UNIVERSIDAD DE ATACAMA
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA EN METALURGIA

ESTUDIO DE FACTORES INCIDENTES EN LAS TASAS DE FILTRACIÓN EN FAENA LA COIPA

Rodrigo Alejandro Campusano Chang

Copiapó, Chile, 2023

UNIVERSIDAD DE ATACAMA
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA EN METALURGIA

ESTUDIO DE FACTORES INCIDENTES EN LAS TASAS DE FILTRACIÓN EN FAENA LA COIPA

Trabajo de titulación presentado en conformidad a los requisitos para obtener el título de Ingeniero Civil En Metalurgia

Profesor Guía: Juan Chamorro González

Comisión:

Mg. Juan Chamorro González

Dr. Osvaldo Pavéz Miqueles

Dra. Ana Rivera Varas

Tutor: Hugo Moreno Álvarez

Rodrigo Alejandro Campusano Chang

Copiapó, Chile, 2023

ESTUDIO DE FACTORES INCIDENTES EN LAS TASAS DE FILTRACIÓN EN FAENA LA COIPA

Este documento de Trabajo de Titulación fue aprobado por:

Nombre de la comisión	Calificación	Firma
Mg. Juan Chamorro González Departamento de Ingeniería en Metalurgia Universidad de Atacama Copiapó-Chile	**6.9**	
Dr. Osvaldo Pavéz Miqueles Departamento de Ingeniería en Metalurgia Universidad de Atacama Copiapó-Chile	**6.3**	
Dra. Ana Rivera Varas Departamento de Ingeniería en Metalurgia Universidad de Atacama Copiapó-Chile	**6.8**	

Dra. Ana Rivera Varas

Directora Departamento de Ingeniería en Metalurgia

A todas las personas que me acompañaron durante este proceso.

Familiares, profesores, compañeros y amigos.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

CAPÍTULO 1: Introducción 1

1.1 Antecedentes 1

1.2 Compañía Minera Mantos de Oro (Kinross La Coipa) 3

1.3 Descripción del proceso 5

1.3.1 Chancado 5

1.3.2 Molienda 6

1.3.3 Lixiviación 8

1.3.4 Circuito de decantación contracorriente (CCD) 9

1.3.5 Filtrado 10

1.3.6 Refinería 11

1.4 Descripción del problema 12

1.5 Objetivos 17

1.5.1 Objetivo general 17

1.5.2 Objetivos específicos 17

CAPÍTULO 2: Antecedentes teóricos 18

2.1 Separación sólido – líquido 18

2.2 Filtración 18

2.2.1 Teoría de filtración 19

2.2.2 Filtración discontinua 20

2.2.3 Filtración continua 21

2.2.4 Procedimiento Kinross para pruebas de filtrado estándar 23

2.2.5 Filtros clarificadores 26

2.2.6 Filtros de torta 28

2.2.7 Equipos para la filtración 29
2.3 Técnicas de caracterización de minerales 32
2.3.1 Difracción de rayos X (DRX) 32
2.3.2 Microscopía electrónica de barrido (MEB) 34
2.4 Sistemas de dispersión 37
2.5 Estabilidad de las dispersiones (teoría DLVO) 37
2.6 Coagulación y floculación 43
2.7 Dispersión 47
2.7.1 Estabilización estérica 48
2.7.2 Estabilización electrostática 49
CAPÍTULO 3: Desarrollo experimental 50
3.1 Preliminares 50
3.2 Metodología experimental 60
3.2.1 Efecto del porcentaje de sólidos 60
3.2.2 Efecto de la granulometría 63
3.2.3 Efecto del pH (adición de cal hidratada) 64
3.2.4 Caracterización de arcillas 66
3.2.5 Barrido de reactivos 67
CAPÍTULO 4: Resultados y discusiones 69
4.1 Efecto del porcentaje de sólidos 69
4.2 Efecto de la granulometría 73
4.3 Efecto del pH (adición de cal hidratada) 77
4.4 Caracterización de arcillas 81
4.5 Barrido de reactivos 86
CAPÍTULO 5: Conclusiones 91
6 RECOMENDACIONES 93

7 REFERENCIAS 94

8 ANEXOS 98

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 – Producción de oro en Chile en función de precio de oro en siglo XX y XXI. COCHILCO, 2017. 2
Figura 1.2 – Producción de oro en Chile desde el año 2012 hasta el año 2021 (COCHILCO, 2022). Elaboración propia. 2
Figura 1.3 – Ubicación geográfica de Compañía Minera Mantos de Oro (Kinross La Coipa). Google Maps, 2023. 4
Figura 1.4 – Diagrama de flujo del área de chancado primario. Proporcionado por Kinross La Coipa. 6
Figura 1.5 – Diagrama de flujo del área de Molienda. Proporcionado por Kinross La Coipa..... 8
Figura 1.6 – Diagrama de flujo del área de lixiviación. Proporcionado por Kinross La Coipa..... 9
Figura 1.7 – Diagrama de flujo del área CCD. Proporcionado por Kinross La Coipa. 10
Figura 1.8 – Diagrama de flujo del área filtrado. Proporcionado por Kinross La Coipa. 11
Figura 1.9 – Controles de tasa de filtración, mayo 2008. Reportes de planta 2008 Kinross La Coipa. 13
Figura 1.10 – Controles de tasa de filtración, mayo 2022. Reportes de planta 2022 Kinross La Coipa. 13
Figura 1.11 – Mineral arcilloso presente en pruebas de lixiviación estándar en laboratorio. Elaboración propia. 15
Figura 1.12 – Vista de altura de la línea 2. Área de filtrado. Elaboración propia. 15
Figura 1.13 – Vista bajo nivel, área de filtrado inundada debido a la presencia de mineral arcilloso en el relave. Elaboración propia..... 16
Figura 2.1 – Esquema general de la prueba de filtrado estándar. Proporcionado por Kinross La Coipa (Nicolás, 2008). 25
Figura 2.2 – Mecanismos de filtración. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química (McCabe et al. 2007). 27
Figura 2.3 – Clarificador de cono. Clearwater Industries, Inc. 2023. 27
Figura 2.4 – Filtro de prensa vertical. Brito, 2019. 30
Figura 2.5 – Filtro de banda horizontal del área de filtrado. Elaboración Propia. 31
Figura 2.6 – Esquematización de la ley de Bragg. Smith & Hashemi, 2006. 33
Figura 2.7 – Representación esquemática de un microscopio electrónico de barrido. Faraldos y Goberna, 2011. 35

Figura 2.8 – Representación esquemática de la doble capa eléctrica. Apuntes “Mecánica de Fluidos II”, 2018. 39
Figura 2.9 – Gráfico potencial vs. pH. Pavez, 2005. 40
Figura 2.10 – Diagrama esquemático de la variación de energía libre vs. la separación de partículas, acorde a la teoría DLVO. Malvern Instruments, 2011. 42
Figura 2.11 – Ilustración de la diferencia entre un sistema coloidal estable y uno inestable. Acniti, 2023. 42
Figura 2.12 – Diagrama esquemático de la variación de energía libre vs. separación de partículas con una alta concentración de sales. Malvern Instruments, 2011. 43
Figura 2.13 – Representación gráfica de los mecanismos de reducción de estabilidad. Apuntes “Mecánica de Fluidos II”, 2018. 44
Figura 2.14 – Mecanismos de aglomeración de partículas. Apuntes “Mecánica de Fluidos II”, 2018. 46
Figura 2.15 – Tipos de estabilización coloidal. Malvern Instruments, 2011. 49
Figura 3.1 – Vista del área de laboratorio durante inicios del mes de junio. Elaboración propia.51
Figura 3.2 – Pirómetro óptico empleado para la experiencia. Elaboración propia. 52
Figura 3.3 – Distribución de temperaturas en los tanques de lixiviación. En la leyenda, E: Entrada, S: Salida. 53
Figura 3.4 – Ro – Tap usado en las experiencias de este trabajo. Elaboracion propia. 54
Figura 3.5 – Distribución granulométrica pre – lixiviación. 54
Figura 3.6 – Distribución granulométrica post – lixiviación. 55
Figura 3.7 – Comparación de tasas de filtración entre tela saturada y no saturada (usada en laboratorio) para diferentes muestras. 56
Figura 3.8 – Pérdida de tasa de filtración por saturación expresada en porcentaje según tipo de tela para diferentes muestras. 56
Figura 3.9 – Comparación del efecto del ayuda filtrante sobre la tasa de filtrado. 57
Figura 3.10 – Ganancia de tasa de filtración expresada en porcentaje para el estudio de efectividad del actual reactivo ayuda filtrante (SNF 604). 58
Figura 3.11 – Turbidímetro usado en la prueba de medios filtrantes mostrando mensaje de error “fuera de rango”. Elaboración propia. 59
Figura 3.12 – Tela filtrante puesta a prueba para filtración (300). Elaboración propia. 60
Figura 3.13 – Balanza Marcy empleada en las pruebas de este reporte. Elaboración propia. 61
Figura 3.14 – Embudo Marsh similar al usado en las pruebas de viscosidad de este reporte. Mudtest, 2023. 62

Figura 3.15 – Muestreo del estanque TK – 18 para prueba de viscosidad Marsh. 62
Figura 3.16 – Lote de mineral ultrafino (-#400) obtenido. 64
Figura 3.17 – pH – metro utilizado para ajustes en este reporte. Elaboración propia..... 65
Figura 3.18 – Pulverizador empleado para las muestras enviadas a caracterización por SEM – DRX. Elaboración propia..... 67
Figura 4.1 – Evolución de los tiempos de formación de queque y lavado en función del porcentaje de sólidos. 69
Figura 4.2 – Peso seco obtenido en función del porcentaje de sólidos trabajado. 70
Figura 4.3 – Efecto de la variación de porcentaje de sólidos en la tasa de filtrado. Muestra del estanque TK – 7. 71
Figura 4.4 – Ganancia de tasa de filtrado respecto al porcentaje inicial (40% de sólidos) expresado en porcentaje. 71
Figura 4.5 – Relación entre propiedades reológicas de una pulpa cianurada y el contenido de sólidos. Klein y Laskowski, 2000. 72
Figura 4.6 – Evolución de los tiempos de formación de queque y lavado en función del porcentaje añadido de mineral -#400 a molienda. 73
Figura 4.7 – Peso seco obtenido en función del porcentaje añadido de mineral -#400. 74
Figura 4.8 – Efecto del porcentaje de mineral añadido -#400. Lote de mineral -#400. 75
Figura 4.9 – Pérdida de tasa de filtración respecto al porcentaje inicial (10% de sólidos -#400) expresado en porcentaje. 75
Figura 4.10 – Relación entre propiedades reológicas de una pulpa cianurada y su granulometría. Klein y Laskowski, 2000. 76
Figura 4.11 – Tiempo de formación de queque vs. pH para una pulpa de mineral muy arcilloso. 77
Figura 4.12 – Peso seco obtenido de acuerdo con el pH trabajado. 78
Figura 4.13 – Tasa de filtración vs. pH para una pulpa de mineral muy arcilloso. Lote de baja filtración. 79
Figura 4.14 – Pérdida de tasa de filtración respecto al pH inicial (6.45) expresada en porcentaje. 79
Figura 4.15 – Relación entre propiedades reológicas de una pulpa cianurada y el pH. Klein y Laskowski, 2000. 80
Figura 4.16 – Imagen obtenida por SEM para la muestra 800028 de mala tasa de filtración. Electrones retrodispersos (superior), mapeo elemental (inferior). 82

Figura 4.17 – Imagen obtenida por SEM para la muestra 800203 de buena tasa de filtración. Electrones retrodispersos (superior), mapeo elemental (inferior). 83
Figura 4.18 – Análisis por DRX para el compósito 800028 de mala tasa de filtración (arriba) y 800203 de buena tasa de filtración (abajo). El primero muestra una alta concentración de peaks para arcillas en comparación con el segundo. 84
Figura 4.19 – Análisis por DRX de la muestra 800163. 85
Figura 4.20 – Tasas de filtración promedio obtenidas para diferentes floculantes propuestos por SNF. 87
Figura 4.21 – Tasas de filtración promedio obtenidas para diferentes floculantes propuestos por SNF en comparación con el actual (604). 88
Figura 4.22 – Tasas de filtración promedio obtenidas por el reactivo SNF 505, para tres diferentes dosificaciones. 89
Figura 4.23 – Tasas de filtración promedio obtenidas por la dosificación propuesta del reactivo SNF 505 y la adición de dos reactivos dispersantes en comparación con el reactivo y dosificación actual. 90

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 – Promedio y desviación estándar de las tasas de filtración. Mayo 2008 y mayo 2022. Elaboración propia. 14
Tabla 3.1 – Turbidez obtenida por diferentes medios filtrantes.....59
Tabla 3.2 – Compósitos de geología para análisis con detalle. En rojo, muestras que no cumplen con los estándares mínimos requeridos para procesamiento. 66
Tabla 3.3 – Nombres de los reactivos a utilizar. SNF.....68
Tabla 4.1 – Relación entre el porcentaje de sólidos y su viscosidad Marsh. Muestra del estanque TK – 18. 72
Tabla 4.2 – Relación entre la granulometría y su viscosidad Marsh. Rechazos de compósitos de geología. 76
Tabla 4.3 – Relación entre el pH y su viscosidad Marsh. Rechazos de compósitos de geología. 80
Tabla 4.4 – Caracteristicas fisicoquímicas de los reactivos SNF 604 y 505. SNF Chile 2023. 87

ABSTRACT

In the extractive metallurgy field, various solid – liquid separation mechanisms are employed, among which filtration is used at Kinross La Coipa to separate these phases in the tailings. The filtration performance is quantified by the "filtration rate" expressed in $kg/h/m^2$. Filtration can be affected by different factors, including operational variables such as solid percentage, amount of fine particles, pH and viscosity among others. Other factors that affect filtration are the number of clays present in the mineral and the flocculating reagents used, the latter being of great importance as the phenomena of coagulation and flocculation of particles drastically improve the filtration rate due to the increased porosity of the formed cake. The factors mentioned above were studied due to the difficulties encountered in the resumption of Kinross La Coipa in 2022, evaluating the filter performance behavior for various minerals based on the solid percentage, amount of fine particles, and pH, as well as their relationship with slurry viscosity, therefore, the mechanical preparation of some of the samples used was necessary. Increases in filtration performance were obtained as the solid content increases, and reductions in performance were observed for pH increases and the addition of fine particles to grinding, with the latter being the most significant, with performance losses of up to 38.1% for the studied minerals. No significant changes in the slurry viscosity for the studied variables were observed. To complement the studies of operational variables, the feed mineral to the plant was characterized using X – ray diffraction and SEM – EDS techniques, revealing clays like kaolinite and Na – bentonite, the latter with great expansion capacity. In addition, various reagents provided by the SNF company and dosages of 3, 5, and 7 g/t for the most efficient reagent were tested. The results were compared with the physicochemical properties of the reagents, with the SNF 505 reagent showing the highest performance at a dosage of 7 g/t, in conjunction with the SNF 1000A dispersant dosed at 100 ppm, both being anionic in nature.

RESUMEN

En el campo de la metalurgia extractiva se emplean diversos mecanismos de separación sólido – líquido, dentro de los cuales, en faena Kinross La Coipa, se emplea la filtración para separar dichas fases en el relave. El rendimiento de filtrado se cuantifica mediante la "tasa de filtración" expresada en $kg/h/m^2$. La filtración puede verse afectada por diferentes factores, entre los cuales destacan variables operacionales como el porcentaje de sólidos, la cantidad de partículas finas, el pH, la viscosidad, entre otras. Otros factores que inciden en la filtración son, la cantidad de arcillas presentes en el mineral y los reactivos floculantes usados, estos últimos de gran importancia, pues los fenómenos de coagulación y floculación de partículas mejoran drásticamente la tasa de filtración, debido al aumento de la porosidad del queque formado. Los factores mencionados anteriormente, fueron estudiados por las dificultades presentadas en la reanudación de Kinross La Coipa el año 2022, evaluando el comportamiento del rendimiento de filtrado para varios minerales muestreados en diferentes áreas, en función del porcentaje de sólidos, la cantidad de partículas finas, y el pH, además de su relación con la viscosidad de la pulpa, por lo que fue necesaria la preparación mecánica de algunas de las muestras empleadas. Se observaron aumentos en el rendimiento de filtrado para incrementos del contenido de sólidos, y reducciones de rendimiento para incrementos de pH, y cantidad de finos añadidos a molienda, siendo esta ultima la más significativa, con pérdidas de rendimiento de hasta un 38,1% sin observarse cambios significativos de la viscosidad para las variables mencionadas. Para complementar los estudios de variables operacionales, el mineral de alimentación a planta se caracterizó mediante las técnicas de difracción de rayos X y SEM – EDS, revelando arcillas como caolinita y bentonita sódica, esta última de gran capacidad de expansión, además, se probaron diversos reactivos proporcionados por la empresa SNF y dosificaciones de 3, 5 y 7 g/t para el reactivo de mejor rendimiento. Los resultados fueron contrastados con las propiedades fisicoquímicas de los reactivos, siendo el reactivo SNF 505 el de mayor rendimiento a una dosificación de 7 g/t en conjunto con el dispersante SNF 1000A dosificado a 100 ppm, ambos de naturaleza aniónica.

CAPÍTULO 1: Introducción

1.1 Antecedentes

Durante toda la historia de Chile, se ha tenido registro de producción de oro. Estos registros muestran que la minería del oro en el país existe desde al menos el año 700 d.C. y su producción se impulsó con la llegada de los españoles. Recientemente en el siglo XX, el Estado llevó a cabo dos importantes planes nacionales auríferos que impulsaron la explotación de lavaderos de oro con el objetivo principal de crear empleos y divisas ante importantes crisis económicas (Olavarría y Araya, 2017). En 1991, inicia su producción la mina La Coipa (actualmente CIA. Minera Mantos de Oro – Kinross), que reanudó sus operaciones el primer trimestre de 2022 tras una paralización de siete años desde 2013, esto se enmarca a través de la ejecución del proyecto "Explotación de Minerales La Coipa Fase 7", proyecto que tiene una inversión de capital inicial de US$ 225 millones y se espera que genere hasta 1000 empleos durante el año de máxima actividad de la operación (Kinross Chile, 2020). En febrero del presente año se anuncia que la vida útil de La Coipa se extendería hasta el año 2026 con la incorporación del rajo Purén (Kinross Chile, 2022).

Para el año 2020 la producción de oro en Chile registró 33.9 toneladas, con una caída del 11.9% frente al 2019, cifra que para el 2021 se estimó una producción similar, sin embargo, a partir del año 2022 la producción nacional debería evidenciar un incremento con los proyectos "Fase 7", así como con Salares Norte de Gold Fields (Revista Minería Chilena, 2021)

La producción de oro en Chile es primaria y secundaria (oro como subproducto de la minería del cobre), siendo esta última la más relevante con el 63.8% del total en el 2020 (Donoso y Araya, 2021).

En la Figura 1.1 se ilustra la producción de oro en Chile hasta el año 2015 y en la Figura 1.2 la producción de oro en Chile primaria y secundaria desde el año 2012 hasta el 2021.

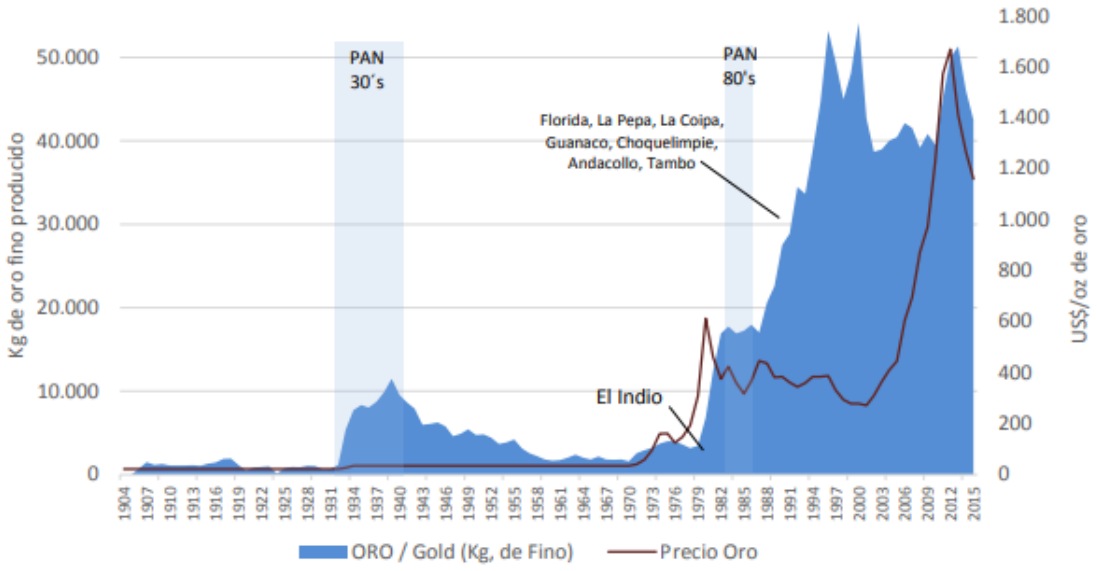


Figura 1.1 – Producción de oro en Chile en función de precio de oro en siglo XX y XXI. COCHILCO, 2017.

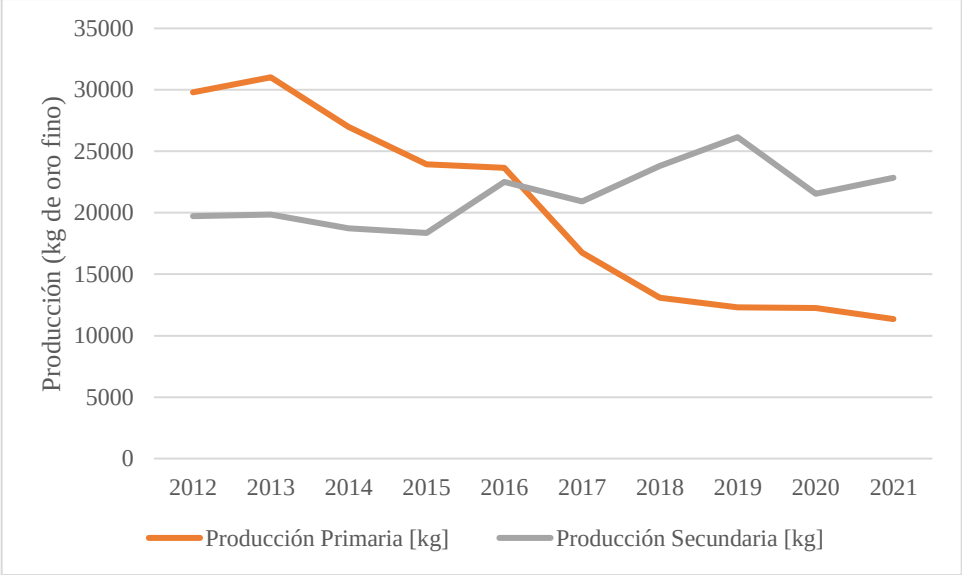


Figura 1.2 – Producción de oro en Chile desde el año 2012 hasta el año 2021 (COCHILCO, 2022). Elaboración propia.

