
Los diagramas de predominancia proporcionan información del comportamiento del sistema en equilibrio. Así, es posible prever cual será el producto de reacción formado a las diferentes presiones parciales de los gases presentes en el proceso a una determinada temperatura. La **Figura 3.1** muestra el diagrama de predominancia del sistema: Zn-S-O, en tres diferentes temperaturas.



**Figura 3.1** Diagrama de predominancia del sistema Zn-S-O a 800, 950 y 1100°C [11].

Analizando el diagrama se puede afirmar que para las condiciones de presión parcial de O<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub> empleadas en la industria (presiones menores a 1atm) la formación de ZnO aumenta con el incremento de la temperatura [17].

Considerando el hecho de trabajar con muestras de concentrado de sulfuro de zinc, se hace necesario analizar también los diagramas de predominancia de los sistemas Fe-S-O, Pb-S-O, Cu-S-O, entre otros, para tener idea de los productos formados [18]. La **Figura 3.2** muestra los Diagramas de Predominancia de los sistemas Zn-S-O, Fe-S-O y Pb-S-O a 700, 900 e 1100°C. Los puntos señalados por las flechas rojas indican puntos operacionales en la industria.



**Figura 3.2:** Diagrama de predominancia del sistema Zn-S-O, Fe-S-O y Pb-S-O a tres diferentes temperaturas. Adaptado de [14]

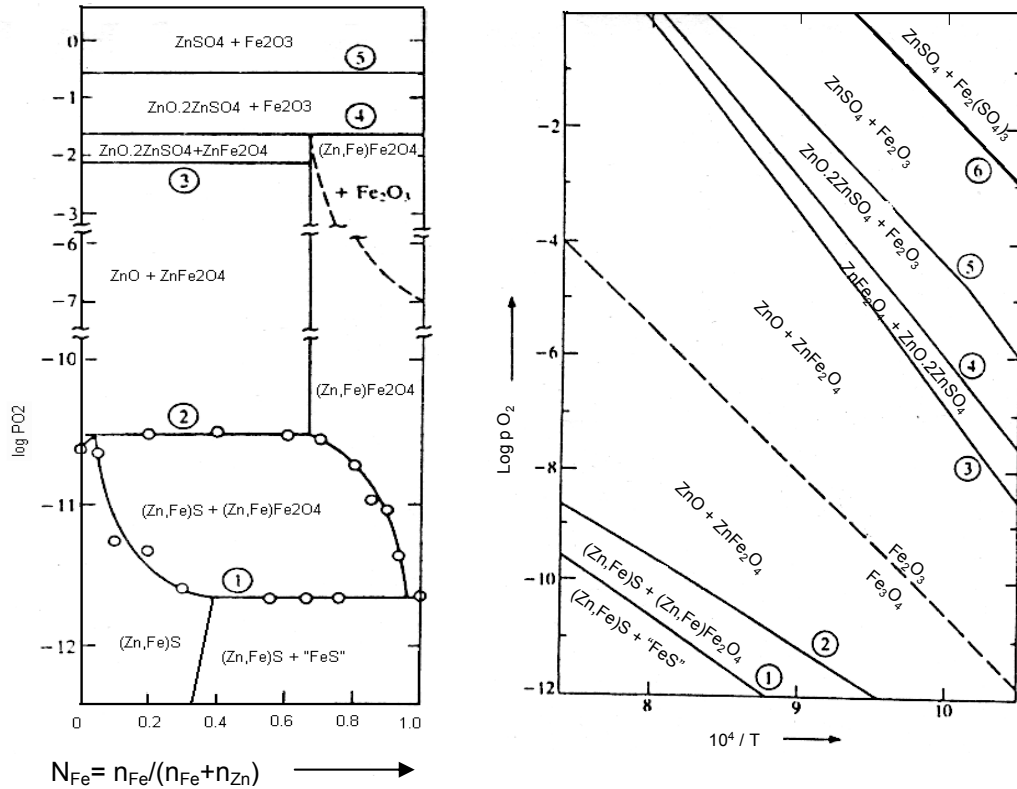
### 3.3 Sistema Zn-Fe-S-O.

Hasta ahora, fue realizado el análisis considerando los sistemas de forma independiente, pero teniendo en cuenta las características del concentrado de sulfuro de zinc se hace necesario un estudio del sistema Zn-Fe-S-O.

Las **Fig. 3.3(a) y (b)** muestran los equilibrios de las fases en el sistema Zn-Fe-S-O para una presión constante de  $\text{SO}_2$  igual a 1 atm. En la **Fig. 3.3 (a)** se tiene el  $\log(p\text{O}_2)$  para los distintos equilibrios a 891°C en función de la fracción molar del hierro ( $N_{\text{Fe}} = n_{\text{Fe}} / (n_{\text{Fe}} + n_{\text{Zn}})$ ) que existe en los sólidos.

En relación al efecto de la temperatura sobre el equilibrio de las tres fases en el sistema Zn-Fe-S-O en la **Fig. 3.3 (b)** se observa que las fases sulfato son favorecidas a bajas temperaturas y altos  $\log(p\text{O}_2)$ . Para temperaturas aún más bajas se formará el sulfato férrico,  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ .

Las **Fig. 3.3 (a) y (b)**, se refieren a 1 atm de presión de  $\text{SO}_2$ . Para presiones menores de  $\text{SO}_2$  como las que se presentan en los procesos industriales de tostación, los  $\log(p\text{O}_2)$  de los equilibrios sulfuro/óxido tenderán a valores menores y la de los equilibrios óxido/sulfato tenderán a valores más altos según la estequiometría de las reacciones correspondientes.



**Figura 3.3 (a)** Efecto de la temperatura sobre el equilibrio de las fases en el Zn-Fe-S-O [19]

**(b)** Equilibrio de fases en función de la fracción molar del Fe en el sistema Zn-Fe-S-O [19]

La formación de *ferrita* depende mucho de la naturaleza física del mineral original. Si el mineral consiste de fases separadas de FeS y ZnS estos se oxidarán formando fases separadas de  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  y ZnO, y la formación de la *ferrita* sucederá a lo largo del tiempo. Si por otro lado, el mineral original fuese una solución sólida de FeS en ZnS, la formación de *ferrita* será favorecida. Además de esto, experimentalmente se encuentra que la formación de *ferrita* de zinc es menor si la tostación es rápida y a altas temperaturas (para tostaciones lentas y a bajas temperaturas aumenta la cantidad de *ferrita* de zinc en el producto). Basados en la **Fig. 3.3 (a)**, una posible explicación de este fenómeno

sería que el primer producto de la oxidación, que es el  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  (casi puro), se oxida a  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  antes que exista la oportunidad de formar la *ferrita* de zinc.

### 3.4 Aspectos fluidodinámicos

La fluidización se basa fundamentalmente en la circulación de los sólidos juntamente con el fluido (gas o líquido) minimizando la existencia de gradientes de temperatura, de puntos muy activos o de regiones estancadas en el lecho, proporcionando también un mayor contacto entre el sólido y el fluido, favoreciendo la transferencia de masa y calor.

La eficiencia en la utilización de un lecho fluidizado depende en primer lugar del conocimiento de la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$ . Debajo de esta velocidad el lecho no fluidiza (lecho fijo), y muy encima de ésta, los sólidos son arrastrados para afuera del lecho (transporte hidráulico o neumático) [20].

#### a) Características generales de la fluidización:

- A velocidad muy baja el fluido recorre pequeños y tortuosos canales, perdiendo energía y presión. Esta pérdida de carga ( $\Delta P$ ) es función de la permeabilidad, rugosidad de las partículas, densidad, viscosidad y de la velocidad superficial del gas fluidizante.
- Con el aumento de la velocidad se logra alcanzar un valor en que la acción dinámica del fluido permite la reordenación de las partículas, de modo a ofrecer menor resistencia durante el pasaje de estas.
- A mayores velocidades las partículas dejan de estar en contacto y se asemejan a un líquido en ebullición.

#### b) Caída de presión en un lecho fluidizado.

En un lecho fluidizado las partículas sólidas son mantenidas en estado de suspensión mediante el flujo ascendente del fluido. La caída de presión ( $P_1 - P_2$ ) del fluido,  $\Delta P_{fb}$ , al pasar a través del lecho fluidizado es igual al peso total de la suspensión por unidad de área transversal del lecho, quiere decir a la presión estática del lecho entero (**Figura 3.4**).

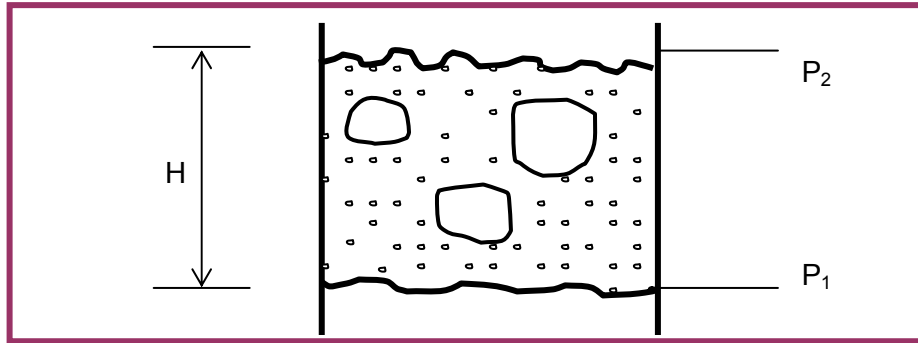


Figura 3.4: Caída de presión en un lecho fluidizado.

La caída de presión provocada solo por los sólidos puede ser calculada por la ecuación (1) simplemente sustrayendo la caída de presión de la columna libre de sólidos, que es la presión estática del fluido.

$$\Delta P_{fb} = P_1 - P_2 = \frac{m_s \cdot g}{A_t} + \frac{m_f \cdot g}{A_t}$$

$$\Delta P_{fb} = H(1 - \epsilon) \cdot \rho_s \cdot g + H \cdot \epsilon \cdot \rho_f \cdot g \quad \dots\dots\dots(1)$$

- Donde:
- $\epsilon$  = porosidad del lecho
  - H = altura del lecho fluidizado
  - $m_s$  = masa do sólido
  - $m_f$  = masa do fluido
  - g = aceleración de la gravedad
  - $\rho_s$  = densidad del sólido
  - $\rho_g$  = densidad del fluido
  - $A_t$  = área transversal del lecho

La porosidad del lecho representa el volumen de vacios del lecho fluidizado (volumen de intersticios entre granos, no incluye el volumen de poros del interior de las partículas) dividido por el volumen total del lecho [21].

$$\Delta P_{sol/fb} = \Delta P_{fb} - H \cdot \rho_g \cdot g$$

$$\Delta P_{sol/fb} = H \cdot (1 - \epsilon) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \quad \dots\dots\dots(2)$$

La ecuación (2) también puede ser establecida mediante un balance de fuerzas. Independientemente del estado fluidizado, existen dos fuerzas que actúan en los sólidos, el peso "W", y la fuerza de empuje "B". Para mantener los sólidos en suspensión la diferencia de estas fuerzas tiene que ser compensada

por una tercera fuerza generada por el pasaje del fluido. Esta es la fuerza de arrastre, que puede ser establecida por el producto ( $\Delta P_{\text{sol/fb}} \cdot A_t$ ):

$$\Delta P_{\text{sol/fb}} \cdot A_t = W - B \quad \dots\dots\dots(3)$$

### c) Ventajas y desventajas de los lechos fluidizados.

#### Ventajas:

- Área superficial es grande, porque las partículas pueden ser muy pequeñas favoreciendo la transferencia de calor y de masa,
- Grandes velocidades de reacción, comparados a la de los reactores de lecho fijo, debido a la uniformidad del lecho (minimización de gradientes).
- Aumento de los coeficientes de transferencia de calor y masa, debido a la elevación de la conductancia y uniformidad de la temperatura.
- Coeficientes de transferencia de calor entre lecho y paredes del equipamiento o tubos inmersos son extremadamente favorables.
- Fácil escurrimiento en ductos, pues los sólidos se comportan como fluido.

#### Desventajas:

- Difícil de mantener un gradiente axial de temperatura y concentración, imposibilitando el favorecimiento de una reacción específica en el caso de reacciones múltiples.
- Difícil cálculo del tiempo de residencia medio, no siendo posible pre-fijar una posición de la partícula,
- Atrito severo, ocasionando producción de polvo, tornando necesario la recomposición de la carga y equipamientos de limpieza de gas en la salida.
- Erosión del equipamiento debido al frecuente impacto de los sólidos.
- Consumo de energía debido a la alta pérdida de carga (requiere de alta velocidad del fluido).
- Tamaño de equipamiento mayor que en el lecho estático (debido a la expansión del lecho).

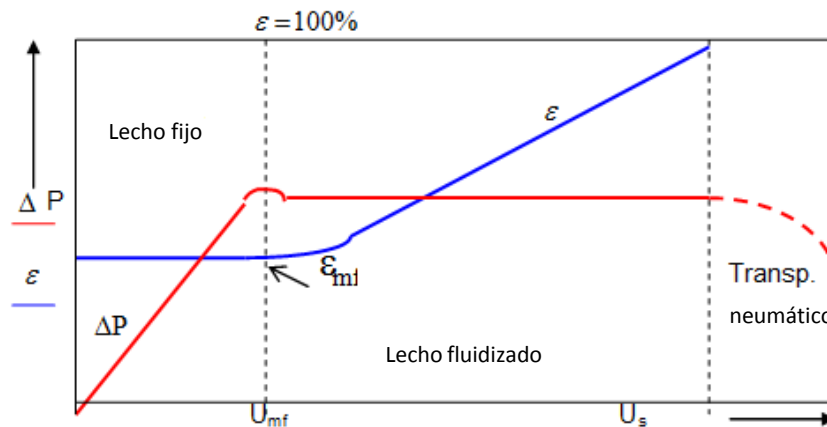
### 3.4.1 Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ , y velocidad terminal, $U_t$ .

En un lecho fijo la fuerza de arrastre actuante en los sólidos no es suficiente para compensar su peso, así;  $\Delta P_{sol} \cdot A_t < W - B$

Con el aumento de la velocidad del fluido, la caída de presión aumenta alcanzando un punto en que  $\Delta P_{sol} = \Delta P_{sol/fb}$ . En este caso la caída de presión es igual a la caída de presión causada por el peso de los sólidos, ecuación (3).

Con un mayor aumento en la velocidad del fluido, la caída de presión queda constante. Por tanto, el punto de mínima fluidización, que marca el límite entre las condiciones de lecho fijo y lecho fluidizado, puede ser determinado midiendo la caída de presión,  $\Delta P$ , a través del lecho en función de la velocidad superficial del gas,  $U_s$ .

En la **Figura 3.5** se observa que en la región del lecho fijo, la porosidad es constante mientras que la caída de presión aumenta con el aumento de la velocidad del fluido. En la región de lecho fluidizado, la caída de presión es prácticamente constante, pero la porosidad aumenta de  $\epsilon_{mf}$ , en la mínima fluidización, hasta el valor igual a 1, en la región de transporte neumático.



**Figura 3.5:** Variación de la caída de presión,  $\Delta P$ , y porosidad,  $\epsilon$ , en un lecho de partículas sólidas en función de la velocidad superficial del gas,  $U_s$ .

La pequeña protuberancia en la caída de presión que se observa en el inicio de la fluidización es causada por la ruptura de los granos de formas irregulares que se encuentran entrelazados. En la región de transporte neumático, la caída de presión disminuye a medida que las partículas sólidas son arrastradas para fuera del lecho [22].

La velocidad terminal,  $U_t$ , está dada por la velocidad de caída libre de las partículas. Esta velocidad cuando es superada provoca un arrastre de partículas para fuera del reactor. La estimativa de esta velocidad puede ser establecida a partir de la mecánica de los fluidos, así:

$$U_t = \left[ \frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot (\rho_s - \rho_g)}{3 \cdot \rho_g \cdot C_d} \right]^{1/2} \dots\dots\dots(4)$$

donde " $C_d$ " es un coeficiente de arrastre que puede ser calculado a través de gráficos encontrados en la literatura [22], o mediante el empleo de expresiones analíticas validas para los siguientes intervalos del número de Reynolds ( $Re$ ) y " $d_p$ " es el diámetro medio de la partícula sólida, así:

$$C_d = \frac{24}{Re} \quad \text{para } Re < 0,4$$

$$C_d = \frac{10}{Re^{1/2}} \quad \text{para } 0,4 < Re < 500$$

$$C_d = 0,43 \quad \text{para } 500 < Re < 200000$$

Con los valores del coeficiente de arrastre substituidos en la ecuación (4) tendremos:

$$U_t = \frac{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot d_p^2}{18 \cdot \mu} \quad \text{para } Re < 0,4$$

$$U_t = \left[ \frac{4}{225} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)^2 \cdot g^2}{\rho_g \cdot \mu} \right]^{1/3} \cdot d_p \quad \text{para } 0,4 < Re < 500$$

$$U_t = \left[ 3,1 \cdot \frac{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot d_p}{\rho_g} \right]^{1/2} \quad \text{para } 500 < Re < 200000$$

### 3.4.2 Modos de fluidización.

Existen dos modos de fluidización [23] :

- Fluidización homogénea o particulada
- Fluidización heterogénea o agregativa

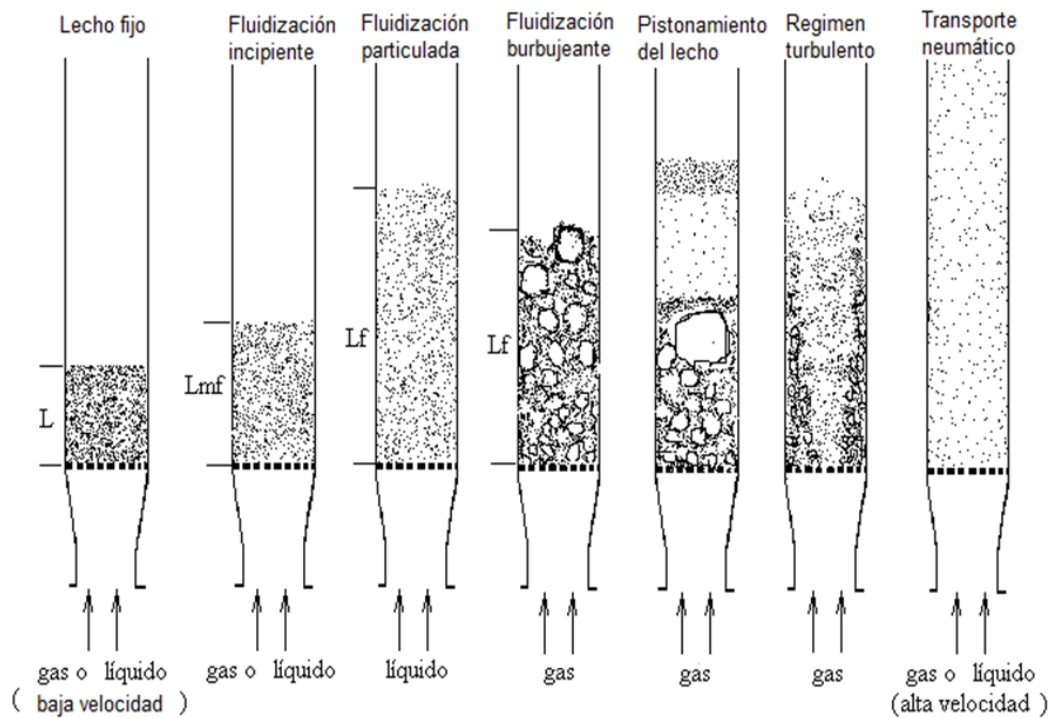
**a) Fluidización particulada:** En la fluidización particulada, las partículas se mueven individualmente y aleatoriamente a través del lecho sin formación de vacíos. Este comportamiento es encontrado especialmente en sistemas líquido-sólido, aunque algunos sistemas gas-sólido pueden exhibir fluidización particulada en cierto rango limitado de velocidades [24]. El lecho es relativamente homogéneo, por tanto no se forman grandes aglomerados de partículas. Para los sistemas líquido-sólido, la fluidización particulada es básicamente el único tipo observado excepto por unos pocos casos en los cuales la diferencia de densidad puede ser extrema, por ejemplo, en el caso de la fluidización de partículas de plomo con agua.

Existe una expansión suave del lecho cuando se aumenta la velocidad arriba de  $U_{mf}$ . El aumento de la velocidad aumenta la altura del lecho de forma previsible y para velocidades excesivamente elevadas ocurre el transporte hidráulico.

Cuando la velocidad es mayor que la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$ , el comportamiento de los lechos gas-sólido difiere substancialmente del comportamiento de los lechos líquido-sólido. La **Figura 3.6** detalla estas diferencias.

**b) Fluidización agregativa:** Los sistemas gas-sólido exhiben básicamente fluidización agregativa la cual es completamente diferente al de la fluidización particulada. En la fluidización agregativa se distinguen 5 regímenes de operación [25]:

- 1) fluidización burbujeante
- 2) régimen de pistonamiento
- 3) fluidización turbulenta
- 4) fluidización rápida
- 5) transporte neumático



**Figura 3.6** Regímenes de Fluidización [24].

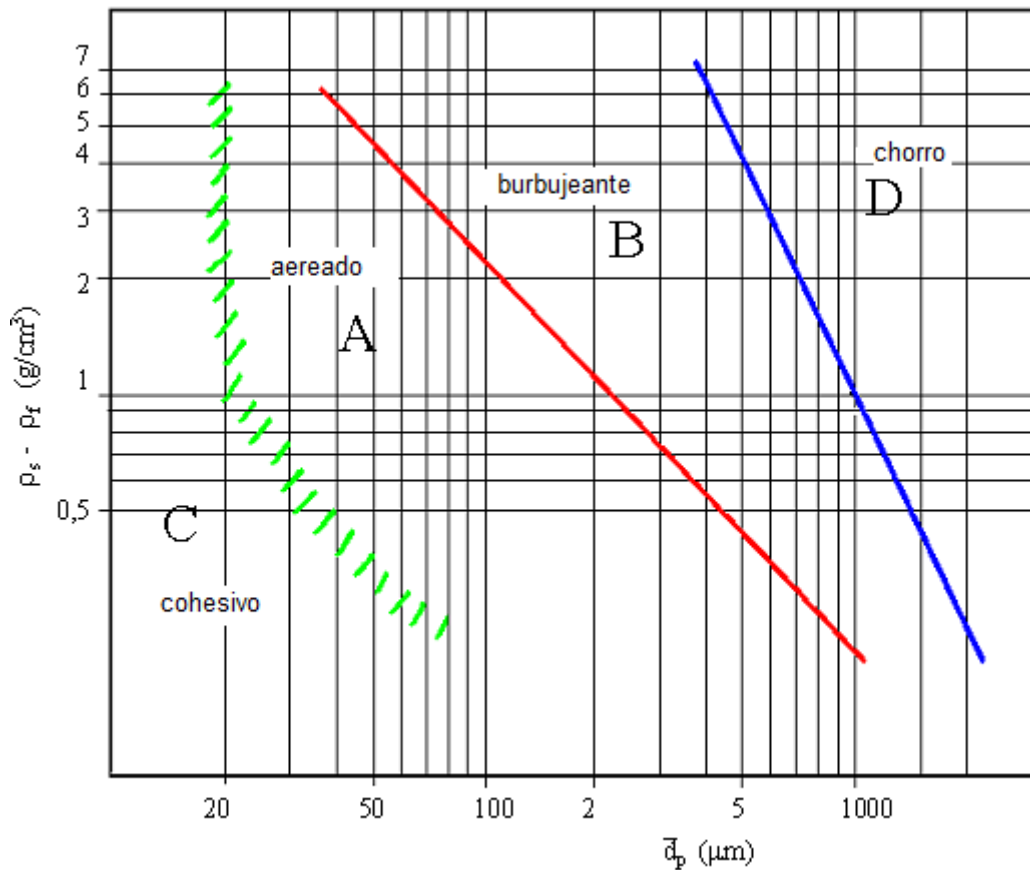
Antes de comenzar a detallar los diferentes regímenes, y establecer algunas correlaciones y expresiones que definen las transiciones de un régimen para otro, es necesario tratar sobre la clasificación de las partículas sólidas.

GELDART (1973) [26], clasificó las partículas de acuerdo a sus propiedades de fluidización en cuatro grupos. Esta clasificación es muy empleada en todos los campos de la tecnología de polvos.

- Partículas del **GRUPO A**, cuando fluidizadas por aire presentan una fluidización no burbujeante comenzando a  $U_{mf}$ , seguida por fluidización burbujeante a medida que aumenta la velocidad de fluidización.
- Partículas del **GRUPO B**, presentan fluidización burbujeante.
- Partículas del **GRUPO C**, muy finas, polvos cohesivos, los cuales son incapaces de fluidizar, en el sentido estricto de la palabra.

- Partículas del **GRUPO D**, son grandes partículas que se distinguen por su habilidad de producir lechos tipo chorro.

La **Figura 3.7** presenta la clasificación por grupos, relacionadas a las propiedades de la partícula sólida y del gas fluidizante.



**Figura 3.7:** Diagrama simplificado mostrando la clasificación de las partículas según su comportamiento durante la fluidización en aire (Geldart 1973)[26].

Las propiedades de fluidización de una partícula en aire pueden ser previstas estableciendo en que grupo se encuentran posicionadas las partículas. Es importante notar que las variaciones de la temperatura y de la presión de operación hacen que las partículas puedan aparecer en un grupo diferente del que ocupa para una condición de operación determinada.

La **Tabla 3.2** presenta un resumen de las propiedades típicas de los diferentes tipos de partículas.

**Tabla 3.2** Clasificación de las partículas de GELDART.

GRUPO	GRUPO C	GRUPO A	GRUPO B	GRUPO D
Características más obvias.	dp<20µm Cohesivo Muy difícil de fluidizar	20µm<dp<100µm Ideal para fluidizar Exhibe rango de fluidización no-burbujeante.	40µm<dp<500µm Comienza burbujeamiento a U <sub>mf</sub>	dp>600µm Sólidos gruesos
Sólidos típicos	Harina, cemento	Catalizadores	Arena de construcción.	Granos de café.
PROPIEDADES				
Expansión del lecho	Baja debido a la canalización.	Alta	Moderado	Baja
Tasa de de-aereação	Inicialmente rápida, luego exponencial	Lenta, linear.	Rápida	Rápida.
Propiedades de las burbujas	No existe burbujas solo canalización.	Burbujas se rompen y coalescen Máximo tamaño de burbuja.	No existe limite de tamaño	No existe limite de tamaño.
Mezcla de sólidos	Muy baja	Alta	Moderada	Baja
Chorro	No	No	Solamente en la superficie	Si, aun en lechos profundos.

