



UNIVERSIDAD DE OVIEDO

Programa de Doctorado de Ciencia y Tecnología de Materiales

Combustión de Concentrados de Cobre en
Hornos de Fusión Flash

TESIS DOCTORAL

Roberto Parada Araya

Julio 2015



UNIVERSIDAD DE OVIEDO

Programa de Doctorado de Ciencia y Tecnología de Materiales

Combustión de Concentrados de Cobre en
Hornos de Fusión Flash

TESIS DOCTORAL

Luis Felipe Verdeja González



AUTORIZACIÓN PARA LA PRESENTACIÓN DE TESIS DOCTORAL

Año Académico: 2014/2015

1.- Datos personales del autor de la Tesis		
Apellidos: Parada Araya	Nombre: Roberto Marcelo	
DNI/Pasaporte/NIE:	Teléfono:	Correo electrónico:

2.- Datos académicos	
Programa de Doctorado cursado: Ciencia y Tecnología de Materiales (RD 1393)	
Órgano responsable: Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica	
Departamento/Instituto en el que presenta la Tesis Doctoral: Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica.	
Título definitivo de la Tesis	
Español: Combustión de concentrados de cobre en hornos de fusión flash.	Inglés: Combustion of copper concentrate in flash smelting furnaces.
Rama de conocimiento: Ingeniería y Arquitectura	

3.- Autorización del Director de la tesis	
D.: Luis F. Verdeja González	DNI:
Departamento/Instituto: Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica	

Autoriza la presentación de la tesis doctoral en cumplimiento de lo establecido en el Art.30.1 del Reglamento de los Estudios de Doctorado, aprobado por el Consejo de Gobierno, en su sesión del día 17 de junio de 2013 (BOPA del 25 de junio de 2013)

Oviedo, 4 de junio de 2015

Director de la Tesis

Fdo.: Luis Felipe Verdeja González



RESUMEN DEL CONTENIDO DE TESIS DOCTORAL

1.- Título de la Tesis	
Español: Combustión de concentrados de cobre en hornos de fusión flash.	Inglés: Combustion of copper concentrate in flash smelting furnaces.
2.- Autor	
Nombre: Roberto Marcelo Parada Araya	DNI/Pasaporte/NI
Programa de Doctorado: Ciencia y Tecnología de los Materiales (RD 1393)	
Órgano responsable: Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica	

RESUMEN (en español)

Conceptualmente el proceso de fusión flash, se opera asistido por un Balance de Masa y Energía (BME) para definir los parámetros de su control operacional. Operacionalmente se ha comprobado, que cuando son procesados concentrados bajos en Azufre y/o con un alto contenido de insolubles, se produce un descontrol operacional. Entonces el BME es una herramienta útil, pero insuficiente para lograr una exitosa operación.

Se propone entonces, un nuevo enfoque conceptual al fenómeno de combustión de concentrado, que permita caracterizar la llama del quemador del horno flash. Con el objetivo de diseñar e implementar, una respuesta operacional a la fusión de concentrados de bajo azufre y/o alto insoluble.

El plan de trabajo de esta investigación, consistió en una primera formulación teórica del fenómeno de combustión de concentrados de cobre, utilizando la teoría de “grupo de combustión”, Posteriormente, se diseñó una campaña de mediciones industriales en un horno flash, Y finalmente se desarrolló un modelo que se implementó en Matlab Simulink, donde se simula el comportamiento de los escenarios del interés de esta investigación.

La principal conclusión de esta investigación, es comprender que los mecanismos de transferencia de calor al interior de la nube de concentrado, que son controlados por los llamados “efectos interactivos”, es la etapa controlante para que se alcance el calentamiento de las partículas que posibilite su temprana ignición. Constituyéndose en el factor clave para lograr, una óptima combustión de los concentrados con bajo Azufre y/o alto contenido de insolubles.

Reconociendo lo anterior, y como aporte de esta investigación, se diseñaron e implementaron dos contribuciones operacionales al procesamiento de concentrados bajos en Azufre y/o con un alto contenido de insolubles:

1. Se formuló un procedimiento específico de operación, que desafiaba el paradigma basado en el BME y se fundamenta en controlar un valor crítico de la densidad de nube, concepto asociado directamente a controlar los “efectos interactivos”
2. Se implementó un ingenio mecánico en el quemador de concentrados, que consiste en una “lanza ignitora” la que permite catalizar la cinética de calentamiento de las partículas, en el lugar geométrico requerido, logrando la ignición temprana de la nube de partículas.



RESUMEN (en Inglés)

Conceptually the flash smelting process, it is operates on a Mass Balance and Energy (BME) to set up its operational control. Operationally it has been found, when concentrate with low Sulphur and/or high insoluble content are processed, an operational turbulence occurs. Therefore BME is a useful tool, but not enough to achieve a successfully performance.

It then proposes a new conceptual approach to concentrate combustion phenomena that will characterize the flash furnace burner flame. In order, to design and implement an operational answer to concentrate smelting with low Sulphur and/or high insoluble content.

The work plan of this research was consisted in a preliminary theoretical formulation of copper concentrate smelting. Later, it was designed an industrial monitoring campaign in flash furnace. And finally a model that was implemented in Matlab Simulink was developed, where the behavior of the scenarios of interest of this research is simulated.

The main conclusion of this research, is understand that the heat transfer mechanism inside the concentrate cloud, which they are controlled by so-called “interactive effects”, is the controlling phase to achieve the particles heating that enables its early ignition. Becoming the key factor to achieve an optimal combustion of concentrates with low Sulphur and/or high insoluble content.

Recognizing this, and like a contribution of this research, It was designed and implemented two operational contributions to processing concentrates with low Sulphur and/or high insoluble content:

1. It was formulated a specific operational procedure, that challenges the paradigm based on BME y is focalized to control a critical value of the cloud density, concept linked directly to control the “interactive effects”
2. It was implemented a mechanical device in concentrate burner, consisting of a special “ignition lance” that permit to catalyze the kinetic of the particles heating, in the required geometrical place, achieving the early ignition in the particles cloud.

Resumen

La tecnología de Fusión Flash, en su aplicación industrial, ha sido ampliamente exitosa, completando más de 70 años desde su implementación. Es una tecnología, con estándares de productividad y sustentabilidad, competitivos y de clase mundial. Pero que aún ofrece oportunidades de optimización, algunas de las cuales, son presentadas en esta investigación.

Conceptualmente la operación del proceso de fusión flash, se realiza en base al análisis químico del concentrado, para determinar el balance de masa y energía (BME), y a partir de este análisis definir los parámetros que son requeridos para establecer su control operacional. Operacionalmente se ha comprobado, que cuando son procesados concentrados, bajos en Azufre y/o con un alto contenido de insolubles, se produce un descontrol operacional. Por lo tanto el BME es una herramienta útil, pero no suficiente para lograr una exitosa operación-

Así entonces, es necesario entender el proceso de fusión flash, a partir de una interpretación de combustión de concentrados, para comprender de mejor manera los fenómenos de combustión que ocurren en la llama del quemador de concentrados.

Las investigaciones más relevantes en el campo de la combustión de especies minerales sulfuradas han permitido caracterizar el fenómeno de combustión a nivel de partícula determinando temperaturas de ignición y mecanismo de reacciones químicas entre las partículas minerales, el gas y las fases fundidas generadas. Las más recientes aplicaciones se han centrado en la combustión flash, pero siempre a nivel de partículas individuales. Los trabajos clásicos que se han desarrollado en este campo han permitido una profunda comprensión fisicoquímica de la combustión de partículas minerales específicas y aisladas. Sin embargo en la literatura no se reportan antecedentes que permitan aplicar este conocimiento fundamental a la optimización de la operación industrial. Es decir el conocimiento fundamental de los mecanismos de combustión de las partículas minerales no ha podido dar respuesta a ciertos problemas operacionales ni optimizar el rendimiento de los hornos de fusión flash.

Se propone entonces, un nuevo enfoque conceptual, al fenómeno de combustión de concentrado, que permita caracterizar la llama del quemador del horno flash. Para esto, se utiliza la “teoría de grupo de combustión”, empleada en la industria de combustión de carbones.

El propósito de esta investigación, es estudiar la tecnología de fusión de concentrados en horno flash, desde la perspectiva de los fenómenos de combustión, con el objetivo de diseñar e implementar, una respuesta operacional a la fusión de concentrados de bajo Azufre y/o alto insoluble.

El plan de trabajo de esta investigación, consistió en una primera formulación teórica del fenómeno de combustión de concentrados de Cobre, utilizando la teoría de “grupo de combustión”, con el fin de caracterizar la nube de partículas formada bajo el quemador de concentrados.

Posteriormente, se diseñó una campaña de mediciones industriales, en un horno flash, para lo cual se desarrolló una técnica de muestreo de material fundido a diferentes alturas en la torre de reacción del horno flash. Los resultados permitieron, interpretar el avance de la reacción para la nube de concentrado, en función de la remoción de Azufre, y obtener parámetros para su modelación.

El desarrollo del modelo matemático, está basado en la teoría de grupo de combustión y las ecuaciones fundamentales de conservación de: masa, energía acoplada con la ecuación cinética de reacción. Este modelo, se implementó en Matlab Simulink, donde se simula el comportamiento de los escenarios del interés de esta investigación.

La principal conclusión de esta investigación, es comprender que los mecanismos de transferencia de calor al interior de la nube de concentrado, que son controlados por los llamados “efectos interactivos”, es la etapa controlante para que se alcance el calentamiento de las partículas que posibilite su temprana ignición. Constituyéndose en el factor clave para lograr, una óptima combustión de los concentrados con bajo Azufre y/o alto contenido de insolubles.

Reconociendo lo anterior, y como aporte de esta investigación, se diseñaron e implementaron dos contribuciones operacionales al procesamiento de concentrados bajos en Azufre y/o con un alto contenido de insolubles:

1. Se formuló un procedimiento específico de operación, que desafía el paradigma basado en el BME y se fundamenta en controlar un valor crítico de la densidad de nube, concepto asociado directamente a controlar los “efectos interactivos”
2. Se implementó un ingenio mecánico en el quemador de concentrados, que consiste en una “lanza ignitora” la que permite catalizar la cinética de calentamiento de las partículas, en el lugar geométrico requerido, logrando la ignición temprana de la nube de partículas.

Para ambas contribuciones, se tiene evidencia de largo plazo, que demuestra una operación en control, cuando se funden concentrados bajos en Azufre y/o con un alto contenido de insolubles. Adicionalmente, cabe mencionar que la operación de la lanza ignitora, se ha convertido en un estándar operacional en la fundición Chagres, siendo usado para todo tipo de concentrados.

Abstract

Flash smelting technology, in industrial application, has been widely successfully, with more than 70 years since its implementation. Is a technology, with high standard of productivity and sustainability, competitive and world class. But even with optimization opportunities, some of them are detailed in this research.

Conceptually the flash smelting process, it is performed in basis to concentrate chemical analysis, to determinate mass and energy balance (BME), and from this data, to define required parameters to set up operational control. Operationally it has been found, when concentrate with low Sulphur and/or high insoluble content are processed, an operational turbulence occurs. Therefore BME is a useful tool, but not enough to achieve a successfully performance.

Therefore, is necessary to understand flash smelting process, starting with a concentrate combustion interpretation, to understand in a better way the combustion phenomena in concentrate burner flame.

The more important research in the area of sulfured minerals combustion have allowed to characterize the combustion phenomena in a particle level determining ignition temperature and chemical reaction mechanism between the minerals particles, the gas and the molten phases generated. Most of the recently applications have focused in flash combustion, but always in individual particle level. The classic works that has been developed in this area have allowed a deep physico-chemical understanding of combustion in specific and isolated mineral particles. However in technical literature no history has been reported necessary to implement this fundamental knowledge to industrial operation optimization. That means, the fundamental knowledge of combustion mechanism applied to minerals particles it has failed to respond to certain operational problems neither to optimize performance of flash smelting furnace.

It then proposes, a new conceptual approach, to concentrate combustion phenomena, that will characterize the flash furnace burner flame. In this case, it is proposed to use the “Theory of combustion group”, used in coal combustion industry.

The purpose of this research is to study the concentrate smelting technology in flash furnace, from combustion phenomena perspective with the goal to design and implement an operational answer to concentrate smelting with low Sulphur and/or high insoluble content.

The work plan of this research, was consisted in a preliminary theoretical formulation of copper concentrate smelting, using “Theory of combustion group”, with the purpose to characterize the particle cloud formed under the concentrate burner.

Later, it was designed an industrial monitoring campaign in flash furnace, for which it was developed a simple technique of molten material in different levels of flash furnace reaction tower. The results allowed, to interpret the advance of the reaction for the concentrate cloud, according to the sulfur removal, and to obtain parameters for its modeling.

The development of mathematical model is based in the theory of combustion group and the fundamental equations of mass and energy conservation linked to reaction kinetic equation. This model was implemented in Matlab Simulink, where the behavior of the scenarios of interest of this research is simulated.

The main conclusion of this research, is understand that the heat transfer mechanism inside the concentrate cloud, which they are controlled by so-called “interactive effects”, is the controlling phase to achieve the particles heating that enables its early ignition. Becoming the key factor to achieve an optimal combustion of concentrates with low Sulphur and/or high insoluble content.

Recognizing this, and like a contribution of this research, It was designed and implemented two operational contributions to processing concentrates with low Sulphur and/or high insoluble content:

1. It was formulated a specific operational procedure, that challenges the paradigm based on BME y is focalized to control a critical value of the cloud density, concept linked directly to control the “interactive effects”
2. It was implemented a mechanical device in concentrate burner, consisting of a special “ignition lance” that permit to catalyze the kinetic of the particles heating, in the required geometrical place, achieving the early ignition in the particles cloud.

For both contributions, it was collected long term evidence, demonstrating an operation under control when concentrates with low Sulphur and/or high insoluble content are smelted. Additionally is important to mention that the special ignition lance has become an operational standard, being used for all kind of concentrates.

Glosario de Términos y Abreviaciones

A_p : Área superficial de partícula sólida.	(m ²)
A_{pt} : Área superficial instantánea de partícula sólida.	(m ²)
A_T : Área superficial total de partículas sólidas.	(m ²)
b: intercepto de la recta	(-)
BME: Balance de masa y energía.	(-)
C_{O_2} : Concentración de oxígeno	(mol L ⁻¹)
CO_{2s} : Concentración de Oxígeno en la superficie de la partícula.	(mol L ⁻¹)
$CO_{2\infty}$: Concentración de Oxígeno en el seno de la fase Gas.	(mol L ⁻¹)
C_p : Capacidad calorífica	(J mol ⁻¹ K ⁻¹)
C_{pg} : Capacidad calorífica de la fase gas	(J mol ⁻¹ K ⁻¹)
d_b : Diámetro del quemador	(m)
d_p : diámetro de partículas	(m)
d_{p0} : diámetro inicial de la partícula	(m)
d_n : Diámetro de la nube de partículas	(m)
D: Coeficiente de difusión.	(m ² seg ⁻¹)
D_{AB} : Coeficiente de difusión del gas A en B.	(m ² seg ⁻¹)
D_{eff} : Coeficiente de difusión efectivo en la partícula porosa	(m ² seg ⁻¹)
D_K : Coeficiente de difusión de Knudsen.	(m ² seg ⁻¹)
E_a : Energía de activación	(J/mol)
F: Factor de forma de radiación de calor	(-)
GN: Gas natural	(-)
h: Distancia recorrida por el concentrado	(m)
h*: Punto de ignición	(m)

h_c : Coeficiente de transferencia de calor	(J seg ⁻¹ K ⁻¹)
h_m : Coeficiente de transferencia de masa entre partícula y su medio.	(m seg ⁻¹)
h_M : Coeficiente de transferencia de masa entre la nube y su medio.	(m seg ⁻¹)
h_w : Coeficiente de transferencia de calor entre el gas y la pared.	(J seg ⁻¹ K ⁻¹)
HFF: Horno de fusión flash	(-)
JSO ₂ : Flujo másico de SO ₂	(Kg seg ⁻¹)
k_o : Constante de reacción química	(seg ⁻¹)
k : Constante cinética global	(seg ⁻¹)
k_c' : Constante cinética de reacción química de primer orden.	(seg ⁻¹)
K_g : Velocidad global aparente de reacción	(m seg ⁻¹)
m : Pendiente de la recta	(-)
m_i : Masa de la especie i	(kg)
m_p : Masa de la partícula	(kg)
m_{nube} : Tasa de reacción de una partícula en la nube	(ton h ⁻¹)
$m_{partícula}$: Tasa de reacción de partícula aislada	(ton h ⁻¹)
m_{O_2} : Masa de oxígeno inicial	(ton)
\dot{m}_{O_2} : Consumo de Oxígeno	(ton h ⁻¹)
$m_{O_2, cl}$: Flujo másico de O ₂ de una partícula dentro de una nube.	(Kg seg ⁻¹)
$m_{O_2, iso}$: Flujo másico de O ₂ de una partícula aislada.	(Kg seg ⁻¹)
M_i : Masa medida/corregida para i	(kg)
M_o : Masa inicial de las partículas	(kg)
η_c : Factor de transferencia de masa	(-)
ηH : Factor de transferencia de calor	(-)
η_p : Factor de efectividad de la partícula	(-)
n_{N_2} : moles de Nitrógeno	(mol)
n_{S^o} : Moles iniciales de la partícula	(mol)
n_s : Moles iniciales de Azufre.	(mol)

p: Parámetro de modelación FeO/Fe ₃ O ₄	(-)
P_g : Presión de la fase gas	(atm)
P_t : Presión de HFF	(atm)
PM_g : Peso molecular de la fase gas	(g mol ⁻¹)
r : Radio de la partícula	(m)
R_C : Resistencia cinética por reacción química.	(m ² seg Kg ⁻¹)
R_M : Resistencia cinética por transferencia de masa.	(m ² seg Kg ⁻¹)
S/Cu: Razón Azufre Cobre.	(-)
S_{max} : Azufre máximo removido	(%)
S_{rem} : Azufre removido en el punto muestreado	(%)
T_0 : Temperatura inicial de las especies y del gas	(°C)
T_g : Temperatura del gas	(°C)
T_p : Temperatura de la partícula	(°C)
t_r : tiempo de reacción intrínseco	(seg)
t_R : tiempo de residencia	(seg)
T_w : Temperatura de la pared	(°C)
ton/h: Toneladas por hora	(-)
TR: Torre de reacción	(-)
U_0 : Velocidad inicial del Jet o velocidad de salida del quemador.	(m seg ⁻¹)
V_0 : Velocidad inicial de las especies	(m seg ⁻¹)
v_g^0 : Velocidad inicial de la fase gas	(m seg ⁻¹)
VC: volumen de control	(m ³)
w_p : Velocidad de reacción dentro de la partícula	(m seg ⁻¹)
w_s : Velocidad de reacción superficial	(m seg ⁻¹)
X: fracción removida de azufre	(-)
Y_{O_2} : Fracción másica de Oxígeno en la fase gas.	(Kg Kg ⁻¹)

Alfabeto Griego

α : Coeficiente estequiométrico de reacción química.	(-)
β : Coeficiente estequiométrico de reacción química.	(-)
δ : Coeficiente estequiométrico de reacción química.	(-)
σ : Enriquecimiento de oxígeno	($\text{m}^3 \text{ m}^{-3}$)
σ_c : Densidad del concentrado	(Kg m^{-3})
σ_{SB} : Constante de Stephan-Boltzman	($\text{J seg}^{-1} \text{m}^{-2} \text{K}^{-4}$)
$\Delta H_{rxn,i}$: Delta H de reacción de la especie i	(J mol^{-1})
ϵ : Emisividad de partícula	(-)
ξ : Coeficiente estequiométrico de reacción química.	(-)
ξ/β : Razón estequiométrica de reacción química	(-)
ϵ_p : Porosidad de la partícula porosa	($\text{m}^3 \text{ m}^{-3}$)
ϕ_t : Módulo de Thiele	(-)
η : Coeficiente de oxígeno	($\text{Nm}^3 \text{ ton}^{-1}$)
γ : Coeficiente estequiométrico de reacción química	(-)
μ : Viscosidad del fluido gaseoso.	($\text{Kg m}^{-1} \text{seg}^{-1}$)
ρ : Densidad.	(Kg m^{-3})
ρ_N : Densidad de nube.	(Kg m^{-3})
ρ_p : Densidad de partícula.	(Kg m^{-3})
ν : Viscosidad dinámica de la fase gas	(Pa s)
τ_p : Tortuosidad de partícula	(-)

Números Adimensionales

Bi: Número de Biot	(-)
G: Número del grupo de combustión	(-)
M: Número de densidad de partícula	(-)
Nu_{cl} : Número de Nusselt de nube	(-)
Nu_{coop} : Número de Nusselt cooperativo	(-)
Nu_p : Número de Nusselt de partículas	(-)
Pr_g : Número de Prandtn del gas	(-)
Re_{cl} : Número de Reynolds de nube	(-)
$Re_{p,g}$: Número de Reynolds de la partícula con el gas	(-)
Sh: Número de Sherwood.	(-)

Contenido

1. Capítulo 1: Propuesta de Tesis	21
2. 1.1. Descripción de Área de Investigación	21
3. 1.2. Propuesta de Tesis	22
4. 1.3. Hipótesis de Trabajo	22
5. 1.4. Objetivo de Tesis	22
6. 1.4.1. Objetivos Generales	22
7. 1.4.2. Objetivos Específicos	22
8. Capítulo 2: Antecedentes Generales	23
9. 2.1. Cadena Tecnológica de Producción de Cobre	23
10. 2.2. Proceso de Fundición	26
11. 2.3. Proceso de Fusión Flash	29
12. 2.4. Concentrados de Cobre	33
13. 2.5. Interpretación Físico Química del Proceso	35
14. 2.6. Balance de Masa y Energía	38
15. 2.7. Límites Tecnológicos al Proceso de Fusión Flash	39
16. Capítulo 3: Fenomenología del Proceso de Combustión de Minerales Sulfurados	41
17. 3.2. Combustión Flash de Partículas en Nube	45
18. 3.3. Teoría de Grupo de Combustión	46
19. 3.4. Factores de Transferencia	47
20. 3.4.1. Factor de Transferencia de Calor	47
21. 3.4.2. Factor de Transferencia de Masa	50
22. 3.5. Aplicación de la Teoría de Grupo de Combustión a la Fusión Flash	53
23. Capítulo 4: Modelación Dinámica de la Combustión de Nube	55
24. 4.1. Cinética de Remoción de Azufre	55
25. 4.1.1. Cinética de Remoción de Azufre de una Partícula Individual	55
26. 4.1.2. Cinética de Remoción de Azufre de una Nube de Partículas	56
27. 4.2. Balance de Masa	57
28. 4.2.1. Tabla del Mecanismo de Reacción para la Pirita FeS_2	57
29. 4.2.2. Tabla del Mecanismo de Reacción para la Calcopirita $CuFeS_2$	58
30. 4.2.3. Tabla de Mecanismo de Reacción para la Calcosita Cu_2S	58
31. 4.3. Balance de Energía	59
32. 4.3.1. Balance de Energía de Combustión de una Partícula	59
33. 4.3.2. Balance de Energía de la Nube de Partículas	60

34. 4.4. Balance de Energía del Gas	61
35. 4.4.1. Balance de Energía del Gas para Partícula Individual	61
36. 4.4.2. Balance de Energía de la Fase Gas para la Nube de Partículas	61
37. Capítulo 5: Campaña de Muestreo en Horno Industrial	63
38. 5.1. Campaña de Muestras en el Horno Flash	63
39. 5.1.1. Sistema de Referencia	64
40. 5.1.2. Muestras en el Horno Flash	65
41. 5.1.3. Control del Error de Muestreo	65
42. 5.1.4. Metodología para Reconciliación y Análisis de Data	67
43. 5.2. Resultados Experimentales	68
44. 5.3. Ecuación Experimental Punto de Ignición versus Número de Combustión	72
45. Capítulo 6: Formulación y Análisis del Modelo de Combustión	73
46. 6.1. Diseño del Modelo	73
47. 6.2. Variables y Parámetros del Modelo	76
48. 6.2.1. Variables de Entrada	76
49. 6.2.2. Ecuaciones de Balance	77
50. 6.2.3. Variables de Salida	78
51. 6.3. Calibración del Modelo	79
52. 6.3.1. Comparación Valores Modelo Original Versus Muestreo	79
53. 6.4. Simulaciones de Modelación	83
54. 6.4.1. Simulación Base	84
55. 6.4.2. Densidad de Nube	86
56. 6.4.3. Temperatura de Ingreso de las Partículas	88
57. 6.4.4. Tamaño de Partícula	89
58. Capítulo 7: Transferencia Tecnológica	91
59. 7.1. Desarrollo de un Nuevo Procedimiento Operacional	91
60. 7.2. Implementación Tecnológica de una Lanza Ignitora	92
61. 7.2.1. Factores Limitantes	93
62. 7.2.2. Selección de la Potencia de la Lanza Ignitora	96
63. 7.2.3. Implementación Tecnológica	96
64. Capítulo 8: Discusión y Conclusiones de la Tesis	101
65. 8.1. Discusión	101
66. 8.1.1. Desarrollo de la Técnica de Muestreo en un Horno Flash Industrial	101
67. 8.1.2. Desarrollo de un Modelo de Combustión para Partículas Sulfuradas	101
68. 8.1.3. Desarrollo de un Nuevo Procedimiento Operacional	103

69. 8.1.4. Implementación Tecnológica de una Lanza Ignitora.....	103
70. 8.1.5. Objetivos Generales	104
71. 8.2. Conclusiones	105
72. 8.3. Temas de Desarrollo Futuro.....	106
73. Capítulo 9: Bibliografía	107
74. ANEXOS	111
75. ANEXO 1: Deducción del Factor de Efectividad de Partícula (η_p)	113
76. ANEXO 2: Deducción del Factor de Efectividad de Combustión (η_C)	114
77. ANEXO 3: Deducción del Número de Grupo de Combustión G, para la Fusión Flash.	115
78. ANEXO 4: Deducción de Ecuación Cinética.	116
79. ANEXO 5: Cálculo del Número de Biot.....	117
80. ANEXO 6: Procedimiento de Muestreo	118
81. ANEXO 7: Plano de la Lanza de Muestreo	121
82. ANEXO 8: Modelo Cinético de remoción de Azufre	122
83. ANEXO 9: Planilla Muestreo.....	125
84. ANEXO 10: Modelo Matlab.....	129
85. ANEXO 11: Atenuación de la Intensidad de Radiación en la Nube de Partículas.....	146
86. ANEXO 12: Aplicación de Remolinos (SWIRL) no Mezcladas.....	153

Índice de Figuras

Figura 2.1: Cadena tecnológica proceso de minerales sulfurados vía pirometalúrgica.....	23
Figura 2.2: Liberación de mineral.....	24
Figura 2.3: Representación sistémica del proceso de fundición de Cobre	26
Figura 2.4: Diagrama de flujo del proceso fundición.....	28
Figura 2.5: Esquema de proceso fundición Chagres	28
Figura 2.6: Representación esquemática del horno flash	31
Figura 2.7: Representación esquemática del quemador de concentrados del horno flash	32
Figura 2.8: Composición mineralógica del concentrado relacionado con la razón S/Cu.....	33
Figura 2.9: Distribución de tamaño para concentrados típicos, fundición Chagres.....	34
Figura 2.10: Diagrama de estabilidad del sistema Fe - S- O a $pO_2=0.05 \text{ atm}^{[2]}$	36
Figura 2.11: Diagrama de estabilidad del sistema Fe - S- O a $pO_2=0.80 \text{ atm}^{[2]}$	36
Figura 2.12: Diagrama de estabilidad del sistema Cu - S- O a $pO_2=0.05 \text{ atm}^{[2]}$	37
Figura 2.13: Marco entre el horno flash y caldera	39
Figura 2.14: Detalle del quemador de concentrados	40
Figura 3.1: Variación temperatura de partícula de calcopirita bajo oxidación.....	42
Figura 3.2: Secuencia de eventos de la fusión de la calcopirita[17,19]	43
Figura 3.3: Esquema de combustión de nube del concentrado dentro de la torre de reacción.....	46
Figura 3.4: Nube de partículas como flujo jet y su interacción con su alrededor.	49
Figura 4.1: Esquema de transferencia de masa en una partícula sulfurada.	55
Figura 4.2: Transferencia de calor de una partícula aislada	59
Figura 5.1: Tabla y Esquema de los puntos de muestreo dentro de la torre de reacción.....	64
Figura 5.2: Atril instalado para un muestreo en la torre de reacción	64
Figura 5.3: Toma de muestra de carga seca desde ventanilla superior del air slide.....	66
Figura 5.4: Quemador de concentrados y orificio en la base del quemador	66
Figura 5.5: Detalle del toma-muestra de la lanza refrigerada	66
Figura 5.6: Lanza refrigerada sobre el atril en posición de captura de muestra.	66
Figura 5.7: Diagrama de flujos para el balance de la torre de reacción	67
Figura 5.8: Gráfico ajustes lineales de los muestreos realizados – segmento 1	69
Figura 5.9: Gráfico ajustes lineales de los muestreos realizados – segmento 2	69
Figura 5.10: Gráfico ajustes lineales de los muestreos realizados – segmento 3	69
Figura 5.11: Gráfico incremento remoción de Azufre versus remoción de Azufre	70
Figura 5.12: Gráfico $S_{max} = 55.05$; $k = 16.64$; $h^* = 59.12$	71
Figura 5.13: Gráfico $S_{max} = 54.28$; $k = 20.12$; $h^* = 43.50$	71
Figura 5.14: Gráfico $S_{max} = 61.12$; $k = 32.15$; $h^* = 14.60$	71
Figura 5.15: Gráfico $S_{max} = 64.90$; $k = 34.25$; $h^* = 42.74$	71
Figura 5.16: Gráfico de resultados de G vs punto de ignición de la nube.....	72
Figura 6.1: Interfase de Matlab Simulink para el modelo de reacción.....	74
Figura 6.2: Modelación CFD, campo de velocidades al interior del horno (plano central)	75
Figura 6.3: Modelación CFD, campo de temperaturas al interior del horno (plano central)	75
Figura 6.4: Modelación de ηh , según ecuación propuesta en “teoría grupo de combustión”	80
Figura 6.5: Modelación de ηc , según ecuación propuesta en “teoría grupo de combustión”	80
Figura 6.6: Simulación modelo sin calibrar, punto de ignición versus G (40 micrones, 25°C).....	81
Figura 6.7: Gráfico de resultados de G vs punto de ignición de la nube (cm).	81
Figura 6.8: Modelación del punto de ignición versus ηc , parametrizado para $0.8 < \eta h < 1$	82
Figura 6.9: Variación de masa de la partícula representativa de la nube.	84

Figura 6.10: Remoción de Azufre de la partícula representativa de la nube.....	85
Figura 6.11: Temperatura de la partícula representativa de la nube.....	85
Figura 6.12: Remoción de Azufre partícula representativa y densidad de nube	87
Figura 6.13: Temperatura de la partícula representativa y densidad de nube	87
Figura 6.14: Punto de ignición de la nube versus temperatura y su densidades.	88
Figura 6.15: Punto de ignición de la nube versus Tamaño de partículas y su densidad.....	89
Figura 7.1 : Cartilla control operacional HFF, fundición Chagres.....	92
Figura 7.2 : Temperaturas de fases en función de la potencia de la lanza ignitora.	95
Figura 7.3 : Temperatura versus porcentaje de concentrado en el VC y potencia de lanza.	95
Figura 7.4 : Aletas fijas para imprimir swirl al flujo de Oxígeno	98
Figura 7.5 : Formas de llama en quemadores de mezcla en boquilla con swirl.	98
Figura 7.6 : Esquema del quemador y sus principales componentes.	99
Figura A4.1: Esquema del mecanismo de reacción.	116
Figura A6.1: Atril instalado para un muestreo en la torre de reacción.....	118
Figura A6.2: Lanza refrigerada sobre el atril en posición de captura de muestra	119
Figura A6.3: Captura de la muestra de fundido desde la torre de reacción.....	119
Figura A6.4: Obtención de la muestra de fundido desde la lanza refrigerada	120
Figura A7.1: Plano lanza de muestreo	121
Figura A8.1: Método gráfico para la obtención de los parámetros	123
Figura A10.1: Atenuación de la intensidad de radiación en la nube de partículas.....	152

Índice de Tablas

Tabla 2.1: Análisis de variable, para la definición del BME.....	38
Tabla 3.1: Resumen de estudios relevantes a la combustión flash.....	44
Tabla 3.2: Factor de transferencia de masa para distintas geometrías de nube	52
Tabla 4.1: Balance de masa de FeS_2	57
Tabla 4.2: Balance de masa de CuFeS_2	58
Tabla 4.3: Balance de masa de Cu_2S	58
Tabla 6.1: Valores medidos versus modelo sin calibrar.....	79
Tabla 7.1: Diseño mecánico lanza de Gas.....	97
Tabla A6.1: Puntos estandarizados para la campaña de muestreo 2006	120
Tabla A9.1: Datos de Muestreo.....	128

Capítulo 1: Propuesta de Tesis

La presente tesis, constituye una investigación interna, realizada en la fundición Chagres, ubicada en la V región de Chile. Y cuyo propósito fue diseñar e implementar soluciones tecnológicas, al desafío de procesar concentrados con alto insoluble y/o baja razón S/Cu¹, para la fusión de concentrados en un horno flash.

1.1. Descripción de Área de Investigación

La estrategia de control operacional tradicional, aplicada al proceso de fusión flash, está basado en un modelo macroscópico que se conceptualiza a través de un balance de masa y energía (BME) para definir los parámetros de coeficiente de Oxígeno y de enriquecimiento, los que son establecidos para satisfacer las variables objetivos de operación deseadas: ley de mata y temperatura de las fases fundidas.

Esta estrategia operacional no considera el fenómeno de combustión de concentrados, lo que supone ignorar sus mecanismos cinéticos de transferencia de calor y masa, acotando su modelación a un enfoque termodinámico. Desde el año 2003 a la fecha, en la experiencia industrial de la fundición Chagres, se ha comprobado que concentrados altos en Azufre (S/Cu>0.9) en general, presentan menores problemas para su combustión. Sin embargo, cuando son fundidos concentrados bajos en Azufre (S/Cu< 0.9) y/o con altos contenidos de insolubles (mayor a 15%) y se sigue el esquema de la operación tradicional, se produce un significativo aumento de concentrado no combustionado y un alto contenido de magnetita en la escoria. Experiencia que es común a la totalidad de fundiciones con tecnología de fusión flash, cuestión que está ampliamente descrita en los simposios tecnológicos que de manera recurrente la empresa Outotec (propietaria de la tecnología) realiza. Por lo tanto la estrategia operacional basadas en el BME es una herramienta útil, pero insuficiente para lograr una exitosa operación.

Tradicionalmente, las directrices, para el desarrollo de una solución a esta no exitosa operación de combustión de concentrados de Cobre, se han centrado en dos directrices paralelas, las que sin embargo no han sido plenamente eficaces:

1. Directriz industrial, donde básicamente se ha aplicado un proceso de mejoramiento continuo entre operadores (fundiciones) y Outotec. El enfoque dominante ha sido el desarrollo tecnológico del quemador de concentrados, que de manera intuitiva se ha direccionado en aumentar la transferencia de calor de la mezcla concentrado-gas. Y adicionalmente, el mejoramiento en la precisión de la dosificación de la carga al quemador de concentrados, buscando controlar y homogenizar las carga de concentrado con el Oxígeno, para su óptima combustión.
2. Directriz científica, donde las investigaciones más relevantes se han centrado en caracterizar el fenómeno de combustión a nivel de partícula determinando temperaturas de ignición y mecanismo de reacciones químicas entre las partículas minerales, el gas y las fases fundidas generadas. Las más recientes aplicaciones se han centrado en la combustión flash, pero siempre a nivel de partículas individuales. Los trabajos clásicos que se han desarrollado en este campo han permitido una profunda comprensión fisicoquímica de la combustión de partículas minerales específicas y aisladas. Sin embargo en la literatura no se reportan antecedentes que permitan aplicar este conocimiento fundamental a la optimización de la operación industrial.

¹ Razón S/Cu, se define como el cociente entre %Cu y el %S. En general un concentrado puede ser caracterizado por esta razón y su contenido de insolubles.

1.2. Propuesta de Tesis

Aportar con un nuevo enfoque, al entendimiento conceptual y propuestas de solución tecnológica, a la problemática de combustión de concentrados bajos en Azufre y/o con altos contenidos de insolubles.

La base conceptual se fundamenta en la utilización de la teoría del grupo de combustión, que ha sido desarrollada y aplicada para la industria de combustión de carbones. Que para ser interpretada al proceso de combustión flash de concentrados de Cobre, se desarrolla conocimiento experimental basado en muestreos de un horno flash industrial. Y su modelación matemática.

1.3. Hipótesis de Trabajo

La hipótesis de trabajo de esta investigación, plantea que la etapa de calentamiento de las partículas, que conforman la nube de partículas a la salida del quemador de concentrados del horno flash, es la etapa limitante para obtener una alta eficiencia de combustión. Esto es, obtener un producto de combustión, con una mínima proporción de concentrado no reaccionado y porciones de mata y escoria sobreoxidadas.

Este concepto, expresado en su manera más elemental, reconoce que el calentamiento de las partículas de concentrado, paso previo para su ignición, es controlado por mecanismos de transferencia de calor hacia y al interior de la nube de concentrados, que depende de la densidad de partículas y el interespaciado entre ellas. Variable que es crítica para los concentrados bajos en Azufre ($S/Cu < 0.9$) y/o con altos contenidos de insolubles (mayor a 15%)

Se requiere entonces, que las partículas logren su calentamiento en la parte alta de la torre de reacción, donde existe la mayor concentración de Oxígeno, para iniciar su ignición. Adicionalmente, una rápida ignición de la nube de concentrado origina una alta temperatura en esta zona, lo que trae como consecuencia controlar la formación de magnetita. La formulación de esta hipótesis de trabajo, está fundada en la aplicación del concepto de “efectos interactivos entre partículas”, proveniente de la teoría de Grupo de Combustión, a la operación de la combustión en hornos flash.

1.4. Objetivo de Tesis

1.4.1. Objetivos Generales

1. Aplicar los conceptos de “efectos interactivos entre partículas” y “condiciones de ignición de partículas” para interpretar el fenómeno de combustión de concentrados.
2. Implementar acciones de transferencia tecnológica a la operación industrial del proceso de fusión flash, que satisfaga una óptima operación para concentrados bajos en Azufre y/o con altos contenidos de insolubles.

1.4.2. Objetivos Específicos

1. Desarrollo de la técnica de muestreo en un horno flash industrial
2. Desarrollo de un modelo de combustión para partículas sulfuradas
3. Desarrollo de un nuevo procedimiento operacional para la combustión de concentrados bajos en Azufre y/o con altos contenidos de insolubles.
4. Implementación tecnológica de una lanza ignitora.

Capítulo 2: Antecedentes Generales

En este capítulo se presentan los antecedentes de la industria de fundiciones de Cobre y en particular la descripción del proceso de fusión flash, su caracterización y control operacional.

Adicionalmente, se desarrolla una interpretación físico-química al proceso de oxidación de sulfuros de Cobre y la conceptualización de su balance de masa y energía.

Finalmente, se analizan las limitaciones de la operación actual y los beneficios que reportaría desarrollar una nueva interpretación basada en fenómenos de combustión.

2.1. Cadena Tecnológica de Producción de Cobre

Los minerales de Cobre, están finamente dispersos en la roca mineralizada, típicamente en contenidos de 0.4 a 1.2 % de Cu, por lo tanto, la secuencia del proceso productivo, es en la práctica una serie de actividades para ir concentrando el Cobre a un producto de mayor valor. La figura 2.1 describe el proceso de minerales sulfurados vía pirometalúrgica. Las principales actividades son: la extracción minera, donde se separa el cuerpo mineralizado de la roca sin valor económico; la concentración de minerales, donde se libera el cuerpo mineralizado de su matriz rocosa y por clasificación se obtiene el concentrado de Cobre con aproximadamente un 30 %Cu; La fundición del concentrado de Cobre, donde se realiza la separación química del Cobre de los otros elementos (Fierro y Azufre), donde se obtiene el Cobre Anódico con 99,7 %Cu; y finalmente la Refinería, donde se realiza la purificación electroquímica del Cobre, denominado Cátodo con 99,99 %Cu. Y obtención del barro anódico, que contiene las impurezas valiosas.

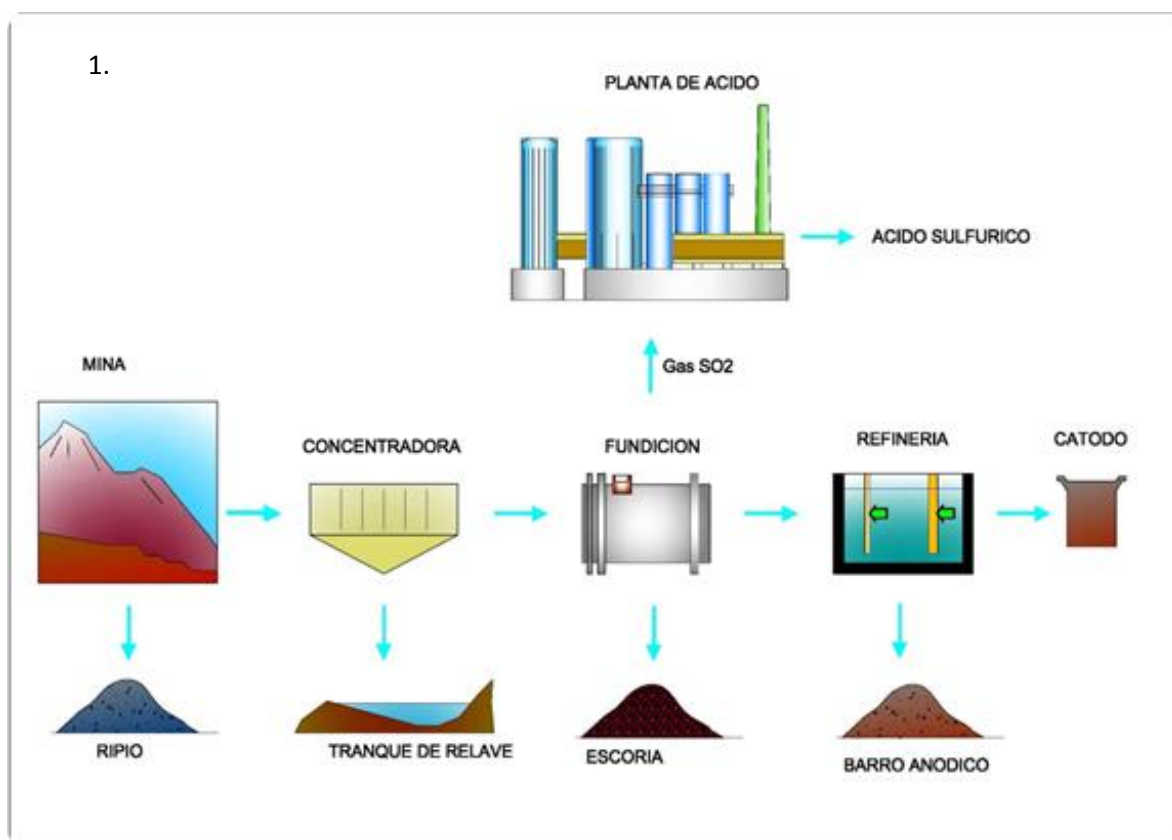


Figura 2.1: Cadena tecnológica proceso de minerales sulfurados vía pirometalúrgica

El objetivo de operación minera es extraer la porción mineralizada de Cobre desde el macizo rocoso de la mina (que puede ser a rajo abierto, subterránea o la combinación de ambas) y enviarla a la planta concentradora en forma eficiente y segura. Mediante el proceso de perforación y tronadura, el cuerpo mineralizado es fragmentado, de manera que pueda ser removida de su posición original, para luego cargarla y transportarla para su proceso o depósito fuera de la mina como material suelto a una granulometría manejable.

El mineral extraído de la mina es procesado en las plantas concentradoras, lugar donde se realiza la separación de los elementos de interés de la ganga¹. Esta separación se realiza, en el caso de los sulfuros de Cobre, por medio de las etapas de Conminución y de Flotación.

La Conminución consiste en moler las partículas de mineral a un tamaño menor, lo suficiente para liberar las partículas de mineral de Cobre de la ganga. En general el tamaño medio que se alcanza para la flotación de minerales de Cobre es de 40 micrones². La tecnología utilizada para esta Conminución, se realiza mediante aplicación de fuerzas físicas que disminuye el tamaño de las rocas de mineral. Para esto se emplean distintos tipos de equipos, entre los que se encuentran principalmente los Chancadores y Molinos.

La etapa de Chancado se realiza en etapas sucesivas, para lograr tamaños de salida a 8, 3 y 1/2 pulgada. Luego, mediante la molienda, se continúa reduciendo el tamaño de las partículas que componen el mineral, que permite finalmente la liberación de la mayor parte de los minerales de Cobre en forma de partículas individuales. El proceso de la molienda se realiza utilizando grandes equipos giratorios de forma cilíndrica. En esta etapa, al material mineralizado se le agregan agua en cantidades suficientes para formar un fluido lechoso y los reactivos necesarios para realizar el proceso siguiente que es la flotación.

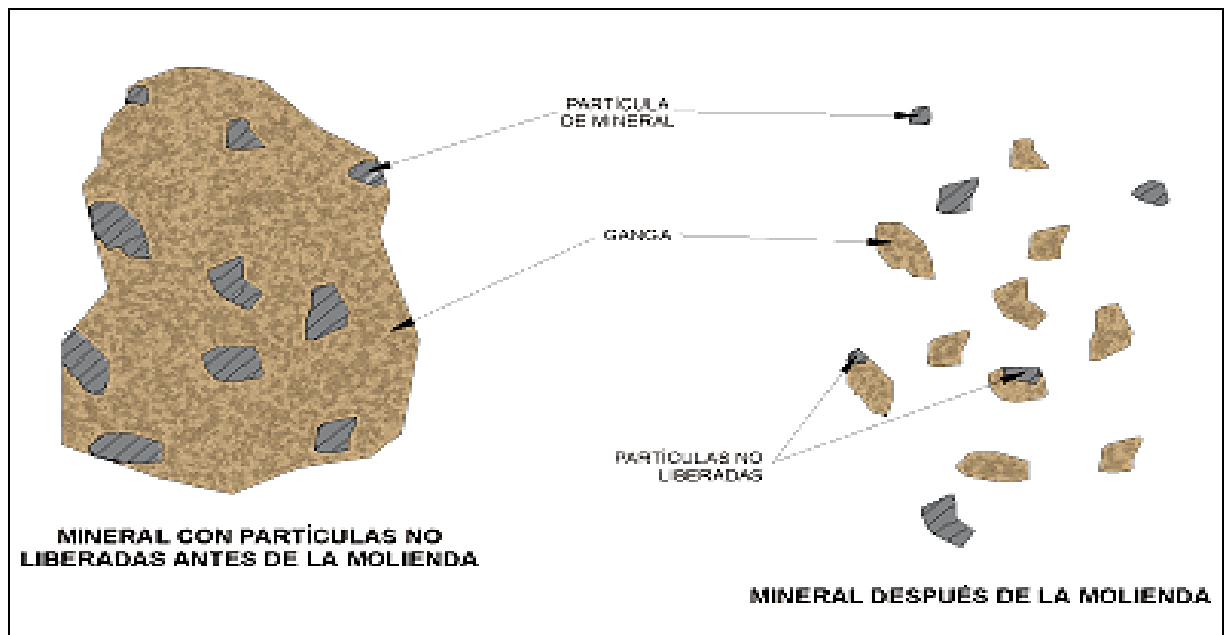


Figura 2.2: Liberación de mineral.

¹ Ganga: Material asociado al cuerpo mineralizado que no tiene valor económico. En la concentración de Cobre la ganga está compuesta principalmente por partículas finas de óxido, sin contenido metálico.

² Este tamaño se selecciona de acuerdo al criterio técnico-económico, entre el costo de molienda versus la recuperación de Cobre que se alcanza a dicho tamaño de liberación.

La Flotación es un proceso de separación, cuyo objetivo es la clasificación de especies que se encontraban formando parte de una mezcla. El proceso de flotación contempla la presencia de tres fases: sólida, líquida y gaseosa. La fase sólida la constituyen las especies a separar. La fase líquida es el agua, que debido a sus propiedades específicas constituye un medio ideal para la separación. El gas utilizado en la separación, generalmente es el aire, que se inyecta en la pulpa mineral en forma neumática o mecánica, para formar las burbujas que son los centros sobre los cuales se adhieren las partículas sólidas.

Conceptualmente, la flotación es un proceso de separación, cuyo objetivo es la clasificación de las especies mineralizadas produciendo de esta manera el “concentrado de Cobre” y un segundo producto, denominado relave, que contiene la parte no mineralizada de la roca procesada. El principio de clasificación se verifica potenciando la propiedad de hidrofobicidad de elemento Azufre, elemento que está asociado a minerales de Cobre y Fierro principalmente. Tecnológicamente la flotación, es un conjunto de celdas donde se burbujea aire, con el objetivo que la partículas hidrofóbicas se adhieren a ellas, emergiendo a la superficie donde es recolectada el concentrado de Cobre. La fase acuosa de la pulpa, que contiene las partículas no mineralizadas y por ende hidrofílicas, constituyen el relave. Posterior a la etapa de flotación viene la etapa de espesamiento y filtración, la cual tiene como objetivo recuperar el exceso de agua que lleva el concentrado para recircularla al proceso, además de disminuir la humedad de éste.

El concentrado de Cobre se trata, a continuación, en una etapa de concentración a alta temperatura (1200 °C), donde se rompe la especie mineralógica para liberar la especie metálica de interés. Se elimina Fierro y Azufre, generando una fase en que predomina el Cobre. En forma general la composición típica de un concentrado de Cobre es: Cobre 24-35%; Fierro 18-25%; Azufre 24-35%, otros 6-12%.

El proceso se inicia con la fusión de los concentrados de Cobre. La fusión genera dos fases fundidas con características muy distintas: la mata que corresponde a la fase metálica; y la escoria que está constituida principalmente por óxidos de Fierro y Sílice. Ambas fases difieren en su densidad, permitiendo su separación. La mata obtenida en la fusión en los convertidores, donde se elimina el Fierro y Azufre mediante la oxidación con Oxígeno, produciéndose Cobre blíster. Posteriormente, el Cobre blíster es procesado en la unidad de refinación, donde se obtiene el producto final que puede ser Cobre de calidad anódica (99.7% Cu) o Cobre refinado a fuego (99.99% Cu), siendo estos dos productos comercializables a la forma de ánodos y lingotes. El Fierro y Azufre contenidos en los concentrados, generan respectivamente escoria (FeO-SiO_2) y anhídrido sulfuroso (SO_2). Este último es alimentado a una planta de ácido sulfúrico. Una característica del proceso global de fundición, es la gran cantidad de energía que se libera. Por lo que es de interés, el aprovechamiento de esta energía para uso interno.

Finalmente, el proceso de purificación de Cobre metálico se realiza en la refinería de Cobre, que consiste en la disolución de Cobre en una celda electrolítica, por medio de la aplicación de corriente eléctrica, depositando selectivamente el Cobre sobre los cátodos, el resto de las impurezas pasan al barro anódico³. El Cobre electrolítico obtenido alcanza una pureza de 99,99% lo que permite su utilización para la producción de Cobre manufacturado de usos finales.

El Cobre obtenido del proceso de refinación electrolítica entra al sector industrial de manufactura, donde se fabricaran productos intermedios y productos finales.

³ Barro anódico: Fase sólida que se deposita en las celdas de refinación, el cual tiene un gran valor económico por su alto contenido de metales preciosos.

2.2. Proceso de Fundición

Sistémicamente el proceso de fundición puede conceptualizarse en la separación de los elementos principales que ingresan en el concentrado de Cobre, estos son: Cobre; Azufre y Hierro. El agente que activa esta separación es el Oxígeno, mediante la oxidación selectiva del Hierro y el Azufre, por lo cual la tecnología del proceso de fundición se puede resumir en los siguientes puntos:

1. La capacidad de la fundición, puede ser medida en función de su capacidad de ingresar Oxígeno (balance de masa).
2. La oxidación de los elementos produce fases fundidas y gaseosas a alta temperatura, constituyéndose por esencia, en un proceso a alta temperatura (1200 °C). Además es de interés, el aprovechamiento de esta energía para uso interno. (balance de energía).
3. La velocidad de extracción de Fe y S son función de la velocidad de ingreso de Oxígeno y capacidad de manejo del calor.
4. Se debe disponer de subprocesos para retirar el agua, fijar el Azufre como ácido sulfúrico, el Hierro como escoria y el Cobre en su producto final de ánodo.

Un tema adicional al proceso mismo, lo constituye el control ambiental a que está sometida toda Fundición. Globalmente se busca minimizar las emisiones gaseosas (Azufre y Arsénico) y de material particulado. Estas se miden tanto por calidad de gases en salida de Chimeneas, fijando un máximo de concentración del elemento normado, y adicionalmente se fijan límites de emisiones másicas. Paralelamente existen normas a la calidad de aire en el entorno del centro industrial, que viene a reforzar el concepto de maximizar la captura y fijación de estas emisiones.

En relación a los residuos industriales líquidos, la tendencia actual, es simplemente cero residuos.

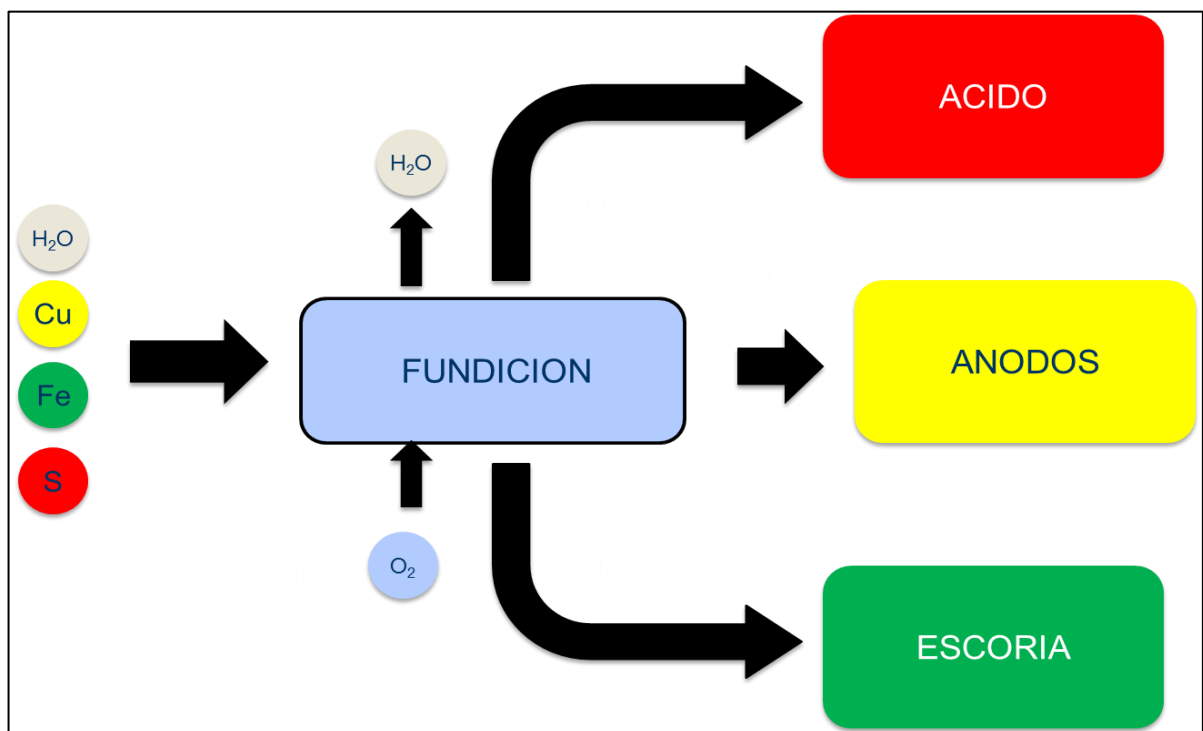


Figura 2.3: Representación sistémica del proceso de fundición de Cobre

Tecnológicamente, el proceso de fundición se puede separar en seis subprocesos. Cada uno de los cuales tiene un objetivo específico y cuya representación gráfica, se puede observar en la figura 2.4:

1. Subprocesos de preparación y secado
2. Subprocesos de fundición
3. Subproceso de refinado y moldeo
4. Subproceso de tratamiento de escorias
5. Subproceso de producción de ácido sulfúrico
6. Subproceso de suministros

El subprocesos de preparación y secado, tiene por objetivo acondicionar la alimentación de carga al subproceso de fundición, esto se implementa, realizando mezclas de concentrados para el control másico de los contenidos de Cu, Fe y S, y adicionalmente secando⁴ este concentrado para eliminar su contenido de agua.