El agua es un insumo estratégico en el proceso minero, especialmente considerando que la actividad se desarrolla mayormente en la zona norte del país, donde el recurso es escaso. Debido a lo crítico de este insumo, la minería se ha preocupado del manejo sustentable y eficiente del mismo (Minería Chilena, 2018). La minería en Chile no ocupa más del 3% de agua continental, sin embargo, muchas veces es sindicada como una industria alta en su consumo. Pero ese no es precisamente el problema, sino que el hecho de que la actividad se genera en una zona donde la escasez hídrica es muy alta (Reporte Minero y Energético, 2021).

La mayor parte de los procesos mineros utilizan cantidades sustanciales de agua, requiriéndose su recuperación mediante etapas de separación sólido – líquido como la filtración o la sedimentación. El agua que se recupera es, en su mayor parte, recirculada al proceso, sin embargo, la recuperación de agua no está exenta de dificultades, siendo entre otras, la cantidad de arcillas presentes en el mineral a tratar o un deficiente manejo de parámetros operacionales.

1.2 Compañía Minera Mantos de Oro (Kinross La Coipa)

La Coipa, perteneciente a Compañía Minera Mantos de Oro, es una subsidiaria de la compañía Kinross. Se encuentra ubicada en la Región de Atacama al norte de Chile, alrededor de mil kilómetros al norte de Santiago y 140 kilómetros al noreste de Copiapó, a una altura aproximada de 3670 msnm. El año 2007, Kinross adquirió el 50% restante de Goldcorp Inc, transformándose en el único operador.

Sus actividades fueron suspendidas de manera temporal parcial durante el último trimestre de 2013, por el agotamiento de sus reservas económicamente explotables. Sin embargo, Kinross continúa evaluando sus reservas, recursos minerales y exploraciones.

En febrero de 2020, Kinross anunció la reapertura de La Coipa avanzando con el proyecto Fase 7 en la Región de Atacama.

El proyecto La Coipa tendrá una inversión de capital inicial de aproximadamente US$ 225 millones, a esto se suma el capital activo anterior existente en la Compañía, principalmente, la Planta de Procesamientos, Truck Shop, y Campamento.

Se espera que este proyecto genere hasta 700 empleos en la etapa de desarrollo y hasta 1000 durante el año 2024.

Asimismo, y además de la optimización de la Fase 7, la empresa destacó la incorporación del rajo Purén cercano al proyecto, lo cual podría incorporar cerca de 200 mil onzas de material a nivel productivo. Con esto, el plan es que produzca un total aproximado de un millón de onzas de oro, comenzando la primera producción en 2022 y extendiendo la vida útil de la mina hasta principios de 2026, incrementando su vida útil en un 45%.

Kinross continuará estudiando otras potenciales oportunidades en los depósitos adyacentes de La Coipa, como lo son Coipa Norte y Can-Can con el objetivo de extender la vida útil de la mina. En la Figura 1.3 se muestra la ubicación geográfica de Compañía Minera Mantos de Oro.



Figura 1.3 – Ubicación geográfica de Compañía Minera Mantos de Oro (Kinross La Coipa). Google Maps, 2023.

1.3 Descripción del proceso

Las operaciones unitarias que integran el diagrama de flujo del proceso de la planta La Coipa se muestra en el Anexo 1.1, y corresponden a los procesos de chancado, molienda SAG, lixiviación por agitación, filtración, depósito de relaves, precipitación, calcinación y fusión. El producto final es metal doré, obteniéndose como sub – producto mercurio.

La Coipa utiliza el método de cianuración por agitación para la recuperación del oro y de la plata, el que se seleccionó de acuerdo con las características físicas y mineralógicas de las menas cianurables, por la ocurrencia de los metales preciosos y su ley, como también, por la magnitud del tonelaje a tratar. Las etapas del proceso se describen a continuación:

1.3.1 Chancado

El mineral proveniente de la mina, con un tamaño promedio de 40”, es transportado en camiones de hasta 133 toneladas de transporte y descargado en una tolva de recepción. Un chancador giratorio de 42” x 65”, con potencia instalada de 300 kW, cuya cámara de chancado se encuentra en el interior de la tolva, tritura el mineral hasta un tamaño de 4,5”. El mineral chancado es retirado por un alimentador de placas y traspasado a una correa transportadora que lo traslada y deposita en un stock pile techado, capaz de almacenar 45.000 toneladas (15.000 toneladas vivas) (Figura 1.4).

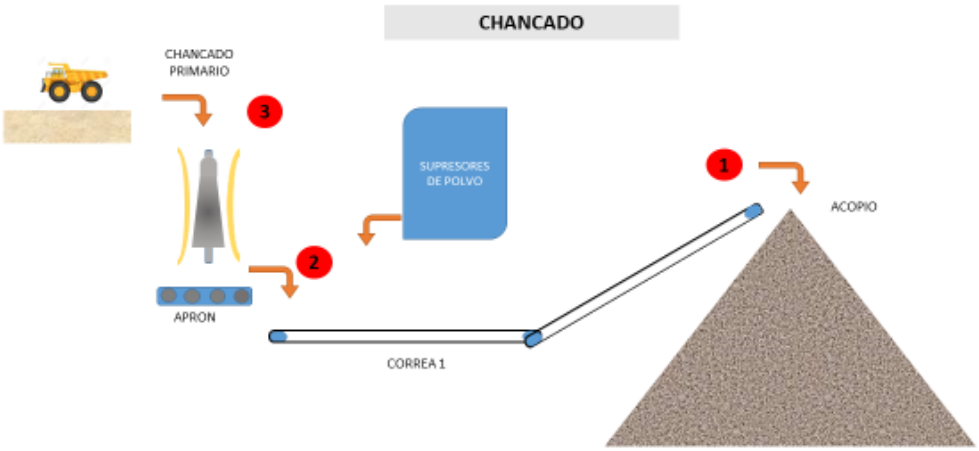


Figura 1.4 – Diagrama de flujo del área de chancado primario. Proporcionado por Kinross La Coipa.

1.3.2 Molienda

El mineral chancado es retirado desde el stock pile por medio de 4 alimentadores vibratorios y luego alimentado a un harnero de dimensiones 8’ x 16’, doble deck, mediante una correa transportadora. El mineral es clasificado en el harnero, y el sobretamaño de ambos decks es desviado mediante un chute hasta un alimentador electromagnético, que lo dosifica en una correa transportadora equipada con un pesómetro y un electroimán. Luego el mineral es luego traspasado a otra correa transportadora, encargada de alimentar el mineral a un chancador de cono H6000, logrando un tamaño de 90% -1,5”.

El circuito de molienda se compone de un molino SAG de dimensiones 28’ x 14’, con velocidad variable y potencia nominal de 5.000 kW, complementado con dos circuitos de molienda convencional, cada uno de ellos compuesto por un molino de bolas de dimensiones 16’ x 24.5’ y potencia instalada de 3.150 kW. En la descarga del molino SAG se cuenta con un harnero vibratorio de dimensiones 8’ x 16’, que clasifica el pebble y lo

alimenta a un conjunto de correas transportadoras que lo trasladan hasta un chancador Omnicone 1560 para efectuar la reducción de tamaño.

Tanto la descarga del chancador Symons como la descarga del chancador Omnicone, son colectadas en una correa transportadora común, que traslada y traspasa la carga a otra correa. Esta última, además de la carga anterior recibe la fracción fina (-2”), presente en la alimentación fresca y clasificada en el primer harnero. El mineral colectado constituye la alimentación al molino SAG.

La pulpa de tamaño -1/2” obtenida como bajo – tamaño en el harnero de pebbles, es bombeada a un splitter que reparte la carga a los dos circuitos de molienda secundaria. La pulpa fresca en conjunto con la descarga del molino de bolas es bombeada a una batería compuesta por 6 ciclones D – 26 (una batería por cada circuito), que clasifica la pulpa con un tamaño promedio de 160 µm como P_{80}.

La pulpa con la granulometría requerida y con un 40% de sólidos es alimentada a un espesador de marca Western de 18,3 metros de diámetro, capaz de controlar y mantener entre 52 a 55% el porcentaje de sólidos alimentado a la etapa de lixiviación por agitación. La solución colectada en el rebalse del espesador en conjunto con soluciones provenientes de la etapa de filtrado de relaves constituye el medio líquido demandado por el circuito de molienda global.

El área funciona con 2 plantas anexas que son: la planta de preparación de floculante para uso en el espesador y la planta de lechada de cal, para regular el pH de las soluciones, tal como se muestra en la Figura 1.5.

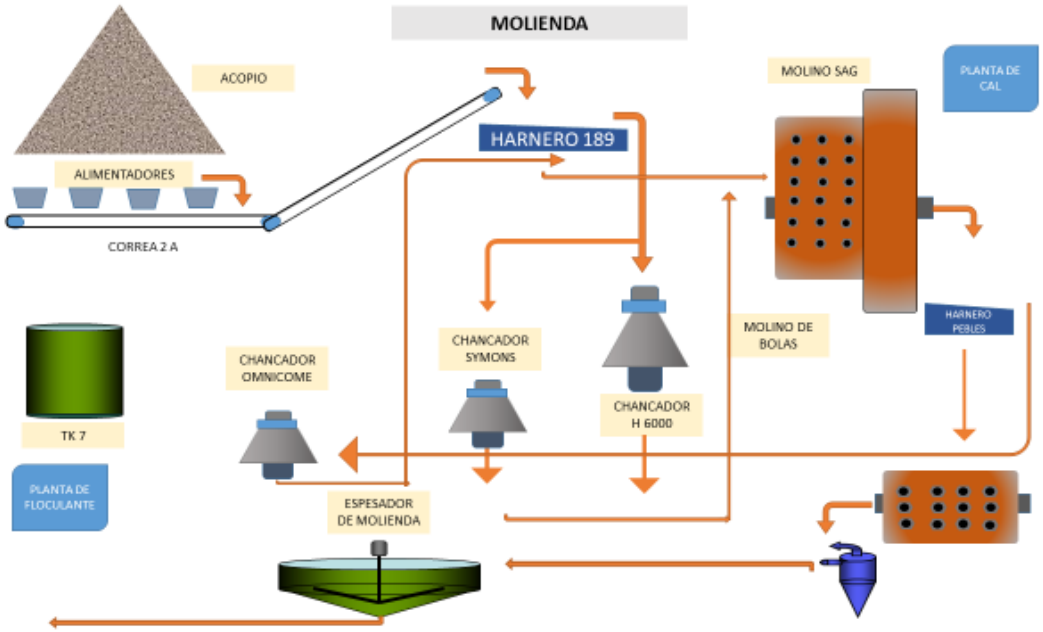


Figura 1.5 – Diagrama de flujo del área de Molienda. Proporcionado por Kinross La Coipa.

1.3.3 Lixiviación

La pulpa del underflow del espesador de molienda es alimentada a 8 estanques de agitación con capacidad para 2.983 m^3 de pulpa y con una potencia instalada de 92 kW cada uno. La pulpa es agitada en un medio cianurado que contiene 0,8 a 1 g/l de cianuro libre, pH igual o superior a 11,5 y aire forzado. El tiempo de residencia del mineral en esta etapa es de 24 horas aproximadamente, obteniéndose una disolución del oro y la plata, que es fluctuante y consecuente con el tipo de mineral procesado. El cianuro se alimenta en solución concentrada al Agitador n°1 y se controla en el Agitador n°8. La dosificación de cianuro se realiza con un equipo automático de dosificación de acuerdo con un set point programado, tal como se muestra en la Figura 1.6.

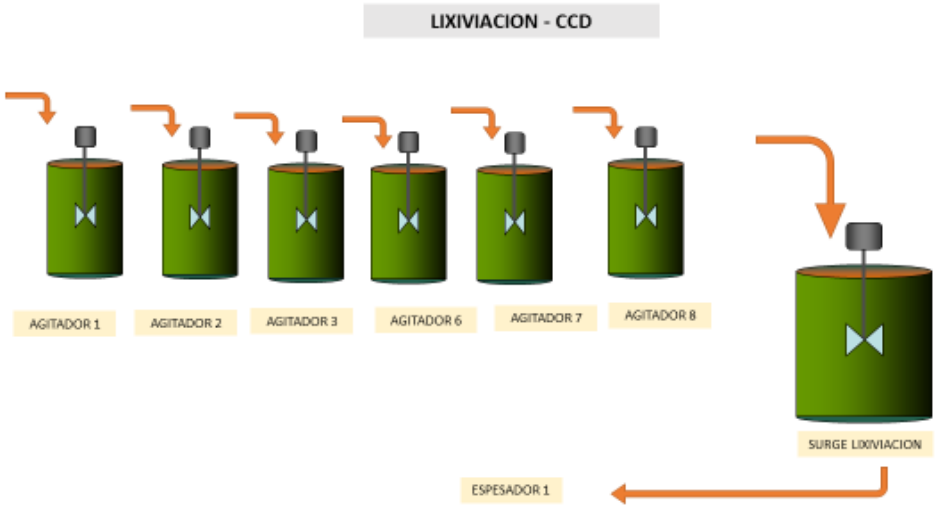


Figura 1.6 – Diagrama de flujo del área de lixiviación. Proporcionado por Kinross La Coipa.

1.3.4 Circuito de decantación contracorriente (CCD)

El circuito CCD está conformado de 3 espesadores que operan en circuito contracorriente con una solución de lavado proveniente del área de refinería (solución estéril). De los 3 espesadores, 2 son marca Delkor, de 70 pies de diámetro y 1 espesador marca Westech de 60 pies de diámetro. La pulpa se alimenta al espesador n°1 y la solución estéril se alimenta al espesador n°3 a una razón de 1,2 m^3 por cada tonelada procesada. La solución de rebose del espesador n°1 corresponde a la solución que se envía a refinería para la precipitación de oro y plata. El underflow del espesador n°3 constituye el relave agotado y es bombeado al área de filtrado, para proceder con el lavado y la recuperación de soluciones desde este. Para la operación de los espesadores se cuenta con una planta de preparación de floculante Un diagrama de flujo del área CCD se ilustra en la Figura 1.7.

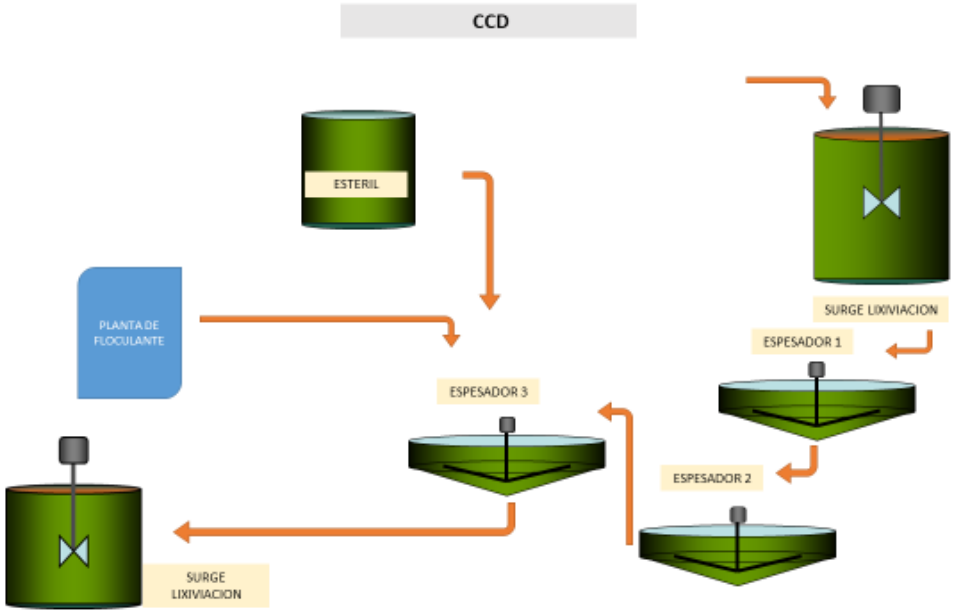


Figura 1.7 – Diagrama de flujo del área CCD. Proporcionado por Kinross La Coipa.

1.3.5 Filtrado

Esta área posee 12 filtros de banda marca Delkor con un área de filtrado de 100 m^2 cada uno, dichos filtros se agrupan en dos líneas de filtrado. La línea 1 se compone de los filtros 1 – 6 mientras que la línea 2, se compone de los filtros 7 – 12. La pulpa es clasificada antes de alimentar a cada filtro en ciclones Krebbs D – 15. El underflow es alimentado directamente sobre la tela del filtro y el overflow, que contiene el material más fino, es alimentado sobre el material grueso depositado previamente. Adicionalmente, se le añade el reactivo ayuda filtrante (floculante) al overflow de la batería de hidrociclones. El queque formado es lavado con agua industrial, desplazando las soluciones que contienen oro, plata, cianuro y cal, las cuales son colectadas y recicladas mediante bombeo al circuito de molienda. El queque con un 20% de humedad, es alimentado a un conjunto de correas transportadoras que lo trasladan hasta el área de depósito o tranque de relaves. En el tranque de relaves se cuenta con un sistema Rahco que es un distribuidor compuesto por una correa larga con movimiento radial mediante orugas y equipado con un tripper para la distribución de relave (Figura 1.8).

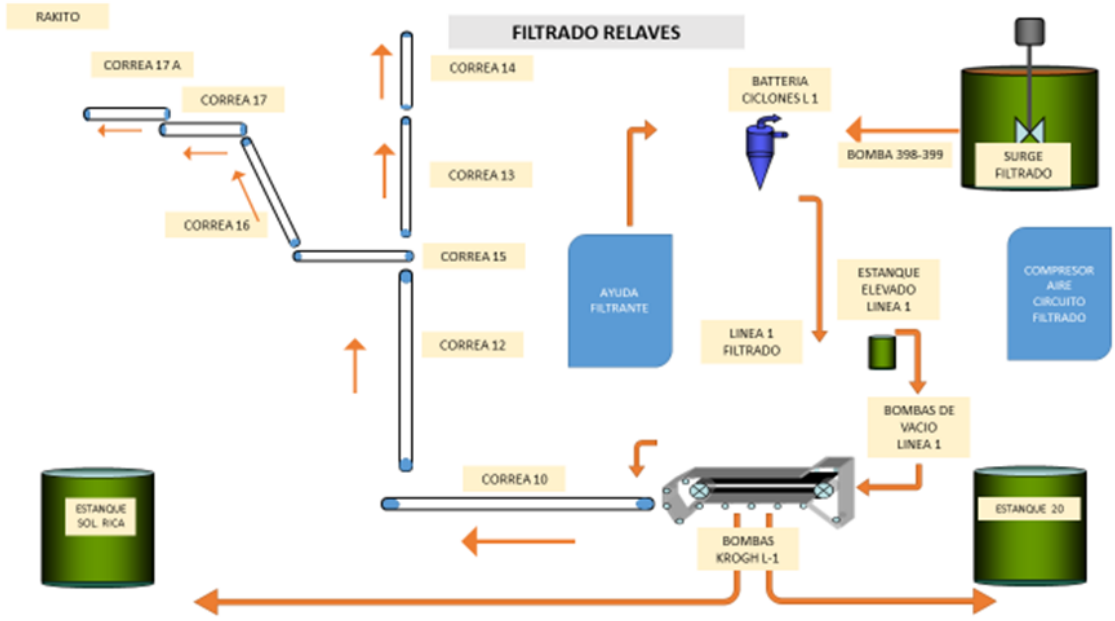


Figura 1.8 – Diagrama de flujo del área filtrado. Proporcionado por Kinross La Coipa.

1.3.6 Refinería

La solución rica proveniente del espesador n°1 con una turbidez de 50 NTU (Unidad Nefelométrica de Turbidez) es alimentada a 2 conos clarificadores que preclarifican la solución rica hasta la obtención de 10 NTU como promedio. Esta solución es procesada por 4 US filter (clarificadores de discos), obteniéndose índices de turbidez en el rango de 1 a 3 NTU. Para la clarificación de los US filter utilizan tierras de diatomea como precoat en las telas filtrantes.

La solución clarificada es bombeada hasta 2 torres de vacío donde se elimina todo el oxígeno disuelto en la solución. En la tubería de salida de las torres de vacío se inyecta pulpa de Zinc, produciéndose la precipitación del oro y la plata que finalmente es colectado en los filtros prensa. El circuito cuenta con 4 filtros prensa, dos en operación y dos permanecen stand – by. El precipitado cosechado tiene alrededor de 60 a 70% en plata, bajo % en oro y entre 5 a 15% de mercurio, valores que depende de las leyes de cabeza y

tipo de mineral procesado por planta. El precipitado es calcinado en 8 retortas para la eliminación de mercurio mediante sublimación. El mercurio es almacenado en recipientes sellados para la venta (diagrama de flujo general del área refinería en Anexo 1.1).

1.4 Descripción del problema

El escenario hídrico actual, conlleva aumentar los esfuerzos por recuperar agua. Los minerales arcillosos son un problema que ha ido en aumento en la industria minera, y, particularmente en esta operación, han persistido desde principios del 2010 según reportes operacionales de la empresa.

Es sabido que las arcillas tienen un efecto negativo en la recuperación de agua, ya que se ve reflejado reduciendo las tasas de filtración en esta etapa del proceso, debido a sus características fisicoquímicas. Controles de años anteriores realizados en los estanques de lixiviación indican una reducción en la tasa de filtración respecto al presente año (figuras 1.9 y 1.10). En la Tabla 1.1, se muestran el promedio y la desviación estándar de datos de ambos conjuntos de datos.

En el momento de la realización de este reporte, los tanques TK – 1 y TK – 8 se encontraban en detención, razón por la cual los puntos de muestreo (entrada y salida) de las figuras antes citadas, difieren.

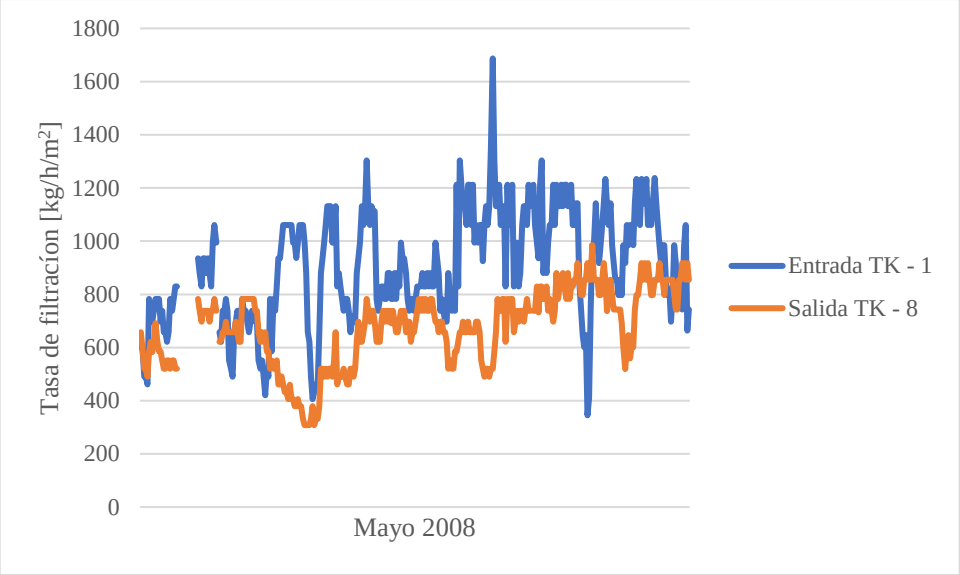


Figura 1.9 – Controles de tasa de filtración, mayo 2008. Reportes de planta 2008 Kinross La Coipa.