Basado en las evidencias que el tamaño de partícula, densidad del fluido y de la partícula, viscosidad del fluido, son los factores más significantes en la determinación del modo de fluidización, se definió el número de discriminación “D<sub>n</sub>” que determina el modo de fluidización [23].

$$Dn = \left( \frac{Ar}{Re_{mf}} \right) \left( \frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \right) \dots\dots\dots (5)$$

donde:

Ar = número de Arquímedes

Re<sub>mf</sub> = número de Reynolds para a velocidad mínima de fluidización

Particulada:  $0 \leq Dn \leq 10^4$

Transicional:  $10^4 < Dn \leq 10^6$

Agregativa:  $Dn > 10^6$

El primer término de la derecha de la ecuación (5) representa el efecto del tamaño de la partícula y viscosidad del fluido, que puede ser determinado empleando la ecuación siguiente:

$$Ar = 1650 Re_{mf} + 24,5 (Re_{mf})^2 \quad (\text{Wen \& Yu, 1966}).$$

$$\text{Para partículas pequeñas (Re} < 20) \quad \frac{Ar}{Re_{mf}} = 1650$$

$$\text{Para partículas grandes (Re} > 20) \quad \frac{Ar}{Re_{mf}} = 1650 + 24,5 Re_{mf}$$

El segundo término de la derecha de la ecuación (5) representa el efecto de las densidades de la partícula y del fluido.

De acuerdo con la ecuación (5) valores bajos de “D<sub>n</sub>” generarán una fluidización más uniforme. Por tanto, cuando partículas más gruesas y pesadas son fluidizadas aumentando la masa específica del fluido y/o la viscosidad del fluido se tenderá a la fluidización particulada.

La mayoría de los procesos en lecho fluidizado operan dentro de una región de temperatura que va de la ambiente hasta cerca de los 1000°C. En este rango de temperatura la viscosidad del gas aumenta por un factor de 3 a 4, y si la presión del sistema permanece constante con los cambios de temperatura, la densidad del gas disminuye en esta región de temperatura por un factor de 4,3 [23]. Por tanto, aumentando la temperatura del sistema, la uniformidad de la fluidización es perjudicada ya que se reduce la densidad del gas. Por otro lado se mejora la homogeneidad del lecho con el incremento de la viscosidad del gas.

El efecto de la temperatura sobre la calidad de un lecho fluidizado es dependiente del tamaño de la partícula. Una previsión del efecto de la temperatura de fluidización basado en los valores calculados de “D<sub>n</sub>” indicó que para partículas de arena de Grupo A , “D<sub>n</sub>” disminuye con el aumento de la temperatura , a diferencia de los del Grupo B y el Grupo D donde “D<sub>n</sub>” aumenta con el aumento de la temperatura, implicando que la fluidización del Grupo A mejoraría en operaciones a alta temperatura tal como ha sido probado en los trabajos de Mii et al (1973) ; Yoshida et al (1974-1976); Otake et al (1975), Geldart and Kapoor (1976) y Kai et al (1985).

### 3.4.3 Estimativa de las velocidades de proceso.

Las transiciones de un régimen a otro pueden ser establecidas a través de la estimativa de las velocidades que delimitan estos regímenes. Así, en la fluidización solido-gas, por ejemplo, para el régimen burbujeante, la velocidad superficial del gas,  $U_s$ , tiene que ser mayor que la velocidad mínima de burbujeamiento,  $U_{mb}$ , y menor que la velocidad mínima de pistonamiento,  $U_{mp}$ , o sea  $U_{mb} < U_s < U_{mp}$ . Así:

Fluidización burbujeante:  $U_{mb} < U_s < U_{mp}$

Pistonamiento del lecho:  $U_{mp} < U_s < U_c$

Fluidización turbulenta:  $U_c < U_s < U_{rt}$

Fluidización rápida:  $U_{rt} < U_s < U_f$

Transporte neumático:  $U_s > U_t$

Existen en la literatura muchas expresiones para la estimativa de las velocidades superficiales del gas fluidizante, que delimitan los diferentes regímenes de fluidización [26].

#### a) Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ :

En la literatura existen muchas correlaciones para la estimativa de la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$ . Algunas de ellas son presentadas en la **Tabla 3.3**.

Los números de Arquímedes y de Reynolds son función de las propiedades de la partícula ( $d_p$ ,  $\rho_s$ ), propiedades del gas ( $\rho_g$ ,  $\mu$ ) y de la aceleración de la gravedad,  $g$ .

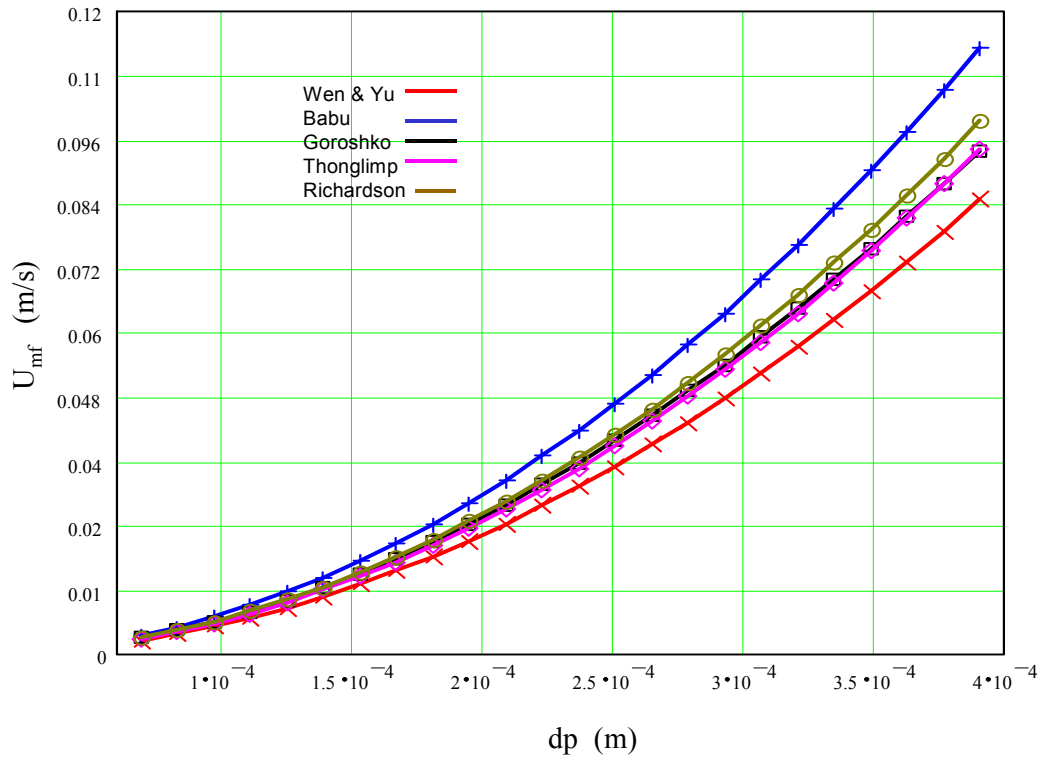
$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \rho_g \cdot g}{\mu^2} \dots\dots\dots(6)$$

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \cdot \mu}{dp \cdot \rho_g} \dots\dots\dots(7)$$

**Tabla 3.3** Correlaciones presentadas en la literatura para la estimativa de la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$

Autores	Correlaciones para la estimativa de $U_{mf}$
Leva (1959)	$U_{mf} = \frac{0,702 \cdot (dp)^{1,62} \cdot (\rho_s - \rho_g)^{0,95}}{\rho_g^{0,05} \cdot \mu^{0,88}}$
Wen & Yu (1966) ( $dp > 100 \mu m$ )	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_g} [(33,7^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{0,5} - 33,7]$
Goroshko, Rozenbaum & Todes (1966)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_g} \left[ \frac{Ar}{(1400 + 5,2 \cdot \sqrt{Ar})} \right]$
Baeyens & Geldart (1973)	$Ar = 1823 \cdot Re_{mf}^{1,07} + 21,27 \cdot Re_{mf}^2$
Babu, Shah & Talwalker (1978)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_g} [(25,25^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{0,5} - 25,25]$
Richardson & Grace (1982)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_g} [(25,7^2 + 0,0365 \cdot Ar)^{0,5} - 25,7]$
Geldart & Abrahamsen (1981) ( $dp < 100 \mu m$ )	$U_{mf} = \frac{(\rho_s - \rho_g)^{0,934} \cdot g^{0,934} \cdot dp^{1,8}}{1111 \cdot \mu^{0,87} \cdot \rho_g^{0,066}}$
Thonglimp, Hiquily & Laguerie (1984)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_g} [(31,6^2 + 0,0425 \cdot Ar)^{0,5} - 31,6]$

La **Figura 3.8** muestra los valores de  $U_{mf}$ , estimados a través de las correlaciones presentadas en la **Tabla 3.3**, en función del diámetro medio de la partícula,  $dp$ . Un análisis más detallado es presentado en el **Anexo 1**.



**Figura 3.8** Velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$ , en función del diámetro medio de la partícula,  $d_p$ .

**b) Fluidización burbujeante:**

Para régimen de fluidización burbujeante, existe una velocidad mínima de burbujeamiento,  $U_{mb}$ . Algunos sistemas muestran burbujeamiento ni bien la velocidad mínima de fluidización es alcanzada. Aunque en otros casos, el burbujeamiento solo aparece para una velocidad superficial de gas mayor a la velocidad mínima de fluidización.

En la literatura existen algunas correlaciones para la estimativa de la velocidad mínima de burbujeamiento,  $U_{mb}$ , entre ellas la mas empleada es la de Geldart y Abrahamsem,

$$U_{mb} = 33 \cdot d_p \cdot \left( \frac{\rho_g}{\mu} \right)^{-0,1} \dots\dots\dots(8)$$

Muchos estudios fueron hechos con el objetivo de monitorear lo que sucede en los lechos burbujeantes [27]. En particular, se buscó determinar cómo las burbujas crecen y coalescen, además de cómo esto afecta la estabilidad del lecho. Así, en la literatura existen expresiones para la estimativa de la velocidad

de ascenso de una sola burbuja,  $U_{br}$ ; velocidad de ascenso de un conjunto de burbujas,  $U_b$ ; diámetro inicial de la burbuja,  $db_o$ ; tamaño máximo estable de la burbuja,  $db_m$ ; y para el tamaño de la burbuja a una altura determinada del lecho,  $db_{(H)}$  [28](Tabla 3.4).

**Tabla 3.4** Correlaciones para la velocidad y tamaño de burbuja en un lecho fluidizado.

	Expresiones para el régimen burbujeante
Velocidad de ascenso de una única burbuja, $U_{br}$ .  Velocidad de ascenso de un conjunto de burbujas, $U_b$ .	$U_{br} = 0,71 \cdot \sqrt{g \cdot db_m}$ $U_b = U - U_{mf} + U_{br}$ <p style="text-align: right;">Davidson &amp; Harrison (1969)</p>
Diámetro inicial de la burbuja, $db_o$  A, Área del reactor  $N_{or}$ , número de agujeros  Placas perforadas  Placa porosa	$db_o = \frac{1,38}{g^{0,2}} \left[ \frac{A \cdot (U - U_{mf})}{N_{or}} \right]^{0,4} \dots\dots \text{Davidson \& Schuler}$ $db_o = \frac{1,63}{g^{0,2}} \left[ \frac{A \cdot (U - U_{mf})}{N_{or}} \right]^{0,4} \dots\dots \text{Dartonet al. (1977)}$ $db_o = \frac{1,43}{g^{0,2}} \left[ \frac{A \cdot (U - U_{mf})}{N_{or}} \right]^{0,4} \dots\dots \text{Geldart (1972)}$ $db_o = 34,7 \cdot \left[ \frac{A \cdot (U - U_{mf})}{N_{or}} \right]^{0,4}$ $db_o = 0,376 (U - U_{mf})^2$ <p style="text-align: right;">Mori &amp; Wen (1975)</p>
Tamaño máximo estable, $db_m$ .  D, diámetro del reactor.	$db_m = 1,64 \cdot [A \cdot (U - U_{mf})]^{0,4}$ $db_m = 37,4 \cdot [\pi \cdot D^2 \cdot (U - U_{mf})]^{0,4} \dots\dots \text{Mori \& Wen (1975)}$
Tamaño de la burbuja a una altura dada del lecho, $db_{(H)}$  H, altura del lecho.  D, diámetro del reactor.	$db_{(H)} = db_m - (db_m - db_o) \cdot e^{\left(-0,3 \cdot \frac{H}{D}\right)} \dots\dots \text{Mori \& Wen (1975)}$ $db_{(H)} = 0,54 \cdot (U - U_{mf})^{0,4} \cdot (H + 4 \cdot \sqrt{A/N_{or}})^{0,8} \cdot g^{-0,2} \dots\dots \text{Darton (1977)}$

**c) Pistonamiento del lecho:**

El pistonamiento es causado por las burbujas o vacíos de diámetro comparable al diámetro interno del reactor. Este régimen es caracterizado por una mayor o menor periodicidad con que la superficie del lecho sube o entra en colapso, produciendo oscilaciones en la caída de presión a través del lecho.

El pistonamiento del lecho es extremadamente dependiente de su geometría, y es generalmente indeseable, pues reduce el desempeño de las operaciones físicas y químicas en el lecho. De acuerdo con YAGI y MUCHI(1952), el pistonamiento no sucede cuando es satisfecha la siguiente expresión:

$$\left[ \frac{H_{mf}}{D} \right] \leq \frac{1,9}{(\rho_s \cdot dp)^{0,3}} \dots\dots\dots(9)$$

donde:  $H_{mf}$  = altura del lecho a la velocidad mínima de fluidización,

$D$  = diámetro del reactor

$dp$  = diámetro medio de la partícula sólida

$\rho_s$  = densidad de la partícula sólida.

Este criterio funciona muy bien para la mayoría de las partículas. Si el lecho es más profundo que su altura crítica, entonces el pistonamiento ocurrirá cuando la velocidad superficial del gas exceda su velocidad mínima de pistonamiento,  $U_{mp}$ . La **Tabla 3.5** presenta dos expresiones para la estimativa de  $U_{mp}$ .

**Tabla 3.5** Correlaciones para la estimativa de  $U_{mp}$ .

Autores	Velocidad mínima de pistonamiento, $U_{mp}$
Stewart & Davidson (1967)  (Para lecho muy profundo, cuando : $H_{mf} > 60 \cdot D^{0,175}$ )	$U_{mp} = U_{mf} + 0,07 \sqrt{g \cdot D}$
Baeyens & Geldart (1974)	$U_{mp} = U_{mf} + 0,16 \cdot \left( 1,34 \cdot D^{0,175} - H_{mf} \right)^2 + 0,07 \cdot \sqrt{g \cdot D}$

**d) Fluidización turbulenta:** La fluidización turbulenta solo fue reconocida como un régimen distinto hace dos décadas [29]. El régimen turbulento puede ser visto como la transición entre burbujeamiento/pistonamiento, donde está presente una fase densa y “continua” compuesta por una emulsión gas - sólido con pequeños

vacios y la fluidización rápida que ocurre cuando la fase continua es una fase diluida..

Cuando el flujo de gas a través del lecho aumenta continuamente, el burbujeamiento del lecho es más abundante. Las burbujas son mayores cuando coalescen, su rompimiento pasa a ser más frecuente y las fluctuaciones de presión también crecen en amplitud. Entretanto, a una cierta velocidad superficial del gas denotada por  $U_c$ , las fluctuaciones de presión comienzan a decrecer y los grandes vacíos del lecho a desaparecer.

Para una velocidad superficial aun mayor que  $U_c$ , denotada por  $U_{rt}$ , la amplitud de las fluctuaciones de presión cae a un valor muy bajo de aquel correspondiente a  $U_c$ .

Algunas correlaciones para las determinaciones de  $U_c$  y  $U_{rt}$  son presentadas en las **Tablas 3.6 y 3.7**, respectivamente.

**Tabla 3.6** Correlaciones para la estimativa de la velocidad de transición al régimen turbulento,  $U_c$ .

Autores [29]	Correlaciones
Yerushalmi & Cankurt (1979)	$U_c = 3,0 (\rho_s \cdot d_p)^{0,5} - 0,77$
Yang (1984)	$U_c = U_i \varepsilon_e^m$ $U_i = U_t \cdot \text{Re}_t^{-0,485}$ $\varepsilon_e = (m - 1) / m$ $m = 2,31 \text{Re}_t^{-0,0547}$
Lee & Kim (1988)	$\text{Re}_c = 0,700 \text{Ar}^{0,485}$
Leu, Huang & Gua (1990)	$\text{Re}_c = 0,568 \text{Ar}^{0,578}$
Horio (1991)	$\text{Re}_c = 0,936 \text{Ar}^{0,472}$
Dunham et al.(1993)	$\text{Re}_c = 1,201 \text{Ar}^{0,386} (\text{H/D})^{0,128 \ln(\rho_s d_p) + 0,264}$ <p>para partículas del Grupo A e B</p> $\text{Re}_c = 1,027 \text{Ar}^{0,450} (\text{H/D})^{0,128 \ln(\rho_s d_p) + 0,264}$ <p>para partículas del Grupo D</p>
Bi & Grace (1995)	$\text{Re}_c = 0,565 \text{Ar}^{0,461}$
Chehbouni, Chaouki, Guy & Klvana(1995)	$U_c / \sqrt{g \cdot D} = 0,463 \cdot \text{Ar}^{0,145}$

**Tabla 3.7** Correlaciones para la estimativa de la velocidad  $U_{tr}$ .

Autores	Correlaciones
Lee & Kim (1990)	$Re_{tr} = 2,916 Ar^{0,354}$
Perales et al (1991)	$Re_{tr} = 1,415 Ar^{0,483}$
Bi & Fan (1992)	$Re_{tr} = 2,28 Ar^{0,419}$
Adanez et al. (1993)	$Re_{tr} = 2,078 Ar^{0,458}$
Tsukada, Nakamishi & Horio (1994)	$Re_{tr} = 1,806 Ar^{0,458}$
Chehbouni et al. (1995)	$Re_{tr} = 0,169 Ar^{0,545} \left( \frac{D}{d_p} \right)^{0,3}$

#### e) Fluidización rápida:

Este régimen ocurre para altas velocidades superficiales, superiores a la velocidad terminal de las partículas,  $U_t$ , y aun mayores a las velocidades encontradas para el régimen turbulento.

Bajas velocidades de alimentación de sólidos resultaran en un transporte neumático diluido, mientras que, para altas velocidades de alimentación, el régimen encontrado es la denominada fluidización rápida.

#### 3.4.4 Diagramas fluidodinámicos

Considerando que el inicio del estado fluidizado puede ser descrito por la velocidad mínima de fluidización en los rangos de operación del lecho, las velocidades necesarias para alcanzar un estado fluidizado deseado puede ser estimada con ayuda del diagrama de estado del lecho fluidizado (**Figura 3.9**) establecido por Reh [21].

La ordenada es la cantidad,  $\frac{3 U_s^2}{4 g \cdot d_p} \frac{\rho_g}{(\rho_s - \rho_g)}$ , y la abscisa es el número

de Reynolds, formado por la velocidad de fluidización  $U_s$ , y el diámetro de la partícula " $d_p$ ". El diagrama está dividido en 3 regiones: lecho fijo, lecho fluidizado y transporte neumático.

El parámetro de estado en la región del lecho fluidizado es la porosidad media del lecho,  $\varepsilon$ . Los límites considerados para  $\varepsilon$  en esta región son:

$\varepsilon \rightarrow 0.4$  en la frontera con el lecho fijo,

$\varepsilon \rightarrow 1$  en la frontera con el transporte neumático.

Con este diagrama de estado, la porosidad media del lecho fluidizado,  $\varepsilon$ , puede ser calculada teniendo los valores numéricos de las propiedades del gas ( $\rho_g, \mu$ ), de los sólidos ( $d_p, \rho_s$ ) y la velocidad de fluidización " $U_s$ ".

El uso del diagrama es facilitado por las líneas auxiliares determinadas por los números "M" y "Ar",

$$M = \frac{U_s^3 \rho_g}{g \cdot \mu (\rho_s - \rho_g)} \dots\dots\dots(10)$$

$$Ar = \left[ dp^3 \cdot \frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(11)$$

donde: M = número adimensional

Ar = número de Arquímedes

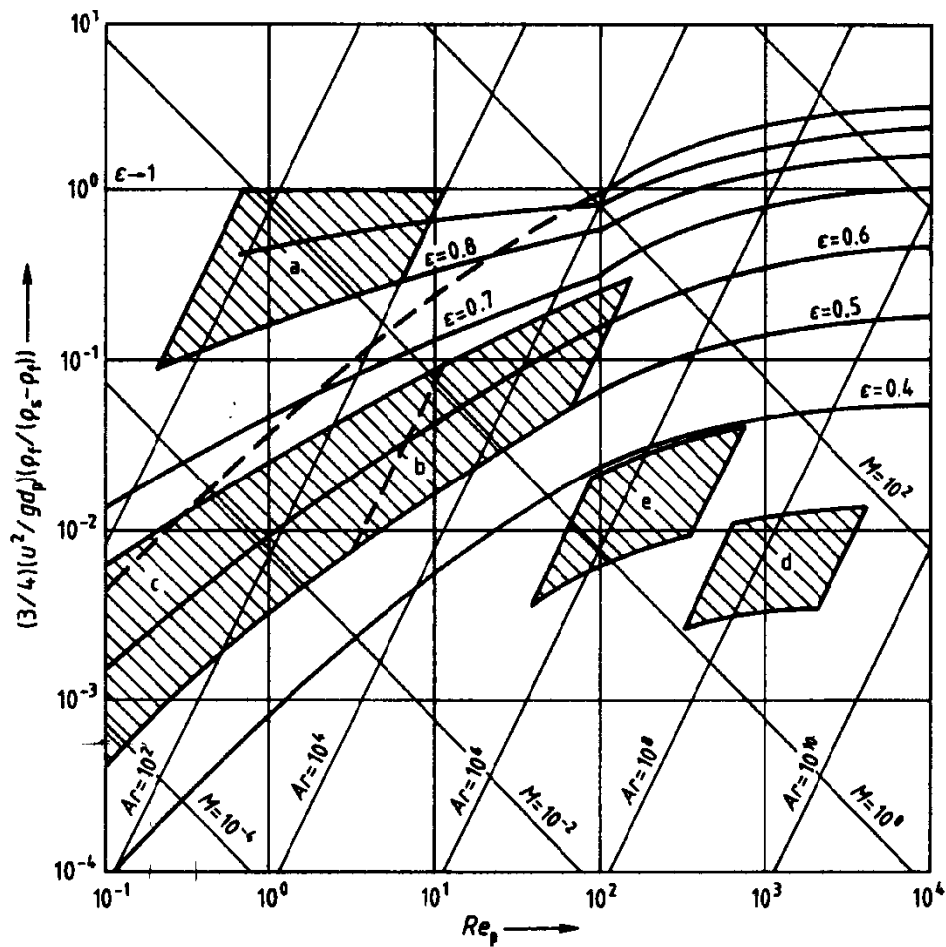
$U_s$  = velocidad superficial del gas fluidizante.

El número de Arquímedes, Ar, caracteriza solamente las propiedades del sistema independientemente de la velocidad superficial del gas. Por otro lado, el número "M" é independiente del diámetro del reactor.

Con las líneas auxiliares es posible estimar los efectos cuando se establecen cambios en las velocidades del gas (valores de "Ar" constante) y cambios en la distribución del tamaño de la partícula (valores de "M" constante).

De este modo, para un rango de distribución de tamaño de partícula en el lecho, el diagrama permite estimar el arrastre de finos (diámetro de la partícula en la intersección de número M y  $\varepsilon \rightarrow 1$ ) y asentamiento de los sólidos más

gruesos (diámetro de la partícula en la intersección de número M y  $\varepsilon \rightarrow 1$ ) en el lecho.



**Figura 3.9:** Diagrama de estado del lecho fluidizado de acuerdo a Reh[21].

- a) lecho fluidizado circulante    b) tostador de lecho fluidizado
- c) lecho fluidizado burbujeante    d) shaft furnace    e) lecho móvil.

Un punto de importancia práctica de este diagrama de estado es que cuando un nuevo proceso está siendo proyectado, el diagrama identifica el sistema de trabajo y los posibles problemas a ser encontrados en operaciones similares. [31].

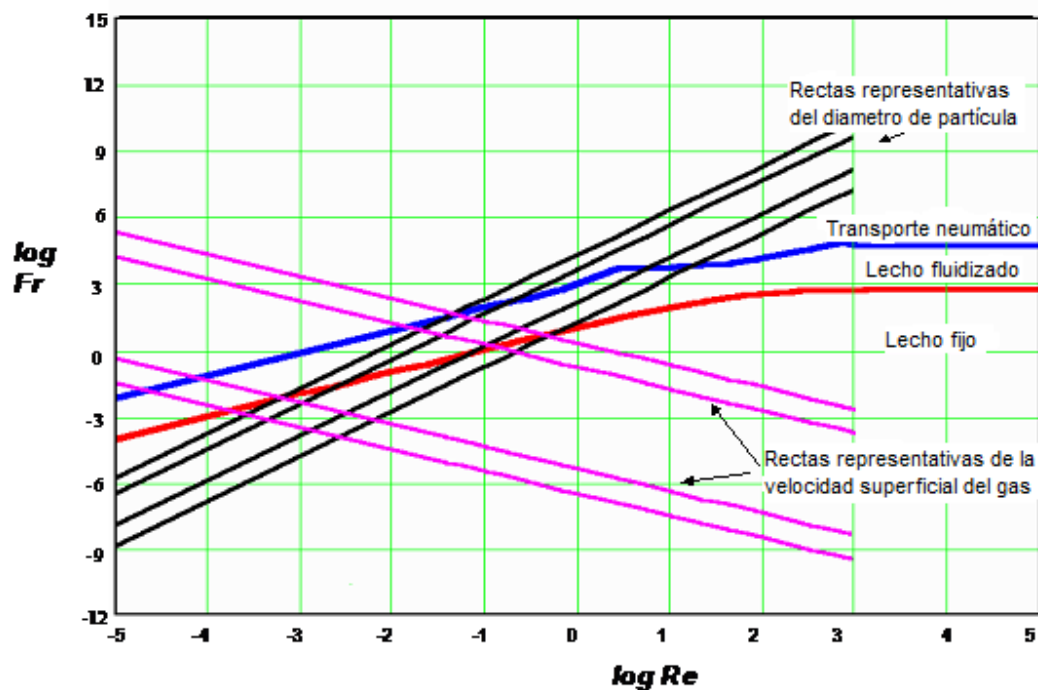
### Diagramas fluidodinámicos:

- Diagrama de Schytil.
- Diagrama de Geldart.
- Diagrama de Grace.

Para el levantamiento de los diagramas fluidodinámicos [24], es necesario conocer las ecuaciones que describen las fronteras. QUEIROZ, R. C. [24], presenta un análisis detallado de las expresiones para la construcción de los diagramas fluidodinámicos.

**a) Diagrama de estado fluido-sólido (Schytill):**

La **Figura 3.10** presenta este diagrama en el cual se describen las fronteras lecho fijo/lecho fluidizado, lecho fluidizado/transporte neumático, las familias de rectas para diámetros y velocidades superficiales del gas constantes en función de los números de Froude (Fr) y Reynolds (Re).