El subprocesos de fundición tiene por objetivo se separar los contenidos de Cu, Fe y S. Esto se realiza en dos etapas, denominadas de fusión y conversión. En la etapa de fusión se realiza la primera fase de la oxidación⁵, obteniendo una solución de FeS y Cu₂S, llamada mata, la que es terminada de oxidar en el subproceso de conversión. La razón de realizar esta subproceso en dos etapas, procede fundamentalmente a resguardar los contenidos de Cobre capturados por las escorias y la distribución del calor generado. Adicionalmente, los gases metalúrgicos de ambas etapas son enfriados y acondicionados para su ingreso a la planta de ácido sulfúrico.

El subproceso de refinado y moldeo, tiene por objetivo procesar el Cobre Blíster obtenido del subproceso de fundición, en un producto de calidad comercial, tanto física como químicamente. Para ello, se realiza una primera etapa de refinación al Cobre Blíster, para llevarlo desde un 98% a 99.7% Cu, el que se moldea a su forma comercial llamada Ánodo, denominada así, en concordancia a su posterior tratamiento en una refinería electrolítica.

El subproceso de tratamiento de escorias, tiene por objetivo fijar el Fierro, resguardando que la escoria final tenga el mínimo contenido de Cobre. Las escorias provenientes de las etapas de fusión y conversión, son tratadas en una unidad específica donde básicamente es aumentado su nivel térmico y acondicionado algunas propiedades fisicoquímicas, para permitir la recuperación de una fase fundida concentrada en Cobre. Alternativamente, algunas fundiciones, reemplazan este subproceso por una planta de flotación de escorias, donde se procesan las escorias generadas en la fundición y el concentrado recuperado es recirculado a ella.

El subproceso de producción de ácido sulfúrico, tiene por objetivo fijar el Azufre a la forma de ácido sulfúrico (H₂SO₄) de los gases metalúrgicos con altos contenidos de SO₂, provenientes de la fundición. La primera etapa de planta, zona de limpieza, consiste en adecuar el gas de entrada, seco y libre de polvo, para su procesamiento en la etapa de contacto, donde se realiza la conversión de SO₂ a SO₃ y posterior producción del H₂SO₄.

Finalmente, el subproceso de suministros, tiene por objetivo disponer y los insumos principales que requiere una fundición, estos son: Agua; Aire; Oxígeno y Combustibles, para lo cual se disponen de plantas específicas para su producción y/o almacenamiento y distribución.

⁴ En algunas tecnologías de fusión, operan directamente con concentrados húmedos, por lo que no se realiza esta etapa de secado.

⁵ El nivel de oxidación se determina por la llamada “ley de mata”, que es el contenido de Cobre en la mata y representa la cantidad de Azufre y Fierro que debe extraerse por oxidación en esta etapa

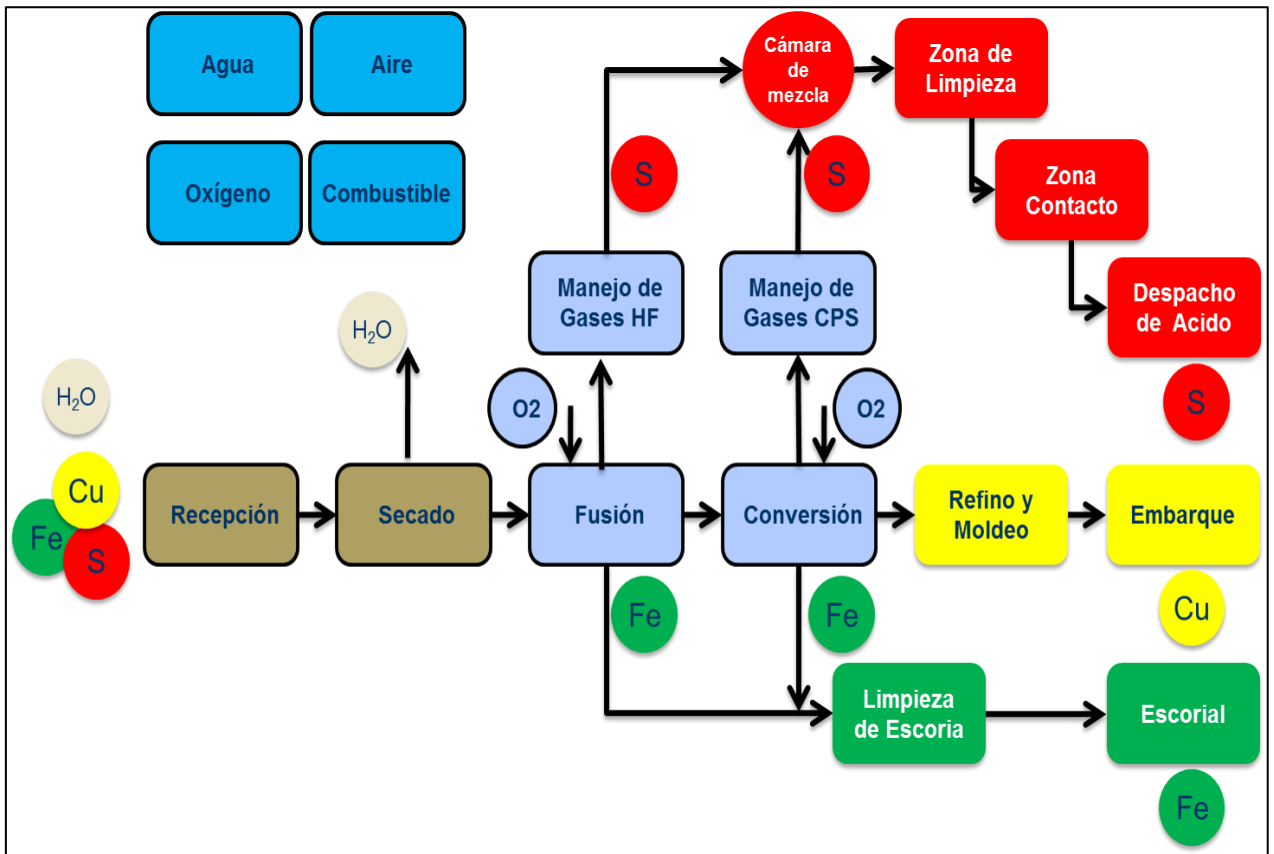


Figura 2.4: Diagrama de flujo del proceso fundición

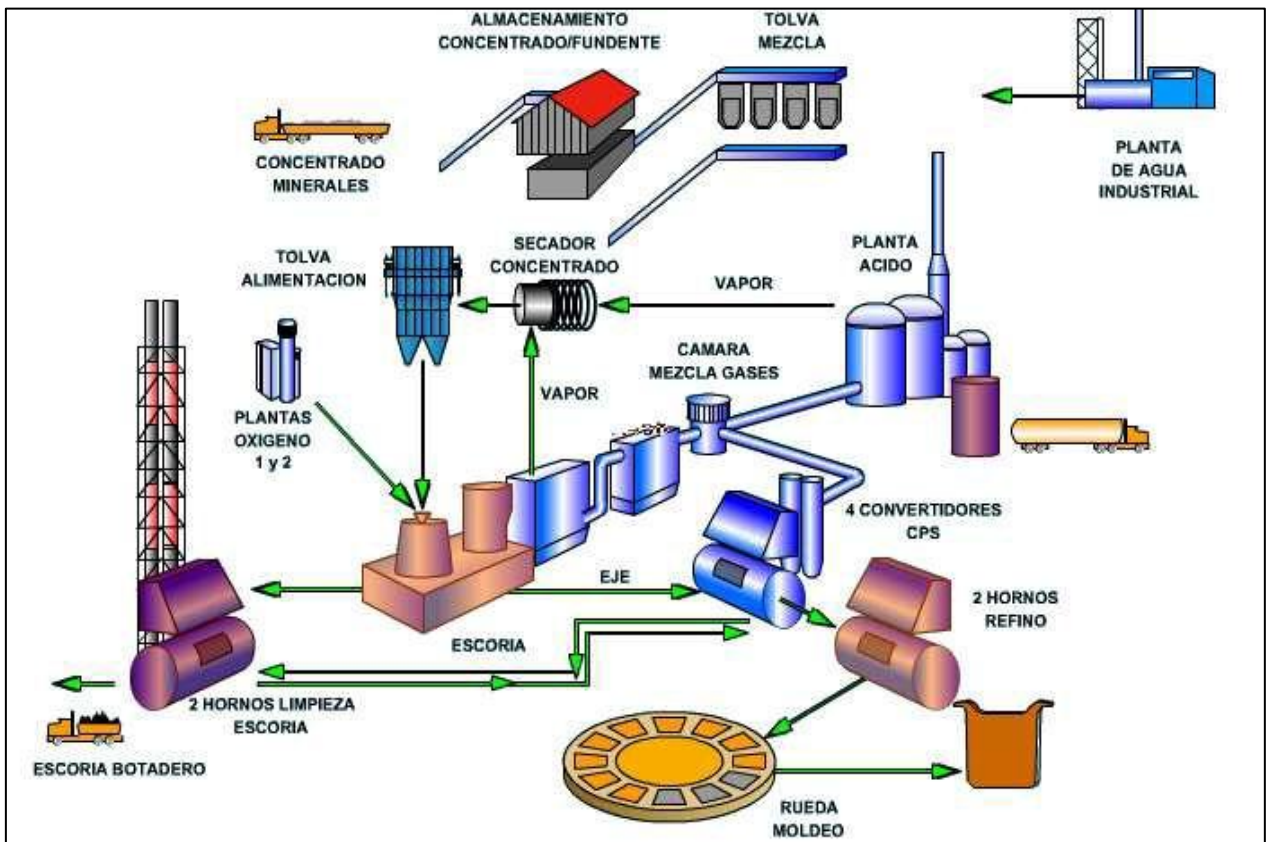


Figura 2.5: Esquema de proceso fundición Chagres

2.3. Proceso de Fusión Flash

Las fundiciones de Cobre, que usan la tecnología de fusión flash, alcanzó al año 2015 un 46% de la capacidad de procesamiento de concentrados a nivel mundial, apoyado en su alta productividad y el mejor desempeño de control ambiental de toda la industria.

Una representación esquemática del horno flash y el quemador de concentrados, se presentan en las figura 2.6 y 2.7. Donde básicamente se distingue:

1. Un quemador de concentrados, equipo que mezcla y dosifica la alimentación de concentrado seco, fundente, material circulante y polvos metalúrgicos, con aire enriquecido en Oxígeno y los inyecta dentro del horno.
2. Una torre de reacción, donde en su parte superior se ubica el quemador de concentrado, constituyendo el lugar geométrico donde ocurren la mayor parte de las reacciones entre el Oxígeno y las partículas del concentrado de Cobre.
3. Un sedimentador, donde las gotas de mata y escoria fundida son recolectadas y ocurre la separación de fases entre ambos productos.
4. Canales de sangrías, para extraer la mata y la escoria fundidas, con objeto de ser procesadas en las etapas siguientes.
5. Una torre de salida de gases, para conducir los gases metalúrgicos, con alto contenido de SO_2 , hacia los equipos de manejo de gases: caldera y precipitador electrostático.

El concepto de la fusión flash es aprovechar la energía de las reacciones químicas al producirse la oxidación de los componentes presentes en el concentrado de Cobre utilizando aire enriquecido en Oxígeno, lo que provoca la fusión del material entrante y el calentamiento del Nitrógeno ingresado para controlar el nivel térmico dentro del horno. La razón termodinámica fundamental que posibilita la producción de Cobre mediante una secuencia de procesos oxidantes, es la mayor afinidad del hierro y Azufre por el Oxígeno con respecto al Cobre, lo que implica que se oxide mayoritariamente el Fierro y Azufre en esta etapa.

Numéricamente si se funde un concentrado de aproximadamente: 31% Cu; 31% S; y 26% Fe, para producir una mata de 62% Cu, se requiere 0.25 toneladas de O_2 por tonelada de concentrado. Y se producirá la oxidación del 62% del S y el 72% del Fe ingresado en la alimentación. Liberándose un equivalente de 530 Mega calorías por tonelada de concentrado.

El quemador de concentrados es el elemento tecnológico que permite realizar la combustión del concentrado de Cobre y debido a que todas las reacciones de oxidación son exotérmicas y de una cinética rápida, produce que el quemador de concentrados se comporte de una forma similar a una llama de un combustible sólido. En el desarrollo de esta llama, a medida que la suspensión sólido-gas sale del quemador de concentrados y fluye hacia abajo por la torre de reacción, las partículas sólidas se calientan hasta que alcanzan la temperatura de ignición y comienzan a reaccionar. Luego, estas se oxidan, convirtiéndose en pequeñas gotas fundidas las cuales están formadas principalmente por una mezcla heterogénea de sulfuros de Cobre, sulfuros y óxidos de Fierro, Sílice y ganga.

Las gotas fundidas, caen al sedimentador del horno donde se separan en dos fases fundidas. Una fase más liviana, escoria, compuesta por FeO , SiO_2 , Fe_3O_4 y trazas de Cobre, y una fase más densa llamada mata, compuesta por Cu_2S y FeS . La formación de dos fases (mata y escoria) es posible debido a que la Sílice presente en la carga de alimentación, reacciona con óxido ferroso, formando un compuesto de propiedades físicas y químicas totalmente diferentes a las de los sulfuros presentes. Este compuesto conocido como fayalita ($2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2$), es inmiscible en los sulfuros de Cobre y Fierro, además tiene una densidad menor que ellos.

La fase gaseosa generada, consta principalmente de SO_2 , N_2 y un remanente de O_2 (que da cuenta de la eficiencia de la combustión), fluyendo fuera del horno de fusión flash (HFF) por medio de la torre de salida de gases. Estos gases, con una alta concentración de SO_2 y carga de polvos metalúrgicos, son enfriados y limpiados en una caldera recuperadora de calor y precipitadores electrostáticos, antes de ingresar a la planta de ácido sulfúrico.

Adicionalmente, el HFF cuenta con quemadores de petróleo y/o gas, de manera de actuar como soporte térmico, tanto por equilibrio térmico, como para mantener caliente superficies que por geometría son susceptibles de acrecionarse interiormente.

Las principales variables objetivo del horno de fusión flash son producir una mata (típicamente 60% a 65% Cu), con estándares de temperatura de 1240°C para la mata y 1260°C para la escoria.

La estrategia convencional de operación del horno de fusión flash que se utiliza para controlar las variables objetivos, actúa básicamente sobre los siguientes parámetros, denominados parámetros de operación:

1. Tasa de fusión (ton/h): Es la carga seca alimentada por unidad de tiempo al quemador de concentrados, necesaria para producir una determinada cantidad de mata por unidad de tiempo.
2. Coeficiente de Oxígeno (Nm^3/ton): Es el Oxígeno necesario, calculado por el balance de masa, que es requerido para producir, a partir de un concentrado de características dadas, la extracción del Hierro y Azufre, para la producción de una mata a un determinado contenido de Cobre (ley de mata).
3. Enriquecimiento de Oxígeno (% O_2): Es el Nitrógeno necesario en el aire enriquecido, calculado por el balance de energía, para obtener una determinada temperatura de mata y escoria. Purgando el calor en exceso en el volumen del Nitrógeno ingresado, que se extrae en la fase gaseosa.
4. Tasa de adición de fundente, que tiene por objetivo dosificar la SiO_2 , controlando su contenido objetivo en la escoria final, el que dependerá de la razón Fe/SiO_2 .
5. Tasa de adición de hidrocarburos, el que se calcula para cerrar el balance térmico. Sin embargo operacionalmente, siempre se mantiene un nivel mínimo para mantención térmica de lugares geométricos.

En resumen, la operación del HFF se controla primero para permitir un proceso de fusión estable a la tasa de fusión máxima técnicamente recomendada, que suele ser la más rentable, y segundo, para producir mata, escoria y gases a composiciones y temperaturas constantes. Para ello la tecnología HFF recurre a cinco parámetros de control: la tasa de alimentación de concentrado, la tasa de alimentación de fundente, el flujo volumétrico de aire de soplado, el nivel de enriquecimiento de Oxígeno del aire y la tasa de combustión de hidrocarburos. La estrategia de control del HFF se basa en alimentar concentrado seco a una tasa determinada, considerando la ley de la mata que se desea obtener, y relacionar todos los demás controles a esta variable. La ley de la mata HFF normalmente está entre 60% y 65% de Cobre, de acuerdo con el compromiso entre el máximo calor posible de obtener desde la oxidación del Hierro y Azufre del concentrado (lo que implica una alta evolución del SO_2 en el horno) y el aumento de temperatura del horno Flash y la regulación de una suficiente cantidad de Hierro y Azufre remanente en la mata para controlar la magnetita y el Cobre, para hacer operativa la conversión en forma autógena.

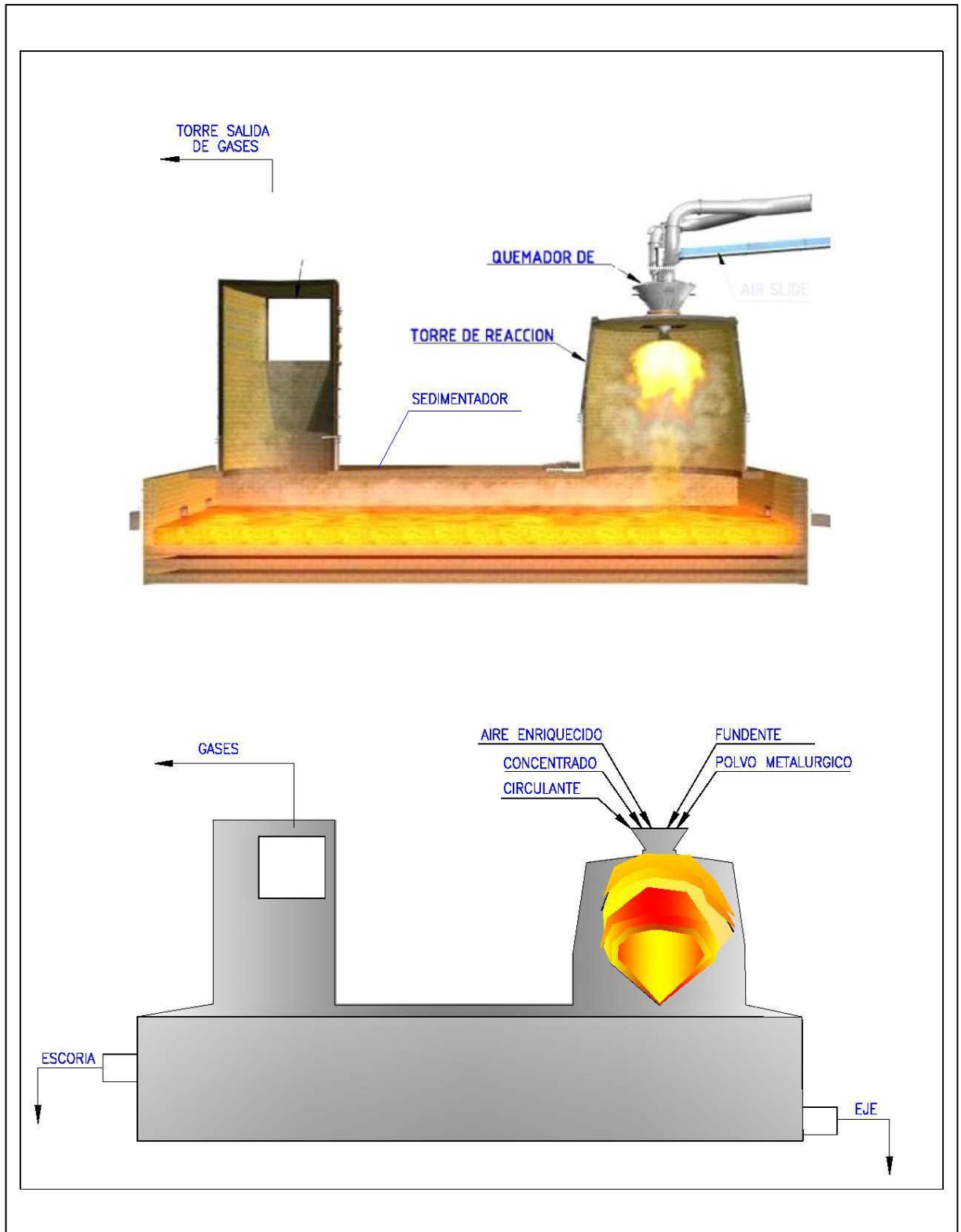


Figura 2.6: Representación esquemática del horno flash

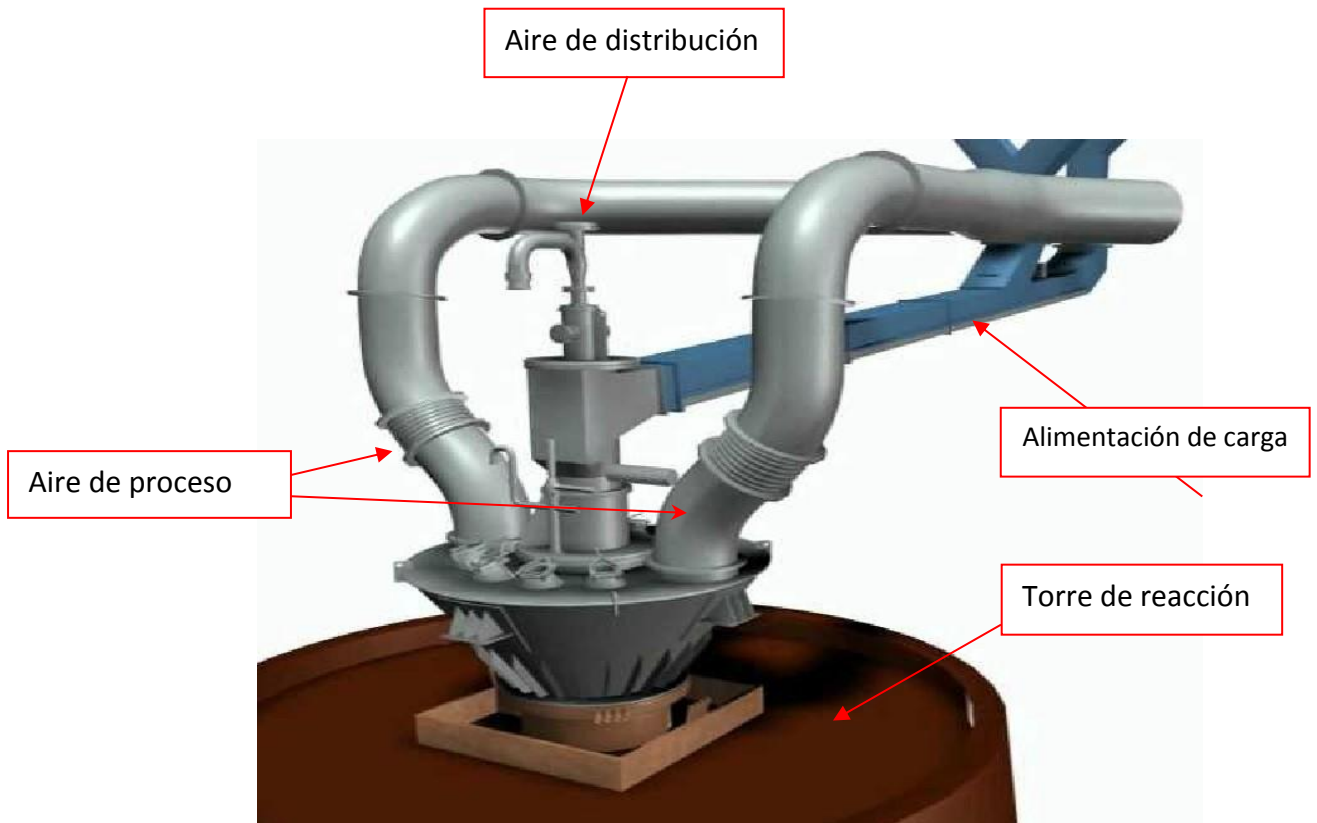
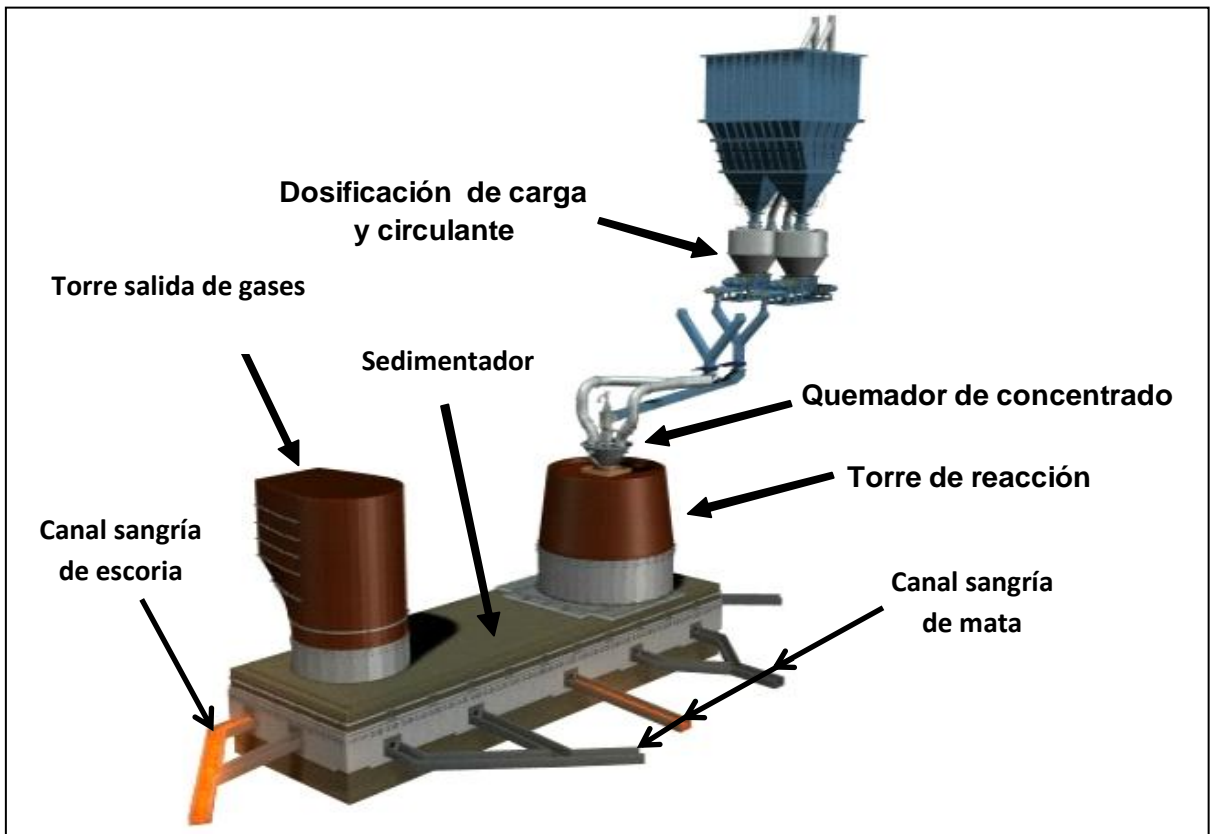


Figura 2.7: Representación esquemática del quemador de concentrados del horno flash

2.4. Concentrados de Cobre

Los concentrados de Cobre, tal como se explicó, se obtienen a partir de la flotación de minerales sulfurados. El Azufre es el elemento constituyente que le asigna la propiedad de hidrofobicidad requerida para lograr el proceso de flotación de minerales. De esta manera los llamados “concentrados de Cobre” están compuestos principalmente de sulfuros de Cobre, Hierro y otros elementos menores. Más algunos óxidos, que son colectados como partículas mixtas de minerales sulfurados y oxidados.

Las especies mineralógicas más comunes son bornita, calcosina, digenita, covelina y pirita, siendo la especie mineralógica predominante la calcopirita, llamada la mena de mineralización primaria. Un parámetro utilizado comúnmente en la industria para caracterizar a un concentrado es la razón S/Cu, correspondiente al porcentaje de Azufre sobre el porcentaje de Cobre contenido en el concentrado. En general, a medida que disminuye la razón S/Cu comienzan a aumentar los sulfuros secundarios de Cobre, los cuales son principalmente bornita (Cu_5FeS_4), calcosina (Cu_2S), digenita (Cu_9S_5) y covelina (CuS). También, al disminuir la razón S/Cu disminuye la cantidad de sulfuros de hierro en donde la especie mineralógica más relevante es la pirita (FeS_2).

Tradicionalmente la base termodinámica de las especies mineralógicas para realizar el balance de masa y energía, no ha sido discutida de acuerdo a su orogénesis y se acepta el valor estandarizado en dichas tablas termodinámicas.

La figura 2.8 grafica la combinación de las mineralogías típicas (Cu_2S ; FeS_2 ; CuFeS_2), en función del parámetro S/Cu.

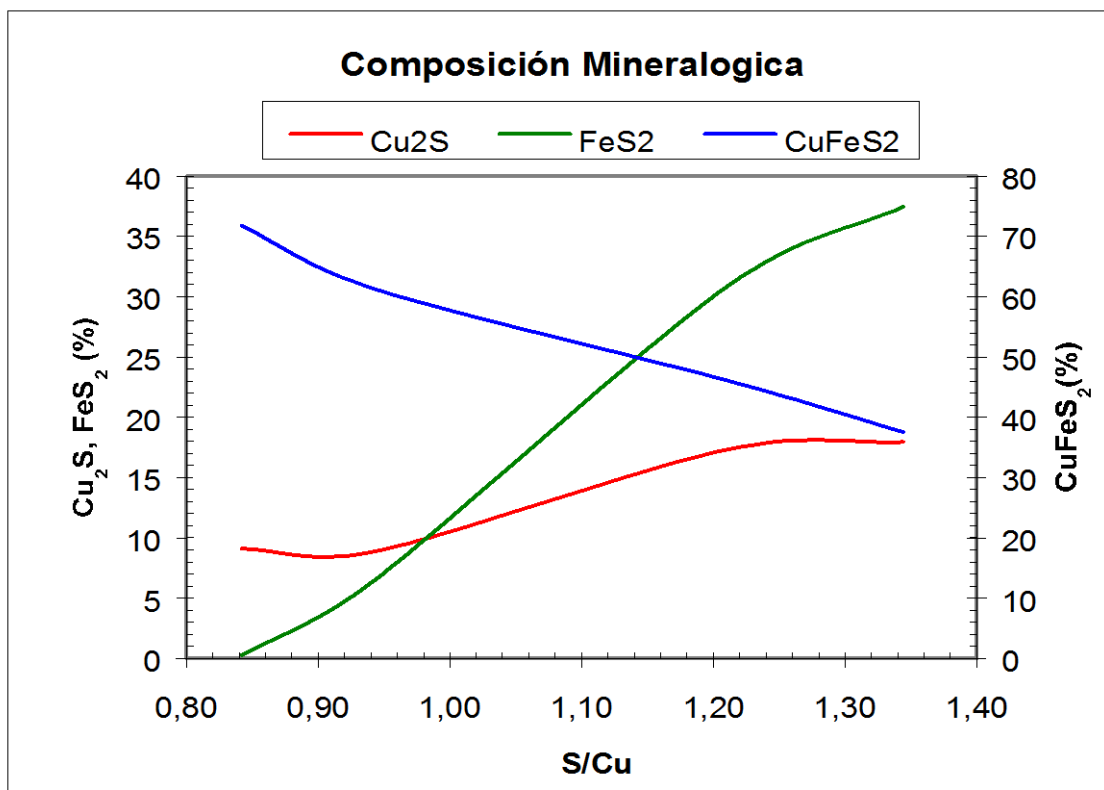


Figura 2.8: Composición mineralógica del concentrado relacionado con la razón S/Cu.

Además, de la mineralogía, otra propiedad de fundamental característica de los concentrados de Cobre, y de relevancia en su comportamiento en sus procesos de combustión, es el tamaño o granulometría del sistema particulado que compone el concentrado de Cobre. Los procesos de molienda que han tenido por objeto liberar la partícula mineralizada, definen un parámetro de tamaño óptimo para la flotación, de acuerdo al costo/beneficio de aumentar la recuperación de Cobre en la flotación versus su mayor costo de molienda.

A pesar que intuitivamente, se puede observar con facilidad la importancia de este factor en la cinética de combustión de concentrados. La industria de fundiciones ha recibido de forma pasiva esta propiedad, la que como se dijo, depende solo de criterios de optimización de la planta de flotación. Hasta el momento no hay antecedentes industriales de optimizar cargas de fusión controlando el tamaño de partícula de los concentrados.

La figura 2.9 grafica concentrados típicos de alimentación para la fundición Chagres. Como se observa, la distribución de tamaños tiene una clara dominación en sus medidas centrales, por lo que se le puede asociar un tamaño medio característico. Sin embargo, esta suposición, puede ser muy incierta, en el caso de fundiciones donde se mezclan diferentes tipos de concentrado, donde la mezcla tendrá varios tamaños característicos, según el porcentaje másico de cada concentrado en la mezcla final. Sin embargo, este es, un tema ignorado en la práctica industrial, ya que el criterio de mezcla obedece solo a calidad química de los concentrados.

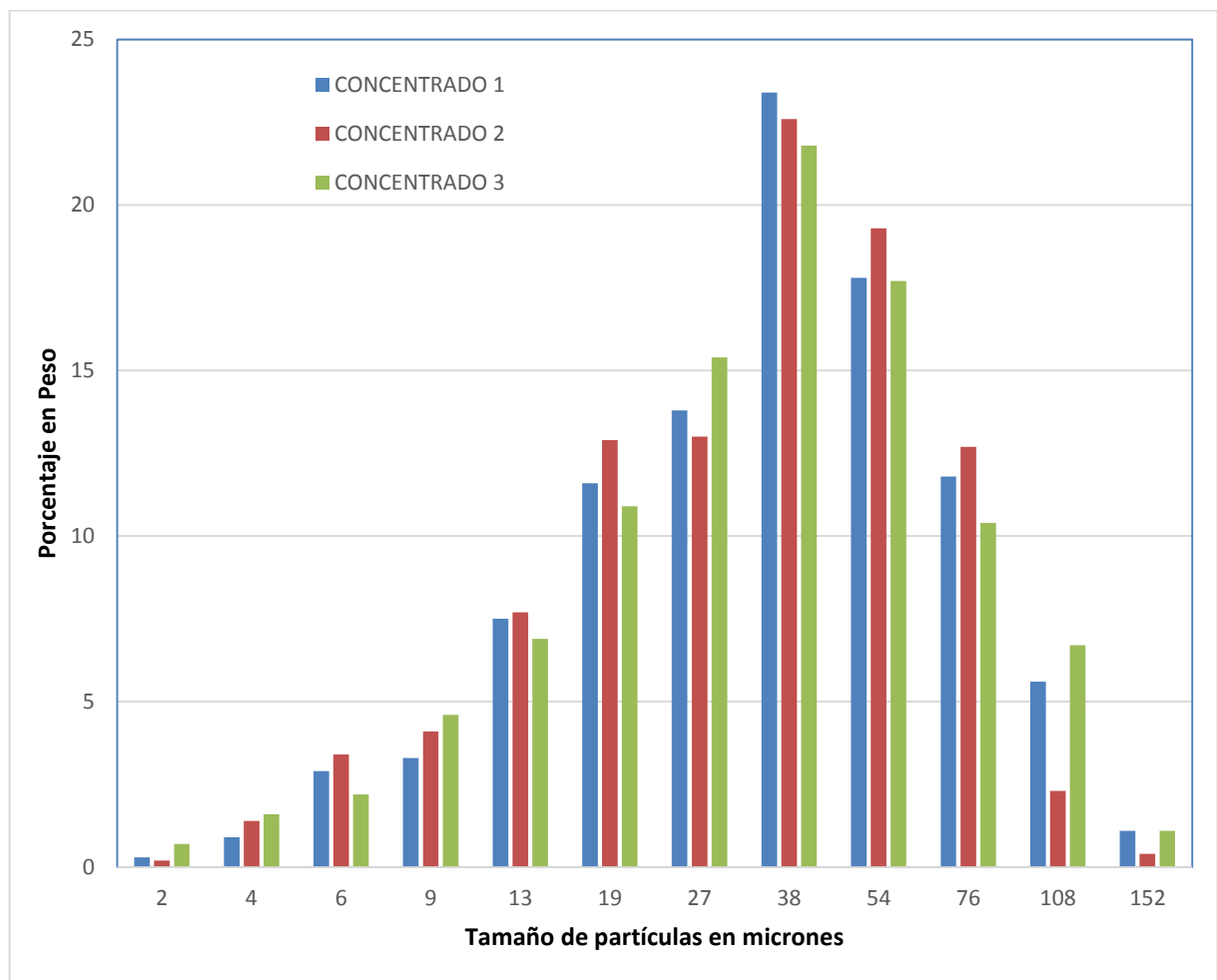


Figura 2.9: Distribución de tamaño para concentrados típicos, fundición Chagres.

2.5. Interpretación Físico Química del Proceso

Las especies mineralógicas mayoritarias presentes en los concentrados de Cobre son calcopirita (CuFeS_2), pirita (FeS) y calcosita (Cu_2S) y el fundente usado es Sílice (SiO_2). En el horno de fusión flash, las transformaciones químicas ocurren principalmente en la torre de reacción, dentro de la nube de partículas del jet que emerge desde el quemador de concentrados, formando una fase mata ($\text{Cu}_2\text{S-FeS}$), una fase escoria ($2\text{FeO}\cdot\text{SiO}_2$) y magnetita (Fe_3O_4) la cual se distribuye entre la mata y la escoria. Además de una fase gaseosa consistente principalmente en SO_2 , N_2 , remanente de O_2 y polvos no combustionados.

El primer conjunto de reacciones que ocurre en la torre de reacción corresponde a la descomposición térmica de las especies mineralógicas. Estos compuestos se descomponen liberando S_2 a la forma gaseosa que es denominado Azufre Pirítico, el que es inmediatamente oxidado a SO_2 en las inmediaciones de la partícula. Por lo que las reacciones consideradas, son las globales a este mecanismo:

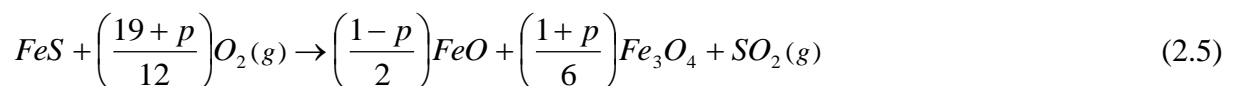


Adicionalmente, el análisis termodinámico de estabilidad del sistema Fe-S-O a alta temperatura, ver figura 2.10 y 2.11, indica que oxidación de FeS a la forma de Fe_3O_4 es estable a temperaturas bajo los 2000°C - 2200°C , dependiendo en cierta medida de la presión de Oxígeno. Sobre dicha temperatura, la especie más estable es el FeO.



Esto se verifica en la operación del quemador de concentrados, ya que en la nube de partículas, existirán algunas zonas que alcanzarán altas temperaturas y por ende la formación de FeO, mientras que otras zonas más frías, se favorecerá la formación de Fe_3O_4 . Esto significa que la magnetita será un buen indicador de la eficiencia de combustión.

Este mecanismo de reacción desarrollada para la oxidación del FeS, fue planteada por este mismo autor^[1], con la finalidad de describir macroscópicamente el comportamiento de la oxidación del FeS, proponiendo un mecanismo de reacción que establece la proporción relativa para la formación de FeO/ Fe_3O_4 . La reacción queda desarrollada completamente por un parámetro de modelación “p”, que cuantifica la formación de FeO y Fe_3O_4 y su valor teórico varía entre -1 y 1. El valor del parámetro “p” fue determinado en un rango entre (-0,30 y -0,55)^[1].



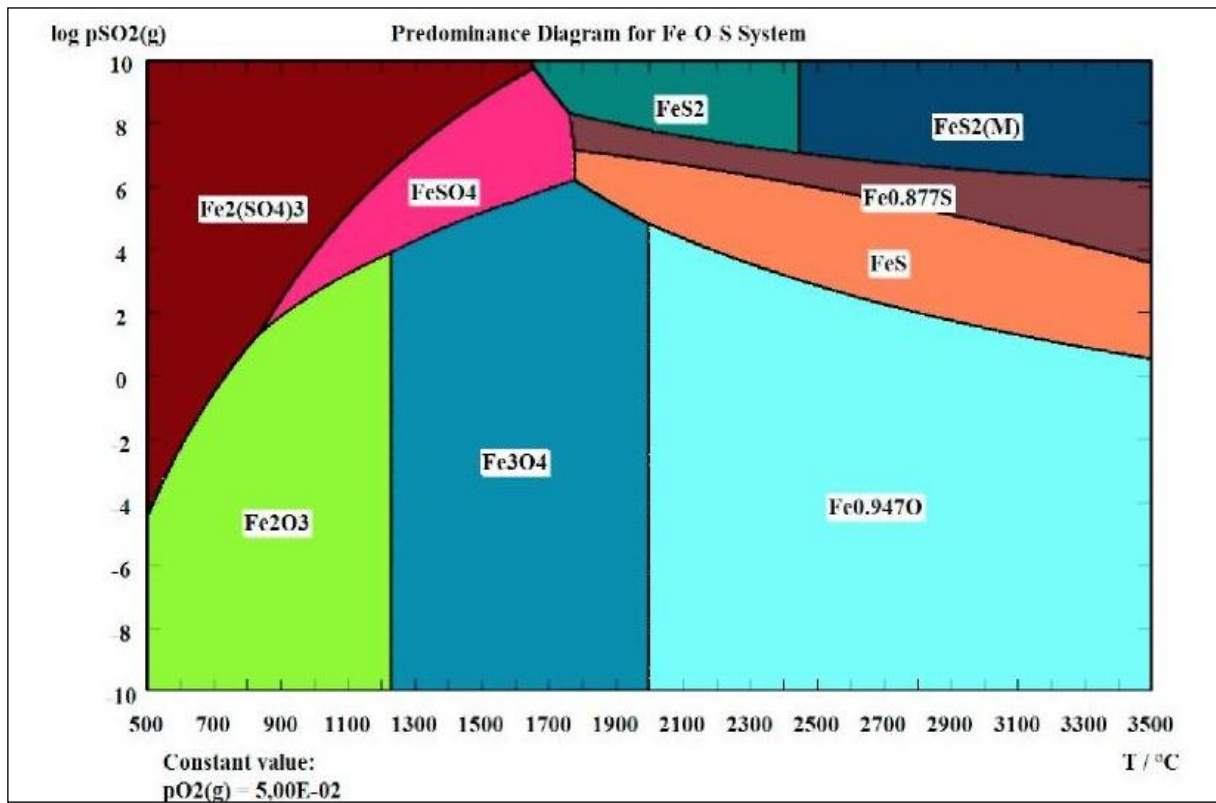


Figura 2.10: Diagrama de estabilidad del sistema Fe - S- O a pO₂=0.05 atm^[2]

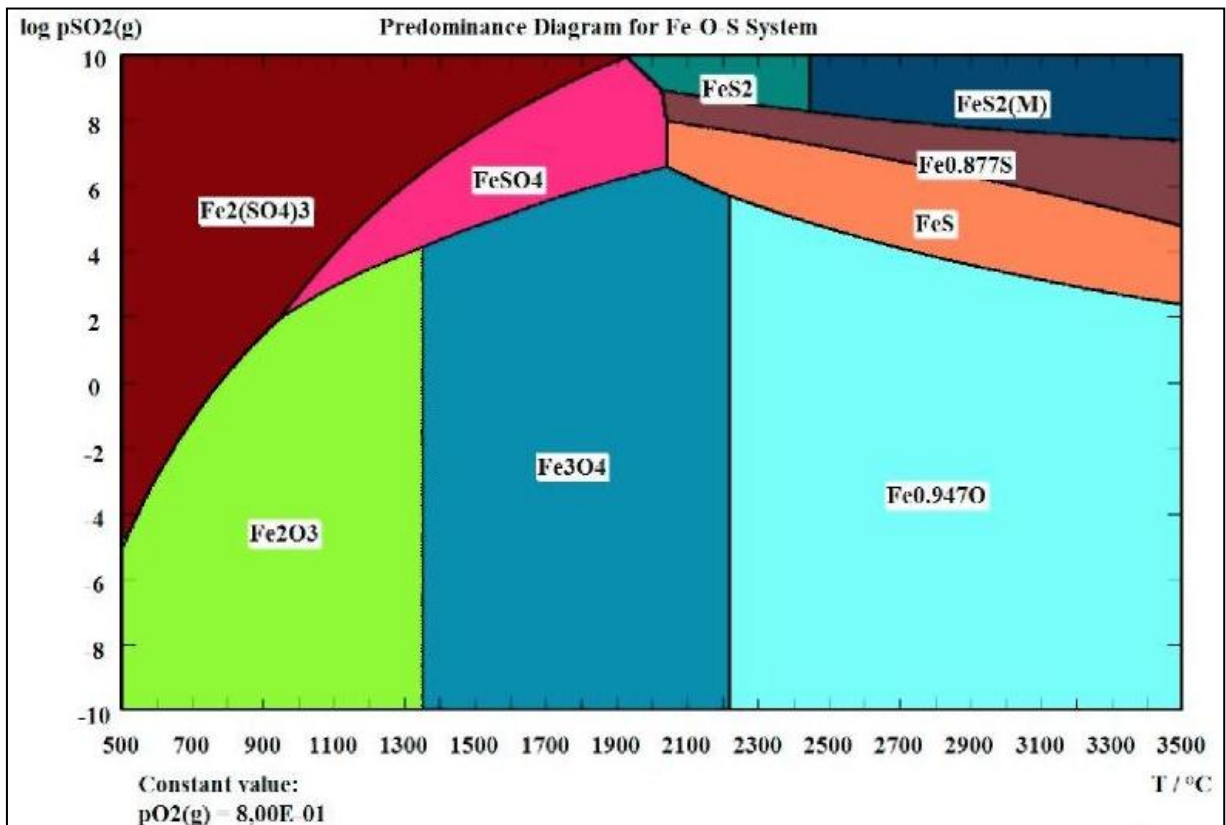


Figura 2.11: Diagrama de estabilidad del sistema Fe - S- O a pO₂=0.80 atm^[2]

Respecto al mecanismo de reacción del Cu_2S , este solo podrá ser oxidado una vez se haya consumido completamente el FeS , es decir, en una operación con una ley objetivo de mata superior al 80% de Cu . La reacción química propuesta en el modelo es la siguiente:



La combustión de minerales de Cu_2S fue estudiada por Shook^[3], quien indicó en su trabajo que solo una fracción menor al 5% de Cu_2S generaba óxidos de Cobre bajo condiciones de fusión, por lo que en la práctica se despreciaba su generación. Estudios similares realizados por Byerly et al^[4], concluyeron que la reacción entre Cu_2S y Cu_2O ocurría en forma instantánea, incluso a bajas temperaturas, y era generadora de Cobre metálico y dióxido de Azufre. Ambos estudios, permiten presentar la reacción química mencionada para la oxidación del Cu_2S bajo fusión flash. En la figura 2.12 se presenta el diagrama de estabilidad para el sistema Cu-S-O a alta temperatura y a baja presión de Oxígeno, dado que se propone que la reacción ocurre al final del modelo, donde se pueden apreciar las fases más estables.

Finalmente, en el baño fundido, preferentemente bajo el lugar geométrico de proyección del quemador de concentrados sobre el sedimentador, ocurre la reacción de la formación de la escoria fayalítica, en donde el FeO formado se acompleja con la Sílice a través de la siguiente reacción exotérmica:

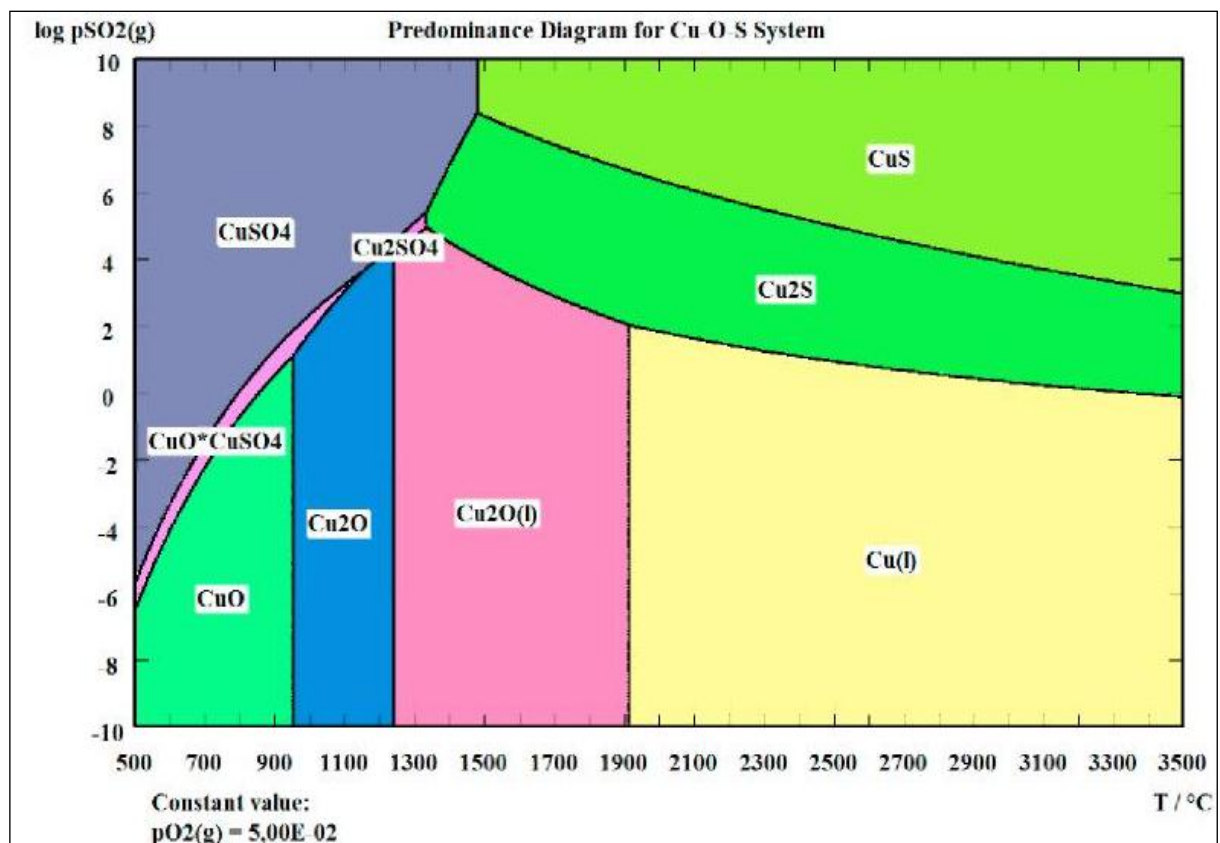


Figura 2.12: Diagrama de estabilidad del sistema Cu-S-O a $p\text{O}_2=0.05 \text{ atm}$ ^[2]

2.6. Balance de Masa y Energía

El control operacional del Horno Fusión Flash, se realiza en base al análisis químico del concentrado, para determinar el balance de masa y energía (BME), y definir los parámetros de coeficiente de Oxígeno (balance de masa) y de enriquecimiento de Oxígeno (balance de energía), lo que son requeridos para establecer la operación del horno flash. La Tabla 2.1, resume en análisis de variable, para la definición del BME.

VARIABLE	DEFINICION	APLICACIÓN CONCEPTUAL
Variable de entrada	Variable exterior al proceso y manejada a voluntad.	Coeficiente de Oxígeno Enriquecimiento de Oxígeno Tasa de concentrado Flujo de Sílice (fundente) Concentraciones de Cu, Fe, S y SiO ₂ en la carga Temperatura del aire de proceso Mineralogía, humedad y temperatura de la carga
Variable de salida	Variable de análisis de proceso para evaluación de objetivos.	Flujo de mata producido Concentración de Cu ₂ S, FeS, en la mata Temperatura de la mata Flujo de escoria producido Concentración de FeO, Fe ₃ O ₄ , SiO ₂ en la escoria Temperatura de escoria Flujo de gases producido Concentración de SO ₂ , O ₂ y N ₂ en los gases Temperatura de gases
Variables de estado	Variables que definen la condición del sistema.	Modelo de reacciones químicas Estequiometría Entalpía
Parámetros	Cantidades que fijan ciertas características del proceso.	Pérdidas de calor Eficiencia de Oxígeno Capacidades caloríficas

Tabla 2.1: Análisis de variable, para la definición del BME.

El coeficiente de Oxígeno (η), queda definido por el balance de masa y calcula el volumen de Oxígeno necesario por unidad de tasa de fusión para lograr la ley de Cobre objetivo en la mata. Matemáticamente se expresa de la siguiente manera:

$$\eta = \frac{\text{Nm}^3 \text{ de oxígeno}}{\text{Tonelada de conc.}} \quad (2.8)$$

El balance de energía tiene por objetivo fijar la temperatura de operación de las fases fundidas y del gas metalúrgico, utilizando para esto la alimentación de Nitrógeno como gas inerte. El Nitrógeno arrastra el calor en exceso generado por las reacciones exotérmicas de manera de mantener la temperatura en los estándares fijados. Operacionalmente esto es logrado controlando el enriquecimiento en Oxígeno (σ) del aire de proceso. La ecuación que define a esta variable es:

$$\sigma = \left[\frac{(\text{Nm}^3 \text{ de O}_2 \text{ en el Aire}) + (\text{Nm}^3 \text{ de O}_2 \text{ en el Oxígeno técnico})}{(\text{Nm}^3 \text{ de Aire}) + (\text{Nm}^3 \text{ de Oxígeno técnico})} \right] \times 100 \quad (2.9)$$

El cálculo de la masa requerida de Nitrógeno que se utiliza en la ecuación anterior, es calculada balanceando la ecuación global de energía, considerando las tres fases: gas; mata; y escoria.

$$Q_{generación} + Q_{sensible} + Q_{latente} + Q_{perdidas} = 0 \quad (2.10)$$

Al desarrollar cada uno de los términos contenidos en la reacción anterior, esta queda desarrollada en función de dos parámetros: La temperatura global de la torre de reacción (T^*), desde su temperatura de referencia T_0 , y la masa de Nitrógeno, la que está contenida en el parámetro (σ). La solución a esta ecuación queda determinada, fijando una temperatura estándar de la torre de reacción, y el valor de las pérdidas de calor, que son características para cada horno. La ecuación 2.11, caracteriza el balance de energía en la torre de reacción, considerando las tres fases presentes: mate (m), escoria (e) y gas (g).

$$m_{O_2} \left(\frac{100-\gamma}{\gamma} \right) \int_{T_0}^{T^*} C_{p_g} dT = m_m \int_{T_0}^{T^*} C_{p_m} dT + m_e \int_{T_0}^{T^*} C_{p_e} dT + Q_{latente} + Q_{perdidas} \quad (2.11)$$

2.7. Límites Tecnológicos al Proceso de Fusión Flash

Tal como se ha expuesto, el control operacional del Horno de Fusión Flash (HFF), se realiza en base a la aplicación sistemática del balance de masa y energía (BME). Sin embargo, existen una serie de interrogantes respecto a las condiciones óptimas en las cuales el horno flash debiera operar, en particular respecto a una operación con concentrados de Cobre bajos en Azufre ($S/Cu < 0.9$) y/o un contenidos de insolubles mayores al 15%. En estas condiciones, ha sido comprobado en la operación industrial, que la estrategia de operación basada en un BME, causa como principal efecto nocivo en la operación, la obstrucción del espacio geométrico ubicado en la unión horno-caldera y un aumento de los contenidos de magnetita en la escoria producida, que provoca un aumento de la viscosidad de la escoria producida, lo que altera seriamente la práctica operacional. Adicionalmente, se constata, que los gases generados por la combustión de concentrado, aumenta en sus contenidos de O_2 y SO_3 , condiciones que promueve los fenómenos de corrosión en los equipos y ductos de la línea de gases del horno.