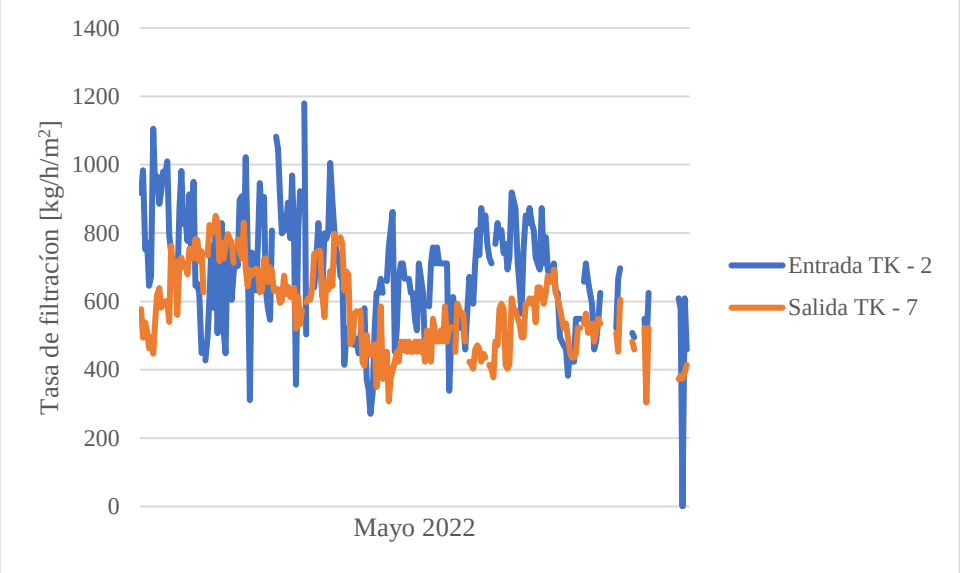


Figura 1.10 – Controles de tasa de filtración, mayo 2022. Reportes de planta 2022 Kinross La Coipa.

		Entrada TK - 1	Salida TK - 8
2008	**Promedio tasa de filtración** [$kg.h^{-1}m^{-2}$]	907	675
	Desviación estándar [$kg.h^{-1}m^{-2}$]	207	142

		Entrada TK - 2	Salida TK - 7
2022	**Promedio tasa de filtración** [$kg.h^{-1}m^{-2}$]	682	573
	Desviación estándar [$kg.h^{-1}m^{-2}$]	171	121

Tabla 1.1 – Promedio y desviación estándar de las tasas de filtración. Mayo 2008 y mayo 2022. Elaboración propia.

Los controles rutinarios a muestras de geología (compósitos) evidencian también resultados adversos, tal como se puede apreciar en la Figura 1.11.

Dicho mineral arcilloso da como resultado tiempos de formación de queque y lavados altos, lo que deriva en tasas de filtrado muy bajas (algunas inferiores a 100 kg/h/m^2). El mineral adherido al molino presenta dificultades de vaciado, por lo que es contraproducente continuar con las pruebas de lixiviación y filtrado.

El problema también se ve reflejado a nivel planta provocando la inundación del lugar debido a la colmatación de los filtros de banda, dificultando el acceso a ciertas áreas, así como incrementando el riesgo de caída por resbalamiento, o atrapamiento en el lodo (Ver Figuras 1.12 y 1.13).



Figura 1.11 – Mineral arcilloso presente en pruebas de lixiviación estándar en laboratorio. Elaboración propia.



Figura 1.12 – Vista de altura de la línea 2. Área de filtrado. Elaboración propia.



Figura 1.13 – Vista bajo nivel, área de filtrado inundada debido a la presencia de mineral arcilloso en el relave. Elaboración propia.

El escenario en la etapa de filtrado es incierto, por lo que es necesario estudiar las propiedades del mineral, las variables operacionales que influyan en el proceso, así como estudiar los reactivos utilizados para optimizar el proceso.

Proyecciones indican que el escenario se complicaría aún más con la incorporación del rajo Purén, dado que el mineral tiene características más arcillosas que el actual proyecto Fase 7.

1.5 Objetivos

1.5.1 Objetivo general

- Optimizar las tasas de filtración de relaves en base al estudio de las caracteristicas del mineral y la variación de variables operacionales y reactivos.

1.5.2 Objetivos específicos

- Identificar las arcillas y comparar su cantidad relativa presente en el mineral de alimentación a planta con las tasas de filtración que presentan.
- Evaluar los parámetros operacionales modificadores de la viscosidad de la pulpa (pH, granulometría y % de sólidos) para verificar su influencia en las tasas de filtración de relaves y cuantificar su impacto.
- Encontrar el reactivo ayuda filtrante (floculante) y su dosificación óptima que maximicen las tasas de filtración.
- Evaluar el uso de un reactivo dispersante como complemento al reactivo ayuda filtrante para mejorar las tasas de filtración.

CAPÍTULO 2: Antecedentes teóricos

2.1 Separación sólido – líquido

En la industria, en general, el agua es un bien preciado. El agua es usada en diversos procesos extractivos, en los cuales, las especies útiles pueden estar presente como sólidos (carbón, hierro), líquidos (petróleo) o gas (gas natural) (USGS, 2019). En la minería, la mayor parte de los procesos utilizan cantidades sustanciales de agua, requiriéndose su recuperación mediante etapas de separación sólido – líquido. El agua que se recupera es, en su mayor parte, recirculada al proceso (Casali et al. 2011).

Como resultado de la separación sólido – líquido, se obtiene un líquido prácticamente exento de partículas y un producto con sólidos en una concentración superior a la de la pulpa de alimentación. La separación total no es posible de obtener porque, si bien el líquido puede no tener partículas sólidas en suspensión, la corriente con sólidos retendrá liquido entre sus partículas (humedad) (Casali et al. 2011).

Aunque existen otros métodos alternativos como la centrifugación y/o complementarios como el secado, dos son las etapas principales en la separación sólido – líquido, el espesamiento y la filtración (Casali et al. 2011).

2.2 Filtración

La filtración es un método de separación de mezclas (sólido – líquido), mecánico (no difusional) que consiste en hacer pasar dicha mezcla a través de un lecho poroso, llamado “medio filtrante”, sobre este lecho se retienen los sólidos formando una capa llamada “queque” o “torta” mientras que el líquido que logra atravesar el lecho recibe el nombre de “filtrado” (Tapia, 2015). Es común, en los procesos extractivos encontrar a la filtración en las etapas finales de dichos procesos, tal es el caso de La Coipa, donde se puede encontrar en el área de filtrado (relaves) y refinería, sin embargo, ambos procesos de

filtrado difieren en su configuración, por ende, tienen objetivos diferentes como veremos más adelante.

La mezcla puede ser un líquido o un gas, y el flujo útil procedente de un filtro puede ser el líquido, los sólidos o ambos productos. En casos muy específicos, ambos flujos pueden carecer de valor (McCabe et al. 2007), sin embargo y como se mencionó anteriormente, debido al escenario hídrico, los esfuerzos por recuperar el agua son cada vez mayores. En los procesos metalúrgicos, el contenido de solidos de la alimentación usualmente tiene porcentajes que pueden oscilar entre el 40% y 60%.

Para que la mezcla atraviese el medio filtrante es necesario aplicar un gradiente de presión como fuerza impulsora. Existen varias formas para aplicar este gradiente de presión, por ejemplo: Gravedad, vacío, presión, vacío y presión combinados, centrifugación y gradiente de saturación; siendo la presión y el vacío las más usuales en procesos a gran escala (Tapia, 2015).

Las formas de aplicar presión dan lugar a diferentes tipos de equipos de filtración, los que reciben el nombre de “filtros”. La mayoría de los filtros industriales son filtros de presión o de vacío. Los filtros se dividen en dos grandes grupos: Filtros clarificadores y filtros de torta. Los clarificadores retiran pequeñas cantidades de sólidos para producir un gas claro o líquidos transparentes (solución clarificada). Los filtros de torta separan grandes cantidades de sólidos en forma de una torta de mineral o un lodo compuesto por ellos. Con frecuencia incluyen dispositivos para el lavado de sólidos con el objetivo de eliminar la mayor cantidad de residuos, entre otras, agentes contaminantes como el cianuro o metales pesados, antes de su descarte final (Tapia, 2015).

2.2.1 Teoría de filtración

La teoría simplificada para la filtración por lotes (batch) y continua se basa en el siguiente supuesto (ecuación 2.1):

$$Rapidez = \frac{Fuerza\ Impulsora}{Resistencia} \tag{2.1}$$

El flujo a través de canales se representa mediante la ecuación de Hagen – Poiseuille, por lo que podemos adaptar la ecuación al proceso de filtración. La ecuación 2.2 expresa la rapidez instantánea de filtración por unidad de área como la relación de una fuerza impulsora (presión) y el producto de la viscosidad del fluido por la suma de la resistencia de la torta y la resistencia del medio filtrante (Perry et al. 2018).

$$\frac{1}{A}\frac{dV}{dt} = \frac{p}{\mu\left(\alpha w\frac{V}{A} + r\right)} \tag{2.2}$$

Donde:

- V: $Volumen\ de\ filtración\ (mezcla)$
- t: $Tiempo\ de\ filtración$
- A: $Área\ del\ filtro$
- p: $Presión\ total\ del\ sistema$
- w: $Sólidos\ por\ unidad\ de\ volumen\ de\ la\ mezcla$
- μ: $Viscosidad\ de\ la\ mezcla$
- a: $Resistencia\ específica\ de\ la\ torta$
- r: $Resistencia\ de\ la\ tela\ filtrante\ y\ el\ sistema\ de\ drenaje$

2.2.2 Filtración discontinua

La operación de filtración discontinua (o batch) se caracteriza por trabajar en forma de ciclos claramente marcados en la ejecución del filtrado. Esto implica que no se lleve a

cabo el filtrado de pulpa durante todo el tiempo de actividad. Ejemplos claros de este tipo de filtrado son los filtros de prensa que tienen etapas muy marcadas en su proceso y que no se realizan de manera simultánea como es el caso de la filtración continua (Brito, 2019). En general, los procesos de filtración batch operan con presión como fuerza impulsora más que con vacío (Perry et al. 2018).

En la planta de procesamiento de La Coipa, este tipo de filtros se emplean en la etapa de refinería.

Para poder usar las ecuaciones de filtración se debe conocer el patrón del proceso de filtración, es decir, la variación de la rapidez de flujo y la presión respecto al tiempo (Perry et al. 2018). Generalmente el mecanismo de bombeo determina el flujo de filtración y sirve de base para las siguientes tres categorías.

- **Filtración a presión constante**
- **Filtración a rapidez constante**
- **Filtración de presión y rapidez variables**

El objetivo de este trabajo está orientado al filtrado de relaves, operación que se realiza en filtros de banda, y que corresponde la filtración continua.

2.2.3 Filtración continua

La filtración continua, es un método en donde el proceso de separación sólido – líquido se mantiene de manera continua, es decir, el ciclo de filtrado se mantiene constante manteniendo etapas de forma paralela en su proceso (Brito, 2019). En este proceso es conveniente y razonable asumir (a excepción de filtros con precoat), que la resistencia de la tela filtrante y el sistema de drenaje es insignificante en comparación con la resistencia del queque y asumir además que tanto la caída de presión como la resistencia específica

de la torta permanecen constantes durante todo el ciclo de filtrado (Perry et al. 2018). La anterior ecuación, integrada bajo estas condiciones, puede entonces ser manipulada para dar las siguientes relaciones:

$$W = \sqrt{\frac{2wPt_f}{\mu\left(\alpha w\frac{V}{A} + r\right)}} \tag{2.3}$$

$$V_f = \sqrt{\frac{2Pt_f}{\mu\alpha w}} \tag{2.4}$$

$$t_w = \frac{WV_w\mu\alpha}{P_w} \tag{2.5}$$

$$t_W \propto NW^2 \tag{2.6}$$

$$\frac{t_W}{t_f} = 2\frac{V_W}{t_f} \tag{2.7}$$

Donde:

- W: $Peso\ del\ queque\ seco\ por\ unidad\ de\ área$
- V_f: $Volumen\ de\ mezcla\ a\ filtrar\ por\ unidad\ de\ área$
- V_w: $Volumen\ de\ lavado\ por\ unidad\ de\ área$
- t_f: $Tiempo\ de\ formacion\ de\ queque$
- t_w: $Tiempo\ de\ lavado$
- N: $Proporción\ de\ lavado$

2.2.4 Procedimiento Kinross para pruebas de filtrado estándar

El objetivo de estas pruebas tiene como finalidad evaluar las tasas de filtración (en $kg/h/m^2$) para determinar los parámetros y condiciones de filtración que puedan afectar el proceso en la planta de procesamiento. Mediante el análisis de estos resultados, se pueden encontrar variables y condiciones de operación en los filtros Delkor para poder mejorar así la calidad del filtrado y conseguir la continuidad operacional de esta área en particular. Las condiciones de operación de filtrado pueden estar en función de distintas dosis y tipos de reactivos, tipos y desgaste de telas, tamaño de corte del precoat, entre otras.

Este procedimiento es válido para el laboratorio metalúrgico MDO y lo desarrolla el personal metalúrgico de laboratorio.

A continuación, el proceder en orden cronológico de la prueba:

1. Moler 1 kilogramo de muestra a P_{80} definido, con 670 mL de agua de proceso.
2. Vaciar al recipiente la pulpa y lavar las bolas de molienda con 330 mL de agua proceso.
3. Homogenizar el litro de pulpa con 50% de sólido.
4. Dejar sedimentar unos minutos.
5. Retirar 150 mL de agua clarificada para dejar la pulpa con un 54% de sólidos.
6. Retirar 700 mL de pulpa para comenzar la prueba.
7. Usar telas de filtros Delkor.
8. Preparar una solución madre de ayuda filtrante (floculante) a 2 g/L con el agua de estudio (ej. de proceso, solución estéril). Tomar 100 mL y enrasar hasta completar 1 litro con la misma agua empleada para la solución madre. Para la solución madre, usar agitador magnético. En caso de emplear agitador mecánico usar una rapidez de agitación relativamente baja y procurar que no se aglomere el floculante en los vórtices, de ser así, se debe descartar la solución y comenzar la preparación desde cero.
9. Verificar vacío de la bomba antes de comenzar la prueba.

10. Agregar a la pulpa 25 mL de ayuda filtrante.
11. Con cronómetro en mano, vaciar la pulpa con reactivo al filtro. Se deben tener bien definidos los criterios para realización de la prueba con el objetivo de que el registro de tiempos sea lo más consistente posible.
12. Registrar tiempo de formación de queque.
13. Una vez formado el queque y seco, agregar 70 mL de agua de proceso correspondientes al primer lavado. Registrar tiempo de filtrado.
14. Agregar un segundo lavado con 70 mL de agua y registrar el tiempo de filtrado. El segundo lavado puede omitirse en pruebas con muchas repeticiones.
15. A partir de ese momento, dejar transcurrir 10 segundos para obtener el tiempo total del ciclo. Apagar la bomba de vacío finalizando así la prueba.
16. Medir volumen de solución obtenida
17. Medir espesor y peso del queque húmedo.
18. Desmontar, limpiar y guardar el equipo usado.
19. Secar el queque húmedo en estufa.
20. Pesar queque seco.
21. Calcular el porcentaje de humedad utilizando la ecuación 2.8.

$$\%\, Humedad\ = \frac{Peso\ neto\ húmedo - Peso\ neto\ seco}{Peso\ neto\ húmedo} * 100 \qquad (2.8)$$

22. Determinar la tasa de filtración usando la siguiente ecuación.

$$Tasa\ de\ filtrado = \frac{Peso\ seco}{Tiempo * Área} \qquad (2.9)$$

Donde:

- **Peso seco**: Peso de la muestra filtrada seca [kg].
- **Tiempo del ciclo**: Tiempo total del ciclo +10 segundos.
- **Área**: Área de filtrado de la tela [m^2].

En la Figura 2.1 se observa un esquema general de la prueba de filtración a escala de laboratorio.

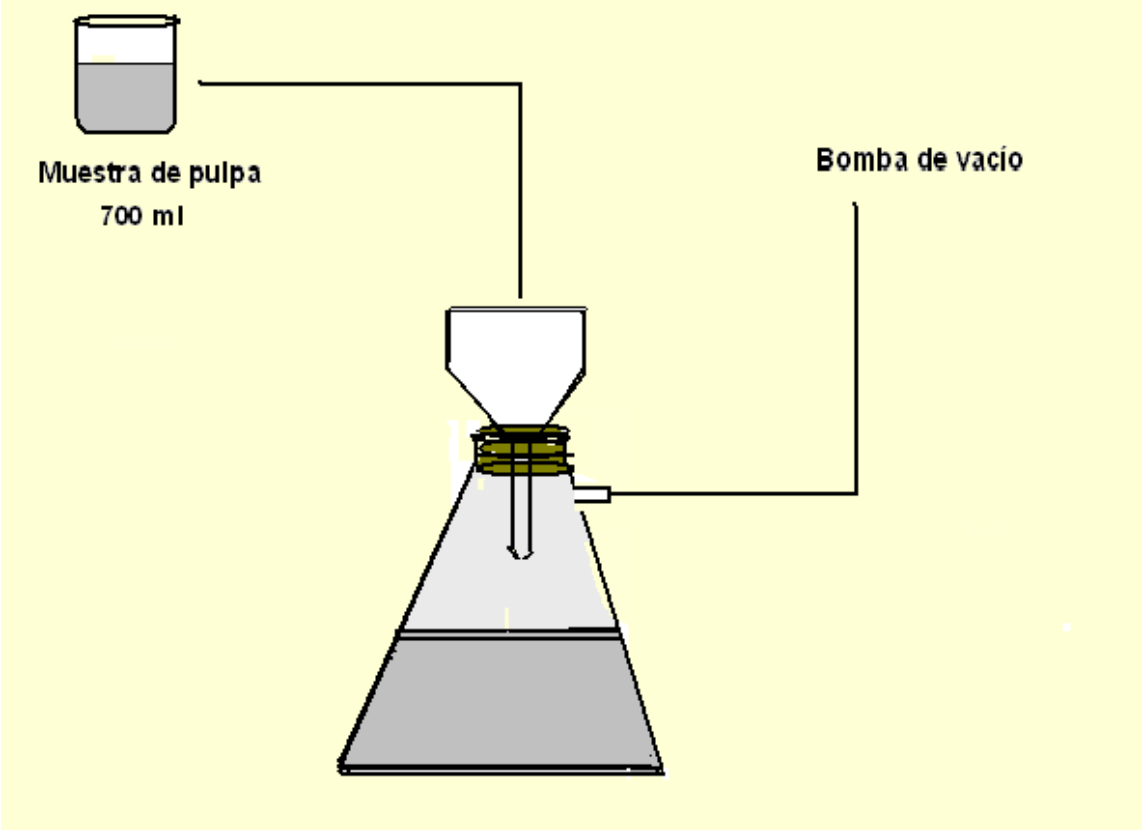


Figura 2.1 – Esquema general de la prueba de filtrado estándar. Proporcionado por Kinross La Coipa (Nicolás, 2008).

2.2.5 Filtros clarificadores

Los filtros clarificadores se denominan también “filtros de lecho profundo” ya que las partículas del sólido son atrapadas en el interior del medio filtrante, no observándose, en general, una capa de sólidos sobre la superficie del medio filtrante. En la clarificación los poros del medio filtrante son de un diámetro mayor (o mucho mayor) que el de las partículas retenidas. Las partículas son captadas por las fuerzas superficiales e inmovilizadas dentro de los canales de flujo (McCabe et al. 2007), tal como puede apreciarse en la Figura 2.2 (a). Este tipo de filtro pierde su capacidad de filtración después de un cierto tiempo, debido a la reducción del diámetro efectivo de los canales, sin embargo, no llegan a bloquearlos completamente en la mayoría de los casos (McCabe et al. 2007). Dos ejemplos de equipos para clarificación son los filtros de arena para piscinas y los filtros de aire en automóviles. En la Figura 2.3, se puede apreciar otro ejemplo de equipo, un clarificador de cono, similar a los usados en el área de clarificación en la planta de procesamiento.

Las condiciones en que se realiza una filtración dependen de muchos factores, entre los cuales destacan:

- Las propiedades del fluido, tales como su densidad, viscosidad y corrosividad.
- La naturaleza del sólido, tal como su forma y distribución de tamaño.
- Las propiedades de la suspensión, tales como su concentración y compresibilidad.
- La cantidad de material a tratar.
- El valor del material y si el flujo valioso es el sólido, el líquido o ambos.
- Si es necesario lavar el queque.
- Si es importante o no la contaminación del producto.

a) Filtro clarificador (izq), b) Filtro de torta (der).

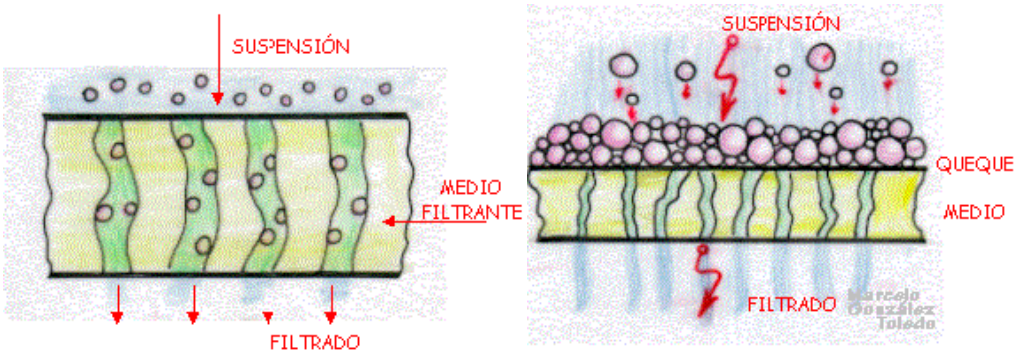


Figura 2.2 – Mecanismos de filtración. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química (McCabe et al. 2007).



Figura 2.3 – Clarificador de cono. Clearwater Industries, Inc. 2023.

2.2.6 Filtros de torta

El mecanismo de la filtración de torta se muestra en la Figura 2.2 (b). Aquí el medio filtrante es relativamente delgado en comparación con el filtro clarificador. Al comienzo de la filtración algunas partículas sólidas entran en los poros del medio filtrante y quedan inmovilizadas, pero rápidamente otras partículas sólidas se depositan sobre la superficie del medio filtrante. Después de este breve periodo inicial la torta de sólidos es la que realiza la filtración y no el medio filtrante. Sobre la superficie se forma una torta visible de espesor apreciable que es preciso retirar periódicamente (McCabe et al. 2007).