**Figura 3.10:** Diagrama de estado fluido – sólido (SCHYTILL)

**Frontera lecho fijo / lecho fluidizado:** Para determinar la ecuación de la frontera se usa la Ecuación de Ergun[20], para la condición de fluidización incipiente:

$$\frac{\Delta_p}{H_{mf}} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\mu \cdot U_{mf}}{(\phi_s \cdot d_p)^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_s \cdot U_{mf}}{\rho_g \cdot d_p} \dots\dots\dots(12)$$

donde:  $\Delta_p$  = caída de presión en el lecho,

$\phi_s$  = esfericidad de la partícula,

Haciendo un balance de fuerzas en el lecho:

$$\Delta_p \cdot A_t = (A_t \cdot H_{mf}) \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \dots\dots\dots(13)$$

Igualando las ecuaciones 12 e 13 se obtiene:

$$150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} + \frac{1,75}{\phi_s \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cdot \left( \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} \right)^2 = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \dots\dots\dots(14)$$

Siendo,  $Re_{mf} = \frac{U_{mf} \cdot d_p \cdot \rho_g}{\mu}$  la ecuación (14) se transforma en:

$$150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{1}{Re_{mf} \cdot (\rho_s - \rho_g)} + \frac{1,75}{\phi_s \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{1}{(\rho_s - \rho_g)} = \frac{g \cdot d_p}{U_{mf}^2 \cdot \rho_g} \dots\dots\dots(15)$$

Siendo,  $Fr_{mf} = \frac{U_{mf}^2}{g \cdot d_p}$ , se tiene para la frontera lecho fijo / lecho fluidizado, Fr

es llamado número de Froude,  $Fr = \frac{\varepsilon_{mf}^3 \cdot (\rho_s - \rho_g)}{\rho_s \cdot \Psi_{(Re, \varepsilon_{mf}, \phi_s)}} \dots\dots\dots (16)$

donde,  $\Psi_{(Re, \varepsilon_{mf}, \phi_s)} = \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \cdot Re} + \frac{1,75}{\phi_s} \right] \dots\dots\dots(17)$

es denominado Factor de Fanning modificado, con  $\varepsilon_{mf}$  alcanzando un valor mínimo de 0,45 en la transición de lecho fijo a fluidizado.

**Frontera lecho fluidizado/transporte neumático:** La velocidad terminal de caída de la partícula con interferencia,  $U_{int}$ , en un medio es:

$$U_{int} = F_s \cdot U_t \dots\dots\dots(18)$$

siendo,  $U_t = F_s \cdot \left[ \frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot (\rho_s - \rho_g)}{3 \cdot \rho_g \cdot Cd_{(Re)}} \right]^{1/2} \dots\dots\dots(19)$

La utilización de la ecuación (19) en pruebas de laboratorio determinó el valor de  $F_s^2$  igual a  $\varepsilon^{4,65}$ . Así;

$$\frac{U_{int}^2}{g \cdot d_p} = \frac{4}{3} \cdot \varepsilon^{4,65} \cdot \left[ \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g \cdot Cd_{(Re)}} \right] \text{ o, } Fr = \frac{4}{3} \cdot \varepsilon^{4,65} \cdot \left[ \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g \cdot Cd_{(Re)}} \right] \dots\dots\dots(20)$$

La familia de rectas para diámetros de partícula constantes, son generadas por la ecuación:

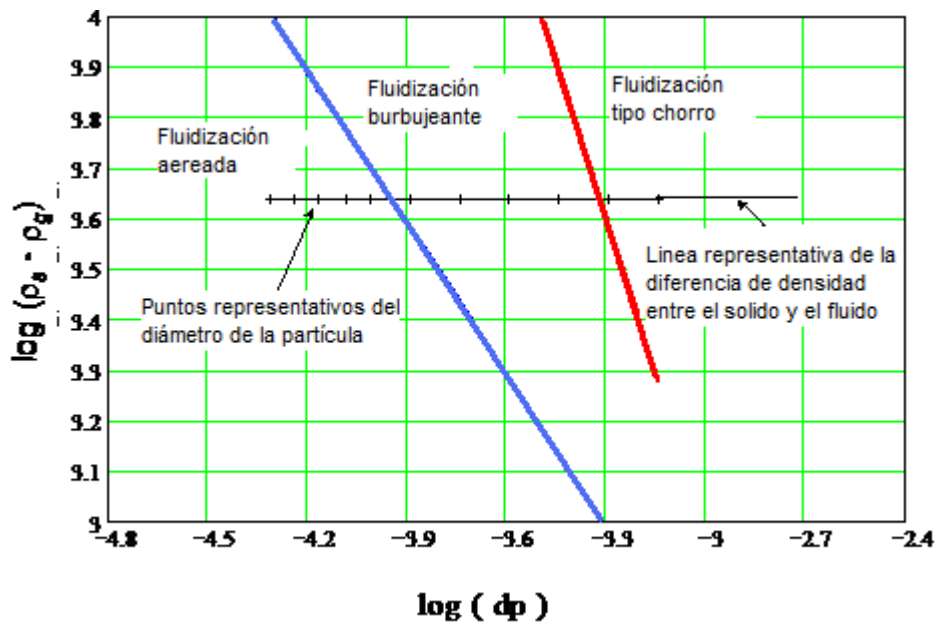
$$\log(\text{Fr}) = 2 \cdot \log(\text{Re}) + \log\left[\frac{\mu^2}{d_p^3 \cdot \rho_s^2 \cdot g}\right] \dots\dots\dots(21)$$

La familia de rectas para velocidades superficiales de gas constantes, son generadas por la ecuación:

$$\log(\text{Fr}) = -\log(\text{Re}) + \log\left[\frac{U^3 \cdot \rho_g}{g \cdot \mu}\right] \dots\dots\dots(22)$$

**b) Diagrama de Geldart:**

La **Figura 3.11** presenta este diagrama donde se puede distinguir el comportamiento de las partículas durante la fluidización conforme al esquema de Clasificación por Grupos sugerido por Geldart.



**Figura 3.11:** Diagrama de Geldart.

De este modo, la frontera entre los grupos A (Aereado) y B (Burbujeante) es obtenida igualando las velocidades mínimas de fluidización y de burbujeamiento dadas por las siguientes ecuaciones:

$$U_{mf} = 0,00075 \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot d_p^2}{\mu} \dots\dots\dots(23)$$

$$U_{mb} = 33 \cdot d_p \cdot \left[\frac{\mu}{\rho_g}\right]^{-0,1} \dots\dots\dots(24)$$

siendo  $U_{mb} = U_{mf}$ , se obtiene:

$$d_p = 44000 \cdot \frac{\rho_g^{0,1} \cdot \mu_g^{0,9}}{g \cdot (\rho_s - \rho_g)} \dots\dots\dots(25)$$

Para la frontera entre los grupos A y C no existe una ecuación conocida, pues esta frontera no está bien definida.

La frontera entre los grupos B (burbujeante) y grupo D (chorro) es, de acuerdo con Geldart, dependiente apenas del diámetro de las partículas y de la diferencia entre las densidades del sólido y del gas, siendo dada por:

$$(\rho_s - \rho_g) \cdot d_p^2 = 10^{-3} \cdot \text{kg/m} \dots\dots\dots(26)$$

**c) Diagrama de Grace:**

Este diagrama está ilustrado en la **Figura 3.12**, y emplea los números adimensionales  $d_p^*$  (diámetro adimensional da partícula) y  $U^*$  (velocidad adimensional) para determinar las características del lecho en cuanto a su estado fluidodinámico, modo de fluidización y regímenes de fluidización, siendo:

$$d_p^* = Ar^{1/3} = d_p \cdot \left[ \frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]^{-1/3} \dots\dots\dots(27)$$

$$U^* = \frac{Re}{Ar^{1/3}} = U \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(28)$$

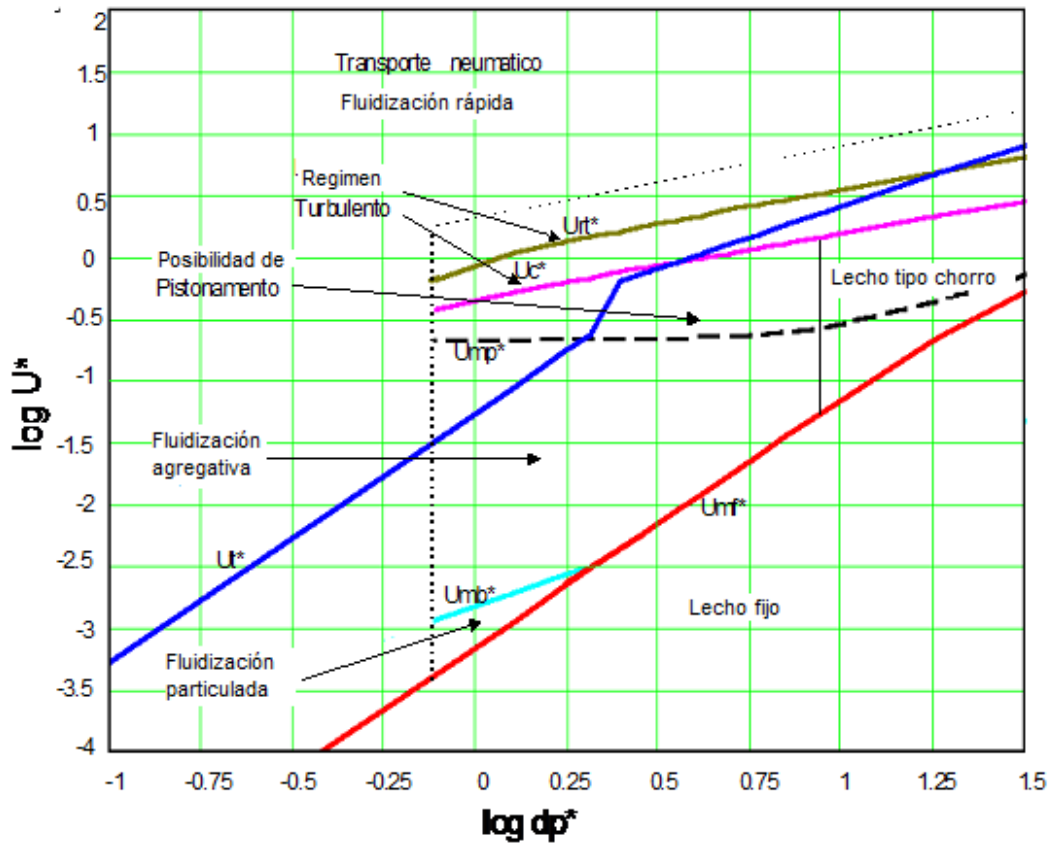


Figura 3.12: Diagrama de Grace

La ecuación que establece la frontera entre el lecho fijo y el lecho fluidizado en función de  $U^*$  y  $d_p^*$ , es:

$$U_{mf}^* = \left[ (C_1^2 + C_2 \cdot d_p^{*3})^{1/2} - C_1 \right] \frac{1}{d_p^*} \dots\dots\dots(29)$$

donde  $C_1$  y  $C_2$  son constantes de las correlaciones para la estimativa de la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$

Para la frontera lecho fluidizado/transporte neumático son utilizadas las expresiones para la velocidad terminal de la partícula,  $U_t$ :

$$U_t^* = \frac{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot d_p^2}{18 \cdot \mu} \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{1/3} \quad \text{para } Re < 0,4 \dots\dots\dots(30)$$

$$U_t^* = \left[ \frac{4 \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g^2}{225 \cdot \rho_g \cdot \mu} \right]^{1/3} \cdot d_p \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{1/3} \quad \text{para } 0,4 < Re < 500 \dots\dots(31)$$

$$U_t^* = \left[ 3,1 \frac{(\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot d_p}{\rho_g} \right]^{1/2} \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{1/3} \quad \text{para } 500 < \text{Re} < 200000 \quad \dots(32)$$

Haciendo las debidas simplificaciones y ordenando, se obtienen las ecuaciones que definen la frontera lecho fluidizado/ transporte neumático:

$$U_t^* = \frac{d_p^*}{18} \quad \text{para } \text{Re} < 0,4 \quad \dots\dots\dots(33)$$

$$U_t^* = \left[ \frac{4}{225} \right]^{1/3} \cdot d_p^* \quad \text{para } 0,4 < \text{Re} < 500 \quad \dots\dots\dots(34)$$

$$U_t^* = \left[ 3,1 \cdot d_p^* \right]^{1/2} \quad \text{para } 500 < \text{Re} < 200000 \quad \dots\dots\dots(35)$$

Para la determinación de las fronteras entre los grupos de fluidización en términos de  $d_p^*$ , se tiene:

$$d_p^* = 44000 \cdot \left[ \frac{\rho_g^{1,3} \cdot \mu^{0,7}}{g^2 \cdot (\rho_s - \rho_g)^2} \right]^{1/3} \quad \text{Frontera Grupo A / Grupo B} \quad \dots\dots\dots(36)$$

$$d_p^* = 0,0316 \cdot \left[ \frac{\rho_g \cdot g}{\mu^2 \cdot (\rho_s - \rho_g)^{0,5}} \right]^{1/3} \quad \text{Frontera Grupo B / Grupo D} \quad \dots\dots\dots(37)$$

Para definir las áreas de los diversos regímenes fluidodinámicos, en función de los números adimensionales  $U^*$  y  $d_p^*$ , se tiene que:

$$U_{mb}^* = 33 \cdot d_p^* \left[ \frac{\mu^{0,7} \cdot \rho_g^{1,3}}{g^2 \cdot (\rho_s - \rho_g)^2} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(38)$$

$$U_{mp}^* = \left[ (C_1^2 + C_2 \cdot d_p^{*3})^{1/2} - C_1 \right] \frac{1}{d_p^*} + 0,07 \cdot \sqrt{D} \cdot \left[ \frac{g^{0,5} \cdot \rho_g^2}{(\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(39)$$

$$U_c^* = 3,0 \cdot \left[ \frac{\rho_s \cdot \rho_g}{g \cdot (\rho_s - \rho_g)} \cdot d_p^* \right]^{1/2} - 0,17 \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(40)$$

$$U_{rt}^* = 7,0 \cdot \left[ \frac{\rho_s \cdot \rho_g}{g \cdot (\rho_s - \rho_g)} \cdot d_p^* \right]^{1/2} - 0,77 \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(41)$$

Para la condición en que es obtenida la fluidización rápida no existen ecuaciones disponibles.

## 4. PARTE EXPERIMENTAL

Las muestras de concentrado de sulfuro de zinc utilizadas en este trabajo fueron proporcionadas por una ompañía productora de zinc. El primer paso fue proceder con el secado del material seguido de su homogenización y cuarteamiento. Fueron realizadas pruebas para la determinación del porcentaje de humedad del concentrado (el resultado fue 8,1% de humedad).

### 4.1 Análisis químico del concentrado de ZnS.

El análisis químico de la muestra de concentrado de ZnS fue realizado por CORMIN S.A.C. La **Tabla 4.1** muestra la composición química del concentrado de ZnS.

**Tabla 4.1** Análisis químico del concentrado de sulfuro de zinc.

Elemento	Concentración
Zn	57.68 %
Ag	3,977 oz/TC
Fe	4,41 %
Pb	0,25 %
Cu	0,46 %
Cd	0,445 %
As	0,11 %
Sb	0,07 %
Bi	0,006 %
Mn	0,63 %
Co	11 ppm
SiO <sub>2</sub>	0,91 %

oz/TC = onza troy por tonelada corta.

## 4.2 Análisis granulométrico del concentrado de ZnS.

El análisis granulométrico fue realizado en el laboratorio empleando 500g de concentrado de sulfuro de zinc, tamices de la Serie “Tyler” y un “Ro-Tap”. La **Tabla 4.2** presenta los datos de la distribución del tamaño de partícula del concentrado de ZnS.

**Tabla 4.2** Análisis granulométrico del concentrado de ZnS

Malla	Abertura(μm)	% Peso	Ac (+)	Ac(-)
+20m	850	0.42	0.42	99.58
-20m +28m	725	1.75	2.17	97.83
-28m +35m	512.5	3.01	5.18	94.82
-35m +48 m	362.5	2.76	7.94	92.06
-48m + 65m	256	6.01	13.95	86.05
-65m +100m	181	14.09	28.04	71.96
-100m +150m	128	12.69	40.73	59.27
-150m +170m	98	11.13	51.86	48.14
-170m +200m	82.5	4.66	56.52	43.48
-200m +250m	69	28.04	84.56	15.44
-250m +270m	58	9.71	94.27	5.73
-270m +325m	49	2.46	96.73	3.27
-325m	-----	3.27	100.00	0.00
Total		100.00		

Ninguna conminución fue necesaria por tratarse de un material pre-beneficiado presentando una distribución de tamaños de partícula adecuado para el proceso de tostación en lecho fluidizado.

## 4.3 Determinación de la densidad de sólido.

La determinación de la densidad de la partícula sólida del concentrado de ZnS fue realizada utilizando un equipo llamado “Multipycnometer”.

Para las mediciones en el “Multipycnometer”, las muestras de concentrado de ZnS, de cierta granulometría, fueron colocados en un porta

muestra e posteriormente fue realizado el pesaje en balanzas analíticas para conocer el peso de la muestra.

La determinación de la densidad fue realizada utilizando la siguiente ecuación operacional:

$$V_P = V_C - V_R [ (P_1 / P_2) - 1 ]$$

donde:  $V_P$  = Volumen del material sólido ( $\text{cm}^3$ )

$V_C$  = Volumen del porta muestra ( $\text{cm}^3$ )

$V_R$  = Volumen de referencia ( $\text{cm}^3$ )

$P_1$  = Lectura de la presión después de presurizar el volumen de referencia.

$P_2$  = Lectura de la presión después de incluir  $V_C$

Se hicieron mediciones de densidad de partículas de diferentes tamaños medios. Los resultados finales son presentados en la **Tabla 4.3**.

**Tabla 4.3** Determinación de la densidad del concentrado de ZnS.

Malla Tyler	Diámetro medio ( $\mu\text{m}$ )	Densidad ( $\text{kg/m}^3$ )
-48m +65m	256,0	4497,8
-100m +150m	128,0	4382,5
-170m +200m	82,5	4201,4
-270m +325m	49,0	4334,2

#### **4.4 Determinación de las propiedades físicas del ZnS y del gas fluidizante.**

Con la finalidad de evaluar el comportamiento fluidodinámico del lecho, y definir las mejores condiciones experimentales para el estudio cinético, fueron contruidos los diagramas fluidodinámicos de Schytil, Geldart y Grace, establecidos anteriormente.

Las propiedades físicas del sólido (densidad, porosidad, y distribución del tamaño de partícula) fueron determinados experimentalmente. Otras propiedades como tortuosidad y esfericidad, fueron obtenidas de la literatura. La **Tabla 4.4** muestra un resumen de las propiedades físicas del concentrado de ZnS.

**Tabla 4.4** Propiedades físicas do concentrado de ZnS

Propiedades Físicas	Valor
Masa específica del sólido, $\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	4354
Porosidad de la partícula, $\varepsilon$	0.23
Tortuosidad de la partícula, $\tau$	2
Esfericidad de la partícula, $\phi_s$	0.8

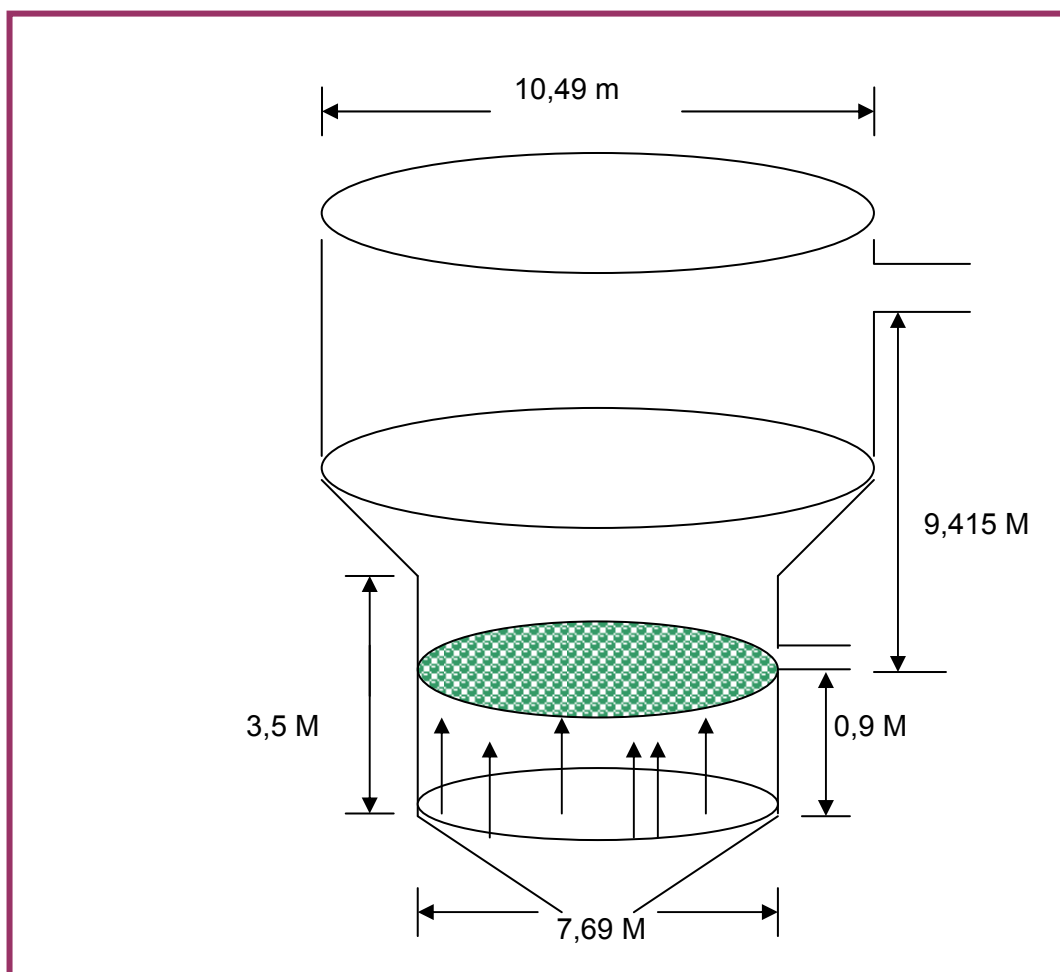
Las propiedades físicas del gas fluidizante, masa específica y viscosidad, fueron calculadas teóricamente asumiendo un comportamiento ideal, para las diversas composiciones de gas y temperaturas. La **Tabla 4.5** muestra los valores de las propiedades físicas de los gases calculados para las respectivas composiciones. Un análisis detallado de estos cálculos son presentados en el **Anexo 1**.

**Tabla 4.5** Propiedades físicas del gas fluidizante

Temperatura (K)	% O <sub>2</sub>	% N <sub>2</sub>	Masa específica do gas, $\rho_g$ ( kg/m <sup>3</sup> )	Viscosidad, $\mu$ ( kg/m.s )
973	21	79	0,362	4,106 *10 <sup>-5</sup>
1073	21	79	0,328	4,312 *10 <sup>-5</sup>
1123	21	79	0,313	4,412 *10 <sup>-5</sup>
1173	21	79	0,300	4,509 *10 <sup>-5</sup>
1223	21	79	0,288	4,604 *10 <sup>-5</sup>
1223	22	78	0,288	4,612 *10 <sup>-5</sup>
1223	23	77	0,289	4,620 *10 <sup>-5</sup>
1223	24	76	0,289	4,629 *10 <sup>-5</sup>
1223	25	75	0,289	4,637 *10 <sup>-5</sup>

## 4.5 Dispositivo Experimental

Los pruebas de tostación de concentrados de ZnS fueron realizados en un reactor de lecho fluidizado industrial, conectado a un sistema de control de temperatura, presión en la caja de viento, flujo de aire, flujo de oxígeno, entre otros. Las dimensiones del reactor industrial son presentadas en la **Figura 4.1**. El reactor construido de acero inoxidable tiene insertado una placa distribuidora de gas con 4700 agujeros cilíndricos de 6mm de diámetro, que tiene por finalidad proporcionar una distribución homogénea del gas fluidizante, además de servir como soporte del lecho de sólidos.



**Figura 4.1** : Reactor de lecho fluidizado industrial.

Con los datos de operación del reactor industrial y con las propiedades determinadas del gas y del sólido, se procedió a la construcción de los diagramas fluidodinámicos, los cálculos cinéticos y finalmente la validación de los programas que son presentados en los Anexos 7 y 8.

**Datos del reactor industrial:**

4700 agujeros en la placa distribuidora de gas.

Agujeros cilíndricos de 6 mm de diámetro.

Presión en la caja de viento:

Mínima: 15,68 kPa

Máxima: 17,64 kPa

Real: 17,145 kPa

Flujo de aire (sin considerar el flujo de oxígeno):

Mínima: 24.500 Nm<sup>3</sup> / h

Máxima: 27.000 Nm<sup>3</sup> / h

Real: 27.000 Nm<sup>3</sup> / h

Nivel de enriquecimiento de oxígeno: 20 % en relación al oxígeno del aire.

Tasa de alimentación de concentrado en el lecho: 8,4 t/m<sup>2</sup>/día

El análisis granulométrico del concentrado es presentado en la **Tabla 4.6**

**Tabla 4.6:** Análisis granulométrico del concentrado de ZnS que es alimentado al reactor industrial.

Malla ( mesh )	muestra 1 % Peso	muestra 2 % Peso	muestra 3 %Peso	muestra 4 %Peso	muestra 5 %Peso	muestra 6 %Peso
+ 20	0	1,38	0	1,93	4,22	2,11
+35	6,28	1,91	2,09	2,33	1,63	1,66
+48	1,18	1,79	1,03	1,22	1,43	1,15
+60	1,76	2,27	2,42	1,70	2,69	1,75
+80	4,23	6,17	9,04	5,42	5,40	4,82
+100	1,78	2,79	1,80	2,36	2,75	2,63
+150	14,55	18,05	18,67	15,97	14,10	19,90
+200	26,2	15,84	19,74	15,39	21,00	17,24
+325	31,42	31,23	28,60	36,50	30,73	39,79
-325	12,37	18,54	16,50	17,06	15,80	11,92

El análisis granulométrico del producto de la tostación en el transbordo del reactor es presentado en la **Tabla 4.7**

**Tabla 4.7:** Análisis granulométrica del producto de tostación en el transbordo del horno.

Malla ( mesh )	Muestra 1 % Peso	Muestra 2 %Peso	Muestra 3 %Peso	Muestra 4 %Peso	Muestra 5 %Peso	Muestra 6 %Peso
+ 20	20,35	0	11,04	0	0	0
+35	6,68	20,38	3,53	17,25	12,61	29,77
+48	3,70	1,94	2,59	1,83	1,80	2,12
+60	4,09	1,64	3,14	1,46	2,12	2,63
+80	14,23	5,82	12,85	5,24	9,20	11,20
+100	7,19	3,33	6,68	4,25	5,47	6,16
+150	24,18	17,28	28,90	21,07	23,47	18,65
+200	13,82	28,30	23,48	29,38	28,85	19,08
+325	5,47	20,33	7,69	18,00	14,69	2,19
-325	0,12	1,12	0,14	0,93	1,78	4,24

El análisis granulométrico del material arrastrado es presentado en la **Tabla 4.8**

**Tabla 4.8:** Análisis granulométrico del material arrastrado.

Malla ( mesh )	Caldera % Peso		Ciclón %Peso		Electrofiltros %Peso	
+ 20	0,06	0	0	0	2,77	0,74
+35	0,02	0,01	0	0	0,62	0,42
+48	0,05	0,03	0	0,07	0,48	0,20
+60	0,22	0,20	0,28	0,65	0,60	0,22
+80	0,07	0,19	0,18	0,34	0,72	0,28
+100	0,05	0,13	0,20	0,19	1,11	0,32
+150	0,29	0,16	0,20	0,27	3,00	0,61
+200	5,14	2,47	0,91	0,87	22,77	8,11
+325	64,73	50,04	46,28	29,95	19,36	39,03
-325	29,58	46,81	52,16	67,68	50,16	50,26

Es arrastrado aproximadamente 72% del material tostado.