Ambas situaciones tiene impacto directo en la producción del horno y en los costos asociados a la operación de la fundición. Ambas problemáticas tienen su interpretación en un deficiente proceso de combustión en la torre de reacción. Lo que generan sectores más fríos, impidiendo al concentrado alcanzar su ignición temprana y privilegiando la oxidación del Hierro como Fe_3O_4 por sobre FeO . Por lo tanto, el BME es una herramienta útil, pero no suficiente para lograr una exitosa operación industrial.

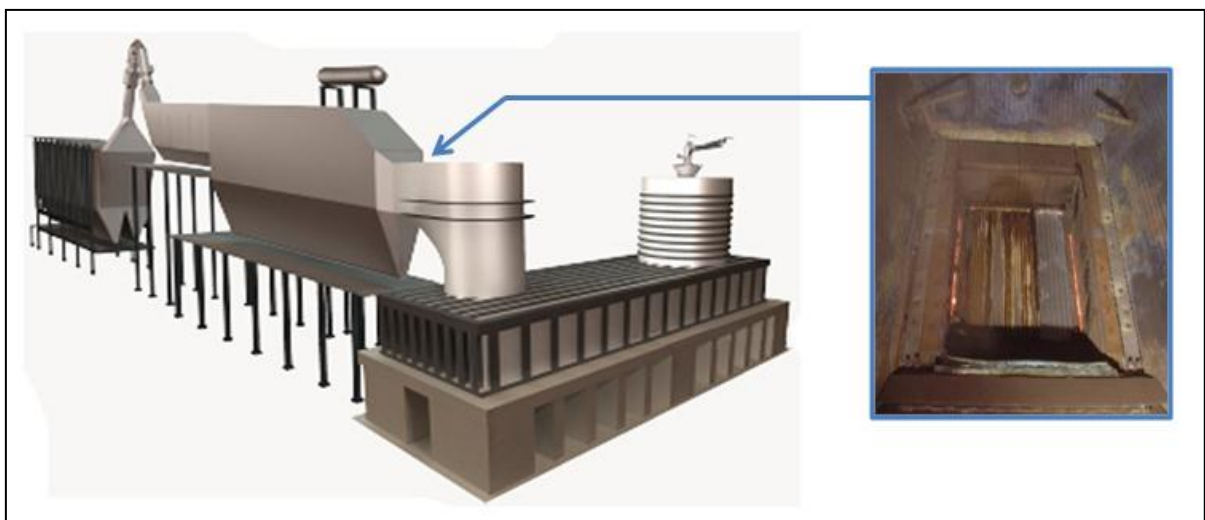


Figura 2.13: Marco entre el horno flash y caldera

Desde el mundo tecnológico operacional, la principal línea de desarrollo a esta problemática operacional, ha sido el mejoramiento continuo al diseño del quemador de concentrados. Los diseños de los quemadores de concentrados actuales buscan optimizar las siguientes partes del equipo para mejorar el proceso de fusión dentro de la torre de reacción:

1. El sistema de transporte del concentrado debe asegurar una llegada continua y homogénea de concentrado hacia el quemador. Algunos equipos más nuevos utilizan un sistema neumático con aire de fluidización para lograr dicho objetivo.
2. El diseño del quemador busca que el aire enriquecido homogenice la alimentación de partículas de concentrado permitiendo un esparcimiento de la mezcla concentrado-gas, el cual puede ser controlado ajustando la razón de flujo del aire de distribución.
3. Ajuste de un anillo regulable que permite mantener constante la velocidad del aire enriquecido que sale del quemador, pese a variaciones del coeficiente de Oxígeno y/o enriquecimiento de Oxígeno. Este anillo se ubica a la salida de la cámara de aire, y funciona aumentando o disminuyendo el área por donde ingresa el aire enriquecido al horno de fusión flash
4. El diseño geométrico del quemador de concentrados influye directamente en la forma de flujo y llama que se genera a la salida que del quemador aumentando la transferencia de calor concentrado-gas con respecto otros diseños.
5. El cabezal de Cobre refrigerado permite minimizar las acreciones y a la vez evita la deformación que se produce en los materiales del quemador de concentrados producto de las altas temperaturas a las cuales están sometidos.

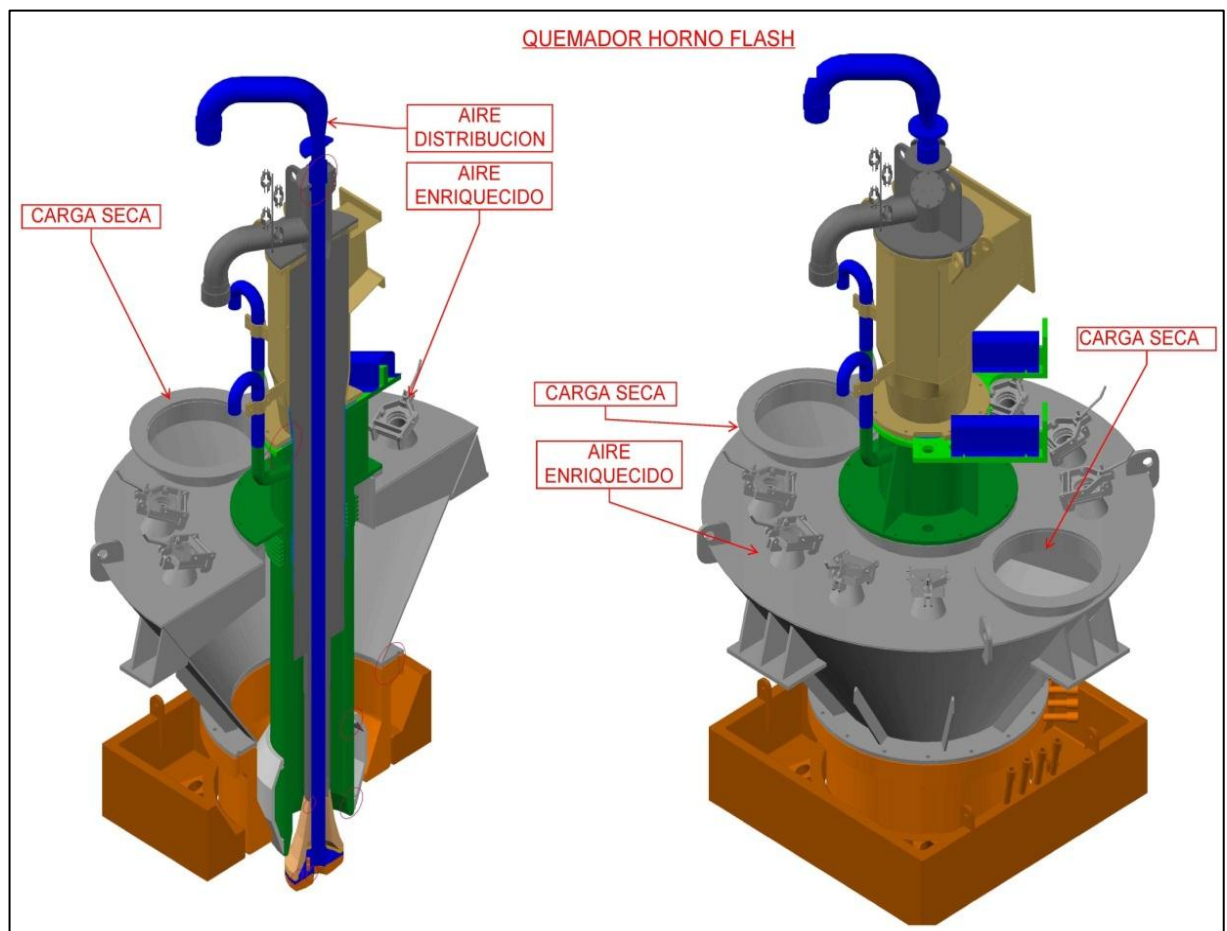


Figura 2.14: Detalle del quemador de concentrados

Capítulo 3: Fenomenología del Proceso de Combustión de Minerales Sulfurados

En este capítulo, se realiza la revisión bibliográfica relevante, acerca de la combustión de minerales sulfurados y sus mecanismos que la controlan. Para lo cual se describe la combustión de partículas aisladas de minerales sulfurados, concepto que se amplía a una nube de partículas

Finalmente se describe la teoría de grupo de combustión, usada en la industria de combustión del carbón, y su aplicación al proceso de fusión flash.

3.1. Combustión Instantánea de Partículas Aisladas

La fusión flash de minerales sulfurados ha sido estudiada en extenso desde hace ya más de 40 años. Durante la década del 70 y del 80, Jorgensen estudió la oxidación de la pirita ^[8,9] y determinó los efectos de temperatura y del contenido de Oxígeno en la combustión. A partir de este estudio realizado concluyó que la combustión ocurre en tres etapas:

1. Calentamiento hasta la temperatura de ignición de la pirita, que ocurre a aproximadamente a los 870°K.
2. Descomposición de FeS_2 a FeS a los 970°K.
3. Rápida generación de un fundido (Fe-S-O) obteniéndose temperaturas máximas entre 1730°K y 1750°K para partículas fundidas en aire a 970°K.

Se estableció que esta última etapa está controlada por la difusión de Oxígeno hacia la superficie de la partícula y que un incremento en la concentración de Oxígeno disminuye el tiempo que toma la partícula en llegar a esta última etapa y aumenta la temperatura de la partícula. También se encontró que el tamaño inicial de la partícula afecta el tiempo de ignición, pero tiene poco efecto sobre la temperatura máxima alcanzada producto de la fragmentación de esta. La temperatura límite para una partícula de pirita alcanza los 2630°K, la cual ocurre cuando se utiliza Oxígeno puro.

Durante el mismo periodo, Jorgensen estudió la combustión de concentrados de calcopirita ^[10], determinando que el tamaño de partícula inicial tiene un gran efecto sobre el tiempo de ignición mientras que la combustión era independiente de este factor.

El concentrado de calcopirita usado contenía alrededor de 25% de pirita. La presencia de ella no permitió medir la temperatura de las partículas de calcopirita por sí sola, pero la temperatura promedio medida fue siempre menor a la temperatura alcanzada por sólo partículas de pirita bajo las mismas condiciones, indicando que la calcopirita alcanza temperaturas más bajas.

Jorgensen y Segnit ^[11] usaron un flujo laminar para estudiar la oxidación de la calcopirita como una función de la temperatura del horno. La velocidad de reacción fue seguida por el cambio del contenido de Azufre como una función del tiempo de residencia de las partículas. Del estudio de la reacción se determinó que ésta podía ser dividida en tres diferentes etapas:

1. Calentamiento de las partículas hasta la temperatura de ignición sin ocurrir una reacción apreciable.
2. La partícula comienza a reaccionar aumentando considerablemente su temperatura.
3. Una vez que la reacción ha cesado, la partícula se enfría paulatinamente hasta llegar a la temperatura ambiente del horno.

Este modelo de combustión puede ser interpretado como una serie de etapas fisicoquímicas consecutivas que puede ser vista en la Figura 3.1. Dada inicialmente por un calentamiento de la partícula hasta la temperatura de ignición, posteriormente ocurre una descomposición Pirítica liberándose Azufre a la forma de $S_2(g)$, siguiendo con una reacción de las especies sulfuradas con el Oxígeno, y finalmente un enfriamiento de las partículas compuestas por sulfuros remanentes y óxidos de Hierro hasta la temperatura del medio

La oxidación de las partículas de calcopirita es exotérmica y el calor generado contribuye a elevar la temperatura de la partícula. La correspondiente velocidad de reacción fue extremadamente rápida y los peaks de temperatura cortos. Los cálculos indicaron que la reacción ocurría en menos de 50 ms. El transporte de masa de Oxígeno hacia la superficie de la partícula fue probablemente el factor limitante en la determinación de la segunda etapa de la reacción.

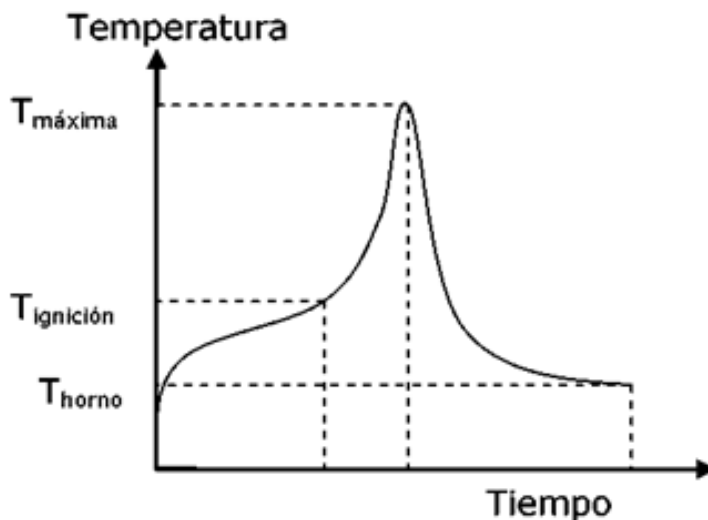


Figura 3.1: Variación temperatura de partícula de calcopirita bajo oxidación

El grupo de trabajo de Sohn desarrollo el tema de la combustión Flash bajo dos puntos de vistas convergentes. Chaubal y Sohn^[12,13] estudiaron los mecanismos de oxidación de concentrados de calcopirita influenciados por la transferencia de calor mediante técnicas experimentales y planteamiento de las ecuaciones cinéticas y de balance a nivel de partícula. El resultado de su estudio concluyó que la tasa de oxidación es de primer orden con respecto a la concentración de Oxígeno e inversamente proporcional al cuadrado del tamaño de la partícula. El segundo^[14,15,16] modela las ecuaciones de conservación de masa, momentum y energía para el proceso de fusión flash, donde incorporaron las reacciones anteriores a un modelo cinético fundamental, el cual fue validado con datos experimentales recolectados en un horno de fusión instantánea a nivel laboratorio en términos del Azufre eliminado de las partículas.

Kim y Themelis^[17,18,19] tomaron una aproximación completamente diferente en su modelo matemático de fusión flash de Cobre. Inicialmente emplearon un modelo unidimensional y propusieron un mecanismo para la fragmentación de partícula e hicieron predicciones de composición y temperatura tanto para la partícula como para el gas como una función de la altura en la torre de reacción. A pesar de la simplicidad de esta aproximación, las predicciones hechas por el modelo fueron bastante similares a las hechas por modelos de mayor complejidad.

Jokilaakso^[20,21] realizó un estudio experimental en un horno laminar a nivel laboratorio con partículas de calcopirita. A partir de sus observaciones, los autores propusieron un modelo de fragmentación que se presenta en la figura 3.2, el cual está basado en el originalmente propuesto por Kim & Themelis. Hasta la fecha, este modelo es el más ampliamente aceptado para representar la trayectoria de reacción de partículas sulfurosas individuales en la cámara de reacción de los hornos de fusión y conversión instantánea.

La Tabla 3.1, presenta un compacto de las publicaciones de mayor impacto al estudio de combustión de partículas aplicadas a la fusión flash. Estas investigaciones han hecho importantes aportes y hallazgos para determinar los mecanismos y parámetros cinéticos (energía de activación, factor pre-exponencial, etc.). Si bien estos trabajos son muy valiosos por la data experimental obtenida, las condiciones de transferencia de masa y calor no son extrapolables a las experimentadas por las partículas en la torre de reacción del HFF.

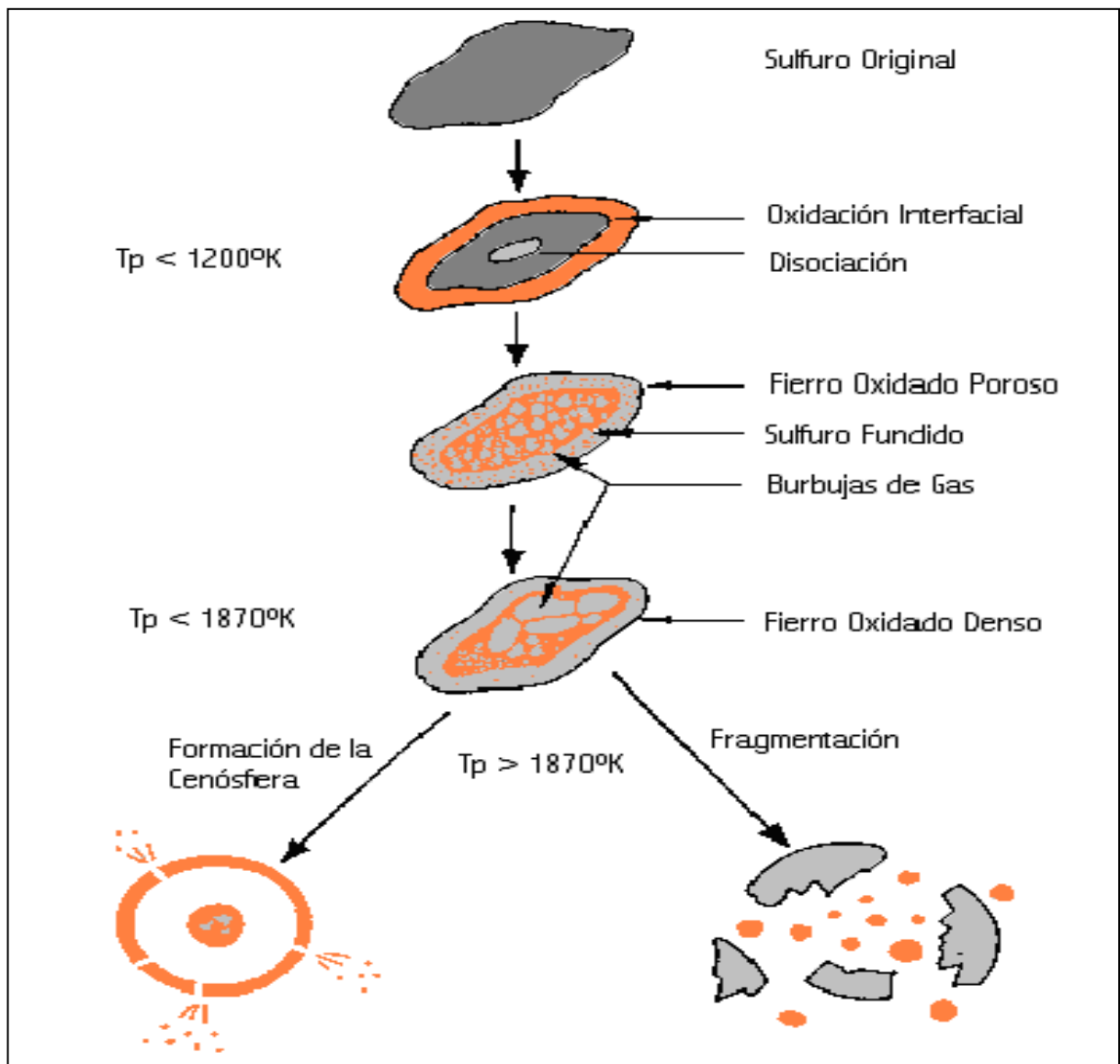


Figura 3.2: Secuencia de eventos de la fusión de la calcopirita[17,19]

Autores	Contribución	Características del Estudio
Chaubal et al. 1986 [13]	Estudio de la cinética de la reacción de oxidación de calcopirita.	Experimentación bajo condiciones isotérmicas y no isotérmicas.
Kim & Themelis, 1986 [17]	Primer modelo de fragmentación de partículas. Sugiere la existencia de dos mecanismos de fragmentación.	Experimentación a escala.
Sohn et al. 1993 [12]	Determinación del punto de ignición del concentrado bajo condiciones de fusión flash.	Desarrollo de un modelo cinético.
Jokilaakso et al., 1994 [21]	Modificación del modelo de Kim y Themelis. Se sugiere la formación de burbujas intrapartícula.	Experimentación en horno de flujo laminar.
Ahokainen et al. 1998 [20]	Modelo cinético una partícula de concentrado de Cu que incluye transferencia de momentum, masa y calor.	Modelo matemático de la simulación de la oxidación de partículas de concentrado de Cu en un horno flash.
Stefanova et al. 2003 [22]	Desarrollo de un modelo cinético donde se determina que la especie que alcanza un mayor grado de oxidación es FeS_2 seguida de $CuFeS_2$.	Experimentación de concentrado de Cu en un horno de flujo laminar.
Jorgensen F.R.A., Segnit R. 1977[10]	Utilización de flujo laminar para estudiar la oxidación de la calcopirita como una función de la temperatura del horno.	Determinó que la reacción puede ser vista en 3 etapas: 1. Calentamiento 2. Comienza a reaccionar 3. Enfriamiento
Jorgensen 1977 [11]	Estudio de la combustión de concentrados de calcopirita.	Determinó que el tamaño de partícula inicial tiene un gran efecto sobre el tiempo de ignición.
Hahn et al. 1990 [15]	Desarrollo de modelo matemático para fusión flash.	Experimentación a escala piloto.
Perez Tello et al. 2001 [23]	Desarrollo de modelo fluido-dinámico.	Comparación de resultados con horno de laboratorio.

Tabla 3.1: Resumen de estudios relevantes a la combustión flash

3.2. Combustión Flash de Partículas en Nube

Una nube de partículas es una suspensión sólido-gas, que para el caso de la fusión flash, corresponde a la nube que sale del quemador de concentrados y fluye hacia abajo por la torre de reacción. Las partículas al interior de la nube poseen condiciones de concentración de Oxígeno y calor, en función radial, angular y de altura: Radialmente afectado principalmente por la transferencia de calor y difusión de Oxígeno desde la periferia de la nube hacia el seno de esta; Angularmente, debido principalmente de las asimetrías en la dosificación del concentrado hacia el quemador; Y verticalmente, como consecuencia del tiempo de residencia de las partículas y la expansión del jet que transporta a la nube.

Jorgensen ^[10] definió el tiempo total de la reacción, separado en 2 componentes, definidos para el caso de la combustión de una partícula de calcopirita, en donde el primero es el tiempo de ignición de la nube y el segundo el tiempo de combustión de la nube. En la primera etapa de calentamiento de la nube, un primer conjunto de partículas alcanzara un rápido calentamiento y con un entorno favorable de Oxígeno, producirá la ignición de ellas. La ignición de estas primeras partículas al interior de la nube, con un aumento súbito de su temperatura producto de las reacciones químicas, provocará una rápida transferencia de calor hacia el resto de las partículas, produciendo la ignición masiva de la nube, completando la combustión del concentrado hasta agotar el Oxígeno presente, generándose las fases fundidas. Figura 3.3.

Como se ha mencionado, la primera etapa a la que está sometida la nube de partículas en el horno de fusión flash es al calentamiento del conjunto hasta alcanzar una temperatura de ignición a la cual las reacciones químicas comienzan a ocurrir. Conceptualmente, el criterio para compatibilizar las combinaciones óptimas entre la característica de la nube y la operación del HFF, estará logrado cuando el tiempo de reacción intrínseco (t_r) necesario que posee la nube para remover la cantidad de Azufre objetivo a lo largo de la torre de reacción del HFF sea menor al tiempo de residencia (t_R) de las partículas de la nube. A su vez, el (t_r), dependerá principalmente de la temprana ocurrencia de la ignición de las partículas en la nube y de la velocidad de desplazamiento vertical del jet de la nube en la torre de reacción.

Así entonces, dos fuerzas promotoras del calentamiento inicial de las partículas compiten entre ellas: La transferencia de calor hacia la nube, fenómeno controlado por convección desde la masa gaseosa exterior a la nube y que es directamente proporcional a la velocidad vertical del jet de la nube. Y el tiempo de residencia de partículas en la nube, el que obviamente es inversamente proporcional a la velocidad del jet de la nube.

Del razonamiento anterior, es fácilmente entendible porque existe una velocidad óptima para para la combustión de una nube de concentrados. Cuestión que ha sido percibida por la operación industrial, al evolucionar los quemadores de concentrado con mecanismos de ajuste a su velocidad de salida para compensar los cambios volumétricos en el aire de proceso, debido a ajustes en el coeficiente y/o enriquecimiento de Oxígeno. Lo relevante es entender que para controlar la etapa de calentamiento de las partículas de una nube, se debe entender primero el mecanismo de transferencia de calor hacia la nube

Este fenómeno, puede ser descrito considerando a la nube de partículas como un todo, controlada solo por convección con la fase gas que circunda el jet de la nube, despreciándose el aporte por radiación desde las paredes del horno hacia el interior de la nube.

El tema de despreciar la radiación desde las paredes hacia el interior de la nube, es desarrollado en el capítulo 7, por lo que por ahora es suficiente, favorecer la intuición, para entender que por lo compacto de la nube, la penetración de la radiación a esta, es despreciable.

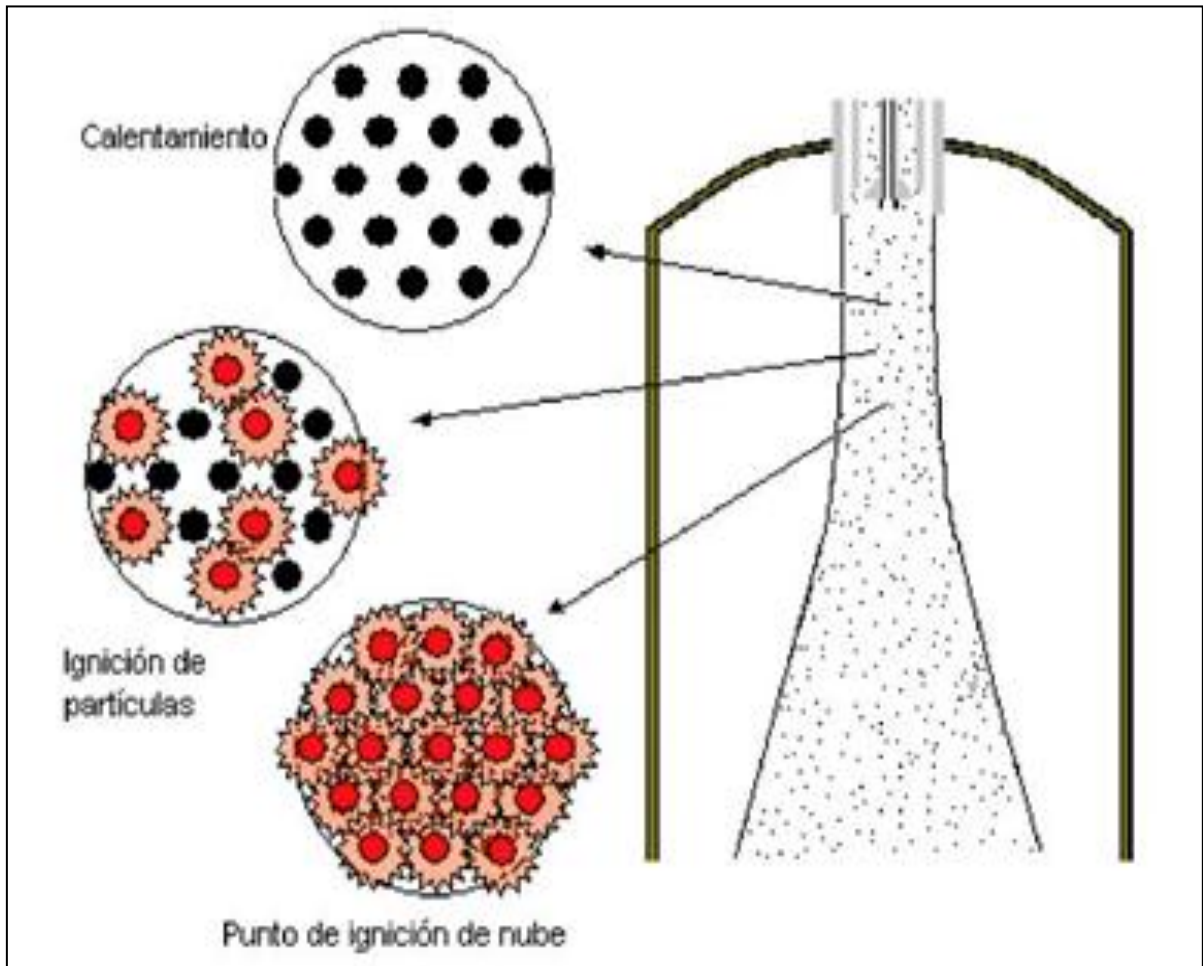


Figura 3.3: Esquema de combustión de nube del concentrado dentro de la torre de reacción

3.3. Teoría de Grupo de Combustión

La teoría de grupo de combustión, desarrolla una herramienta matemática para describir el fenómeno de “efectos interactivos” en la combustión de una nube en suspensión. Corrigiendo las constantes de transferencia de masa y calor para las partículas en la nube con respecto a su comportamiento en un medio aislado.

Esta teoría describe a la combustión desde un punto de vista de nube (macro) definiendo el número de grupo de combustión (G) y desde un punto de vista de partícula (micro) definiendo los factores de efectividad de transferencia de masa y energía. Factores que corrigen las ecuaciones constitutivas de la combustión para partículas aisladas.

El origen del grupo de combustión está situado en la industria de la combustión de carbón en quemadores de partículas finas, lo cual se asemeja al quemador de concentrado del HFF.

En el proceso de combustión de carbón pulverizado, se ha demostrado que al combustionar una alta densidad de partículas en la nube, este tiene un efecto importante para determinar las constantes de transferencia de calor y de masa que gobiernan el proceso de combustión de la nube de partículas. Comportamiento homologable para evaluar la fenomenología de combustión de la nube de partículas en el HFF.

Cuando una partícula comienza a reaccionar dentro de una nube, se genera una competencia entre las partículas de la nube por el calor y el Oxígeno disponible, alterándose los valores del Sherwood y de Nusselt propios de la partícula en función de las condiciones que presenta la nube. Afectando los dos procesos de difusión importantes que ocurren en la combustión de una nube: La transferencia de calor previo a la ignición que determina el tiempo que tomará la nube de partículas en alcanzar la ignición y la temperatura a la que comienza dicho proceso; Y la transferencia de masa y calor durante el periodo de combustión de la nube, que determina el tiempo de reacción química de la partícula. Como consecuencia inmediata, se tiene que las características propias de una partícula para alcanzar su ignición y posterior combustión serán diferentes al estar en un medio aislado que al estar dentro de una nube.

Ryan y Annamalai ^[5], demostraron para la combustión de partículas de carbón, que el número de grupo de combustión puede ser utilizado para describir los efectos interactivos que ocurren dentro de una nube. El número de grupo de combustión (G), incorpora el efecto del espacio interparticulado a través de: el número de densidad de partícula (M); el diámetro de partículas (d_p) y el diámetro del quemador (d_b):

$$G = \frac{\pi}{2} M d_p d_b^2 \quad (3.1)$$

En este estudio se indica que existen 4 unidades de tiempo para medir el tiempo requerido por la nube de partículas de carbón para alcanzar su ignición, y se utilizó el número de grupo de combustión para describir la influencia del espacio interparticulado en cada uno de ellos. El primero de ellos tiene relación con el tiempo de penetración requerido por la onda térmica para calentar a la nube. El segundo tiempo indica el tiempo requerido por las partículas para llegar a su temperatura de ignición de manera independiente. El tercer tiempo definido está asociado a la difusión másica de las especies dentro de la nube de partículas. Y finalmente, el cuarto tiempo guarda relación con el tiempo de inducción requerido para generar las reacciones químicas.

Los resultados del estudio indicaron que a medida que aumenta el número de grupo de combustión, el tiempo de penetración de la onda térmica comienza a dominar causando un incremento en el tiempo de ignición de la nube.

3.4. Factores de Transferencia

En función del valor del número de grupo de combustión, se definen los factores de transferencia, para corregir las constantes de transferencia de masa y calor, en referencia a las condiciones de combustión de una partícula aislada con respecto a las que está sometida en la nube de partículas. Lo anterior, permite la construcción de un modelo matemático para la combustión de una nube de partículas a partir del conocimiento físico-químico de la combustión de partículas aisladas.

3.4.1. Factor de Transferencia de Calor

Para entender la ignición de una partícula en la nube, primero se debe tener conocimiento acerca de la ignición de una partícula en medio aislado. La ignición de partículas aisladas de carbón ha sido estudiada por bastante tiempo y se ha definido la ignición homogénea, en la cual la especies volátiles del carbón igniciona en la fase gas, y la heterogénea en que la ignición ocurre sobre la superficie de la partícula.

Este último tipo de ignición ha sido estudiado en detalle dado a que es posible una aproximación analítica del problema, y a partir de esta solución se ha obtenido resultados para la ignición homogénea. Essenhigh^[24] desarrolló un estudio para definir las condiciones críticas requeridas para generar una ignición heterogénea. Se demostró que la temperatura de ignición de una partícula puede ser determinada en función de la atmosfera del horno y la transferencia de calor experimentada por la partícula. Los resultados indicaron que aquellas condiciones que reducen el coeficiente de transferencia de calor disminuyen la temperatura de ignición de la partícula.

Para la ignición en nube de partículas, los efectos interactivos tienden a disminuir el número de Nusselt de la partícula y por ende disminuye la temperatura de ignición de la partícula. Annamalai^[25] utilizó la técnica Frank- Kamenetsky para determinar el punto de ignición de una partícula tomando en cuenta los efectos interactivos que ocurren dentro de la nube. Se definió que existe un número de transferencia de calor crítico Damkohler sobre el cual ocurre la ignición. Dicho número es proporcional al número de grupo de combustión, por lo que para condiciones de nube idénticas, un incremento en el número de grupo de combustión generará una disminución en la temperatura de ignición de la nube. Los efectos de la transferencia de calor relacionado con la ignición de la nube tienen la ventaja de reducir la temperatura de ignición de las partículas. Sin embargo, también reducen la tasa de transferencia de calor desde el medio hacia las partículas antes, lo que puede resultar en un incremento en el tiempo requerido por la nube para alcanzar la ignición.

Krishna y Berlad^[26] trataron la nube de partículas como una solo gran partícula para determinar la influencia de los efectos interactivos sobre la tasa de transferencia de calor a través de la nube. Realizaron un balance de energía para determinar la temperatura en estado estacionario para la nube, asumiendo que la temperatura del gas y la cantidad de Oxígeno eran uniformes a lo largo de toda la nube. Dicho balance no solo representó las pérdidas y generación de energía para una sola partícula, sino que también representó las pérdidas y generación de energía para toda la nube. Los resultados indicaron que la influencia de los efectos interactivos sobre la transferencia de calor dentro de la nube puede ser representada por una modificación en el número de Nusselt de una partícula (Nu_p) con respecto a la nube. Este número de Nusselt modificado fue denominado Nusselt cooperativo (Nu_{coop}).

Se puede definir el factor de transferencia de calor (η_H) como la razón entre el Nusselt cooperativo, el cual involucra los efectos de los efectos interactivos entre las partículas en una nube, y el Nusselt para una partícula aislada bajo las mismas condiciones de combustión

$$\eta_H = \frac{Nu_{coop}}{Nu_p} \quad (3.2)$$

De los resultados obtenidos por Krishna y Berlad, se tiene también la siguiente relación para el factor de transferencia de calor, en donde se relaciona el Nusselt cooperativo con el número de grupo de combustión y el Nusselt de la nube (Nu_{cl}).

$$\eta_H = \frac{Nu_{coop}}{Nu_p} = \frac{3}{\frac{Nu_p}{Nu_{cl}}G+3} \quad (3.3)$$

La ecuación 3.3, indica que el factor de transferencia de calor tiene un límite superior igual a uno para valores bajos del número de grupo de combustión y valores altos para el Nusselt de nube. También indica que las propiedades de ignición de la nube pueden ser determinados a partir del modelo de ignición para una partícula aislada en conjunto con el número de Nusselt de una partícula aislada en remplazo del número de Nusselt cooperativo.

En la fusión flash una nube de partículas abandona el quemador formando un jet. En un flujo jet, su frontera no está apegada a la pared del horno, pero se extiende a través de toda la altura de la torre de reacción del HFF. La zona de recirculación que se encuentra entre la frontera y la pared del HFF es la que controla la velocidad de transferencia de calor hacia el jet desde las paredes. El número de Nusselt de nube describe esta velocidad de transferencia de calor entre la frontera de la nube y el medio. Hahn y Sohn^[15,16] modelaron matemáticamente el comportamiento de la nube a través de un flujo de jet, como lo muestra esquemáticamente la figura 3.4. Donde la zona de recirculación de la fase gas generada entre la pared del horno y la nube de partículas, determina la constante de transferencia de calor hacia la nube. Para este tipo de flujo de jet, se ha relacionado el número de Nusselt (Nu_{cl}), con el número de Reynolds (Re_{cl}), a través de la siguiente relación:

$$Nu_{cl} = \gamma(Re_{cl})^k \quad (3.4)$$

Las constantes características de γ y κ , se determinan específicamente para el tipo de flujo y geometría. La longitud característica tanto del Reynolds como del Nusselt está dada por aquella que describe la capa frontera del flujo separado, en este caso el diámetro de la nube que se aproxima al diámetro del quemador.

El número de Reynolds de la nube a su vez está definido como:

$$Re_{cl} = \frac{\rho U_o d_b}{\mu} \quad (3.5)$$

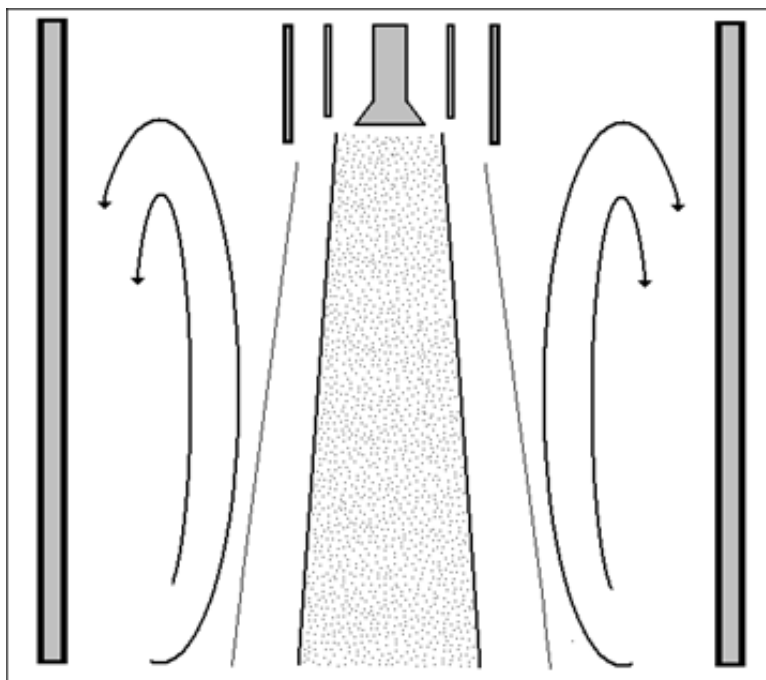


Figura 3.4: Nube de partículas como flujo jet y su interacción con su alrededor.

3.4.2. Factor de Transferencia de Masa

La combustión de las partículas dentro de una nube puede ser considerada utilizando un modelo de partícula. Sin embargo, debido a que las propiedades de la fase gas pueden variar dentro de una nube de partículas, implica que la combustión de partículas puntuales dentro de la nube puede también variar. Se hace necesario entonces tener no solo el conocimiento de la cinética de combustión de una partícula individual, sino que también de la transferencia de masa de las partículas dentro de la nube.

La combustión de partículas de carbón es asumida como un proceso de gasificación seguida por una combustión homogénea de monóxido de carbón a dióxido de carbón. Debido a que partículas de carbón son porosas, el Oxígeno debe difundir a través de la partícula y a su vez reacciona con su área superficial interna. Como resultado, la tasa de combustión de una partícula porosa difiere notablemente con respecto a la combustión de una partícula sólida individual, como es el caso de las partículas de un concentrado de Cobre. En las siguientes secciones se describe la similitud entre la combustión de una partícula porosa y una nube.

Cuando una partícula igniciona, ocurren dos fenómenos que influyen la combustión de las partículas de carbón. El primero es que la partícula se consume y se genera dióxido de carbón generando un gradiente de concentración en las inmediaciones de la partícula. El gradiente de concentración de Oxígeno que se genera limita a la tasa de transferencia de masa de Oxígeno desde el medio hacia la superficie de la partícula, por lo que la difusión disminuye el proceso de combustión. Segundo, existe una generación de masa gaseosa desde la partícula hacia al medio, obstruyendo el paso del Oxígeno hacia la superficie de la partícula. Este fenómeno es conocido como el flujo Stefan, y el resultado final es una disminución en la tasa de transferencia de masa de Oxígeno hacia la partícula, y por consiguiente una disminución en la tasa de combustión de la partícula.

Libby y Blake^[27] desarrollaron una aproximación en estado estacionario para la tasa de combustión de partículas de carbón. La ecuación obtenida es similar a la modelo general de resistencias en donde se asume que la tasa de reacción es controlada por una serie de resistencias. Despreciando el flujo Stefan, se tiene que las dos resistencias que se obtienen para el control de la combustión de partículas de carbón son la transferencia de masa de Oxígeno hacia la superficie de la partícula y la tasa de reacción de la combustión misma.

El análisis anterior fue generado asumiendo partículas esféricas y sólidas y en donde el Oxígeno reaccionaba sobre la superficie de la partícula. Las partículas de carbón son realmente partículas porosas, en donde el Oxígeno fluye a través de los poros para reaccionar con en una superficie interna de la partícula. Como consecuencia se tiene que la tasa de combustión medida en laboratorio para partículas de carbón poroso no es predicha por el modelo de resistencias desarrollado por Libby y Blake.

La tasa de reacción de partículas porosas ha sido estudiada por diversos autores^[28-33]. Dado que el Oxígeno se difunde y reacciona dentro de la partícula, existe un gradiente de concentración de Oxígeno dentro de la partícula y la tasa de combustión es menor a la calculada para aquellas partículas en que la reacción ocurre en la superficie. Se ha definido entonces un factor de transferencia para describir el proceso en una partícula porosa. El factor de efectividad de partícula (η_p) ha sido definido como la razón entre la velocidad de reacción real y la velocidad de reacción correspondiente al caso en el cual la concentración de Oxígeno es constante a través de toda la partícula. Esto es, la razón entre el flujo de Oxígeno que tiene la partícula en su superficie, y el flujo de Oxígeno que tiene la partícula en un punto interior:

$$\eta_p = \frac{w_p}{w_s} \quad (3.6)$$

La velocidad de reacción dentro de la partícula está dada por:

$$w_p = \eta_p k_C A_p C_{O_2,s} \quad (3.7)$$

La definición anterior se reduce por lo tanto, a determinar el factor de transferencia de la partícula. Dos métodos se han utilizado para determinar la tasa de reacción de la partícula porosa. El primer método utiliza la concentración de Oxígeno a través de la partícula, permitiendo determinar la tasa de reacción local para luego integrar el resultado a toda la partícula. El segundo método utiliza el cálculo de la tasa de difusión de Oxígeno dentro de la partícula. Ambos métodos requieren que se conozca la concentración de Oxígeno en función del radio de la partícula. Este desarrollo se hace en el anexo 1, planteando la ecuación de conservación para el Oxígeno.

De la derivación del perfil de concentración hecha en el anexo 1, se obtiene para el Módulo de Thiele (ϕ_t) está dado por:

$$\phi_t = \frac{d_p}{6} \sqrt{\frac{k_C \rho_p}{D_{eff}}} \quad (3.8)$$

El factor de efectividad de partícula se relaciona con el módulo de Thiele de la siguiente forma:

$$\eta_p = \frac{1}{\phi_t} \left[\frac{1}{\tanh 3\phi_t} - \frac{1}{3\phi_t} \right] \quad (3.9)$$

La ecuación anterior permite concluir que para bajos valores de ϕ_t se tiene que la difusión de Oxígeno es mayor a la tasa de reacción y por lo tanto la concentración de Oxígeno es uniforme a través de toda la partícula. Como resultado numérico se tiene que el factor de transferencia es cercano a uno. Para el caso de altos valores de la difusión de Oxígeno es menor a la tasa de reacción y por lo tanto es la reacción es limitada a las superficies más externas de la partícula. Como resultado numérico se tiene un factor de transferencia menor a uno.

Se sabe que las partículas dentro de la nube no se queman a la velocidad predicha por el modelo de partícula aislada ya que la velocidad de combustión está gobernada por las condiciones locales de la fase gas dentro de la nube. Así, los desafíos de los estudios de grupo de combustión han sido predecir como las condiciones de la fase gas varían a través de la nube para que a partir de las tasas de reacción puntuales de cada partícula predecir la tasa de reacción de la nube completa.

Para analizar este fenómeno Ryan y Annamalai^[5] desarrollaron las ecuaciones de conservación de masa, componentes y energía para la fase gas, asumiendo que: Las partículas actúan como fuentes puntuales de masa y que están uniformemente distribuidas dentro de la nube; La velocidad de combustión es suficientemente baja y puede ser asumida en condiciones pseudo-estacionarias y el contraflujo de productos gaseosos es despreciable; Y debido al pequeño radio de la nube y de las partículas asumidas como monotamaño, la nube puede ser asumida isothermal.

El desarrollo de estas ecuaciones con las simplificaciones hechas anteriormente puede ser revisado en el anexo 2. Comparando la solución del perfil de concentración de Oxígeno en una nube de partículas obtenido en este anexo, con respecto a la solución en una partícula porosa, sugiere que existe un factor de transferencia para la combustión de la nube que es análogo al definido para la combustión de la partícula porosa.

El factor de transferencia de masa (η_c) definido entonces para la nube es la razón entre la tasa de reacción de una partícula dentro de la nube sobre la tasa de reacción que experimenta una partícula aislada con las mismas condiciones que está en la superficie de la nube, dado por:

$$\eta_c = \frac{m_{\text{nube}}}{m_{\text{partícula}}} \quad (3.10)$$

Este factor es la razón de la velocidad de combustión de una partícula dentro de la nube a la velocidad de combustión de una partícula aislada que experimenta las mismas condiciones que la nube. Evaluando para una nube de geometría esférica se obtiene que:

$$\eta_c = \frac{3}{\sqrt{G}} \left[\frac{1}{\tanh(\sqrt{G})} - \frac{1}{\sqrt{G}} \right] \quad (3.11)$$

En el caso de que $G > 100$, el factor de efectividad es aproximado a:

$$\eta_c \approx \frac{3}{\sqrt{G}} \quad (3.12)$$

El resultado anterior se obtuvo asumiendo una nube esférica, pero el mismo análisis puede ser replicado para otras formas de nube. En la tabla 3.2, se indican los resultados de distintas formas de nube para el factor de transferencia de masa. Los resultados obtenidos indican que la nube de partículas puede ser tratada de manera equivalente a una partícula porosa de carbón. También se indica que debido a la competencia por el Oxígeno presente en la nube, la tasa de reacción de una partícula en la nube es menor a la tasa de reacción para una partícula aislada.

Geometría de la nube	Factor de Efectividad	Factor de Efectividad $G > 100$
Esférica	$\frac{3}{\sqrt{G}} \left(\frac{1}{\tanh \sqrt{G}} - \frac{1}{\sqrt{G}} \right)$	$\frac{3}{\sqrt{G}}$
Cilíndrica	$\frac{2}{\sqrt{G}} \frac{I_1 \sqrt{G}}{I_0 \sqrt{G}}$	$\frac{2}{\sqrt{G}}$
Placa	$\frac{3}{\sqrt{G}} \tanh(\sqrt{G})$	$\frac{1}{\sqrt{G}}$

Tabla 3.2: Factor de transferencia de masa para distintas geometrías de nube

3.5. Aplicación de la Teoría de Grupo de Combustión a la Fusión Flash

Los estudios de la combustión del carbón pulverizado han determinado que la densidad de partículas es un factor determinante en la transferencia de masa y calor de combustión de una nube de partículas y estos estudios se han aplicado en forma incipiente a sistemas de partículas de minerales sulfurados y en el proceso de fusión flash. Caffery^[6,7] demostró en su trabajo la aplicabilidad de la teoría de grupo de combustión para describir la combustión de minerales sulfurados bajo condiciones de combustión instantánea, en horno de fusión flash. Su estudio se basó en el entendimiento de la teoría de grupo de combustión para minerales de Cobre y en correlacionar los modelos obtenidos con la experimentación de concentrados de alta ley de Cobre, para finalmente identificar zonas estables de operación del horno de fusión flash y generar recomendaciones para las operaciones futuras.

El número de grupo de combustión incorpora el efecto del espaciado interparticular a través del concepto de densidad de nube, lo que corresponde al número de partículas por unidad de volumen al interior del HFF. En el anexo 3 se puede demostrar que el número de densidad de nube se puede expresar en términos de los parámetros de operación del HFF: Enriquecimiento de Oxígeno (σ); coeficiente de Oxígeno (η); y densidad del concentrado (σ_c).

$$M = 3.93 \frac{\left(\frac{\sigma}{\eta}\right)}{\frac{\pi}{2} \sigma_c d_p^3} \quad (3.13)$$

Si además se asume que el diámetro de la nube es igual al del quemador, el número de grupo de combustión puede entonces ser definido en función de los parámetros de operación del horno de fusión flash:

$$G = 3.93 \left(\frac{\sigma}{\eta \sigma_c}\right) \left(\frac{d_b}{d_p}\right)^2 \quad (3.14)$$

Para concentrados de baja razón S/Cu, se incrementa el enriquecimiento de Oxígeno y disminuye la razón Oxígeno/Concentrado. Ambos factores incrementan los efectos interactivos, los que serán más incidentes en el proceso de combustión del concentrado, a través de los números de Grupo de Combustión, Nusselt y Sherwood de la nube. Por lo tanto se verán influenciados los tiempos de calentamiento y combustión de la nube afectando la operación del HFF.

De la expresión anterior se desprende que el valor del G y los efectos interactivos aumentan al disminuir el diámetro de las partículas debido a la disminución del espacio interparticular que afecta la transferencia de masa y calor. Para partículas aisladas se tiene que partículas más pequeñas tienen una cinética de combustión más rápida al tener mayor área superficial para la reacción química, pero para las partículas en nube este efecto es contrarrestado por una mayor cantidad de efectos interactivos.

El tamaño de las partículas es una variable importante en la determinación de los efectos interactivos, y por lo tanto deberá tener influencia directa en los tiempos de ignición y combustión del concentrado. Sin embargo, esta variable no está incluida en los análisis que se maneja la operación del horno de fusión flash.

Capítulo 4: Modelación Dinámica de la Combustión de Nube

En el presente capítulo se desarrolló un modelo de combustión unidimensional y en régimen transiente para una partícula aislada rodeado de una fase gas infinita, con el objetivo de extenderlo a un modelo de combustión de nube de partículas, bajo condiciones de fusión flash, según los conceptos de la “teoría de grupo de combustión”.

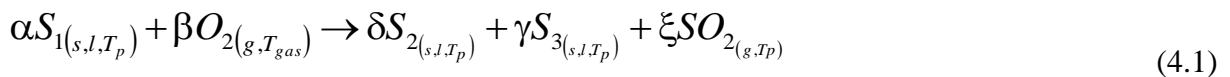
Se desarrollan las ecuaciones asociadas al modelo de partícula: la cinética de remoción de Azufre, que cuantifica el grado de avance de la reacción; el balance masa y de energía de la partícula; y el balance de energía del gas.

Para el modelo de combustión de nube de partículas, las ecuaciones desarrolladas son: el balance masa del consumo de Oxígeno; la generación de SO₂; el balance de energía de la nube; y el balance de calor del gas.

4.1. Cinética de Remoción de Azufre

4.1.1. Cinética de Remoción de Azufre de una Partícula Individual

Las reacciones involucradas en la fusión flash son Heterogéneas y Exotérmicas. Las especies mineralógicas sulfuradas más comunes en los concentrados son: Calcopirita (CuFeS₂), Calcosita (Cu₂S), Pirita (FeS₂). Así, el modelo de combustión de la partícula, queda representado por la ecuación y figura 4.1, donde se describe genéricamente la oxidación de una partícula sulfurada: S₁ representa la partícula sulfurada que reacciona para formar los óxidos S₂ y S₃, además de SO₂(g).



Para el modelo de partícula individual, las suposiciones hechas son partícula esférica y aislada, por lo que son despreciables los efectos de consumo de Oxígeno, generación de calor y flujo de SO₂ hacia la fase gas. Los mecanismos que pueden controlar la reacción son: transferencia de calor desde el medio hacia la partícula; transferencia de masa del Oxígeno, a través de la capa límite de concentración formada en la superficie de partícula; y control por reacción química.

Un aspecto importante de parametrizar el modelo por la fracción removida de Azufre, es que esta es una variable medible experimentalmente y capaz de cuantificar el grado de avance de la reacción de la especie. Así es posible relacionar la cantidad de Azufre removido con la cantidad de Azufre inicial en dicho concentrado. Este aspecto será relevante en el diseño experimenta de muestro del horno flash.

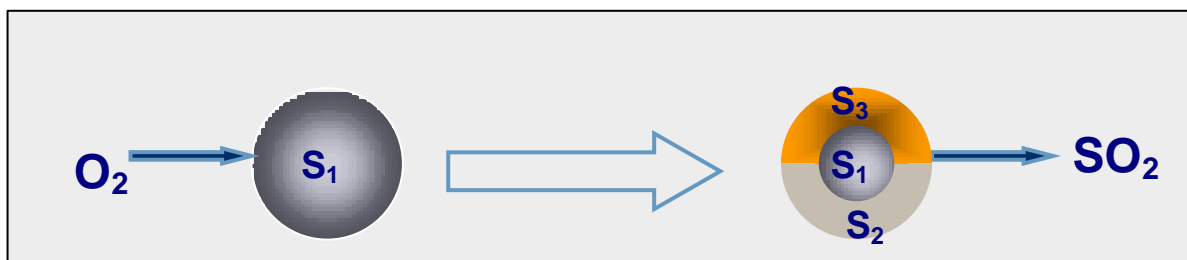


Figura 4.1: Esquema de transferencia de masa en una partícula sulfurada.

La fracción removida de Azufre (X), se define en función del flujo másico de SO₂ (J_{SO₂}) y los moles iniciales de la partícula (n_S^o):

$$X = \frac{1}{n_S} \left[\int_0^{t_R} J_{SO_2} dt \right] \quad (4.2)$$

La fracción convertida de Azufre “X” en función del tiempo:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{1}{n_S} \frac{d}{dt} \left[\int_0^{t_R} J_{SO_2} dt \right] = \frac{J_{SO_2}}{n_S} \quad (4.3)$$

De la estequiometria de la reacción 4.1:

$$J_{SO_2} = (\xi / \beta) J_{O_2} \quad (4.4)$$

Considerando que la transferencia de calor se realiza en régimen estacionario, se demuestra que el flujo másico de Oxígeno es proporcional al área de la partícula y a la concentración de Oxígeno (Anexo 4), así:

$$J_{O_2} = K_g A_{pt} C_{O_2}^\infty \quad (4.5)$$

$$\frac{dX}{dt} = (\xi / \beta) K_g \frac{A_{pt}}{n_S} C_{O_2}^\infty \quad (4.6)$$

Donde K_g la velocidad global aparente de reacción, A_p es el área instantánea de partícula y C_{O₂}[∞] representa la concentración de Oxígeno en el seno de la fase gas. La ecuación 4.6, representa la ecuación cinética de remoción de Azufre de una partícula aislada.