Los filtros de torta se utilizan casi siempre para separaciones sólido – líquido. Como en el caso de otros filtros, pueden operar con presión superior a la atmósfera o con vacío, el cual es aplicado en la zona donde se encuentra el flujo líquido (inferior) (McCabe et al. 2007)). La mayoría de los equipos de filtración, sean continuos o discontinuos, trabajan en ciclos de formación del queque, lavado, secado y descarga.

a) **Formación del queque**: La cantidad de material depositado en el medio filtrante depende del gradiente de presión, de la concentración de la suspensión y del tiempo de succión. En esta etapa existe un flujo continuo a través del medio filtrante y del queque.
b) **Lavado del queque**: La necesidad del lavar la torta depende del objetivo que se busque en el proceso de filtración. El lavado se efectúa para eliminar impurezas del queque o para recuperar especies valiosas. El lavado del queque implica calcular la cantidad mínima de agua necesaria para desplazar el líquido de los poros y el tiempo necesario (Faúndez, 2018).
c) **Secado del queque**: Es la etapa en que el agua retenida en los poros del queque es desplazada soplando aire o succionando de la atmósfera. También puede ser evaporada con el uso de una estufa. Para controlar esta etapa es necesario conocer la cantidad de agua retenida en el queque. De igual manera, en la

determinación de la humedad residual del queque el criterio es, en general económico, o por restricciones del equipo/proceso.

d) **Descarga del queque**. El desprendimiento del queque y su descarga es de gran importancia para una operación eficiente. En el caso de filtración a vacío la descarga es muy simple y consiste en raspar las telas y eliminar el producto por gravedad. En el caso de la filtración a presión o filtración hiperbárica la descarga se complica por la necesidad de mantener la presión en la cámara, de modo que es necesario tener válvulas que permitan presurizar y despresurizar la zona de descarga en ciclos controlados (Faúndez, 2018).

2.2.7 Equipos para la filtración

Los equipos que utilizan presión en vez de vacío deben usar mecanismos mucho más complicados, especialmente para la alimentación y la descarga (Faúndez, 2018).

La principal desventaja de los filtros de vacío es la obvia limitación en el máximo gradiente de presión disponible para el proceso, el que depende de la presión atmosférica local. Como la mayoría de las industrias mineras se encuentran situadas en montañas a gran altitud (algunas a más de 4000 m.s.n.m) el gradiente de presión disponible es muy pequeño, lo que se traduce en menores rendimientos de equipos y la obtención de queques de una humedad relativamente alta (Faúndez, 2018). En La Coipa, las humedades promedio alcanzadas en la etapa de filtrado de relaves es de aproximadamente un 20%. Esta limitación y los grandes avances recientes han introducido los filtros a presión (Faúndez, 2018). A continuación, se presenta una breve descripción de ambos tipos de filtros:

- **Filtros a presión**

Los filtros a presión son equipos inherentemente discontinuos. Al igual que los filtros rotatorios trabajan en ciclos, pero al contrario de estos, deben detenerse para cargar la suspensión y para descargar el queque seco (Concha, 2001).

En la filtración a presión podemos identificar tres tipos de equipos: Filtros prensa de placas verticales, filtros prensa de placas horizontales y filtros prensa de discos (Concha, 2001). En el caso de La Coipa, su proceso cuenta con filtros de prensa de placas verticales en el área de refinería.

En la Figura 2.4 se aprecia un filtro de prensa vertical.



Figura 2.4 – Filtro de prensa vertical. Brito, 2019.

- **Filtros al vacío**

Hay cuatro tipos de filtros al vacío: Filtros de tambor, filtros de disco, filtros de bandeja, filtros de cinta (o banda) horizontal (Concha, 2001).

En el caso del área de filtrado de la planta de procesamiento, se emplea un filtro de banda horizontal para la etapa final de la separación sólido – líquido (relave final) (ver Figura 2.5).

Cuando la alimentación contiene partículas sólidas gruesas que sedimentan rápidamente, un filtro de tambor rotatorio funciona mal o simplemente no puede funcionar, las partículas gruesas no se pueden mantener bien en suspensión y la torta que se forma con frecuencia no se adhiere a la superficie del tambor. En estos casos se puede utilizar un filtro horizontal alimentado por la parte superior (McCabe et al. 2007). El filtro de banda móvil se parece a un transportador de banda, con un soporte transversal que lleva la tela filtrante. Las aberturas centrales situadas en la banda de drenaje se deslizan sobre una cámara longitudinal de vacío en la que se descarga el filtrado. La suspensión de alimentación fluye hasta la cinta o banda desde un distribuidor situado en un extremo de la unidad, mientras que la torta filtrada y lavada descarga por el otro extremo (McCabe et al. 2007).

Se construyen tamaños comprendidos entre 2 y 18 pies de ancho y 16 a 110 pies de largo, y con áreas de filtración de hasta 1200 pies^2 (McCabe et al. 2007).

En un filtro de banda típico, el vacío se aplica e interrumpe intermitentemente. La cinta avanza unas 20 pulgadas cuando se interrumpe el vacío y se detiene mientras el vacío se aplica, de esta forma, se evita la dificultad de mantener un buen cierre de vacío entre la cámara y la banda móvil (McCabe et al. 2007).



Figura 2.5 – Filtro de banda horizontal del área de filtrado. Elaboración Propia.

2.3 Técnicas de caracterización de minerales

Desde la antigüedad los minerales se han identificado siguiendo criterios de observación visual, principalmente hábito, color y brillo. También mediante la aplicación de un esfuerzo que puede originar rayado (dureza) o rotura (exfoliación y fractura). A la aplicación de dichas técnicas se les llama reconocimiento macroscópico. Complementariamente la estimación del peso específico de un mineral y su solubilidad en medio acuoso o ácido se han empleado como criterios de diagnóstico (Pozo et al. 2004). En la actualidad, las determinaciones anteriormente mencionadas sirven como reconocimiento preliminar, aunque en algunos casos las características del mineral y/o la experiencia del observador puede favorecer su inequívoca identificación. Actualmente existe un gran número de técnicas analíticas para la identificación de minerales, las más comunes son la difracción de rayos X y la petrografía mediante microscopía óptica y electrónica (Pozo, 2019). La difracción de rayos X es indudablemente la técnica más ampliamente utilizada en la identificación de minerales. Es también de gran ayuda en la identificación de los constituyentes de una roca, especialmente de los sedimentos y rocas sedimentarias de carácter arcilloso (Pozo, 2019).

2.3.1 Difracción de rayos X (DRX)

Los rayos X son un tipo de radiación electromagnética invisible, capaz de atravesar cuerpos opacos y de imprimir películas fotográficas (Faraldos y Goberna, 2011). Su longitud de onda se encuentra entre 10^{-8} y 10^{-12} m. Cuando un haz de rayos X de una longitud de onda específica del mismo orden de magnitud de las distancias interatómicas del material llega a este, los rayos X se dispersan en todas las direcciones. La mayor parte de la radiación dispersada por un átomo anula la radiación dispersada en otros átomos. Sin embargo, los rayos X que llegan a ciertos planos cristalográficos formando ángulos específicos se refuerza, en vez de anularse. Este fenómeno se conoce como difracción (Askeland y Phulé, 2004).

La ley de Bragg permite estudiar las direcciones en las que la difracción de rayos X sobre la superficie de un cristal produce interferencias constructivas, dado que permite predecir los ángulos en los que los rayos X son difractados por un material con estructura atómica periódica (materiales cristalinos).

La Figura 2.6 presenta una esquematización de los rayos X sobre la ley de Bragg.

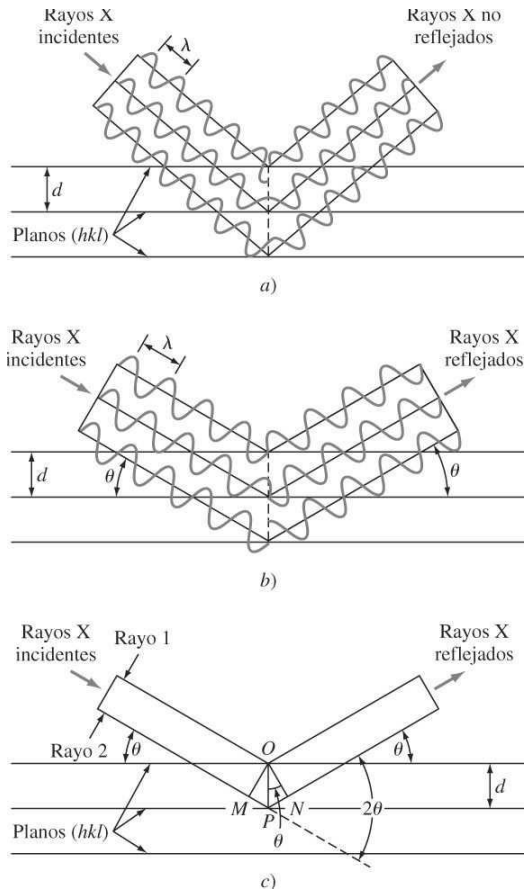


Figura 2.6 – Esquematización de la ley de Bragg. Smith & Hashemi, 2006.

Cuando un haz de rayos X de una longitud de onda especifica conocida, por ejemplo, Kα del Cu (1,5406 Å) impacta el material y luego viene otro rayo X al plano de abajo, y estos rayos (1 y 2) difractan, pueden ocurrir dos situaciones: que una onda está en fase, lo que conocemos como interferencia constructiva o bien, que la onda este desfasada, lo que

conocemos como interferencia destructiva (Rojas, 2021). La distancia entre planos la denotamos como d. Estos dos rayos vienen en fase, pero tienen que difractar, para ello tienen que recorrer toda esta distancia (distancia MP y NP), hacer un recorrido extra y ahí recién acoplarse con el rayo 1, y en ese recorrido extra las ondas se pueden desfasar. Por tanto, la condición para que los rayos siempre estén en fase es que la suma de las distancias d_1 (MP) y d_2 (NP) sea múltiplo de la longitud de onda (Faraldos y Goberna, 2011):

$$d_1 + d_2 = n\lambda \tag{2.14}$$

$$dsin(\theta) + dsin(\theta) = n\lambda \tag{2.15}$$

La ecuación 2.15 corresponde a la ley de Bragg (Le Pevelen, 2010). Las ondas reflejadas que no satisfacen esta ecuación causan una interferencia destructiva. El valor de n determina el orden de la difracción (Le Pevelen, 2010), sin embargo, por motivos prácticos, el valor de n puede ser considerado 1 (Le Pevelen, 2010) y la ecuación 2.15 se transforma en:

$$2dsin(\theta) = \lambda \tag{2.16}$$

Donde el ángulo θ es la mitad del ángulo que forma el haz de rayos x difractado y el haz original, λ la longitud de onda y d es la distancia interplanar.

2.3.2 Microscopía electrónica de barrido (MEB)

El sistema de microscopía electrónica de barrido (SEM, en inglés) está basado en el sistema óptico de reflexión, en donde el objeto se ilumina frontalmente, siendo los haces reflejados los responsables de la información final que se obtiene. La imagen obtenida

entrega información sobre tamaño, forma, composición y cristalografía de una muestra en particular (Rojas, 2021).

En un microscopio electrónico de barrido, el haz de electrones pasa a través de lentes condensadoras y de objetivo, y es “barrido” a lo largo de la muestra por las bobinas de barrido, mientras que un detector cuenta el número de electrones secundarios de baja energía emitidos por cada punto de la superficie (Faraldos y Goberna, 2011).

La Figura 2.7 muestra los principales componentes de un microscopio electrónico de barrido, consistente en un haz fino de electrones con energía de hasta 40 kV que es enfocado y barrido sobre la superficie de una muestra.

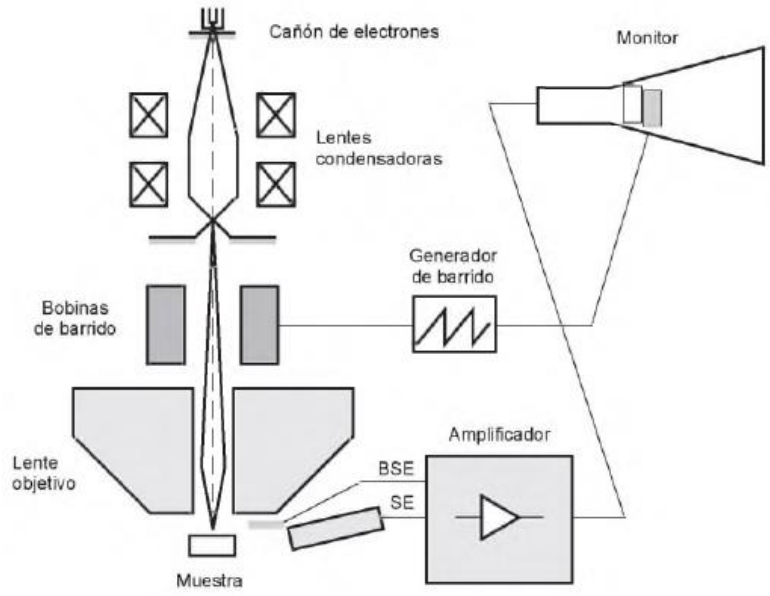


Figura 2.7 – Representación esquemática de un microscopio electrónico de barrido. Faraldos y Goberna, 2011.

Los lentes de los equipos SEM no forman parte del sistema de formación de la imagen, si no que se utilizan para ampliar y enfocar el haz de electrones sobre la superficie de la muestra (Rojas, 2021).

Dentro de las ventajas de un equipo SEM se encuentran el rango de ampliación y la profundidad de campo de la imagen. La profundidad de campo depende de la divergencia del haz de electrones, el cual está definido por el diámetro de la apertura del lente objetivo y la distancia entre la muestra y dicha apertura (Rojas, 2021).

La señal procedente del detector de electrones secundarios (o retrodispersados) se utiliza para modular la intensidad de haz de electrones del monitor, el cual a su vez es barrido sobre la pantalla del monitor de manera sincronizada con el barrido del haz de electrones sobre la muestra, formándose así la imagen. No existen lentes proyectoras y en realidad el lente objetivo no es más que una lente condensadora. El voltaje de aceleración generalmente se encuentra entre 20 y 40 kV, y su resolución entre 50 y 20 Å (Faraldos y Goberna, 2011). Para lograr mayor ampliación, el área de barrido debe ser menor, y por tanto una superficie puede ser ampliada entre 3X y 150000X.

Dentro de los fenómenos que tienen lugar en la muestra bajo el impacto de los electrones, el más importante en SEM es la emisión de electrones secundarios con energías de unas cuantas decenas de eV, seguido de la emisión de electrones retrodispersados con mayores energías (Rojas, 2021).

Los electrones secundarios (SE) son de baja energía entre 1 y 15 eV (incluso hasta 50 eV) y corresponde a los electrones que se generan a lo largo de la trayectoria completa del haz de electrones dentro del material, pero solo una pequeña fracción alcanza la superficie del material y logra escapar (Goldstein et al. 2017), razón por la cual estos electrones representan las características superficiales del material. Por otro lado, los electrones retrodispersados (BSE), en donde su energía se encuentra entre 50 eV y la energía del haz incidente, son aquellos que salen del material con gran parte de la energía intacta, y permiten obtener variada información sobre las características de la muestra estudiada como por ejemplo composición, topografía, grosor y cristalografía de la muestra, construyendo una imagen de escala de grises en donde las partes más claras serán aquellas fases que tengan mayor masa atómica (Goldstein et al. 2017).

Otras características que tiene el SEM es que, con un detector adecuado, se puede formar una imagen empleando los rayos X emitidos, usando el mismo principio de formación de

imagen que con electrones secundarios (Rojas, 2021). La imagen final será un mapa de distribución elemental. Esta técnica se denomina espectroscopia de rayos X por dispersión de energía (EDS) (Rojas, 2021).

2.4 Sistemas de dispersión

Un sistema disperso es aquel en el cual una o más sustancias (fase dispersa) se encuentran distribuidas en el interior de otra (fase dispersante), en forma de pequeñas partículas. Numerosos fenómenos de la naturaleza se relacionan con sistemas dispersos, especialmente con las disoluciones y con los sistemas coloidales, ambas de gran importancia en la industria y la naturaleza (Navarro, 2011). La clasificación de un sistema disperso se basa en su distribución de tamaño de las partículas. Los sistemas de tamaño de partículas mayores a 1 μm, reciben el nombre de suspensión (García, 1996), mientras que los sistemas cuyo tamaño de partículas se encuentra en el rango de 1 μm a 10 Å reciben el nombre de coloides (Salager, 2007).

Las pulpas minerales tienen una amplia distribución de tamaño de partículas, por lo que poseen características de suspensiones y coloides a la vez.

2.5 Estabilidad de las dispersiones (teoría DLVO)

A medida que la partícula es más pequeña, menor es el efecto de la fuerza de gravedad, debido a que la magnitud del peso sobre cada partícula es proporcional a su masa. A esta escala, predominan los fenómenos de atracción – repulsión entre las partículas (fuerzas intermoleculares). Las partículas coloidales están sometidas a fuerzas de atracción y repulsión, por lo tanto, existe un balance entre dichas fuerzas.

Se define como movimiento Browniano, al movimiento aleatorio que se observa en las partículas que se hallan en un medio fluido, como resultado de colisiones contra las

moléculas de dicho fluido. Si las fuerzas de atracción predominan, las partículas se aglomeran después de la colisión. En caso contrario, si las fuerzas de repulsión predominan, las partículas permanecen separadas después de la colisión. Las fuerzas de atracción intermolecular se denominan fuerzas de Van der Waals, mientras que las fuerzas de repulsión provienen de la interacción entre las dobles capas eléctricas que rodean a las partículas. Las fuerzas de Van der Waals, tienen origen en la polarización (natural o inducida), de las moléculas, mientras que la doble capa eléctrica tiene su origen como resultado de la interacción de la superficie de la partícula con el medio acuoso. Si las moléculas se encentran en el seno de la solución, estas se encuentran compensadas, mientras que, si se encuentran en la superficie, están descompensadas, dicha descompensación de fuerzas se manifiesta como la tensión o energía superficial. De acuerdo con el principio de mínima energía, las fuerzas tienen tendencia a unirse, con el fin de disminuir la interfase del sólido, y con ello la energía superficial del sistema.

La carga eléctrica de los sólidos presentes en una pulpa acuosa atrae una “atmosfera” de iones de carga contraria. Parte de la atmosfera de es difusa y la carga de la superficie, en conjunto con la capa difusa, constituye la doble capa eléctrica (Pavez, 2005).

En la doble capa eléctrica se distinguen las siguientes zonas, la carga superficial, compuesta por los llamados iones determinantes de potencial (a), la capa de Stern, constituida por los iones de la fase acuosa próxima a la superficie o contraiones, siguiendo la relación de Boltzmann con relación a la distancia a la superficie (b), y la capa difusa de contraiones (c) (Figura 2.8).

El potencial en la interfase se conoce como potencial superficial o electroquímico ε o ξ (según la bibliografía).

Cuando las partículas de una pulpa se desplazan con relación al fluido, surge un plano en el cual la doble capa eléctrica se parte, que sería el plano de cizallamiento (o corte). Este desplazamiento diferencial de las partes de la doble capa eléctrica produce un potencial eléctrico (electrocinético), llamado potencial zeta (ζ). Este potencial es medido por métodos electrocinéticos (Pavez, 2005).

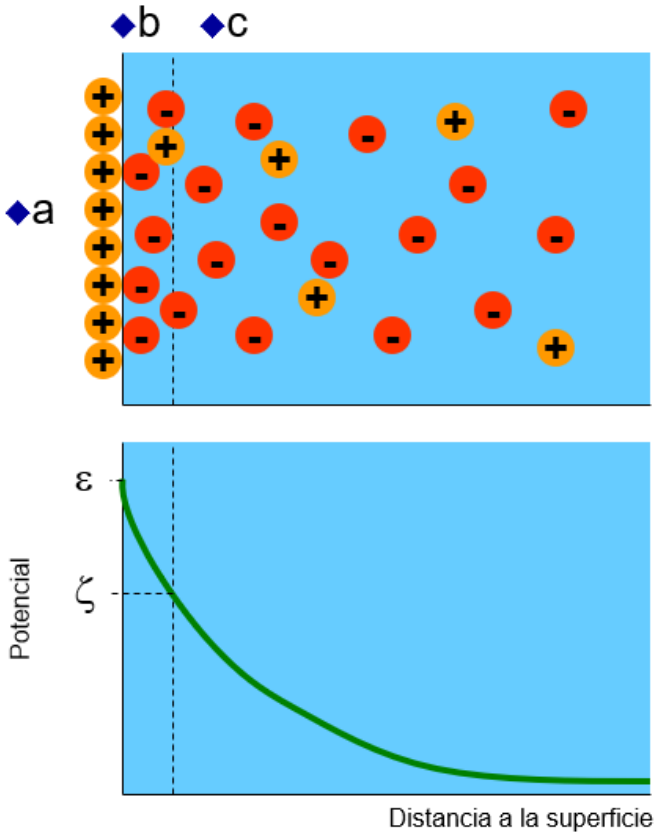


Figura 2.8 – Representación esquemática de la doble capa eléctrica. Apuntes “Mecánica de Fluidos II”, 2018.

El punto donde el potencial ζ se anula es el punto isoeléctrico (IEP) (Pavez, 2005).

Existe una concentración determinada de iones determinantes de potencial para la cual la carga de superficie es nula. El punto de carga cero (ZPC) se define como al pH en el que el potencial superficial es cero, que es característico de cada mineral (ver Anexo 2.1) (Pavez, 2005). Con un pH casi neutro, la mayoría de los sólidos en agua tienen una carga superficial negativa, no obstante, esta carga varía de acuerdo con el pH, pudiendo ser positiva, negativa o neutra (Minera Escondida, 2004). Para los óxidos y silicatos, los iones determinantes de potencial son el H^+ y OH^-, por lo tanto, decimos que a pH bajos la superficie adquiere carga positiva, mientras que, a pH altos, adquiere carga negativa. Lo anterior queda en evidencia en la Figura 2.9 (ecuación 2.17).

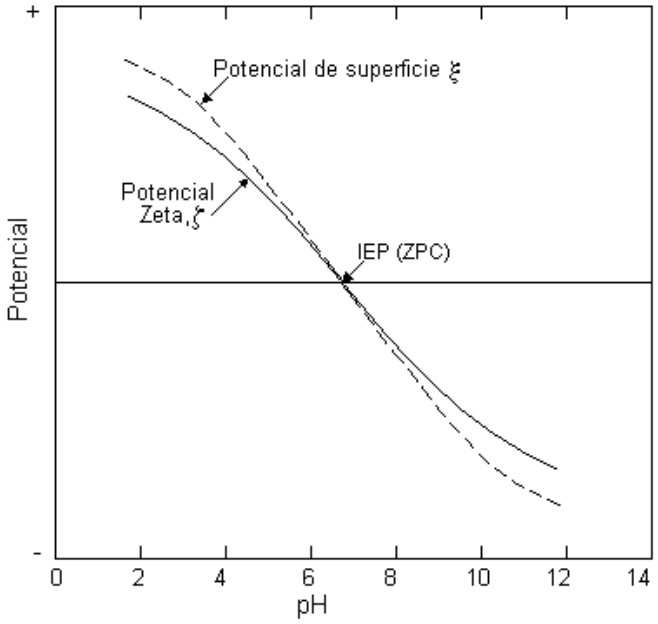


Figura 2.9 – Gráfico potencial vs. pH. Pavez, 2005.

$$\xi(pH) = \begin{cases} +\xi, & pH < ZPC \\ 0, & pH = ZPC \\ -\xi, & pH > ZPC \end{cases} \tag{2.17}$$

De acuerdo con la teoría DLVO (Derjaguin, Landau, Verwey y Overbeek), la estabilidad de una partícula en solución es dependiente de su función de energía potencial total (Malvern Instruments, 2011). La curva que representa la energía total de interacción entre partículas coloidales V_T, es la suma de las curvas de atracción V_A (Van der Waals) y repulsión V_R (doble capa eléctrica). V_S es la energía potencial debido al solvente, pero usualmente hace una contribución marginal a la energía potencial total (Malvern Instruments, 2011) (ecuación 2.18).