Humedad del concentrado: 8,0%

Dimensiones de la abertura del transbordo del horno:

Altura - 725 mm    Largura- 410 mm

Dimensiones de la abertura superior do horno:

Altura - 2200 mm    Largura - 2775 mm

Conversión del material tostado en transbordo y material arrastrado varía de 98,7 a 99,5%.

Temperatura de operación: 920 a 960°C

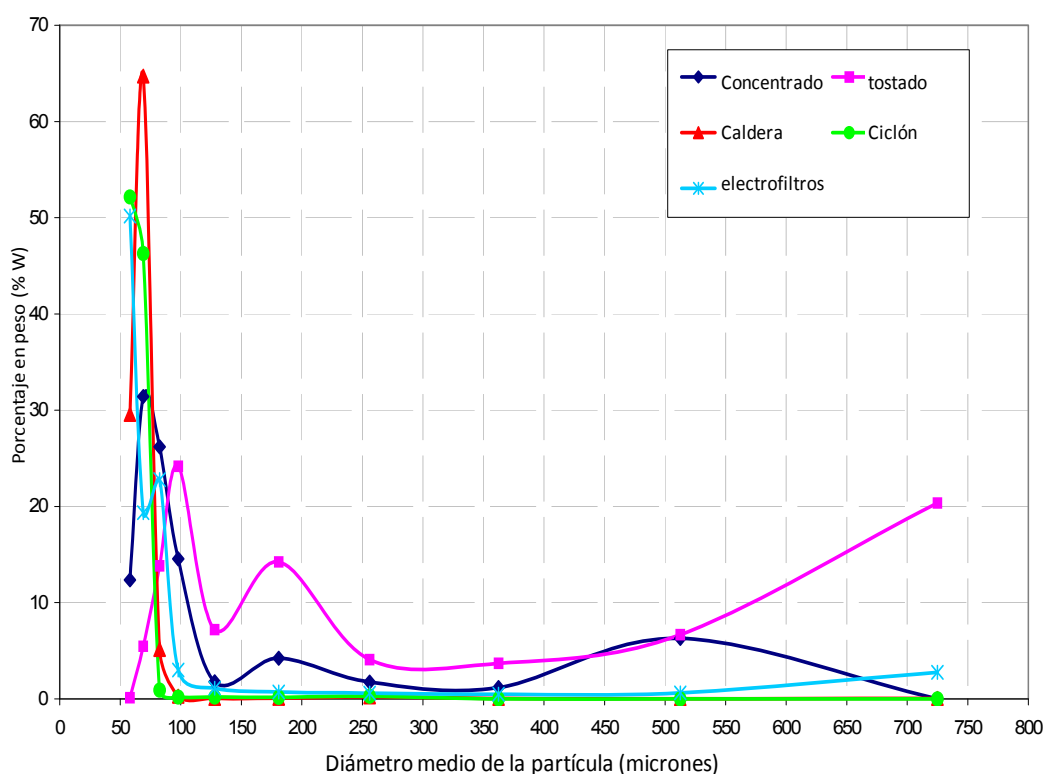
Composición del gas de salida:

- ◆ SO<sub>2</sub> : 10 a 11 %
- ◆ O<sub>2</sub> : 6 a 7 %
- ◆ N<sub>2</sub> : 82 a 83 %
- ◆ CO<sub>2</sub> : 0,08 a 0,1 %

Presión en el interior del horno:

- ◆ Presión en la caja de viento : 16,66 kPa
- ◆ Presión en la salida del horno :  $- 9.79 \cdot 10^{-3}$  kPa

En la **Figura 4.2** se observa a partir de los análisis granulométricos presentados en las **Tablas 4.6, 4.7 e 4.8** la existencia de aglomeración de partículas en el lecho.



**Figura 4.2:** Análisis granulométrico del concentrado de ZnS, tostado y material arrastrado.

## 4.6 Determinación del comportamiento fluidodinámico del lecho.

### 4.6.1 Estimativa de la velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ .

Para la estimativa de la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$ , fue utilizada la ecuación sugerida por Richardson y Grace (Tabla 3.3). Esta ecuación presentó el mejor ajuste de los resultados experimentales por QUEIROZ [24] en un modelo "frio" construido en acrílico, utilizando muestras de concentrado de sulfuro de zinc de propiedades muy similares al utilizado en este trabajo. La **Tabla 4.9** presenta los valores de la velocidad mínima de fluidización en función del tamaño medio de partícula de concentrado de ZnS, de la tostación de un concentrado de ZnS a 1223 K, empleando como gas fluidizante aire (21% de oxígeno) y aire enriquecido (25% de oxígeno). Un análisis detallado de la determinación de  $U_{mf}$ , es presentado en el **Anexo 1**.

**Tabla 4.9** Velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$

Diámetro medio de la partícula ( $\mu\text{m}$ )	Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ (m/s) Tostación con aire	Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ (m/s) Tostación con aire enriquecido en oxígeno.
49,0	0,001582	0,00157
58,0	0,002216	0,00220
69,0	0,003136	0,003114
82,5	0,004483	0,004452
98,0	0,006326	0,006281
128,0	0,011	0,011
181,0	0,022	0,021
256,0	0,043	0,043
362,5	0,086	0,086
512,5	0,171	0,170
725,0	0,336	0,334

#### 4.6.2 Estimativa de la velocidad terminal, $U_t$ .

El **Anexo 2**, presenta un análisis detallado del procedimiento para la estimativa de la velocidad terminal,  $U_t$ . La **Tabla 4.10**, presenta los valores de  $U_t$  para la tostación del ZnS con aire (21%  $O_2$ ) y tostación del ZnS con aire enriquecido en oxígeno (25%  $O_2$ )

**Tabla 4.10: Velocidad** terminal de fluidización,  $U_t$

Diámetro medio de la partícula ( $\mu\text{m}$ )	Velocidad terminal de fluidización, $U_t$ (m/s) Tostación con aire	Velocidad terminal de fluidización, $U_t$ (m/s) Tostación con aire enriquecido en oxígeno
49,0	0,124	0,123
58,0	0,173	0,172
69,0	0,245	0,244
82,5	0,351	0,348
98,0	0,495	0,491
128,0	0,844	0,838
181,0	2,439	2,430
256,0	3,449	3,437
362,5	4,884	4,867
512,5	6,905	6,881
725,0	9,768	9,734

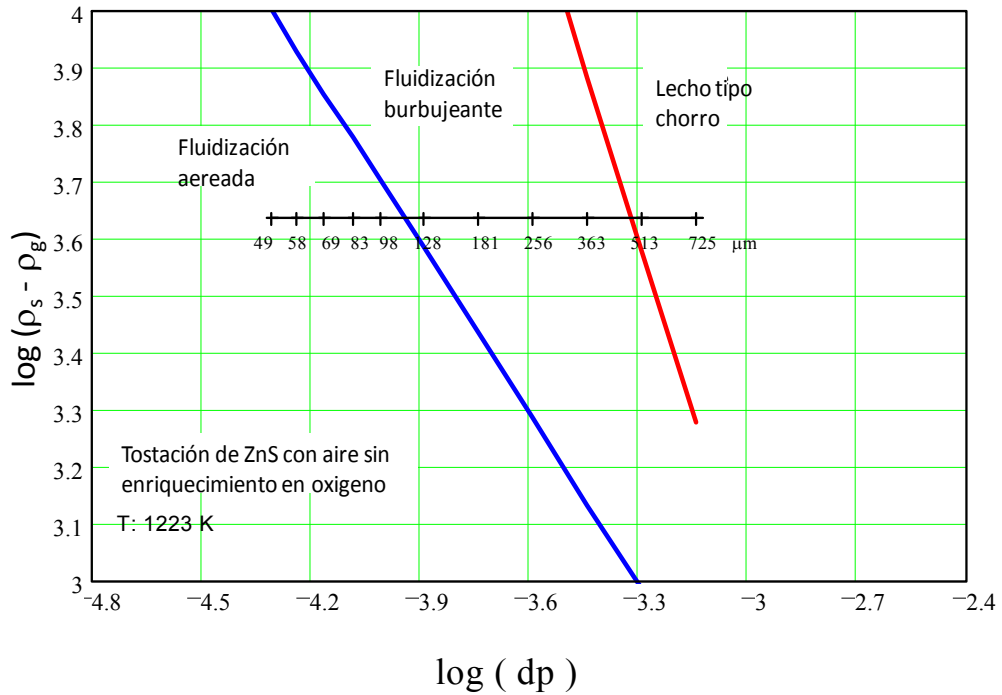
#### 4.6.3 Construcción teórica de los diagramas fluidodinámicos.

Las expresiones usadas para la construcción teórica de los diagramas fueron presentadas en el Capítulo 2.

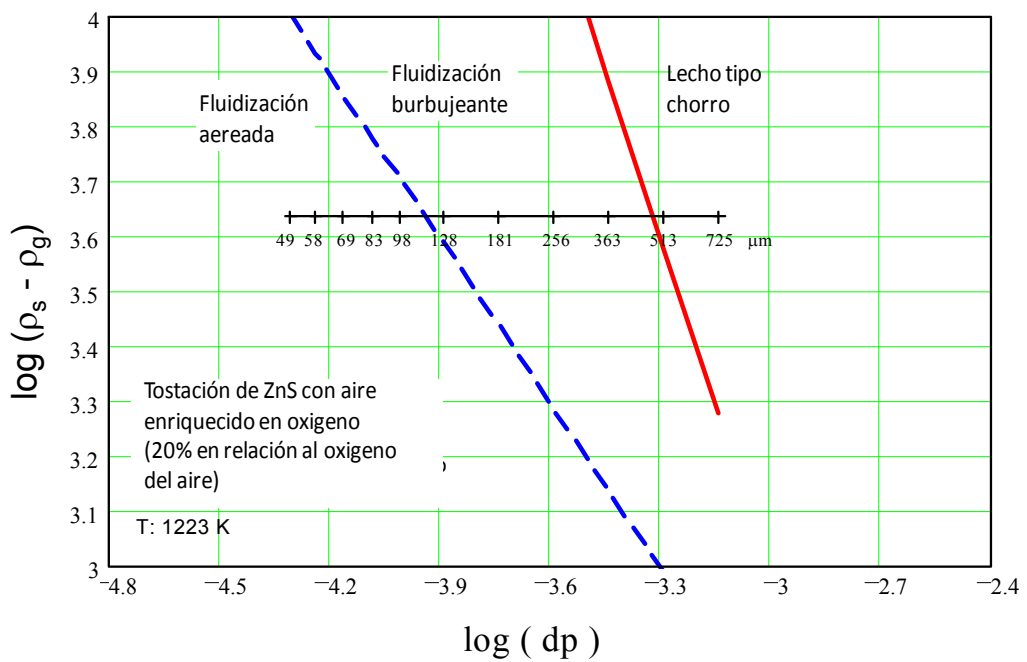
A seguir se presentan en las **Figuras 4.3, 4.4, 4.5 y 4.6** los diagramas de Schytil, Geldart e Grace, con los valores de las propiedades físicas del sólido y gas, velocidad mínima de fluidización, velocidad terminal, para la temperatura establecida para hacer el estudio cinético de la tostación del concentrado de ZnS en el reactor de lecho fluidizado industrial. Los diagramas fueron levantados con ayuda del Software Mathcad Plus, y los detalles son presentados en los **Anexos 3, 4 e 5**.

Para establecer la influencia del enriquecimiento del aire en oxígeno, sobre los diagramas fluidodinámicos, fueron levantados diagramas para una

tostación de ZnS con aire a 1223 K, en las condiciones de aire conteniendo 21%O<sub>2</sub> y 25% O<sub>2</sub>. Los gráficos obtenidos no muestran diferencia pues las alteraciones en las propiedades de masa específica y viscosidad del gas no se alteran.



**Figura 4.3:** Diagrama de Geldart de la tostación de ZnS con aire a 1223 K



**Figura 4.4:** Diagrama de Geldart de la tostación de ZnS con aire enriquecido en O<sub>2</sub> a 1223 K.

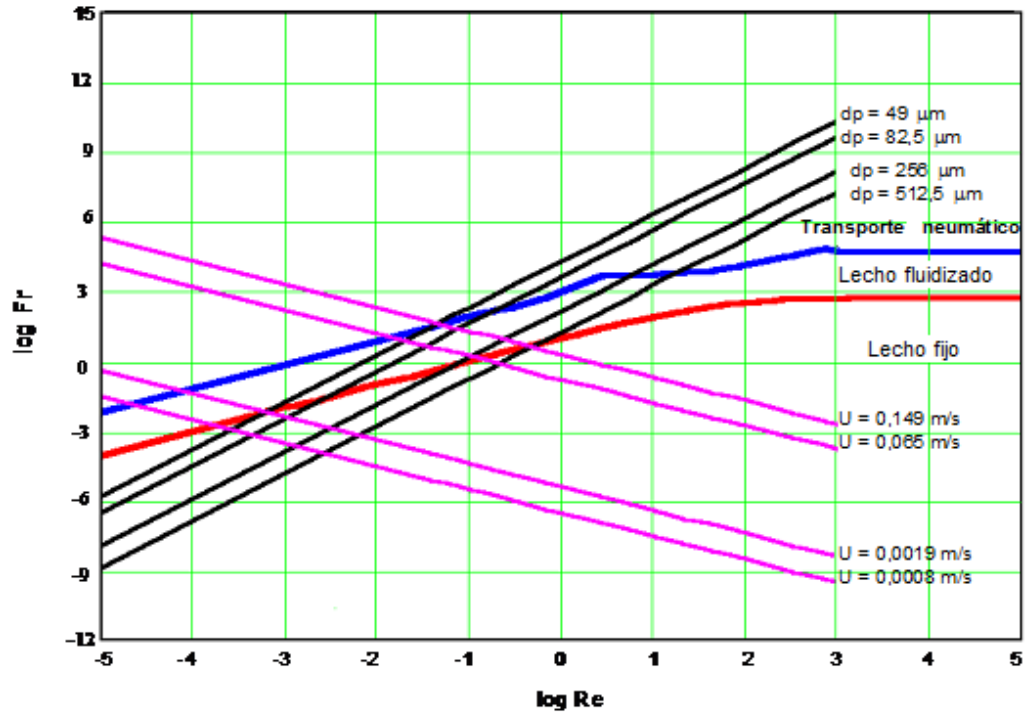


Figura 4.5: Diagrama de Schuytill de la tostación de ZnS con aire a 1223 K.

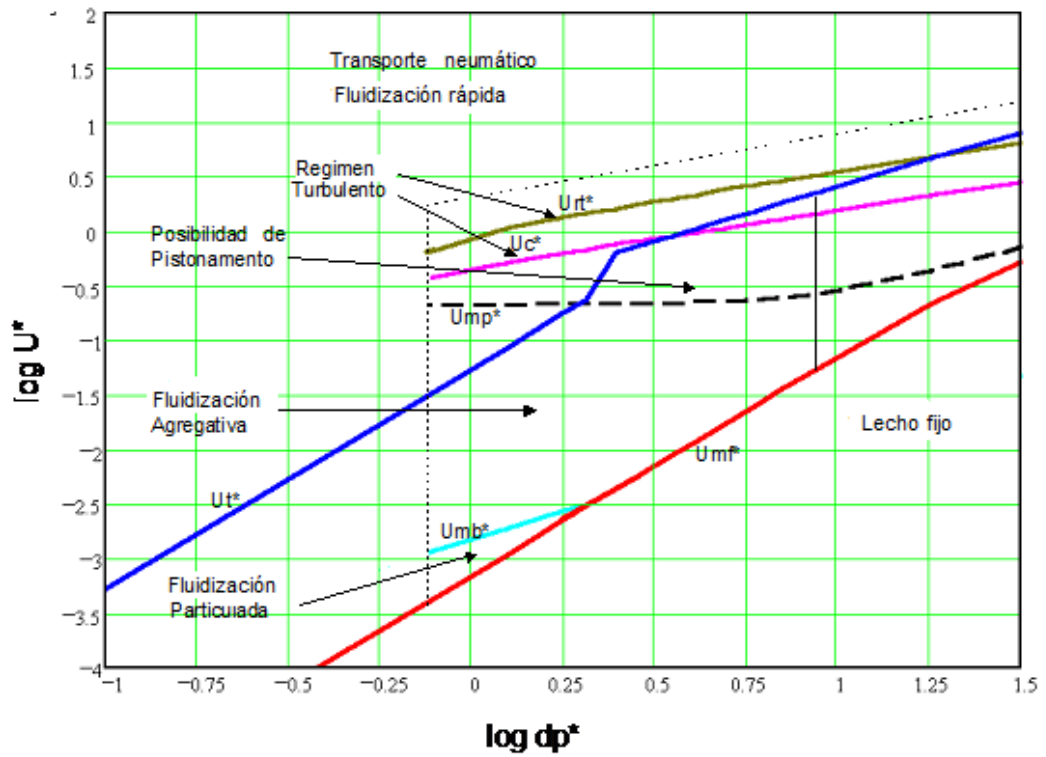
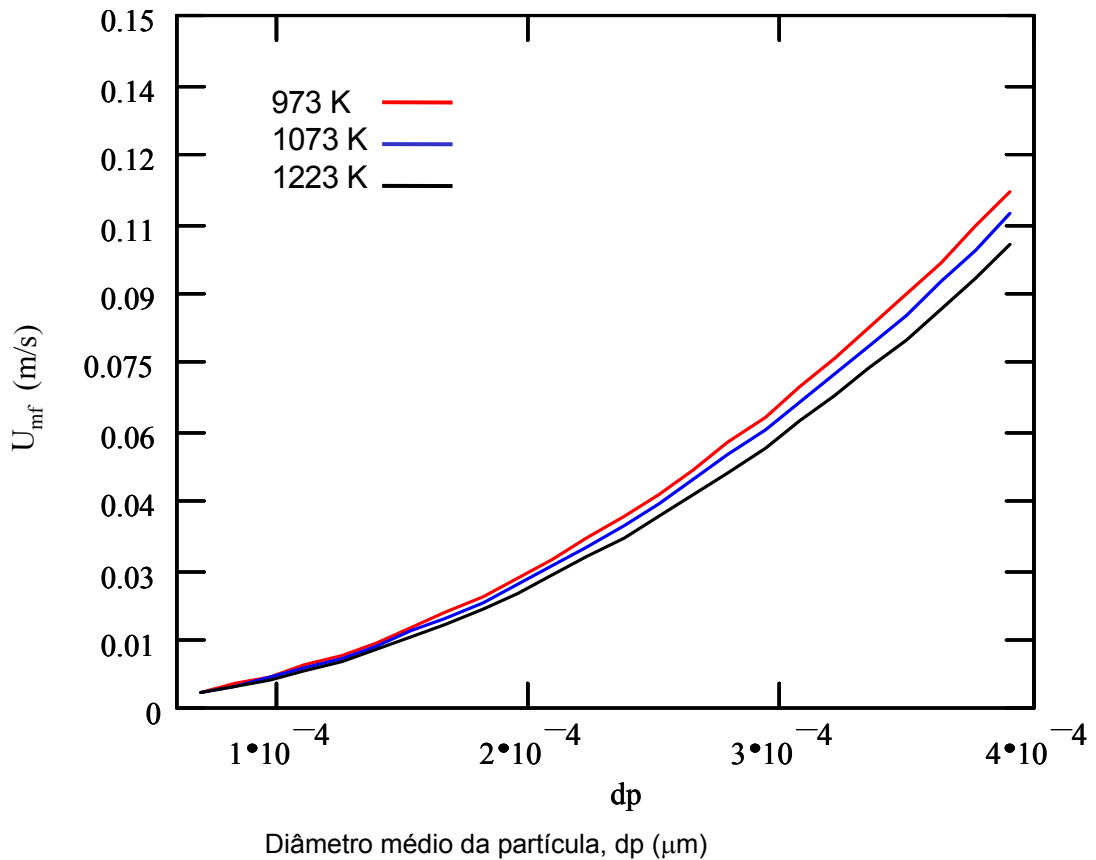


Figura 4.6: Diagrama de Grace de la tostación de ZnS con aire a 1223 K.

## 5. RESULTADOS Y DISCUSIONES

### 5.1 Análisis de la velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$ .

La eficiencia en la utilización de un lecho fluidizado depende en primer lugar del conocimiento de la velocidad mínima de fluidización. Debajo de esta velocidad el lecho no fluidiza, y muy encima de ella, los sólidos son arrastrados para fuera del lecho. La **Figura 5.1** presenta la estimativa de la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$ , en función del tamaño de la partícula,  $d_p$ , para tres temperaturas diferentes.



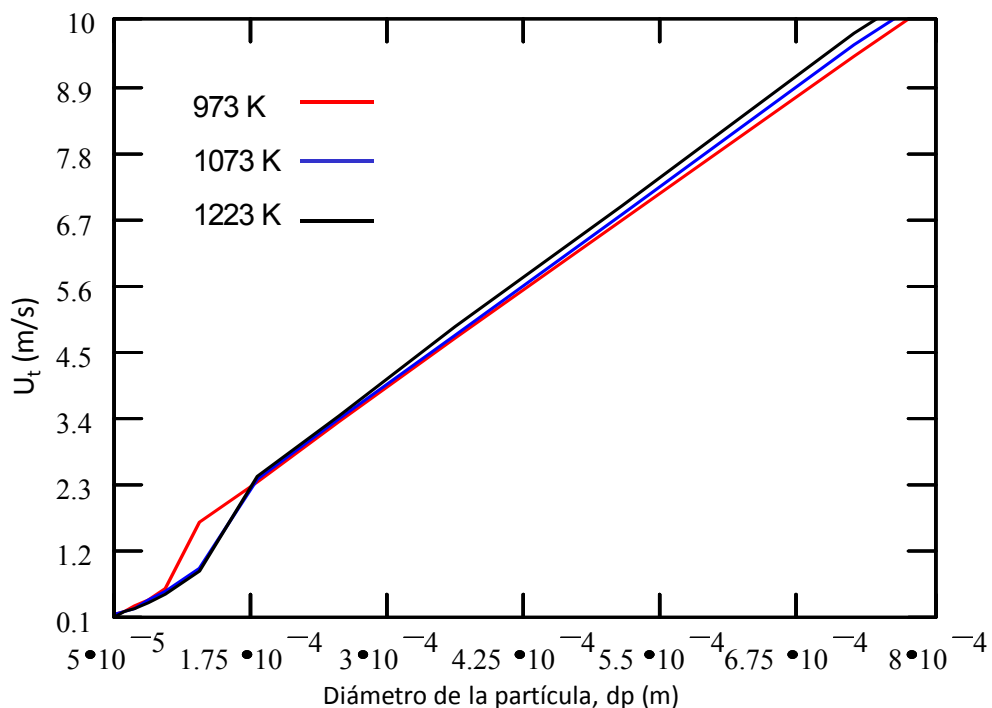
**Figura 5.1:** Velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$ , en función del tamaño de la partícula,  $d_p$ , para tres temperaturas diferentes.

Se puede observar en la **Figura 5.1** que existe una relación inversa entre el aumento de la temperatura y la velocidad mínima de fluidización, pues a medida que se aumenta la temperatura la velocidad  $U_{mf}$ , comienza a disminuir.

La disminución de  $U_{mf}$  es más acentuada en el caso de las partículas de mayor tamaño.

## 5.2 Análisis de la velocidad terminal de la partícula, $U_t$ .

Conforme puede ser observado en la **Figura 5.2**, la velocidad terminal,  $U_t$ , en función del diámetro medio de la partícula,  $d_p$ , en general aumenta con el aumento de temperatura para partículas con diámetro medio mayor que  $175\mu\text{m}$  debido a la disminución de la masa específica del gas. Las partículas con diámetro menor que  $175\mu\text{m}$  tienen una variación inversa, es decir  $U_t$  disminuye con el aumento de la temperatura debido al aumento de la viscosidad con la temperatura.

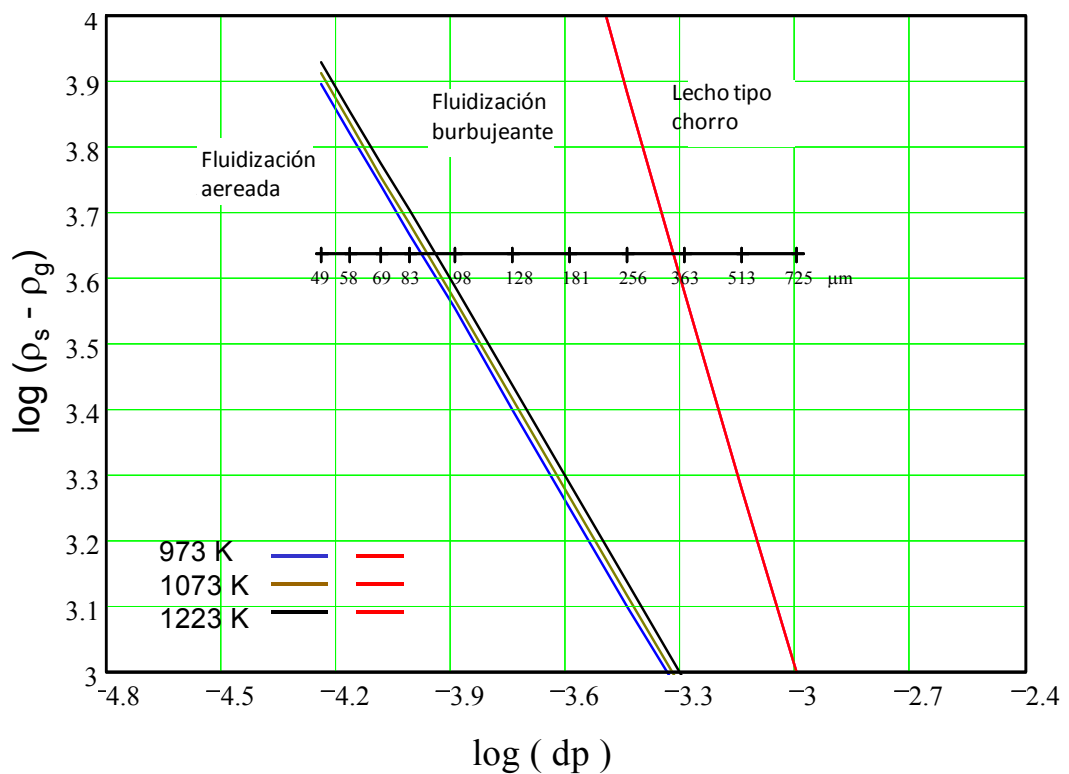


**Figura 5.2:** Velocidad terminal,  $U_t$ , en función del diámetro medio de la partícula,  $d_p$ , para diferentes temperaturas.