4.1.2. Cinética de Remoción de Azufre de una Nube de Partículas

Modelar una nube de partículas requiere analizar los fenómenos del tipo interactivo que ocurren entre sus partículas. Debido a la “competitividad” que existe entre partículas que conforman una nube, existirán condiciones más desfavorables de potencial de Oxígeno y temperatura, respecto a una partícula aislada.

El factor de efectividad de transferencia de masa (η_C) cuantifica los efectos interactivos de una partícula dentro de una nube por lo que debe ser introducido en la ecuación cinética de reacción ya que esta depende directamente de la transferencia de masa del Oxígeno desde el seno del gas.

$$J_{O_2} = \eta_C K_g A_p C_{O_2}^\infty \quad (4.6)$$

Realizando un procedimiento similar al descrito en el punto anterior se obtiene que la cinética de la remoción de Azufre de la partícula al interior de una nube está dada por la ecuación:

$$\frac{dX}{dt} = \eta_C (\xi / \beta) K_g \frac{A_{pt}}{n_S} C_{O_2}^\infty \quad (4.7)$$

4.2. Balance de Masa

Tal como se presentó en la ecuación 4.1, la oxidación de una partícula sulfurada S_1 , vaporiza su Azufre, perdiendo masa, pero a su vez reacciona para formar los óxidos S_2 y S_3 , aumentando su masa.

Para un partícula inmersa en el interior de una nube el balance de masa se realiza en forma similar al balance de una partícula aislada, el cual queda representado por el flujo de Oxígeno que entra y permanece fijo en ella y por el flujo de SO_2 que sale de la partícula, siendo ambos términos expresados en función de la remoción de Azufre. Pero a diferencia del caso de partícula aislada, en que el consumo de: Oxígeno; la generación de SO_2 ; y calor hacia la fase gas son consideradas despreciables. En el caso de partículas en nube deben ser considerados. Por esta razón, es necesario desarrollar las ecuaciones de balance de Oxígeno y SO_2 de cada partícula para describir correctamente la combustión de la nube, de esta forma se puede cuantificar el consumo de Oxígeno y el calor entregado por las partículas a la fase gas.

Para caracterizar el balance de masa, este se presenta en las siguientes tablas, a nivel de las mineralogías relevantes: Calcosita Cu_2S ; Pirita FeS_2 ; Calcopirita $CuFeS_2$. En ellas se define el mecanismo de reacción; la variación de masa por especie; la variación de masa de la partícula; y adicionalmente el consumo de Oxígeno por partícula y la generación de SO_2 por partícula, para el caso extendido a combustión en nube.

4.2.1. Tabla del Mecanismo de Reacción para la Pirita FeS_2

Mecanismo de reacción: Balance de masa de FeS_2 para $X_s < 0,5$	
$FeS_2 + O_{2(g)} \rightarrow FeS + SO_{2(g)}$	
Variación de masa por especie	Consumo de Oxígeno por partícula
$\frac{dm_{FeS_2}}{dt} = -2M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{FeS}}{dt} = 2 \frac{PM_{FeS}}{PM_{FeS_2}} M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$	$\frac{dm_{O_2}}{dt} = 2 \frac{PM_{O_2}}{PM_{FeS_2}} M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Variación de masa de la partícula	Generación de SO_2 por partícula
$\frac{dm_p}{dt} = \frac{dm_{FeS_2}}{dt} + \frac{dm_{FeS}}{dt}$	$\frac{dm_{SO_2}}{dt} = 2 \frac{PM_{SO_2}}{PM_{FeS_2}} M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Mecanismo de reacción: Balance de masa de FeS_2 para $X_s \geq 0,5$	
$FeS + \frac{19+p}{12} O_{2(g)} \rightarrow \frac{1-p}{2} FeO + \frac{1+p}{6} Fe_3O_4 + SO_{2(g)}$	
Variación de masa por especie	Consumo de Oxígeno por partícula
$\frac{dm_{FeS}}{dt} = -2M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{FeO}}{dt} = (1 - P) \frac{PM_{FeO}}{PM_{FeS_2}} M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{Fe_3O_4}}{dt} = 2 \frac{(1 + P) PM_{Fe_3O_4}}{3 PM_{FeS_2}} M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$	$\frac{dm_{O_2}}{dt} = \frac{19 + p}{6} \frac{PM_{O_2}}{PM_{FeS_2}} M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Variación de masa de la partícula	Generación de SO_2 por partícula
$\frac{dm_p}{dt} = \frac{dm_{FeS}}{dt} + \frac{dm_{FeO}}{dt} + \frac{dm_{Fe_3O_4}}{dt}$	$\frac{dm_{SO_2}}{dt} = 2 \frac{PM_{SO_2}}{PM_{FeS_2}} M_{FeS_2} \frac{dX_S}{dt}$

Tabla 4.1: Balance de masa de FeS_2

4.2.2. Tabla del Mecanismo de Reacción para la Calcopirita CuFeS₂

Mecanismo de reacción: Balance de masa de CuFeS₂ para X_s < 0,25	
$CuFeS_2 + 0,5O_{2(g)} \rightarrow 0,5Cu_2S + FeS + 0,5SO_{2(g)}$	
Variación de masa por especie	Consumo de Oxígeno por partícula
$\frac{dm_{CuFeS_2}}{dt} = -4M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{FeS}}{dt} = 4 \frac{PM_{FeS}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{Cu_2S}}{dt} = 2 \frac{PM_{Cu_2S}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$	$\frac{dm_{O_2}}{dt} = 2 \frac{PM_{O_2}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Variación de masa de la partícula	Generación de SO₂ por partícula
$\frac{dm_p}{dt} = \frac{dm_{CuFeS_2}}{dt} + \frac{dm_{FeS}}{dt} + \frac{dm_{Cu_2S}}{dt}$	$\frac{dm_{SO_2}}{dt} = 2 \frac{PM_{SO_2}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Mecanismo de reacción: Balance de masa de CuFeS₂ para 0,25 ≤ X_s < 0,75	
$FeS + \frac{19+p}{12} O_{2(g)} \rightarrow \frac{1-p}{2} FeO + \frac{1+p}{6} Fe_3O_4 + SO_{2(g)}$	
Variación de masa por especie	Consumo de Oxígeno por partícula
$\frac{dm_{FeS}}{dt} = -2 \frac{PM_{FeS}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{FeO}}{dt} = (1 - P) \frac{PM_{FeO}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{Fe_3O_4}}{dt} = \frac{(1 + P)}{3} \frac{PM_{Fe_3O_4}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$	$\frac{dm_{O_2}}{dt} = \frac{19 + p}{6} \frac{PM_{O_2}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Variación de masa de la partícula	Generación de SO₂ por partícula
$\frac{dm_p}{dt} = \frac{dm_{FeS}}{dt} + \frac{dm_{FeO}}{dt} + \frac{dm_{Fe_3O_4}}{dt}$	$\frac{dm_{SO_2}}{dt} = \frac{19 + p}{6} \frac{PM_{SO_2}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Mecanismo de reacción: Balance de masa de CuFeS₂ para X_s ≥ 0,75	
$Cu_2S + O_{2(g)} \rightarrow 2Cu + SO_{2(g)}$	
Variación de masa por especie	Consumo de Oxígeno por partícula
$\frac{dm_{Cu_2S}}{dt} = -2 \frac{PM_{Cu_2S}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{Cu}}{dt} = 4 \frac{PM_{Cu}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$	$\frac{dm_{O_2}}{dt} = 2 \frac{PM_{O_2}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$
Variación de masa de la partícula	Generación de SO₂ por partícula
$\frac{dm_p}{dt} = \frac{dm_{Cu_2S}}{dt} + \frac{dm_{Cu}}{dt}$	$\frac{dm_{SO_2}}{dt} = 2 \frac{PM_{SO_2}}{PM_{CuFeS_2}} M_{CuFeS_2} \frac{dX_S}{dt}$

Tabla 4.2: Balance de masa de CuFeS₂

4.2.3. Tabla de Mecanismo de Reacción para la Calcosita Cu₂S

Mecanismo de reacción: Balance de masa de Cu₂S	
$Cu_2S + O_{2(g)} \rightarrow 2Cu + SO_{2(g)}$	
Variación de masa por especie	Consumo de Oxígeno por partícula
$\frac{dm_{Cu_2S}}{dt} = -M_{Cu_2S} \frac{dX_S}{dt}$ $\frac{dm_{Cu}}{dt} = 2 \frac{PM_{Cu}}{PM_{Cu_2S}} M_{Cu_2S} \frac{dX_S}{dt}$	$\frac{dm_{O_2}}{dt} = \frac{PM_{O_2}}{PM_{Cu_2S}} M_{Cu_2S} \frac{dX_S}{dt}$
Variación de masa de la partícula	Generación de SO₂ por partícula
$\frac{dm_p}{dt} = \frac{dm_{Cu_2S}}{dt} + \frac{dm_{Cu}}{dt}$	$\frac{dm_{SO_2}}{dt} = \frac{PM_{SO_2}}{PM_{Cu_2S}} M_{Cu_2S} \frac{dX_S}{dt}$

Tabla 4.3: Balance de masa de Cu₂S

4.3. Balance de Energía

4.3.1. Balance de Energía de Combustión de una Partícula

Para la partícula, se considera la generación de calor dada por las reacciones químicas exotérmicas, convección de calor transferido desde el gas que rodea a la partícula y radiación de calor emitido por las paredes del Horno. La conducción de calor es despreciada debido al pequeño diámetro de partícula (micrones). La evaluación del número de Biot en el anexo 5 demuestra que la conducción de calor es despreciable.

El balance de energía de una partícula aislada en función del tiempo está dado por su ecuación constitutiva:

$$C_p \frac{d(m_p T_p)}{dt} = Q_{\text{generacion}} + Q_{\text{conveccion}} + Q_{\text{radiacion}} \quad (4.8)$$

4.3.1.1. Calor Generado:

$$Q_{\text{generacion}} = \sum_{i=1}^n m_i \Delta H_{rxn,i} \quad (4.9)$$

4.3.1.2. Calor de Convección:

$$Q_{\text{conveccion}} = h_c A_p (T_g - T_p) \quad (4.10)$$

Donde el coeficiente de transferencia de calor h_c , del medio a la partícula, se relaciona con el número adimensional de Nusselt. Y el número de Nusselt de una partícula esférica se relaciona con los números de Reynolds y Prandtl:

$$h_c = \frac{K_g \text{Nu}_p}{d_p} \quad (4.11)$$

$$\text{Nu}_p = 2.0 + 0.65 \text{Re}_{p,g}^{1/2} \text{Pr}_g^{1/3} \quad (4.12)$$

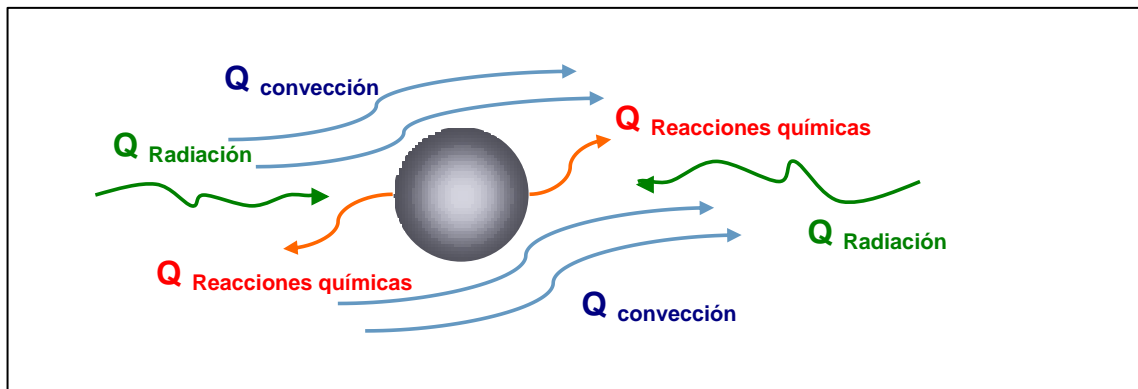


Figura 4.2: Transferencia de calor de una partícula aislada

4.3.1.3. Calor de Radiación:

Corresponde al calor aportado por las paredes del horno hacia la partícula.

$$Q_{\text{radiacion}} = \sigma_{\text{SB}} \epsilon A_p (T_w^4 - T_p^4) \quad (4.13)$$

Remplazando 4.9, 4.10 y 4.13 en 4.8. Se asume que no existe gradiente de temperatura al interior de la partícula, es decir se consideran que las partículas son isotérmicas, y considerando además que la masa de la partícula también varía en el tiempo:

$$m_p C_p \frac{dT_p}{dt} + T_p C_p \frac{dm_p}{dt} = (-\Delta H_{\text{rxn}}) n_s \frac{dX_s}{dt} + \pi h_c d_p^2 (T_g - T_p) + \sigma_{\text{SB}} \epsilon A_p (T_w^4 - T_p^4) \quad (4.14)$$

$$\frac{dT_p}{dt} = \frac{1}{m_p C_p} \left\{ (-\Delta H_{\text{rxn}}) n_s \frac{dX_s}{dt} + \pi h_c d_p^2 (T_g - T_p) + \sigma_{\text{SB}} \epsilon A_p (T_w^4 - T_p^4) - T_p C_p \frac{dm_p}{dt} \right\} \quad (4.15)$$

La ecuación 4.15, representa el balance de energía en la partícula con respecto al tiempo.

4.3.2. Balance de Energía de la Nube de Partículas

Sobre la partícula al interior de una nube actúan dos mecanismos como fuente de calor, el calor generado producto de las reacciones químicas y la convección debido a la fase gas caliente que rodea la nube, el que cuantifica los efectos interactivos, a través del coeficiente de efectividad de transferencia de calor η_h .

Para el término radiativo, es necesario distinguir las etapas de: calentamiento de las partículas; de ignición de las partículas; y el de ignición de la nube.

En la etapa de calentamiento de las partículas, hasta su ignición, el fenómeno radiativo a considerar será proveniente del exterior de la nube, esto es, la radiación desde las paredes del horno. Sin embargo este término se desprecia debido a que la penetración de las ondas de radiación desde la pared hacia la nube es despreciable (ver detalle en capítulo 7).

Para la etapa de ignición de la nube, es necesario incorporar los efectos interactivos. Sin embargo para los efectos de esta investigación, estos también serán despreciables. Debido a que se considerara una nube de partículas idénticas en cuanto a tamaño y especie, luego la radiación emitida y absorbida se anula entre sí. Entendiendo, que esta es una condición en extremo idealizada, es totalmente válida para esta investigación, ya que su foco de interés, es la primera etapa de calentamiento del sistema particulado y por tanto es suficiente considerar como válida esta suposición.

Entonces, la ecuación que representa el balance de energía de una partícula al interior de una nube es:

$$\frac{dT_p}{dt} = \frac{1}{m_p C_p} \left\{ (-\Delta H_{\text{rxn}}) n_s \frac{dX_s}{dt} + \eta_h \pi h_c d_p^2 (T_g - T_p) - T_p C_p \frac{dm_p}{dt} \right\} \quad (4.16)$$

4.4. Balance de Energía del Gas

4.4.1. Balance de Energía del Gas para Partícula Individual

Al considerar una partícula aislada el calor generado por las reacciones químicas hacia la fase gas se supone insignificante, además se desprecia el término radiativo del gas por ser del tipo diatómico y simétrico. Luego el gas está solo afecto al calor aportado por las paredes del horno hacia el gas por convección:

$$C_{p(gas)} \frac{d(m_g T_g)}{dt} = h_w A_p (T_w - T_g) \quad (4.17)$$

Despreciando la variación de la masa del gas en función del tiempo y suponiendo que el gas se comporta idealmente:

$$\frac{dT_g}{dt} = \frac{RT_g P M_g}{P_g C_{p(gas)}} h_w A_p (T_w - T_g) \quad (4.18)$$

La ecuación 4.18, representa el balance de energía en la fase gas con respecto al tiempo.

4.4.2. Balance de Energía de la Fase Gas para la Nube de Partículas

En el modelo de partícula aislada, la generación de calor de las partículas se considera insignificante. En el caso de una nube de partículas y cuando esta entra en ignición, la generación de calor hacia la fase gas debe ser considerada y depende directamente de la concentración o densidad de partículas en la suspensión. Entonces se deberá considerar la transferencia convectiva de la nube, caracterizada por el número de partículas (M) y el coeficiente de transferencia de calor entre la partícula y el gas (h_c).

Igualmente, debe considerarse la transferencia másica de SO_2 hacia la fase gas. El balance de energía para la fase gas es:

$$\frac{dT_g}{dt} = \frac{RT_g P M_g}{P_g C_{pg}} \left\{ h_w A_p (T_w - T_g) + M h_c A_p (T_p - T_g) - T_g C_{pg} \frac{dm_g}{dt} \right\} \quad (4.19)$$

Capítulo 5: Campaña de Muestreo en Horno Industrial

En este Capítulo, se describe el diseño y procedimiento de implementación de una extensa campaña de mediciones de muestras de material fundido a diferentes alturas en la torre de reacción, del horno industrial de fusión flash de la fundición Chagres, con objeto de evaluar el avance de la reacción de la nube de concentrado.

Con esta información, se obtuvo la ecuación experimental, que tipifica el comportamiento del tiempo de ignición, en función del número de combustión, que es el objetivo central de realizar esta campaña de muestreo. Ya que, a partir de esta ecuación, se infieren los factores de efectividad de masa y calor, que son representativos de la combustión de concentrados de Cobre en el proceso de fusión flash, y que será usado en su modelación.

5.1. Campaña de Muestreos en el Horno Flash

La realización de un muestreo a lo largo de la torre de reacción, permite analizar el comportamiento de la nube de partículas, con lo cual se obtiene una evaluación del avance de la reacción para dicha nube y puede ser estimado el punto de ignición de la nube.

Se define un muestreo del HFF como la recolección de muestras de carga seca desde la alimentación al HFF y de muestras de fundido desde dentro de la torre de reacción del HFF, en donde por cada muestra de carga seca existe una muestra de fundido. Cada conjunto de muestreo, a idénticas condiciones de operación, se le denomina “experimento” de muestreo. En total para la campaña de muestreo que se validó para analizar los datos, fue de 46 “experimentos” de muestreo.

La técnica y procedimiento de muestreo de la torre de reacción desarrollada en la fundición Chagres (ver anexo 6: procedimiento de muestreo), tiene como objetivo la toma de muestras que garanticen la confiabilidad y representatividad de éstas, para lo cual es importante estandarizar la ubicación de donde se extrae cada punto de muestreo desde la torre de reacción. Y al momento de la captura de la muestra, lograr una detención de las transformaciones químicas impidiendo cualquier reacción química posterior para obtener así una muestra representativa del punto en donde se toma la muestra

Para dar solución a esto, se desarrollaron los siguientes aspectos:

1. Se creó un sistema de referencia que permite calcular la posición dentro de la torre de reacción desde donde se toma la muestra basado en la distancia bajo el quemador y en la diferencia radial con respecto al centro de la torre de reacción.
2. Se desarrolló un procedimiento de muestreo para la carga y material fundido. Para obtener las muestras de material fundido desde el interior de la torre de reacción, se diseñó una lanza para la toma de muestras refrigerado con agua, el cual al momento de captura de la muestra la enfría evitando la continuación de reacciones químicas en la muestra (ver anexo 7: plano de la lanza de muestreo).
3. Con la data obtenida, se aplicó una metodología para reconciliación y análisis de data, de manera tal de poseer una data consistente y representativa del fenómeno.

La realización de estas campañas experimentales, se realizaron en diversos periodos, que el autor dirigió como temas de investigación, ver referencias ^[34,35, 36, 37]

5.1.1. Sistema de Referencia

Se estandarizaron los puntos de muestreo, a través del eje vertical de la torre de reacción, con el propósito de muestrear el centro geométrico del jet de concentrados que emerge desde el quemador de concentrados. Para lograr este propósito, se diseñó un atril angular, para ser utilizado como sistema de referencia, el cual funciona de pivote, para fijar la lanza a los puntos de muestreo determinados. Este fue fijado al suelo en las cercanías del orificio y define principalmente el ángulo de entrada de la lanza de muestreo.

La figura 5.1, ilustra y tabula puntos de muestreo dentro de la torre de reacción caracterizado por la distancia bajo el quemador (y) y la distancia radial desde el centro de la torre (x). En total se definieron 8 puntos de muestreo entre los 46 y 118 centímetros bajo el punto cero de salida del quemador de concentrados. La figura 5.2 muestra una fotografía del dispositivo que se utiliza para fijar estos puntos, con el ingreso de la lanza de muestreo.

Punto N°	Distancia bajo quemador (cm.) [y]	Distancia centro torre (cm.) [x]
1	46	14
2	51	14
3	58	14
4	72	9
5	85	12
6	98	12
7	105	12
8	118	14

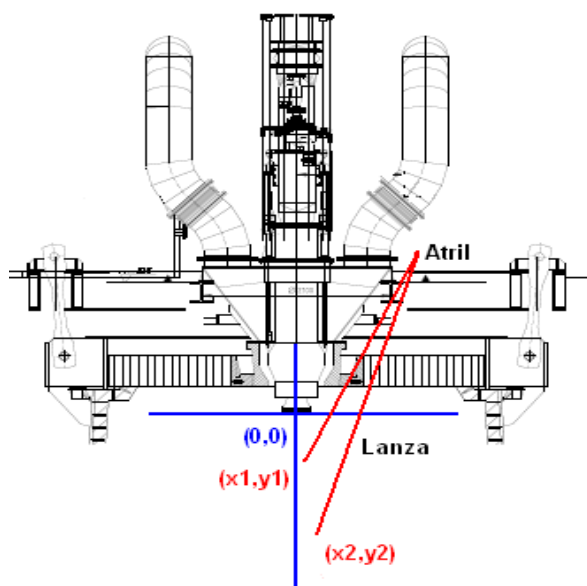


Figura 5.1: Tabla y Esquema de los puntos de muestreo dentro de la torre de reacción

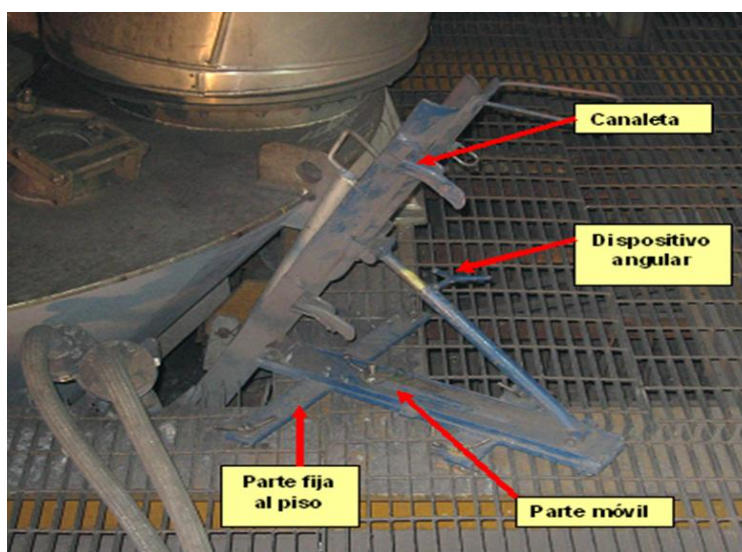


Figura 5.2: Atril instalado para un muestreo en la torre de reacción

5.1.2. Muestreos en el Horno Flash

El muestreo de la carga seca se realizó directamente desde el sistema de transporte por el cual ingresa la carga seca al quemador de concentrados (air slide). Para obtener la muestra de carga seca se utilizó una herramienta diseñada para este propósito, la cual se introdujo por una ventanilla en la parte superior del air slide. Las muestras se tomaron en forma perpendicular al flujo de carga seca de manera de obtener una buena representatividad de esta. La figura 5.3, muestra una fotografía al evento de muestreo.

La obtención de esta muestra, permite diagnosticar el proceso de combustión dentro de la torre de reacción. Estas muestras fueron capturadas a distintas distancias bajo el quemador de concentrados, siendo el procedimiento siempre el mismo, cambiando solamente los parámetros del equipamiento de muestreo, que define el punto de muestreo específico dentro de la torre de reacción.

El ingreso de la lanza refrigerada a la torre de reacción se realizó por un orificio ubicado en la base que sostiene al quemador de concentrados en la parte superior de la torre, la figura 5.4 muestra una fotografía del lugar geométrico de estos orificios. La lanza refrigerada mide 3,5 metros de largo y posee una entrada y una salida para el flujo de agua de refrigeración.

Esta lanza refrigerada posee en la punta una capsula “toma-muestra” de 15 cm de largo y 5 cm de diámetro. La capsula posee una tapa con la capacidad de abrirla y cerrarla por el operador según sea el momento de la captura de la muestra, garantizando que la muestra sea del punto deseado. Además permite que la muestra una vez capturada, se enfríe, deteniendo la reacción. La figura 5.5, muestra una fotografía de esta capsula. Cuenta con una toma-muestra cilíndrica en la punta

La figura 5.6, muestra una fotografía del evento cuando la lanza refrigerada está en posición de captura de muestra

5.1.3. Control del Error de Muestreo

Para controlar un potencial fuente de error sistemático, al error del muestreo asociado a la captura de la muestra, se diseñaron campañas de muestreo con una duración estándar de 1 hora y 20 minutos, favoreciendo la ejecución del muestreo bajo los mismos parámetros de operación que fueron controlados: tasa de fusión, coeficiente de Oxígeno, enriquecimiento, velocidad aire proceso. Esto es importante, sin embargo hay que tener presente que siempre existen parámetros no controlados, como por ejemplo, entre los más relevantes la mineralogía del concentrado y su razón de dosificación instantánea, cuestión que macroscópicamente queda manifestado en este error.

Hay que destacar que la captura de la muestra de carga seca se realizó simultáneamente con la muestra de fundido, para obtener la mayor correspondencia temporal entre ambas. Las muestras de escoria capturadas en el sedimentador se realizaron posteriormente a cada muestreo de fundido, en atención a que esta representa la operación del período muestreado.

Una variable adicional que se midió, fue el tamaño medio de las partículas de concentrado, el cual fue de 40 μm .

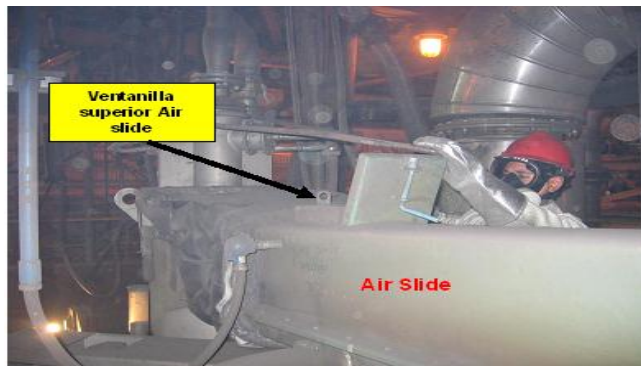


Figura 5.3: Toma de muestra de carga seca desde ventanilla superior del air slide

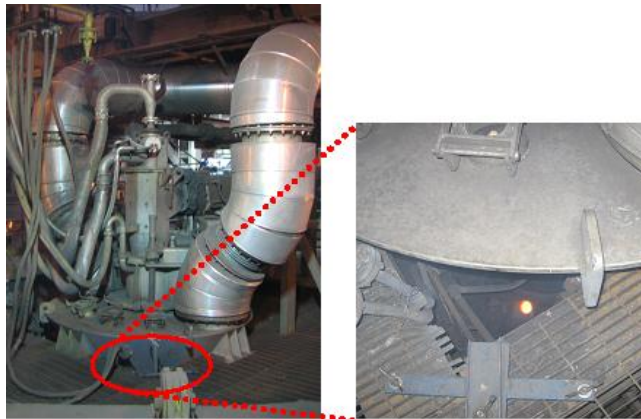


Figura 5.4: Quemador de concentrados y orificio en la base del quemador



Figura 5.5: Detalle del toma-muestra de la lanza refrigerada



Figura 5.6: Lanza refrigerada sobre el atril en posición de captura de muestra.

5.1.4. Metodología para Reconciliación y Análisis de Data

Se realizó la reconciliación de la data experimental, en base a su ajuste másicos, de manera que el conjunto de data sea consistente entre sí, cumpliendo el criterio de balance másico por especie. Este ajuste se aplica a las muestras de carga seca y fundido, utilizando la rutina de minimización de errores a través de la desviación estándar (σ), ecuación 5.1.

$$Funcion\ Objetivo = \min \sum_i \left(\frac{M_{i,medida} - M_{i,corregida}}{\sigma_i \times M_{i,medida}} \right) \quad (5.1)$$

El método de reconciliación de data se aplica al Cobre, Hierro, Azufre y Sílice, denominado por el subíndice “i” en la ecuación (5.1). El valor de la magnetita no puede ser corregido debido a que esta se genera dentro de la torre de reacción pero esto no afecta los resultados ya que el Hierro está incluido dentro de la reconciliación de data. El flujo de gas que no posee análisis químico, se asume que este corresponde 100% a Azufre debido a que se considera que sólo el Azufre presente en la muestra de fundido se elimina (se supone que el Cobre, Hierro y Sílice no se volatilizan). Luego, utilizando el modelo de reacciones propuesto, es posible caracterizar las muestras y obtener el porcentaje de Azufre removido en función de la distancia recorrida a lo largo de la torre de reacción.

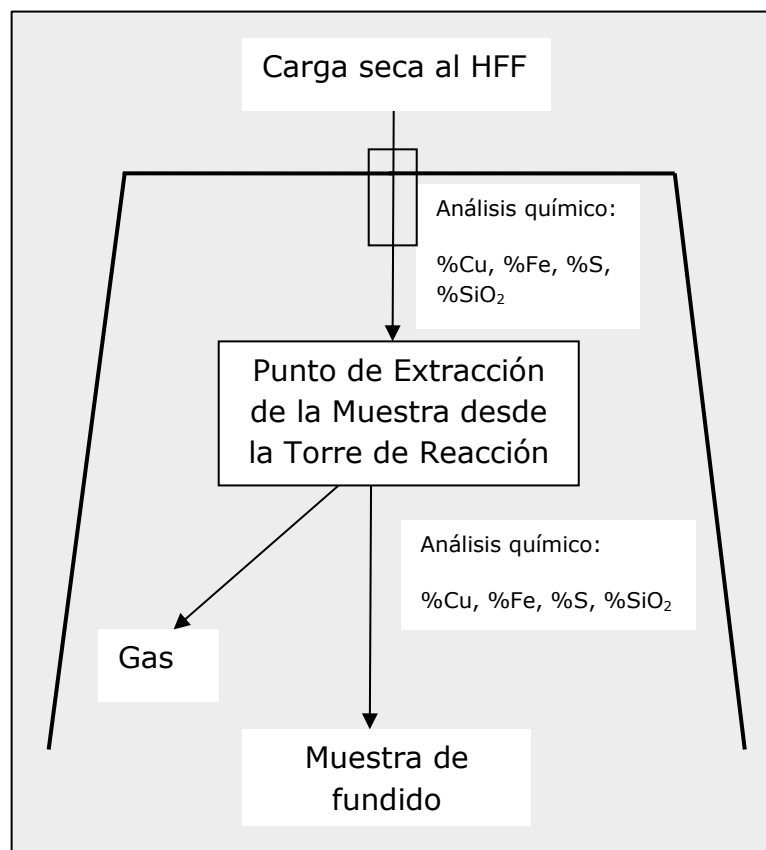


Figura 5.7: Diagrama de flujos para el balance de la torre de reacción

5.2. Resultados Experimentales

A escala industrial, no es posible cuantificar la concentración puntual de Oxígeno en una nube de partículas, sin embargo, es posible cuantificar la cantidad de Azufre removido, evaluando la pérdida de Azufre de los diferentes puntos de muestreo a lo largo de la torre de reacción. Esto permite la evaluación del avance de la reacción para dicha nube, con el objeto de estimar el punto de ignición de la nube.

Se busca entonces, obtener una representación matemática para avance de esta reacción, que posibilite proyectar el punto de ignición de cada experimento.

Asumiendo lo expuesto en la revisión bibliográfica, que la tasa de oxidación de las partículas de concentrado, es de primer orden respecto a la concentración de Oxígeno. Y llevando estos conceptos a su reproducibilidad experimental a escala industrial, se postula la hipótesis que el incremento de remoción de Azufre en función de la distancia recorrida es de primer orden con respecto al Azufre removido, S_{rem} . Es importante hacer notar, que esta relación cinética se desarrolla en función de la distancia “h” y no del tiempo, debido a que experimentalmente “h” es la variable medida. Sin embargo, se reconoce la limitación que esto provoca. Cuestión que se discute en el próximo capítulo, sección 6.3, junto con el desarrollo del modelo de combustión.

$$S_{rem} = -k \times \frac{dS_{rem}}{dh} + S_{max} \quad (5.2)$$

El parámetro “k” está asociado a la cinética que experimenta la curva de remoción de Azufre (a mayor “k” la curva tendrá una cinética más lenta), y S_{max} representa la máxima remoción de Azufre que logrará el concentrado bajo las condiciones de operación. Las curvas de remoción de Azufre (primer orden) deben comenzar en un punto determinado, punto de ignición, para luego evolucionar siguiendo una curva del tipo exponencial, hasta llegar a una velocidad de remoción cero que ocurre para el máximo de remoción de Azufre.

Para cada muestreo realizado, llamado “experimento”, existe un conjunto de datos de remoción de Azufre medidos respecto a su distancia bajo el quemador de concentrados. La construcción gráfica de estos datos experimentales permite obtener el valor del incremento de remoción de Azufre, por ajuste lineal, asociado a un punto característico de remoción de Azufre propio para cada experimento. De este modo, para cada experimento se genera el par de datos: incremento de remoción de Azufre versus remoción de Azufre en el punto característico para cada experimento.

Las figuras: 5.8; 5.9; y 5.10, presentan algunos resultados del ajuste lineal para cada experimento, los cuales están nominados por su número de experimento. Se presentan los gráficos para un universo de 15 muestreos (de 46 experimentos de muestreos realizados), esto exclusivamente con propósito de no sobrepoblar la visualización gráfica. Estos gráficos, se han clasificado en 3 segmentos cinéticos, que decrecen a medida que aumenta la remoción de Azufre.

Hay que hacer notar, que por la naturaleza de las mediciones a escala industrial, cada experimento representa mediciones que están afectadas de manera multivariadas, por señales de entrada no controladas propias del proceso. Por esto, este modelo solo debe ser interpretado como un promedio del fenómeno estudiado, cuestión relevante a considerar en el análisis de data efectuado para la validación del mismo.

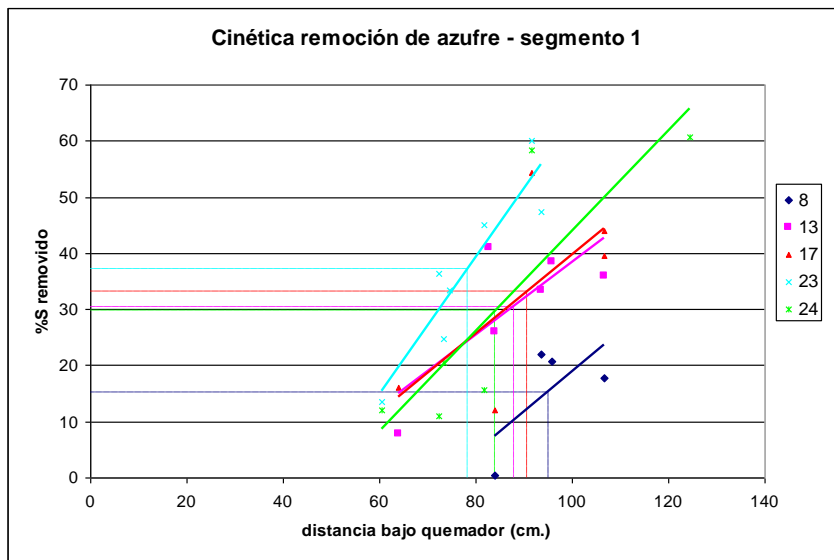


Figura 5.8: Gráfico ajustes lineales de los muestreos realizados – segmento 1

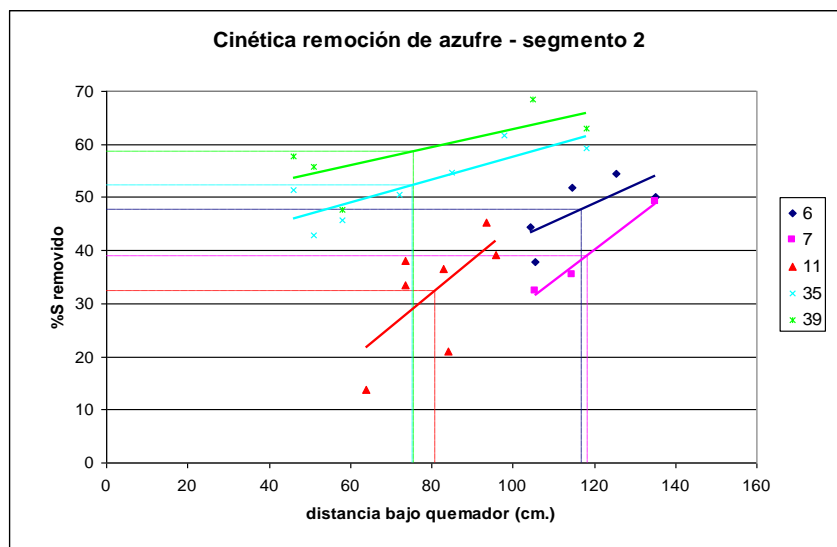


Figura 5.9: Gráfico ajustes lineales de los muestreos realizados – segmento 2

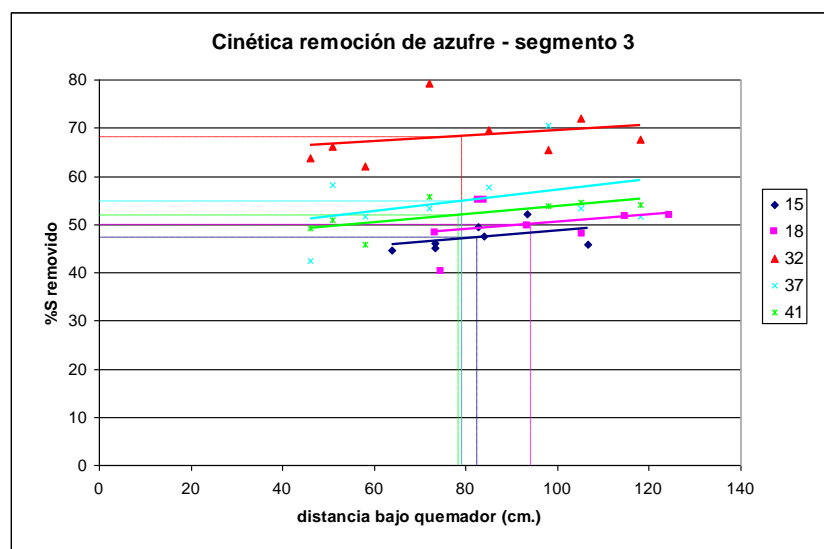


Figura 5.10: Gráfico ajustes lineales de los muestreos realizados – segmento 3

Utilizando los valores experimentales de las figuras: 5.8; 5.9; y 5.10, donde se definen 3 “clases de cinética”: alta, media y baja. Y si suponemos que cada experimento se puede integrar como perteneciente a una de estas tres “clases de cinética”. Entonces, es esperable que para cada “clases de cinética”, todos los puntos característicos de cada experimento cumpla el comportamiento lineal entre las variables “remoción de Azufre” versus el “incremento de remoción de Azufre”.

En el gráfico 5.11 se comprueba la existencia de las 3 relaciones lineales, las cuales obedecen a una cinética de primer orden para la remoción de Azufre. La integración de la ecuación lineal para el S_{rem} , ecuación 5.2, se expresa como:

$$S_{rem} = S_{max} \times (1 - \exp(-h/k)) \quad (5.3)$$

La hipótesis planteada postula una relación lineal entre el incremento de remoción de Azufre versus el Azufre removido. Esta relación lineal contiene dos constantes, dadas por la pendiente de la curva y el coeficiente de posición. La pendiente de la curva representa el parámetro experimental, y el coeficiente de posición se relaciona con la remoción máxima de Azufre fijado por el balance de masa. Para encontrar el valor del parámetro experimental, k , y del punto de ignición, h^* , para cada muestreo, se usó un método gráfico, donde:

$$y = mx + b \quad (5.4)$$

$$k = -\frac{1}{m}; \quad h^* = -\frac{b}{m} \quad (5.5)$$

$$S_{rem} = 0 \quad ; y < h^*$$

$$S_{rem} = S_{max} \times \left(1 - \exp\left(-\frac{y - h^*}{k}\right) \right) \quad ; y \geq h^* \quad (5.6)$$

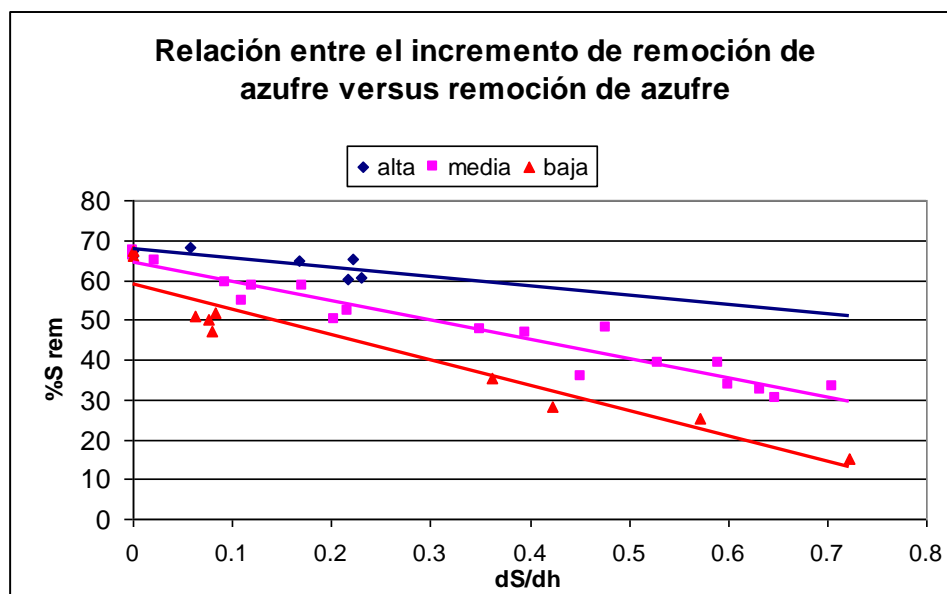


Figura 5.11: Gráfico incremento remoción de Azufre versus remoción de Azufre

Luego, se tiene que para cada experimento de muestreo es posible determinar: S_{max} ; k ; y el punto de ignición, h^* .

A continuación se muestra la modelación de 4 muestreos, utilizando los valores de S_{max} , k y h^* determinados respectivamente.

Se aprecia que las curvas modeladas de remoción de Azufre ajustan a los datos experimentales aceptablemente en los muestreos señalados. Existiendo algunos datos experimentales que no se ajustaron a la curva, debido a que poseen una remoción de Azufre distinta a la esperada, probablemente debido a errores sistemáticos no controlados en la adquisición de su data.

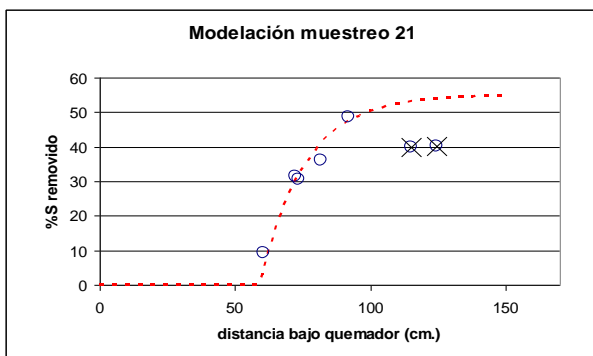


Figura 5.12: Gráfico $S_{max} = 55.05$;
 $k = 16.64$; $h^* = 59.12$

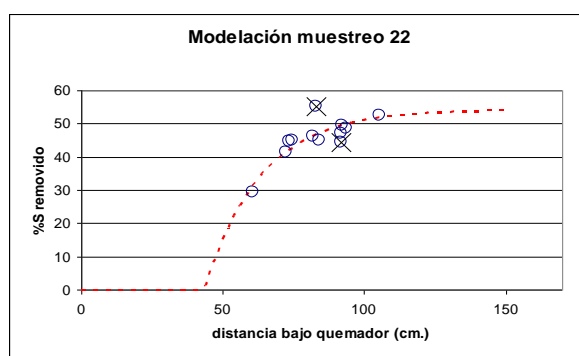


Figura 5.13: Gráfico $S_{max} = 54.28$; k
 $= 20.12$; $h^* = 43.50$

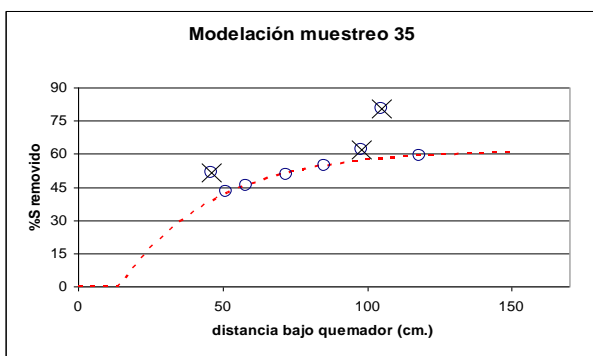


Figura 5.14: Gráfico $S_{max} = 61.12$;
 $k = 32.15$; $h^* = 14.60$

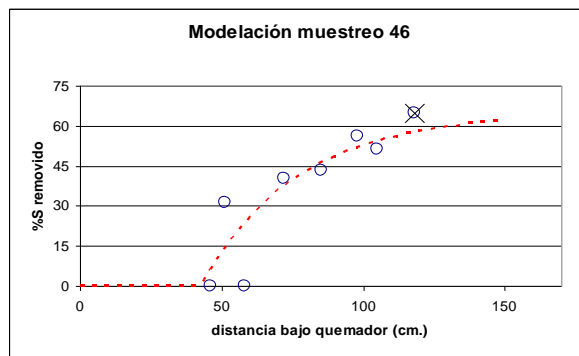


Figura 5.15: Gráfico $S_{max} = 64.90$; k
 $= 34.25$; $h^* = 42.74$

5.3. Ecuación Experimental Punto de Ignición versus Número de Combustión

Como parte de la experimentación realizada, además de los datos indicados anteriormente, se obtuvo suficiente data para realizar el gráfico de número de combustión versus el punto de ignición, como objetivo buscado de esta campaña de muestreo.

Por la naturaleza de las mediciones a escala industrial, donde cada experimento representa mediciones que están afectadas de manera multivariables, por señales de entrada no controladas propias del proceso. Este modelo, solo debe ser interpretado como un promedio del fenómeno estudiado, cuestión relevante al considerar, el espacio de inferencias que se concluirá a partir de esta data experimental.

Entendiendo que el fenómeno estudiado, es de alta complejidad, se hace uso del principio de simplicidad, entendiendo que toda interpretación de un sistema puede aceptar su simplificación, en la medida que esta sigue representando es sistema estudiado. Así entonces, para efectos de obtener una ecuación representativa que caracterice los más probable puntos de ignición en función del G, se valida la selección de una correlación matemática para su representación.

Como se observa en la figura 5.11, se muestra el conjunto de muestreos (“experimento”) a los cuales se infirió su punto de ignición, medido en el eje vertical de la torre de reacción siendo el punto cero, la salida del quemador de concentrados. El comportamiento del punto de ignición, se encuentra dentro del resultado esperado, y valida la aplicación de la teoría de nube al fenómeno de combustión del HFF. A partir de esta data, se define la curva ajustada, de naturaleza exponencial, que representara la curva experimental entre el número de combustión G y el punto de ignición. Curva que será utilizado para calibrar el modelo de combustión planteado en el capítulo siguiente, deduciendo los factores de efectividad de masa y calor, representativos del fenómeno de combustión en HFF.

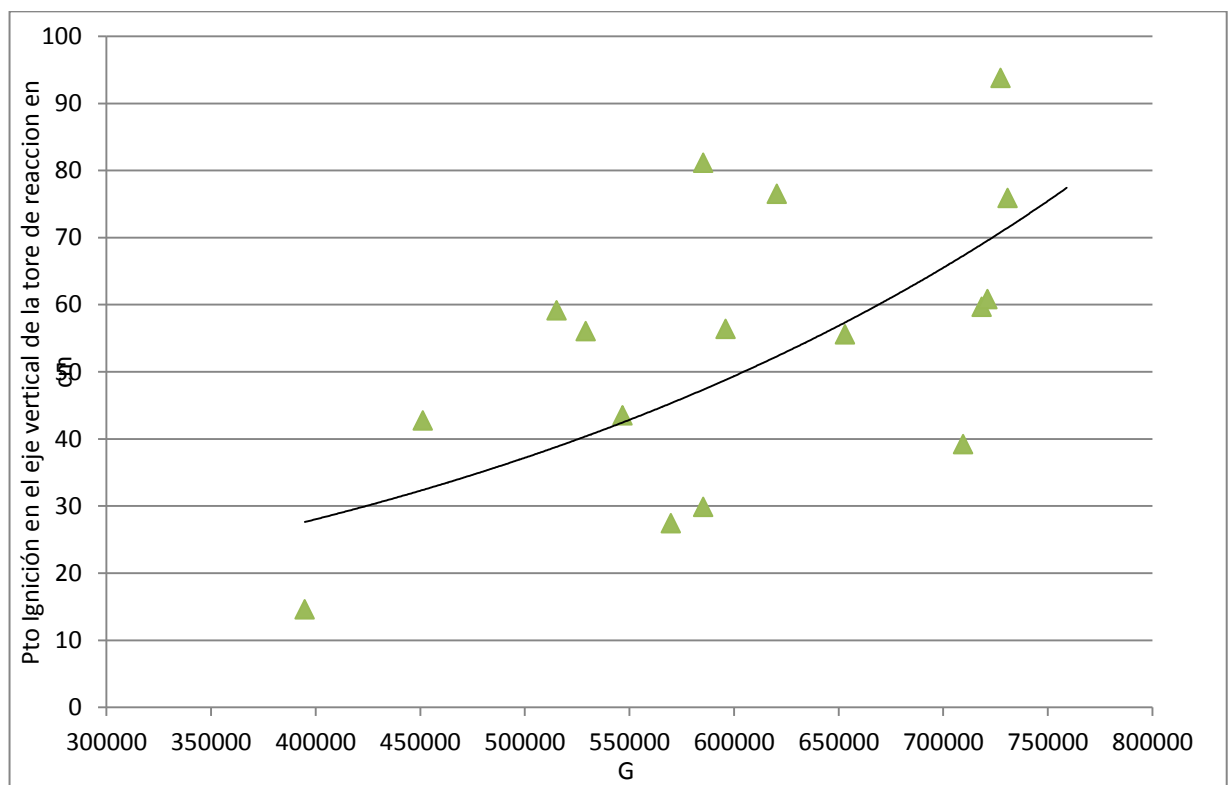


Figura 5.16: Gráfico de resultados de G vs punto de ignición de la nube

Capítulo 6: Formulación y Análisis del Modelo de Combustión

El presente capítulo describe el modelo de combustión unidimensional y en régimen transiente desarrollado para una nube de partículas en el HFF. El modelo entrega información sobre el comportamiento de mezclas de especies sulfuradas bajo diferentes condiciones de fusión, basándose en las ecuaciones de conservación: masa, y energía acopladas a la ecuación Cinética de Reacción. El modelo incorpora la teoría de grupo de combustión de manera de cuantificar los efectos interactivos que ocurren dentro de la nube y permitir así, una descripción de este sistema, a partir del análisis individual de una partícula representativa de la nube de concentrado.

Adicionalmente, se presenta el procedimiento de calibración del modelo, utilizando la data experimental de la campaña de muestreo del HFF, desarrollada en el capítulo 5. Y de esta manera se presentan las simulaciones, que sirven para validar y dimensionar, las propuestas tecnológicas que se desarrollan en el capítulo 7.

6.1. Diseño del Modelo

El modelo matemático desarrollado en Simulink, (figura 6.1) simula la combustión de una partícula de concentrado de un diámetro fijo y determina la dinámica de la variación de su masa, temperatura y remoción de Azufre. La solución matemática para una partícula se puede utilizar para describir la combustión de una nube, utilizando la teoría de grupo de combustión. Esta teoría postula que el comportamiento de la nube se puede representar por la descripción matemática de la dinámica del comportamiento de una partícula aislada donde la característica de nube se incorpora modificando los coeficientes de transferencia de masa y calor mediante el uso de coeficientes de efectividad para ambos fenómenos. Estos coeficientes son particulares para condiciones específicas y se deben determinar para cada uno de los sistemas que se estudien.

La modelación considera la combustión de una nube de partículas de tres tipos de mineralogías: Calcosita, Piritita y Calcopiritita. El modelo se calibró para la operación del HFF de la fundición Chagres a partir de los resultados de la campaña de muestreo presentados en el capítulo 5. De acuerdo a lo planteado, la calibración consideró la determinación de los coeficientes de efectividad de transferencia de masa y calor. Con estos valores se pudo entonces modelar el comportamiento de una nube de partículas a partir del sistema de ecuaciones deducidas en el capítulo 4.

Las simulaciones realizadas con el modelo permiten visualizar matemáticamente los resultados de distintas condiciones de operación del HFF, así como también entender el efecto de algunos parámetros sobre la combustión de concentrados.