En la Figura 2.10 se representan las energías potenciales de atracción y repulsión en función de la distancia entre las partículas cargadas.

$$V_T = V_A + V_R + V_S \tag{2.18}$$

Con:

$$V_A = -\frac{A}{12\pi r^2} \tag{2.19}$$

Con A, la constante de Hamaker y r, la separación de las partículas.

$$V_R = 2p\varepsilon a\zeta^2 e^{-\kappa r} \tag{2.20}$$

Donde:

- a: Radio de partícula.
- p: Permeabilidad del solvente.
- κ: La inversa de la longitud de Debye (una función de la composición iónica).
- ζ: Potencial zeta.

Esta teoría propone que una barrera energética resultante de la fuerza repulsiva previene que dos partículas aproximándose se adhieran, pero si las partículas chocan con suficiente energía para traspasar la barrera energética, la fuerza atractiva las adhiere de forma irreversible (Malvern Instruments, 2011). Por lo tanto, si las partículas tienen energía de repulsión suficiente, la dispersión predomina sobre la aglomeración y el sistema coloidal será estable. En caso contrario, si la repulsión no es suficiente, la aglomeración predomina, y el sistema se vuelve inestable (Malvern Instruments, 2011). En la Figura 2.11 se visualiza el fenómeno descrito anteriormente.

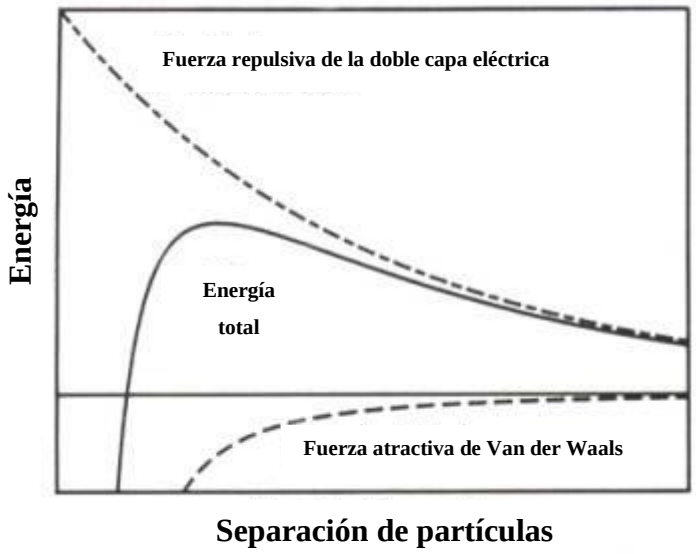


Figura 2.10 – Diagrama esquemático de la variación de energía libre vs. la separación de partículas, acorde a la teoría DLVO. Malvern Instruments, 2011.

Sistema coloidal estable (izq) y uno inestable (der).

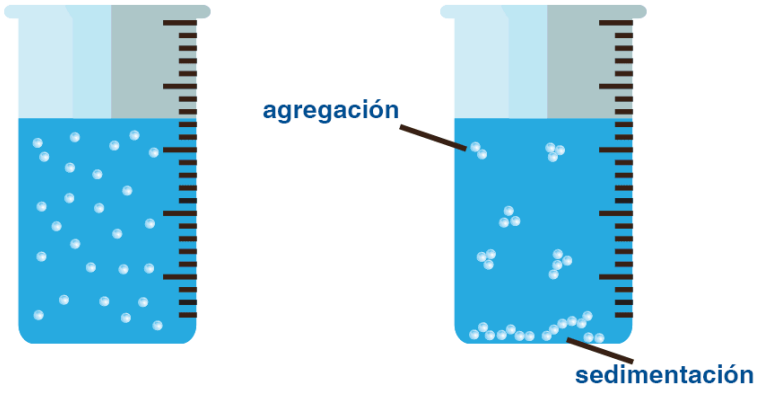


Figura 2.11 – Ilustración de la diferencia entre un sistema coloidal estable y uno inestable. Acniti, 2023.

En algunas situaciones (ej. concentraciones altas de sales) existe la posibilidad de que exista un "mínimo secundario" donde existe una adhesión de partículas más débil y potencialmente reversible (Figura. 2.12). Estos aglomerados de partículas débiles son lo suficientemente estables para no ser rotos por el movimiento Browniano, pero pueden ser rotos por una fuerza externa aplicada (ej. una agitación brusca) (Malvern Instruments, 2011).

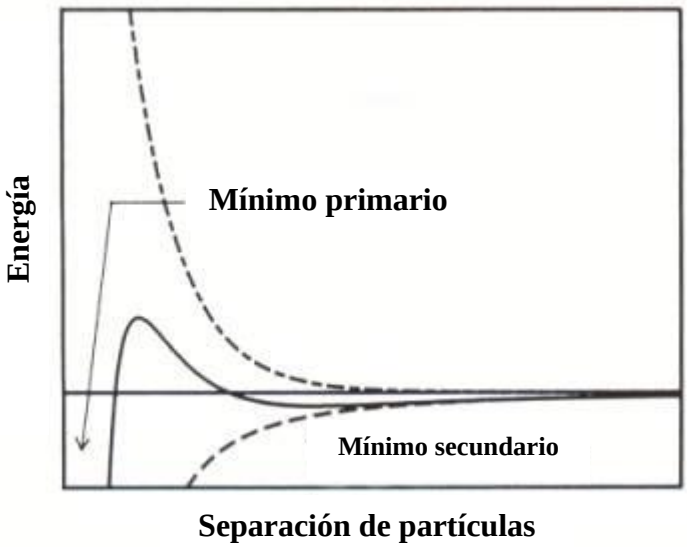


Figura 2.12 – Diagrama esquemático de la variación de energía libre vs. separación de partículas con una alta concentración de sales. Malvern Instruments, 2011.

2.6 Coagulación y floculación

Para favorecer la formación de agregados multipartículas es necesario disminuir la estabilidad de las dispersiones, por lo tanto, se hace necesario reducir la barrera energética, disminuyendo el potencial superficial. Dichos agregados multipartículas pueden ser coágulos o flóculos según sea el caso.

La formación de estos agregados se logra mediante dos mecanismos:

- **Adsorción superficial de iones**: Modificando la concentración de los iones determinantes de potencial.
- **Condensación de la doble capa eléctrica**: Reduciendo su tamaño debido a un aumento de la fuerza iónica de la solución.

En la Figura 2.13 se puede apreciar el efecto de los dos mecanismos de reducción de estabilidad de dispersiones. En la Figura, ζ' y ε' representan los estados finales.

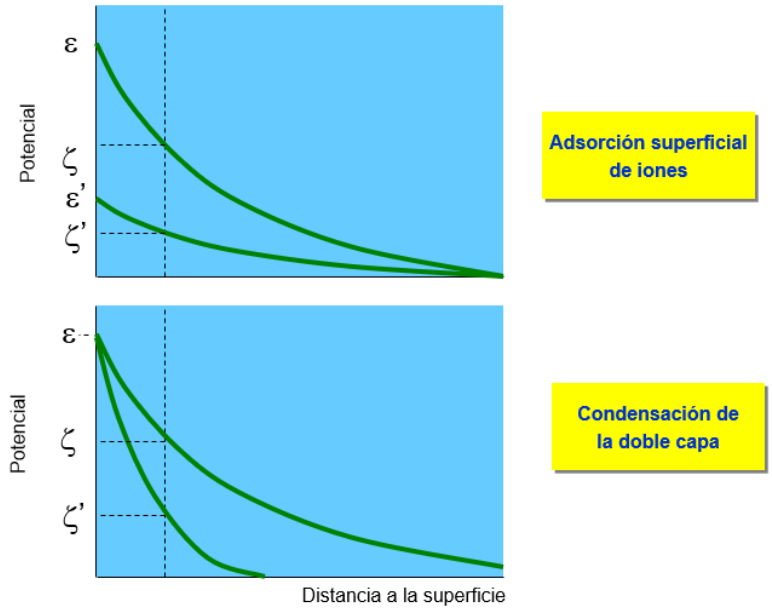


Figura 2.13 – Representación gráfica de los mecanismos de reducción de estabilidad. Apuntes "Mecánica de Fluidos II", 2018.

Para modificar la concentración de iones determinantes de potencial, en el caso de óxidos y silicatos, es necesario ajustar el pH como se mencionó anteriormente.

La reducción de tamaño de la doble capa eléctrica se logra aumentando la concentración de un electrolito indiferente a la superficie, de acuerdo con las ecuaciones 2.20, 2.21 y 2.22 (Trefalt y Borkovec, 2014). Se debe tener en cuenta que la energía potencial de la doble capa eléctrica se relaciona con la fuerza iónica por medio de la longitud de Debye.

La disminución del perfil del potencial permite reducir la barrera energética con lo que se favorece la formación de agregados de partículas.

$$I = \frac{1}{2}\sum_i c_i z_i^2 \tag{2.21}$$

En la ecuación 2.21:

- I: Fuerza iónica
- c_i: Concentración molar de los iones presentes en la disolución
- z_i: Carga de cada ion.

$$\kappa^{-1} = \frac{0.3\ nm}{\sqrt{I}} \tag{2.22}$$

En la ecuación 2.22, κ^{-1} es la longitud de Debye.

Puede apreciarse que, al incrementarse la fuerza iónica por un aumento de la concentración o de la valencia de los contraiones, se produce una disminución en la doble capa eléctrica, debido a la relación inversa de la longitud de Debye con la fuerza iónica. Ejemplo de lo anterior, puede ser la adición de electrolitos inorgánicos Fe^{+2}, Al^{+3} y Ca^{+2} (Minera Escondida, 2004).

Cuando se induce la desestabilización de una dispersión mediante adsorción superficial de iones o por reducción de la doble capa eléctrica, el fenómeno se denomina coagulación.

Los coagulantes son electrolitos que tienen una carga opuesta a la de la superficie de las partículas, causando así una neutralización de estas cuando se dispersan en el sistema,

permitiendo que las partículas entren en contacto y se adhieran como un resultado de las fuerzas moleculares (atracción) (Minera Escondida, 2004).

Los sólidos coloidales, dependiendo de su carga superficial, pueden requerir un tratamiento inicial con un agente químico, que tenga propiedades iónicas fuertes, como los ácidos, la cal (usada actualmente en la planta de procesamiento de La Coipa), el alumbre o el sulfato férrico. Estos dos últimos precipitan a pH neutro y producen una estructura de flóculos gelatinosos que ayudan aún más a la recolección de partículas extremadamente pequeñas (Minera Escondida, 2004).

Se dice que los polielectrolitos pueden flocular suspensiones por medio de enlace o conexión. A medida que el pH tiende al punto isoeléctrico característico del solido disminuye la carga superficial y la doble capa contraiónica, permitiendo de esta forma iniciar la floculación.

La floculación produce la formación de aglomerados mucho mayores que los obtenidos en la coagulación y que se forman sobre moléculas de reactivos que actúan como puente entre las partículas en suspensión (Figura 2.14).

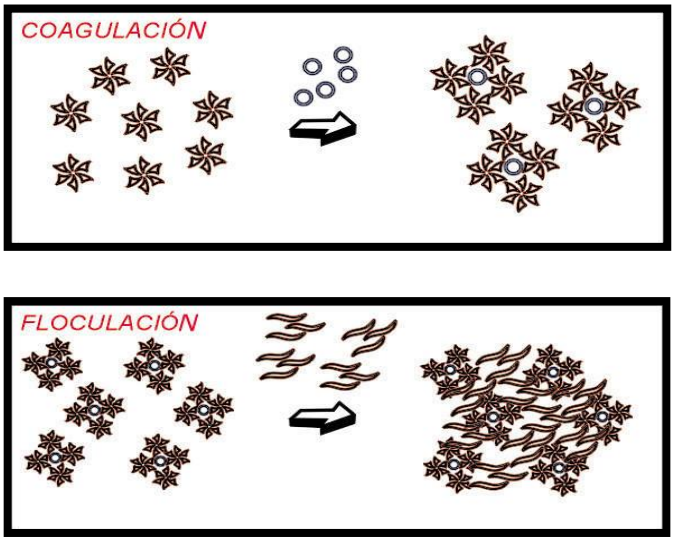


Figura 2.14 – Mecanismos de aglomeración de partículas. Apuntes “Mecánica de Fluidos II”, 2018.

Los reactivos utilizados para formar los puentes son polímeros orgánicos de cadena larga y lineal. Actualmente se utilizan materiales sintéticos, llamados polielectrolitos, como, por ejemplo, las poliacrilamidas, cuya variedad es amplia en peso molecular y densidad de carga. La mayoría de los polielectrolitos son de carácter aniónico, pero existen también no – iónicos y algunos catiónicos. Las sales inorgánicas no son poderosas para cumplir con esta función de puente, pero algunas veces son usadas junto a los agentes orgánicos para abaratar costos en la neutralización de carga de las partículas (Minera Escondida, 2004).

El empleo de floculantes se ha convertido en una práctica común para reducir las dimensiones del equipo y los costos de capital que se pueden lograr con dosis nominales de reactivo. El campo de aplicación de los floculantes varía, pero en general, los no iónicos son adecuados para suspensiones ácidas, los aniónicos trabajan bien en medios neutros o alcalinos y los catiónicos son más eficaces en materiales orgánicos y coloidales (Minera Escondida, 2004).

2.7 Dispersión

El proceso de dispersión corresponde a la distribución y concentración de partículas en suspensión donde estas permanecen distribuidas de manera homogénea con decrecimiento progresivo de volumen, de tal manera que el volumen líquido es estadísticamente constante (Conley et al. 1996).

El objetivo de la dispersión radica en la estabilización de la distribución de partículas lo más discretamente posible en un fluido, los agentes químicos utilizados con esta finalidad deben cumplir con al menos tres propósitos: El área efectiva de la superficie de las partículas debe estar cubierta por las moléculas de dispersante (adsorción), la porción de la molécula de dispersante dirigida hacia la fase liquida debe poseer similitud con dicha fase y finalmente el reactivo debe ser capaz de evitar que otras partículas entren en contacto directo con la partícula donde es adsorbido (Conley et al. 1996).

Para generar la dispersión de una suspensión, se utilizan agentes denominados dispersantes, comúnmente tensoactivos aniónicos, catiónicos e iónicos, polímeros o polielectrolitos. El agente dispersante debe cumplir con dos requerimientos básicos: Ser soluble en el medio líquido y adsorberse en la interfaz sólido – líquido de manera que las partículas permanezcan como unidades individuales (Romero, 2019).

Es fundamental que el agente dispersante proporcione una barrera repulsiva que evite la agregación de partículas por las fuerzas de Van der Waals, por lo que este agente debe adsorberse fuertemente en la superficie de la partícula evitando así que sea desplazado por el agente humectante. La barrera repulsiva, se genera por mecanismos como: Baja concentración de electrolitos de manera que ocurra una fuerte repulsión en la superposición de las capas en contacto entre partículas o uso de surfactantes no iónicos o capas de polímeros fuertemente hidratadas por las moléculas del medio conocido como repulsión estérica (Romero, 2019).

Todos los agentes dispersantes deben ser solubles o al menos dispersables en el medio, además deben ser capaz de adsorberse en la interfaz sólido – líquido.

Existen dos métodos para fomentar la estabilizar una suspensión, algunos de estos, se detallan a continuación.

2.7.1 Estabilización estérica

La estabilización estérica consiste en la adición de polímeros al sistema, los cuales se adsorben en la superficie de las partículas impidiendo el contacto entre ellas. Si se adsorbe suficiente polímero el espesor del recubrimiento es suficiente para mantener las partículas separadas por repulsiones estéricas entre las capas de polímero, provocando que las fuerzas de Van der Waals sean muy débiles para causar la adhesión de las partículas (Malvern Instruments, 2011). La unión partícula – polímero, debe ser lo suficientemente fuerte como para soportar las colisiones sin desorberse (Escribano, 2014).

2.7.2 Estabilización electrostática

La estabilización electrostática, como su nombre lo indica, es la repulsión de partículas debido a cargas superficiales del mismo signo. En la Figura 2.15 se representan los dos tipos de estabilización antes mencionados.

Estabilización estérica (izq), estabilización electrostática (der)

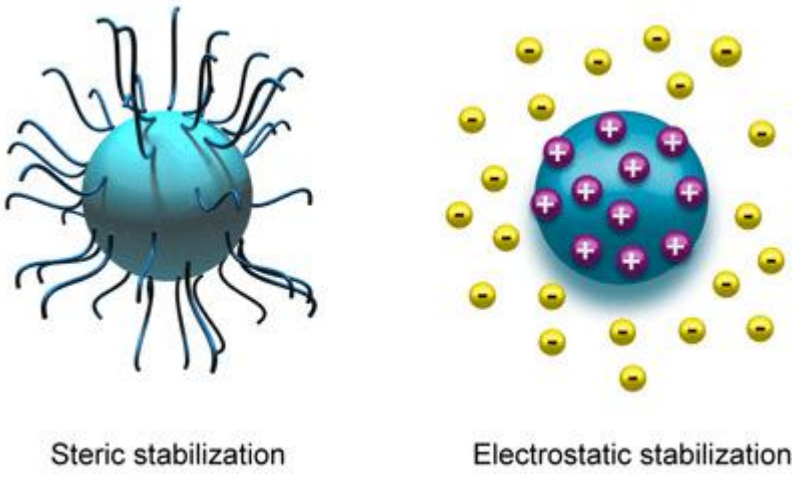


Figura 2.15 – Tipos de estabilización coloidal. Malvern Instruments, 2011.

CAPÍTULO 3: Desarrollo experimental

En el presente estudio, todas las actividades correspondientes al desarrollo experimental se realizaron en las instalaciones del laboratorio metalúrgico y en algunas áreas de la planta de Kinross La Coipa, así como en el laboratorio del Departamento de Ingeniería en Metalurgia de la Universidad de Atacama.

El apartado de preliminares consiste en recopilación de pruebas ya hechas previo a este estudio, así como pruebas realizadas a modo de control sin un procedimiento experimental, que, sin embargo, aportan información relevante al desarrollo de las actividades.

El apartado de metodología experimental es el principal de este reporte. Consta de tres actividades, la cuantificación del efecto de variables operacionales en la tasa de filtrado de la pulpa y su relación con la viscosidad de ésta, la caracterización de las arcillas presentes en el mineral proveniente del área de geología, y un barrido de reactivos con el objetivo de determinar su efectividad en las tasas de filtrado, además de evaluar un reactivo del tipo dispersante en las mismas.

3.1 Preliminares

Unas de las variables no controlables del proceso es la temperatura, sin embargo, no se puede despreciar su impacto en la tasa de filtración, debido a su relación con la viscosidad de la pulpa. Además, es una variable crítica debido a las condiciones climáticas de la zona, característico de faena minera (Figura 3.1).



Figura 3.1 – Vista del área de laboratorio durante inicios del mes de junio. Elaboración propia.

Un experimento preliminar, fue determinar la temperatura en los tanques de lixiviación con el objetivo de obtener la caída de temperatura de esta área en particular. La medición de temperatura en los tanques de lixiviación se llevó a cabo con un pirómetro óptico (Fluke 62 Max) (Figura 3.2), cortando una muestra, depositándola en un balde plástico y luego midiendo la temperatura de la pulpa, obteniéndose la distribución de temperaturas mostrada en la Figura 3.3.

En el momento de la realización de este reporte, los tanques TK – 1 y TK – 8 se encontraban en detención, razón por la cual no aparecen en la figura antes citada.



Figura 3.2 – Pirómetro óptico empleado para la experiencia. Elaboración propia.

Dado que los líquidos en general incrementan su viscosidad conforme decrece la temperatura (Wright, 1977), los resultados de este preliminar indican que dicha caída de temperatura resultaría perjudicial para el proceso. Tal experiencia fue realizada durante finales de mayo del año 2022, por lo que resulta evidente que los efectos se acentúen en la época de invierno.

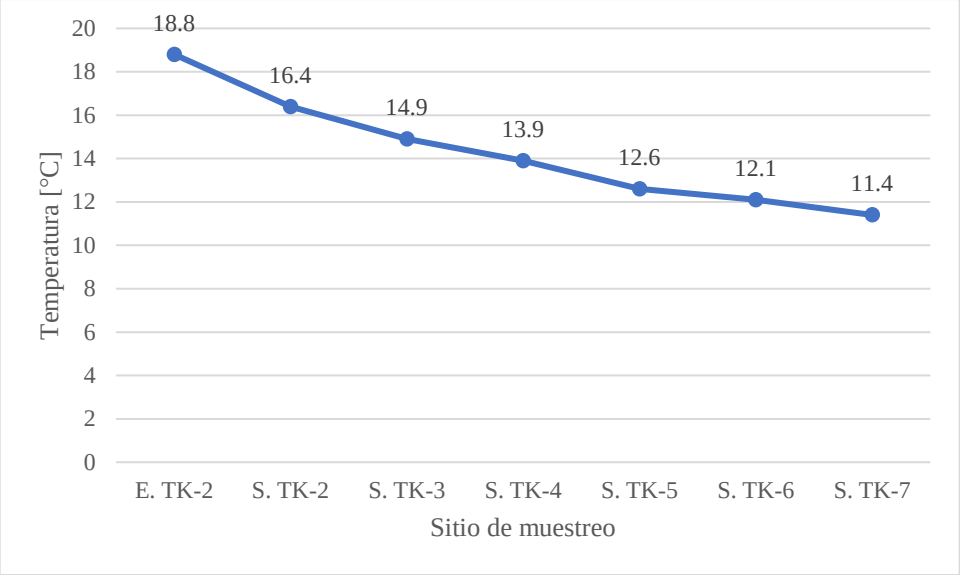


Figura 3.3 – Distribución de temperaturas en los tanques de lixiviación. En la leyenda, E: Entrada, S: Salida.

Es sabido que una pulpa de granulometría muy fina resulta perjudicial para la etapa de filtración (Wakeman, 2007).

Otra experiencia preliminar fue estudiar un posible cambio en la distribución granulométrica de entrada y salida en el proceso de lixiviación, por lo que se realizó un experimento que consistió en tomar una muestra de la entrada a lixiviación (entrada al tanque TK – 2) y chequear la evolución de su granulometría con el fin de detectar un incremento de finos. Para ello, la muestra tomada en la entrada a lixiviación fue homogenizada y separada en dos recipientes, el primero, se secó en estufa directamente y el segundo se lixivió por 24 horas. Pasado este tiempo se realizaron análisis granulométricos de ambas muestras por medio de tamices en un Ro – Tap (Figura 3.4). Las distribuciones granulométricas de ambas experiencias no muestran cambios significativos (lo que queda evidenciado en su P_{80}), por lo que un incremento de partículas finas en la etapa de lixiviación queda descartado, al menos en el ensayo de laboratorio (Figuras 3.5 y 3.6).



Figura 3.4 – Ro – Tap usado en las experiencias de este trabajo. Elaboracion propia.