## 5.3 Análisis de los diagramas fluidodinámicos.

Como la temperatura es una de las principales variables que influye en el proceso de tostación del ZnS, su variación fue estudiada en los diagramas fluidodinámicos.

Puede ser observado en la **Figura 5.3** a través del diagrama de Geldart, que la elevación de la temperatura hace que la frontera entre la fluidización aerada / fluidización burbujeante sufra desplazamiento hacia la derecha. La permanencia de la frontera entre la fluidización burbujeante/ chorro para las diferentes temperaturas, se debe al hecho de que esta frontera es función de los diámetros de las partículas y de la diferencia de densidades entre el gas y el sólido. Como la densidad del gas es mucho menor que la densidad del sólido, existirá solamente una pequeña dependencia de esta frontera en relación a las propiedades del gas fluidizante.



**Figura 5.3:** Diagrama de Geldart para el Sistema ZnS-aire , a diferentes temperaturas.

La **Figura 5.4** representa un diagrama de Schytil y puede ser observado que con la elevación de la temperatura el comportamiento de las partículas permanece prácticamente inalterado respecto a las fronteras entre lecho fijo, lecho fluidizado y transporte neumático. Los conjuntos de rectas para velocidades superficiales y diámetros de partícula constantes sufren un desplazamiento con el aumento de la temperatura. El desplazamiento es positivo para las rectas de diámetros de partícula constante, y es negativo para las rectas de las velocidades superficiales constantes.

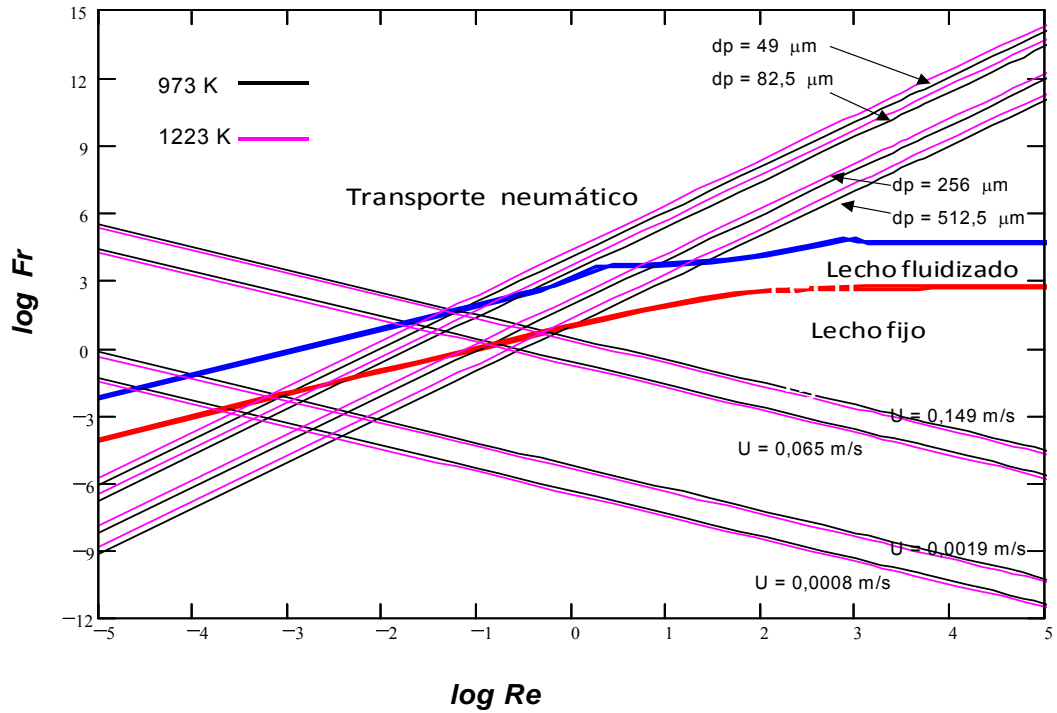


Figura 5.4: Diagrama de Schytil del sistema ZnS/aire para dos temperaturas diferentes.

Se observa en el diagrama de Grace de la Figura 5.5, que la influencia de la temperatura sobre el comportamiento fluidodinámico del lecho es muy pequeña. Se puede notar que la elevación de la temperatura favorece la posibilidad de ocurrencia de pistonamiento.

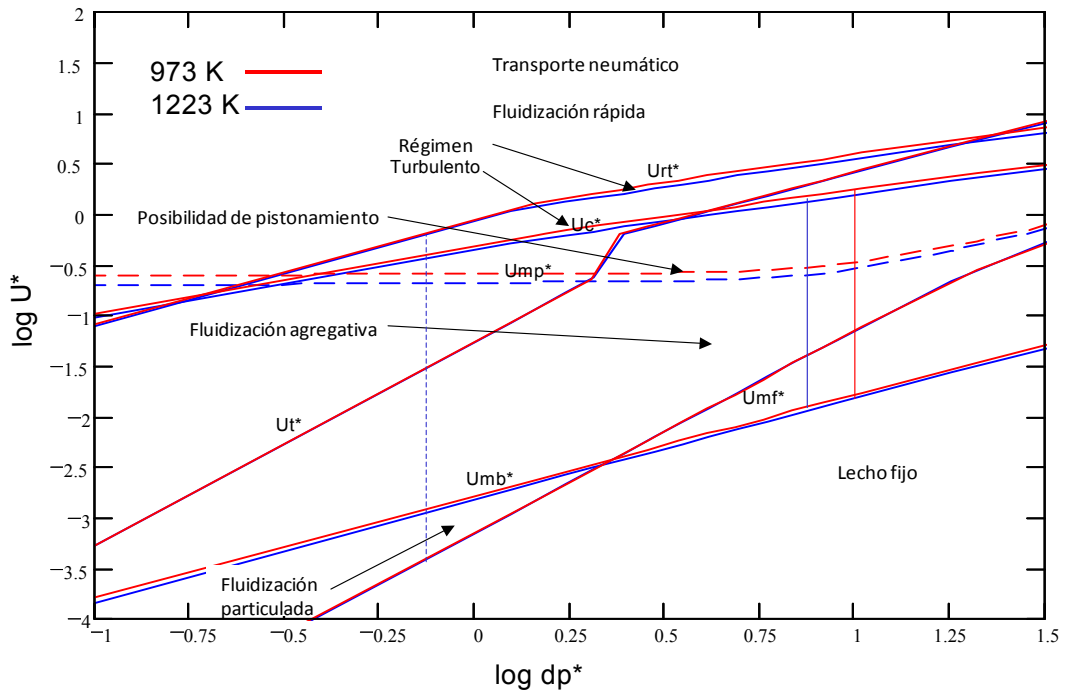


Figura 5.5: Diagrama de Grace del sistema ZnS/aire para dos temperaturas diferentes.



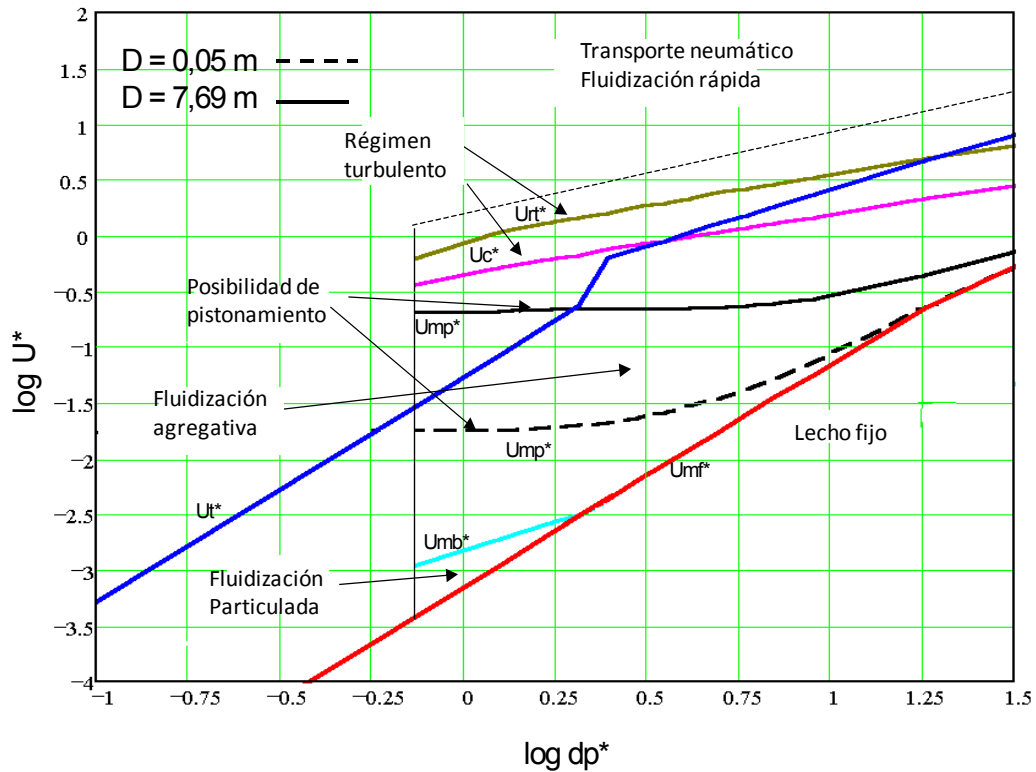


Figura 5.7: Diagrama de Grace del sistema ZnS/aire. Influencia del diámetro del reactor.

#### 5.4 Análisis de los diagramas fluidodinámicos del reactor industrial.

Fue realizado un análisis fluidodinámico para determinar el comportamiento del lecho para las condiciones de operación del reactor industrial.

Del análisis de la **Figura 5.8**, se puede establecer que las partículas del concentrado de ZnS de acuerdo a su tamaño presentarán modo de fluidización: 65,61% de las partículas modo aereado, 31,07% de las partículas modo burbujeante y solamente el 3,29% de las partículas presentarán una fluidización del tipo chorro.

La **Figura 5.9** presenta el diagrama de Schytill para las condiciones operacionales. Se puede observar que para las velocidades superficiales  $U_s=0.884\text{m/s}$  y  $U_s=0.638\text{ m/s}$ , las partículas sólidas menores que  $100\mu\text{m}$  se encuentran dentro de la región de transporte neumático. Una forma de disminuir la proporción de finos en esta región sería disminuyendo la velocidad superficial del gas fluidizante, con esto se consigue mejorar la eficiencia del proceso, además de disminuir la cantidad de material arrastrado para fuera del lecho.

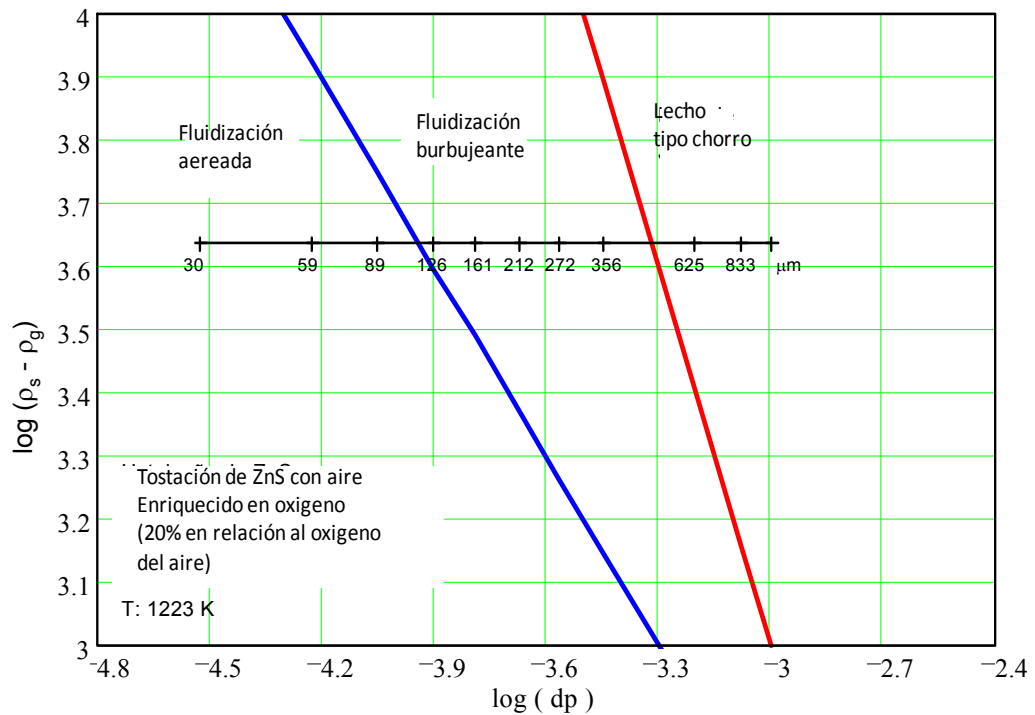


Figura 5.8: Diagrama de Geldart para las condiciones operacionales del reactor industrial.

En la Figura 5.9 se presenta también dos valores de velocidades superficiales,  $U_s=0.438\text{m/s}$  y  $U_s=0.238\text{ m/s}$  menores que las utilizadas donde mejoran las condiciones de la fluidización del concentrado de ZnS.

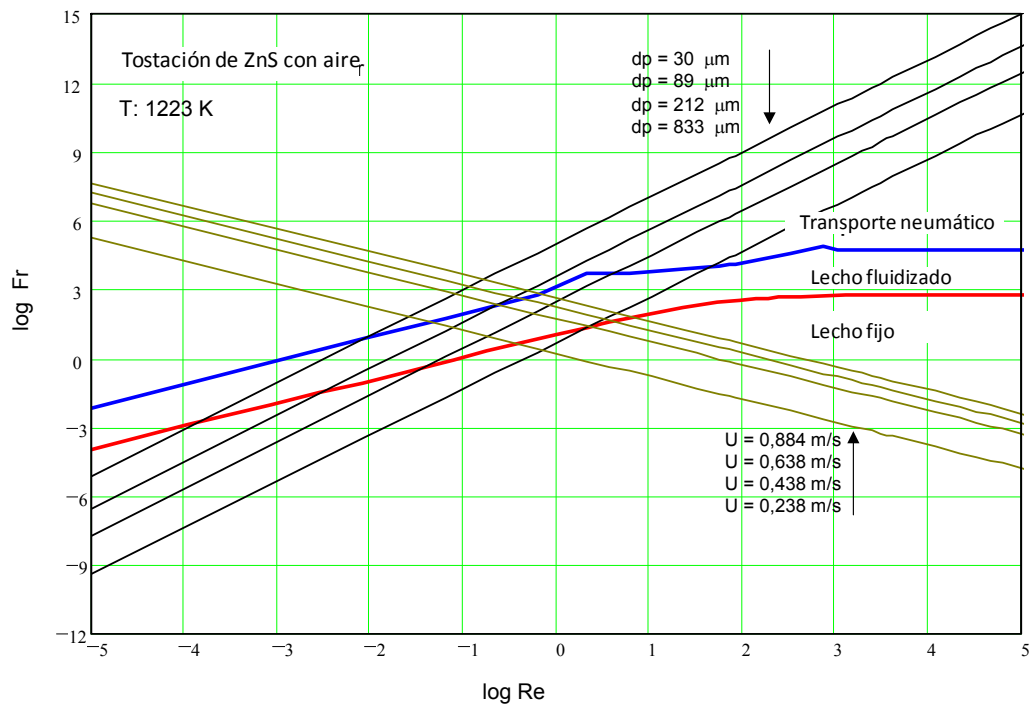
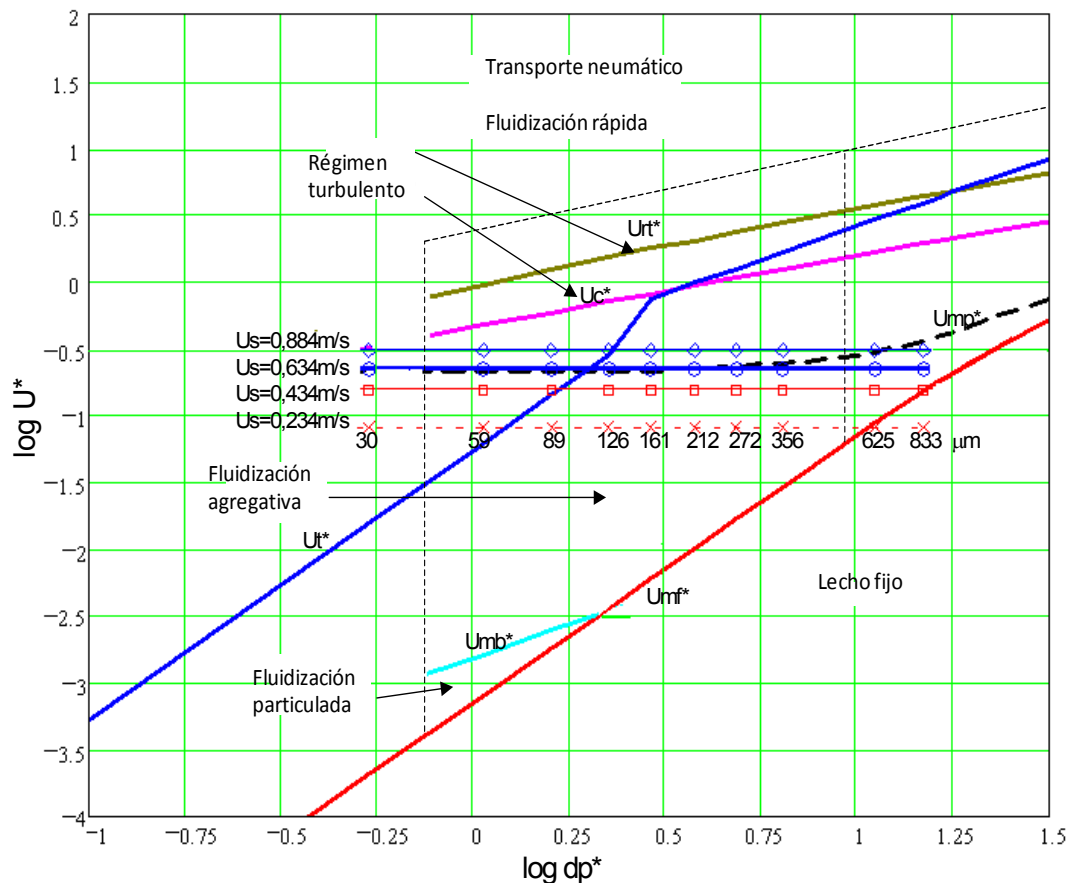


Figura 5.9: Diagrama de Schytil para las condiciones operacionales del reactor industrial.

Conforme es establecido en los fundamentos teóricos las partículas con velocidad terminal mayores que la velocidad superficial del gas, no deberían aparecer en la salida del gas, pero de acuerdo con los valores reportados existen partículas gruesas en los electrofiltros, ciclón y caldera, y que la presencia de ellas se debe posiblemente a las colisiones y al intercambio de momento entre las partículas finas y gruesas.

La **Figura 5.10**, muestra el diagrama de Grace para el reactor industrial. Se observa que con las velocidades de gas utilizadas, la posibilidad de pistonamiento del lecho sería una realidad, pero haciendo el mismo análisis empleando velocidades superficiales de gas menores, se consigue un mejor comportamiento, eliminando la posibilidad de pistonamiento del lecho.



**Figura 5.10:** Diagrama de Grace para las condiciones operacionales del reactor industrial.

Hasta aquí fueron analizados los aspectos generales relativos al comportamiento del lecho. En el **Anexo 6**, es presentado un programa para el estudio fluidodinámico de un reactor industrial en las condiciones operacionales

empleadas en la tostación del concentrado de ZnS con aire. Este programa permite tener una visión general de lo que sucede en el interior del reactor en relación a la formación de las burbujas, velocidad de ascenso de las burbujas, fracción de vacíos, entre otros, teniendo como calculo final la altura del lecho del reactor industrial y la determinación de la cantidad de material tostado que es arrastrado para afuera del reactor (**Anexo 7**). De acuerdo con las correlaciones presentadas en el Capítulo 2, fue determinado el diámetro inicial de la burbuja para el reactor industrial (**Tabla 5.1**). Los resultados fueron los siguientes:

**Tabla 5.1:** Estimativa del diámetro inicial de la burbuja en el lecho para el reactor industrial.

Correlaciones	db <sub>o</sub> (m)
Davidson	0,1150
Darton	0,1358
Geldart	0,1192
Mori & Wen	0,1147

Tomando uno de estos valores, se puede calcular la altura, z<sub>o</sub>, arriba del distribuidor del gas, donde se inicia la formación de las burbujas,

$$z_o = \left[ \frac{db_o^4 \cdot g}{U_s^2} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(42)$$

Substituyendo valores en la ecuación anterior, se obtiene: z<sub>o</sub>=0,1694m.

En la literatura existe una expresión para determinar el diámetro equivalente de la burbuja en función de su posición en el lecho. La **Tabla 5.2** presenta estos resultados.

**Tabla 5.2 :** Estimativa del diámetro equivalente de la burbuja en función de su posición en el lecho.

Z (m)	db <sub>eq</sub> (m)
0,2	0,1889
0,4	0,2381
0,6	0,2847
0,8	0,3296
1,0	0,3729
1,1	0,4150

El análisis de los resultados del **Anexo 6**, proporcionan importantes informaciones del comportamiento del lecho. Por ejemplo el análisis de la velocidad de ascenso de la burbuja,  $U_b$ , en relación a la velocidad terminal de la partícula,  $U_t$ , establece que si  $U_b > U_t$  la burbuja se rompe.

La **Tabla 5.3** presenta los resultados obtenidos de  $U_b$  y  $U_t$ . Se puede observar que para las partículas menores a  $126\mu\text{m}$  y para las velocidades superficiales empleadas,  $U_b$  es mayor que  $U_t$ . También el valor de la velocidad superficial del gas fluidizante que es  $0,638173\text{ m/s}$  es mayor que la velocidad terminal,  $U_t$ , de las partículas menores a  $89\mu\text{m}$ , esto nos da una explicación de la gran cantidad de material calcinado que es arrastrado para afuera del reactor (72%)

**Tabla 5.3:** Estimativa de la velocidad de ascenso de la burbuja,  $U_b$ , y de la velocidad terminal de la partícula,  $U_t$ , en el reactor de lecho fluidizado industrial.

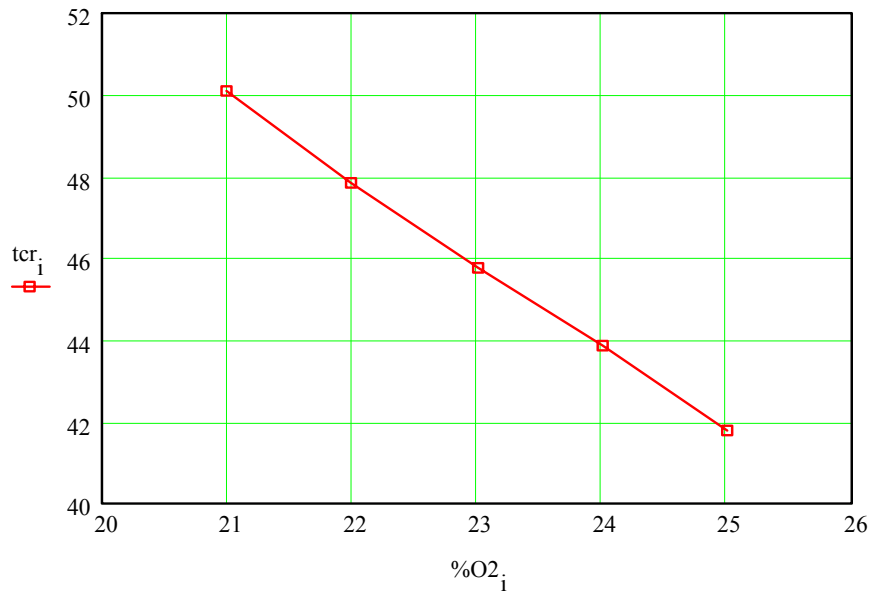
$d_p$ ( $\mu\text{m}$ )	$U_b$ (m/s)	$U_t$ (m/s)
30	1,954	0,046
50	1,952	0,178
89	1,947	0,405
126	1,939	0,812
161	1,928	2,162
212	1,908	2,846
272	1,878	3,652
356	1,822	4,780
625	1,536	8,391
833	1,181	11,184

## 5.5 Análisis de la cinética de la reacción

La **Tabla 5.4** presenta los resultados obtenidos del análisis cinético (**Anexo 8**), de la variación del tiempo de conversión total,  $t_{cr}$ , de la partícula de ZnS en ZnO, en función del enriquecimiento del aire en oxígeno (% $\text{O}_2$  en el aire empleado como gas fluidizante) a 1223 K.

**Tabla 5.4:** Tiempo de conversión total de ZnS a ZnO,  $t_{cr}$ , en función del %O<sub>2</sub> en el aire a 1223K.

% O <sub>2</sub>	$t_{cr}$ (s)
21	50,111
22	47,834
23	45,756
24	43,850
25	41,763



**Figura 5.11:** Influencia del enriquecimiento de aire en O<sub>2</sub>, en la tostación del ZnS.

Comparando los valores de  $t_{cr}$  obtenidos para las conversiones a 21%O<sub>2</sub> y 25% O<sub>2</sub>, se llega a la conclusión que el enriquecimiento en oxígeno aumenta la productividad del proceso en aproximadamente 15% a 1223K.

De acuerdo con los diagramas fluidodinámicos levantados para el reactor industrial, una disminución en la velocidad superficial del gas mejoraría el rendimiento del reactor.

Conforme obtenido en los análisis granulométricos de los concentrados de ZnS, estos contienen una gran cantidad de finos. Las partículas pequeñas presentan alta superficie específica disponible para la reacción, pero con todo, la elección de la velocidad superficial del gas fluidizante,  $U_s$ , debe minimizar el

arrastre de las partículas para fuera del lecho, que para las condiciones operacionales actuales es muy elevada (72%).

En relación a la permeabilidad del lecho, el reactor industrial en estudio presenta una buena permeabilidad, conforme a los resultados obtenidos del cálculo de la fracción de vacíos en el **Anexo 6**, ya que un lecho con baja fracción de vacíos reduce la permeabilidad del lecho.

Desde el punto de vista cinético, se puede observar que el enriquecimiento del aire hasta 25% con oxígeno a 1223K mejora la productividad del proceso.

El apareamiento de partículas nuevas de mayor tamaño en los productos tostados, confirma la existencia de aglomeración en el lecho, lo que concuerda con los estudios termodinámicos efectuados para la temperatura de 1223K.