El modelo planteado considera las siguientes suposiciones principales, para simplificar los cálculos:

1. Las partículas son de forma esférica.
2. La velocidad de reacción química es suficientemente rápida para no ser considerada una etapa de control y el contraflujo de productos gaseosos es despreciable.
3. Las partículas se consideran de un solo tamaño y con una conductividad térmica tal que la combinación de ambas características las hacen isotérmicas durante el proceso. Por extrapolación la nube de partículas también se considera isotérmica.
4. Se consideran reacciones consecutivas, por esto siempre ocurre solo una reacción por etapa. Y no hay fragmentación ni explosión de partículas.
5. La presión total dentro del HFF es 1 atm

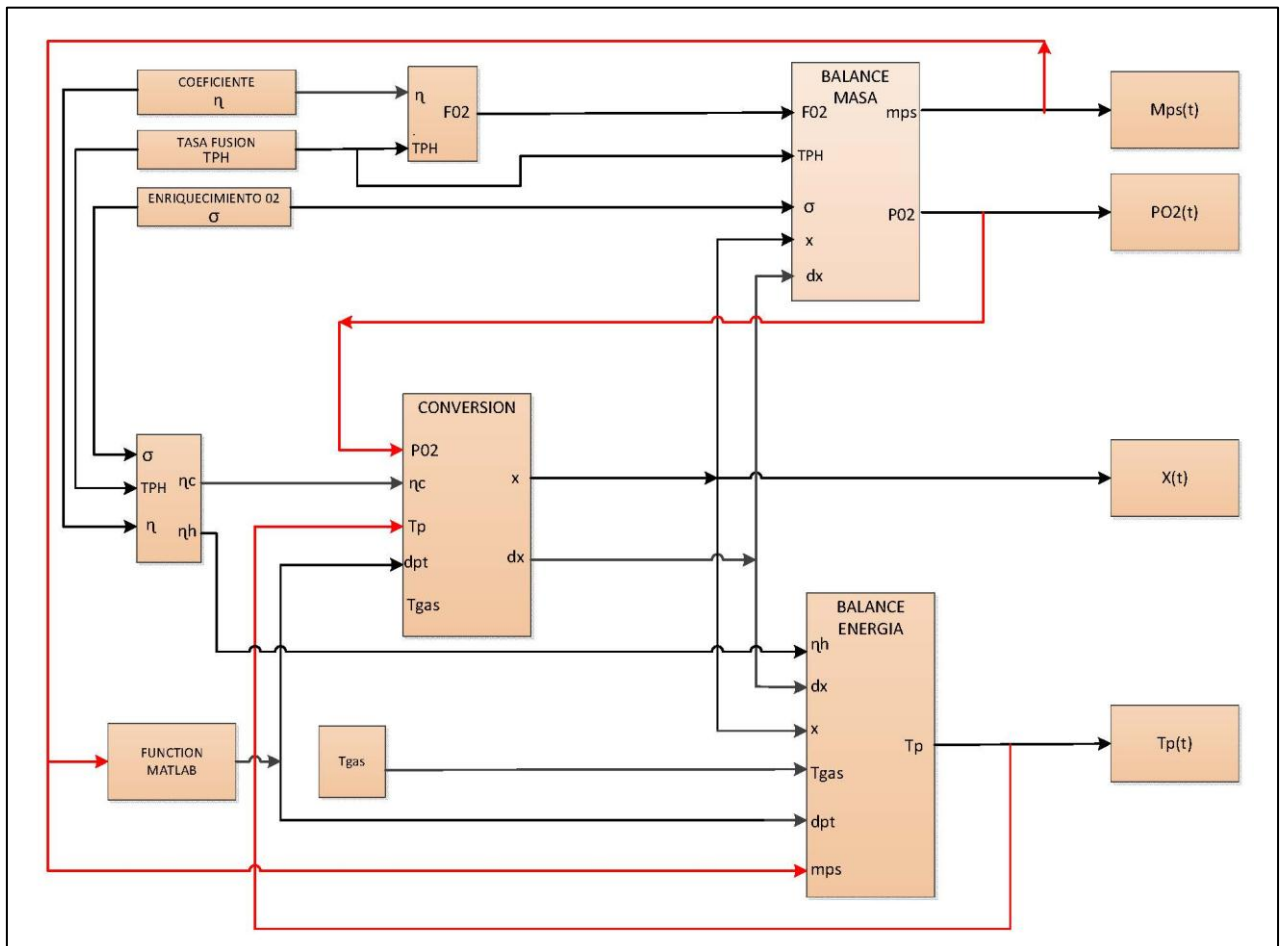


Figura 6.1: Interfase de Matlab Simulink para el modelo de reacción.

El diagrama de la figura 6.1 muestra la interfaz del modelo desarrollado en Matlab Simulink. El modelo considera una sección de inicio, donde se ingresan los parámetros de operación del horno flash, los cuales pueden ser modificados para cada simulación: una sección de conversión, donde se calculan la conversión de oxidación partir de las ecuaciones mostradas en el capítulo 4; una sección de balance de masa, donde a partir de las conversiones se calculan los balances de masa del sistema (indistintamente partícula o nube); una sección de temperatura, donde a través del balance de energía, ingresado al modelo con las ecuaciones del capítulo 4, se calculan las temperaturas de la nube de partículas y gas, según sea la aplicación del modelo para cada etapa de las reacciones. El modelo entrega en función del tiempo: la temperatura, conversión, el consumo de Oxígeno y formación de los diferentes compuestos químicos generados por la secuencia de reacciones de la especie mineralógica considerada.

El modelo planteado^[38,39,40] es un modelo dinámico que cuantifica en función del tiempo las transformaciones químicas que sufre una partícula aislada durante su oxidación y cuyos resultados se utilizan para extrapolar la información y proponer el comportamiento de una nube de esas mismas partículas.

La aproximación al fenómeno real es simplificada respecto de la condición industrial pero altamente representativa en cuanto a la fisicoquímica de la combustión. Para relacionar los resultados del modelo que entregan el tiempo de ignición con la posición bajo el quemador de concentrados donde se produce tal ignición, se requiere determinar la velocidad de la nube de partículas antes que ésta entre en ignición.

El modelo utilizado no incorpora la resolución de un balance de momento para estimar la velocidad de la partícula pues la extrapolación de la solución para una partícula individual al sistema industrial no sería representativa. En este caso lo que corresponde es una modelación CFD de la combustión donde en cada volumen del mallado tridimensional de volúmenes finitos se realiza el balance de masa, energía y momento. El uso de técnicas de CFD es efectivamente una alternativa para el análisis de la combustión flash de concentrados sulfurados, sin embargo la disponibilidad de códigos abiertos para abordar el problema al inicio de esta investigación determinó que la aproximación al problema fuese más convencional. Cabe señalar también que esta opción requeriría en cualquier caso incorporar los factores de efectividad que se proponen como herramienta para poder representar la interacción de las partículas individuales al interior de la nube

Para obtener una estimación de la velocidad se recurrió a un análisis CFD en condiciones simplificadas de combustión, donde ésta se considera como una fuente puntual de generación de calor acorde a las características de las especias mineralógicas. Los resultados que se muestran en la figura 6.2, indican que el patrón de velocidad es simétrico respecto del eje de la torre con velocidades entre 25 y 75 en la zona del muestreo, motivo por el cual se decide tomar como referencia el valor de 50 (m/s) para determinar la posición de la ignición considerando esta velocidad como la representativa de la nube de partículas antes de la ignición.

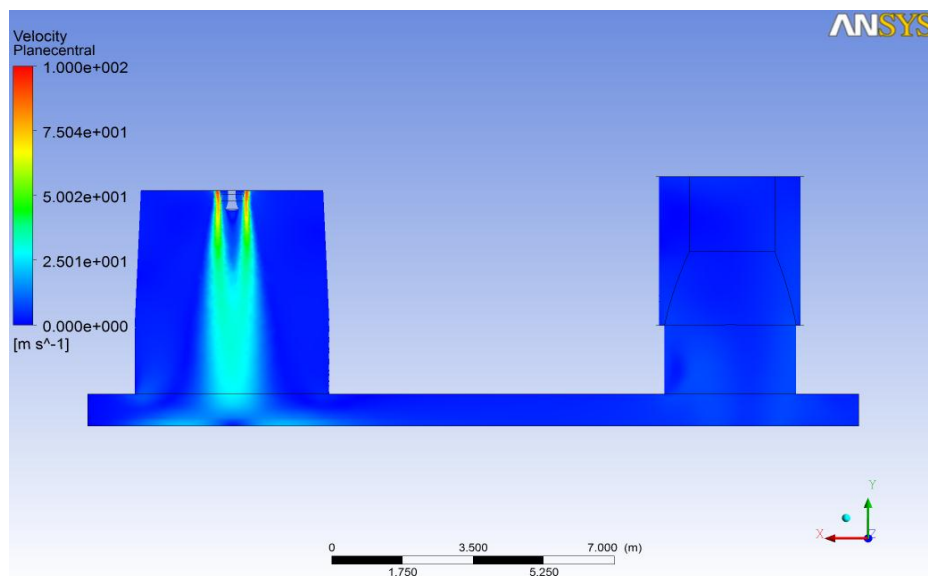


Figura 6.2: Modelación CFD, campo de velocidades al interior del horno (plano central)

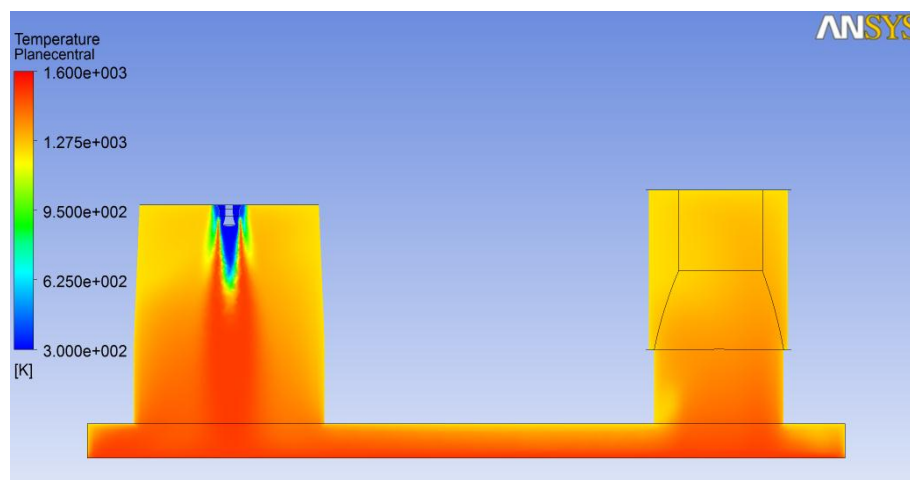


Figura 6.3: Modelación CFD, campo de temperaturas al interior del horno (plano central)

6.2. Variables y Parámetros del Modelo

El modelo permite establecer cálculos para la combustión de las especies mineralógicas en diferentes condiciones. En este caso se considerarán las condiciones correspondientes a la operación del HFF y a partir de ellas se definirán las variables de entrada que requiere el modelo.

6.2.1. Variables de Entrada

Las variables que se requieren definir para el cálculo corresponden a las iniciales para el desarrollo del balance y consideran como marco de referencia el balance macroscópico de masa y energía del HFF. Estas variables generan un ambiente inicial del modelo. Todos estos parámetros de inicialización se dividen en los siguientes grupos:

6.2.1.1. Condiciones de Inicialización:

1. Temperatura inicial de las especies y del gas " T_o ": Es la temperatura inicial para los balances de energía. Debe ser definida por el usuario
2. Masa inicial de las partículas " M_o ": Se calcula la masa de la partícula característica a través de la densidad de la especie inicial y del tamaño inicial de la partícula. Es el valor inicial para el balance de masa de la partícula
3. Masa de Oxígeno inicial " mO_2 ": Se calcula a través de la tasa y el coeficiente de Oxígeno.

6.2.1.2. Parámetros de Operación del HFF:

Son los parámetros sobre los cuales el operador del HFF tiene cierto control. Y constituyen las variables de entrada para una determinada condición operacional con una ley objetivo en la mata.

1. Coeficiente de Oxígeno " η ": Define el flujo de Oxígeno inicial sobre una tonelada de concentrado
2. Enriquecimiento " σ ": Define la razón entre el flujo de Oxígeno inicial y el flujo de aire enriquecido inicial
3. Tasa de fusión "Tasa": Son las toneladas iniciales de concentrado que ingresan al HFF
4. Diámetro inicial de la partícula " d_{po} "
5. Diámetro equivalente del quemador " d_b ": Define el diámetro del quemador que se utiliza en el cálculo del número de grupo de combustión
6. Especies iniciales del modelo: calcopirita, calcosita, pirita y Sílice

6.2.1.3. Constantes del Modelo:

Son valores calculados o asignados al inicio del modelo y se mantiene constantes durante toda la simulación. Participan en todas las iteraciones

1. Moles de Nitrógeno " nN_2 ": Se calculan a través del flujo de Nitrógeno que ingresa al HFF. Su importancia está en el cálculo de la presión de Oxígeno en función del tiempo
2. Número de moles de Azufre en la partícula inicial " n_s^o ": Es el número de moles de Azufre que hay al inicio de la simulación en una partícula característica. Se valor influye en la ecuación cinética de remoción de Azufre

3. Parámetro de formación de magnetita “p”: Es un supuesto definido por el usuario e influye en el modelo de reacciones, indicando una mayor o menor generación de magnetita en el HFF
4. Temperatura de la pared del horno “ T_w ”: Es definida por el usuario y es un supuesto de la temperatura en la que se encuentra la pared del horno en todo momento. Influye en el cálculo del balance de energía del gas
5. Presión del HFF “ P_t ”: Es definida por el usuario y es un supuesto de la presión a la que se mantiene el HFF. Su valor influye en el balance de energía del gas

6.2.1.4. Parámetros Asociados a la Teoría de Grupo de Combustión:

Son calculados al inicio de la simulación y cuantifican los efectos interactivos entre las partículas. Existe un único valor para cada número y coeficiente

1. Número de partículas por unidad de volumen “M”: Representa el número de partículas por unidad de volumen en base al tamaño promedio inicial de las partículas
2. Número de grupo de combustión “G”: Número adimensional que evalúa los efectos interactivos
3. Coeficiente de transferencia de masa global “ η_c ”: Influye en la ecuación cinética de remoción de Azufre de todas las poblaciones de partículas
4. Coeficiente de transferencia de calor global “ η_h ”: Influye en el balance de energía de las partículas de todas las poblaciones de partículas

6.2.1.5. Base de Datos Termodinámica:

Está asociada a todas las posibles especies mineralógicas existentes en el modelo y a todas las posibles reacciones del modelo

1. Densidad especies
2. Pesos moleculares de la especies
3. Calores específicos de las especies en función de la temperatura (máscico y molar)
4. Entalpía de reacción
5. Datos del aire (densidad, viscosidad, calor específico)

6.2.1.6. Base de Datos Cinética:

Está asociada al modelo de reacciones planteado en el modelo

1. Constante de reacción química: “ k_o ”
2. Energía de activación: “ E_a ”
3. Razón estequiométrica de reacción química: “ (ξ/β) ”

6.2.2. Ecuaciones de Balance

6.2.2.1. Ecuaciones de Balance

Las ecuaciones de balance son utilizadas para determinar las variables de interés del modelo, éstas ya fueron detalladas previamente en este capítulo 4. Las ecuaciones son:

1. Ecuación cinética de la remoción de Azufre
2. Balance de masa
3. Balance de energía (partícula y gas)

El nivel de avance de la reacción de una partícula se define a través de la remoción de Azufre, X , la cual posee un valor entre 0 y 1.

6.2.2.2. Parámetros

Debido a que varios parámetros varían en función de la temperatura, es necesario calcularlos en cada iteración. Estos parámetros son:

1. Coeficiente de difusión de Oxígeno " D "
2. Conductividad térmica del gas " k_g "
3. Coeficiente de transferencia de masa " h_m "
4. Coeficiente de transferencia de calor partícula-gas " h_c "
5. Concentración de Oxígeno en la fase gas " CO_2 "
6. Nusselt de nube " Nu_c "
7. Coeficiente de transferencia de calor HFF " h_w "

6.2.3. Variables de Salida

6.2.3.1. Variables Claves

1. Remoción de Azufre X_s
2. Temperatura de partículas T_p
3. Masa de las partículas m_p
4. Masa de SO_2 generado m_{SO_2}
5. Masa de Oxígeno consumido m_{O_2}

6.2.3.2. Variables para la Fase Nube

1. Remoción de Azufre de la partícula " $X_{(t)}$ ": Permite conocer el avance de la reacción
2. Temperatura de la partícula " $T_{(t)}$ ": Indica la temperatura de la partícula.
3. Masa de la partícula " $M_{(t)}$ ": Es la masa total de la partícula característica
4. Masa de Oxígeno consumida por la población " $n_{O_2(t)}$ ": Es la cantidad de Oxígeno total que ha consumido la población de partículas
5. Masa de SO_2 generada por la población " $n_{SO_2(t)}$ ": Es la cantidad de SO_2 total generado por la población de partículas
6. Masa de la especie " X " en la partícula " $MX_{(t)}$ ": Es la cantidad másica de la especie " X " que se ha generado/consumido en la partícula característica.

6.2.3.3. Variables para la Fase Gas

1. Temperatura del gas " T_g ": Indica la temperatura de la fase gas. La temperatura de la fase gas sirve como medio para transferir energía desde las poblaciones que comenzaron antes su reacción hacia aquellas que están en calentamiento.
2. Masa de Oxígeno presente en el gas " m_{O_2g} ": Se obtiene conociendo el consumo integrado de Oxígeno, de manera de evaluar la presión de O_2 en función del tiempo
3. Masas de SO_2 presente en el gas " m_{SO_2g} ": Se obtiene conociendo la generación total de SO_2 de la población de partículas.

6.3. Calibración del Modelo

Como ya se comentó en el capítulo 4, se requiere proponer nuevos factores de efectividad de masa y calor, propios al fenómeno de combustión de partículas de sulfuro de Cobre, ya que no es homologable utilizar los utilizados en la combustión de partículas de Carbón. Estos nuevos factores, serán deducidos empíricamente, utilizando los resultados de las campañas de muestreo, propósito para el cual fue desarrollado el capítulo 5.

6.3.1. Comparación Valores Modelo Original Versus Muestreo

La tabla 6.1, compara los valores del punto de ignición en función del número de combustión G, obtenidos de la campaña de muestreo del HFF, versus los simulados por el modelo para una mineralogía de calcopirita con tamaño de partícula 40 micrones, a 25°C de temperatura de entrada al quemador y utilizando los factores de efectividad de transferencia de masa y calor propuesto para la combustión de carbones. Estos factores se grafican en las figuras 6.4 y 6.5. Al simular con estos factores, se observa que el modelo predice puntos de ignición bastante más tempranos y en una banda de sensibilidad también más estrecha, figura 6.6. Estos resultados, validan la presunción inicial, respecto a la no-representatividad de extrapolar directamente los factores de efectividad, usados en la teoría de grupo de combustión para partículas de carbón. Y la utilidad, de haber desarrollado las campañas de muestreo industrial, para obtener empíricamente estos factores de eficiencia, que son clave para una óptima representatividad al modelar la combustión de partículas de sulfuros de Cobre y Hierro.

Las figura 6.7, refuerza gráficamente la comparación mostrada en la tabla 6.1, donde queda en evidencia, que el modelo no calibrado, no representa el proceso de combustión en un HFF industrial, por lo que se hace necesario calibrar dicho modelo, ajustando empíricamente los factores de efectividad de transferencia de masa y calor, en base a evidencia experimental ya explicada en el capítulo 5.

G	Pto ignición muestreo (cm)	Pto ignición modelo (cm)	error	% error
400000	30,0	41,4	-11,4	-37,9
450000	34,9	42,4	-7,5	-21,5
500000	40,5	43,4	-2,9	-7,1
550000	47,0	44,4	2,7	5,7
600000	54,7	45,4	9,3	17,0
650000	63,5	46,4	17,2	27,0
700000	73,8	47,4	26,4	35,8
750000	85,7	48,4	37,4	43,6
800000	99,6	49,4	50,2	50,4
850000	115,7	50,4	65,4	56,5

Tabla 6.1. Valores medidos versus modelo sin calibrar

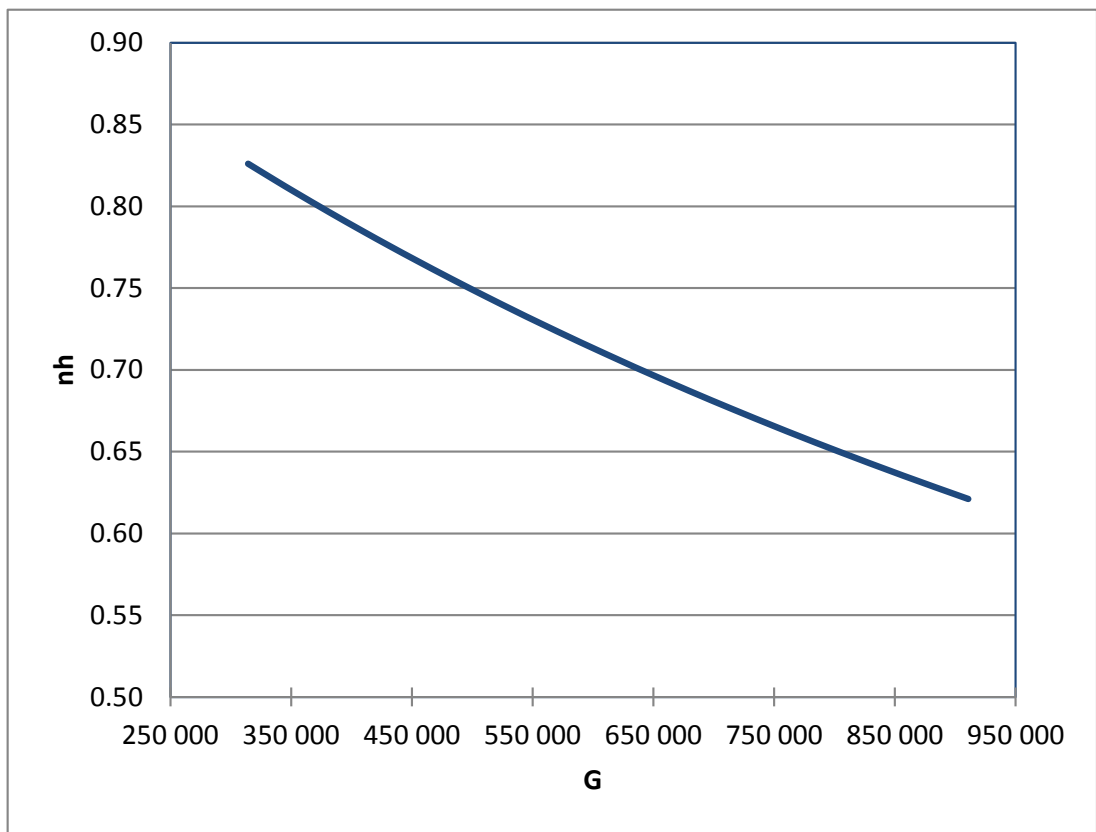


Figura 6.4: Modelación de η_h , según ecuación propuesta en “teoría grupo de combustión”

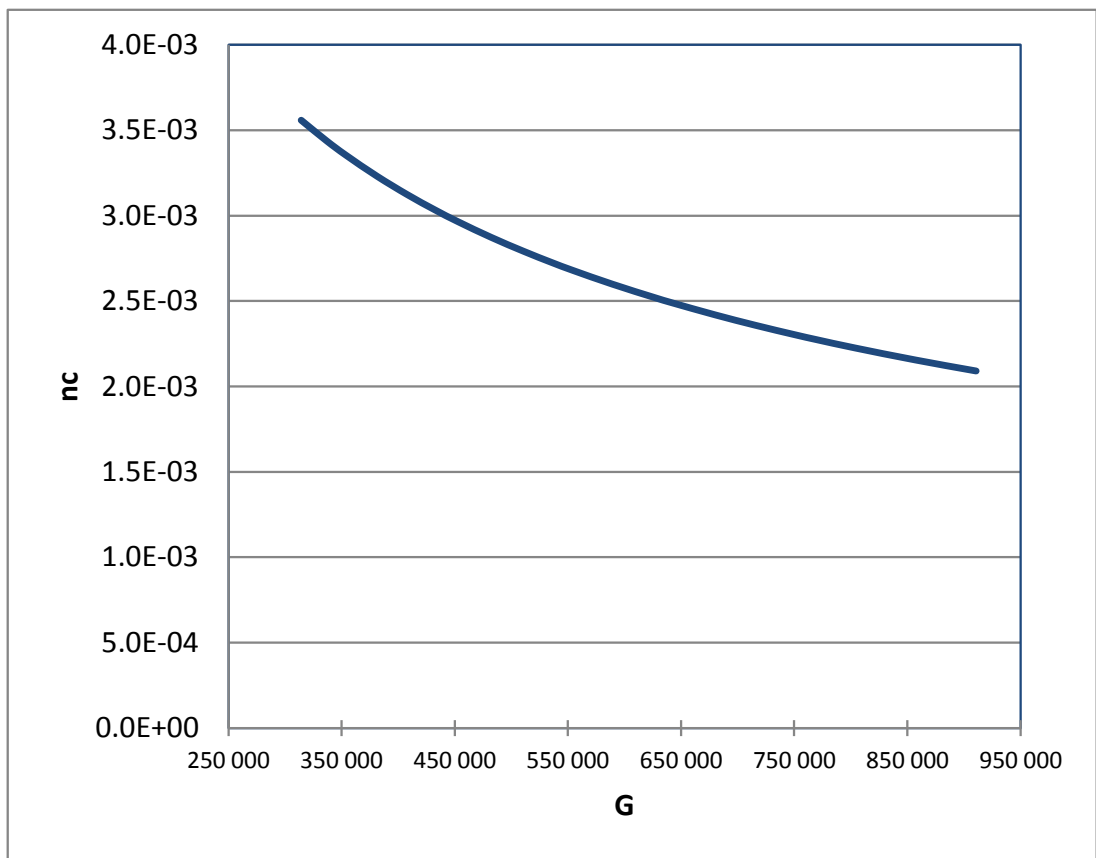


Figura 6.5: Modelación de η_c , según ecuación propuesta en “teoría grupo de combustión”

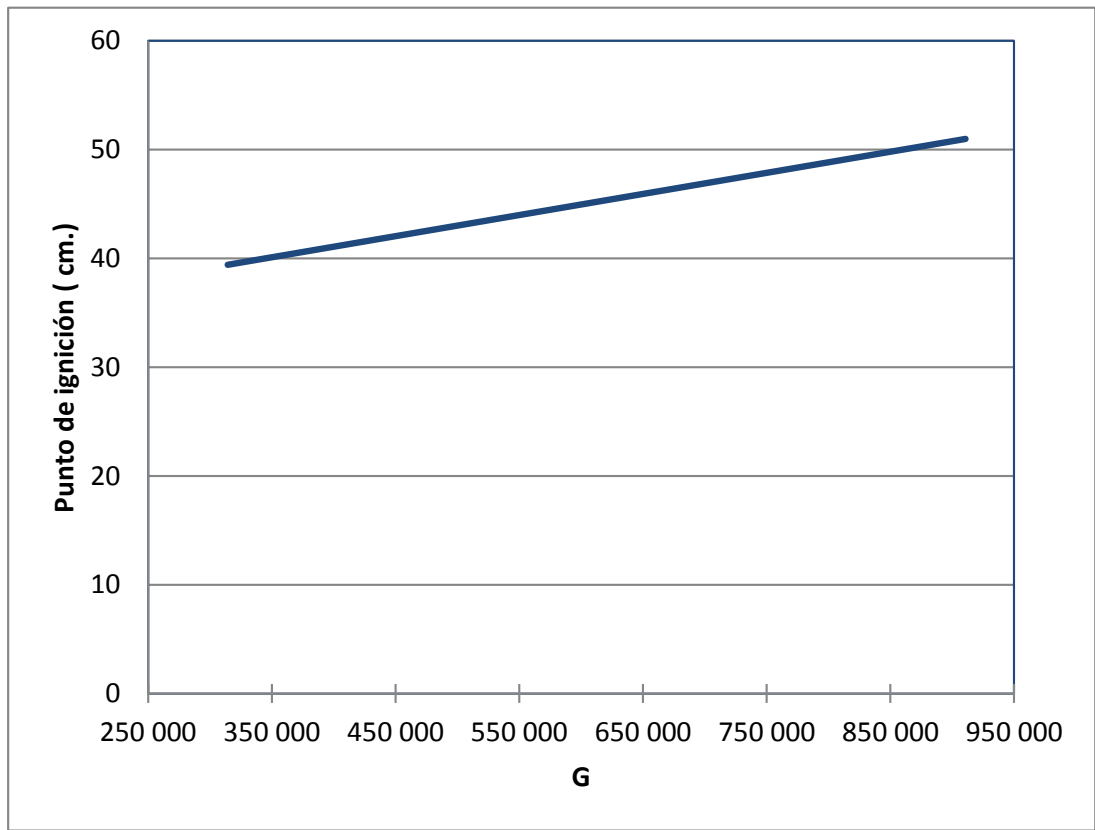


Figura 6.6: Simulación modelo sin calibrar, punto de ignición versus G (40 micrones, 25°C)

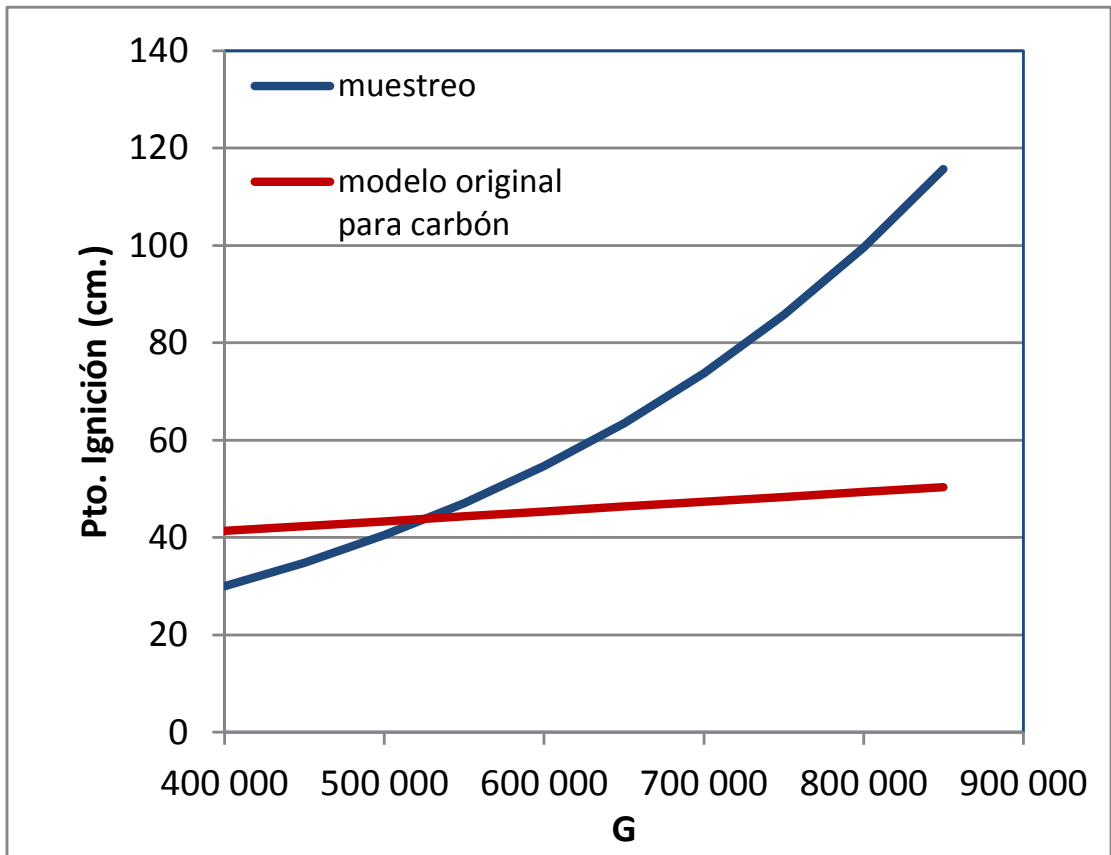


Figura 6.7: Gráfico de resultados de G vs punto de ignición de la nube (cm).

Para proponer un método de calibración en base a la data experimental de los valores de muestreo, se analiza en una primera etapa la sensibilidad de los factores de efectividad de transferencia de masa y calor propuestos para la combustión de carbones. La figura 6.8, grafica la variación en el punto de ignición respecto al factor η_c parametrizado por η_h . Se observa las curvas son paralelas entre sí y el impacto en la variación de η_h es completamente despreciable en el resultado calculado para el punto de ignición. Un variación de 20% en el factor η_c solo impacta en una variación del orden de 1 cm en un dominio del fenómeno del orden de 100 cm, lo que puede significar que el impacto es al menos menor que 1%.

Esta condición de mayor peso del factor η_h sobre η_c , puede ser fácilmente entendido en correspondencia a lo analizado en el capítulo 4 para la fase de ignición de la partícula donde se demostró que el fenómeno de control, y que por lo tanto limita la ignición, es la transferencia de calor. Este resultado se confirma más adelante en el desarrollo de esta tesis.

Del análisis anterior, el procedimiento de calibración se focaliza entonces al parámetro η_h , siendo el parámetro η_c insensible a la modelación del punto de ignición, por lo cual no se aplicara un procedimiento de calibración.

El ajuste del modelo para representar las condiciones y resultados de las campañas de muestreo consideró minimizar el error entre la curva de ignición v/s G obtenida a partir de la información discreta de los muestreos y el cálculo de esta misma relación a partir del modelo. Se usó una técnica numérica estándar obteniendo para el coeficiente de efectividad el valor de 0.36. Este valor representa físicamente que la transferencia de calor desde el medio a la nube tiene una efectividad de solo 35% si se le compara con el comportamiento de una partícula aislada. El orden de magnitud es razonable dado que el sistema particulado presenta en forma natural las interacciones discutidas en el capítulo 3.

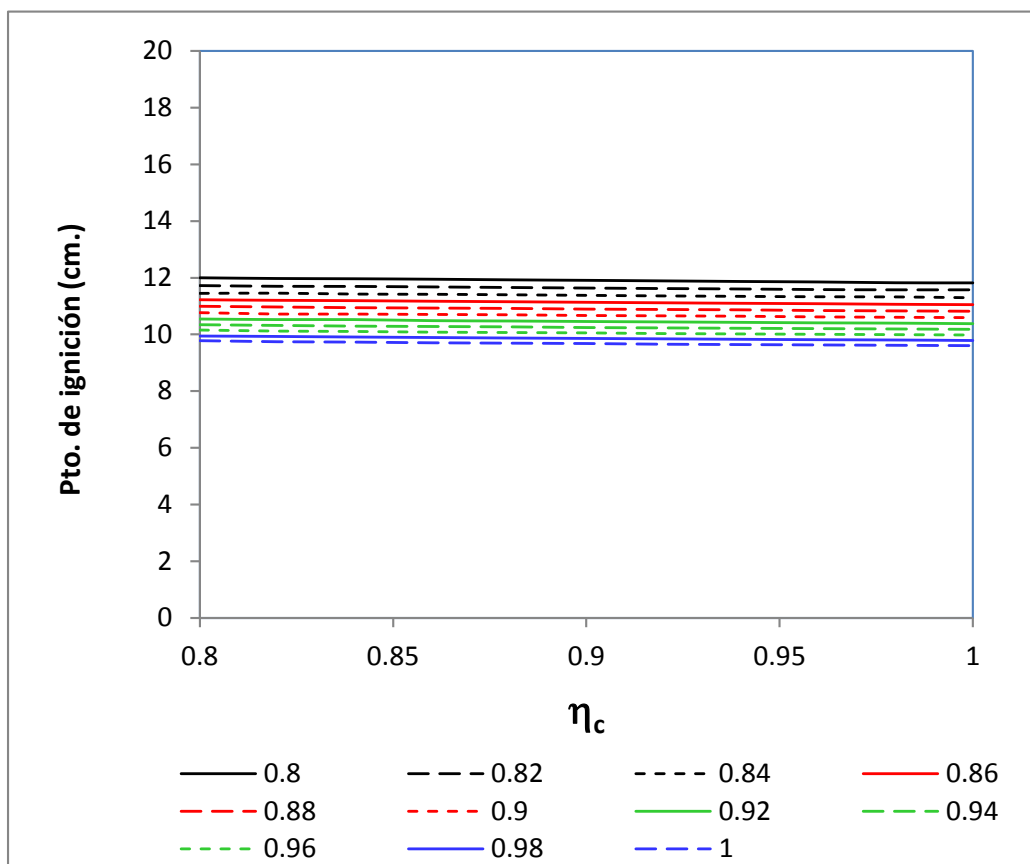


Figura 6.8: Modelación del punto de ignición versus η_c , parametrizado para $0.8 < \eta_h < 1$.

6.4. Simulaciones de Modelación

Teniendo el modelo calibrado para la operación del HFF de Chagres se procedió simular los escenarios que sirvan para dimensionar y validar, las propuestas tecnológicas que se desarrollan en el capítulo 7, en la perspectiva de entender el impacto de las diferentes variables del modelo en las condiciones de operación del HFF.

Primero, se muestra la simulación de un caso base, con el propósito de caracterizar los resultados fundamentales del modelo: masa, remoción de Azufre y temperatura de la partícula representativa de la nube.

Seguidamente, se muestra una secuencia resumida, para representar los escenarios evaluados que se utilizaron para dimensionar las propuestas tecnológicas. Para esto, se sensibilizaron los resultados del modelo respecto a 3 parámetros fundamentales:

1. Densidad de nube.
2. Temperatura de alimentación de las partículas del concentrado.
3. Tamaño de alimentación de las partículas del concentrado

El parámetro densidad de nube, " ρ_N ": definido como el cociente entre el enriquecimiento de Oxígeno, σ , y el coeficiente de Oxígeno, η . Y representa la masa de partículas por unidad de volumen, teniendo además, una mejor visualización operacional que el número adimensional "G", el que se interpreta de manera más abstracta.

$$\rho_N = \left(\frac{\sigma}{\eta} \right) \quad (6.1)$$

Hay que notar que el valor numérico de la densidad de nube, para un tamaño de partícula constante, es homologable al número de combustión "G" y solo diferirá en su magnitud numérica, la cual será constante a diferentes condiciones de operación.

Las simulaciones base se realizan utilizando un concentrado con mineralogía de calcopirita en un 100%, con un tamaño de partícula $d_{p0} = 40 \mu\text{m}$. Con los parámetros operacionales de referencia:

1. Tasa de fusión de 70 ton/h.
2. Coeficiente de Oxígeno, $\eta = 165 \text{ Nm}^3/\text{ton}$
3. Enriquecimiento, $\sigma = 55\%$.

Los parámetros base de la simulación equivale a un valor de G del orden de 400000, que representa una densidad de nube de 0.33.

Es importante precisar, que el modelo presenta sus resultados en función de una partícula representativa de la nube. Lo que no debe llevar a confundir que esto representa la modelación de una partícula aislada. Ya que su interpretación correcta es la partícula característica de la nube. Lo cual es directamente entendible, debido a que se trabaja con monotamaños de una misma mineralogía.

Otro tema relevante a destacar, es que esta aparente limitación del modelo, diseñado para operar con una sola mineralogía, en la práctica no representa una gran limitación. Y es perfectamente válido aplicar sus resultados a los variados escenarios de una operación industrial, que obviamente presentara una alimentación de diferentes mineralogías.

El fundamento de la afirmación anterior, radica en el hecho que la mineralogía base escogida de calcopirita, posee los mecanismos de reacción que representa muy bien, tanto los procesos de descomposición piríticos, como las sub etapas de formación de escoria y mata. Por lo tanto, la formulación de un concentrado virtual, inicialmente 100% calcopirita, y que considere la dosificación gradual de un componente inerte, que hace variar sus parámetros de coeficiente de Oxígeno y enriquecimiento, y por ende, su densidad de nube y número de combustión. Representará de manera completa y coherente, las diferentes condiciones en la variabilidad de alimentación de la carga de concentrados en la operación del HFF.

Esta manera simplificada, pero fundada, de razonamiento posee la otra ventaja adicional, que permite hacer las comparaciones de los diferentes escenarios de simulación, sin alterar constitutivamente las condiciones de contorno del modelo.

6.4.1. Simulación Base

La figura 6.9, muestra la variación de la masa de la partícula representativa de la nube. La primera reacción, en la cual se remueve el 25 % del Azufre, reacciona la calcopirita para formar: Cu_2S ; FeS ; y SO_2 . El peso neto de la partícula empieza a disminuir por la pérdida de su Azufre pirítico. Posteriormente, sobre la remoción del 25% de Azufre y hasta un máximo teórico del 75%, se produce la oxidación del FeS , empezando a disminuir su contenido másico, para ir formando FeO y Fe_3O_4 . La masa total de la partícula, también sigue disminuyendo, pero en menor tasa, por la sustitución del Oxígeno respecto al Azufre oxidado.

Para este ejemplo, la reacción se detiene para una ley de mata de 62%. La figura 6.10, exhibe la remoción de Azufre, caracterizadas por cinéticas de primer orden. Estos gráficos, tienen por utilidad fundamental, verificar que se cumplen las condiciones dadas por el mecanismo de reacción. Y hacer una comparación relativa, de la distancia que se requiere para cada una de estas etapas.

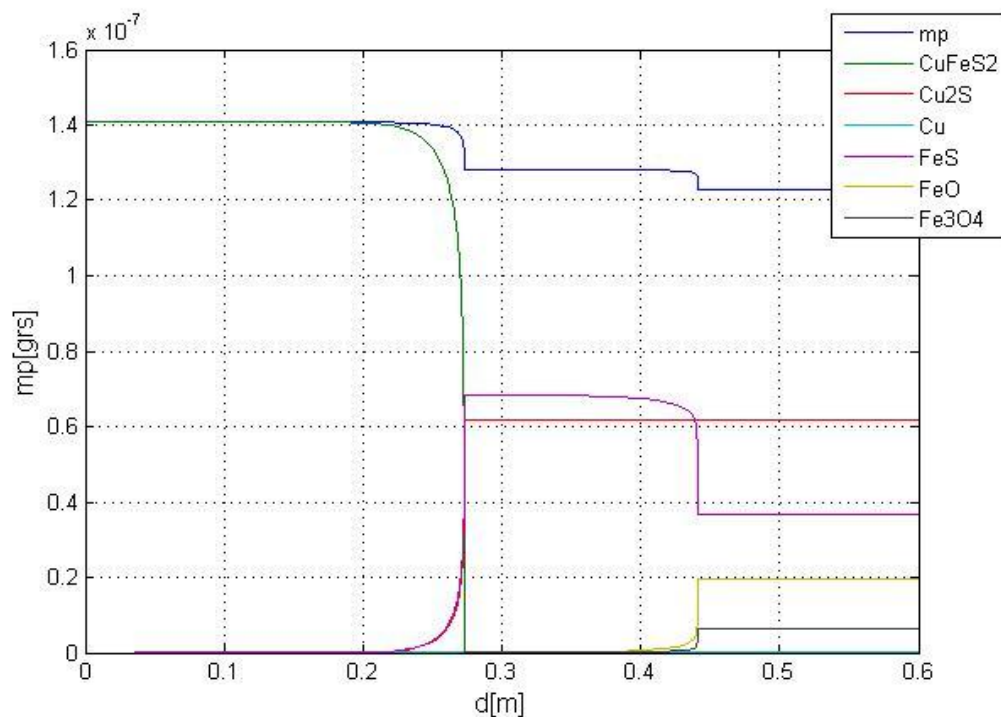


Figura 6.9: Variación de masa de la partícula representativa de la nube.

Adicionalmente, en la figura 6.11, se observa la curva de temperatura de la partícula representativa de la nube. Se aprecian las tres etapas de la combustión: calentamiento, reacción química (en dos etapas) y enfriamiento hasta alcanzar la temperatura de pared del horno.

También se puede apreciar de manera más nítida el constante aumento de temperatura, una vez activados los mecanismos de reacción.

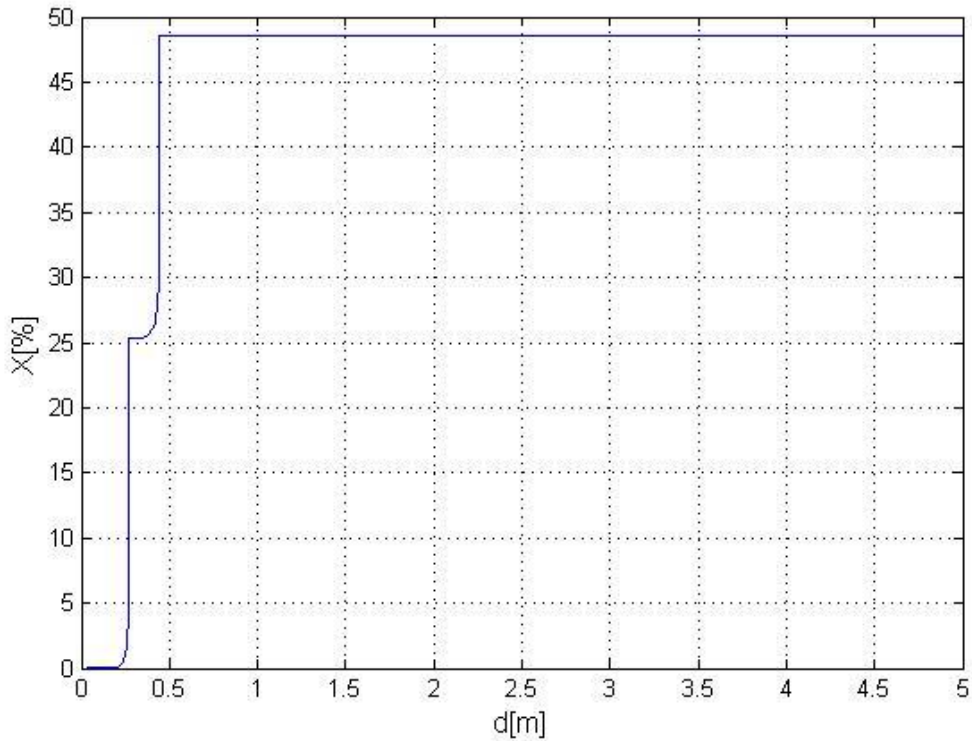


Figura 6.10: Remoción de Azufre de la partícula representativa de la nube.

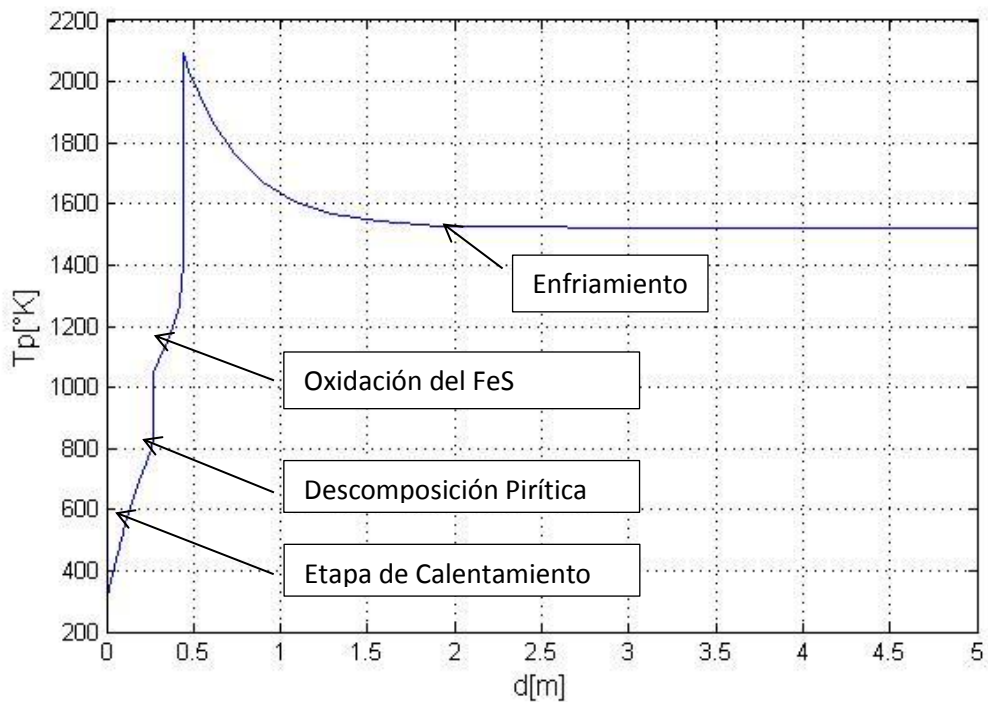


Figura 6.11: Temperatura de la partícula representativa de la nube

6.4.2. Densidad de Nube

Los resultados de estas simulaciones, figuras 6.12 y 6.13, pone en evidencia el significativo impacto que tiene la variable de la densidad de nube (o equivalentemente G) en la respuesta de combustión de los concentrados de Cobre.

Un concentrado con densidad de nube de 0.3, que representa un concentrado de S/Cu entre 1.35 y 1.25, se observa que su ignición es temprana, antes de los 50 centímetros. Para estas condiciones su práctica operacional, en general, no presenta problemas en su combustión y el control por medio del BME es suficiente. En la práctica, esta operación favorecida desde la perspectiva de su combustión temprana, se verifica en un rango hasta una densidad de nube de 0.46 (razón S/Cu 1.03).

Para un concentrado con densidad de nube de 0.5, representa un concentrado de S/Cu entre 1.02 y 0.9, donde se observa que su ignición se traslada a la frontera cercano a los 50 centímetros. En la práctica, estos valores encienden la alarma operacional de una probable combustión incompleta, aumento de los contenidos de magnetita en la escoria y una incipiente acreción en el espacio geométrico ubicado en la unión horno-caldera.

Para el caso extremo de un concentrado con densidad de nube de 0.7, que representa un concentrado de S/Cu menor a 0.9 hasta un valor límite de 0.5, se observa que su ignición se retarda a una distancia cercana a los 100 centímetros. En la práctica, esta operación es muy compleja desde la perspectiva de su combustión tardía. Para esta operación, si se aplica directamente el procedimiento del BME, correspondiente por ejemplo, a un coeficiente de Oxígeno de 115 y enriquecimiento de 80, presentara una respuesta operacional de combustión incompleta, con altos contenidos de magnetita en la escoria y posiblemente un rápido crecimiento de una acreción en el espacio geométrico ubicado en la unión horno-caldera.

De manera simplificada, es fácil deducir del análisis conceptual de esta investigación, que el parámetro de densidad de nube, controlara la velocidad de transferencia de calor dentro de la nube de partículas. Una baja densidad de nube, implica un suficiente interespaciado de partículas facilitando el mecanismo de transferencia de calor, inversamente, una alta densidad de nube, impone un mecanismo controlante para esta transferencia de calor y especialmente para las partículas al centro del jet de combustión. Por lo que inducirá un corrimiento en el punto de ignición de la nube, y como ya se analizó, probabilísticamente serán zonas de menor eficiencia para la combustión.

Teniendo en mente los conceptos anteriores, podemos entender porque los concentrados altos en Azufre ($S/Cu > 0.9$) no tienen problemas de combustión usando el esquema tradicional, a través del BME. Efectivamente, estos concentrados requieren altos coeficientes de Oxígeno y un bajo enriquecimiento, baja razón enriquecimiento/coeficiente de Oxígeno, lo que equivale a tener de manera “natural” una baja densidad de nube, numéricamente mayor a 0.5.

Contrariamente los concentrados bajos en Azufre ($S/Cu < 0.9$) y/o alto en insoluble, requieren un bajo coeficiente de Oxígeno y alto enriquecimiento, equivalente a altas densidades de nubes. Por lo tanto, operar bajo los criterios exclusivos del BME, para este tipo de concentrados genera resultados insatisfactorios.

El fundamento anterior impone un valor crítico de la densidad de nube igual o superior a 0.5, para aplicar el procedimiento operacional propuesto en esta tesis, que se desarrollara en el capítulo 7.

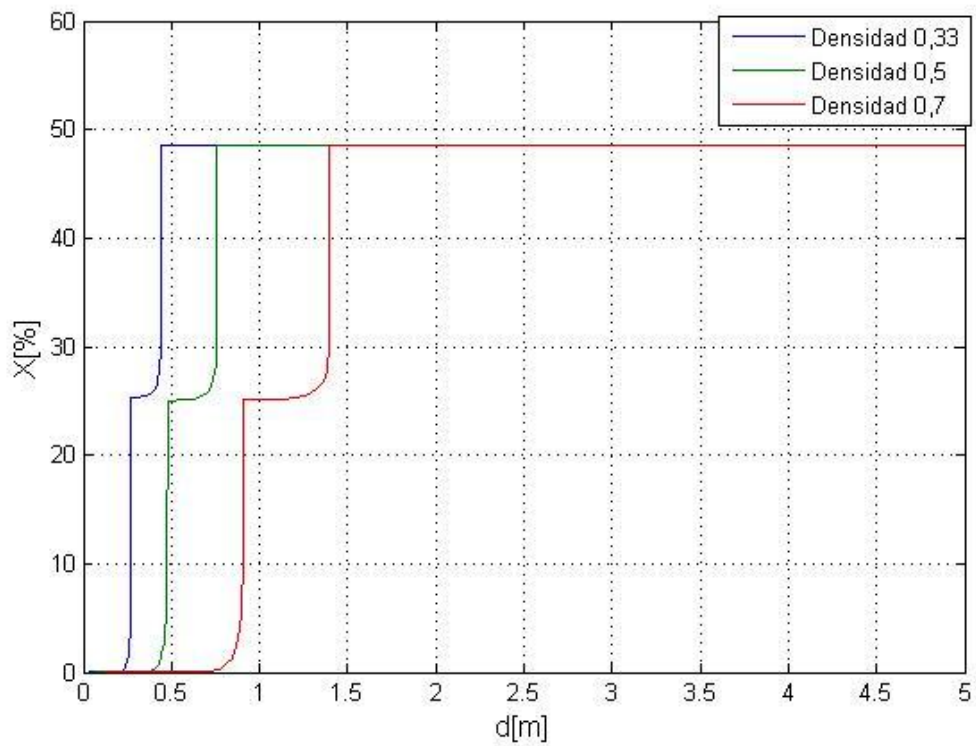


Figura 6.12: Remoción de Azufre partícula representativa y densidad de nube

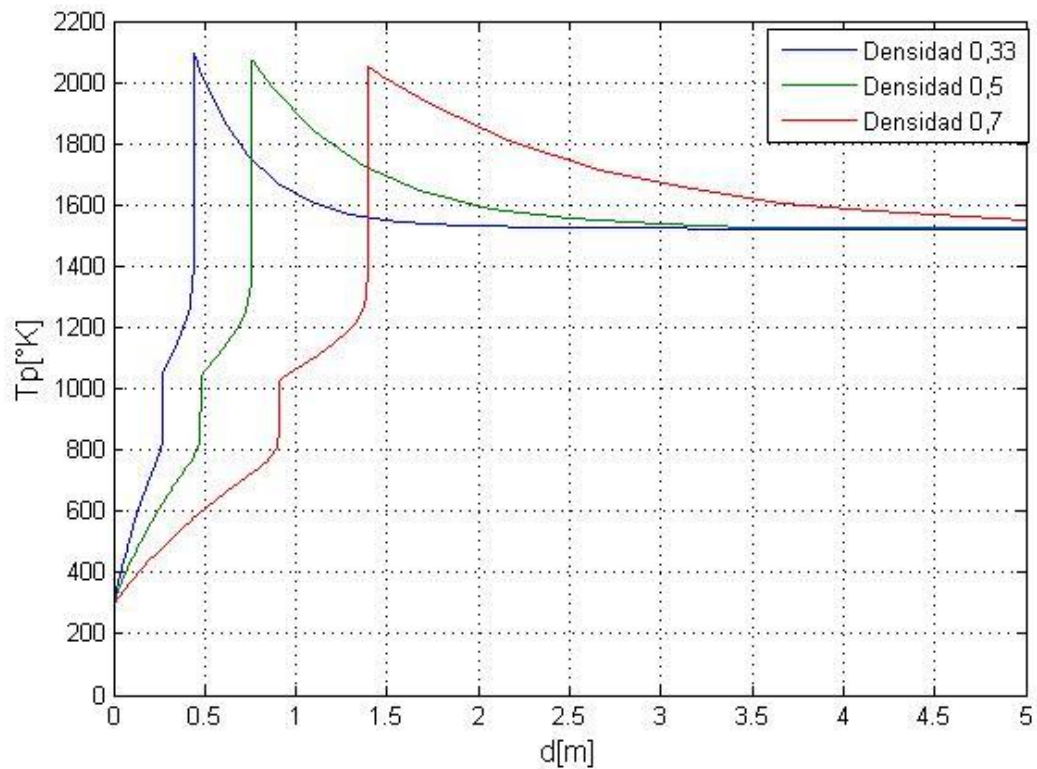


Figura 6.13: Temperatura de la partícula representativa y densidad de nube

6.4.3. Temperatura de Ingreso de las Partículas

Las simulaciones, para el análisis de sensibilidad de la temperatura de ingreso de las partículas, se realizó con 6 temperaturas de referencia: 25, 50, 125, 150, 175 y 200 °C. Y se parametrizaron para las 3 condiciones de densidades de nube características: 0.3; 0.5; y 0.7.