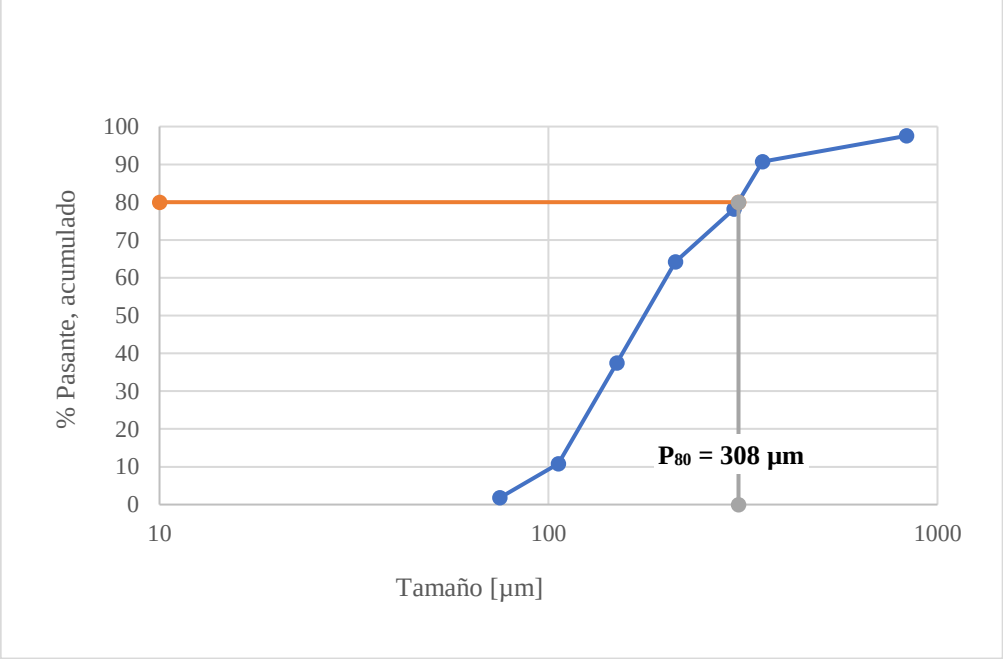


Figura 3.5 – Distribución granulométrica pre – lixiviación.

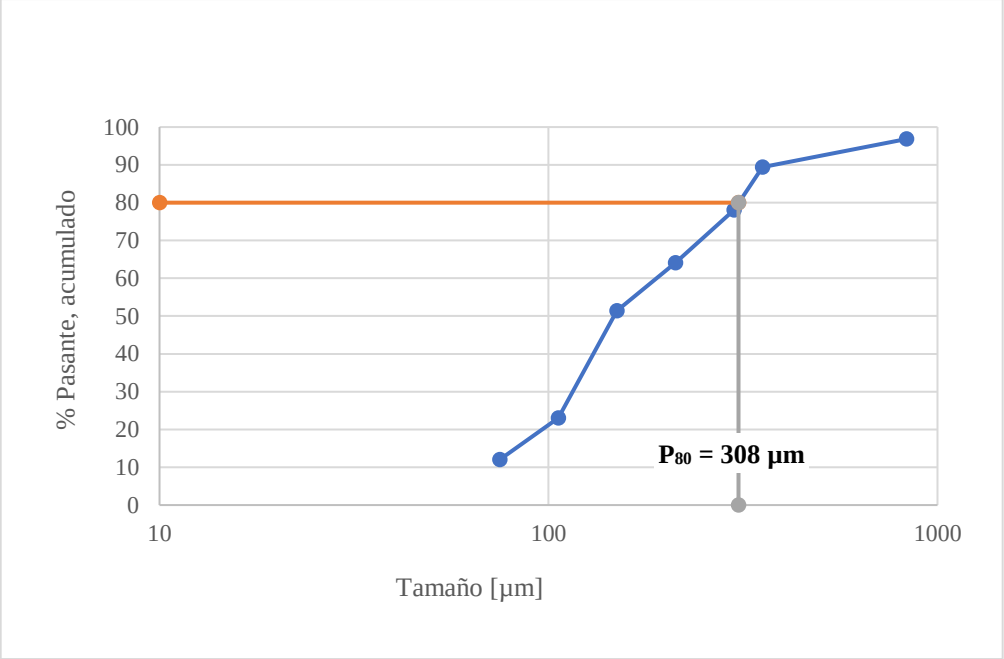


Figura 3.6 – Distribución granulométrica post – lixiviación.

La colmatación o saturación de la tela filtrante reduce la eficiencia de filtrado después de varios ciclos, por lo que se calculó la reducción de eficiencia en el filtrado debido a este fenómeno. Para ello fueron tomadas muestras de tela saturadas de los filtros de banda (F.B.) para realizar pruebas de filtrado estándar. Así se obtuvieron reducciones de eficiencia mayores al 50% en contraste con la tela usada en laboratorio en algunos casos (Figura 3.7). El experimento fue realizado con muestras del interior del estanque TK – 2 y con un compósito de geología a un porcentaje de sólidos conocido.

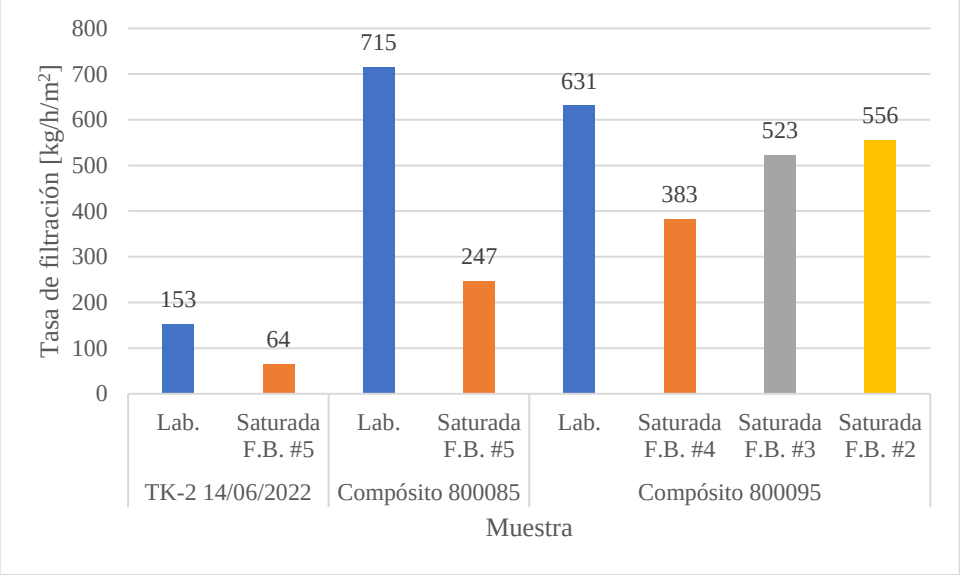


Figura 3.7 – Comparación de tasas de filtración entre tela saturada y no saturada (usada en laboratorio) para diferentes muestras.

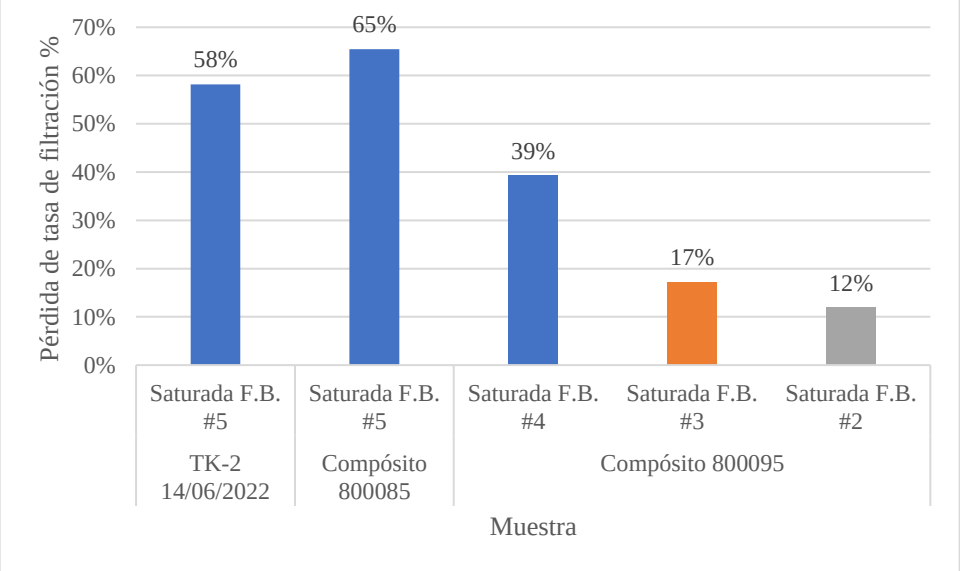


Figura 3.8 – Pérdida de tasa de filtración por saturación expresada en porcentaje según tipo de tela para diferentes muestras.

El actual reactivo ayuda filtrante (SNF 604), en uso en la planta, también fue objeto de estudios preliminares. Con el objetivo de probar su efectividad, se extrajo una muestra de alimentación a filtrado para realizar pruebas de filtrado estándar sin dosificación de reactivo y con dosificación. Para realizar pruebas de filtrado estándar en terreno, se prepara reactivo ayuda filtrante bajo el mismo protocolo que en el laboratorio; sin embargo, se optó por probar de igual forma el reactivo usado en planta para descartar errores.

Se obtuvieron los siguientes resultados para ambos casos (Figura 3.9), observándose un máximo de 467 kg/h/m^2 con el reactivo preparado en planta. Por otra parte, el reactivo preparado en laboratorio muestra un resultado ligeramente menor. Lo anterior se resume en una mejora del 56% y del 38% respecto a la prueba sin ayuda filtrante (Figura 3.10).

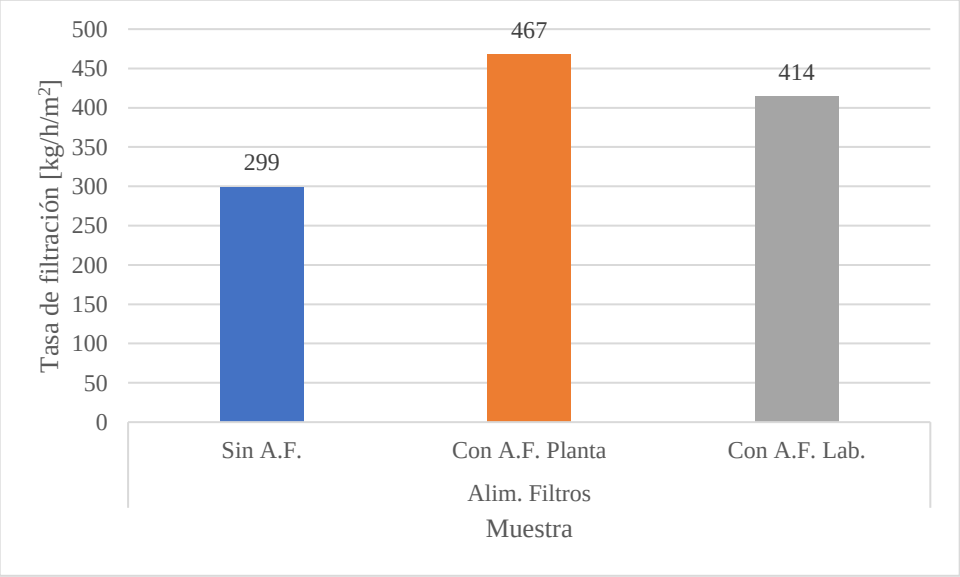


Figura 3.9 – Comparación del efecto del ayuda filtrante sobre la tasa de filtrado.

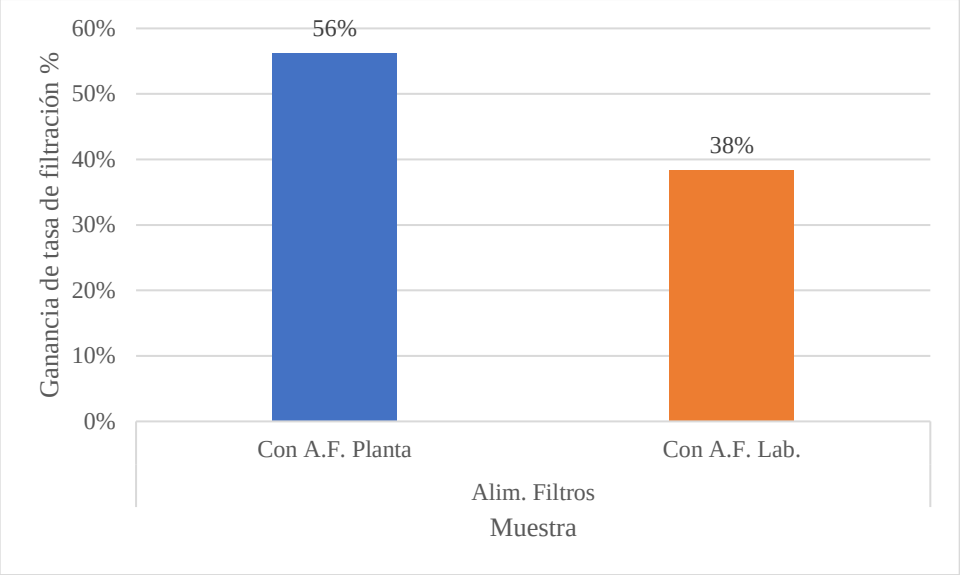


Figura 3.10 – Ganancia de tasa de filtración expresada en porcentaje para el estudio de efectividad del actual reactivo ayuda filtrante (SNF 604).

Para las pruebas de medios filtrantes se emplearon 6 telas diferentes, incluyendo la tela filtrante usada en el laboratorio para ver la turbidez obtenida. El experimento se llevó a cabo con una muestra del estanque TK – 2 y un turbidímetro Rilab 2020we (Figura 3.11).

Los medios filtrantes empleados fueron:

- 1363 – 300
- 1363 – 200
- I5P – 50
- I5P – 45
- I5P – 40

Los medios filtrantes que se pusieron a prueba en su mayoría exhibieron turbidez sobre rango (con excepción de la tela I5P 40) en dos intentos, por lo que su implementación,

resulta ser no factible (Tabla 3.1) debido a que esta agua es recirculada al proceso. La prueba de filtración estándar no se realizó debido a este motivo.

Tela filtrante	Intento 1	Intento 2
Tela de laboratorio (Delkor)	41.5 [NTU]	50 [NTU]
300	Sobre rango	Sobre rango
200	Sobre rango	Sobre rango
I5P 50	Sobre rango	Sobre rango
I5P 45	Sobre rango	Sobre rango
I5P 40	2250 [AU]	2210 [AU]

Tabla 3.1 – Turbidez obtenida por diferentes medios filtrantes.



Figura 3.11 – Turbidímetro usado en la prueba de medios filtrantes mostrando mensaje de error “fuera de rango”. Elaboración propia.

La razón aparente del notorio incremento en la turbidez es debido a la gran abertura de malla que poseen las telas filtrantes (Figura 3.12).



Figura 3.12 – Tela filtrante puesta a prueba para filtración (300). Elaboración propia.

3.2 Metodología experimental

El presente estudio se realizó tanto en el laboratorio metalúrgico de minera Kinross La Coipa como en el laboratorio del Departamento de Ingeniería en Metalurgia de la Universidad de Atacama. Entre las actividades realizadas se encuentran la preparación mecánica del mineral suministrado (salvo en los casos que se indique lo contrario) y los estudios asociados a estos.

3.2.1 Efecto del porcentaje de sólidos

Para observar la influencia del porcentaje de sólidos en el rendimiento de filtrado, se probaron 5 diferentes concentraciones de sólidos de dos muestras del estanque de lixiviación TK – 7, con un P_{80} aproximado de 160 µm y pH de 11,65.

Para tener mayor precisión en la medición, se filtró la muestra para luego ajustar con pequeñas porciones de sólido húmedo. Los ajustes se realizaron en un rango de 40% a 60% de sólidos en una balanza Marcy (Figura 3.13), para luego realizar pruebas de filtrado

bajo el protocolo “Pruebas de filtrado estándar” suministrado por Kinross La Coipa. La gravedad específica del mineral se considera aproximadamente 2,7.

El reactivo ayuda filtrante utilizado para las pruebas de esta primera parte es el floculante aniónico SNF 604.

Dado que la muestra fue extraída de planta, no fue necesario realizar preparación mecánica, ni ajustar el pH.



Figura 3.13 – Balanza Marcy empleada en las pruebas de este reporte. Elaboración propia.

La experiencia se realizó una segunda y tercera oportunidad tomando únicamente dos valores de porcentaje de sólidos (45 y 65%) con el objetivo de acotar las pruebas debido a su extensión y esfuerzo físico requerido. En esta ocasión se estudió la relación entre el porcentaje de sólidos, la tasa de filtración y su viscosidad medida en segundos con el uso de un embudo Marsh (Figura 3.14).

La muestra empleada para las repeticiones se extrajo desde el estanque TK – 18 (Figura 3.15).



Figura 3.14 – Embudo Marsh similar al usado en las pruebas de viscosidad de este reporte. Mudtest, 2023.



Figura 3.15 – Muestreo del estanque TK – 18 para prueba de viscosidad Marsh.

3.2.2 Efecto de la granulometría

Para la lixiviación de mineral de oro y plata, el tamaño óptimo de molienda es determinado comparando el costo de reducir el tamaño de partícula (debido a su gasto energético y el costo de reactivos) con la recuperación del metal precioso (Klein y Laskowski, 2000). En esta operación, el tamaño óptimo de molienda calculado es de aproximadamente 160 µm como P_{80}.

El tamaño de molienda afecta las propiedades reológicas de la pulpa, las cuales son importantes para el mezclado, la filtración y el transporte de la pulpa (Klein y Laskowski, 2000).

Este experimento consiste en determinar la relación entre la cantidad de partículas ultrafinas (- #400) y las tasas de filtración, además de su relación con la viscosidad Marsh.

Para la elaboración del lote de mineral ultrafino, primero se elaboró un lote de mineral compuesto de rechazos de muestras de geología (5 en total) de buena respuesta metalúrgica, las cuales alcanzan un P_{80} de 160 µm a 20 minutos de molienda aproximadamente. En total se empleó 1 kg de cada compósito. Luego de homogenizar el lote de compósitos de geología mediante roleo, fue sometido a molienda por aproximadamente una hora, para posteriormente ser secado en estufa. Una vez seco el mineral sometido a molienda, la fracción -#400 fue separada mediante utilizando un Ro – Tap (ver Figura 3.4).

Para lograr separar el mineral aglomerado entre mallas fue necesario el uso de una brocha obteniéndose el lote de mineral ultrafino (Figura 3.16).

Finalmente, el lote ultrafino fue homogenizado y se realizaron 5 pruebas de filtración bajo el protocolo “Pruebas de filtrado estándar”, con incrementos de 10% hasta un máximo de 50% de sólidos -#400 del mineral alimentado a molienda. La pulpa, fue ajustada a un 50% de sólidos, mientras que el pH fue ajustado a 11,6 con hidróxido de calcio una vez vaciado el molino.

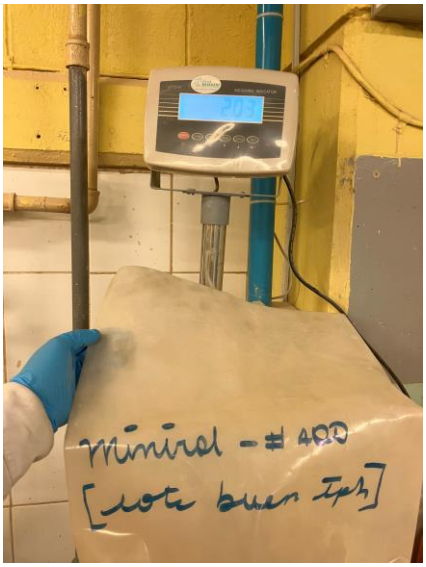


Figura 3.16 – Lote de mineral ultrafino (-#400) obtenido.

La experiencia se realizó una segunda y tercera oportunidad, esta vez dando dos tiempos de molienda (15 y 35 min) con el objetivo de acotar las pruebas debido a su extensión y esfuerzo físico requerido. En esta ocasión se estudió la relación entre su distribución granulométrica, la tasa de filtración y su viscosidad medida en segundos con el uso de un embudo Marsh.

La muestra empleada para las repeticiones se extrajo desde rechazos de compósitos de geología con cinética de molienda similar.

3.2.3 Efecto del pH (adición de cal hidratada)

Para la cianuración, un pH alcalino es requerido para prevenir la pérdida de cianuro por hidrólisis, además, la adición de cal hidratada evita la obstrucción de tuberías por incrustaciones (Klein y Laskowski, 2000), debido a que el pH ácido favorece la nucleación de especies (Medina et al. 2008). El hidróxido de calcio es comúnmente añadido para ajustar el pH entre 9,5 y 11 para la lixiviación en medio cianurado y hasta 11,5 para

transportar relaves en tuberías (Klein y Laskowski, 2000). En esta operación, el pH empleado en lixiviación es siempre mayor o igual a 11,5 por motivos de seguridad.

Para determinar el efecto de la adición de cal hidratada en el proceso de filtrado, se realizaron pruebas con un compósito de geología de mala respuesta metalúrgica. En efecto, pruebas realizadas anteriormente con esta muestra, exhiben un tiempo de formación de queque mayor a 10 minutos tras 15 minutos de molienda, a un P_{80} de 160 µm. La pulpa, originalmente a un 50% de sólidos, fue diluida a un 45% debido a las dificultades que se experimentan al vaciar el molino usando únicamente 330 mL de agua (según el protocolo pruebas de filtrado estándar).

En esta experiencia se probaron 5 pH diferentes en orden creciente, en el rango de 6,45 a 12,15. Los ajustes de pH, como se mencionó, se llevaron a cabo adicionando hidróxido de calcio a la pulpa y las mediciones con un pH – metro Thermo Orion Star A324 (Figura 3.17). El procedimiento se llevó a cabo bajo el protocolo “Prueba de filtrado estándar”, con las excepciones antes mencionadas.



Figura 3.17 – pH – metro utilizado para ajustes en este reporte. Elaboración propia.

La experiencia se realizó una segunda y tercera oportunidad, esta vez dando dos valores de pH (≈7 y ≈12) con el objetivo de acotar las pruebas debido a su extensión y esfuerzo físico requerido. En esta ocasión se estudió la relación entre el pH de la pulpa, la tasa de filtración y su viscosidad medida en segundos con el uso de un embudo Marsh. La muestra empleada para las repeticiones se extrajo desde rechazos de compósitos de geología con cinética de molienda similar.

3.2.4 Caracterización de arcillas

Para la caracterización de arcillas se seleccionaron 5 muestras de compósitos diferentes procedentes del área de geología, las cuales mostraron diferencias considerables en su tasa de filtración (Tabla 3.2). Se tomaron 300 gramos de cada muestra y fueron pulverizadas para su caracterización mediante difracción de rayos X y SEM – EDS en la Universidad de Atacama.

Compósito	**Tiempo molienda** [min]	**Formación de queque** [min]	**Tasa de filtrado** [$kg.h^{-1}m^{-2}$]	**Detalle**
800028	15	>15	**No determinado**	Banco 4150, toba lítica cristalina, alteración silícea.
800163	20	6,37	**92**	Banco 4140, #10
800175	13,3	2,72	**272**	Banco 4140, #021
800179	20	1,12	**715**	Banco 4140, #009
800203	20	0,25	**2708**	Banco 4130, #010

Tabla 3.2 – Compósitos de geología para análisis con detalle. En rojo, muestras que no cumplen con los estándares mínimos requeridos para procesamiento.

La información obtenida del análisis por DRX fue interpretada con ayuda del software HighScore Plus y OriginPro.

El equipo empleado para la pulverización de muestras puede verse en la Figura 3.18.



Figura 3.18 – Pulverizador empleado para las muestras enviadas a caracterización por SEM – DRX. Elaboración propia.