## 6. CONCLUSIONES

Los principales resultados obtenidos en el estudio de la tostación de concentrados de sulfuro de zinc en un reactor de lecho fluidizado industrial, con control simultáneo de temperatura, presión y flujo de gas fluidizante, conducen a las siguientes conclusiones:

- La elevación de la temperatura de operación hasta 1223K, en el proceso de oxidación térmica, conduce a un aumento de la conversión final del ZnS.
- El enriquecimiento del aire hasta 25% en oxígeno presenta un aumento de cerca de 15% en la productividad del proceso de tostación de concentrados de zinc a 1223K.
- Del análisis granulométrico del producto tostado a 1223K y del concentrado de ZnS, se concluye que existe aglomeración de partículas en el lecho. Este resultado fue previsto a partir del análisis mineralógico y del análisis termodinámico, debido a la presencia de impurezas en el concentrado de ZnS.
- Las velocidades superficiales del gas fluidizante deberían ser disminuidas pues, para los valores empleados existe, de acuerdo a los diagramas fluidodinámicos levantados, la probabilidad de ocurrencia de pistonamiento del lecho. El pistonamiento del lecho lleva a una disminución del contacto entre el gas y las partículas sólidas, perjudicando el desempeño del reactor.
- Con la disminución de la velocidad superficial del gas fluidizante también se consigue disminuir el porcentaje de material tostado arrastrado, que es muy elevada (72%).
- A partir del análisis de los diagramas fluidodinámicos se recomienda emplear velocidades superficiales de gas fluidizante en el rango de:

$$0,2 \text{ m/s} < U_s < 0,6 \text{ m/s}$$

- Los resultados de los programas presentados en los apéndices a pesar de la utilización de correlaciones empíricas existentes en la literatura, presentaron una buena concordancia con los valores observados en la práctica.

## 7. SUGERENCIAS PARA TRABAJOS FUTUROS

En base a los resultados obtenidos, se sugiere para futuros trabajos de investigación relacionados a la tostación de concentrados de zinc en reactor de lecho fluidizado industrial las siguientes propuestas:

- Analizar las fases presentes en los productos obtenidos intentando obtener una determinación más precisa de la cinética llevando en consideración la presencia del Fe, Pb, Cu, etc.;
- Realizar estudios complementarios de Microscopia Electrónica para intentar obtener la cantidad total de ferrita de zinc en el material tostado;
- Cuantificar el efecto de la cantidad de plomo en el concentrado de ZnS inicial, en relación a la aglomeración de partículas en el lecho;
- Investigar detalladamente la microestructura de las muestras de ZnS, particularmente de las muestras tostadas a 950 y 1000°C, por presentar un buen potencial para aplicaciones prácticas. Además de los parámetros operacionales de la reacción (por ejemplo, temperatura y presión parcial de oxígeno), es importante verificar la influencia de la relación Fe/Zn en la determinación de la microestructura del material calcinado.

## 8. BIBLIOGRAFÍA

1. ONG, J.N.; WADSWORTH, M.E.; FASSELL, W.M.; **Kinetic study of the Oxidation of Sphalerite**, Journal of Metals, p. 257-263, 1956.
2. CANNON, K.J.; DENBIGH, K.G. **Studies on gas-solid reactions- The oxidation rate of zinc sulphide**, Chemical Engineering Science, Vol.6 (1957), p.145-154.
3. NATESAN, K.; PHILBROOK, O.W. **Oxidation Kinetic Studies of Zinc Sulfide in a Fluidized Bed**, Metallurgical Transactions B, Volume 1, p. 1353-1360, 1970,
4. GOKARN, A.N.; DORAISWAMY, L.K. **A model for solid-gas reaction**, Chemical Engineering Science, Vol.26, October (1971), p.1521-1533.
5. RAJESWARA RAO, T., KUMAR, R. **An experimental study of oxidation of zinc sulphide pellets**, Chemical Engineering Science, Vol.37, (1982), p.987-996.
6. MOUNTVALA, A.J., RAVITZ, S.F., **Electrochemical Determination of Thermodynamics Properties of Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-PbO system**, Journal of American Ceramics Soc., Vol.45 (1963), p.285-296.
7. BOULEKE, M. P.; McDOWELL, O.K., **X-Ray diffraction Investigation of the PbO-ZnO System**, Journal of American Ceramics Soc., Vol.46 (1963), p.243-252.
8. BRETT, P.R.; KULLERUD, G., **Year Book**, Carnegie Institute Washington, 202, (1964).
9. DUTRIZAC, J.E.; **Micrographic Study of Sulfide Roasting**. Canadian Journal of Chemistry, Vol.58 (1980), p.739-747.
10. BENLYAMANI, M.; AJERSCH, F. **Agglomerating of particles during Roasting of Zinc Sulfide Concentrates**. Metallurgical Transactions B, Volume 17B, p. 647-656, 1986
11. SHU, J.; LAKSHMANAN, V.I.; CONVEY, J. **Sintering and Ferrite formation during high temperature Roasting of Sulfide Concentrates**, Canadian Metallurgical Quarterly, Vol.38, N°4, p. 215-225, 1999.
12. DIMITROV, R.; BONEV, I. **Mechanism of zinc sulphide oxidation**. Thermochemica Acta 106, p. 9-25, 1986.
13. BOYANOV, B.S.; DIMITROV, R.I.; ZIVKOVIC, Z.D. **Thermal behavior of low-quality zinc sulphide concentrates**, Thermochemica Acta 296, p. 123-128, 1997.

14. ZIVAN ZIVKOVIC; DRAGANA ZIVKOVIC; DARKO GRUJICIC; VESELIN SAVOVIC. **Kinetics of the oxidation process in the System Zn-Fe-S-O.** *Thermochimica Acta* 315), p. 33-37,1998.
15. DIMITROV, R.I.; MOLDOVANSKA, N.; BONEV, I.K. ZIVKOVIC, Z. **Oxidation of marmatite,** *Thermochimica Acta* 362, p. 145-151, 2000.
16. DUNN, J.G. **The oxidation of sulphide minerals.** *Thermochimica Acta* 300 p. 127-139, 1997.
17. NAKAMURA, Y. et al. **Effect of zinc sulphide concentrate composition and Roasting Temperature,** *Canadian Metallurgical Quarterly,* Vol.45 (1996) p. 235-244.
18. THORNHILL, P.G.; PIDGEON, L.M. **Micrographic study of sulfide roasting.** *Journal of Metals,* p.989-995, 1957
19. ROSENQVIST, T. **Fundamentos de Metalurgia Extractiva,** Mc. Graw-Hill. Inc. (1987).
20. SZEKELY, J.; THEMELIS, N.J., **Rate Phenomena in Process Metallurgy,** John Wiley & Sons, New York (1971).
21. REPPENHAGEN JENS, **Fluidization, Particle Technology: Practical Exercises,** Technical University Hamburg-Harburg. [www.tu-harburg.de/forschung/fobe/1995-2000/a1998.6-2/w.78.975599648366.html](http://www.tu-harburg.de/forschung/fobe/1995-2000/a1998.6-2/w.78.975599648366.html)
22. KUNI, D.E.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering,** John Wiley & Sons , New York (1969).
23. DEYIN LIU, MOOSON KWAWK, HONGZHONG LI, **Aggregative and Particulate Fluidization – The two extremes of a continuous spectrum.** *Chemical Engineering Science,* Vol. 51, N°17, p.4045-4063, 1996.
24. QUEIROZ, C. A. R., **Ustulacao Oxidante de um concentrado de sulfeto de zinco em um reator de Leito Fluidizado,** Dissertação de Mestrado, PUC-Rio, 1997.
25. MOOSON KWAWK, JINGHAI LI. **Fluidization regimens,** *Power Technology* 87, p. 193-202, 1996.
26. GELDART, D. **Gas Fluidization Technology.** John Wiley & Sons (1986)
27. AL-ZAHRANI, A.A.; DAOUS, M.A.; **Bed expansion and average bubble rise elevation in a gas-solid fluidized bed,** *Power Technology* 87, p. 255-257, 1996.
28. NAKAMURA, Y. et al. **A study on the behavior of bubbles and solids in bubbling fluidized beds,** *Power Technology* 113 (2000) p. 327-344.
29. RHODES MARTIN, **What is Turbulent Fluidization?,** *Power Technology* 88, p. 3-14, 1996.

30. BI, H.T.; ELLIS, N.; ABBA, I.A.; GRACE, J.R. **A state-of-the-art review of gas-solid Turbulent Fluidization**, Chemical Engineering Science 55, p. 4789-4825, 2000.
31. GRACE, J.R. **High-Velocity Fluidized Bed Reactors**, Chemical Engineering Science, Vol. 45, N°8, p. 1953-1966, 1990
32. FUKUNAKA; MONTA, Y.; AZAKI, T.; KONDO, Y. **Fluidization of Zinc Sulfide in a Fluidized Bed**, Metallurgical transactions B, Volume 7B (1976), p.307-314.
33. LEVENSPIEL, O. **Engenharia das Reações Químicas- Cálculo de Reatores**, Edward Buckler Ltda., São Paulo, 1980.
34. HONG YONG SOHN & MILTON E. WADSWORTH, **Cinética de los Procesos de la Metalurgia Extractiva**, Editorial Trillas, México (1986).
35. ROINE, A. **SOFTWARE HSC CHEMISTRY**, Versão 2.03, Outukumpu Research (1989).
36. GRAYDON, J.W.; KIRK, D.W. **The mechanism of Ferrite formation from Iron sulfides during Zinc Roasting**, Metallurgical Transactions B, Volume 19B (1988), p.777-485.
37. LEONG, K. **Combustion of Coal in a Fluidized Bed**. Thesis of Bachelor of Chemical Engineering, University of Queensland, Australia. 1998.
38. CONDINA, V.K.; JORGENSEN, F.R.; TURNER, T.M. **Basic Lead Sulfates as agglomerating agents during the Fluid-Bed Roasting of Zinc Concentrates**. Metallurgical Transactions B Volume 11B, p. 637-638, 1980.
39. TANNOUS, K.; HEMATI, M.; LAGUERIE, C. **Hydrodynamic Characteristics of Fluidized Beds containing Large Polydispersed Particles**, Brazilian Journal of Chemical Engineering, Vol.15, N°1, 1998.
40. MATSEN, J.M.; **Scale-Up of fluidized bed processes: Principle and practice**, Power Technology 88, p. 237-244, 1996.
41. BIRD, R.B.; STWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. **Transport Phenomena**, John Wiley & Sons, New York (1969)
42. **SOFTWARE MATHCAD PLUS 6.0**, Professional Edition, Mathsoft. Inc. 1995.

# ANEXO 1

## Velocidad mínima de fluidización, $U_{mf}$

$$T := 1223 \text{ K}$$

Temperatura (K)

$$\rho_g := 0.288$$

Masa específica del gas ( $\text{kg/m}^3$ )

$$\rho_s := 4354$$

Masa específica de los sólidos ( $\text{kg/m}^3$ )

$$\mu := 4.604 \cdot 10^{-5}$$

Viscosidad del gas ( $\text{kg/m}^*\text{s}$ )

$$g := 9.81$$

Aceleración de la gravedad ( $\text{m/s}^2$ )

$$dp := 0.000069, 0.000083.. 0.000391$$

Diámetro de la partícula (m)

$$Ar(dp) := \frac{dp^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2}$$

### 1.- WEN & YU (1966)

$$Remfw(dp) := \left( 33.7^2 + 0.0408 Ar(dp) \right)^{0.5} - 33.7$$

$$Umfw(dp) := \frac{Remfw(dp) \cdot \mu}{dp \cdot \rho_g}$$

### 2.- BABU, SHAH & TALWALKER(1978)

$$Remfb(dp) := \left( 25.25^2 + 0.0408 Ar(dp) \right)^{0.5} - 25.25$$

$$Umfb(dp) := \frac{Remfb(dp) \cdot \mu}{dp \cdot \rho_g}$$

### 3.- GOROSHKO, ROZENBAUM & TODES(1966)

$$Remfg(dp) := \frac{Ar(dp)}{\left( 1400 + 5.2 \cdot \sqrt{Ar(dp)} \right)}$$

$$Umfg(dp) := \frac{Remfg(dp) \cdot \mu}{dp \cdot \rho_g}$$

4.- THONGLIMP, HIQUILY & LAGUERIE(1984)

$$\text{Remft}(dp) := (31.6^2 + 0.0425 \cdot \text{Ar}(dp))^{0.5} - 31.6$$

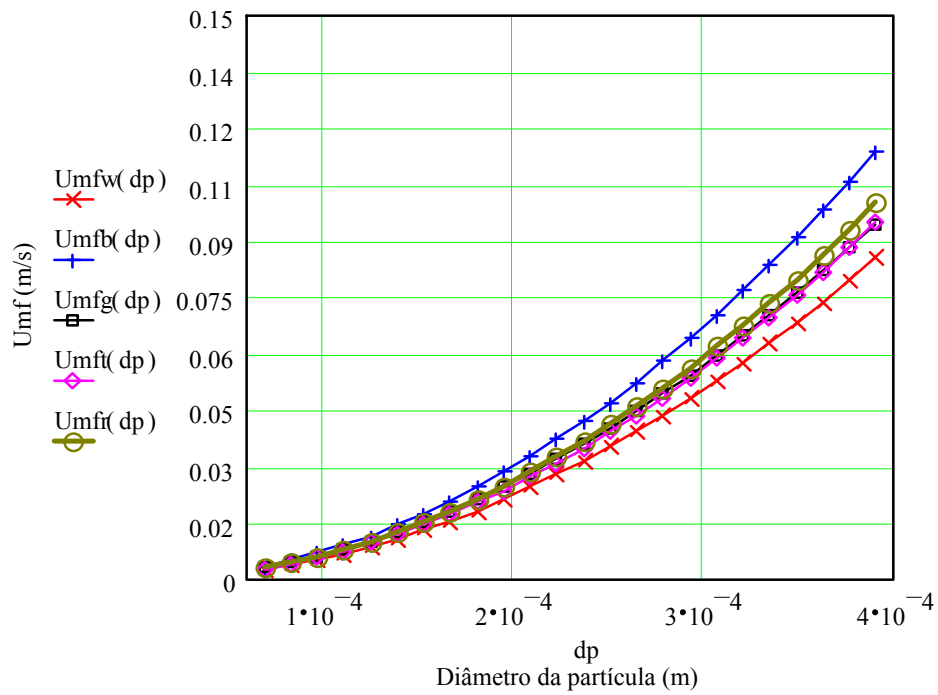
$$\text{Umft}(dp) := \frac{\text{Remft}(dp) \cdot \mu}{dp \cdot \rho g}$$

5.- RICHARDSON & GRACE(1982)

$$\text{Remfr}(dp) := (25.7^2 + 0.0365 \cdot \text{Ar}(dp))^{0.5} - 25.7$$

$$\text{Umfr}(dp) := \frac{\text{Remfr}(dp) \cdot \mu}{dp \cdot \rho g}$$

Velocidad mínima de fluidización ( $U_{mf}$ )



$U_{mfr}$  : velocidad mínima de fluidización ( m/s) según Richardson:

$$\text{Umfr}(0.000058) = 2.216 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{Umfr}(0.000069) = 3.136 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{Umfr}(0.0000825) = 4.483 \cdot 10^{-3}$$

$$Umfr(0.000098) = 6.326 \cdot 10^{-3}$$

$$Umfr(0.000128) = 0.011$$

$$Umfr(0.000181) = 0.022$$

$$Umfr(0.000256) = 0.043$$

$$Umfr(0.0003625) = 0.086$$

$$Umfr(0.0005125) = 0.171$$

$$Umfr(0.000725) = 0.336$$

## NÚMERO DE DISCRIMINACIÓN "D<sub>n</sub>"

$$T := 1223$$

Temperatura (K)

$$\rho_g := 0.289$$

Masa específica del gas (kg/m<sup>3</sup>)

$$\rho_s := 4354$$

Masa específica del sólido (kg/m<sup>3</sup>)

$$\mu := 4.637 \cdot 10^{-5}$$

Viscosidad del gas (kg/m\*s)

$$G := 9.81$$

Aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

$$dp := 0.000069, 0.000083 .. 0.000391$$

Diámetro de la partícula (m)

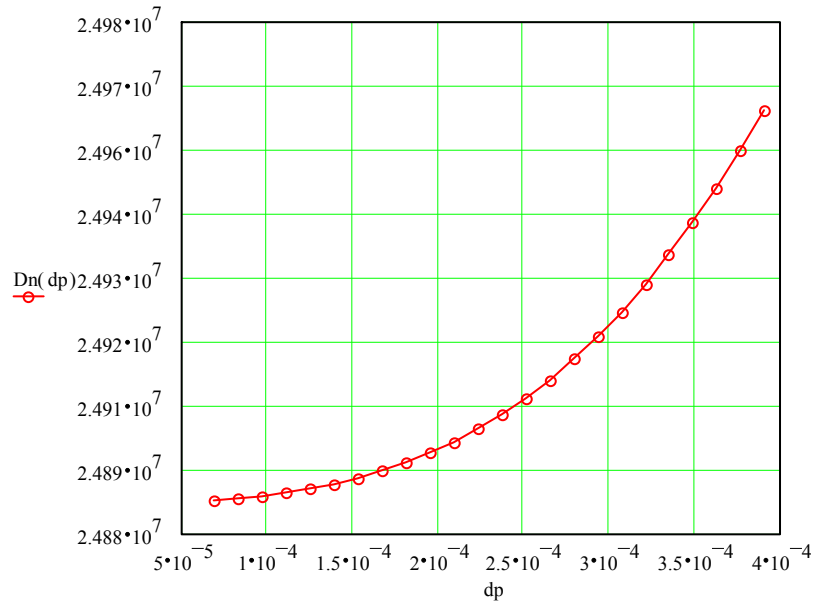
$$Ar(dp) := \frac{(dp)^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot G}{\mu^2}$$

Número de Archimedes

$$Remfw(dp) := \left( 33.7^2 + 0.0408 \cdot Ar(dp) \right)^{0.5} - 33.7 \quad \text{WEN \& YU (1966)}$$

$$Dn(dp) := \left( \frac{Ar(dp)}{Remfw(dp)} \right) \cdot \left( \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \right)$$

Número de discriminación "D<sub>n</sub>"



## CÁLCULO DE LA MASA ESPECÍFICA Y DE LA VISCOSIDAD DEL GAS FLUIDIZANTE

### A) Masa específica de la mezcla de gases:

$n := 2$  Número de componentes gaseosos

$i := 1$  Componente gaseoso 1

$j := 2$  Componente gaseoso 2

$R := 0.082 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kgmol} \cdot \text{K}}$  Constante universal de los gases

$P := 1 \text{ atm}$  Presión del proceso

$T := 873, 923.. 1223 \text{ K}$  Temperatura del proceso

$M_1 := 32 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}$  Masa molecular del oxígeno

$M_2 := 28.02 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}$  Masa molecular del nitrógeno

$X_1 := 0.21$  Fracción molar del componente 1

$$X_2 := 0.79$$

Fracción molar del componente 2

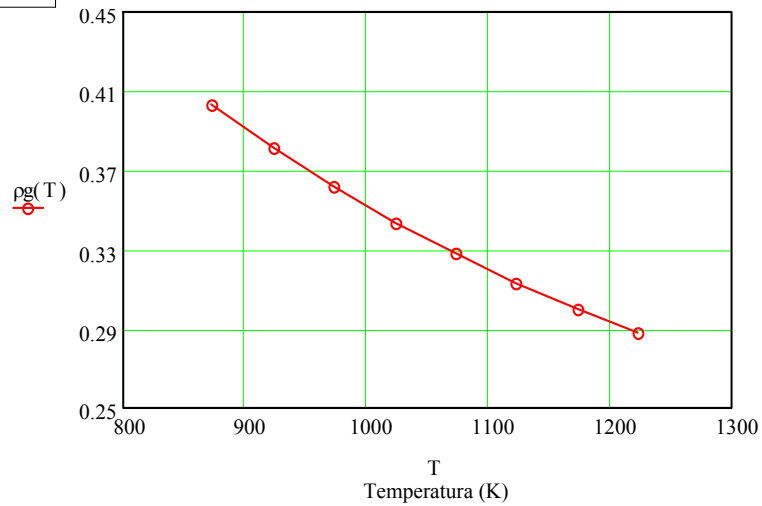
Masa específica del oxígeno y del nitrógeno:

$$\rho_{O2}(T) := \frac{P \cdot M_i}{R \cdot T} \qquad \rho_{N2}(T) := \frac{P \cdot M_j}{R \cdot T}$$

Masa específica de la mezcla gaseosa:

$$\rho_g(T) := X_1 \cdot \rho_{O2}(T) + X_2 \cdot \rho_{N2}(T)$$

T	$\rho_{O2}(T)$	$\rho_{N2}(T)$	$\rho_g(T)$
873	0.447	0.391	0.403
923	0.423	0.37	0.381
973	0.401	0.351	0.362
$1.023 \cdot 10^3$	0.381	0.334	0.344
$1.073 \cdot 10^3$	0.364	0.318	0.328
$1.123 \cdot 10^3$	0.348	0.304	0.313
$1.173 \cdot 10^3$	0.333	0.291	0.3
$1.223 \cdot 10^3$	0.319	0.279	0.288



### B) Viscosidad de la mezcla gaseosa

$$\sigma_{N2} := 3.681$$

Diámetro de colisión del gas (A)

$$\sigma_{O2} := 3.433$$

$$\varepsilon_{kn} := 91.5$$

$$\varepsilon_k := 113$$

Tabla B-1

T εk	T εkn
7.726	9.541
8.168	10.087
8.611	10.634
9.053	11.18
9.496	11.727
9.938	12.273
10.381	12.82
10.823	13.366

ΩO2 :=	ΩN2 :=
0.8586	0.8302
0.8509	0.8231
0.8437	0.8165
0.8371	0.8102
0.8309	0.8044
0.8250	0.7989
0.8195	0.7937
0.8143	0.7887

Tabla B-2

$$\mu_{O2}(T) := 2.6693 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\sqrt{M_1 \cdot T}}{\sigma_{O2}^2 \cdot \Omega_{O2_1}}$$

$$\mu_{N2}(T) := 2.6693 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\sqrt{M_2 \cdot T}}{\sigma_{N2}^2 \cdot \Omega_{N2_1}}$$

μ O2 ( T )

4.449 · 10 <sup>-5</sup>
4.575 · 10 <sup>-5</sup>
4.697 · 10 <sup>-5</sup>
4.816 · 10 <sup>-5</sup>
4.932 · 10 <sup>-5</sup>
5.046 · 10 <sup>-5</sup>
5.157 · 10 <sup>-5</sup>
5.266 · 10 <sup>-5</sup>

μ N2 ( T )

3.743 · 10 <sup>-5</sup>
3.849 · 10 <sup>-5</sup>
3.952 · 10 <sup>-5</sup>
4.052 · 10 <sup>-5</sup>
4.15 · 10 <sup>-5</sup>
4.246 · 10 <sup>-5</sup>
4.339 · 10 <sup>-5</sup>
4.431 · 10 <sup>-5</sup>

$$\phi_{12} := \frac{1}{\sqrt{8}} \cdot \left( 1 + \frac{M_1}{M_2} \right)^{-\frac{1}{2}} \cdot \left[ 1 + \left( \frac{\mu_{O2}(T)}{\mu_{N2}(T)} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left( \frac{M_2}{M_1} \right)^{\frac{1}{4}} \right]^2$$

Factor de interacción entre gases 1 - 2

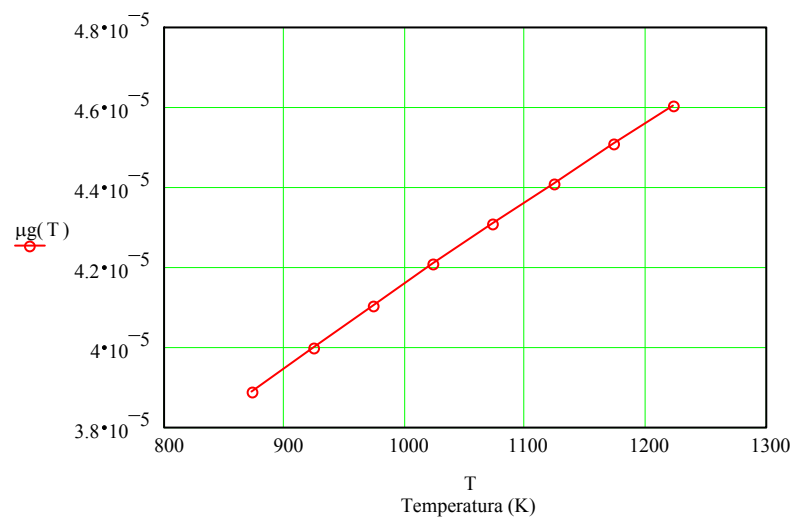
$$\phi_{21} := \frac{1}{\sqrt{8}} \cdot \left( 1 + \frac{M_2}{M_1} \right)^{-\frac{1}{2}} \left[ 1 + \left( \frac{\mu_{N2}(T)}{\mu_{O2}(T)} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left( \frac{M_1}{M_2} \right)^{\frac{1}{4}} \right]^2$$

Factor de interacción entre gases 2 - 1

$$\phi_{11} := 1 \quad \phi_{22} := 1$$

Viscosidad de la mezcla gaseosa:

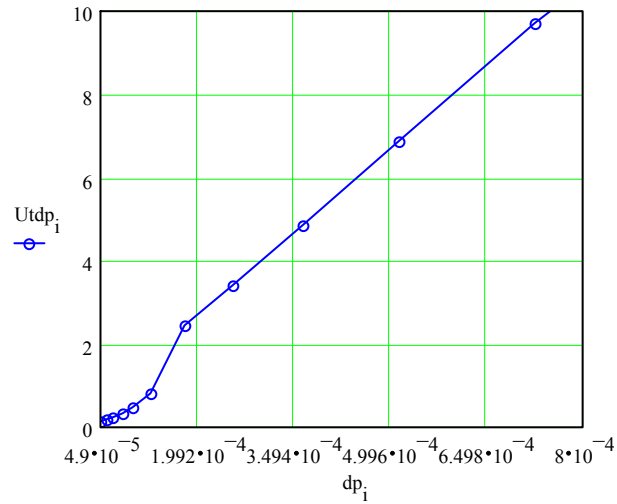
$$\mu_g(T) := \frac{X_1 \cdot \mu_{O2}(T)}{X_1 \cdot \phi_{11} + X_2 \cdot \phi_{12}} + \frac{X_2 \cdot \mu_{N2}(T)}{X_1 \cdot \phi_{21} + X_2 \cdot \phi_{22}}$$