El propósito de simular para los tres rangos de densidad de nube ya comentados en el análisis anterior, es visualizar la sensibilidad que tendría la opción de inducir el calentamiento de las partículas, por medio de una “lanza ignitora”.

Los resultados de las distintas simulaciones, visualizados en el grafico 6.14, indican de manera directa, tal como se esperaba, que el punto de ignición dentro de la torre de reacción depende fuertemente de la temperatura de ingreso de las partículas. Para los tres casos, en el rango estudiado, presenta una proporcionalidad lineal, donde la mayor sensibilidad se presenta para el caso de alta densidad de nube. Este resultado es tremendamente significativo para su aplicación industrial, ya que ofrece una real oportunidad de intervenir concentrados de alta densidad de nube, ya sea por efecto de bajo Azufre y/o alto insoluble.

Nótese que para un concentrado con densidad de nube 0.3, el efecto de calentamiento inicial de las partículas es poco significativo respecto al desplazamiento del punto de ignición, comparado a lo predicho para un concentrado por sobre la densidad crítica de 0.5. Donde se repite el mismo criterio de alta densidad de nube, respecto a su sensibilidad para su intervención, esta vez induciendo el calentamiento de las partículas alimentadas. Estos resultados, fundamentan la implementación de la lanza ignitora, que se desarrolla en el capítulo 7. Para lo cual, se fija como criterio de diseño, fijar la potencia térmica máxima de la lanza, tal que sea capaz de elevar la temperatura de las partículas de concentrado, a la salida inmediata del quemador, en un rango de hasta los 500 °C.

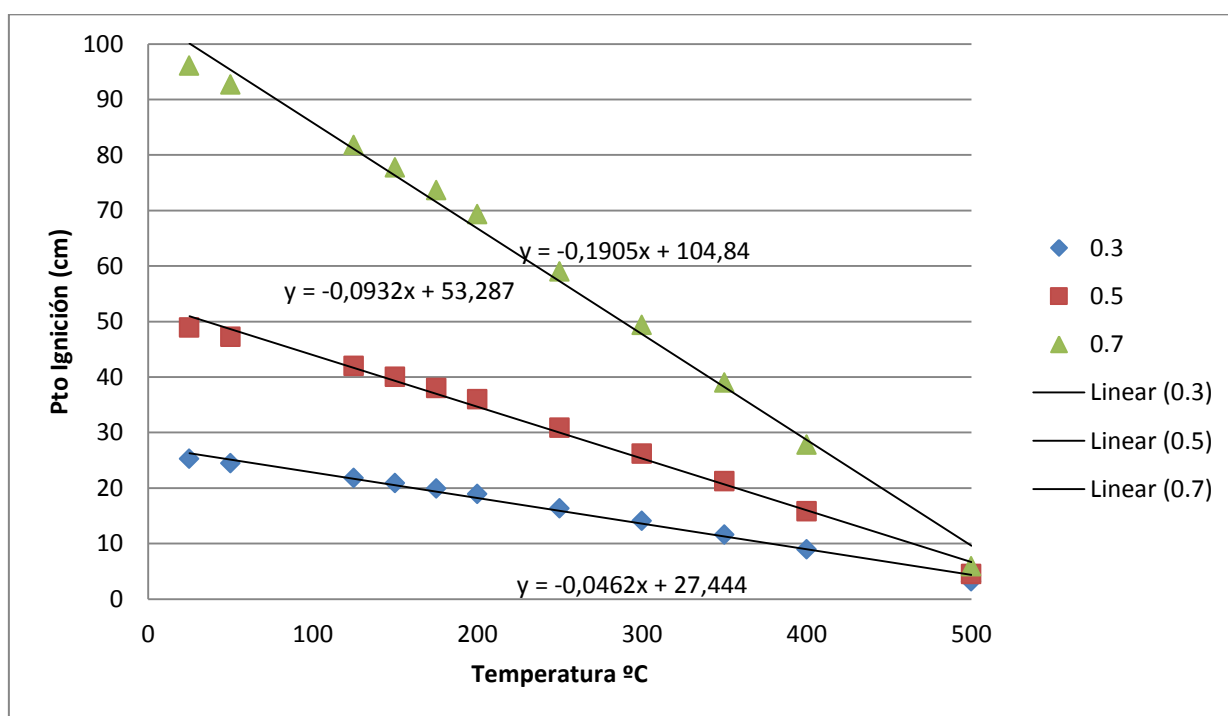


Figura 6.14: Punto de ignición de la nube versus temperatura y su densidades.

6.4.4. Tamaño de Partícula

Para estas simulaciones, se eligieron 6 diferentes tamaños: 7, 10, 20, 40, 60 y 80 μm . Estas simulaciones se realizaron para 3 distintas densidades de nube, las cuales son 0.3, 0.5 y 0.7.

Los resultados de las simulaciones, figura 6.15, confirman que en la etapa de calentamiento, la temperatura de ignición es proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula e inversamente proporcional al coeficiente de transferencia de calor, marcando un valor óptimo, que minimiza este punto de ignición. Adicionalmente queda de manifiesto la marcada relación cuantitativa que determina el tamaño de partícula del concentrado al punto de ignición dentro de la torre de reacción. De hecho, se eliminaron los puntos que exceden la altura de la torre de reacción del horno flash.

Respecto al efecto de la densidad de nube, el tamaño que minimiza este punto de ignición, aumenta al incrementarse la densidad de nube, esto se puede explicar ya que un mayor poblamiento de partículas, toma predominancia el mayor tamaño de partículas para minimizar los efectos interactivos.

Para el análisis de partículas más finas, es necesario destacar que este encaje teórico debe ser revisado, ya que parece poco probable, que para este tipo de tamaño se atrase tan significativamente el tiempo de ignición. Se debe hacer notar que para partículas muy finas, la literatura reporta de fenómenos de auto-ignición asociado a la explosividad de estos sistemas. Temas que escapan al alcance de esta investigación.

Como reflexión a este análisis, pero que también escapa a los objetivos y alcance de esta investigación, es reforzar la relevancia que tiene el tamaño de las partículas de concentrado para una mejor comprensión del fenómeno de combustión. Cuestión que como ya se ha afirmado es totalmente ignorada por la practica industrial, salvo en el caso extremo, cuando son tratados concentrados muy finos, producto de los fenómenos de explosividad que se deben controlar, pero que no tiene relación con la operación misma del HFF.

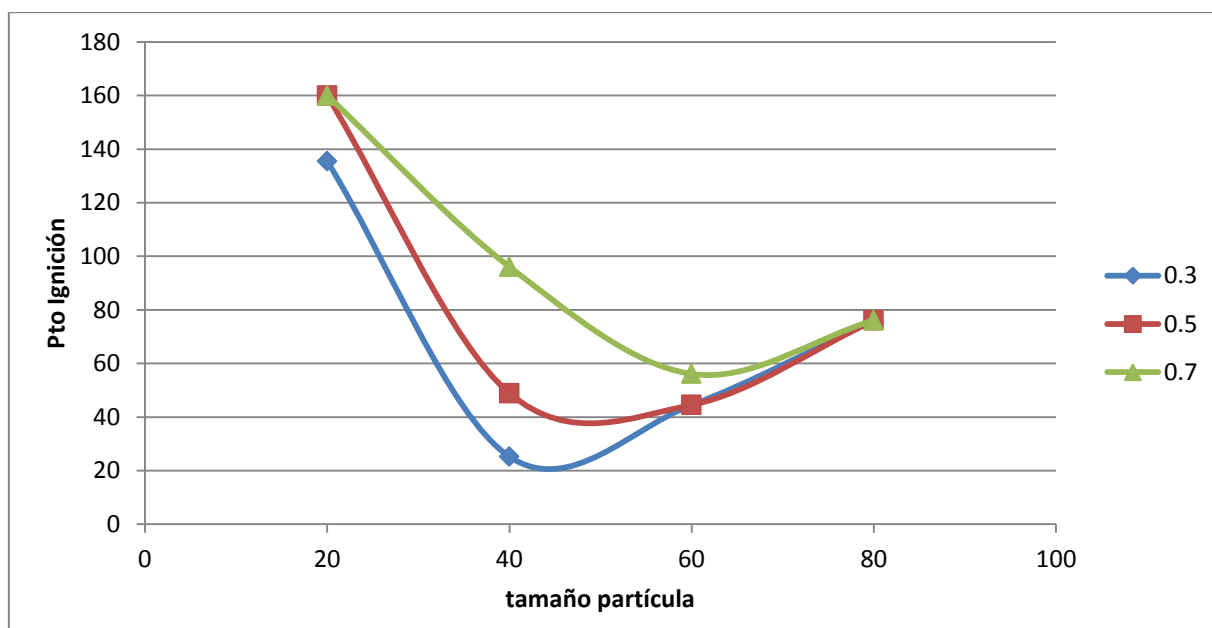


Figura 6.15: Punto de ignición de la nube versus Tamaño de partículas y su densidad.

Capítulo 7: Transferencia Tecnológica

Aplicando los conceptos desarrollados en esta investigación a la operación industrial del HFF, se ha logrado desarrollar un nuevo procedimiento de operación para la combustión de concentrados con alto insoluble y/o baja razón S/Cu, menor a 0.9. Este nuevo procedimiento incorpora el concepto de “densidad de nube”.

Adicionalmente, se diseñó un ingenio tecnológico, que consistió en la incorporación de una lanza de gas natural al centro del quemador de concentrados, con el propósito de generar una zona de alta temperatura en la parte alta del quemador de concentrado, que cumpla el rol de ignitor de partículas.

Ambos desarrollos han sido implementados en la fundición de Chagres, y a consecuencia de su éxito operacional de largo plazo, son elementos estándares de la actual operación.

7.1. Desarrollo de un Nuevo Procedimiento Operacional

Una combustión óptima se basa en determinar cuáles son las mejores condiciones de fusión desde un punto de vista de balance de masa y energía acopladas a las propiedades intrínsecas de la nube caracterizada y cuantificada por su “densidad de nube” (que representa el número de grupo de combustión G). Este nuevo paradigma operacional postula que la calidad y efectividad de la combustión de la nube depende directamente de la densidad de partículas en la nube definida como el número de partículas sólidas por volumen de gas, estando relacionada directamente con la distancia interparticular en la nube. En el capítulo 6 se definió el valor de 0.5, igual o superior, como el valor crítico de la densidad de nube, que controla los efectos indeseados de aumento de magnetita en la escoria y concentrado no combustionado.

De esta manera, se desarrolla un nuevo procedimiento para la operación industrial del HFF y que complementa el existente, orientado al procesamiento de concentrados con altos niveles de insolubles y/o baja razón S/Cu. Y que ha sido aplicado exitosamente en la fundición Chagres.

La siguiente secuencia, describe el procedimiento basado en la densidad de nube:

1. Se define el coeficiente de Oxígeno, de acuerdo al BME.
2. Se define un valor crítico para la densidad de nube igual a 0.5.
3. Se calcula el enriquecimiento de Oxígeno, multiplicando el coeficiente de Oxígeno por el valor crítico de nube.
4. Con este nuevo valor de enriquecimiento de Oxígeno, se cierra el balance de energía, calculando el soporte térmico requerido.

En la práctica, el concepto de “densidad de nube”, se traduce en una mínima alteración a la operación tradicional bajo el esquema de BME. Esto es, una vez calculado un coeficiente de Oxígeno y antes de imponer el enriquecimiento dado por el balance de energía, se fija el parámetro de “densidad de nube”, que en la practicara determinara el enriquecimiento de Oxígeno.

La figura 7.1, visualiza la cartilla operacional, que se usa de manera estándar para la operación del HFF en Chagres, y en donde destaca el valor de la densidad de nube, en caso de requerir la activación de este procedimiento.

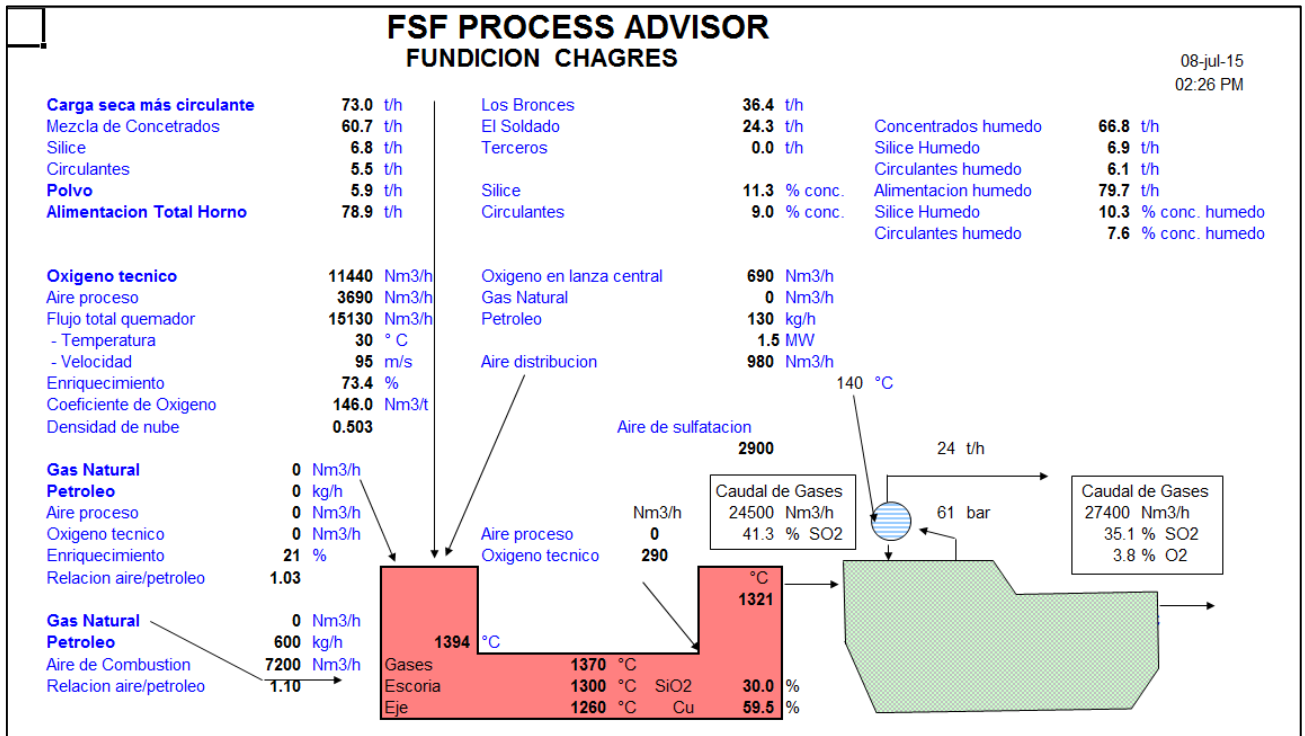


Figura 7.1 Cartilla control operacional HFF, fundición Chagres.

7.2. Implementación Tecnológica de una Lanza Ignitora.

El propósito de la implementación tecnológica de una lanza ignitora, es generar una zona de alta temperatura en la parte alta de la torre de reacción próxima al quemador de concentrado, que genere las condiciones de ignición de partículas. Resultados modelados en el capítulo 6, sección 6.4.3., donde se definió como criterio de diseño elevar la temperatura de las partículas de concentrado, en un rango de hasta los 500 °C.

La estructura conceptual para el diseño de esta aplicación, sigue la siguiente secuencia:

1. Evaluación de los efectos de la lanza ignitora sobre la operación general del horno, a través de un análisis de BME.
2. Determinación de los factores limitantes, con el propósito de determinar la capacidad máxima de la lanza ignitora.
3. Definición de la potencia térmica requerida por la lanza ignitora, que cumpla los requerimientos específicos: de temperatura de las fases y de factores limitantes.
4. Dimensionamiento de los sistemas de alimentación de gas y Oxígeno.
5. Diseño de la lanza ignitora, compatible con mínimas modificaciones al quemador de concentrados existente

La evaluación de los efectos de la lanza ignitora sobre la operación general del horno, se realiza a través de un análisis de BME. Interesa determinar la temperatura en el centro de la Torre de Reacción, TR, que es la temperatura de equilibrio macroscópico, para las tres fases en el volumen de control de la torre de reacción, en función del caudal de gas natural, GN, que se adiciona.

Se define el volumen de control, VC, que interesa calentar. Las dimensiones del VC, que siempre estará ubicado en la parte interior del jet de concentrado, variarán de acuerdo a las condiciones y dimensiones de la llama de GN. Esta es una situación simplificada de un fenómeno de alta complejidad (límites de la llama) bajo el régimen de gran turbulencia como el que se produce en la torre de reacción y, específicamente, en el quemador de concentrado.

La combustión de gas, dentro del VC, se supone en estado adiabático, es decir, sin pérdidas de calor. Esta suposición se basa en que el VC está rodeado de una nube de concentrado reaccionando a alta temperatura, por lo que las pérdidas serán mucho menores que por las paredes. Por otro lado, más adelante se demuestra que la radiación emitida por el VC no llega a las paredes.

Adicionalmente, para analizar la sensibilidad del tamaño del volumen de control, se parametriza la relación GN/concentrado. En la medida que esta razón se acerque a cero, existirá en el VC mayor cantidad de GN con respecto a concentrado y, por tanto, la temperatura del VC tenderá a la de llama adiabática del GN en estas condiciones. La temperatura se considera uniforme, y se calcula según el balance de energía macroscópico, ecuación 2.10, adicionando la fuente de generación de calor producto de la combustión del GN.

7.2.1. Factores Limitantes

Los parámetros de control son: temperatura de la torre de reacción; temperatura de las fases fundidas; temperatura y volumen de salida de los gases; y temperatura del volumen de control a estudiar. Las variaciones de estos parámetros en función de la potencia del quemador de GN, para un VC que calienta adiabáticamente el 100% del concentrado alimentado, se resumen en la figura 7.2. Este criterio de diseño, entrega un límite inferior a la temperatura del VC. Las otras temperaturas no se ven afectadas por el tamaño del VC.

Como era de esperar, cuando se aumenta la potencia en el quemador de GN, aumenta la temperatura tanto en el VC como en la TR y en los flujos finales de las fases fundidas y gases. Con los resultados de este gráfico se puede establecer la potencia máxima de operación del quemador a instalar, teniendo en cuenta el criterio de diseño buscado para calentar las partículas (500°C) y los límites permisibles en las distintas corrientes, para garantizar una operación segura de horno. Sin embargo, la temperatura del VC puede alcanzar valores mucho más altos para relaciones GN/Concentrado mayores, llegando hasta aproximadamente la temperatura de llama adiabática del GN. En la figura 7.3 se muestra la temperatura del VC para distintos tamaños del VC, expresados como porcentaje de concentrado calentado, y para distintas potencias del quemador de GN.

Teniendo en cuenta el aumento general de temperatura en la torre de reacción, y en todas las corrientes, cuando se inyecta GN, y considerando las condiciones específicas de trabajo en el HFF, junto con definir el criterio de diseño para el calentamiento de las partículas, es necesario definir los factores limitantes para garantizar una operación segura.

Se establecen los siguientes factores limitantes, con el propósito de determinar la potencia calórica máxima de la lanza ignitora:

1. Temperatura de la torre de reacción TR.
2. Temperatura de las fases fundidas que salen del sedimentador.
3. Temperatura y volumen de los gases que salen de la torre de gases.
4. Espacio disponible para la instalación del quemador.
5. Presiones y velocidad de suministro de gas y Oxígeno.

Por criterio de integridad operacional, se define el límite máximo de temperatura en la torre de reacción, de 100°C por encima de la temperatura promedio sin lanza ignitora. La temperatura calculada en la TR representa un promedio de todo el volumen de ésta, pero realmente existen marcadas diferencias de temperatura tanto radial como longitudinalmente en su interior. Por esta razón, y debido a los distintos mecanismos de transferencia de masa y calor involucrados en el proceso de fusión, la temperatura de las paredes de la torre tampoco debiese ser uniforme.

Sin embargo, la temperatura de salida de la TR se supone igual a este promedio, ya que el modelo usado no considera gradientes de temperatura. En consideración al punto anterior, se estudiaron los efectos de la radiación de la llama de GN sobre las paredes de la torre, para determinar los puntos que podían ser más críticos.

Para esto se determinó el porcentaje de la radiación de la llama de gas que es absorbido por la nube de concentrado que la rodea, ver anexo 10. Se concluyó, que el efecto de la llama de gas sobre las paredes en la parte superior de la TR, que se encuentran a más de 2 m del eje, no es significativo. Sin embargo, la nube de partículas también emite radiación que sí llega a las paredes, pero a la temperatura de las partículas, que cerca de las paredes no será muy distinta de la que tiene actualmente sin quemador de GN. El incremento de temperatura más importante se produce en la parte inferior de la TR, donde la temperatura se ha uniformado radialmente por el proceso de mezclado.

Las temperaturas de la mata y la escoria también se ven afectadas con el incremento de potencia del quemador a GN. Y constituyen también parámetros limitantes en la operación del nuevo quemador. El límite de estas temperaturas se establece en los intervalos de integridad operacional, de modo que la diferencia con la temperatura de la TR se mantenga igual que en la operación sin lanza de gas.

Para los gases de salida del horno, interesa que estos por su aumento de temperatura y volumen, no se constituyan en un cuello de botella para la capacidad de fusión del horno, debido a restricciones en la caldera recuperadora de calor. Respecto a la temperatura, al igual que en el caso de las fases fundidas, se toman los valores de integridad operacional. Para el volumen de gases se fijó un valor limitante de 17.000 Nm³/h (sin aire de infiltración), teniendo en cuenta la capacidad de la caldera de recuperación de calor. Es por esta limitación en el volumen de los gases, que desde un principio se ha considerado la combustión del GN con Oxígeno técnico y no con aire.

Respecto a las condiciones de instalación. Los espacios o secciones disponibles para la entrada del GN y Oxígeno, pueden limitar la potencia que se puede entregar. En este caso solo se cuenta, como máximo, con la sección transversal de la cañería de aire de distribución del quemador de concentrados.

En la fundición Chagres el GN llega al HFF con una presión de aproximadamente 400 kPa y el Oxígeno a 170 kPa. Estos son los valores limitantes para el diseño del quemador. Además, por condiciones de higiene laboral, si la velocidad del fluido se aproxima a la del sonido en ese fluido, se incrementa considerablemente el ruido producido por el quemador, y pueden aparecer ondas de choque que producen inestabilidad en la combustión. Por lo tanto, se debe tener en cuenta que las velocidades de los fluidos estén por debajo a la velocidad del sonido. Las velocidades del sonido para gas y Oxígeno técnico (90 %) son de 428 y 331 (m/s) respectivamente a una temperatura de 25°C.

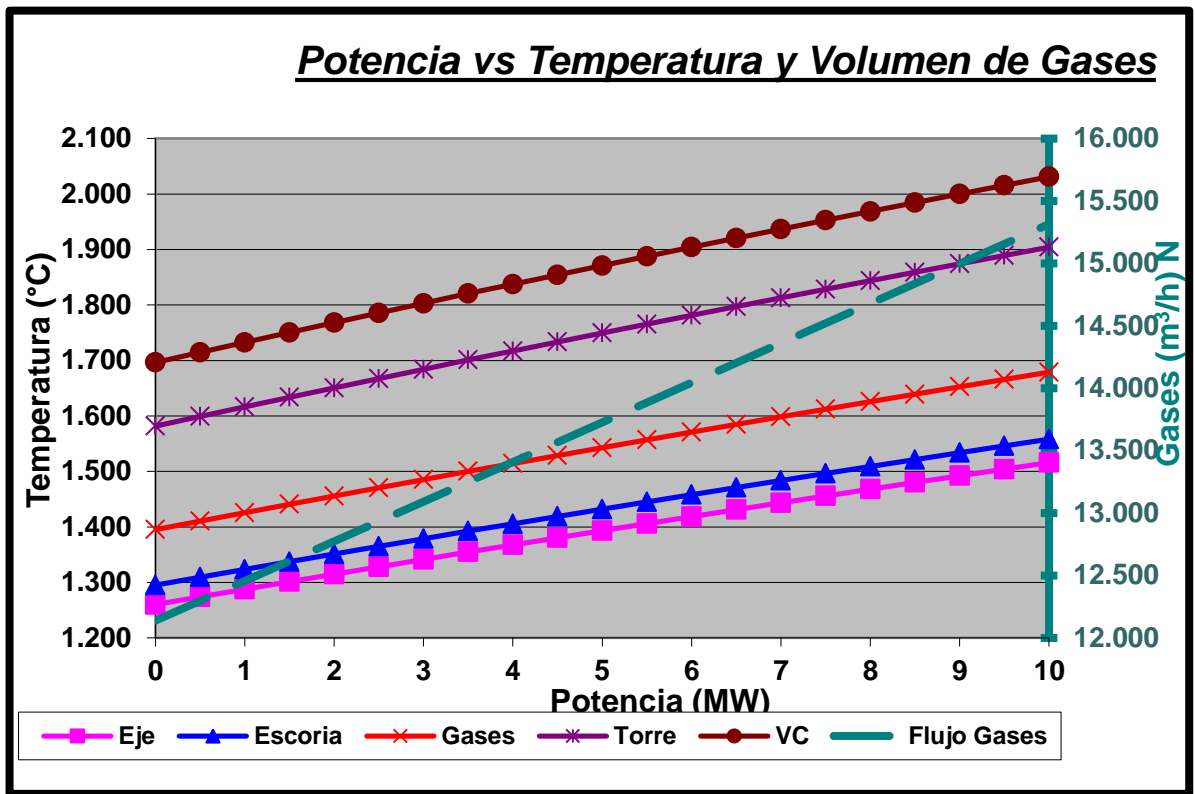


Figura 7.2: Temperaturas de fases en función de la potencia de la lanza ignitora.

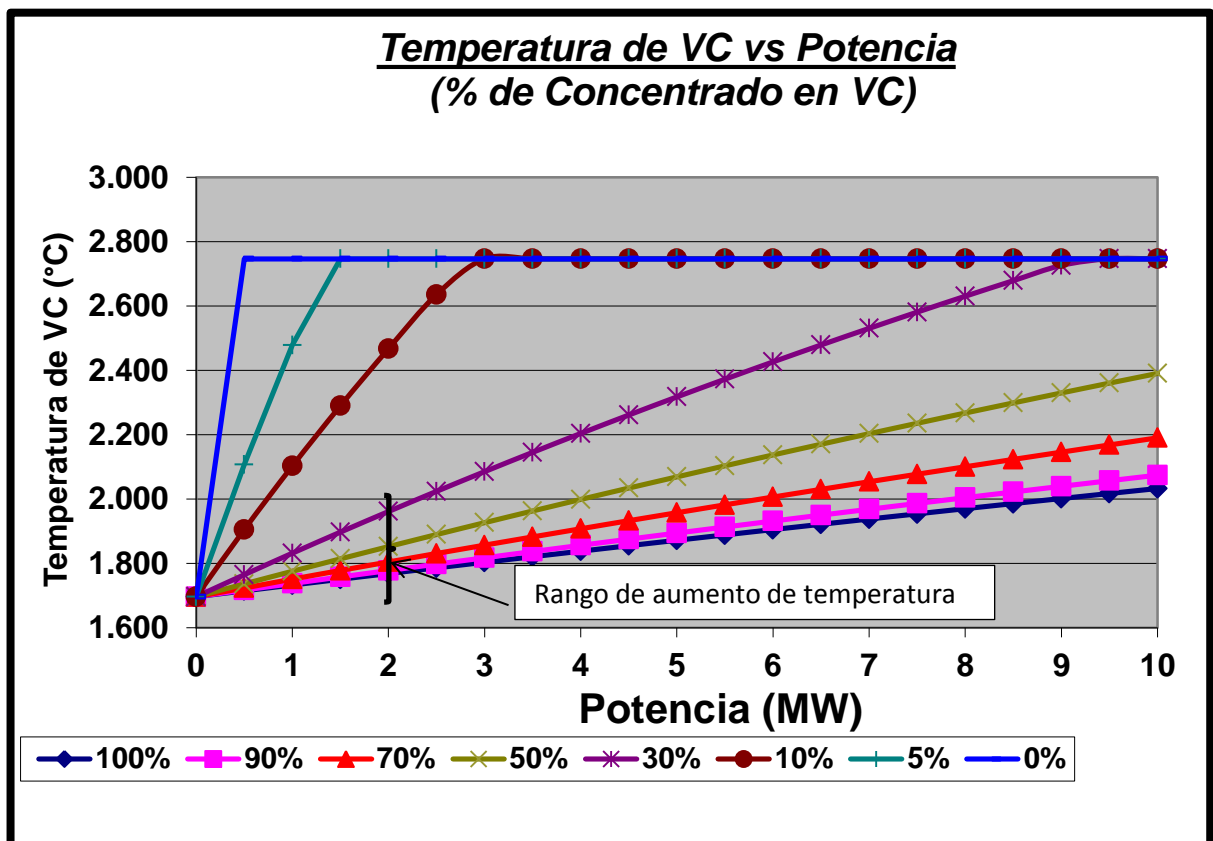


Figura 7.3: Temperatura versus porcentaje de concentrado en el VC y potencia de lanza.

7.2.2. Selección de la Potencia de la Lanza Ignitora

La potencia máxima a implementar en el quemador, está condicionada por dos aspectos:

1. No sobrepasar los límites de temperatura ni los límites de flujo en los gases de salida, definido por criterios de integridad operacional.
2. Cumplir el objetivo de lograr una zona controlada de alta temperatura en la parte central superior del horno, presentado en el capítulo 6, donde se definió como criterio de diseño elevar la temperatura de las partículas de concentrado, en un rango de hasta los 500 °C.

El criterio 1, para cumplir las restricciones de integridad operacional, se observa de la figura 7.2, que el límite de máxima potencia con que se puede operar el quemador es de 2 MW. Adicionalmente, para cumplir el criterio 2, se ha diagramado el rango de aumento de temperatura objetivo en la figura 7.3, donde se puede visualizar que la potencia de 2 MW cumple idealmente el objetivo buscado para una relación GN/concentrado del 30%, relación de diseño que se buscara cumplir para el desarrollo de la llama de GN, de la lanza ignitora.

Se estable entonces, que la máxima potencia con que se puede operar el quemador es de 2 MW. Con esta potencia, se pueden lograr temperaturas en el VC que van desde 1768°C, considerando un 100% del concentrado en el VC, hasta alrededor de 2746°C, que es la temperatura de llama adiabática del GN. Con esto se garantiza los requerimientos de temperatura establecidos (alrededor de 1900°C). Por otro lado, con esta potencia la temperatura de salida de la TR sube en 68°C y el caudal de gases aumenta en un 5,23%. La temperatura de la mata subiría en 55°C, la de la escoria en 56°C y la de los gases en 61°C. Valores todos, dentro de los límites de integridad operacional requeridos.

Teniendo definida la potencia máxima del quemador a implementar (2 MW), solo queda verificar si se puede suministrar los caudales de Gas Natural y Oxígeno necesarios, con las conformaciones de las cañerías y las presiones de alimentación disponibles. Para este análisis, se definieron dos alternativas de configuración de quemador, las que se describen en la sección: Implementación Tecnológica.

7.2.3. Implementación Tecnológica

Como se explicó, el objetivo que se persigue con la implementación del quemador a gas en el Horno Flash es obtener una mayor temperatura local en la parte central superior de la torre de reacción y, de esta forma, tener una más temprana ignición de las partículas de concentrado. Para lograr este objetivo, es necesario llevar el GN hasta esta zona del horno donde se aplicará la llama, pero teniendo en cuenta que los flujos y características de alimentación en el quemador de concentrado no deben sufrir variaciones.

Para definir el tipo de quemador a gas, se analizó las características y especificaciones generales de los quemadores industriales, ver detalles en anexo 11. Con este análisis, se pudo definir que la mejor alternativa es la de un quemador de mezcla en boquilla con swirl, usando GN y Oxígeno técnico. La selección de esta conformación de quemador se hizo teniendo en cuenta los objetivos específicos que se persiguen con su implementación (lograr zonas localizadas de alta temperatura y con relación GN/concentrado del 30%), pero además considerando aspectos tan importantes para su funcionamiento como son la estabilidad de la llama, seguridad y versatilidad en la operación. El swirl consiste en imprimirle al flujo de Oxígeno una velocidad de rotación con respecto al eje del quemador, mediante aletas en ángulo en el extremo de salida. Su objetivo es darle estabilidad a la llama, reducir su longitud y aumentar su diámetro.

Para cumplir con estos requisitos, se determinó que la forma que ofrece mayores ventajas es la inyección del GN por el centro del quemador de concentrado. Cualquier otro esquema puede afectar las características de alimentación en el quemador de concentrado, o puede alterar el funcionamiento global del horno. En este escenario, se analizaron dos alternativas de inyección de GN al horno: la primera a través de la cañería para el suministro de aire de distribución y la segunda a través de la cañería o lanza de Oxígeno. La decisión de la alternativa más conveniente, está condicionada por los siguientes factores:

1. Minimizar las modificaciones en la instalación actual.
2. Lograr un sistema de fácil mantenimiento.
3. Lograr la potencia necesaria según los requerimientos de temperatura.

Teniendo en cuenta los dos primeros factores, se estableció que la segunda alternativa es más conveniente, ya que solo se necesita introducir una cañería por el interior de la lanza de Oxígeno, con el mínimo de transformaciones en el quemador de concentrado. De esta forma el GN se transporta por una cañería interior nueva y el Oxígeno Técnico se suministra por la actual lanza, es decir por el anillo formado entre las dos cañerías.

El diseño básico consiste en un doble tubo formado por la actual lanza de Oxígeno y un tubo interior de DN $\frac{3}{4}$ (pulgadas), de acero inoxidable, por donde se suministra el Gas Natural (lanza de GN). El Oxígeno llegará a la boquilla o salida, por el anillo formado entre los dos tubos. Con el diámetro óptimo seleccionado y una potencia de 2 MW, las velocidades del GN y el Oxígeno técnico, las respectivas pérdidas de carga se resumen en la tabla (7.1).

La formación de remolinos, o Swirl en la garganta del quemador se logra con la incorporación de aletas o aspas fijas en el extremo de salida de la sección anular (entre los tubos). Estas paletas irán soldadas en forma oblicua a la lanza de GN, como se muestra en la figura 7.4. El ángulo de estas aletas tiene una gran influencia en el número de Swirl que se alcanza en la salida y, por tanto, en el largo y forma de la llama.

Teniendo en cuenta que el objetivo que se persigue con la implementación de este quemador es lograr altas temperatura en la zona central superior del horno, el diseño del mismo debe garantizar la formación de llamas que cubran en su mayor parte a esta zona. Como se explica en el anexo 11, el largo de las llamas en este tipo de quemador está influenciado por el número de Swirl, pero cuando este valor se aproxima a 0,5, el largo se mantiene estable. Además, ya por encima de 0,3 las variaciones en el largo son minúsculas. Así, se establecieron las formas de llamas que serían más efectivas, las que se muestran en la figura 7.5. Estas formas se logran con números de Swirl en el quemador de aproximadamente 0,3 para la forma “A” y de 0,6 para la forma “B”.

	Velocidad (m/s)	Velocidad del sonido (m/s)	Pérdidas de Carga(kPa)	Presión Disponible (kPa)
GN	166	428	76	320
Oxígeno	86	331	27	136
Razón de velocidades vGN/vOxig.	1.9	1.3		

Tabla 7.1: Diseño mecánico lanza de Gas

Para conseguir estos números de Swirl, las aletas mostradas en la figura 7.4, deben ser construidas con ángulos de aleta de 23 y 35°, respectivamente. Los ángulos están medidos con respecto al eje del quemador, según lo argumentado en anexo 11. Para las condiciones establecidas se pudo determinar que el largo de la llama oscilará entre 1 y 2 metros en función de la potencia.

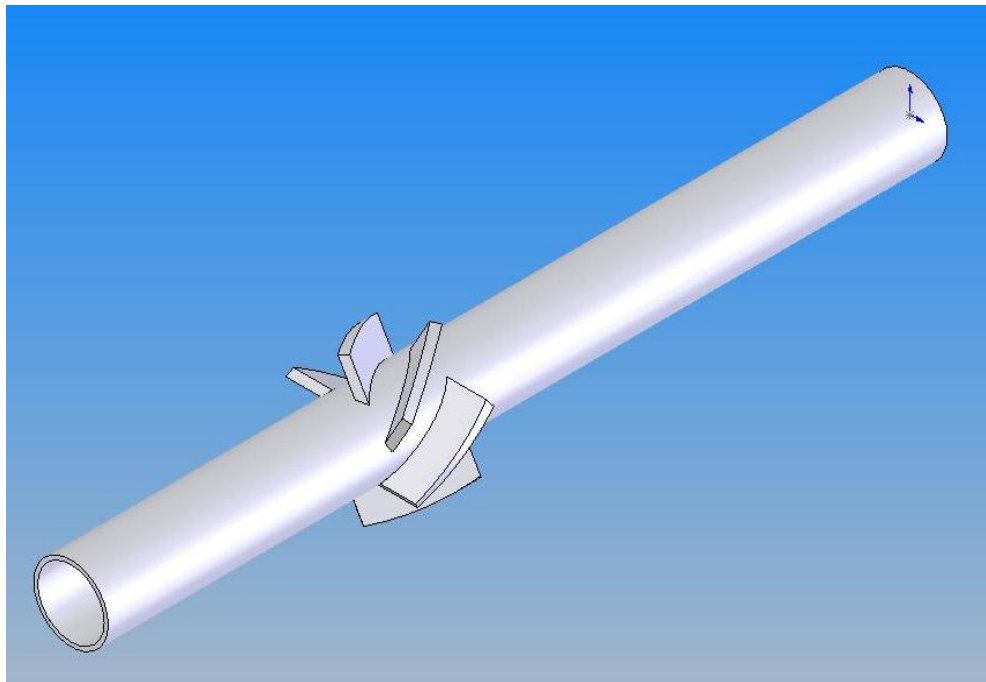


Figura 7.4: Aletas fijas para imprimir swirl al flujo de Oxígeno

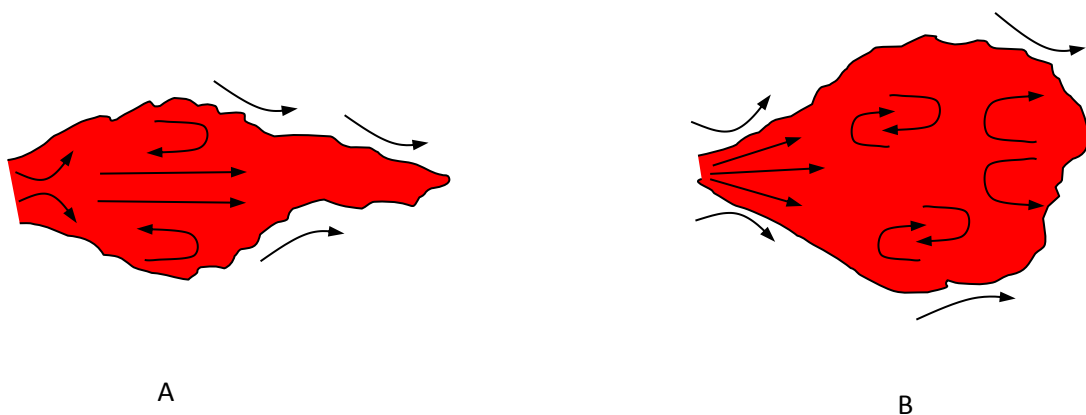


Figura 7.5: Formas de llama en quemadores de mezcla en boquilla con swirl.

Las transformaciones a realizar con respecto al quemador actual son mínimas. En la figura 7.6, se muestra un esquema, con los principales componentes del quemador. El diseño de la lanza de GN, se hizo además, teniendo en cuenta una fácil reposición de ella. En color azul se dibuja la lanza ignitora por donde se alimenta el GN. La tubería verde, es la actual lanza, del diseño original, por donde se alimenta el oxígeno y que mantiene esa función, pero con geometría anular.

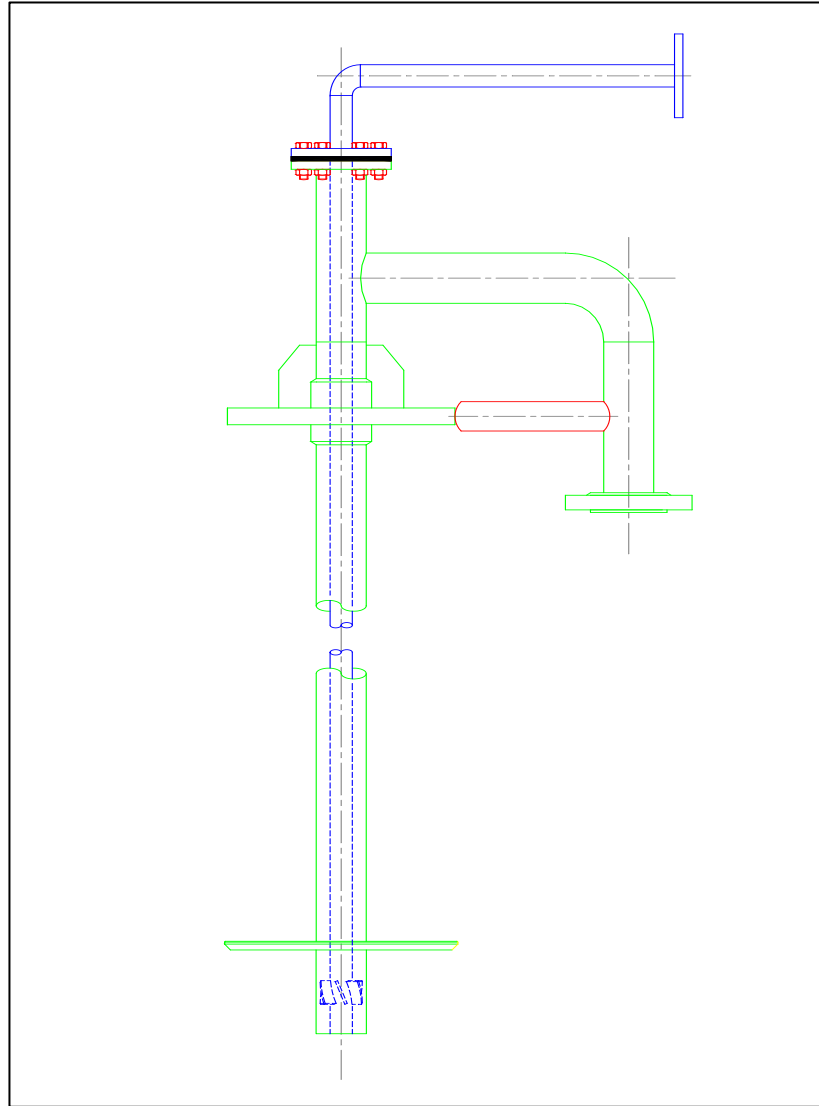


Figura 7.6: Esquema del quemador y sus principales componentes.

Capítulo 8: Discusión y Conclusiones de la Tesis

8.1. Discusión

La discusión de esta tesis, se centra en la asertividad que ha tenido este trabajo, en el logro de sus objetivos. A continuación, se desarrolla esta discusión para cada objetivo particular y finalizado con los objetivos generales.

8.1.1. Desarrollo de la Técnica de Muestreo en un Horno Flash Industrial

La campaña de muestreo fue realizada para conocer el comportamiento del HFF, respecto a la cinética de remoción de Azufre y la dependencia del punto de ignición de la nube respecto a la variable del número de combustión G. La validez de esta data y sus restricciones, están asociados al manejo del error de muestreo y su metodología de reconciliación de data. Todos estos temas, solo se referencian en el escrito de esta investigación, para no desenfocarse del objetivo central de la tesis. Sin embargo es menester destacarlo en estas discusiones.

Respecto al error asociado a la captura de la muestra y su análisis químico. En este caso, cada muestreo realizado en el HFF tuvo una duración aproximada de 1 hora y 20 minutos, favoreciendo la ejecución del muestreo bajo los mismos parámetros de operación que fueron controlados: tasa de fusión, coeficiente de Oxígeno, enriquecimiento y velocidad aire proceso. Esto es importante, sin embargo hay que tener presente que siempre existen parámetros no controlados, como por ejemplo, la mineralogía y distribución tamaño de las partículas del concentrado y su dosificación instantánea. Estos factores introducen sin duda un error en el sistema experimental global. Adicionalmente, hay que destacar que la captura de la muestra de carga seca se realizó simultáneamente con la muestra de fundido, para obtener la mayor correspondencia temporal entre ambas, lo que busca minimizar algunos otros factores de error. En el mismo sentido la reconciliación de los balances de masa buscó minimizar estos errores.

Así entonces, la técnica experimental desarrollada cumple el propósito, de ser un método representativo de muestreo de la combustión de concentrados de Cobre en un horno flash, caracterizado la velocidad de remoción de Azufre, en función de la altura y describiendo este fenómeno mediante una expresión matemática que permitió determinar el punto de ignición, para cada experimento de muestreo realizado.

En relación a la los resultados obtenidos para el punto de ignición de la nube, y entendiendo que cada medición esta influenciadas por múltiples variable propias de la operación y por las características del concentrado, el resultado obtenido interpreta muy bien la tendencia esperada con el número de combustión G.

8.1.2. Desarrollo de un Modelo de Combustión para Partículas Sulfuradas

El trabajo realizado presenta la novedad de aplicar la teoría de Grupo de Combustión para extrapolar la descripción fisicoquímica de la combustión de una partícula aislada para describir el comportamiento de una nube de partículas, representada por una partícula característica. Esta teoría se basa, en la introducción de factores de efectividad, siendo estos dependientes del número de partículas en la nube analizada. Este tipo de planteamiento simplifica el modelo matemático sin perder validez en el plano fenomenológico.

El modelo se calibró ajustando los factores de transferencia de masa y calor (η_c y η_h) que se definen en la teoría de combustión de grupo, para describir el comportamiento de la nube de combustión evaluada durante los muestreos. Esta calibración permitió reproducir la relación entre el número de combustión G versus el punto de ignición.

Las sensibilizaciones realizadas para ambos factores de efectividad, demuestran que para la etapa de ignición, el modelo de combustión de concentrados en HFF es sensible al factor de efectividad de transferencia de calor e insensible con el factor de efectividad de transferencia de masa. La alta dependencia con el factor de efectividad de transferencia de calor, se interpreta como la clara dependencia de la nube formada en el HFF, con los fenómenos de transferencia de calor desde el medio hacia la nube, los que en definitiva controlan esta etapa de ignición. Estas consideraciones, dan fundamento para interpretar la relevancia de dos variables operacionales, que a juicio del autor, son relevantes en la operación del HFF. Estas son el nivel del baño fundido en el sedimentador y el control de la velocidad de movimiento de la fase gaseosa, por medio del ventilador de tiro inducido. Ambas condiciones operacionales están directamente relacionadas con los vórtices de circulación que ocurren en la torre de reacción, los cuales gobiernan en parte el fenómeno de transferencia de calor desde el medio hacia la nube. Lo cual afecta de manera directa, el fenómeno de calentamiento de la nube.

El modelo consideró algunas simplificaciones para abordar la resolución matemática de manera convencional con Matlab y Simulink. Por tal razón, la descripción fenomenológica del modelo ha supuesto omitir los tres elementos siguientes: El acople de las ecuaciones de momentum para deducir el campo de velocidad; los fenómenos de fragmentación; y la interradiación de partículas. Temas que se pasan a revisar.

Respecto al tema de la velocidad, se entiende que cuando un Jet de gas de velocidad inicial uniforme es inyectado desde una boquilla hacia un medio continuo éste es continuamente desacelerado por el incremento de su sección transversal. Para resolver este fenómeno, se prefirió utilizar una modelación CFD de la combustión donde en cada volumen del mallado tridimensional de volúmenes finitos se realizó el balance de masa, energía y momento. Cuestión que finalmente entregó fundamento para fijar un valor referencia de 50 (m/s) para determinar la posición de la ignición considerando esta velocidad como la representativa de la nube de partículas antes de la ignición.

Respecto a las simplificaciones en el fenómeno interradiativo entre partículas que conforman la nube. Se considera que partículas de una misma población no se radian unas a otras porque poseen las mismas condiciones de nube y propiedades intrínsecas, lo cual es perfectamente aceptable ya que se modela en monotamaños.

Respecto a no incluir los fenómenos de fragmentación de partículas debido a explosiones o bien de aglomeración de partículas debido a fusión y contacto entre ellas. Esta simplificación trae aparejada suponer constante el número de densidad de partículas, debido a que el número de partículas es constante. Adicionalmente, sustenta también, la suposición de no considerar la formación de Fayalita en la trayectoria de caída de la nube, ya que si fuese lo contrario sería necesario incluir términos estadísticos en el modelo de tal forma que predigan la posibilidad de encuentro entre las partículas de FeO y SiO_2 . La omisión y simplificación de los fenómenos descritos, se basa principalmente en el interés en determinar el punto de ignición, lo que significa enfocarse al espacio geométrico previo a que la llama se desarrolle como tal.

8.1.3. Desarrollo de un Nuevo Procedimiento Operacional

Se ha implementado industrialmente la aplicación de un nuevo procedimiento operacional, que efectivamente evita problemas operacionales cuando se procesan concentrados bajos en Azufre y/o con altos contenidos de insolubles. Estas condiciones operacionales no pueden ser abordadas exitosamente basándose exclusivamente en la descripción del balance de masa y energía.

En la práctica operacional de la fundición Chagres, anterior a la implementación de este procedimiento, el límite de concentrados altos en insoluble y/o bajos en razón S/Cu, se caracterizaba a un valor mínimo de coeficiente de Oxígeno de 140 (NM³/ton concentrado). Concentrados con valores menores requerían, un aumento de la ley objetivo de la mata o, cuando se disponía, de la adición de pirita en la carga a fundir. La aplicación de este procedimiento, ha permitido operar con menores coeficientes de Oxígeno, congruentes con la ley de mata objetivo, normalmente en 62% Cu, y en un escenario seguro y consistente de contenido de magnetita en la escoria y control de generación de partículas no combustionadas.

De manera coloquial, quiero reproducir la expresión de operadores de la fundición Chagres, quienes de manera muy gráfica han expresado que este nuevo procedimiento es análogo al control de la tracción que posee un vehículo para moverse en terrenos escabrosos.

Las limitaciones que tiene seguir operando esta tecnología, solo con los conceptos de BME, por muy sencillos y coherentes que parezcan, conduce ineludiblemente en accidentes operacionales. Las operaciones industriales maduras han focalizado su control operacional en mantener una alimentación lo más constante en el tiempo, en base a una retroalimentación fundada en una heurística de causa y efecto. Esta investigación, es una invitación a la comunidad industrial, a internalizar el concepto de densidad de nube, como un parámetro de eficiencia operacional, el que resguarda operar en un punto de combustión óptimo, especialmente en el caso de concentrados con baja razón S/Cu y/o alto niveles de insolubles. Respetar los valores críticos que se han propuesto en esta investigación para la densidad de nube, ofrece estabilizar la operación del horno flash en zonas óptimas de combustión para estos concentrados.

8.1.4. Implementación Tecnológica de una Lanza Ignitora.

La incorporación de la lanza de gas en el centro del quemador de concentrados, ha sido validado operacionalmente como soporte a la eficiencia operacional del horno, entendiendo que esta cumple una función de ignitor de la llama, La potencia térmica y diseño de la llama, han sido deducidos de ésta investigación para cumplir el objetivo que se sustenta como hipótesis principal: la etapa limitante del fenómeno de combustión es la cinética de calentamiento de las partículas en el lugar geométrico requerido.

Un juicio anexo a tener en consideración, es que adicionalmente a considerar el uso de la lanza ignitora para concentrados con densidades de nube sobre 0.5, se visualiza, que su utilización es perfectamente compatible con densidades aun menores, ya que como se aprecia en las simulaciones en CFD, figura 6.3, el centro del jet de concentrados posee un campo de temperatura de calentamiento más retardado, por lo que el concepto de ignición es también valido. Lo que en la práctica operacional así ha sucedido.

Es necesario precisar también, que aplicaciones anteriores de introducir un agente combustible en el centro del quemador, se basa en el mismo principio de BME, esto es, como un aporte de calor, por lo que el diseño de dicha lanza es conceptualmente diferente.

8.1.5. Objetivos Generales

La aplicación de los conceptos de “efectos interactivos entre partículas” y “condiciones de ignición de partículas” para interpretar el fenómeno de combustión de concentrados, ha permitido cuantificar los valores de diseño, tanto de la densidad de nube, como el aumento de temperatura requerido por las partículas a la salida del quemador de concentrados, para favorecer su etapa de ignición.

Para un tamaño de partícula constante, podemos asociar el número de combustión a la densidad de nube. La densidad de nube es la relación entre el espacio que ocupa las partículas de concentrado y el volumen de aire de proceso (Oxígeno más Nitrógeno) que contiene al sistema particulado. Cualitativamente, en la figuras 6.12 y 6.13, se observa la dependencia del punto de ignición de la nube respecto a su densidad. A mayor densidad de nube, será mayor la distancia que recorre el concentrado antes de la ignición, debido a que una nube más compacta (mayores efectos interactivos) dificultara la difusión del Oxígeno y principalmente del calor hacia el interior de la nube. Al contrario, al disminuir la densidad de la nube se espaciaron las partículas (menores efectos interactivos) y se facilitara la difusión de Oxígeno y calor al interior de la nube, por lo tanto, este sistema particulado tendrá condiciones de combustión más favorables.

Este concepto de combustión de nube desarrollado en esta tesis ha sido llevado a cabo para analizar y estudiar los principales parámetros que afectan la ignición de sistemas particulados en condiciones de fusión flash, objetivo que fue logrado.

Adicionalmente, esta investigación permite también interpretar el éxito operacional, de la evolución en el diseño del quemador de concentrados, que regula la velocidad de eyección del aire de proceso. Cuestión que está fundada como consecuencia de existir un óptimo de la velocidad entre el coeficiente de transferencia de calor global nube-gas, versus, el tiempo de residencia de las particular en el lugar geométrico de combustión óptima. Al operar con un quemador de salida fija, que no controla la velocidad de eyección del aire de proceso, implica que cambios en la parámetros del coeficiente de Oxígeno y enriquecimiento, afecta de manera directa esta velocidad y por consecuencia lo ubicara probablemente en un punto de equilibrio sub-óptimo para la variables referidas de transferencia de calor y tiempo de residencia. Inversamente, mantener constante el valor de velocidad implica mantenerse en el óptimo operacional que cada operación detecta heurísticamente. Además, como efecto de segunda derivada, está el tema propio de alterar la densidad de nube.

Respecto al objetivo general de implementar acciones de transferencia tecnológica a la operación industrial del proceso de fusión flash, que satisfaga una óptima operación para concentrados bajos en Azufre y/o con altos contenidos de insolubles. Esto ha sido validado con evidencia operación de largo plazo, constituyéndose en un estándar operacional. Por lo que este objetivo ha sido plena y exitosamente cumplido.

8.2. Conclusiones

Se cumplió la propuesta y objetivos de esta tesis, en aportar con un nuevo enfoque, al entendimiento conceptual y propuestas de solución tecnológica, a la problemática de combustión de concentrados bajos en Azufre y/o con altos contenidos de insolubles. El desarrollo de esta tesis permite establecer la influencia e interrelación de fenómenos físicos y químicos que determinan la combustión de nubes. Fenómenos físicos relacionados con la concentración de partículas en la nube que determinan la competencia de ellas por Oxígeno y calor y fenómenos químicos relacionados con la velocidad de reacción. Ambos fenómenos fijan el comportamiento global de combustión de las partículas que componen una nube.

El modelo entrega una visión clara del comportamiento de la combustión de una nube de partículas. Esto se observa en la curva de temperatura donde se aprecian las diferentes etapas de la combustión: calentamiento, reacción química y el periodo de enfriamiento.