3.2.5 Barrido de reactivos

La tercera y última etapa de este estudio consiste en determinar el reactivo y concentraciones óptimas para el mineral, por lo que se seleccionaron diferentes reactivos floculantes de la empresa SNF, así como reactivos dispersantes con el objetivo de evaluar efectos complementarios entre reactivos.

Las características requeridas para el diseño experimental, así como los nombres de los reactivos pueden verse en la Tabla 3.3, mientras que las dosificaciones a probar fueron de 3, 5 y 7 g/t.

La muestra empleada para esta experiencia se extrajo desde el estanque TK – 18, por lo que no fue requerido ajustar pH

La granulometría estándar de operación es de un P_{80} a 160 µm.

Floculantes	**Dispersantes**
228	1000A
704	3037
100	
8011	
505	
504	
8045	
705	
4094	
8025	

Tabla 3.3 – Nombres de los reactivos a utilizar. SNF.

Las características fisicoquímicas de algunos reactivos fueron facilitadas para la elaboración de este reporte posterior a la fecha de finalización, por lo cual se detalla más información en la discusión de resultados.

CAPÍTULO 4: Resultados y discusiones

En la siguiente sección se presentan los resultados de las pruebas de filtración de acuerdo con el procedimiento “Pruebas de Filtrado Estándar” provisto por Kinross La Coipa, además del análisis mineralógico realizado en Universidad de Atacama.

4.1 Efecto del porcentaje de sólidos

Los tiempos de formación de queque y lavado muestran una relación directa, disminuyendo conforme se incrementa el porcentaje de sólidos (Figura 4.1), esto es debido a la disminución de la cantidad de agua a extraer conforme aumentan los sólidos en la pulpa, mientras que el peso seco de los queques muestra un aumento debido al motivo anterior (Figura 4.2).

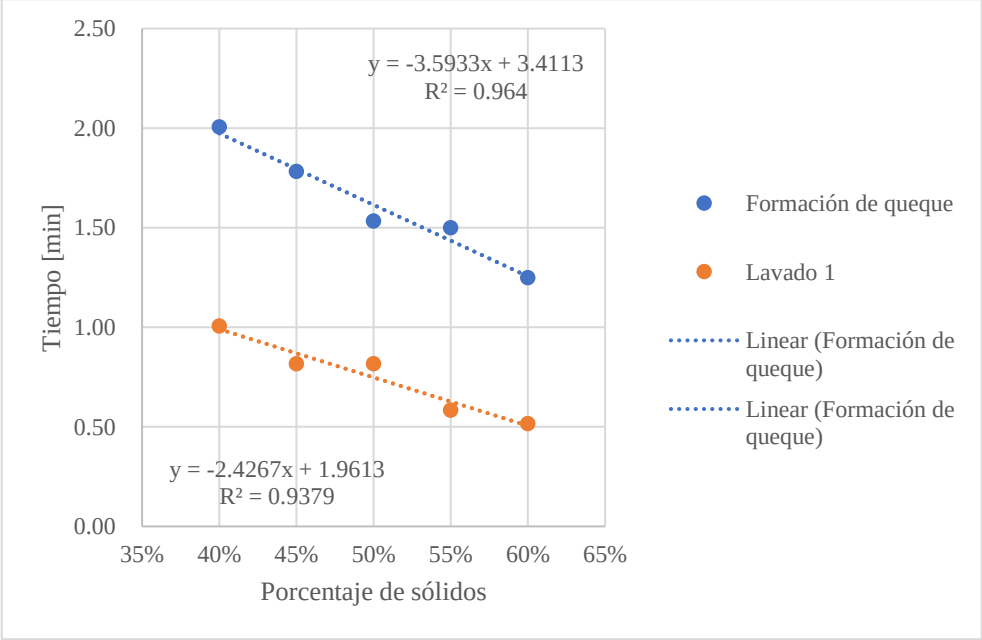


Figura 4.1 – Evolución de los tiempos de formación de queque y lavado en función del porcentaje de sólidos.

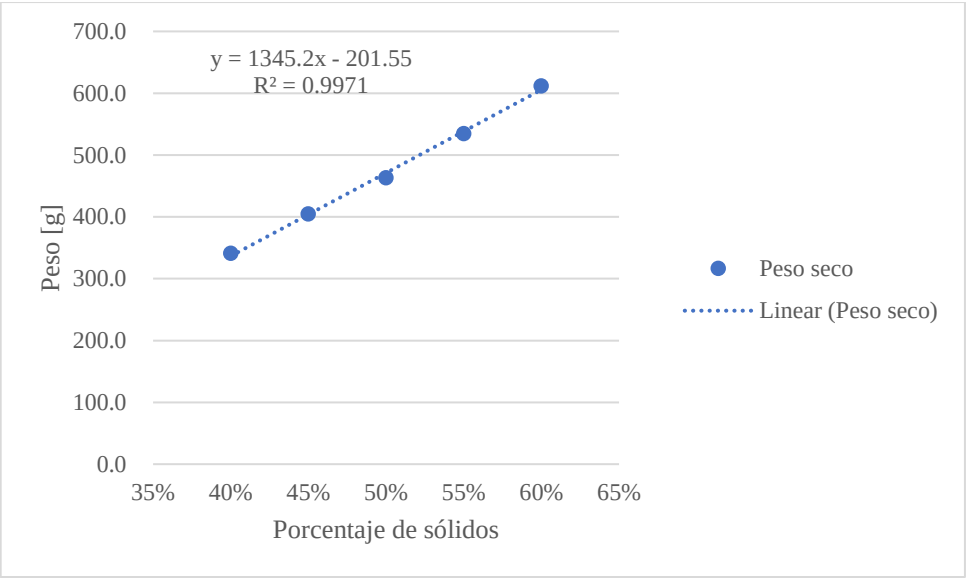


Figura 4.2 – Peso seco obtenido en función del porcentaje de sólidos trabajado.

Junto con lo anterior, la tasa de filtración muestra la misma relación con el porcentaje de sólidos, aumentando linealmente hasta llegar a un máximo de 746 kg/h/m^2 para un 60% de sólidos (Figura 4.3) lo cual, deriva en una ganancia de casi el doble (195.4%) respecto a la tasa de filtración obtenida con un 40% de sólidos.

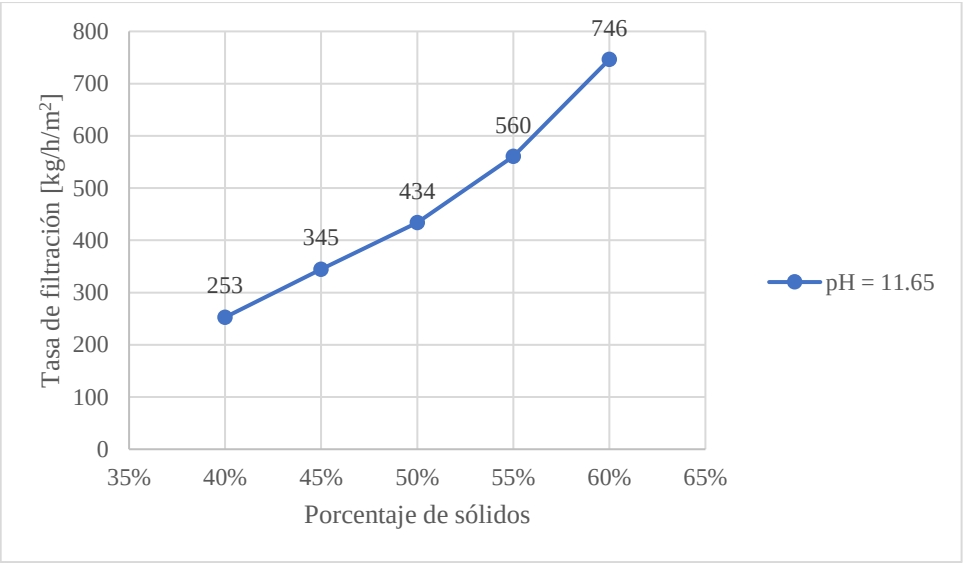


Figura 4.3 – Efecto de la variación de porcentaje de sólidos en la tasa de filtrado. Muestra del estanque TK – 7.

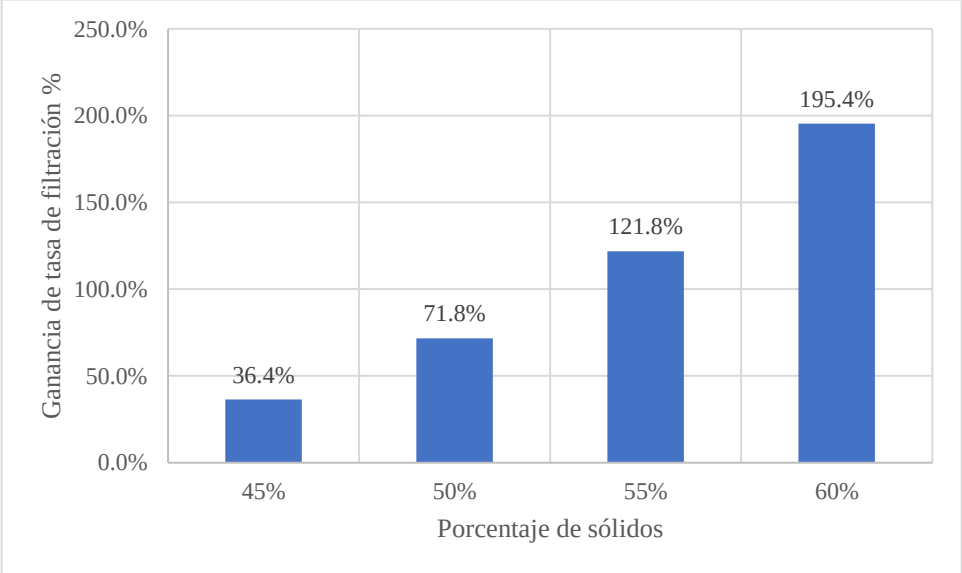


Figura 4.4 – Ganancia de tasa de filtrado respecto al porcentaje inicial (40% de sólidos) expresado en porcentaje.

Estudios demuestran que la viscosidad de la pulpa aumenta proporcionalmente con la concentración de sólidos (Figura 4.5), debido principalmente al aumento del esfuerzo de cedencia de la pulpa por las fuerzas intermoleculares las cuales forman estructuras y se vuelven más pronunciadas a medida que se incrementa el porcentaje de sólidos (Klein y Laskowski, 2000), sin embargo, los resultados de la segunda experiencia con el porcentaje de sólidos muestran que la viscosidad Marsh de la pulpa no incrementa de manera significativa al variar el porcentaje de sólidos (Tabla 4.1).

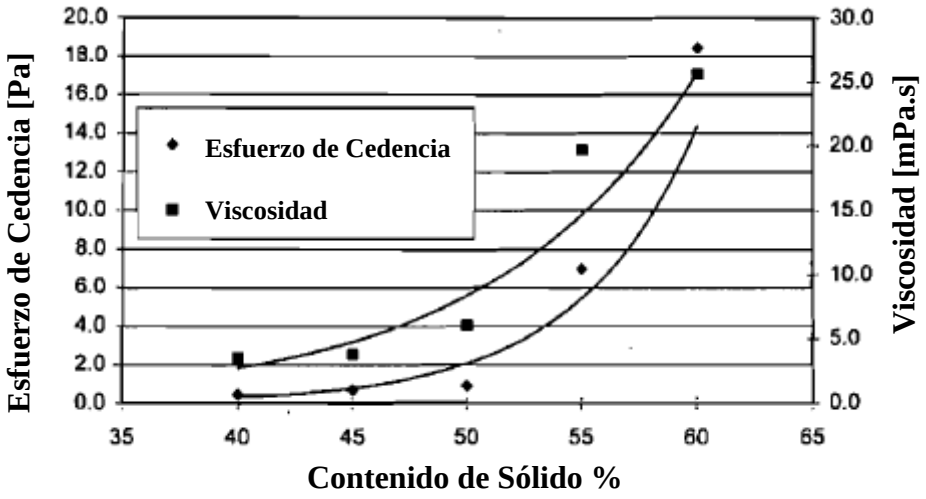


Figura 4.5 – Relación entre propiedades reológicas de una pulpa cianurada y el contenido de sólidos. Klein y Laskowski, 2000.

% Sólidos	**Viscosidad Marsh** [s]	**Tasa de filtración** [$kg.h^{-1}m^{-2}$]
45%	27	281
65%	33	517
45%	26	272
65%	33	518

Tabla 4.1 – Relación entre el porcentaje de sólidos y su viscosidad. Muestra del estanque TK – 18.

Esta prueba en particular se realizó con dos minerales de buena respuesta metalúrgica, sin embargo, podrían observarse diferencias en los resultados en minerales con alto contenido de arcilla, debido a sus características fisicoquímicas como veremos más adelante.

4.2 Efecto de la granulometría

Los tiempos de formación de queque y lavado muestran una relación directa, aumentando conforme se añade mineral ultrafino (Figura 4.6), mientras que el peso seco no muestra tendencia alguna respecto a la adición de mineral (Figura 4.7).

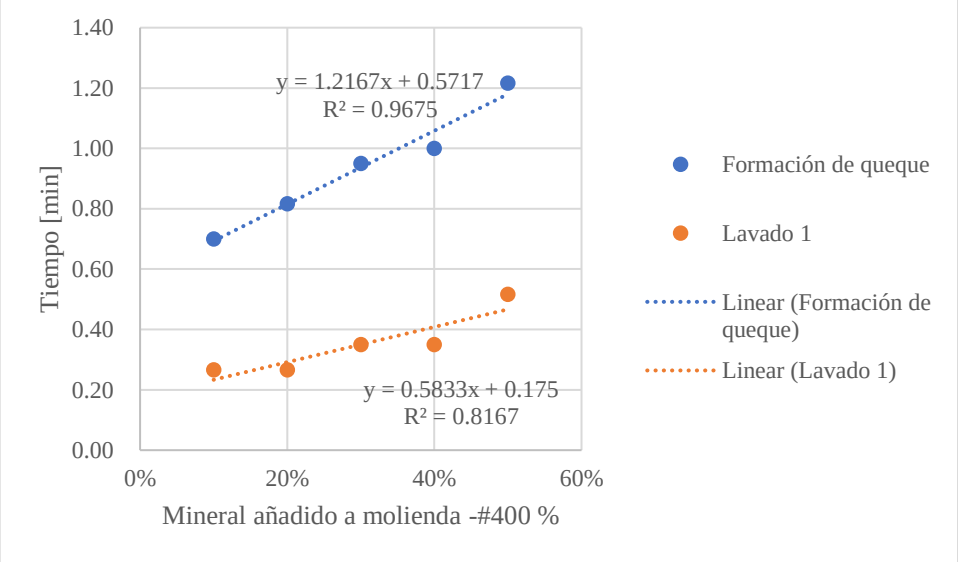


Figura 4.6 – Evolución de los tiempos de formación de queque y lavado en función del porcentaje añadido de mineral -#400 a molienda.

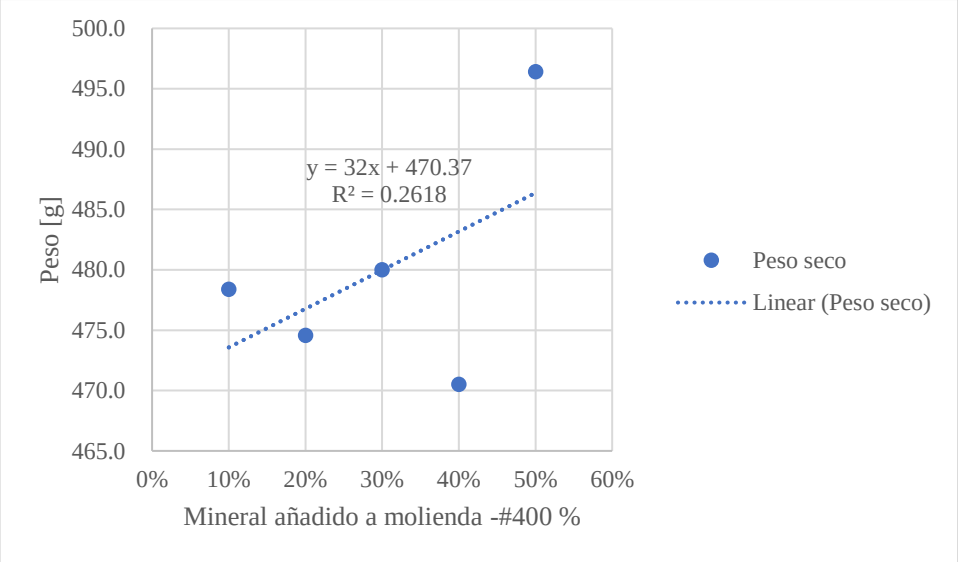


Figura 4.7 – Peso seco obtenido en función del porcentaje añadido de mineral -#400.

Debido al incremento de los tiempos, las tasas de filtración decrecen de forma notoria conforme se adiciona mineral ultrafino a molienda, llegando a un mínimo de 616 kg/h/m^2, lo cual se ve reflejado en una pérdida del 38.1% de la tasa de filtración obtenida para 10% de sólidos ultrafinos añadidos a molienda (Figura 4.8 y 4.9). Lo anterior se debe principalmente a la colmatación de la tela filtrante por la reducción de su granulometría.

Si bien los mecanismos de coagulación y floculación se ven favorecidos a pH alcalinos (Sun et al. 2019), no son significativos para evitar los efectos de la colmatación de la tela filtrante producto de las partículas ultrafinas.

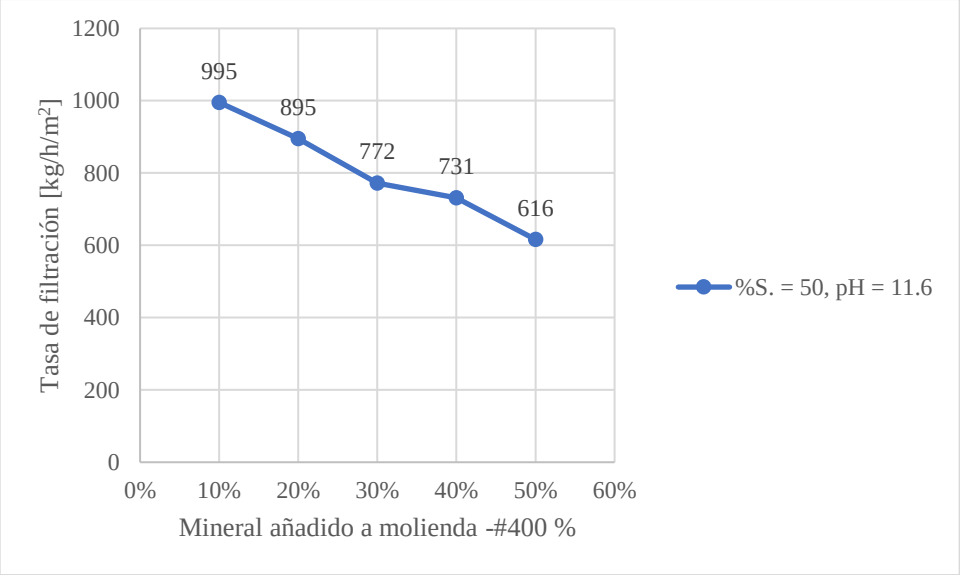


Figura 4.8 – Efecto del porcentaje de mineral añadido -#400. Lote de mineral -#400.

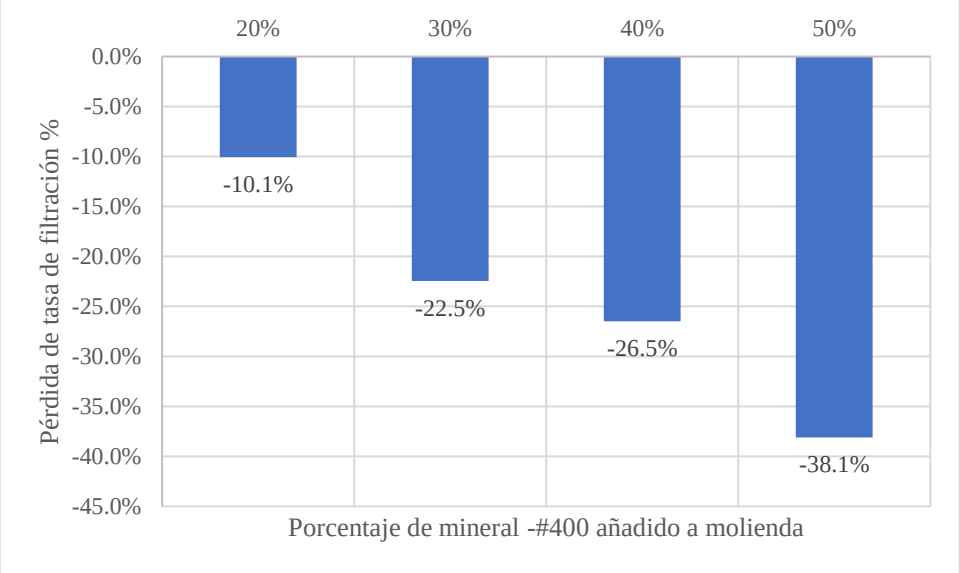


Figura 4.9 – Pérdida de tasa de filtración respecto al porcentaje inicial (10% de sólidos -#400) expresado en porcentaje.

Por otra parte, los resultados de la segunda experiencia con la granulometría contrastan con estudios que muestran una disminución de la viscosidad conforme se reduce el tamaño de partícula en la pulpa (Figura 4.10), lo que puede apreciarse en la Tabla 4.2. Sin embargo, para las distribuciones granulométricas obtenidas no hubo variación significativa de la viscosidad Marsh.

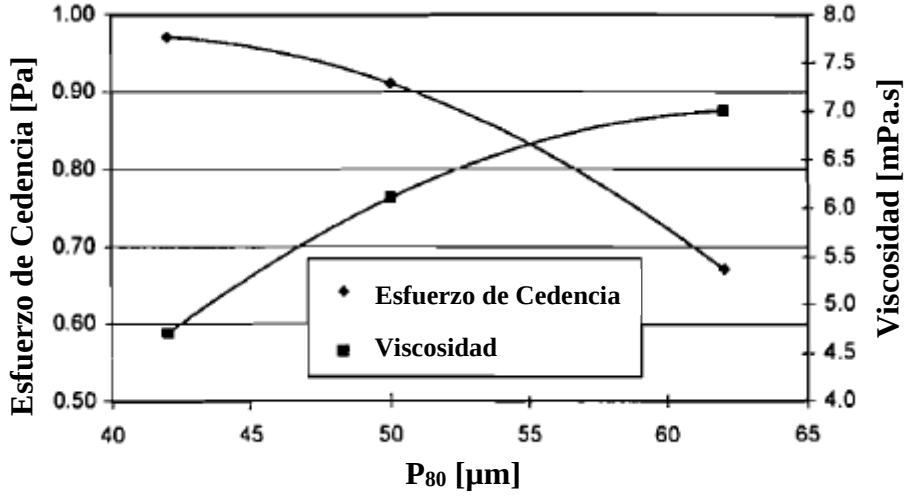


Figura 4.10 – Relación entre propiedades reológicas de una pulpa cianurada y su granulometría. Klein y Laskowski, 2000.

Tiempo de molienda [min]	**P_{80}** [µm]	**Viscosidad Marsh** [s]	**Tasa de filtración** [$kg.h^{-1}m^{-2}$]
15	217	28	1208
35	118	29	712
15	226	28	1213
35	114	28	805

Tabla 4.2 – Relación entre la granulometría y su viscosidad. Rechazos de compósitos de geología.