## ANEXO 2

### Velocidad Terminal ( $U_t$ )

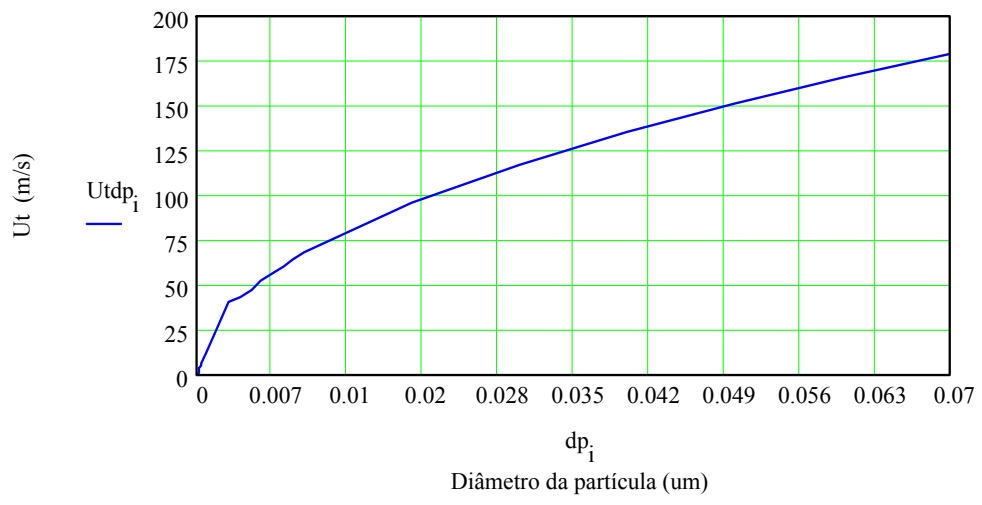
$T := 1223$	Temperatura (K)	
$\rho_s := 4354$	Masa específica de los sólidos ( $\text{kg/m}^3$ )	
$\rho_g := 0.289$	Masa específica del gas ( $\text{kg/m}^3$ )	
$\mu := 4.637 \cdot 10^{-5}$	Viscosidad del gas ( $\text{kg/m*s}$ )	
$g := 9.81$	Aceleración de la gravedad ( $\text{m/s}^2$ )	
$i := 1, 2, \dots, 28$	Diámetro de la partícula (m)	
$dp_1 := 0.000049$	$dp_{11} := 0.000725$	$dp_{21} := 0.009$
$dp_2 := 0.000058$	$dp_{12} := 0.000900$	$dp_{22} := 0.01$
$dp_3 := 0.000069$	$dp_{13} := 0.000925$	$dp_{23} := 0.02$
$dp_4 := 0.0000825$	$dp_{14} := 0.002$	$dp_{24} := 0.03$
$dp_5 := 0.000098$	$dp_{15} := 0.003$	$dp_{25} := 0.04$
$dp_6 := 0.000128$	$dp_{16} := 0.004$	$dp_{26} := 0.05$
$dp_7 := 0.000181$	$dp_{17} := 0.005$	$dp_{27} := 0.06$
$dp_8 := 0.000256$	$dp_{18} := 0.006$	$dp_{28} := 0.07$
$dp_9 := 0.0003625$	$dp_{19} := 0.007$	
$dp_{10} := 0.0005125$	$dp_{20} := 0.008$	



```

Utdp := i ← 1
Re ← 0
while Re < 0.4
    Utdpi ←  $\frac{(dp_i)^2 \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{18 \cdot \mu}$ 
    Re ←  $\frac{Utdp_i \cdot dp_i \cdot \rho_g}{\mu}$ 
    i ← i + 1
while 0.4 ≤ Re < 500
    Utdpi ←  $\left[ \frac{g^2 \cdot (\rho_s - \rho_g)^2}{\rho_g \cdot \mu} \cdot \left( \frac{4}{225} \right) \right]^{\frac{1}{3}} \cdot dp_i$ 
    Re ←  $\frac{Utdp_i \cdot dp_i \cdot \rho_g}{\mu}$ 
    i ← i + 1
while 500 ≤ Re < 200000
    Utdpi ←  $\left[ \frac{3.1 \cdot dp_i \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} \right]^{\frac{1}{2}}$ 
    Re ←  $\frac{Utdp_i \cdot dp_i \cdot \rho_g}{\mu}$ 
    i ← i + 1
    break if i ≥ 29
Utdp

```



## ANEXO 3

### Diagrama de Schytil (T =1223 K)

$\rho_s := 4354$	Masa específica de los sólidos (kg/m <sup>3</sup> )	
$\rho_g := 0.289$	Masa específica del gas (kg/m <sup>3</sup> )	
$\mu := 4.637 \cdot 10^{-5}$	Viscosidad del gas (kg/m*s)	
$g := 9.81$	Aceleración de la gravedad (m/s <sup>2</sup> )	
$i := 1, 2, \dots, 28$	Diámetro de la partícula (m)	
$dp_1 := 0.000001$	$dp_{11} := 0.0005125$	$dp_{21} := 0.009$
$dp_2 := 0.000049$	$dp_{12} := 0.000725$	$dp_{22} := 0.01$
$dp_3 := 0.000058$	$dp_{13} := 0.001$	$dp_{23} := 0.02$
$dp_4 := 0.000069$	$dp_{14} := 0.002$	$dp_{24} := 0.03$
$dp_5 := 0.0000825$	$dp_{15} := 0.003$	$dp_{25} := 0.04$
$dp_6 := 0.000098$	$dp_{16} := 0.004$	$dp_{26} := 0.05$
$dp_7 := 0.000128$	$dp_{17} := 0.005$	$dp_{27} := 0.06$
$dp_8 := 0.000181$	$dp_{18} := 0.006$	$dp_{28} := 1$
$dp_9 := 0.000256$	$dp_{19} := 0.007$	
$dp_{10} := 0.0003625$	$dp_{20} := 0.008$	

Velocidad mínima de fluidización (m/s):

$$U_{mfdp_i} := \left[ \sqrt{25.7^2 + 0.0365 (dp_i)^3 \cdot \left[ \frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]} - 25.7 \right] \cdot \frac{\mu}{dp_i \cdot \rho_g}$$

Número de Reynolds para  $U_{mf}$ :

$$Re_{mfdp_i} := \frac{U_{mfdp_i} \cdot dp_i \cdot \rho g}{\mu}$$

Frontera: Lecho fijo / Lecho fluidizado:

$$Fr_{dp_i} := \frac{(U_{mfdp_i})^2}{g \cdot dp_i}$$

```

Utdp :=
  i ← 1
  Re ← 0
  while Re < 0.4
    Utdp_i ←  $\frac{(dp_i)^2 \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{18 \cdot \mu}$ 
    Re ←  $\frac{Utdp_i \cdot dp_i \cdot \rho g}{\mu}$ 
    i ← i + 1
  while 0.4 ≤ Re < 500
    Utdp_i ←  $\left[ \frac{g^2 \cdot (\rho_s - \rho_g)^2}{\rho g \cdot \mu} \cdot \left( \frac{4}{225} \right) \right]^{\frac{1}{3}} \cdot dp_i$ 
    Re ←  $\frac{Utdp_i \cdot dp_i \cdot \rho g}{\mu}$ 
    i ← i + 1
  while 500 ≤ Re < 200000
    Utdp_i ←  $\left[ \frac{3.1 \cdot dp_i \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{\rho g} \right]^{\frac{1}{2}}$ 
    Re ←  $\frac{Utdp_i \cdot dp_i \cdot \rho g}{\mu}$ 
    i ← i + 1
    break if i ≥ 29
  Utdp
  
```

$$\text{Ardp}_i := \frac{(\text{dp}_i)^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2}$$

$$\text{Redp}_i := \frac{\text{Utdp}_i \cdot \text{dp}_i \cdot \rho_g}{\mu}$$

$$\varepsilon \text{dp}_i := \left[ \frac{18 \cdot \text{Redp}_i + 0.36 \cdot (\text{Redp}_i)^2}{(\text{Ardp}_i)} \right]^{0.2} \quad (\text{Goroshko})$$

$$\text{Frcdp}_i := \frac{(\text{Utdp}_i)^2 \cdot (\varepsilon \text{dp}_i)^{4.65}}{g \cdot \text{dp}_i}$$

### Frontera Lecho Fluidizado/ Transporte neumático:

Familia de rectas para diámetros de partícula constantes:

$$\text{Fr1dp}_i := 2 \cdot \log(\text{Redp}_i) + \log \left[ \frac{\mu^2}{(0.000049)^3 \cdot \rho_g^2 \cdot g} \right]$$

$$\text{Fr2dp}_i := 2 \cdot \log(\text{Redp}_i) + \log \left[ \frac{\mu^2}{(0.0000825)^3 \cdot \rho_g^2 \cdot g} \right]$$

$$\text{Fr3dp}_i := 2 \cdot \log(\text{Redp}_i) + \log \left[ \frac{\mu^2}{(0.000256)^3 \cdot \rho_g^2 \cdot g} \right]$$

$$\text{Fr4dp}_i := 2 \cdot \log(\text{Redp}_i) + \log \left[ \frac{\mu^2}{(0.000725)^3 \cdot \rho_g^2 \cdot g} \right]$$

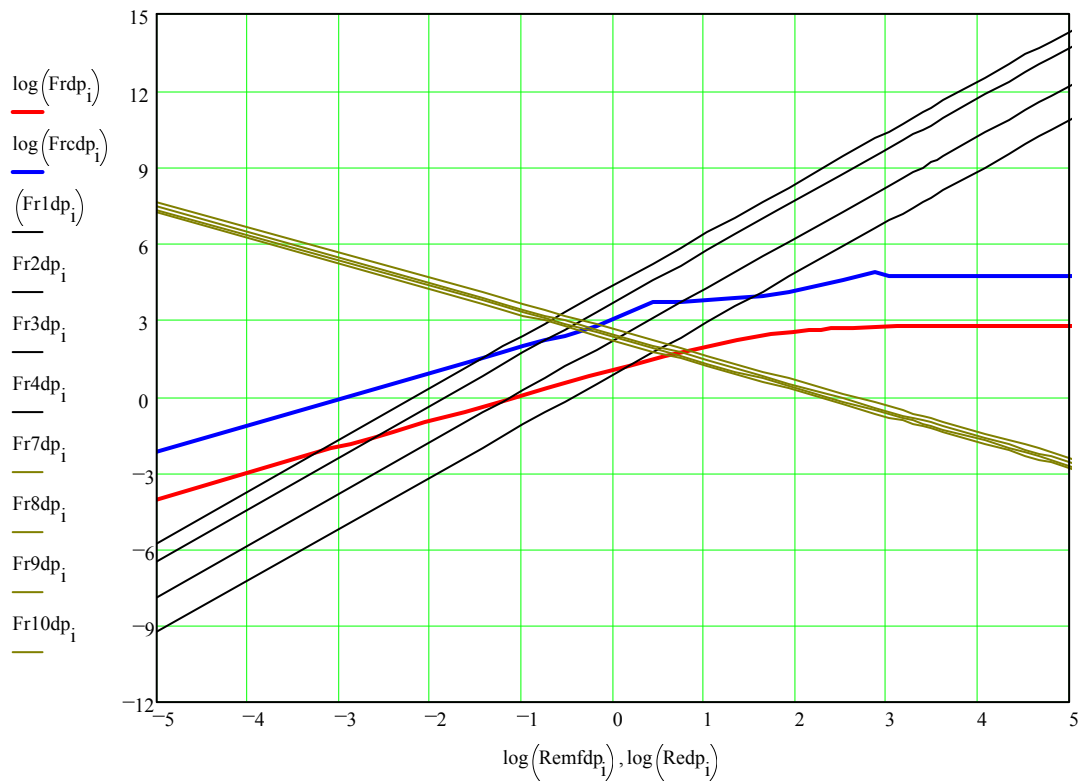
Familia de rectas para velocidades superficiales del gas constante:

$$Fr7dp_1 := -\log(Redp_1) + \log\left(\frac{0.87399^3 \cdot \rho g}{g \cdot \mu}\right)$$

$$Fr9dp_1 := -\log(Redp_1) + \log\left(\frac{0.693816^3 \cdot \rho g}{g \cdot \mu}\right)$$

$$Fr8dp_1 := -\log(Redp_1) + \log\left(\frac{0.754677^3 \cdot \rho g}{g \cdot \mu}\right)$$

$$Fr10dp_1 := -\log(Redp_1) + \log\left(\frac{0.632955^3 \cdot \rho g}{g \cdot \mu}\right)$$



## ANEXO 4

### Diagrama de Geldart

Temperatura: 1223 K (950°C) aire con 25% de O<sub>2</sub>

$\rho_g := 0.289$	Masa específica del gas (kg/m <sup>3</sup> )
$\mu := 4.637 \cdot 10^{-5}$	Viscosidad del gas (kg/m*s)
$\rho_s := 4354$	Masa específica de los sólidos (kg/m <sup>3</sup> )
$g := 9.81$	Aceleración de la gravedad (m/s <sup>2</sup> )
$i := 1, 2, \dots, 11$	Diámetro de la partícula (m)

$dp_1 := 0.000058$	$dp_6 := 0.000181$	$dp_{11} := 0.001$
$dp_2 := 0.000069$	$dp_7 := 0.000256$	
$dp_3 := 0.000083$	$dp_8 := 0.000362$	
$dp_4 := 0.000098$	$dp_9 := 0.000513$	
$dp_5 := 0.000128$	$dp_{10} := 0.000725$	

#### Frontera Grupo A / Grupo B

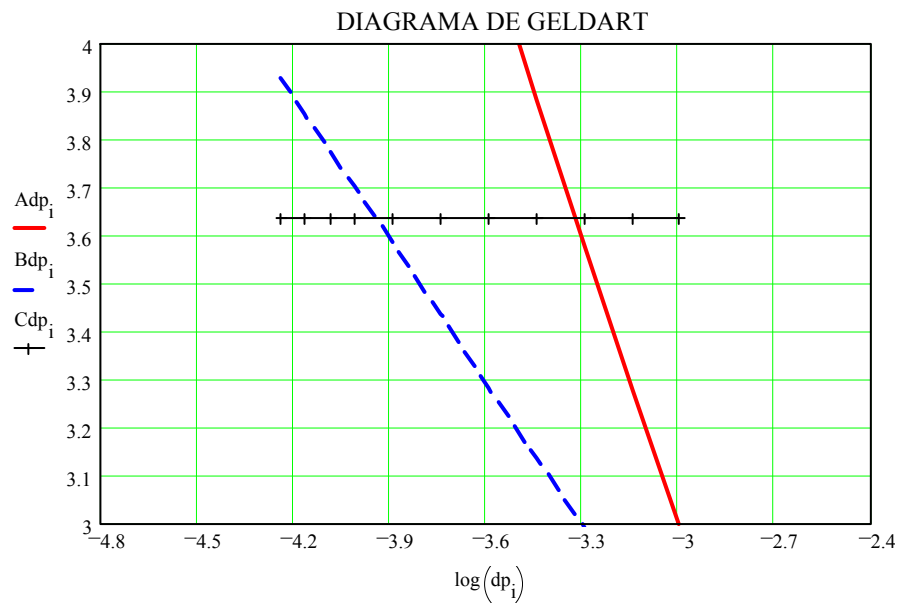
$$B dp_i := \log \left[ 4400 \cdot (\mu)^{0.9} \cdot \frac{(\rho_g)^{0.1}}{g} \cdot \frac{1}{dp_i} \right]$$

#### Frontera Grupo B / Grupo D

$$A dp_i := \log \left[ 10^{-3} \cdot \frac{1}{(dp_i)^2} \right]$$

$$Cdp_i := \log(\rho_s - \rho_g)$$

$$\text{donde: } Bdp_i = Adp_i = Cdp_i = \log(\rho_s - \rho_g)$$



## ANEXO 5

### Diagrama de Grace

$$T = 950^{\circ}\text{C} \quad (1223 \text{ K})$$

$$\rho_s := 4354$$

Masa específica del sólido (kg/m<sup>3</sup>)

$$D := 7.69$$

Diámetro del reactor (m)

$$g := 9.81$$

Aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

$$\rho_g := 0.289$$

Masa específica del gas (kg/m<sup>3</sup>)

$$\mu := 4.637 \cdot 10^{-5}$$

Viscosidad del gas (kg/m.s)

$$C1 := 25.7$$

$$C2 := 0.0365$$

$$i := 1, 2..28$$

Diámetro de la partícula (m)

$$dp_1 := 0.0000042$$

$$dp_{11} := 0.000391$$

$$dp_{21} := 0.009$$

$$dp_{22} := 0.000069$$

$$dp_{12} := 0.000500$$

$$dp_{22} := 0.01$$

$$dp_{33} := 0.000097$$

$$dp_{13} := 0.001$$

$$dp_{23} := 0.02$$

$$dp_{44} := 0.000115$$

$$dp_{14} := 0.002$$

$$dp_{24} := 0.03$$

$$dp_{55} := 0.000137$$

$$dp_{15} := 0.003$$

$$dp_{25} := 0.04$$

$$dp_{66} := 0.000165$$

$$dp_{16} := 0.004$$

$$dp_{26} := 0.05$$

$$dp_{77} := 0.000196$$

$$dp_{17} := 0.005$$

$$dp_{27} := 0.06$$

$$dp_{88} := 0.000231$$

$$dp_{18} := 0.006$$

$$dp_{28} := 0.07$$

$$dp_{99} := 0.000275$$

$$dp_{19} := 0.007$$

$$dp_{10} := 0.000328$$

$$dp_{20} := 0.008$$

$$dpadp_i := \left[ \frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}} \cdot (dp_i)$$

$$Umf dp_i := \left[ \sqrt{C1^2 + C2 \cdot (dpadp_i)^3} - C1 \right] \cdot \frac{1}{dpadp_i}$$

Frontera lecho fijo / lecho fluidizado:

```

Utadp := | i ← 1
          | Re ← 0
          | while Re < 0.4
          |   | Utadpi ←  $\frac{(dpadp_i)^2}{18}$ 
          |   | Re ← Utadpi · dpadpi
          |   | i ← i + 1
          |   | while 0.4 < Re < 500
          |   |   | Utadpi ←  $\left(\frac{4}{225}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot dpadp_i$ 
          |   |   | Re ← Utadpi · dpadpi
          |   |   | i ← i + 1
          |   |   | while 500 < Re < 200000
          |   |   |   | Utadpi ←  $(dpadp_i \cdot 3.1)^{\frac{1}{2}}$ 
          |   |   |   | Re ← Utadpi · dpadpi
          |   |   |   | i ← i + 1
          |   |   |   | break if i ≥ 29
          |   |   |   | Utadp
  
```

Para el inicio del burbujeamiento:

$$Umbdp_i := 33 \cdot dpadp_i \cdot \left[ \frac{\mu^{0.7} \cdot \rho g^{1.3}}{g^2 \cdot (\rho s - \rho g)^2} \right]^{\frac{1}{3}}$$

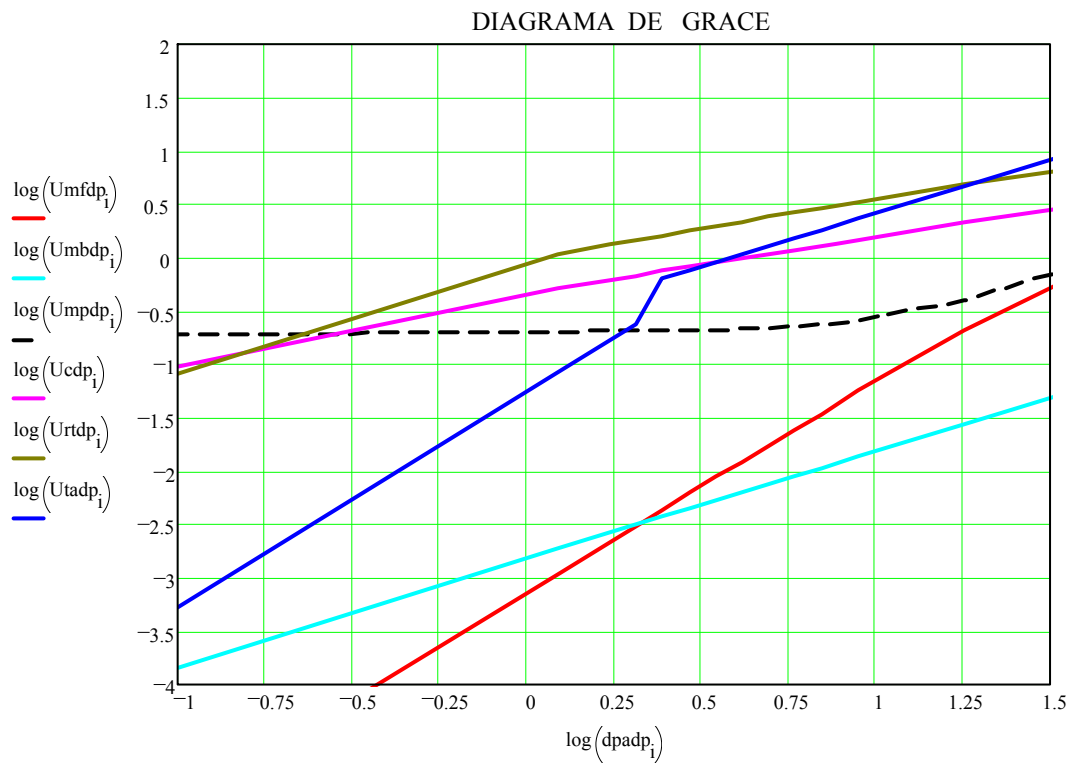
Para el inicio del pistonamiento:

$$Umpdp_i := Umfdp_i + 0.07 \cdot \sqrt{D} \cdot \left[ \frac{g^{0.5} \cdot \rho g^2}{(\rho s - \rho g) \cdot \mu} \right]^{\frac{1}{3}}$$

Condición del inicio del régimen turbulento:

$$U_{cdp_i} := 3 \cdot \left[ \frac{\rho_s \cdot \rho_g}{g \cdot (\rho_s - \rho_g)} \cdot dp_{adp_i} \right]^{\frac{1}{2}} - 0.17 \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$U_{rtdp_i} := 7 \cdot \left[ \frac{\rho_s \cdot \rho_g}{g \cdot (\rho_s - \rho_g)} \cdot dp_{adp_i} \right]^{\frac{1}{2}} - 0.77 \cdot \left[ \frac{\rho_g^2}{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot \mu} \right]^{\frac{1}{3}}$$



## ANEXO 6

### PROGRAMA PARA CÁLCULO DE LA ALTURA DEL LECHO DEL REACTOR INDUSTRIAL.

Variables:

$d_p := 0.00006523$	Diámetro medio de partículas ( m )
$D := 7.69$	Diámetro del lecho ( m )
$Nor := 4700$	Número de orificios de la placa distribuidora de gas ( - )
$g := 9.81$	Aceleración de la gravedad (m/s <sup>2</sup> )
$T := 1223$	Temperatura de operación (K)
$\rho_g := 0.289$	Masa específica del gas a temperatura T (kg/m <sup>3</sup> )
$\mu := 4.637 \cdot 10^{-5}$	Viscosidad del gas a temperatura T ( kg/ms ) .
$\rho_s := 4354$	Masa específica del concentrado ( kg/m <sup>3</sup> )
$m := 0..20$	Contador para flujo y velocidad superficial del gas
$V_m := m \cdot 500 + 26000$	Caudal operacional del gas ( m <sup>3</sup> /h )
$U_m := \left( \frac{4 \cdot V_m}{\pi \cdot D^2 \cdot 3600} \right) \cdot \frac{T}{298}$	Velocidad superficial del gas ( m/s )
$n := 0..20$	Contador para masa del concentrado
$Ms_n := n \cdot 1000 + 60000$	Masa del concentrado ( kg )

	0
V =	26000
	1 26500
	2 27000
	3 27500
	4 28000
	5 28500
	6 29000
	7 29500
	8 30000
	9 30500
	10 31000
	11 31500
	12 32000
	13 32500
	14 33000

	0
U =	0.638173
	1 0.650446
	2 0.662718
	3 0.674991
	4 0.687263
	5 0.699536
	6 0.711808
	7 0.724081
	8 0.736354
	9 0.748626
	10 0.760899
	11 0.773171
	12 0.785444
	13 0.797716
	14 0.809989

	0
Ms =	60000
	1 61000
	2 62000
	3 63000
	4 64000
	5 65000
	6 66000
	7 67000
	8 68000
	9 69000
	10 70000
	11 71000
	12 72000
	13 73000
	14 74000

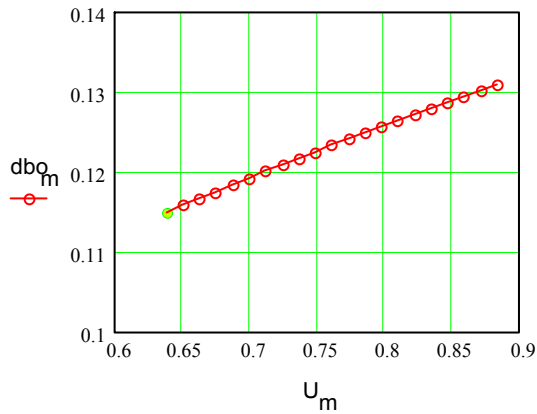
a) Cálculo de la velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$  ( m/s )

$$U_{mf} := \left[ \sqrt{25.7^2 + 0.0365 \cdot dp^3 \cdot \left[ \frac{\rho g \cdot (\rho_s - \rho g) \cdot g}{\mu^2} \right]} - 25.7 \right] \cdot \frac{\mu}{dp \cdot \rho g}$$

$$U_{mf} = 2.783 \cdot 10^{-3}$$

b) Cálculo del diámetro inicial de la burbuja de gas en el lecho,  $dbo_m$ , para una dada velocidad superficial del gas fluidizante.

$$dbo_m := \frac{1.380}{g^{0.2}} \cdot \left[ \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot \frac{(U_m - U_{mf})}{Nor} \right]^{0.4}$$

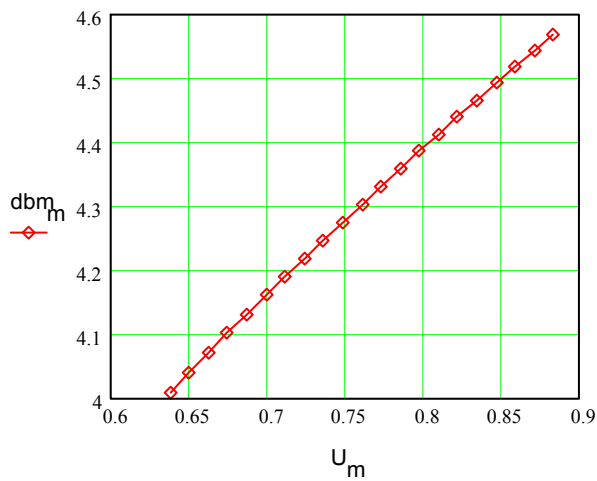


	0
0	0.115
1	0.115884
2	0.116757
3	0.117621
4	0.118475
5	0.11932
6	0.120157
7	0.120984
8	0.121804
9	0.122615
10	0.123418
11	0.124213
12	0.125001
13	0.125781
14	0.126554

dbo =

c) Cálculo del diámetro máximo estable de las burbujas en el lecho,  $dbm_m$ , para una dada velocidad superficial del gas fluidizante.

$$dbm_m := 1.635 \cdot \left[ \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (U_m - U_{mf})}{4} \right]^{0.4} \cdot g^{-0.2}$$



	0
0	4.01
1	4.041
2	4.072
3	4.102
4	4.131
5	4.161
6	4.19
7	4.219
8	4.248
9	4.276
10	4.304
11	4.332
12	4.359
13	4.386
14	4.413

dbm =

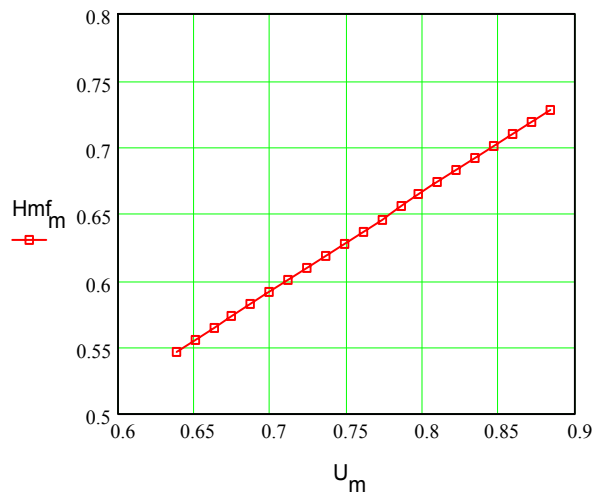
d) Cálculo de la fracción de vacíos en el lecho para  $U_{mf}$

$$Emf := (14 \cdot 0.75)^{-\frac{1}{3}}$$

$$Emf = 0.457$$

d) Cálculo de la altura del lecho para  $U_{mf}$  y una masa dada de concentrado

$$Hmf := \frac{Ms}{\rho_s \cdot (1 - Emf) \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4}}$$