El presente trabajo logró validar la teoría de Grupo de combustión a escala industrial en un HFF, determinando cuantitativamente los factores de efectividad de calor, para partículas minerales de sulfuros. Los resultados, validaron la presunción inicial, respecto a la no-representatividad de extrapolar directamente los factores de efectividad, usados para partículas de carbón.

De la evidencia experimental de la campaña de muestreo realizada, se concluyen las siguientes afirmaciones asociadas a la zona dentro de la torre de reacción en donde ocurren las reacciones químicas:

1. La remoción máxima de Azufre, para las peores condiciones de cinética y punto de ignición, ocurre antes de los 3.5 metros bajo el quemador de concentrados.
2. La remoción de Azufre máxima, para una alta cinética de remoción de Azufre y un bajo punto de ignición, concluye antes de 1 metro bajo el quemador de concentrados.
3. La ignición del concentrado en el HFF ocurre entre los 10 cm y 1 metro bajo el quemador de concentrados.

Las nubes con menores números de densidad de partículas poseen un comportamiento más cercano al de partícula aislada, debido a que sus coeficientes de efectividad son más cercanos a uno, teniendo como consecuencia una atenuación de los efectos competitivos por el Oxígeno y calor, por lo tanto obteniéndose más altas remociones de Azufre. El valor crítico de densidad de nube se cuantificó en 0.5. Densidades de nube sobre este valor, provocara una combustión incompleta.

Calentar las partículas inmediatamente a la salida del quemador de concentrados, produce que el tiempo de la etapa de calentamiento disminuya y favorezca la combustión. Se cuantificó que este efecto es menor para concentrados con densidades de nube cercano a 0.3. Sin embargo para concentrados con densidades de nube sobre 0.5, este efecto es relevante, determinándose un alza máxima requerida de 500 °C, para el caso extremo de una densidad de nube de 0.7.

Finalmente se valida la hipótesis de esta investigación, que plantea que la etapa de calentamiento de las partículas, que conforman la nube de partículas a la salida del quemador de concentrados es la etapa limitante para obtener una alta eficiencia de combustión. Para favorecer esta condición, se implementó exitosamente un nuevo procedimiento operacional y la implementación de la lanza ignitora, enfocado a concentrados bajos en Azufre y/o con altos contenidos de insolubles.

8.3. Temas de Desarrollo Futuro

Obviamente, uno de los primeros desafíos para futuros desarrollos, es ir levantando algunas de las suposiciones principales de esta investigación. Así un primer paso, sería profundizar los fenómenos de transporte como la transferencia de masa y calor e incorporar la fluodinámica del sistema debido al flujo tipo Jet turbulento con recirculación externa formado en la torre de reacción del horno y fenómenos interradiativos. Avance que debe ser dado para tener un completo entendimiento de la teoría de Grupo de combustión de minerales sulfurados.

Otro aspecto a seguir desarrollando, es complementar el modelo de combustión de nube, con el modelando en CFD, para analizar la influencia de los factores de eficiencia y diseño del quemador de concentrados en la combustión a escala industrial del Horno Flash.

Otro tema relevante a desarrollar desde una perspectiva del conocimiento fundamental, es generar data experimental para obtener correlaciones de representatividad de las funciones de G respecto de η_c y η_h , pero en donde también se incluya la caracterización de los números adimensionales de Sh y Nu para cada caso. Esta data debería ser obtenida de la implementación de ensayos de combustión en drop-tube para monotamaños de una única mineralogía.

Adicional al análisis de las variables de razón S/Cu, contenido de insolubles y temperatura de entrada de las partículas, el modelo permite realizar interpretaciones para escenarios relevantes de caracterización operacional como son el tamaño de partículas

La simulación para representar el fenómeno del tamaño de partícula versus su temperatura de ignición, que determina su eficiencia de combustión al lograr el punto de ignición en la zona geométrica requerida. La interpretación teórica indica que los efectos interactivos tendrán un mínimo para un tamaño intermedio ya que valores bajo ese tamaño gobernarán los efectos interactivos por sobre la velocidad de calentamiento de las partículas. Valores sobre este tamaño intermedio el fenómeno es gobernado por la cinética de calentamiento de las partículas. Las simulaciones ejecutadas, indican que para tamaños de partículas menores de 40 a 50 μm se muestra que los efectos interactivos aumentan su tiempo de ignición, a pesar de tener una menor masa. Partículas de mayor tamaño a estos, pese a su disminución de los efectos interactivos, poseen una mayor masa, lo que esto hace más lenta su etapa de calentamiento.

El análisis anterior, invita a pensar un punto de alto interés operacional, de interpretar si diferentes mezclas de concentrado, con diferentes tamaños, favorecen o desfavorecen la función de combustibilidad. Este tema, se intentó explorar en campañas de combustión en laboratorio (drop-tube), pero que por ahora no son concluyentes. Este es sin embargo un punto de interés relevante para la operación industrial, que futuras investigaciones deberían desarrollar.

Otro factor a tener en cuenta, es considerar el fenómeno de pulsación de llama del quemador de concentrados, para interpretar tanto las asimetrías temporales como geométricas. Lo que introduce una variabilidad permanente de la densidad de nube en la escala de tiempo relevante de interpretación de este fenómeno (escala entre 10 a 30 milisegundos). Usando la conceptualización de este modelo, es fácil demostrar que condiciones de apagado espacial de llama puede ocurrir de manera intermitente. El cual sería un factor determinante a la eficiencia de combustión. El que obviamente sería muy difícil de controlar tecnológicamente en correspondencia a la escala de tiempo en que este fenómeno se produce.

Capítulo 9: Bibliografía

- [1] Parada R., Parra R., Wilkomirsky I. "Dynamic Simulation of a Flash Furnace". Canadian Metallurgical Quarterly, Vol 43, No 4, pp 561-570. 2004.
- [2] HSC Chemistry 6. Software de Outokumpu Research.
- [3] Shook A. A. "Flash Converting of Chalcocite Concentrate: A Study of Flame". Tesis de Doctorado, Universidad de British Columbia. 1992.
- [4] Byerly J.J., Rempel G.L., Takebe N. "Interaction of Copper Sulfides with Copper Oxides in the Molten State". Metallurgical Transactions B, vol. 3, pp. 2501-2506. 1974.
- [5] Ryan W. & Annamalai K., F. "Group Ignition of a Cloud of Coal Particles". Journal of Heat Transfer, Vol 113, pp 677-687, 1991.
- [6] Caffery G.A., Shook A.A., Grace J.R., Samarasekera I.V.; Meadowcroft T.R. "Comparisons Between Sulfide Flash Smelting and Coal Combustion - With Implications for the Flash Smelting of High Grade Concentrate". Metallurgical Transaction and Materials Transactions B, Vol 31, pp 1005-1012, 2000.
- [7] Caffery G. A. "Analysis of Transport Phenomena in a Combusting Sulfide Particle Cloud: With Implications to the Flash Smelting of High-Grade Copper Concentrates" Thesis for PHD. The University of British Columbia. February, 2002.
- [8] Jorgensen F.R.A. "On Maximum Temperatures Attained during Single-Particle Combustion of Pyrite". Transaction of the Institute of Mining and Metallurgy (Section C: mineral Processing and Extractive Metallurgy) . 90: C10-C16. 1981.
- [9] Jorgensen F.R.A. "Combustion of Pyrite Concentrate under Simulated Flash-Smelting Conditions". Transaction of the Institute of Mining and Metallurgy (Section C: mineral Processing and Extractive Metallurgy). 90: C1-C9. 1981.
- [10] Jorgensen F.R.A. "Single Particle Combustion of Chalcopyrite". Proceedings of the Australian Institute of Mining and Metallurgy. N° 288: 37-46. 1983.
- [11] Jorgensen F.R.A., Segnit R. "Copper Flash Smelting Simulation Experiments". Proceedings of the Australian Institute of Mining and Metallurgy. N° 261: 39-47. 1977.
- [12] Sohn, H. Y. & Chaubal, P. C. "The ignition and Combustion of Chalcopyrite Concentrate Particles under Suspension-Smelting conditions". Metallurgical Transaction B. 24B. 975-985. 1993.
- [13] Chaubal P.C. & Sohn H.Y. "Intrinsic Kinetics of the Oxidation of Chalcopyrite Particles under Isothermal and Nonisothermal Conditions". Met. Trans. B. vol 17B, pp 51-60. 1986.
- [14] Hahn Y.P. & Sohn H.Y. "Prediction of a particle-laden gas jet as related to the Flash Smelting Process". In Innovative Technology and Reactor Design in Extraction Metallurgy, Proceedings if the R. Schuhmann Symposium. Eds. D.R. Gaskell, J.P. Hager, J.E. Hoffmann and P.J. Mackey, TMS/AIME, pp 469-499. 1986.
- [15] Hahn Y.P. & Sohn H.Y. "Mathematical Modelling of Sulfide Flash Smelting Process: Part I. Model Development and Verification with Laboratory and Pilot Plant Measurements for Chalcopyrite Concentrate Smelting". Met. Trans. B., vol. 21B (12), pp. 945-959. 1990.
- [16] Hahn Y.P. & Sohn H.Y. "Mathematical Modelling of Sulfide Flash Smelting Process: Part II. Quantitative Analysis of Radiative Heat Transfer". Met. Trans. B., vol. 21B (12), pp. 959-966. 1990.
- [17] Kim Y.H. & Themelis N.J. "Effect of phase Transformation and Particle Fragmentation on the Flash Reaction of Complex Metal Sulfides". In Innovative Technology and Reactor Design in Extraction Metallurgy, Proceedings if the R. Schuhmann Symposium. Eds. D.R. Gaskell, J.P. Hager, J.E. Hoffmann and P.J. Mackey, TMS/AIME, pp 349-369. 1986.
- [18] Themelis N. "Transport Phenomena in High-Intensity Smelting Furnaces"; pp. 181; Symposium "Pyrometallurgy '87", Londres, Inglaterra. 1987.
- [19] Jiao Q., Wu L. & Themelis N.J. "Some Aspects of Mathematical Modeling of Flash Smelting Phenomena". In Flash Reaction Process, D.G.C. Robertson, H.Y. Sohn and N.J.

- [20] Ahokainen T. & Jokilaakso A. "Numerical Simulation of the Outokumpu Flash Smelting Furnace Reaction Shaft". *Canadian Metallurgy Quarterly*. Vol. 37, No. 3-4. 257-283. 1998.
- [21] Ahokainen T., Jokilaakso A., Vaarno J. & Järvi, J. "Modeling Chalcopyrite Combustion Together with Fluid Flow Simulation". *Proceeding of the International Conference Computational Fluid Dynamics in Mineral & Metal Processing and Power Generation*, Csiro. 213-221. 1997.
- [22] Stefanova V. G. K., Stefanov B. "Mechanism of oxidation of pyrite, chalcopyrite and bornite during flash smelting", *Canadian Metallurgical Quarterly* 43, 2004.
- [23] Perez-Tello M., Sohn H. Y. & Smith P. J., "Experimental investigation and three-dimensional computational fluid-dynamics modeling of the flash-converting furnace shaft: Part II. Formulation of three-dimensional computational fluid-dynamics model incorporating the particle-cloud description", *Metallurgical and Materials Transactions B-Process Metallurgy and Materials Processing Science* 32, no. 5, 869-886. 2001.
- [24] Essenhigh R. H. & Csaba J. "The Thermal Radiation Theory for Plane Flame Propagation in Coal Dust Clouds". *Ninth Symposium (International) on Combustion*. Combustion Institute, Pittsburgh. 111-125. 1964.
- [25] Annamalai K., Durbetaki P.. "A theory on transition of ignition phase of coal particles". *Combustion and Flame*, Volume 29, Pages 193-208. 1977.
- [26] Krishna C.R. & Berlad A.L. "A model of Dust Cloud Auto-Ignition". *Combustion and Flame*, vol.37, pp. 207-210, 1980.
- [27] Libby, P.A.; Blake, T.R.; "Theoretical Study of Burning Carbon Particles". *Combustion and Flame*, 1979, vol. 36, pp. 139-169.
- [28] Annamalai K., Ramalingam S.C. "Group combustion of char/carbon particles". *Combustion and Flame*, Volume 70, Issue 3, Pages 307-332. December 1987.
- [29] Annamalai K., Durbetaki P. "Combustion behavior of char/carbon particles". *Symposium (International) on Combustion*, Volume 17, Issue 1, Pages 169-178. 1979.
- [30] Du X., Gopalakrishnan Ch. & Annamalai K. "Ignition and combustion of coal particle Streams". *Fuel* Vol 74 No. 4, pp. 487494, 1995.
- [31] Phuoc T. X. & Whit F. P. "The Transient Ignition of a Coal Particle Cloud". *Journal of Energy, Heat and Mass Transfer*, vol. 23, pp. 73-86, 2001.
- [32] Du X., Gopalakrishnan Ch. & Annamalai K. "Group Ignition and Combustion of a Cylindrical Cloud of Coal Particles". *ASME-ISHMT Heat and Mass Transfer Conference*. Jan 5-7, 1994.
- [33] Wall T. F., Phong-Anant D., Gururajan V. S., Wibberley L. J., Tate A., & Lucas J. "Indicators of Ignition for Clouds of Pulverized Coal". *Combustion and Flame* 72: 111-118. 1988.
- [34] Castro F.; "Diagnóstico del Proceso de Combustión del Quemador de Concentrados del Horno Flash". Tesis de Título de Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción, 2004.
- [35] Gonzalez C.; "Validación Experimental de las Pruebas de Combustión en el Quemador de Concentrados del Horno Flash". Tesis de Título de Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción, 2004.
- [36] Parada M. "Modelación de la Remoción de Azufre en un Horno de Fusión Flash". Tesis de Título de Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción. 2006.
- [37] Concha C. "Efecto de la Velocidad de Aire de Proceso en la Calidad de Combustión Flash de Concentrados de Cobre". Tesis de Título de Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción. 2009.
- [38] Opazo J.; "Modelación y Simulación de Combustión de Mezclas de Concentrados de Cobre". Tesis de Título de Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción, 2004.
- [39] Arellano L.; "Modelación de Combustión de Monotamaños en Fusión Flash" Tesis de Título de Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción, 2007.

- [40] Espinoza G.; Modelación Matemática de los Fenómenos de Combustión Flash de Concentrados de Cobre” Tesis de Título de Ingeniero Civil Electrónico, Universidad de Concepción, 2008.
- [41] Szeckely J., Evans J., Sohn H.Y. “Gas-Solid Reactions” Academic Press. Cap2. pp51.
- [42] Siegel, R. y Howell, J. (2002). Thermal Radiation Heat Transfer. Cuarta Edición. Taylor & Francis, New York.
- [43] Hahn, Y. B. y Sohn, H. Y. (1990). Mathematical Modeling of Sulfide Flash Smelting Process: Part II. Quantitative Analysis of Radiative Heat Transfer. Metallurgy Transaction B. 21B: 959-966.
- [44] Hottel, H. C. y Sarofim, A. F. (1967). Radiative Transfer. McGraw-Hill Book Company, Inc. New York.
- [45] MODEST, M. F. (1993). Radiative Heat Transfer. McGraw-Hill, Inc, New York.
- [46] NORTH AMERICAN MFG. CO. (1997). North American Combustion Handbook. Volume I and II. Third Edition. Cleveland. USA
- [47] Chen, and R.H. Driscoll, J.F. (1988). The Role of the Recirculation Vortex in Improving Fuel-Air Mixing within Swirling Flames. Twenty- Second Symposium (International) on Combustion. The combustion Institute. pp. 531-540.
- [48] Turns, Stephen R. (1996), An Introduction to Combustion. Concepts and Applications; McGraw-Hill, E.U.A.

ANEXOS

ANEXO 1: Deducción del Factor de Efectividad de Partícula (η_p)

La ecuación de conservación para el Oxígeno, asumiendo estado estacionario y despreciando el efecto del flujo Stefan, para la concentración de Oxígeno en función del radio de la partícula, con sus condiciones de borde:

$$\frac{d^2 C_{O_2}}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dC_{O_2}}{dr} - \frac{k_c' \rho_p C_{O_2}}{\rho D_{eff}} = 0 \quad \left. \frac{dC_{O_2}}{dr} \right|_{r=0} = 0 \quad C_{O_2} \Big|_{r=\frac{d_p}{2}} = C_{O_2,s}$$

El resultado anterior genera la siguiente ecuación para la concentración de Oxígeno dentro de la partícula

$$\frac{C}{C_s} = \frac{d_p}{2r} \frac{\sinh\left(6\phi_t \frac{r}{d_p}\right)}{\sinh(3\phi_t)}$$

Con ϕ_t definido como el Modulo de Thiele dado por:

$$\phi_t = \frac{d_p}{6} \sqrt{\frac{k_c' \rho_p}{D_{eff}}}$$

La difusividad efectiva se relaciona con la cantidad y características de los poros de la partícula en la cual el Oxígeno está difundiendo:

$$D_{eff} = \left(\frac{\varepsilon_p}{\tau_p} \right) \left(\frac{1}{D_{AB}} + \frac{1}{D_\kappa} \right)^{-1}$$

Diferenciando el perfil de concentración de Oxígeno se puede calcular el flujo de Oxígeno en la superficie y dentro de la partícula porosa, por medio de:

$$J_{O_2} = D_{eff} r^{*2} \left. \frac{dC_{O_2}}{dr} \right|_{r=r^*}$$

Por lo que la razón de ambos flujos de Oxígeno, evaluados tanto en su interior como en la superficie determina el Factor de Efectividad de Partícula. Resultando:

$$\eta_p = \frac{1}{\phi_t} \left[\frac{1}{\tanh 3\phi_t} - \frac{1}{3\phi_t} \right]$$

La evaluación del módulo de Thiele permite discriminar si el control de la velocidad de reacción es ya sea por control químico ($\phi_t \rightarrow 0 \rightarrow \eta_p \rightarrow \infty$) lo cual+ tiene como consecuencia que el perfil sea plano, o bien difusional en el medio poroso ($\phi_t \rightarrow \infty \rightarrow \eta_p \rightarrow 0$).

ANEXO 2: Deducción del Factor de Efectividad de Combustión (η_C)

La ecuación de conservación para la fracción másica de Oxígeno dentro de una nube de partículas está dada por:

$$\rho D \left[\frac{d^2 Y_{O_2}}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dY_{O_2}}{dr} \right] = \dot{m}_{O_2}$$

En la ecuación anterior, el término de la derecha es el difusivo en coordenadas esféricas, mientras que el de la izquierda es el consumo de Oxígeno. El consumo de Oxígeno total de la nube de partículas se puede relacionar con el consumo individual de partículas que depende de las resistencias del mecanismo de reacción:

$$\dot{m}_{O_2} = A_T \frac{Y_{O_2}}{R_M + R_C}$$

En que a su vez estas resistencias se pueden relacionar con sus respectivos parámetros cinéticos:

$$R_M = \frac{l}{\rho h_M} \quad R_C = \frac{l}{\rho k_C}$$

El área superficial total de partículas está dada por: $A_T = n\pi d_p^2$. Luego, suponiendo que el control es por transferencia de masa en el film entonces: $R_M \gg R_C$, por lo que el consumo global de Oxígeno está dado por:

$$\dot{m}_{O_2} = A_T \rho h_M Y_{O_2}$$

Por otro lado, de la definición de número de grupo de combustión (G), se puede relacionar con el área superficial global de partícula como:

$$G = \frac{A_T}{4d_p} d_b^2 Sh$$

Reemplazando el número de Sherwood, finalmente G resulta:

$$G = \frac{A_T}{4D} d_b^2 h_M$$

Relacionando esta última ecuación con el consumo global de Oxígeno y acomodándola en la ecuación de conservación, se llega a que:

$$\frac{d^2 Y_{O_2}}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dY_{O_2}}{dr} - \frac{4G}{d_b^2} Y_{O_2} = 0$$

Suponiendo que el diámetro del quemador es semejante al diámetro de la nube, la solución es:

$$\frac{Y_{O_2}}{Y_{O_2,C}} = \frac{d_C}{2r} \frac{\sinh\left(G^{1/2} \frac{2r}{d_C}\right)}{\sinh(G^{1/2})}$$

Se puede ver que el perfil de concentración es similar al obtenido en el anexo anterior, con lo que es definido un Factor de Efectividad de Combustión dado por:

$$\eta_C = \frac{\dot{m}_{O_2,cl}}{\dot{m}_{O_2,iso}}$$

ANEXO 3: Deducción del Número de Grupo de Combustión G, para la Fusión Flash.

El número adimensional de Grupo de Combustión G está definido como:

$$G = \frac{\pi}{2} n d_p d_b^2$$

El número de densidad de partículas (n) puede ser calculado como:

$$n = \eta^{-1} \left[\frac{\text{Kg}_{\text{conc}}}{\text{Kg}_{\text{O}_2}} \right] \times \sigma \left[\frac{\text{Kmol}_{\text{O}_2}}{\text{Kmol}_{\text{gas}}} \right] \times PM_{\text{O}_2} \left[\frac{\text{Kg}_{\text{O}_2}}{\text{Kmol}_{\text{O}_2}} \right] \times \frac{P}{RT} \left[\frac{\text{Kmol}_{\text{gas}}}{\text{m}^3_{\text{gas}}} \right] \times \frac{1}{\rho_p} \left[\frac{\text{m}^3_{\text{conc}}}{\text{Kg}_{\text{conc}}} \right] \times \frac{6}{\pi d_p^3} \left[\frac{1}{\text{m}^3} \right]$$

Evaluando el peso molecular del Oxígeno se obtiene que:

$$n = \frac{192\sigma P}{\pi \rho_p \eta RT d_p^3}$$

Reemplazando el número de densidad en el número de grupo de combustión:

$$G = \frac{96\sigma P}{\rho_p \eta RT} \left(\frac{d_b}{d_p} \right)^2$$

Finalmente, evaluando para condiciones normales de P = 1 [atm] y T = 298 [K] se llega a:

$$G = 3.93 \left(\frac{\sigma}{\eta \rho_p} \right) \left(\frac{d_b}{d_p} \right)^2$$

ANEXO 4: Deducción de Ecuación Cinética.

La siguiente figura muestra la difusión del Oxígeno a través de la capa límite de concentración. Suponiendo que la transferencia de masa a través de este volumen de control está bajo Régimen Estacionario, entonces:

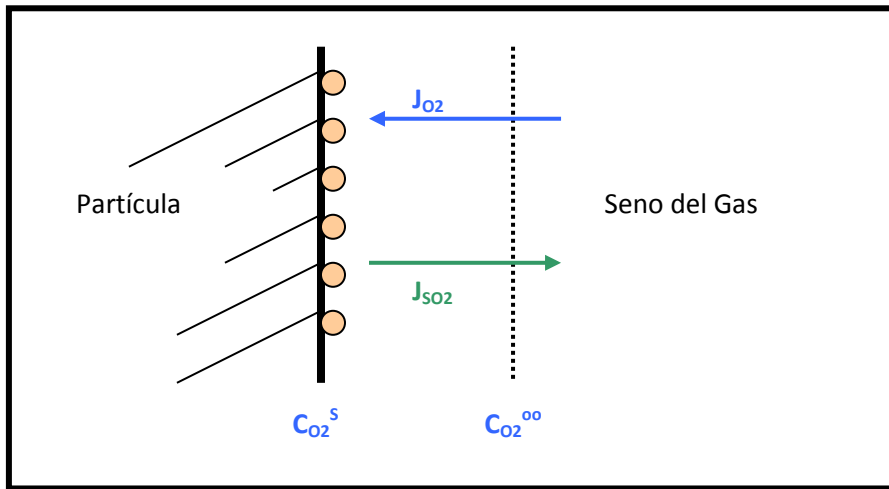


Figura A4.1: Esquema del mecanismo de reacción.

Del balance de masa de Oxígeno:

$$J_{O_2} = kA_{pt}C_{O_2}^s = h_m A_{pt}(C_{O_2}^{\infty} - C_{O_2}^s)$$

Reacomodando:

$$\frac{C_{O_2}^{\infty}}{C_{O_2}^s} - 1 = \frac{k}{h_m}$$

Finalmente:

$$C_{O_2}^s = \frac{h_m}{k + h_m} C_{O_2}^{\infty}$$

Reemplazando $C_{O_2}^s$, finalmente se obtiene el consumo de Oxígeno:

$$J_{O_2} = \frac{kh_m}{k + h_m} A_{pt} C_{O_2}^{\infty} = K_g A_{pt} C_{O_2}^{\infty}$$

ANEXO 5: Cálculo del Número de Biot.

El número de Biot se define como:

$$Bi = \frac{hL}{k_p}$$

La evaluación de este número adimensional permite establecer la importancia relativa entre la transferencia de calor convectiva desde o hacia la partícula y la conducción dentro de la misma y por lo tanto representa una forma fácil de determinación de cuál es la etapa controlante con respecto al mecanismo de transferencia de calor. Luego para un Biot < 0.2 se establece que la etapa controlante corresponde a la transferencia de calor por convección desde o hacia el medio. De bibliografía [41] se sabe que la mayoría de las partículas de minerales tienen una conductividad calorífica entre $8 - 4 \times 10^{-4}$ [cal cm⁻¹.seg⁻¹.C⁻¹]. El coeficiente de transferencia de calor por convección para una partícula de 20 micrones a 973 K en una mezcla gaseosa de O₂-N₂ tiene un valor de 2.75×10^{-2} [cal cm⁻². seg⁻¹.C⁻¹], luego la evaluación del Biot, resulta:

$$Bi = \frac{hL}{k_p} = \frac{2.75 \times 10^{-2} \times 20 \times 10^{-4}}{6 \times 10^{-4}} \approx 0.1 < 0.2$$

Por lo que la conducción de calor dentro de la partícula resulta completamente despreciable y se supone una temperatura global promedio para la partícula.

ANEXO 6: Procedimiento de Muestreo

Procedimiento de Muestreo de la Torre de Reacción

Para la recolección de una muestra desde la torre de reacción se ejecutan los siguientes pasos:

- 1. Verificación del estado de la lanza refrigerada, atril y orden del lugar de trabajo.** Verificar que se cumplan todas las condiciones que permitan trabajar en forma segura y con las condiciones de desplazamiento adecuadas en el lugar de trabajo
- 2. Instalación del atril.** El atril se debe instalar en las cercanías del quemador de concentrados como se muestra en la Figura A6.1.

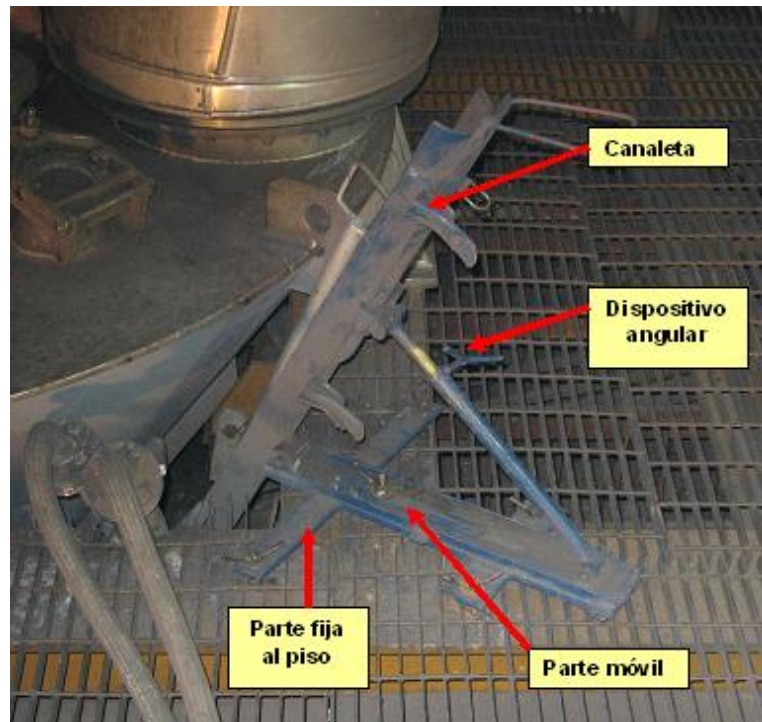


Figura A6.1: Atril instalado para un muestreo en la torre de reacción

- 3. Conexión de mangueras desde el agua de refrigeración hasta la lanza refrigerada.**
- 4. Abrir paso de agua de refrigeración.** Abrir el paso de agua y verificar de forma exhaustiva la hermeticidad y la correcta circulación del agua de refrigeración, para ello se cuenta con medidor de temperatura y presión en el Manifold RSB. Durante el muestreo de la torre de reacción se deberá verificar las condiciones de temperatura y presión del agua para asegurar condiciones normales de trabajo y no poner en peligro la lanza refrigerada.
- 5. Habilidad del sello de aire y retiro del tapón.** El sello de aire disminuye la eliminación de gases producidos dentro de la torre de reacción por el orificio de muestreo y previene la expulsión de material fundido por parte del HFF.
- 6. Captura de la muestra de fundido.** Se traslada la lanza refrigerada hacia el atril, con los parámetros que definen el punto de muestreo ya establecidos según programa, y se procede a obtener la muestra desde la torre de reacción. Una vez colocada la lanza refrigerada sobre el atril, en la posición de captura de la muestra, se abre la tapa por 5 segundos y luego se cierra. Esta acción permite obtener una muestra representativa del punto deseado, luego se retira la lanza refrigerada para obtener la muestra desde la toma-muestra de la lanza.



Figura A6.2: Lanza refrigerada sobre el atril en posición de captura de muestra



Figura A6.3: Captura de la muestra de fundido desde la torre de reacción

7. Recolección de la muestra. La muestra obtenida se deja enfriar en una caja metálica y luego se repite 2 veces más el procedimiento de captura de la muestra. Estas 3 muestras forman un solo compuesto que será llevado a análisis químico como muestra de fundido en su respectiva bolsa tipificada.

8. Colocación del tapón y deshabilitar el sello de aire. Cada vez que se termine de realizar la captura de las 3 muestras por cada punto, se procede a colocar el tapón y posteriormente deshabilitar el sello de aire.

9. Guardado de lanza refrigerada y atril. Una vez terminada el muestreo planificado, corresponde la desconexión de las mangueras, guardado de las herramientas y limpieza del área de trabajo.



Figura A6.4: Obtención de la muestra de fundido desde la lanza refrigerada

Estandarización de los Puntos de Muestreo

Luego de una serie de pruebas se determinó que para conocer el punto real de la toma de la muestra dentro de la torre de reacción, este debe ser medido. Para ello se diseñó una varilla graduada de unos 5 metros, la cual ingresó por el lugar donde se ubica la lanza central del quemador (esta operación se realizó durante una detención prolongada del HFF). Esta operación, permitió medir las coordenadas del punto, respecto de la distancia bajo el quemador de concentrados y a la distancia radial desde el centro de la torre, donde se encontraba el toma-muestra bajo ciertos parámetros del atril y de la lanza.

Punto N°	Parámetros del atril y lanza refrigerada				Punto determinado	
	Línea del ángulo N°	Orificio lanza N°	Despl. Atril (cm.)	Despl. Canaleta (cm.)	Dist. bajo quemador (cm.) [y]	Dist. centro torre (cm.) [x]
1	7	6	0	10	46	14
2	7	7	0	10	51	14
3	7	8	0	10	58	14
4	6	9	0	10	72	9
5	3	10	0	0	85	12
6	6	10	0	0	98	12
7	9	10	4	0	105	12
8	15	11	8	0	118	14

Tabla A6.1: Puntos estandarizados para la campaña de muestreo 2006

ANEXO 7: Plano de la Lanza de Muestreo

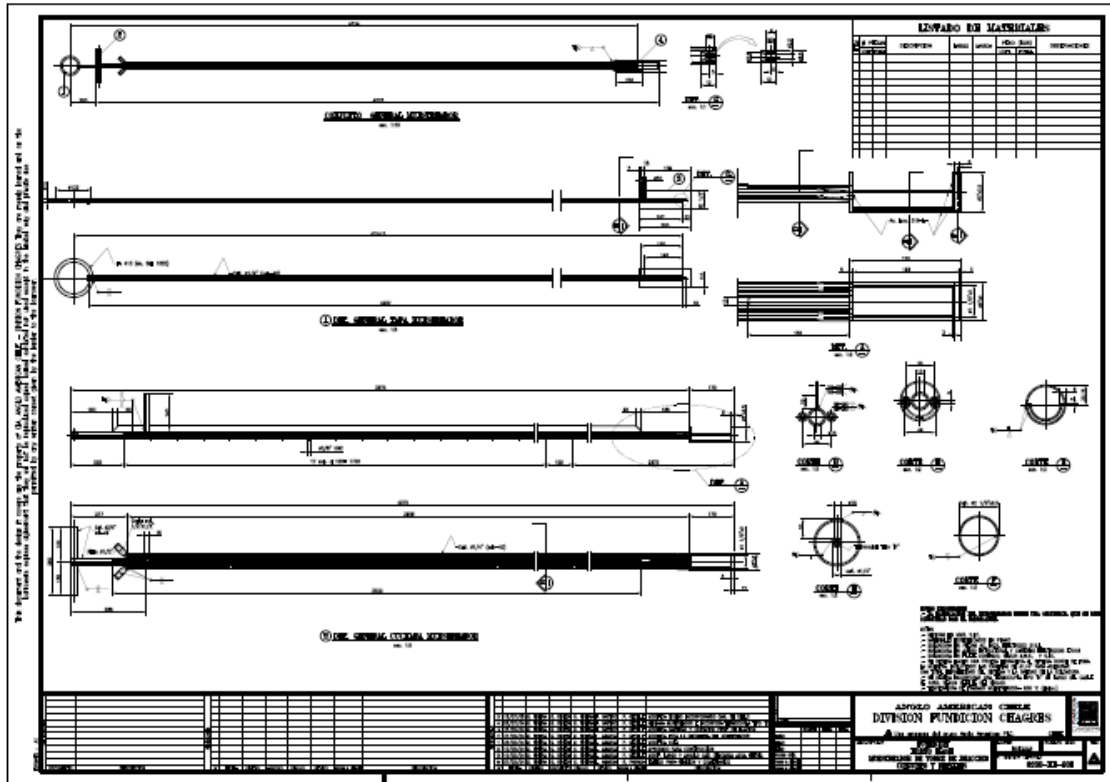


Figura A7.1: Plano lanza de muestreo

ANEXO 8: Modelo Cinético de remoción de Azufre

A continuación se establecerá la matemática de la hipótesis de la curva de remoción de Azufre a través de una cinética de primer orden. Y obtener la ecuación de la curva experimental de remoción de Azufre en base a sus parámetros de modelación, para poder determinar el punto de ignición de cada experimento.

Modelación de la Curva

Se postuló la siguiente ecuación para la modelación de remoción de Azufre:

Modelo planteado:

$$S_{rem} = -k \times \frac{dS_{rem}}{dh} + S_{max}$$

Re-ordenado se tiene lo siguiente:

$$\frac{k}{(S_{max} - S_{rem})} dS_{rem} = dh$$

Dado que la ecuación anterior sólo determina la curva cinética, no es posible asignar un punto de ignición a ella. Por lo tanto, “h” representa la distancia recorrida por el concentrado desde su ignición y no a la distancia recorrida por el concentrado desde la salida del quemador de concentrados. Luego, se definen los siguientes límites de integración:

$$S_{rem} = 0, h = 0$$

$$S_{rem} = S_{rem}, h = h$$

Integrando se obtiene:

$$\ln\left(\frac{S_{max} - S_{rem}}{S_{max}}\right) = -\frac{h}{k}$$

Luego, despejando S_{rem} se obtuvo la siguiente ecuación para modelar la curva de remoción de Azufre en función de la distancia recorrida desde la ignición de la carga seca:

$$S_{rem} = S_{max} \times (1 - \exp(-h/k))$$

Esta ecuación posee 2 parámetros, dados por S_{max} y k .

- Para el caso de S_{max} , este representa la máxima remoción de Azufre que logrará el concentrado bajo las condiciones de operación. El cálculo de este valor se determina con el balance de masa.
- El parámetro “k” está asociado a la cinética que experimenta la curva de remoción de Azufre. A mayor “k” la curva tendrá una cinética más lenta, aumentando está a medida que el valor de “k” decrece. Este valor se puede obtener para cada muestreo a partir de los datos

experimentales, según la ecuación de remoción de Azufre. Es importante notar que para poder determinar el valor de “k” gráficamente, se debe conocer el valor de la remoción máxima de Azufre para el muestreo.

Cálculo de los Parámetros de la Curva de Remoción de Azufre

El primer parámetro a calcular es la remoción máxima de Azufre. Para obtener este valor, se calcula la mata teórica que forma la carga seca característica, calculada con los promedio de los datos corregidos de la carga seca para cada muestreo, del muestreo en cuestión utilizando el parámetro “p” determinado para dicho muestreo.

Como se conoce la masa de Azufre en la carga y en la mata teórica, y despreciando el Azufre presente en la escoria, se obtiene el Azufre máximo removido a través del balance de masa. Asumiendo una masa inicial de la carga de 100 gramos, como en todos los balances calculados, se tiene:

$$S_{\max} = \left(\frac{\%S_{cs}}{100} \times M_{cs} - \frac{PM_S}{PM_{Cu_2S}} \times M_{Cu_2S}^{eje} - \frac{PM_S}{PM_{FeS}} \times M_{FeS}^{eje} \right) \times \frac{100}{\frac{\%S_{cs}}{100} \times M_{cs}}$$

Los valores de las masas de Cu₂S y FeS provienen del balance de masa cálculo.

Para encontrar el valor de la constante cinética, k, y del punto de ignición, h*, para cada muestreo, se usó un método gráfico. Gráficamente se aprecia el siguiente tipo de curva:

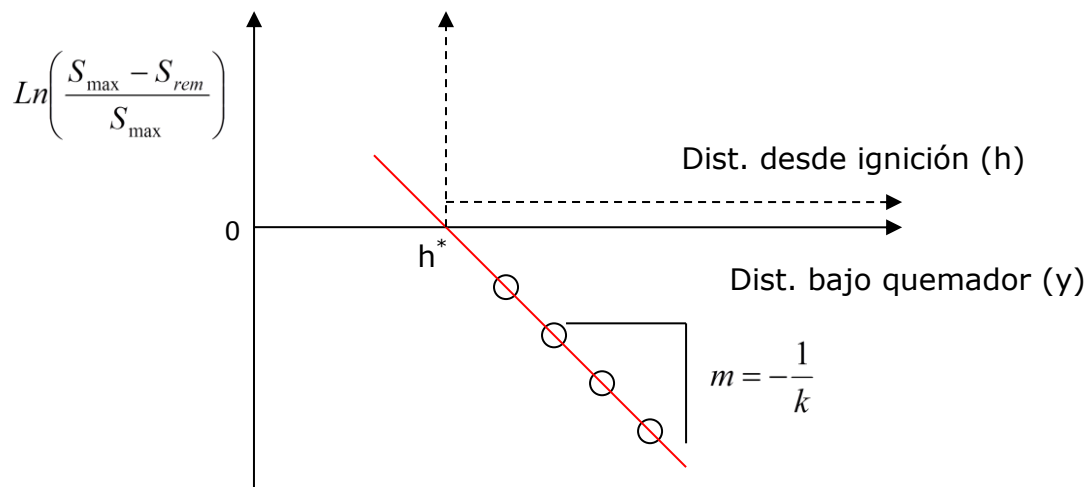


Figura A8.1: Método gráfico para la obtención de los parámetros

También es importante notar que la ecuación de remoción de Azufre está definida para la distancia recorrida desde la ignición, por lo tanto, el punto donde la recta generada por esta ecuación corta el eje X (distancia bajo el quemador) es el punto de ignición del concentrado. El desarrollo matemático de este análisis se debe al traslado del eje Y hacia el punto de ignición, lo cual permite hacer el siguiente ajuste:

$$dist. bajo quemador = y = h^* + h$$

$$\Rightarrow h = y - h^*$$

Luego, se tiene que para cada muestreo es posible determinar de la gráfica la constante cinética y el punto de ignición según las siguientes relaciones:

Sea la ecuación de la recta obtenida gráficamente: $y = mx + b$

$$\text{Entonces: } k = -\frac{1}{m}; \quad h^* = -\frac{b}{m}$$

Luego, se modela la curva experimental de remoción de Azufre en función de la distancia bajo el quemador según las siguientes ecuaciones:

$$S_{rem} = 0 \quad ; y < h^*$$

$$S_{rem} = S_{max} \times \left(1 - \exp\left(-\frac{y - h^*}{k}\right) \right) \quad ; y \geq h^*$$

Ecuación que representa la curva de modelación de remoción de Azufre en función de la distancia bajo el quemador.

ANEXO 9: Planilla Muestreo

N°	N°			Coef. Oxigeno	Enriq	Tasa Fusión	Vel aire
Muestreo	Muestra	x	y	Promedio	Promedio	Promedio	Promedio
		cm	cm	Nm ³ /Ton conc	%	TPH	m/s
27	1	14	46	147,97	72,73	87,16	100,40
27	2	14	51	147,73	73,15	87,91	99,58
27	3	14	58	148,41	79,35	88,16	100,40
27	4	9	72	151,17	80,09	80,50	98,08
27	5	12	85	150,07	79,75	79,02	99,88
27	6	12	98	152,14	79,87	79,09	100,16
27	7	12	105	151,31	80,17	79,52	98,58
27	8	14	118	152,86	80,07	79,30	99,72
28	1	14	46	151,88	75,05	86,12	90,12
28	2	14	51	152,56	75,09	85,42	89,91
28	3	14	58	151,40	74,79	84,35	90,45
28	4	9	72	152,09	75,00	83,95	89,83
28	5	12	85	151,33	75,07	83,35	89,74
28	6	12	98	150,70	74,68	83,45	89,89
28	7	12	105	150,99	74,80	82,45	90,85
28	8	14	118	152,47	75,11	83,23	90,44
29	1	14	46	139,63	75,08	85,03	80,52
29	2	14	51	139,11	75,03	83,51	79,68
29	3	14	58	138,97	75,06	82,80	79,79
29	4	9	72	139,85	75,13	82,70	79,66
29	5	12	85	139,49	75,06	83,53	79,75
29	6	12	98	139,02	75,11	84,72	80,48
29	7	12	105	142,58	74,88	85,11	80,82
29	8	14	118	143,03	74,92	83,49	80,66
30	1	14	46	133,84	79,94	85,66	109,54
30	2	14	51	135,43	80,16	82,91	111,63
30	3	14	58	134,10	79,96	83,32	109,97
30	4	9	72	135,46	80,06	84,89	110,47
30	5	12	85	134,95	79,81	86,42	110,74
30	6	12	98	135,85	80,15	88,59	110,82
30	7	12	105	133,81	82,71	87,56	110,28
30	8	14	118	134,64	83,08	90,94	110,54
31	1	14	46	140,74	78,08	92,96	99,30
31	2	14	51	140,59	78,08	91,08	99,19
31	3	14	58	138,33	78,09	87,66	99,12
31	4	9	72	140,69	78,28	90,71	98,57
31	5	12	85	140,55	78,18	93,98	99,59
31	6	12	98	140,80	78,23	89,30	99,96
31	7	12	105	140,15	78,05	88,34	99,04
31	8	14	118	140,73	77,71	88,99	99,56
32	1	14	46	161,05	66,92	85,85	91,07

32	2	14	51	161,45	67,01	84,69	89,80
32	3	14	58	159,26	66,70	87,13	90,38
32	4	9	72	161,50	67,16	86,68	90,23
32	5	12	85	161,73	67,08	85,24	89,54
32	6	12	98	160,85	67,19	84,12	90,07
32	7	12	105	161,27	67,29	87,32	89,64
32	8	14	118	160,76	67,09	87,73	88,71
33	1	14	46	156,94	67,03	84,30	80,63
33	2	14	51	156,57	66,96	86,76	80,25
33	3	14	58	154,84	66,79	85,83	80,09
33	4	9	72	157,10	67,19	86,85	80,22
33	5	12	85	155,14	66,43	85,17	80,65
33	6	12	98	157,12	67,03	85,27	79,50
33	7	12	105	158,16	64,49	86,76	81,81
33	8	14	118	156,33	64,80	85,26	80,70
34	1	14	46	153,08	80,11	86,41	110,10
34	2	14	51	151,49	79,91	87,27	110,33
34	3	14	58	157,81	79,65	86,39	111,27
34	4	9	72	152,03	71,65	85,75	115,43
34	5	12	85	151,21	74,83	86,73	110,29
34	6	12	98	152,80	75,86	85,99	107,69
34	7	12	105	152,80	75,33	85,18	109,84
34	8	14	118	149,99	74,76	86,60	111,50
35	1	14	46	169,60	57,06	73,80	103,72
35	2	14	51	170,70	58,15	73,72	100,08
35	3	14	58	170,18	58,02	74,25	99,60
35	4	9	72	170,04	56,10	74,34	99,45
35	5	12	85	171,21	56,14	73,59	100,00
35	6	12	98	170,55	56,08	73,78	100,25
35	7	12	105	168,19	55,87	66,20	97,54
35	8	14	118	169,50	55,93	66,57	100,04
36	1	14	46	159,90	60,84	72,35	104,13
36	2	14	51	164,47	62,27	75,04	102,15
36	3	14	58	164,52	62,90	83,07	101,39
36	4	9	72	165,84	63,16	82,54	99,00
36	5	12	85	165,72	63,05	83,97	101,72
36	6	12	98	165,71	63,23	83,18	99,28
36	7	12	105	165,98	63,56	80,45	97,64
36	8	14	118	164,08	62,91	79,00	100,40
37	1	14	46	165,06	59,06	78,06	110,50
37	2	14	51	164,58	59,05	79,96	109,73
37	3	14	58	166,56	59,63	81,99	109,93
37	4	9	72	165,56	59,20	81,85	109,95
37	5	12	85	162,67	58,89	82,37	109,81
37	6	12	98	165,46	59,09	83,81	110,00
37	7	12	105	164,86	58,98	83,97	110,06
37	8	14	118	166,52	59,23	84,53	109,70

38	1	14	46	154,13	64,79	81,75	99,37
38	2	14	51	155,39	65,05	80,64	100,22
38	3	14	58	155,14	65,17	79,48	99,70
38	4	9	72	154,51	64,96	80,74	99,34
38	5	12	85	154,55	64,96	80,20	100,72
38	6	12	98	154,62	64,95	79,12	99,84
38	7	12	105	154,51	64,58	84,22	100,84
38	8	14	118	156,07	65,25	83,93	99,59
39	1	14	46	160,66	61,09	80,27	80,88
39	2	14	51	159,45	60,96	81,86	80,32
39	3	14	58	159,99	60,91	81,00	80,30
39	4	9	72	158,64	60,56	83,33	80,70
39	5	12	85	161,04	61,12	82,67	79,95
39	6	12	98	159,90	60,86	81,19	80,47
39	7	12	105	160,98	61,14	81,41	80,05
39	8	14	118	161,39	61,15	83,28	79,97
40	1	14	46	147,92	73,65	85,31	90,48
40	2	14	51	152,65	68,51	85,48	93,51
40	3	14	58	153,46	69,96	86,90	90,41
40	4	9	72	152,86	69,99	87,38	89,82
40	5	12	85	145,78	69,98	89,71	90,62
40	6	12	98	152,71	70,15	91,29	89,93
40	7	12	105	147,67	69,82	91,56	88,75
40	8	14	118	153,00	70,12	88,82	88,17
41	1	14	46	149,23	70,04	87,57	80,38
41	2	14	51	149,89	70,24	85,24	79,65
41	3	14	58	151,00	74,46	84,80	80,05
41	4	9	72	149,13	74,97	87,19	79,38
41	5	12	85	149,34	74,90	87,40	79,84
41	6	12	98	149,10	74,89	86,44	80,42
41	7	12	105	150,47	75,09	85,25	79,46
41	8	14	118	150,67	75,19	84,72	80,33
42	1	14	46	148,32	72,06	88,67	89,89
42	2	14	51	147,64	71,91	89,21	90,15
42	3	14	58	147,98	72,17	92,08	89,77
42	4	9	72	148,75	72,03	89,63	89,86
42	5	12	85	148,00	72,01	89,39	89,67
42	6	12	98	147,87	71,86	89,12	90,50
42	7	12	105	148,38	72,07	88,88	90,36
42	8	14	118	149,74	72,28	88,62	89,73
43	1	14	46	152,04	70,13	83,53	80,34
43	2	14	51	150,35	69,98	83,15	79,15
43	3	14	58	150,01	69,77	82,49	79,89
43	4	9	72	152,43	70,21	82,82	80,23
43	5	12	85	151,72	70,10	84,05	80,65
43	6	12	98	151,90	70,15	85,71	79,87

43	7	12	105	151,70	70,13	84,70	80,46
43	8	14	118	150,95	69,97	83,86	79,53
44	1	14	46	140,45	76,16	85,40	90,01
44	2	14	51	139,53	76,10	84,86	89,58
44	3	14	58	138,05	75,80	85,99	89,67
44	4	9	72	140,57	76,16	87,49	89,93
44	5	12	85	140,66	76,17	86,31	91,36
44	6	12	98	140,91	76,19	85,29	90,24
44	7	12	105	140,82	75,97	85,21	89,42
44	8	14	118	139,86	76,14	85,46	90,06
45	1	14	46	141,88	79,92	88,23	80,34
45	2	14	51	141,41	80,05	87,56	79,19
45	3	14	58	142,15	80,12	85,32	80,64
45	4	9	72	142,27	80,13	84,69	79,22
45	5	12	85	140,49	79,75	84,64	80,62
45	6	12	98	144,11	80,24	86,03	80,22
45	7	12	105	142,48	80,08	86,08	80,24
45	8	14	118	143,30	80,11	87,05	79,69
46	1	14	46	160,36	61,05	69,56	109,85
46	2	14	51	159,62	60,93	69,68	110,00
46	3	14	58	160,41	61,05	69,29	110,11
46	4	9	72	160,18	60,99	71,48	110,01
46	5	12	85	159,35	60,95	69,47	110,09
46	6	12	98	160,15	60,98	69,36	109,22
46	7	12	105	160,39	61,04	70,34	109,63
46	8	14	118	160,43	61,07	69,30	109,70

Tabla A9.1: Datos de Muestreo

ANEXO 10: Modelo Matlab

El modelo realizado consta de varias secciones, las cuales se muestran a continuación:

inicio.m

```
% Constantes y datos
global p PM ro Qcufes2 Qcu2s Qfes
% Valores
global dpo MoCuFeS2 nSCuFeS2 Vpo n Vpm
% Condiciones Iniciales
global Xo Mo To

% PM=[CuFeS2(1) FeS2(2) O2(3) CuSO4(4) Fe2O3(5) SO2(6) Cu2S(7) FeS(8) FeO(9) Fe3O4(10) S(11) Cu(12)
SO(13)]
PM=[183.523 119.977 31.9988 159.6096 159.6882 64.0648 159.158 87.911 71.8444 231.5326 32.066 63.546
48.06];% (g/mol)

% ro=[roFeS2(1) roFeS(2) roFe2O3(3) roFeO(4) roFe3O4(5) roCuFeS2(6) roCu2S(7) rogas(8) roCu(9)]
ro=[5.020 4.74 5.24 6 5.17 4.2 5.6 9.068e-3 8.96];% DENSIDAD DE LAS ESPECIES (g/cm3)

load Qcufes2.dat
Qcufes2=Qcufes2;
load Qcu2s.dat
Qcu2s=Qcu2s;
load Qfes.dat
Qfes=Qfes;

p=-0.54;
dpo=[40e-4]; % TAMAÑO DE PARTICULAS (cm)
n=length(dpo);

Vpo=(pi/6)*dpo.^3; % VOLUMEN DE PARTICULAS (cm3)
nSCuFeS2=2*(ro(6)/PM(1)).*Vpo;% MOLES INICIALES DE AZUFRE EN LA calcoPIRITA(mol)
MoCuFeS2=ro(6)*pi/6*dpo.^3; % masa inicial de partícula (grs)
Vpm=mean(Vpo);

%%%%%%%%%%%%% CONDICIONES INICIALES %%%%%%%%%%%%%%
Xo=zeros(size(dpo)); % condicion inicial conversion
Mo=[MoCuFeS2 MoCuFeS2 zeros(size(dpo)) zeros(size(dpo)) zeros(size(dpo)) zeros(size(dpo)) zeros(size(dpo))];
To=298*ones(size(dpo));

estequio

Calcopiritan
```

hflash.m

```
function out=hflash(coefOX,Enr,Tasa,Fdist)
```

```
global dpo
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% constantes %%%%%%%%%%  
db=45; % DIAMETRO DEL QUEMADOR (cm) dpm=dpo*f3  
Nucl=1e6; % NUSSELT DE NUBE  
roconc=4.2; % Densidad de Concentrado (Ton/m3) [4.2 5.6 5.02 2.6]=[roCuFeS2 roCu2S roFeS2 roSiO2]
```

```
dpm=(40*1e-4); % Diametro Promedio de Particulas (cm)
```

```
Vo=(pi/6)*(dpm*1e-2)^3; % volumen promedio de paticulas
```

```
M=3.93*(Enr/(100*coefOX))/((pi/2)*roconc*(dpm*1e-2)^3);% NUMERO DE PARTICULAS POR UNIDAD DE VOLUMEN (Nº/m3)
```

```
G=3.93*(Enr/(100*coefOX*roconc))*((db*1e-2)/(dpm*1e-2))^2;
```

```
%nc=2/sqrt(G); %coef de efectividad de combustion
```

```
%nh=(3/((2*G/Nucl)+3)); %factor de efectividad de transferencia de calor
```

```
nc=0.8; %6040
```

```
nh=0.80; %6040
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%% Fgas(CoefOx,Enr,Tasa) %%%%%%%%%%  
%%%%%%%%%
```

```
FO2=coefOX*Tasa;
```

```
Fgas=FO2/(Enr/100);
```

```
out(1)=nc;
```

```
out(2)=nh;
```

```
out(3)=M;
```

```
out(4)=G;
```

conCuFeS2.m

```
function OUT=conCuFeS2( IN )
```

```
global p nSCuFeS2 n
```

```
%%%%%%%%%% asignacion de Variables %%%%%%%%%%%
```

```
un=length(IN);
```

```
Tg=IN(un);
```

```
Tp=IN(un-1);
```

```
for i=1:n
```

```
    X(i)=IN(i);
```

```
    dpt(i)=IN(i+n);
```

```
end
```

```
%%%%%%%%%%
```

```
Apt=pi*(dpt).^2;    % AREA INSTANTANEA DE PARTICULA (cm2)
```

```
R=8.314;
```

```
%-----
```

```
for i=1:n
```

```
    % Calcopirita:CuFeS2+0.5O2==>0.5Cu2S+FeS+0.5SO2
```

```
    if X(i)<0.25
```

```
        k(i)=1.1e11*exp(-208000/(R*Tp));
```

```
        J(i)=4.092;
```

```
    % Pirrotita:FeS+1/12(19+p)O2==>0.5(1-p)FeO+1/6(1+p)Fe3O4+SO2
```

```
    elseif X(i)>=0.25 && X(i)<0.75 %
```

```
        k(i)=7.8e12*exp(-278970/(R*Tp));
```

```
        J(i)=31/(12+p);
```

```
    elseif X(i)>=0.75
```

```
        k(i)=7.8e12*exp(-278970/(R*Tp));
```

```
        J(i)=4.092;
```

```
    end
```

```
    if X(i)>=1
```

```
        J(i)=0;
```

```
    end
```

```
end
```

```
%-----
```

```
D=1.3e-3*Tg^(1.65)/100; % COEFICIENTE DE DIFUSION DEL OXIGENO (cm2/sec)
```

```
for i=1:n
```

```
    hm(i)=(2*D)/dpt(i); % COEF DE TRENSEFERENCIA DE MASA DE PARTICULA (cm/sec)
```

```
    Kg(i)=(hm(i)*k(i)/(hm(i)+k(i)));
```

```
end
```

```
R=0.082;
```

```
%%%%%%%%%% Salida %%%%%%%%%%%
```

```
for i=1:n
```

```
    OUT(i)=J(i)*Kg(i)*Apt(i)/(nSCuFeS2(i)*R*Tg);
```

```
end
```

```
%%%%%%%%%%
```