	0
0	0.546
1	0.555
2	0.564
3	0.573
4	0.582
5	0.592
6	0.601
7	0.61
8	0.619
9	0.628
10	0.637
11	0.646
12	0.655
13	0.664
14	0.674

f) Cálculo de la fracción de vacíos en el lecho para masa dada de concentrado y velocidad superficial del gas fluidizante

```

 $\delta_{m,n} :=$ 
 $\delta_{1,m,n} \leftarrow 0$ 
 $A \leftarrow 0$ 
while  $A \neq 1$ 
     $H_{m,n} \leftarrow \frac{Hmf_n}{1 - \delta_{1,m,n}}$ 
     $dbHs2_{m,n} \leftarrow 0.54 \cdot (U_m - Umf)^{0.4} \cdot \left( \frac{H_{m,n}}{2} + 4 \cdot \sqrt{\frac{\pi \cdot D^2}{4 \cdot Nor}} \right)^{0.8} \cdot g^{-0.2}$ 
     $Ub_{m,n} \leftarrow U_m - Umf + 0.711 \cdot \sqrt{g \cdot dbHs2_{m,n}}$ 
     $\delta_{m,n} \leftarrow \frac{U_m - Umf}{Ub_{m,n}}$ 
    while  $\delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} > 0.1$ 
         $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} + 0.1$ 
        ( $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} - 0.1$ ) if ( $\delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} < 0$ )
    while  $0.1 > \delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} > 0.01$ 
         $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} + 0.01$ 
        ( $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} - 0.01$ ) if ( $\delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} < 0$ )
    while  $0.01 > \delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} > 0.001$ 
         $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} + 0.001$ 
        ( $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} - 0.001$ ) if ( $\delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} < 0$ )
    while  $0.001 > \delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} > 0.0001$ 
         $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} + 0.0001$ 
        ( $\delta_{1,m,n} \leftarrow \delta_{1,m,n} - 0.0001$ ) if ( $\delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} < 0$ )
     $A \leftarrow 1$  if  $\delta_{m,n} - \delta_{1,m,n} < 0.0001$ 
 $\delta_{m,n}$ 

```

	0	1	2	3	4	5
0	0.38528	0.38464	0.38400	0.38337	0.38274	0.38212
1	0.38891	0.38827	0.38763	0.38699	0.38637	0.38574
2	0.39248	0.39184	0.39120	0.39056	0.38993	0.38931
3	0.39600	0.39536	0.39471	0.39408	0.39344	0.39282
4	0.39947	0.39882	0.39818	0.39754	0.39690	0.39627
δ = 5	0.40289	0.40224	0.40159	0.40095	0.40031	0.39968
6	0.40625	0.40560	0.40495	0.40431	0.40367	0.40304
7	0.40957	0.40891	0.40826	0.40762	0.40698	0.40634
8	0.41283	0.41218	0.41153	0.41088	0.41024	0.40960
9	0.41606	0.41540	0.41475	0.41410	0.41346	0.41282
10	0.41923	0.41857	0.41792	0.41727	0.41663	0.41599
11	0.42236	0.42170	0.42105	0.42040	0.41975	0.41911
12	0.42545	0.42479	0.42413	0.42348	0.42283	0.42219
13	0.42850	0.42783	0.42718	0.42652	0.42587	0.42523

g) Cálculo de la altura del lecho para masa dada de concentrado y velocidad superficial del gas fluidizante

$$H_{m,n} := \frac{Hmf_n}{1 - \delta_{m,n}}$$

	0	1	2	3	4	5
0	0.88834	0.9022	0.91605	0.92987	0.94367	0.95745
1	0.89362	0.90756	0.92147	0.93537	0.94924	0.96309
2	0.89887	0.91289	0.92688	0.94084	0.95479	0.96871
3	0.90411	0.9182	0.93226	0.9463	0.96032	0.97431
4	0.90933	0.92349	0.93763	0.95174	0.96583	0.97989
H = 5	0.91453	0.92876	0.94297	0.95716	0.97132	0.98545
6	0.91972	0.93402	0.9483	0.96255	0.97679	0.99099
7	0.92488	0.93926	0.95361	0.96793	0.98224	0.99652
8	0.93003	0.94448	0.9589	0.97329	0.98767	1.00202
9	0.93516	0.94968	0.96417	0.97864	0.99308	1.0075
10	0.94027	0.95486	0.96943	0.98396	0.99848	1.01297
11	0.94537	0.96003	0.97466	0.98927	1.00386	1.01842
12	0.95045	0.96518	0.97989	0.99456	1.00922	1.02385
13	0.95552	0.97032	0.98509	0.99984	1.01456	1.02926

h) Cálculo del diámetro de burbujas en la parte superior del lecho para una masa dada de concentrado y velocidad superficial del gas fluidizante

$$db_{m,n} := 0.54 \cdot (U_m - U_{mf})^{0.4} \cdot \left( H_{m,n} + 4 \cdot \sqrt{\frac{\pi \cdot D^2}{4 \cdot \text{Nor}}} \right)^{0.8} \cdot g^{-0.2}$$

	0	1	2	3	4	5	6	7
0	0.349	0.352	0.355	0.358	0.361	0.364	0.367	0.37
1	0.353	0.356	0.359	0.362	0.365	0.368	0.371	0.374
2	0.357	0.36	0.363	0.366	0.369	0.372	0.375	0.378
3	0.36	0.363	0.367	0.37	0.373	0.376	0.379	0.382
4	0.364	0.367	0.37	0.374	0.377	0.38	0.383	0.386
5	0.368	0.371	0.374	0.377	0.381	0.384	0.387	0.39
6	0.372	0.375	0.378	0.381	0.384	0.388	0.391	0.394
7	0.375	0.379	0.382	0.385	0.388	0.392	0.395	0.398
8	0.379	0.382	0.386	0.389	0.392	0.395	0.399	0.402
9	0.383	0.386	0.389	0.393	0.396	0.399	0.403	0.406
10	0.386	0.39	0.393	0.397	0.4	0.403	0.406	0.41
11	0.39	0.394	0.397	0.4	0.404	0.407	0.41	0.414
12	0.394	0.397	0.401	0.404	0.407	0.411	0.414	0.418
13	0.397	0.401	0.404	0.408	0.411	0.415	0.418	0.421

i) Cálculo de la velocidad de la burbuja en la parte superior del lecho para una dada masa de concentrado y velocidad superficial del gas fluidizante

$$U_{b,m,n} := U_m - U_{mf} + 0.711 \cdot \sqrt{g \cdot db_{m,n}}$$

	0	1	2	3	4	5	6	7
0	1.951	1.956	1.962	1.968	1.973	1.979	1.984	1.989
1	1.97	1.976	1.982	1.987	1.993	1.998	2.004	2.009
2	1.99	1.995	2.001	2.007	2.012	2.018	2.023	2.029
3	2.009	2.015	2.02	2.026	2.032	2.037	2.043	2.048
4	2.028	2.034	2.04	2.045	2.051	2.057	2.062	2.068
5	2.047	2.053	2.059	2.065	2.07	2.076	2.082	2.087
6	2.067	2.072	2.078	2.084	2.09	2.095	2.101	2.107
7	2.086	2.092	2.097	2.103	2.109	2.115	2.12	2.126
8	2.105	2.111	2.116	2.122	2.128	2.134	2.14	2.145
9	2.124	2.13	2.136	2.141	2.147	2.153	2.159	2.164
10	2.142	2.149	2.154	2.16	2.166	2.172	2.178	2.184
11	2.161	2.167	2.173	2.179	2.185	2.191	2.197	2.203
12	2.18	2.186	2.192	2.198	2.204	2.21	2.216	2.222
13	2.199	2.205	2.211	2.217	2.223	2.229	2.235	2.241

## ANEXO 7

### Programa para el cálculo de la cantidad de material tostado arrastrado. Reactor Industrial.

Variables:

$U := 0.883624$	Velocidad superficial del gas (m/s)
$D := 7.69 \text{ m}$	Diámetro del lecho ( m )
$Nor := 4700$	Número de orificios de la placa distribuidora de gas
$g := 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$	Aceleración de la gravedad ( m/s <sup>2</sup> )
$T := 1223 \text{ K}$	Temperatura de operación ( K )
$\rho_g := 0.289 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	Masa específica del gas a temperatura T (kg/m <sup>3</sup> )
$\mu := 4.637 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$	Viscosidad del gas a temperatura T ( kg/ms )
$\rho_s := 4354 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	Masa específica del concentrado ( kg/m <sup>3</sup> )
$M_s := 80000 \text{ kg}$	Masa de concentrado (sulfuro) (kg)
$i := 0, 1.. 9$	

Mesh = malla Tyler

A= abertura en  $\mu\text{m}$

W= % en peso

$\text{MESH} := \begin{bmatrix} 20 \\ 35 \\ 48 \\ 60 \\ 80 \\ 100 \\ 150 \\ 200 \\ 325 \\ -325 \end{bmatrix}$	$A := \begin{bmatrix} 833 \\ 625 \\ 356 \\ 272 \\ 212 \\ 161 \\ 126 \\ 89 \\ 59 \\ 30 \end{bmatrix}$	$W := \begin{bmatrix} 0.0138 \\ 0.0191 \\ 0.0179 \\ 0.0227 \\ 0.0617 \\ 0.0279 \\ 0.1805 \\ 0.1584 \\ 0.3123 \\ 0.1854 \end{bmatrix}$
---------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------------	---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

## ETAPA 1: Cálculos preliminares

a) Cálculo del tamaño medio da partícula:

$$dpm := \frac{1}{\left[ \sum_{i=0}^9 \left( \frac{W_i}{A_i} \right) \right]} \cdot 10^{-6} \text{ m}$$

$$dpm = 6.523 \cdot 10^{-5}$$

b) Cálculo de la velocidad mínima de fluidización

$$Umf := \left[ \sqrt{25.7^2 + 0.0365 dpm^3 \cdot \left[ \frac{\rho g \cdot (\rho_s - \rho g) \cdot g}{\mu^2} \right]} - 25.7 \right] \cdot \frac{\mu}{dpm \cdot \rho g}$$

$$Umf = 2.783 \cdot 10^{-3}$$

c) Cálculo del diámetro inicial de la burbuja

$$dbo := \frac{1.38}{g^{0.2}} \cdot \left( \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot \frac{U - Umf}{Nor} \right)^{0.4} \quad dbo = 0.131 \text{ m}$$

d) Cálculo del diámetro máximo estable de la burbuja para un lecho con altura

$$H > dbm$$

$$dbm := 1.635 \cdot \left[ \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (U - Umf)}{4} \right]^{0.4} \cdot g^{-0.2} \quad dbm = 4.57 \text{ m}$$

e) Cálculo de la porosidad del lecho para velocidad mínima de fluidización

$$Emf := (14 \cdot 0.75)^{-\frac{1}{3}} \quad Emf = 0.457$$

f) Cálculo da altura del lecho a velocidad mínima de fluidización

$$Hmf := \frac{Ms}{\rho_s \cdot (1 - Emf) \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4}} \quad Hmf = 0.7281 \text{ m}$$

h) Cálculo de la altura del "freeboard" cuando el lecho esta en operación:

$$\delta := 0.4487$$

Cálculo de la altura del lecho:

$$H := \frac{Hmf}{1 - \delta} \quad H = 1.321 \text{ m}$$

$$\text{Freeboard} := 9.415 - H \quad \text{Freeboard} = 8.094$$

g ) Cálculo del diámetro de burbujas en el tope del lecho

$$dbH := 0.54(U - Umf)^{0.4} \cdot \left( H + 4 \cdot \sqrt{\frac{\pi \cdot D^2}{4 \cdot Nor}} \right)^{0.8} \cdot g^{-0.2} \quad dbH = 0.501$$

El tamaño crítico de la partícula es 161 $\mu$ m (Del análisis del Diagrama de Schytil)

ETAPA 2 : ESTIMAR TDH

La mayoría de las partículas son muy finas, entonces es interesante calcular el TDH(F)

a)Fournol et al (1973):

$$TDHf := \frac{1000U^2}{g}$$

$$TDHf = 79.591$$

b) Horio et al (1980):

$$TDHh := 4.47 \cdot dbH^{\frac{1}{2}}$$

$$TDHh = 3.165$$

c) Amitin (1968):

$$TDHa := 0.85U^{1.2} \cdot (7.33 - 1.2 \cdot \log(U))$$

$$TDHa = 5.418$$

ETAPA 3:

Si las partículas están bien mezcladas y  $d_p$  es menor que 300 $\mu$ m se puede calcular  $K^*_{i\infty}$ , para cada fracción de tamaño según Zenz-Weil (1958) y Geldart et al (1979) y luego calcular la media de estos valores

$$dp_1 := 0.000030$$

$$dp_4 := 0.000126$$

$$dp_7 := 0.000272$$

$$dp_{10} := 0.000833$$

$$dp_2 := 0.000059$$

$$dp_5 := 0.000161$$

$$dp_8 := 0.000356$$

$$dp_{11} := 0.07$$

$$dp_3 := 0.000089$$

$$dp_6 := 0.000212$$

$$dp_9 := 0.000625$$

	0
0	0
1	0.046
2	0.178
3	0.405
4	0.812
Utdp = 5	2.162
6	2.846
7	3.652
8	4.78
9	8.391
10	11.184
11	939.791

$$\text{Geldart et al (1979):} \quad Kg_i := \rho g \cdot U \cdot 23.7 \cdot \exp\left(-5.4 \cdot \frac{Utdp_i}{U}\right)$$

$$dp_1 = 3 \cdot 10^{-5} \quad Kg_1 = 4.568$$

$$dp_2 = 5.9 \cdot 10^{-5} \quad Kg_2 = 2.038$$

$$dp_3 = 8.9 \cdot 10^{-5} \quad Kg_3 = 0.508$$

$$dp_4 = 1.26 \cdot 10^{-4} \quad Kg_4 = 0.042$$

Zenz and Weil (1958):  $R := \rho g \cdot U \cdot 1.26 \cdot 10^7 \cdot (U^2)^{1.88}$   $R = 2.021 \cdot 10^6$

$$S_i := \left[ g \cdot (dp_i) \cdot (\rho s)^2 \right]^{1.88}$$

$$K_{Z_1} := \frac{R}{S_1} \quad K_{Z_1} = 0.183$$

$$K_{Z_2} := \frac{R}{S_2} \quad K_{Z_2} = 0.051$$

$$K_{Z_3} := \frac{R}{S_3} \quad K_{Z_3} = 0.024$$

$$K_{Z_4} := \frac{R}{S_4} \quad K_{Z_4} = 0.012$$

$K^*_{i\infty}$  médio:

$$K_1 := \frac{Kg_1 + K_{Z_1}}{2} \quad K_1 = 2.375$$

$$K_2 := \frac{Kg_2 + K_{Z_2}}{2} \quad K_2 = 1.045$$

$$K_3 := \frac{Kg_3 + K_{Z_3}}{2} \quad K_3 = 0.266$$

$$K_4 := \frac{Kg_4 + K_{Z_4}}{2} \quad K_4 = 0.027$$

ETAPA 4 :

Calcular la concentración de equilibrio para cada fracción de tamaño de partícula en el lecho. Para simplificar los cálculos se considera que  $K^*_{ih} = K^*_{i\infty}$

$$Ar := \pi \cdot \frac{D^2}{4} \quad Ar = 46.445$$

$$F := 4.515 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad (\text{Tasa de alimentación de concentrado en el lecho})$$

$$Xb_1 := \frac{W_9 \cdot F}{K_1 \cdot Ar + F} \quad Xb_1 = 7.29 \cdot 10^{-3}$$

$$Xb_2 := \frac{W_8 \cdot F}{K_2 \cdot Ar + F} \quad Xb_2 = 0.027$$

$$Xb_3 := \frac{W_7 \cdot F}{K_3 \cdot Ar + F} \quad Xb_3 = 0.042$$

$$Xb_4 := \frac{W_6 \cdot F}{K_4 \cdot Ar + F} \quad Xb_4 = 0.141$$

$$E_1 := K_1 \cdot Xb_1 \quad E_1 = 0.017$$

$$E_2 := K_2 \cdot Xb_2 \quad E_2 = 0.028$$

$$E_3 := K_3 \cdot Xb_3 \quad E_3 = 0.011$$

$$E_4 := K_4 \cdot Xb_4 \quad E_4 = 3.845 \cdot 10^{-3}$$

$$Rt_1 := E_1 \cdot Ar \quad Rt_2 := E_2 \cdot Ar$$

$$Rt_3 := E_3 \cdot Ar \quad Rt_4 := E_4 \cdot Ar$$

$$Rt = \begin{bmatrix} 0 \\ 0.804 \\ 1.29 \\ 0.524 \\ 0.179 \end{bmatrix}$$

$$Y := \sum_{i=1}^4 Rt_i \quad Y = 2.796$$

$$Xbb_1 := \frac{W_9 \cdot F}{K_1 \cdot Ar + F - Y} \quad Xbb_1 = 7.472 \cdot 10^{-3}$$

$$Xbb_2 := \frac{W_8 \cdot F}{K_2 \cdot Ar + F - Y} \quad Xbb_2 = 0.028$$

$$Xbb_3 := \frac{W_7 \cdot F}{K_3 \cdot Ar + F - Y} \quad Xbb_3 = 0.051$$

$$Xbb_4 := \frac{W_6 \cdot F}{K_4 \cdot Ar + F - Y} \quad Xbb_4 = 0.273$$

$$Eb_1 := K_1 \cdot Xbb_1 \quad Eb_1 = 0.018$$

$$Eb_2 := K_2 \cdot Xbb_2 \quad Eb_2 = 0.029$$

$$Eb_3 := K_3 \cdot Xbb_3 \quad Eb_3 = 0.014$$

$$Eb_4 := K_4 \cdot Xbb_4 \quad Eb_4 = 7.446 \cdot 10^{-3}$$

$$Rtb_1 := Eb_1 \cdot Ar \quad Rtb_2 := Eb_2 \cdot Ar$$

$$Rtb_3 := Eb_3 \cdot Ar \quad Rtb_4 := Eb_4 \cdot Ar$$

$$Rtb = \begin{bmatrix} 0 \\ 0.824 \\ 1.362 \\ 0.628 \\ 0.346 \end{bmatrix} \quad Z := \sum_{i=1}^4 Rtb_i \quad Z = 3.16$$

$$Xbbb_1 := \frac{W_9 \cdot F}{K_1 \cdot Ar + F - Z} \quad Xbbb_1 = 7.496 \cdot 10^{-3}$$

$$Xbbb_2 := \frac{W_8 \cdot F}{K_2 \cdot Ar + F - Z} \quad Xbbb_2 = 0.028$$

$$Xbbb_3 := \frac{W_7 \cdot F}{K_3 \cdot Ar + F - Z} \quad Xbbb_3 = 0.052$$

$$Xbbb_4 := \frac{W_6 \cdot F}{K_4 \cdot Ar + F - Z} \quad Xbbb_4 = 0.311$$

$$Ebb_1 := K_1 \cdot Xbbb_1 \quad Ebb_1 = 0.018$$

$$Ebb_2 := K_2 \cdot Xbbb_2 \quad Ebb_2 = 0.03$$

$$Ebb_3 := K_3 \cdot Xbbb_3 \quad Ebb_3 = 0.014$$

$$Ebb_4 := K_4 \cdot Xbbb_4 \quad Ebb_4 = 8.478 \cdot 10^{-3}$$

$$Rtbb_1 := Ebb_1 \cdot Ar$$

$$Rtbb_2 := Ebb_2 \cdot Ar$$

$$Rtbb_3 := Ebb_3 \cdot Ar$$

$$Rtbb_4 := Ebb_4 \cdot Ar$$

$$Rtbb = \begin{bmatrix} 0 \\ 0.827 \\ 1.372 \\ 0.644 \\ 0.394 \end{bmatrix}$$

$$ZZ := \sum_{i=1}^4 Rtbb_i$$

$$ZZ = 3.237$$

$$E\alpha := \frac{ZZ}{Ar}$$

$$E\alpha = 0.07$$

$$Eo := Ar \cdot dbH \cdot \left[ \frac{3.07 \cdot 10^{-9} \cdot \rho g^{3.5} \cdot g^{0.5}}{\mu^{2.5}} \cdot (U - Umf)^{2.5} \right]$$

$$Eo = 144.483$$

$$a := 4$$

$$Eh := E\alpha + (Eo - E\alpha) \cdot \exp(-a \cdot \text{Freeboard})$$

$$Eh = 0.07$$

El total de arrastrado es:

$$\text{Arras} := Eh \cdot Ar$$

$$\text{Arras} = 3.237$$

Finalmente: De 4,515 kg/s; 3,237 kg/s son arrastrados.

$$\% \text{arrastrado} := \frac{\text{Arras}}{F} \cdot 100$$

$$\% \text{arrastrado} = 71.692$$

## ANEXO 8

### Estudio cinético de la tostación de un concentrado de ZnS en reactor de lecho fluidizado Industrial .

Variables:

$De := 9.0 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$	Difusividad efectiva de O <sub>2</sub> y SO <sub>2</sub> a través de la capa reaccionada
$Dm := 2.2573 \cdot 10^{-4} \frac{m^2}{s}$	Difusividad molecular del oxígeno en aire a 1223 K
$\rho_s := 4354 \frac{kg}{m^3}$	Masa específica del sólido
$Us := 0.638173 \frac{m}{s}$	Velocidad superficial del gas fluidizante
$Umf := 0.002709 \frac{m}{s}$	Velocidad mínima de fluidización
$\omega_s := 60000 \text{ kg}$	Peso de sólidos en el lecho
$\omega_{s1} := 4.515 \frac{kg}{s}$	Tasa de alimentación de los sólidos (300t/d)
$\epsilon_{mf} := 0.457$	Porosidad a la velocidad mínima de fluidización
$db := 0.115 \text{ m}$	Diámetro medio de la burbuja
$dp := 0.0000652 \text{ m}$	Diámetro medio de la partícula
$D := 7.69 \text{ m}$	Diámetro del reactor
$PM_{ZnS} := 0.0975 \frac{kg}{mol}$	Peso molecular del concentrado de ZnS
$PM_{ZnO} := 0.0814 \frac{kg}{mol}$	Peso molecular del ZnO

$b := \frac{2}{3}$	Factor estequiométrico
$g := 9.81 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$	Aceleración de la gravedad
$T := 1223 \text{ K}$	Temperatura de operación
$P := 101325 \text{ Pa}$	Presión de operación
$R := 8.314$	Constante universal de los gases

1. Cálculo de la constante da tasa de reacción según Fukunaka et al (1976):

$$k_{1s} := 2.9610^{13} \cdot \exp\left(\frac{-3.1410^5}{R \cdot T}\right) \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad K_{1s} = 1.148$$

2. Cálculo de la concentración inicial de oxígeno en el proceso:

$$CA_{in} := \frac{0.252 \cdot P}{R \cdot T} \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \quad CA_{in} = 2.511$$

3. Cálculo de la velocidad de ascenso de la burbuja en el lecho burbujeante

$$U_a := \left(0.71 \cdot \sqrt{g \cdot d_b} + U_s\right) - U_{mf} \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad U_a = 1.39$$

$$a_b := \frac{6}{d_b} \text{ m}^{-1} \quad a_b = 52.174$$

$$\varepsilon_b := \frac{U_s - U_{mf}}{U_a} \quad \varepsilon_b = 0.457$$

En la práctica  $\varepsilon_b$  no debe ser superior a 0.4:  $\varepsilon_b := 0.4$

4. Cálculo de la densidad de los sólidos en el lecho:

$$\rho_{s1} := \frac{\rho_s \cdot \text{PMZnO}}{\text{PMZnS}} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad \rho_{s1} = 3.635 \cdot 10^3$$

5. Cálculo de la altura del lecho a velocidad mínima de fluidización:

$$H_{mf} := \frac{\omega s}{\rho s l \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot \varepsilon_{mf}} \quad \text{m} \quad H_{mf} = 0.778$$

6. Cálculo de la altura del lecho para las condiciones de operación:

$$H := \frac{H_{mf}}{1 - \varepsilon_b} \quad H = 1.296$$

7. Tasa de los productos sólidos del lecho:

$$F_1 := \frac{\omega s l \cdot \text{PMZnO}}{\text{PMZnS}} \quad \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad F_1 = 3.769$$

8. Cálculo del tiempo de residencia medio de los sólidos en el lecho:

$$t_s := \frac{\omega s}{F_1} \quad \text{s} \quad t_s = 1.592 \cdot 10^4$$

9. Para lechos burbujeantes el coeficiente de transferencia de masa en la interfase es:

$$K_q := \frac{U_{mf}}{3} + \left( \frac{4 \cdot D_m \cdot \varepsilon_{mf} \cdot U_a}{\pi \cdot d_b} \right)^{\frac{1}{2}} \quad \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad K_q = 0.041$$

10. Cálculo de la fracción de gas que fluye a través de la fase burbujeante:

$$\beta := \frac{U_s - U_{mf}}{U_s} \quad \beta = 0.996$$

11. Cálculo del parámetro adimensional X:

$$X := \frac{K_q \cdot a_b \cdot \varepsilon_b \cdot H}{\beta \cdot U_s} \quad X = 1.734$$

12. Cálculo de la concentración del gas a la cual los sólidos son expuestos:

Según el modelo de Orcutt:

$$K_1 := 26$$

$$1 - \beta \cdot \exp(-X) = 0.824$$

$$X_a := \frac{(1 - \beta \cdot \exp(-X)) \cdot K_1}{(1 - \beta \cdot \exp(-X)) + K_1} \quad X_a = 0.799$$

$$C_{Ad} := \frac{C_{Ain} \cdot (1 - \beta \cdot \exp(-X))}{(1 - \beta \cdot \exp(-X)) + K_1} \quad C_{Ad} = 0.077$$

13. Cálculo de la constante de tasa total de la reacción:

$$k_{ef} := \frac{1}{\left(\frac{1}{k_1 s}\right) + \frac{d_p}{12 D_e}} \quad K_{ef} = 0.678$$

14. Cálculo del tiempo para la conversión total de la partícula de ZnS en ZnO:

$$t_{cr} := \frac{\rho_s \cdot d_p}{2 \cdot b \cdot K_{ef} \cdot PM_{ZnS} \cdot C_{Ad}} \quad s \quad t_{cr} = 41.774$$

15. Cálculo de la conversión de las partículas sólidas:

$$X_b := 1 - \frac{t_{cr}}{4 \cdot t_s} \quad X_b = 0.999$$