Cpx.m

```
function CpX = Cpx(mineral,Tp)

%Capacidad Calorifica
%Cp(mineral,Tp)
%Mineral: 'Cu'-'Cu2S'
%Tp: Temperatura en K
%Cp: J/(mol*K)

switch mineral
case 'Cu' %%%Cu
    if Tp<400
        K=[21.988 15.303 -0.736 -14.437];

        elseif (Tp>=400) && (Tp<800)
            K=[26.013 -0.110 -1.725 2.800];

            elseif (Tp>=800) && (Tp<1357.77)
                K=[44.407 -29.417 -23.841 16.090];

                elseif (Tp>=1357.77) && (Tp<6000)
                    K=[31.4 0 0 0];

                    elseif (Tp>=6000)
                        K=[31.4 0 0 0];

                    end

case 'Cu2S' %%%Cu2S
    %if (Tp>=298) && (Tp<376)
    if (Tp<376)
        K=[53.438 76.459 -0.117 2.456];

        elseif (Tp>=376) && (Tp<717)
            K=[112.140 -30.973 -0.046 0.147];

            elseif (Tp>=717) && (Tp<1402)
                K=[85.019 0 0 0];

                elseif (Tp>=1402) && (Tp<2000)
                    K=[83.680 0 0 0];

                    elseif (Tp>=2000)
                        K=[85.680 0 0 0];

                    end

case 'FeS2' %%%Cu
    if Tp<298
        K=[72.387 8.85 -11.428 0.001];

        elseif (Tp>=298) && (Tp<1500)
            K=[72.387 8.85 -11.428 0.001];

            elseif (Tp>=1500)
                K=[72.387 8.85 -11.428 0.001];

            end

case 'FeS' %%%Cu2S
    %if (Tp>=298) && (Tp<376)
```

```

if (Tp<100)
K=[178.256 -953.713 -7.477 1855.349];

elseif (Tp>=100) && (Tp<298)
K=[178.256 -953.713 -7.477 1855.349];

elseif (Tp>=298) && (Tp<411)
K=[-273.27 779.182 81.241 0];

elseif (Tp>=411) && (Tp<598)
K=[72.358 0 0 0];

elseif (Tp>=598) && (Tp<1465)
K=[94.584 -83.667 1.41 47.944];

elseif (Tp>=1465) && (Tp<3800)
K=[62.551 0 0 0];

elseif (Tp>=3800)
K=[62.551 0 0 0];

end

case 'FeO' %%%%Cu2S
%if (Tp>=298) && (Tp<376)
if (Tp<298)
K=[50.278 3.651 -1.941 8.234];

elseif (Tp>=298) && (Tp<600)
K=[50.278 3.651 -1.941 8.234];

elseif (Tp>=600) && (Tp<900)
K=[30.849 46.228 11.694 -19.278];

elseif (Tp>=900) && (Tp<1300)
K=[90.408 -38.021 -83.811 15.358];

elseif (Tp>=1300) && (Tp<1650)
K=[153.698 -82.062 -374.814 21.975];

elseif (Tp>=1650) && (Tp<5000)
K=[68.199 0 0 0];

elseif (Tp>=5000)
K=[68.199 0 0 0];

end

case 'Fe3O4' %%%%Cu2S
%if (Tp>=298) && (Tp<376)
if (Tp<298)
K=[475.215 -873.665 -120.52 800.73];

elseif (Tp>=298) && (Tp<850)
K=[475.215 -873.665 -120.52 800.73];

elseif (Tp>=850) && (Tp<1870)
K=[49.827 72.534 855.536 0];

elseif (Tp>=1870) && (Tp<2000)
K=[213.284 0 0 0];

elseif (Tp>=2000)

```



```

K=[213.284 0 0 0];

end

case 'CuFeS2' %%%%Cu2S
  %if (Tp>=298) && (Tp<376)
  if (Tp<298)
    K=[86.985 53.555 -5.607 0];

    elseif (Tp>=298) && (Tp<830)
    K=[86.985 53.555 -5.607 0];

    elseif (Tp>=830) && (Tp<930)
    K=[-1441.974 1844.977 0 0];

    elseif (Tp>=930) && (Tp<1200)
    K=[172.464 0 0 0];

    elseif (Tp>=1200)
    K=[172.464 0 0 0];

  end

case 'Fe2O3' %%%
  if (Tp<298)
    K=[143.566 -36.323 -31.433 71.792];

    elseif (Tp>=298) && (Tp<700)
    K=[143.566 -36.323 -31.433 71.792];

    elseif (Tp>=700) && (Tp<950)
    K=[637.809 -963.532 -447.383 560.951];

    elseif (Tp>=950) && (Tp<1050)
    K=[-220672.038 290104.570 378928.406 -107181.103];

    elseif (Tp>=1050) && (Tp<1812)
    K=[80.217 55.974 167.385 -12.403];

    elseif (Tp>=1812)
    K=[165 0 0 0];

  end

case 'CuSO4' %%%
  if (Tp<298)
    K=[38.676 252.380 -1.588 -148.155];

    elseif (Tp>=298) && (Tp<500)
    K=[38.676 252.380 -1.588 -148.155];

    elseif (Tp>=500) && (Tp<800)
    K=[100.848 102.751 -33.107 -47.162];

    elseif (Tp>=800)
    K=[149.213 11.265 -67.612 0.049];

  end

end

CpX=[1 1e-3*Tp 1e5*Tp^(-2) 1e-6*Tp^2]*K';

```

masaCuFeS2.m

```
function OUT=masaCuFeS2( IN )

%function out=masaCuFeS2(X,dX,Tasa)
%constantes para los balances de masas
global p MoCuFeS2 PM n Crx1 Crx2 Crx3

for i=1:n
    dX(i)=IN(i);
    X(i)=IN(n+i);
end

%-----
for i=1:n
% Calcopirita:  $\text{CuFeS}_2 + 0.5\text{O}_2 \Rightarrow 0.5\text{Cu}_2\text{S} + \text{FeS} + 0.5\text{SO}_2$ 
    if X(i) <= 0.25
        a(i)=Crx1(i,1);
        b(i)=Crx1(i,2);
        c(i)=Crx1(i,3);
        d(i)=Crx1(i,4);
        e(i)=Crx1(i,5);
        f(i)=Crx1(i,6);

        dmpCuFeS2(i)=Crx1(i,7);

% Pirrotita:  $\text{FeS}(1) + (13+p)/12\text{O}_2 \Rightarrow 0.5(1-p)\text{FeO} + 1/6(1+p)\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{SO}$ 
        elseif (X(i) > 0.25) & (X(i) <= 0.75)

            a(i)=Crx2(i,1);
            b(i)=Crx2(i,2);
            c(i)=Crx2(i,3);
            d(i)=Crx2(i,4);
            e(i)=Crx2(i,5);
            f(i)=Crx2(i,6);

            dmpCuFeS2(i)=Crx2(i,7);

% calcosita  $\text{Cu}_2\text{S} + \text{O}_2 \Rightarrow 2\text{Cu} + \text{SO}_2$ 
        elseif X(i) > 0.75

            a(i)=Crx3(i,1);
            b(i)=Crx3(i,2);
            c(i)=Crx3(i,3);
            d(i)=Crx3(i,4);
            e(i)=Crx3(i,5);
            f(i)=Crx3(i,6);

            dmpCuFeS2(i)=Crx3(i,7);
        end
    end
end
%-----

OUT1=dmpCuFeS2.*dX;
OUT2=a.*dX; % CuFeS2
OUT3=b.*dX; % Cu2S
OUT4=c.*dX; % Cu
OUT5=d.*dX; % FeS
OUT6=e.*dX; % FeO
OUT7=f.*dX; % Fe3O4
%-----
OUT=[OUT1 OUT2 OUT3 OUT4 OUT5 OUT6 OUT7];
```

masaO2.m

```
function OUT=masaO2( IN )

global n MoCuFeS2 PM Vpm ro p

Tasa=IN(1);
for i=1:n
    dX(i)=IN(i+1);
    X(i)=IN(n+2);
end

% Vpm=mean(Vpo);

Mat=Tasa*1e6/(4.2*3600*Vpm); % Num de part prom/seg CuS2 (Npart/seg)
ci_mO2o=Mat*((31+p)/12)*(PM(3)/PM(1))*sum(MoCuFeS2);% masa inicial de O2 del sist

for i=1:n
    if X(i)<=0.25 %Pirita: FeS2+O2==>FeS+SO2

        mO2(i)=2*(PM(3)/PM(1))*MoCuFeS2(i); % masa de o2 del sistema
        mSO2(i)=2*(PM(6)/PM(1))*MoCuFeS2(i); % masa SO" del sistema

    elseif (X(i)>0.25) && (X(i)<=0.75) %FeS+1/12(19+p)O2==>0.5(1-p)FeO+1/6(1+p)Fe3O4+SO2

        mO2(i)=2*((19+p)/12)*(PM(3)/PM(1))*MoCuFeS2(i); % masa de o2 del sistema
        mSO2(i)=2*(PM(6)/PM(1))*MoCuFeS2(i); % masa SO" del sistema

    elseif X(i)>0.75

        mO2(i)=2*(PM(3)/PM(1))*MoCuFeS2(i);
        mSO2(i)=2*(PM(6)/PM(1))*MoCuFeS2(i);
    end
end

OUT(1)=-Mat*mO2*dX';
OUT(2)=ci_mO2o;
OUT(3)=Mat*mSO2*dX';
```

pO2.m

function OUT=pO2(IN)

global n PM

mtO2c=IN(1);

mtSO2c=IN(2);

Enr=IN(3);

FO2=IN(4);

nO2=mtO2c/PM(3); % moles/seg de O2 que quedan en el HFF

nSO2=mtSO2c/PM(6); % moles/seg de SO2 que hay dentro del HFF

pO2=Enr/100;

FN2=(FO2/pO2)-FO2; % Flujo de Nitrogeno (Nm³/h)

nN2o=FN2/(3600*0.0224); % moles de nitrogeno

pO2t=nO2/(nO2+nSO2+nN2o); % Presion parcial de O2

%%%%%%%%%%%%%% Salida %%%%%%%%%%%%%%%
OUT=pO2t;

puntos.m

```
k=length(Xt);
j=0;
r3=0;
k3=max(Xt(:,2));
for i=1:k
    c=Xt(i,2);
    if c==k3
        if r3==0
            r3=Xt(i,1);
        end
    end
end

for i=1:k
    c=Xt(i,2);
    if (c>0.001) && (c<0.99)
        j=j+1;
        tt(j,2)=Xt(i,2);
        tt(j,1)=Xt(i,1);
    end
end

r1=interp1(tt(:,2),tt(:,1),0.25);
r2=interp1(tt(:,2),tt(:,1),0.75);

t_rx1=interp1(Tpt(:,1),Tpt(:,2),r1);
t_rx2=interp1(Tpt(:,1),Tpt(:,2),r2);
t_rx3=interp1(Tpt(:,1),Tpt(:,2),r3);

figure(1)
plot(Xt(:,1),Xt(:,2),r1,0.25,'o',r2,0.75,'o',r3,k3,'o')
figure(2)
plot(Tpt(:,1),Tpt(:,2),r1,t_rx1,'o',r2,t_rx2,'o',r3,t_rx3,'o')
```

Qsys.m

```
function OUT=Qsys( IN )

global n PM

Mps=reshape(IN,n,8);
Mps=Mps';

for i=1:n
    mp=Mps(2,i);
    mpCuFeS2=Mps(3,i);
    mpCu2S=Mps(4,i);
    mpCu=Mps(5,i);
    mpFeS=Mps(6,i);
    mpFeO=Mps(7,i);
    mpFe3O4=Mps(8,i);

    %%%%%%%%%%% Capacidad califica Cp(Tp) %%%%%%%%%%%
    CpCuFeS2=Cpx('CuFeS2',Mps(1,i));
    CpCu2S=Cpx('Cu2S',Mps(1,i)); %J/(mol*K)
    CpCu=Cpx('Cu',Mps(1,i)); %J/(mol*K)
    CpFeS=Cpx('FeS',Mps(1,i)); %J/(mol*K)
    CpFeO=Cpx('FeO',Mps(1,i)); %J/(mol*K)
    CpFe3O4=Cpx('Fe3O4',Mps(1,i)); %J/(mol*K)
    %-----
    k1=(1/mp)*[mpCuFeS2 mpCu2S mpCu mpFeS mpFeO mpFe3O4];
    CPM(i)=k1*[CpCuFeS2/PM(2) CpCu2S/PM(7) CpCu/PM(12) CpFeS/PM(8) CpFeO/PM(9) CpFe3O4/PM(10)];
    %-----
end

MpxCp=Mps(2,:).*CPM; % J/K
Tsis=(Mps(1,:)*MpxCp)/sum(MpxCp); % K

OUT=Tsis;
```

rotCuFeS2.m

```
function OUT = rotCuFeS2( IN )
%function out=rotCuFeS2(mp,mpCuFeS2,mpCu2S,mpCu,mpFeS,mpFeO,mpFe3O4)

global ro n

Mrot=reshape(IN,n,7);
Mrot=Mrot';

for i=1:n
    rot(i)=(1/Mrot(1,i))*[Mrot(2,i) Mrot(3,i) Mrot(4,i) Mrot(5,i) Mrot(6,i) Mrot(7,i)]*[ro(6) ro(7) ro(9) ro(2) ro(4)
ro(5)];
    Vpt(i)=Mrot(1,i)/rot(i);
end

% rot=(1/mp)*[mpCuFeS2 mpCu2S mpCu mpFeS mpFeO mpFe3O4]*[ro(6) ro(7) ro(9) ro(2) ro(4) ro(5)];
% Vpt=mp/rot; % Volumen de particula (t)
dpt=(6/pi*Vpt)^(1/3); % Diametro de particula (t)(cm)

OUT=dpt;
```

Tgas.m

function out=Tgas(Fgas,M,dpt,Tp,Tg)

global PM

R=8.314;% CTE.UNIVERSAL DE LOS GASES (atm.L /mol.K) (J/mol.K)

%%PROPIEDADES DEL AIRE %%%%%%%%%%

Cpair=1.1;% (J/gr.K)

% uair=3.7e-3; % VISCOSIDAD DEL AIRE (gr.cm/seg)

vair=0.2757;% VISCOSIDAD DINAMICA DEL GAS (cm2/seg)

Pt=1; % PRESION DEL SISTEMA (atm)

%%

db=45; % DIAMETRO DEL QUEMADOR (cm)

Tw=1523;% TEMPERATURA DE PARED DEL HORNO (K)

%% Calculo Apt(rot) %%%%%%%%%%

dpm=mean(dpt);

Apm=pi*(dpm)^2; % AREA INSTANTANEA DE PARTICULA (cm2)

%% hc(Tg(t),dpt) %%%%%%%%%%

k=3.68e-6*sqrt(Tg); % CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL GAS (J/cm.sec.K)

hc=2*k/dpm; % COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE PARTICULA-GAS (J/cm2.sec.K)

Vg=100*Fgas*(Tg/273)/((db/200)^2*3600*pi);%(cm/sec)

Nucl=5e-25*(Vg*db/vair)^(4.2); % NUMERO DE NUSSELT DE NUBE EN EL HFF SEGUN CAFFERY PARA SWIRL-BURNER

hw=Nucl*k/db; % COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL HFF

%% hp, App %%%%%%%%%%

% hp=hc; % COEF DE TRANSFERENCIA DE CALOR PROMEDIO DE PARTICULAS-GAS (J/cm2.sec.K)

% App=Apt;% AREA PROMEDIO DE PARTICULAS(cm2)

% BALANCE DE ENERGIA EN EL GAS (K/seG)

out=(R*Tg*PM(3)/(Pt*Cpair))*(hw*pi*db*400*(Tw-Tg)+(M/1e6)*Apm*hc*(Tp-Tg));

Tpart.m

```
function OUT = Tpart( IN )
%function out = Tpart(nh,Tg,dpt,dX,X,mp,mpCuFeS2,mpCu2S,mpCu,mpFeS,mpFeO,mpFe3O4,Tp)
% RESULTADOS EN J/MOL

global p dpo PM ro MoCuFeS2 Qcufes2 Qcu2s Qfes Vpo nSCuFeS2 n

nh=IN(1);
un=length(IN);
Tg=IN(un-n);

for i=1:n
    dX(i)=IN(i+1);
    X(i)=IN(i+n+1);
    dpt(i)=IN(i+2*n+1);
    Tp(i)=IN(un-n+i);
end

for i=1:n*7
    Mps(i)=IN(3*n+1+i);
end

Mps=reshape(Mps,n,7);
Mps=Mps';

%%%%%%%%%%%%%% Calculo Apt(rot) %%%%%%%%%%%%%%%

Apt=pi*dpt.^2; % AREA INSTANTANEA DE PARTICULA (cm2)

%%%%%%%%%%%%%% hc(Tg(t),dpt) %%%%%%%%%%%%%%%

k=3.68e-6*sqrt(Tg); % CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL GAS (J/cm.sec.K)

hc=2*k./dpt; % COEF DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE PARTICULA-GAS (J/cm2.sec.K)

% Tw=1523;% TEMPERATURA DE PARED DEL HORNO (K)
% s=5.736e-12;%CTE.STEPHAN-BOLTZMAN (J/seg.cm2.K4)
% %s=1.36e-10;
% ee=0.7; %EMISIVIDAD DE PARTICULA

%-----
for i=1:n
% VAPORIZACION DE AZUFRE DE LA CALCOPIRITA
    if X(i)<=0.25

        Q(i)=interp1(Qcufes2(:,1),Qcufes2(:,2),Tp(i),'linear'); %kJ
        Q(i)=Q(i)*1000; %J

        dmpCuFeS2(i)=(-4+2*PM(7)/PM(1)+4*PM(8)/PM(1))*MoCuFeS2(i); % FeS

% OXIDACION DEL AZUFRE DEL FIERRO ASOCIADO A LA CALCOPIRITA
    elseif (X(i)>0.25) & (X(i)<=0.75)
        if Tp(i)>3000
            Tp(i)=3000;
        end

        Q(i)=interp1(Qfes(:,1),Qfes(:,2),Tp(i),'linear'); %kJ
        Q(i)=Q(i)*1000; %J

dmpCuFeS2(i)=(-2*PM(8)/PM(1)+(1-p)*PM(9)/PM(1)+((1+p)/3)*PM(10)/PM(1))*MoCuFeS2(i); % Fe3O4
% OXIDACION DEL AZUFRE DEL COBRE ASOCIADO A LA CALCOPIRITA
    elseif X(i)>0.75
```

```

if Tp(i)>3000
    Tp(i)=3000;
end

Q(i)=interp1(Qcu2s(:,1),Qcu2s(:,2),Tp(i),'linear'); %kJ/mol
Q(i)=Q(i)*1000; %J

dmpCuFeS2(i)=(-2*PM(7)/PM(1)+4*PM(12)/PM(1))*MoCuFeS2(i);
end
end
%-----
for i=1:n

%   if Tp(i)<1523
%       k=2*3.68e-5*sqrt(Tg);
%       hc=2*k./dpt;
%   elseif Tp(i)>=1523
%       k=3*3.68e-5*sqrt(Tg);
%       hc=2*k./dpt;
%   end

mp=Mps(1,i);
mpCuFeS2=Mps(2,i);
mpCu2S=Mps(3,i);
mpCu=Mps(4,i);
mpFeS=Mps(5,i);
mpFeO=Mps(6,i);
mpFe3O4=Mps(7,i);

%%%%%%%%%%%% Capacidad califica Cp(Tp) %%%%%%%%%%%%%
CpCuFeS2=Cpx('CuFeS2',Tp(i));
CpCu2S=Cpx('Cu2S',Tp(i)); %J/(mol*K)
CpCu=Cpx('Cu',Tp(i)); %J/(mol*K)
CpFeS=Cpx('FeS',Tp(i)); %J/(mol*K)
CpFeO=Cpx('FeO',Tp(i)); %J/(mol*K)
CpFe3O4=Cpx('Fe3O4',Tp(i)); %J/(mol*K)
%-----
k1=(1/mp)*[mpCuFeS2 mpCu2S mpCu mpFeS mpFeO mpFe3O4];
CPM=k1*[CpCuFeS2/PM(2) CpCu2S/PM(7) CpCu/PM(12) CpFeS/PM(8) CpFeO/PM(9) CpFe3O4/PM(10)];
%-----
%+Apt(i)*s*ee*(Tw^4-Tp(i)^4)
OUT(i)=(dX(i)*nSCuFeS2(i)*(-Q(i))+nh*Apt(i)*hc(i))*(Tg-
Tp(i))+CPM*Tp(i)*dmpCuFeS2(i)*dX(i))/(mp*CPM);
end

```

graf.m

```
figure(1)
%plot(Xt(:,1),Xt(:,2)*100,Xt(:,1),Xt(:,3)*100)
plot(Xt(:,1),Xt(:,2)*100,0.05,25,'o')
%title('Remocion de Azufre','FontSize',14)
line([0,0.1],[25,25],'Color','r','LineStyle','--')
line([0,0.1],[75,75],'Color','r','LineStyle','--')
ylabel('X[%]','FontSize',14)
xlabel('t[seg]','FontSize',14)
%axis([0,0.5,0,100])
axis('auto')
grid

figure(2)
%plot(Tpt(:,1),Tpt(:,2),Tpt(:,1),Tpt(:,3),Tpt(:,1),Tpt(:,6))
plot(Tpt(:,1),Tpt(:,2))
%title('Temperatura ','FontSize',14)
ylabel('Tp[°K]','FontSize',14)
xlabel('t[seg]','FontSize',14)
%axis('auto')
axis([0,0.5,0,3000])
grid

figure(3)
plot(mps(:,1),mps(:,2),mps(:,1),mps(:,3),mps(:,1),mps(:,4),mps(:,1),mps(:,5),mps(:,1),mps(:,6),mps(:,1),mps(:,7),mp
s(:,1),mps(:,8))
%title('Temperatura ','FontSize',14)
ylabel('mp[grs]','FontSize',14)
xlabel('t[seg]','FontSize',14)
axis('auto')
%axis([0,0.5,0,3000])
grid

% figure(3)
% plot(tout,masat(:,2),tout,masat(:,3),tout,masat(:,4),tout,masat(:,5),tout,masat(:,6),tout,masat(:,7),tout,masat(:,8))
% title('Masa de Particula','FontSize',14)
% ylabel('mps(t)','FontSize',14)
% xlabel('t(seg)','FontSize',14)
% %axis([0.02,0.12,0,1.45e-7])
% axis([0.04,0.14,0,16e-8])
% grid
```

graf2.m

```
figure(1)
%plot(Xt(:,1),Xt(:,2)*100,Xt(:,1),Xt(:,3)*100)
plot(Xt40_nc6040(:,1),Xt40_nc6040(:,2)*100,Xt60_nc6040(:,1),Xt60_nc6040(:,2)*100,Xt(:,1),Xt(:,2)*100,Xt(:,1),
Xt(:,3)*100)
%title('Remocion de Azufre','FontSize',14)
ylabel('X[%]','FontSize',14)
xlabel('t[seg]','FontSize',14)
%axis([0,0.5,0,100])
axis('auto')
grid

figure(2)
%plot(Xt(:,1),Xt(:,2)*100,Xt(:,1),Xt(:,3)*100)
plot(Tpt40_nc6040(:,1),Tpt40_nc6040(:,2),Tpt60_nc6040(:,1),Tpt60_nc6040(:,2),Tpt(:,1),Tpt(:,2),Tpt(:,1),Tpt(:,3),
Tpt(:,1),Tpt(:,4))
ylabel('Tp[°K]','FontSize',14)
xlabel('t[seg]','FontSize',14)
%axis([0,0.5,0,3000])
axis('auto')
grid
```

ANEXO 11: Atenuación de la Intensidad de Radiación en la Nube de Partículas.

Definición de tamaño de partículas:

El tamaño de partícula se caracteriza, en relación con la longitud de onda de la radiación dentro de la partícula^[42] a través del parámetro: ξ

$$\xi = \pi \cdot d_p / \lambda_m, \text{ donde:}$$

$\xi \rightarrow$ Parámetro de tamaño

$d_p \rightarrow$ Diámetro de la partícula esférica

$\lambda_m \rightarrow$ Longitud de onda de la partícula

Según esta relación, si $\xi > 5$, se consideran Partículas Grandes

Para el Concentrado de Cobre de Chagres d_p está en el rango de 25 a 200 μm .

$$\lambda_m \begin{cases} \approx 0.5 - 10 \mu\text{m}^{[43]} \\ \approx 1 - 10 \mu\text{m} \text{ (Ley de desplazamiento de Wien [Incr99])} \end{cases}$$

En el caso más crítico, con d_p mínimo (25 μm) y λ_m máximo (10 μm), el parámetro ξ tiene un valor de $7,85 > 5$, por lo tanto, en la fusión flash para efectos de transferencia por radiación, las partículas se consideran grandes.

Definición de Partículas Independientes:

Las partículas son independientes entre sí^[42], cuando el espacio (C) entre las ellas, es suficientemente grande con respecto al diámetro y la longitud de onda.

Si se consideran partículas aproximadamente esféricas, éstas son independientes si se cumple:

$$C + 0.1 \cdot D_p > \frac{\lambda_m}{2}$$

Para Concentrado de Cobre con una densidad de número de partículas (n), y una concentración de alimentación (M) se tiene:

$$C = \sqrt[3]{v} - d_p, \text{ donde:}$$

$$v = \frac{1}{n}, \quad n = \frac{N^\circ \text{ de Partículas}}{\text{Unidad de volumen de mezcla}} \quad \text{y} \quad M = \frac{\text{Masa de concentrado}}{\text{Unidad de volumen de mezcla}}$$

Por lo que:

$$n = \frac{M}{\text{Masade una partícula}} = \frac{M}{V_p \cdot \rho_p} = \frac{6 \cdot M}{\pi \cdot d_p^3 \cdot \rho_p} \quad \text{y} \quad v = \frac{\pi \cdot d_p^3 \cdot \rho_p}{6 \cdot M}$$

$$\therefore C = \sqrt[3]{v} - d_p = \sqrt[3]{\frac{\pi \cdot d_p^3 \cdot \rho_p}{6 \cdot M}} - d_p$$

Siendo V_p es el volumen de cada partícula y ρ_p su densidad.

Para Concentrado de Cobre:

$M \approx 4.5 \text{ kg/m}^3$ (Según datos promedios de fundición Chagres)

$d_p \approx 25 - 200 \text{ } \mu\text{m}$, (Concentrado de Chagres)

$\rho_p \approx 4300 \text{ kg/m}^3$ ^[43]

En el caso más crítico con M máximo (4.5 kg/m³), d_p mínimo (25 μm) y λ_m máximo (10 μm), se obtiene:

$$C + 0.1 \cdot d_p = 175.9 \quad \text{y} \quad \frac{\lambda_m}{2} = 5$$

Por lo que las partículas, para efectos de transferencia por radiación, consideran Independientes.

Coefficiente de extinción

La extinción o atenuación de la radiación incidente en una nube de partículas depende de cuanta energía es absorbida o reflejada por ésta. El coeficiente de extinción K_t , es una medida de esta atenuación.

$$K_t = K_s + K_a$$

Donde K_a y K_s son los coeficientes de absorción y scattering (dispersión), respectivamente.

Coefficiente de scattering: (Ks)

Para partículas independientes ^{[44],[42]}:

$$K_s = A_s \cdot X_s \cdot n \quad \text{y} \quad A_s = \frac{\pi \cdot d_p^2}{4}$$

Donde A_s es el área geométrica proyectada de la partícula esférica y X_s es el factor de eficiencia que relaciona el área de scattering efectiva y el área geométrica proyectada de la partícula normal al rayo incidente.

Para partículas grandes, opacas y difusas como en el caso del Concentrado de Cobre, se cumple lo siguiente^[44] :

$X_s = \rho_{ref}$, donde ρ_{ref} representa la reflectividad de las partículas.

Según [Incr99], como $\rho_{ref} + \alpha_{abs} + \tau_{trns} = 1$ y el medio es opaco ($\tau_{trns} = 0$), entonces:

$$\rho_{ref} = 1 - \alpha_{abs}$$

Además, como las superficies son opacas y difusas se cumple la Ley de Kirchhoff:

$$\frac{\varepsilon_1}{\alpha_1} = \frac{\varepsilon_2}{\alpha_2} = 1 \quad \gamma \quad \varepsilon = \alpha$$

Por lo tanto: $\rho_{ref} = 1 - \varepsilon$, siendo ε la emisividad de las partículas.

Resumiendo:

$$K_s = \frac{\pi \cdot d_p^2}{4} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \frac{M}{V_p \cdot \rho_p} = \frac{3}{2} \cdot \frac{M(1 - \varepsilon)}{d_p \cdot \rho_p}$$

Coefficiente de Absorción

De forma análoga al scattering:

$$X_a = \alpha_{abs} = \varepsilon \quad \gamma \quad K_a = \frac{\pi \cdot d_p^2}{4} \cdot (\varepsilon) \cdot \frac{M}{V_p \cdot \rho_p} = \frac{3}{2} \cdot \frac{M(\varepsilon)}{d_p \cdot \rho_p}$$

Coefficiente de extinción

$$K_t = K_s + K_a = \frac{3}{2} \frac{M}{d_p \rho}$$

Para obtener la emisividad de la nube o lo que es lo mismo, la absorptividad (Abs) de la nube con respecto a la radiación incidente, se utiliza la siguiente expresión^[44] :

$\varepsilon_c = 1 - e^{-K_t \cdot S}$, donde S es la Longitud Característica del Camino, que en el caso del concentrado corresponde al espesor de la nube.

El Coeficiente de Extinción, como se demostró anteriormente, depende de la concentración de partículas en la nube, por tanto según^[45] se obtiene:

$$Abs = 1 - e^{-\int_0^S K_t(l) dl}$$

donde l representa la variable distancia, en la dirección de la radiación que atraviesa la nube.

Con esta ecuación y conociendo el perfil de concentración de la nube en la dirección de la radiación incidente se puede determinar que fracción de la energía incidente es absorbida por la nube. El perfil de concentración en este tipo de jets en la mayoría de los casos se comporta de acuerdo a una distribución normal.

Para el cálculo del coeficiente de extinción, se consideran los siguientes datos promedios:

$$\begin{aligned} M &= 4.5 \text{ kg/m}^3 \\ dp &= 75 \text{ }\mu\text{m} \\ \rho_p &= 4300 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

El espesor de la nube de partículas en el quemador de la fundición Chagres, cuando la radiación incidente la emite la llama de la lanza ignitora a GN diseñada, corresponde al espesor del Jet S para las condiciones promedio de operación del quemador y sin considerar combustión, varía con la distancia Z desde la lanza de acuerdo a la siguiente expresión:

$$S = 0,4345 \cdot Z + 102,78$$

Para determinar cómo se comporta la absorción de intensidad de la radiación incidente en el jet en función de la distancia desde el quemador, se confeccionó un programa en STUDY WORK. Con este programa, se pueden considerar dos perfiles de distribución de partículas: uno normal y el otro uniforme.

Listado del programa en STUDY WORK para el cálculo de la atenuación de la intensidad de radiación en una nube de partículas.

$$Z(\text{mm}) := 650$$

Z(mm): Distancia desde la lanza en **mm**.

$$S(\text{mm}) := 0.4345 \cdot Z(\text{mm}) + 102.78$$

S(mm): Espesor del semijet en **mm**

$$S(\text{mm}) = 385.205$$

$$S := \frac{S(\text{mm})}{1000}$$

S: Espesor del semijet en **m**

$$S = 0.385$$

$$Ri(\text{mm}) := -0.065 \cdot Z(\text{mm}) + 183.01$$

Ri(mm): Radio Interior del semijet en **mm**

$$Ri(\text{mm}) = 140.76$$

$$Ri := \frac{Ri(\text{mm})}{1000}$$

Ri: Radio Interior del semijet en **m**

$$Ri = 0.141$$

Datos

$$Bo := 4.5$$

Bo: Concentración de partículas a la salida del quemador (kg/m^3)

$$B := Bo \left(1 - 0.1 \cdot \frac{Z(\text{mm})}{1000} \right)$$

B: Concentración de partículas en función de Z (kg/m^3)

$$B = 4.208$$

$$\rho := 4300$$

Rho: Densidad de las partículas (kg/m^3)

$$d := 75 \cdot 10^{-6}$$

d: Diámetro promedio de las partículas (m)

$$p := 0$$

p :Tipo de distribución:
p=1, Normal, p=0, Uniforme

$$f(x) := p \cdot \text{dnorm}\left(x, Ri + \frac{S}{2}, \frac{S}{6}\right) + (1 - p) \cdot \text{if}\left(\frac{S}{2} - \left|x - Ri - \frac{S}{2}\right| > 0, 1, 0\right)$$

f(x) : Función de distribución de partículas

$$c := \frac{B \cdot \pi \cdot [(S + Ri)^2 - Ri^2]}{\int_{Ri}^{S + Ri} f(x) \cdot 2 \cdot \pi \cdot x \, dx}$$

$$c = 4.21$$

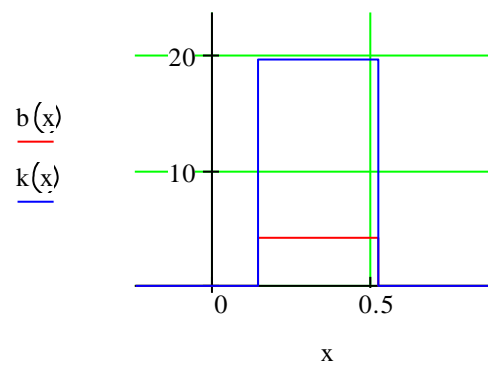
$$b(x) := c \cdot f(x)$$

$b(x)$: Función de
Concentración de
partículas

$$k(x) := \frac{3}{2} \cdot \frac{b(x)}{\rho \cdot d}$$

$k(x)$: Coeficiente de
Extinción

$$z := k \left(Ri + \frac{S}{2} \right)$$



$$Abs(x) := \left(1 - e^{-\int_0^x k(l) \, dl} \right)$$

$Abs(x)$: Absortividad de la
nube

$$Abs(Ri + S) = 0.999$$

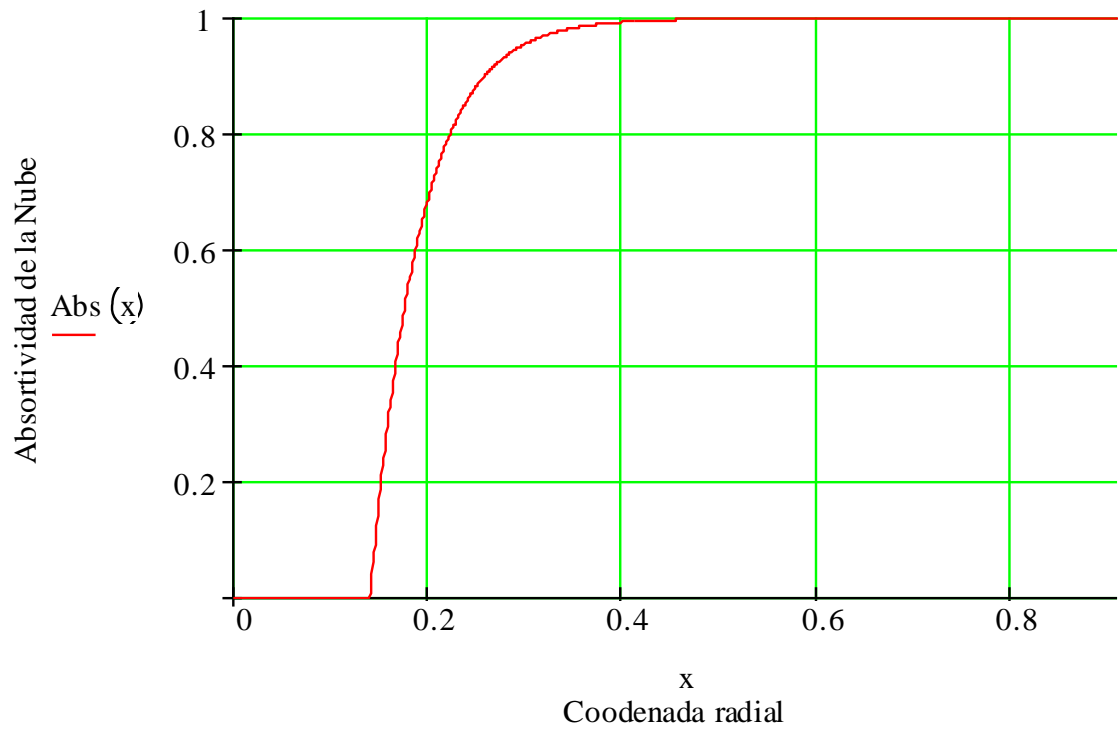


Figura A11.1: Atenuación de la intensidad de radiación en la nube de partículas

ANEXO 12: Aplicación de Remolinos (SWIRL) no Mezcladas

Cuando se diseña un quemador, el cálculo de las velocidades relativas de las corrientes de combustible y oxidante tiene una gran importancia, por el efecto que estas variables pueden tener sobre la longitud y forma de la llama^[46].

Un buen mezclado, producido por un mayor grado de turbulencia y altas velocidades, generalmente trae consigo llamas cortas y espesas (tupidas), mientras que mezclados pobres o retardados, y bajas velocidades, resultan en llamas largas delgadas.

La turbulencia y el buen mezclado pueden ser promovidas por el uso de aspas o paletas para impartir Swirl (remolinos), mediante el mezclado cruzado de las corrientes de oxidante y combustible, o usando cuerpos rugosos con singularidades que tienden a formar flujos inversos. Las altas presiones pueden tender a arrojar el combustible alejado de la boquilla del quemador, antes que este pueda ser calentado hasta una temperatura de ignición, alargando de esta forma a la llama.

Estabilidad de llama:

Esta característica de los quemadores es muy importante para una operación confiable y segura. Un quemador estable es aquel que mantiene la ignición, ante cualquier variación de la temperatura del hogar, y de las presiones y velocidades de aire y combustible, en los rangos usados para la operación del mismo.

Algunos quemadores funcionan de forma estable bajo condiciones adversas solo con mantener por ejemplo mezclas ricas. La estabilidad de llama puede ser aumentada (mejorada) incorporándole por ejemplo:

- Cuerpos con singularidades (platos difusores).
- Jets en forma de remolinos (Swirl).
- Entradas de aire por etapas.

Todas estas crean interfaces entre las corrientes de diferentes velocidades, produciendo turbulencia a pequeña escala (fine-grained). En cada punto del frente de llama, existe un balance entre la velocidad del gas entrante y la velocidad de propagación de llama.

En el caso específico de los remolinos (Swirl), estos mejoran la estabilidad de llama ya que forman zonas de recirculación en forma de toroides que recirculan el calor y las especies químicas activas hasta la base de la llama y por tanto aumentan el rango de velocidades en el que la estabilización de llama es posible. Las zonas de recirculación toroidales formadas por la acción de los remolinos se hacen más importantes cuando el número de Swirl, se aproxima a 0,5.

El Swirl tiene dos beneficios agregados: Reduce el tiempo de combustión que trae consigo mayores velocidades de incorporación de fluido al hogar y por otra parte provee de un mezclado rápido en la vecindad de la boquilla del quemador y a lo largo de las zonas de recirculación.

Mezclado de Oxidante y Combustible en el Quemador

La forma y el lugar donde se mezcla del oxidante y el combustible en un quemador, son elementos determinantes en su estabilidad y funcionamiento.

Para el tipo de aplicación en la que se usará el quemador a implementar en este proyecto, una de las formas que mayores ventajas presenta es la mezcla en boquilla.

Como su nombre lo indica, el gas y el oxidante no se mezclan hasta que no abandonan el puerto de salida de este tipo de quemadores. Los dos fluidos se mantienen separados dentro del quemador, por lo que las boquillas (salidas) son diseñadas para proveer el mezclado de los fluidos cuando salen.

Las principales ventajas de los quemadores de mezcla en boquilla sobre los quemadores de premezcla son:

- La llama no puede retroceder corriente debajo de la boquilla, debido a que el oxidante y el combustible no están mezclados. Esto no solo aumenta la estabilidad sino que también reduce los riesgos de explosión en los quemadores grandes.
- Se puede trabajar con un mayor rango de relaciones oxidante combustible. Los quemadores de premezcla deben operar dentro de los límites de inflamabilidad del combustible. Solamente el área de mezclado inicial de un quemador de mezcla en boquilla necesita estar dentro de estos límites, por lo que el exceso de aire o combustible puede ser establecido por etapas dentro de la llama corriente abajo, resultando en relaciones de oxidante combustible aparentes, mayores a los límites de inflamabilidad. Muchos quemadores de mezcla en boquilla pueden operar en condiciones fuera de los límites de inflamabilidad, debido al aire u oxígeno extra que es añadido corriente abajo del punto donde se establece la raíz de la llama.
- Una mayor flexibilidad en los diseños de llama en el quemador es posible en quemadores de mezcla en boquilla, posibilitando una gran variedad en forma de llama. Por ejemplo, cuando cambia el número de Swirl, la forma y longitud de las llamas también varía.

Efectos de uso de aire enriquecido u oxígeno

La razón más común para usar oxígeno enriquecido en un quemador, es el incremento del calor de entrada disponible para aumentar la carga térmica. Esto puede mejorar la productividad o la economía del combustible o ambas. Otra importante razón para el uso de aire enriquecido u oxígeno es el aumento localizado de temperatura.

Efectos sobre la temperatura de llama

La medición de temperatura en condiciones reales de experimentación, es un proceso muy difícil debido a que por ejemplo cualquier sensor que se introduzca en la llama inmediatamente se convierte en radiador y por tanto el mismo se enfría por debajo de la temperatura de la llama que se quiere medir y por otro lado cada segmento de la llama dispersa calor a sus alrededores haciendo que las mediciones varíen con respecto a la naturaleza del medio circundante.

Es por eso que lo que normalmente se usa para efectos de comparación es la temperatura de llama adiabática. Esta temperatura es calculada teóricamente y representa el caso de llamas donde no hay pérdida de calor hacia los alrededores.

La temperatura de llama adiabática se incrementa sustancialmente con el enriquecimiento de oxígeno. Excediendo en muchos casos los 2760°C cuando el enriquecimiento se acerca al 100% en condiciones de combustión estequiométrica.

Cuando se usa aire enriquecido u oxígeno en quemadores industriales las llamas tienden a ser más cortas, calientes y luminosas en comparación con las llamas producidas por quemadores que usan aire. Por tanto, se deben tomar medidas para prevenir el sobrecalentamiento de las partes del quemador, las boquillas y las paredes.

Efectos en la estabilidad de llama

Existen varios factores que afectan la estabilidad de llama como por ejemplo: temperatura de ignición, temperatura de llama, límites de inflamabilidad, velocidad de llama y relación oxidante combustible.

A medida que aumenta el enriquecimiento de oxígeno para la combustión, la temperatura de ignición de los combustibles disminuye. Esto influye directamente en los límites de inflamación, haciendo que estos sean más amplios.

Como se explicó anteriormente, tanto en los quemadores de premezcla como en los de mezcla en boquilla, el mezclado en la raíz de la llama debe estar dentro de los límites de inflamabilidad para que se inicie la llama.

Efectos sobre la velocidad de llama

Este término caracteriza la velocidad de propagación del frente de llama y tiene su valor máximo usualmente en condiciones estequiométrica o ligeramente corrido a mezclas ricas.

El enriquecimiento de oxígeno para la combustión aumenta la velocidad. En el caso del Gas Natural la velocidad de llama aumenta hasta 11 veces cuando las concentraciones de oxígeno se incrementan desde 21 hasta 100%.

Para que una llama sea estable, la velocidad de alimentación de la mezcla oxidante combustible debe ser igual a la velocidad de llama. Si la velocidad de alimentación excede la velocidad de llama, ésta será separada del quemador, causando los fenómenos conocidos como separación (lift-off) o desprendimiento (blow-off) o la llama se moverá a una nueva posición “apartada” (“detached”) que no está en contacto con la boquilla del quemador.

Si la velocidad de llama excede a la de alimentación, la llama se moverá aguas arriba. Esto puede causar que la llama se apague (go out), en un quemador de mezcla en boquilla o que retroceda (flash back), en quemador de premezcla.

La combinación de una alta velocidad de llama y amplios límites de inflamabilidad en la combustión con oxígeno enriquecido mejora la estabilidad de llama y la tendencia a crear llamas intensas más bien cortas.

Las velocidades de llama que usualmente se tabulan, son para flujo laminar, que existen solo en un pequeño grupo de quemadores industriales. Las velocidades de llamas turbulentas, varían con la temperatura, el número de Reynolds y la configuración de llama y se estima que su valor es entre 6 y 8 veces el de las velocidades de llamas laminares.

En muchos casos, estos grandes valores de velocidades de llama turbulenta no son suficientes para satisfacer las necesidades industriales, para altas velocidades de salida a través de las boquillas. El requerimiento de: velocidad de alimentación igual a velocidad de llama, se logra creando flujos de recirculación o flujos de baja velocidad, o por el estiramiento de llama como largos conos. De esta forma, se satisface el requerimiento de: velocidad de llama igual a velocidad de alimentación en ángulos rectos a la superficie de la llama.

Se ha podido demostrar (a través de fotografía de alta velocidad) que la mayor parte de las superficies de las llamas, (fundamentalmente en grandes quemadores) no son conos lisos, sino que consisten en innumerables “espuelas” de llamas (cada una un cono pequeño) debido a las velocidades variables localizadas, relaciones de equivalencia y temperaturas dentro de la alimentación no quemada.

Por todas estas razones es que la aerodinámica en el diseño de quemadores puede ser muy compleja si el quemador tiene que ser lo suficientemente flexible como para operar con una gran variedad de velocidades de entrada y relaciones de equivalencia: oxidantes y combustibles.

Efecto de la aplicación de remolinos (swirl) en llamas turbulentas no mezcladas (difusión)

La estabilidad de llama puede ser aumentada (mejorada) incorporándole por ejemplo: cuerpos con singularidades (platos difusores), jets en forma de remolinos (Swirl), entrada de aire por etapas, etc^[46].

Todas estos elementos crean interfaces entre las corrientes de diferentes velocidades, produciendo turbulencia a pequeña escala (*fine-grained*). En cada punto del frente de llama, existe un balance entre la velocidad del gas entrante y la velocidad de propagación de llama.

Los remolinos (“quemador con *Swirl*”), mejoran la estabilidad de llama ya que forman zonas de recirculación en forma de toroides que recirculan el calor y las especies químicas activas hasta la base de la llama, y por tanto, aumentan el rango de velocidades en el que la estabilización de llama es posible.

El *Swirl* tiene dos beneficios agregados:

- Reduce el tiempo de combustión que trae consigo mayores velocidades de incorporación de fluido al hogar.
- Garantiza un mezclado rápido en la vecindad de la boquilla del quemador y a lo largo de las zonas de recirculación.

Swirl y largo de llama

El largo de una llama disminuye con la aplicación de una corriente externa a la inyección de gas, en forma de Swirl^[47].

La zona de recirculación formada por el *Swirl*, actúa como un gran vórtice y tiene una velocidad característica mucho mayor que los pequeños remolinos dentro de un jet simple (llamas turbulentas no mezcladas). La mayor velocidad explica por qué las llamas de *Swirl* son más cortas que las llamas de jet. El efecto del vórtice provoca que por diferencia de presión se formen jets opuestos (jet de combustible vs flujo reverso) que mejoran o incrementan el área de mezclado.

En las llamas con *Swirl*, la velocidad característica de mezclado depende no solo del combustible sino también de las condiciones del flujo de aire (velocidad del aire, del número de *Swirl*, y de la velocidad característica de recirculación).

Número de Swirl

Este parámetro se define como la relación entre el flujo (cambio) de momentum angular con respecto al flujo (cambio) de momento axial en un jet, dividido por $(da/2)$. En este caso, da es el diámetro de la garganta del quemador.

$$S = \frac{\int_0^R \rho \cdot U_z \cdot U_\theta \cdot r \cdot 2\pi \cdot r \cdot dr}{\int_0^R \rho \cdot (U_z^2 - \frac{1}{2}U_\theta^2) \cdot 2\pi \cdot r \cdot dr \cdot (da/2)}$$

Donde U_z , U_θ y U_R son las velocidades medias en coordenadas cilíndricas.

Las zonas de recirculación toroidales formadas por la acción de los remolinos se hacen más importantes cuando el número de *Swirl* se aproxima a 0,5.

Cuando el número de *Swirl* sobrepasa el valor de 0,5 en la garganta de un quemador, prácticamente no existe efecto en la reducción del largo de llama, aunque realmente por encima de 0,3 ya los efectos son minúsculos^[47], la aplicación de corrientes en forma de *Swirl*, en un quemador con una alimentación estequiométrica, puede llegar a reducir el largo de la llama hasta por un factor de 2,5. Esta reducción se puede ser aún mayor, aumentando el exceso de aire.

Se ha podido demostrar de forma experimental que el tamaño de las llamas simples en forma de jet, se pueden llegar a reducir hasta cinco veces por el efecto de *Swirl*, cuando se trabaja con exceso de aire.

En la literatura^[47], se reportan correlaciones para determinar el largo de las llamas a partir de los datos de diseño del quemador y de los flujos involucrados. Estas correlaciones generalmente están restringidas a ciertos tamaños y flujos específicos y además, para el cálculo se necesitan generalmente datos experimentales característicos de cada quemador. Por otra parte, de forma general para números de *Swirl* pequeños no se obtienen buenas correlaciones, ya que estas dependen directamente de las recirculaciones y en estas condiciones no son importantes.

Como en este proyecto el quemador fue diseñado para operar con números de *Swirl* entre 0,3 y 0,6; la reducción en el largo de llama será la máxima (con respecto a una llama turbulenta no mezclada) para las condiciones de operación. Como se explicó anteriormente, para quemadores que operan con mezclas estequiométricas, la máxima reducción es de 2,5 veces el largo de una llama turbulenta no mezclada.

Llamas turbulentas no mezcladas (difusión) ^[48]

Factores que afectan el largo de llama

Para llamas verticales creadas por un jet de combustible lanzado en un ambiente estable (quieto), existen cuatro factores que pueden influir en el largo de llama:

- Importancia relativa de la cantidad de movimiento inicial y las fuerzas de las fuerzas de flotabilidad que actúan sobre la llama, Fr_f .
- Estequiometría, f_s .
- Relación entre las densidades del fluido en la boquilla y la densidad del gas ambiente, ρ_e/ρ_∞ .
- Diámetro inicial del jet, d_j .

El primero de estos factores, puede ser caracterizado por el número de Froude (Fr_f), que para llamas turbulentas se calcula con la siguiente ecuación:

$$Fr_f = \frac{v_e f_s^{3/2}}{\left(\frac{\rho_e}{\rho_\infty}\right)^{1/4} \left[\frac{\Delta T_f}{T_\infty} g d_j\right]^{1/2}},$$

Donde ΔT_f es la elevación de temperatura característica producto de la combustión, f_s es la fracción de mezcla estequiométrica, v_e es la velocidad de salida, T_∞ es la temperatura ambiente y g , la aceleración de la gravedad.

Para números de Froude muy pequeños, las llamas están dominadas por la flotabilidad (bouyancy), mientras que para valores grandes, el momentum inicial del jet controla el mezclado y por supuesto el campo de velocidad dentro de la llama.

Los tres factores restantes son relevantes, aunque la flotabilidad ejerza o no un papel importante.

La relación de densidades ρ_e/ρ_∞ , y el diámetro inicial del jet, d_j , pueden convenientemente ser combinadas como un parámetro simple, frecuentemente denominado diámetro de momentum, d_j^* , que se define como:

$$d_j^* = d_j (\rho_e/\rho_\infty)^{1/2}$$

Donde se asume un perfil de velocidad de salida uniforme.

La idea básica involucrada en esta definición es que en jets con cantidades de movimiento inicial idénticas, deben existir idénticos campos de velocidad. Por tanto, un incremento en la densidad del fluido en la boquilla produce el mismo efecto que un incremento en el diámetro de la boquilla de acuerdo con la ecuación anterior.

Para el cálculo del largo de una llama de turbulenta no mezclada (Difusión), primeramente se estima una longitud de llama adimensional (L^*).

Para esto se definen dos regímenes:

Uno donde domina la flotabilidad, cuando $Fr_f \leq 5$, y otro dominado por la cantidad de movimiento ($Fr_f \geq 5$), donde la longitud de llama adimensional es constante:

$$L^* = \frac{13.5 Fr_f^{3/5}}{(1 + 0.07 Fr_f)^{1/5}}, \text{ para } Fr_f \leq 5$$

y

$$L^* = 23, \text{ para } Fr_f \geq 5$$

Con este parámetro adimensional, se calcula entonces el largo de la llama turbulenta de difusión (L_f), a través de la siguiente ecuación:

$$L^* = \frac{L_f f_s}{d_j (\rho_e / \rho_\infty)^{1/2}} = \frac{L_f f_s}{d_j^*}$$

Separación y desprendimiento de llama (Liftoff and Blowout)

El desprendimiento de una llama de jet (turbulenta no mezclada), desde una posición adjunta a la salida del quemador, depende de la velocidad de salida. La distancia de separación (Liftoff height), que es la distancia entre el quemador y la base de la llama, se incrementa con la velocidad, hasta que la llama se desprende (Blowout).

En la literatura se han propuesto diferentes teorías para explicar la separación de la llama. Una de las más usadas establece que: la velocidad de flujo local, en la posición donde la velocidad de llama laminar es la máxima ($S_{L,max}$), alcanza la velocidad de quemado turbulento (S_T) de una llama de premezcla.

$$\bar{v}(S_{L,max}) = S_T$$

El fenómeno del desprendimiento de llama puede ser interpretado en términos de llamas turbulentas de premezcla como se explica en la teoría citada, donde se asume que la base de la llama desprendida, es una llama de premezcla.

Desde este punto de vista, el desprendimiento ocurre a una velocidad de flujo donde la velocidad de quemado cae más rápidamente (en función de la distancia corriente abajo), que la velocidad local en la posición de $S_{L,max}$.

Esto explica la repentina ocurrencia de desprendimiento justo más allá de una separación crítica, aunque la mezcla esté dentro de los límites de inflamabilidad en la base de la llama.

$$\frac{v_e}{S_{L,max}} \left(\frac{\rho_e}{\rho_\infty} \right)^{1.5} = 0.017 Re_H (1 - 3.5 \cdot 10^{-6} Re_H)$$

Donde el número de Reynolds, Re_H , está dado por:

$$Re_H = \frac{\rho_e S_{L,max} H}{\mu_e}$$

La longitud característica, H , es la distancia a lo largo del eje del quemador donde la concentración media del combustible a caído a su valor estequiométrico y puede ser estimada por:

$$H = 4 \left[\frac{Y_{F,e}}{Y_{F,stoic}} \left(\frac{\rho_e}{\rho_\infty} \right)^{1/2} - 5.8 \right] d_j$$

Donde $Y_{F,e}$ y $Y_{F,stoic}$ son las fracciones de mezcla del combustible en la salida de la tubería y la estequiométrica respectivamente.

A través de las ecuaciones anteriores se puede estimar la velocidad de salida (v_e), a la que se produce el desprendimiento en una llama

En la literatura^[48], existen correlaciones para determinar la distancia de desprendimiento en función de la velocidad de salida, por tanto una vez que se determina la velocidad desprendimiento, también, se puede estimar la distancia máxima de separación hasta la que no se produce desprendimiento.