4.3 Efecto del pH (adición de cal hidratada)

Los resultados de las pruebas muestran una evolución desfavorable del tiempo de formación de queque y lavado para la muestra de mineral arcilloso, aumentando conforme se incrementa el pH (Figura 4.11), mientras que los pesos secos de los queques obtenidos no muestran tendencia alguna (Figura 4.12).

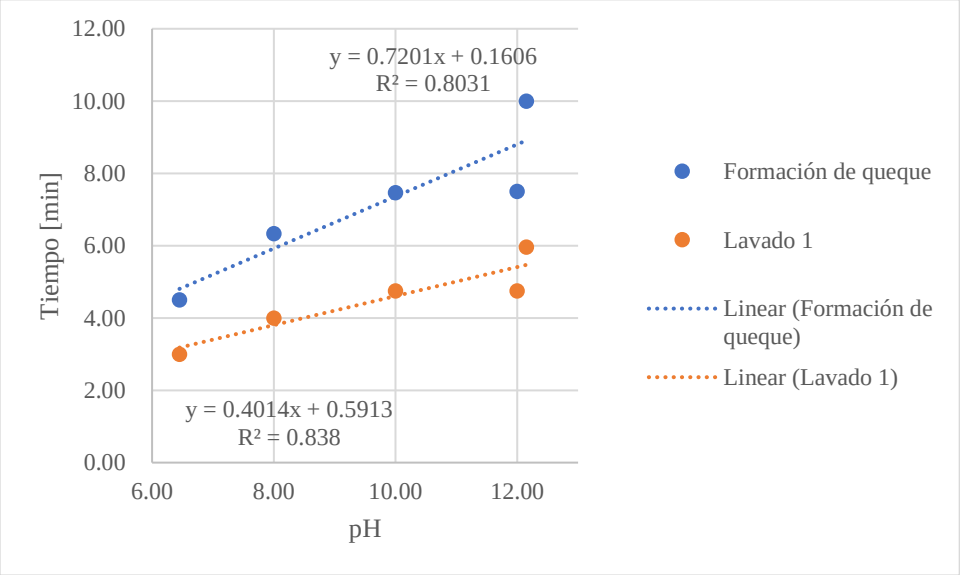


Figura 4.11 – Tiempo de formación de queque vs. pH para una pulpa de mineral muy arcilloso.

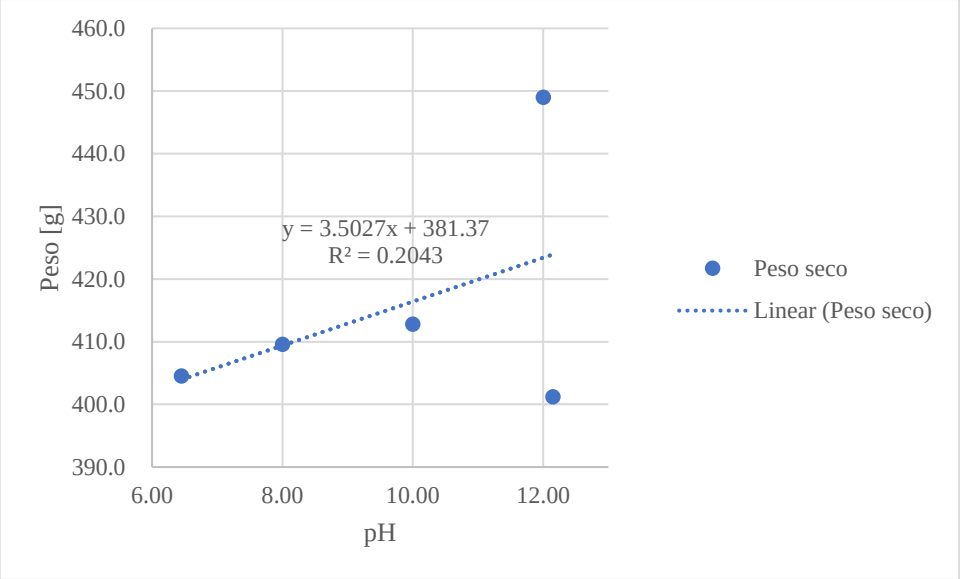


Figura 4.12 – Peso seco obtenido de acuerdo con el pH trabajado.

Lo anterior implica una disminución en la tasa de filtrado debido al aumento de los tiempos de formación de queque y lavado (Figura 4.13), logrando una reducción de un 52% respecto al pH inicial. Sin embargo, debido a la hidrolisis del cianuro, es posible trabajar únicamente en pH superiores a 11,5, por lo que solo es posible considerar efectos en los últimos tramos de la curva.

Cuando se añade cal hidratada, los iones adsorbidos Ca^{+2} pueden reducir el potencial zeta (por compresión de la doble capa eléctrica) y causar la coagulación de partículas (Klein y Laskowski, 2000), potenciando el efecto del reactivo floculante, lo cual resulta beneficioso para la filtración, en efecto, estudios anteriores (Hoffert y Poling, 1985), encontraron que el potencial zeta fue reducido a cero a pH comprendidos entre 11,0 y 12,0 luego de añadir cal hidratada a relaves silíceos (Klein y Laskowski, 2000), sin embargo, como se mencionó anteriormente, se vincula a la coagulación con el incremento de la viscosidad de la pulpa (Figura 4.15).

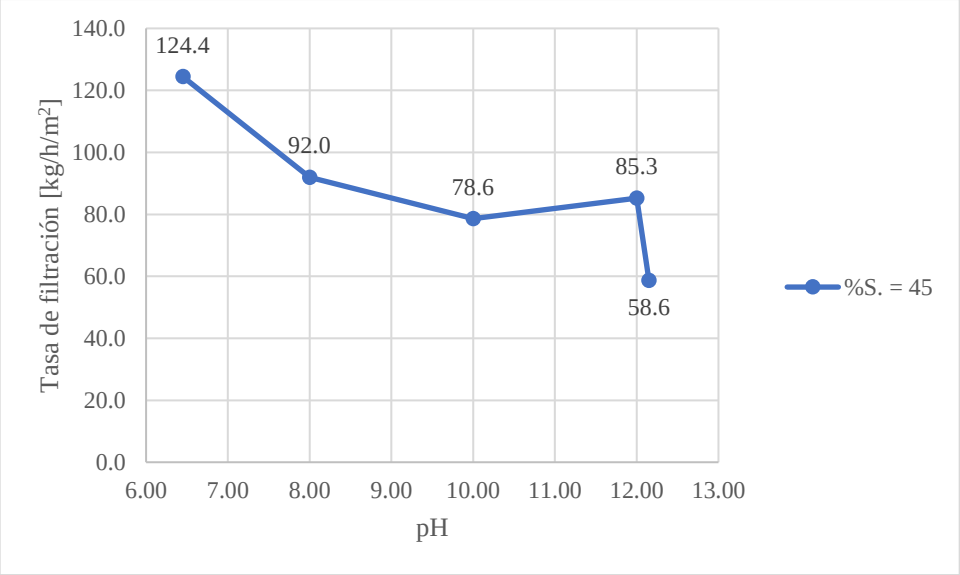


Figura 4.13 – Tasa de filtración vs. pH para una pulpa de mineral muy arcilloso. Lote de baja filtración.

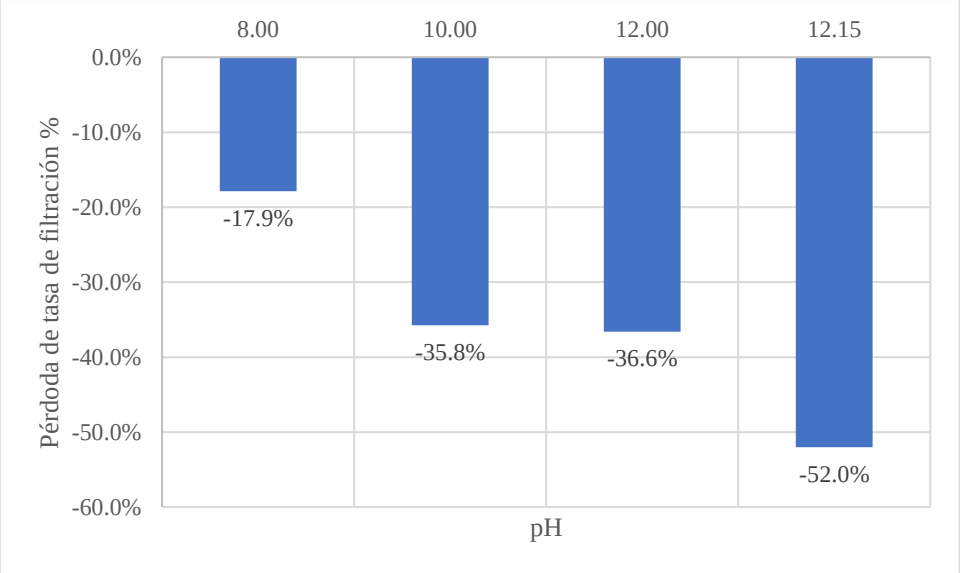


Figura 4.14 – Pérdida de tasa de filtración respecto al pH inicial (6.45) expresada en porcentaje.

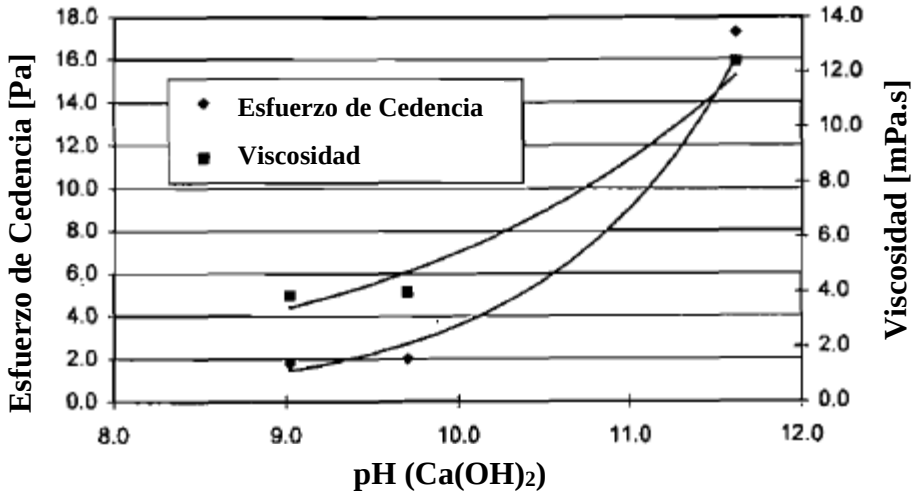


Figura 4.15 – Relación entre propiedades reológicas de una pulpa cianurada y el pH. Klein y Laskowski, 2000.

En el caso de la segunda experiencia con pulpa del estanque TK – 18, la viscosidad Marsh no muestra un aumento significativo, por lo que se desprecia su efecto.

pH	**Viscosidad Marsh** [s]	**Tasa de filtración** [$kg.h^{-1}m^{-2}$]
7.46	26	1496
12.2	28	1169
7.41	25	1553
11.6	28	1283

Tabla 4.3 – Relación entre el pH y su viscosidad. Rechazos de compósitos de geología.

Esta última prueba se realizó con mineral de buena respuesta metalúrgica, sin embargo, podrían observarse diferencias en los resultados en minerales con alto contenido de arcilla, debido a sus características fisicoquímicas.

4.4 Caracterización de arcillas

En esta sección se presentan los resultados de la caracterización mineralógica realizada en la Universidad de Atacama de los diferentes minerales de la Tabla 3.2, los cuales poseen diferentes respuestas metalúrgicas.

El análisis SEM – EDS reveló en general contenido mayoritario de carbono, oxígeno y silicio. En las muestras de peor tasa de filtración (ej. 800028) la imagen obtenida revela contenido de aluminio, este último da noción de la presencia de Caolinita en el mineral (Figura 4.16), lo cual contrasta con la poca cantidad relativa de aluminio presente en las muestras de alta tasa de filtración (ej. 800203) (Figura 4.17). El contenido en carbono es despreciable debido a que para efectos del análisis se debe usar una lámina de carbono, razón por la cual, aparece como contenido mayoritario para las 5 muestras provenientes de geología.

A continuación, y para resumir el análisis, se comparan únicamente las muestras de peor y mejor tasa de filtración. Los resultados de las muestras con tasa de filtración intermedias, así como los demás análisis SEM – EDS, se pueden ver en la sección anexos de la presente sección.

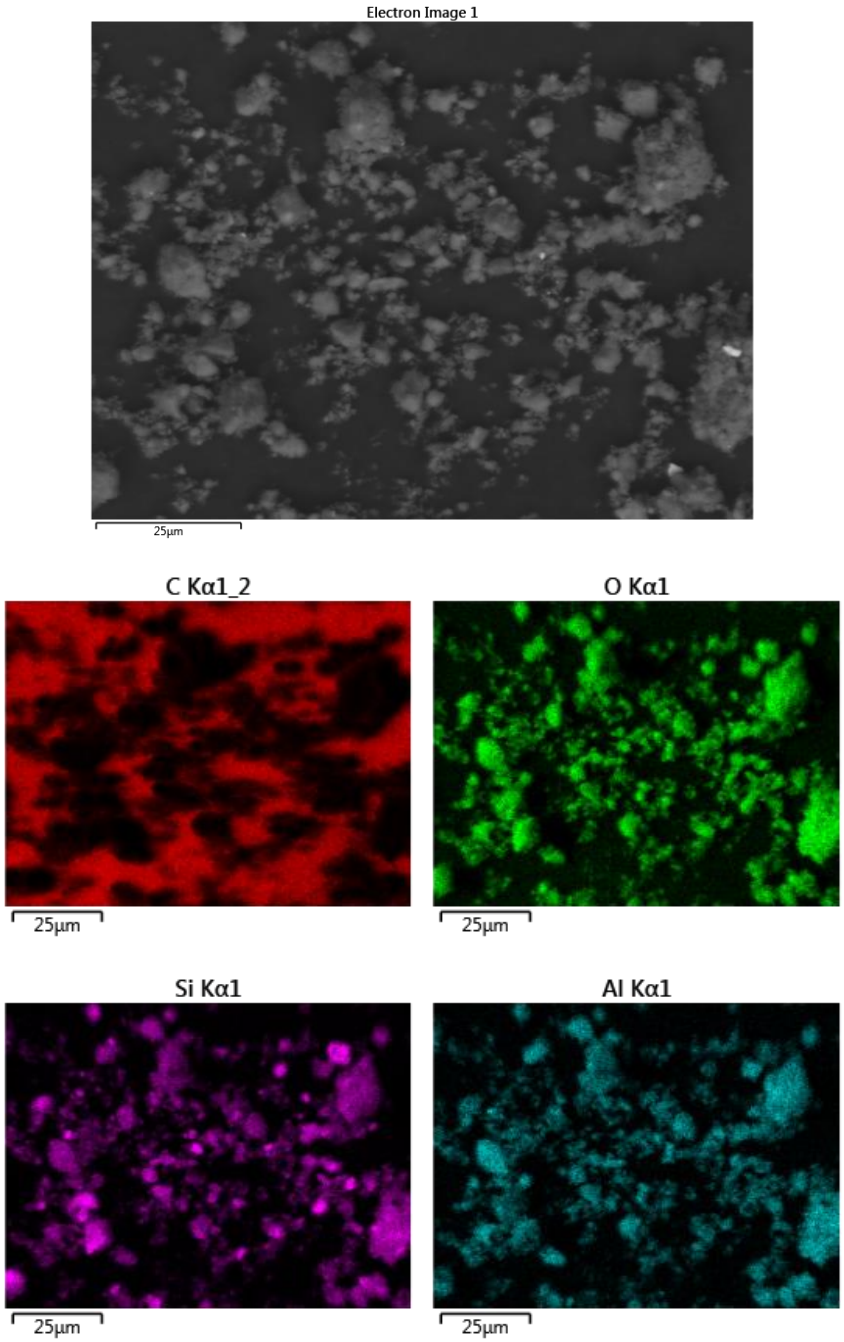


Figura 4.16 – Imagen obtenida por SEM para la muestra 800028 de mala tasa de filtración. Electrones retrodispersos (superior), mapeo elemental (inferior).

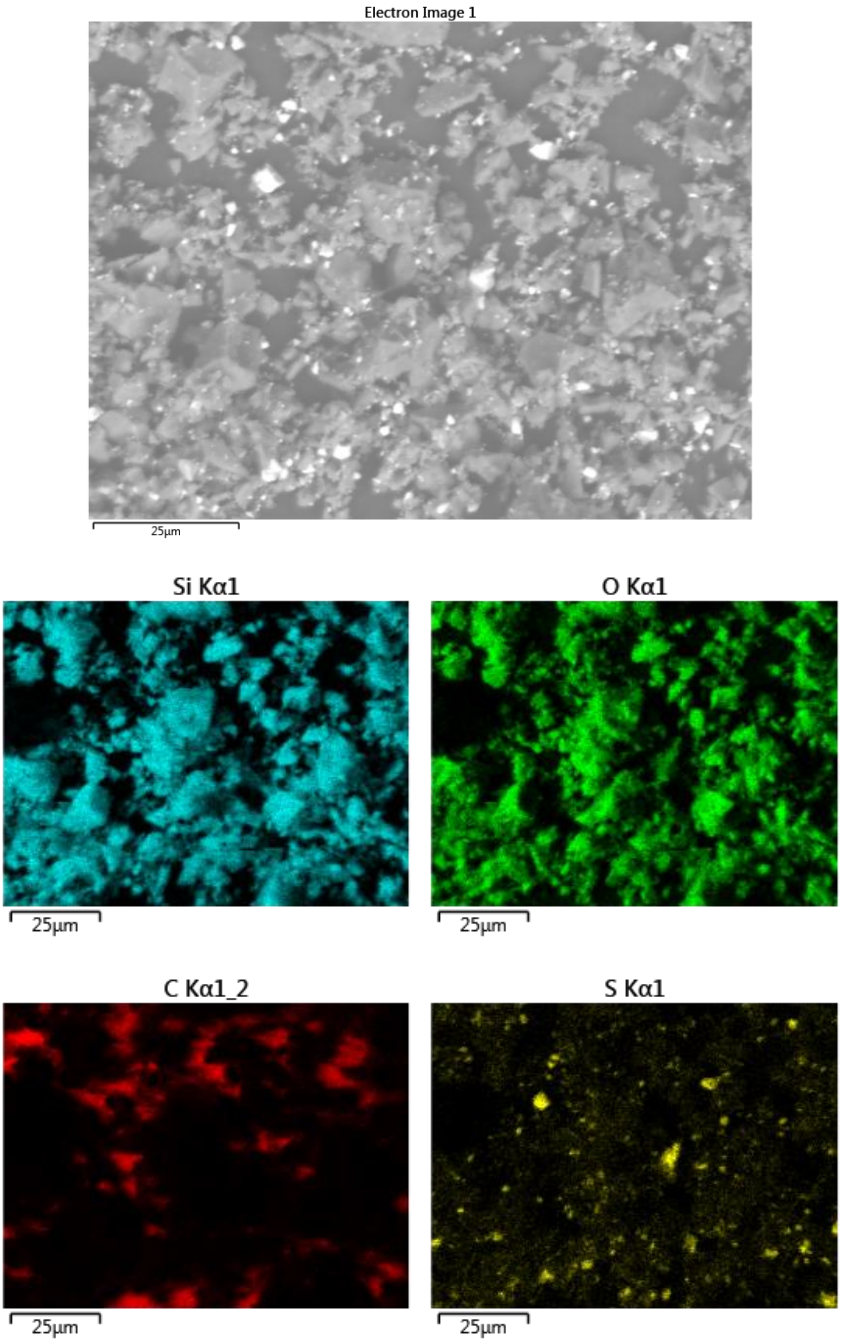


Figura 4.17 – Imagen obtenida por SEM para la muestra 800203 de buena tasa de filtración. Electrones retrodispersos (superior), mapeo elemental (inferior).

El análisis por difracción por rayos X se redujo a la búsqueda de arcillas del tipo Caolinita, Montmorillonita (Bentonita) y Muscovita (Illita).

El compósito de peor tasa de filtración (800028) muestra una alta concentración de peaks para los tres tipos de arcillas mencionadas, sobre todo para las del tipo Caolinita, por lo que se puede inferir que existe una cantidad relativa alta de las mismas en comparación con la de mejor tasa de filtración (Figura 4.18). Este análisis se usó como punto de comparación para el resto de las muestras. En general y como es de esperarse, conforme el compósito tiene una mayor tasa de filtración, menor es la concentración de peaks de arcillas, como puede verse en dicha figura. En efecto, el compósito de mejor tasa de filtrado muestra una difracción similar a la sílice (se puede apreciar mejor en el Anexo 3.1).

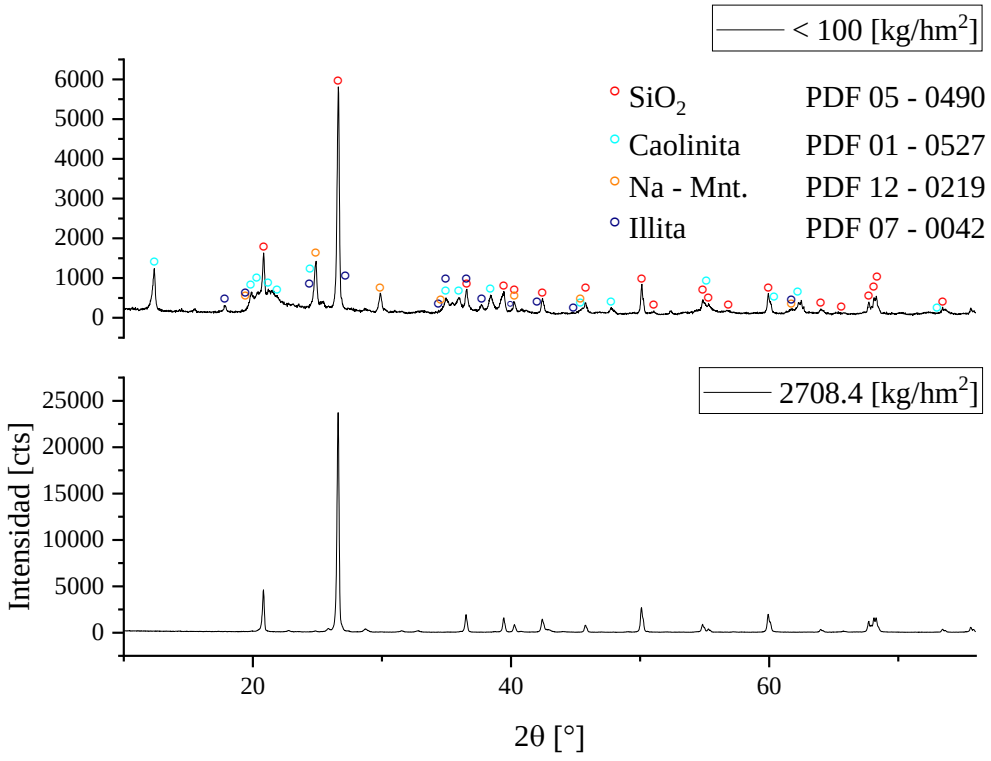


Figura 4.18 – Análisis por DRX para el compósito 800028 de mala tasa de filtración (arriba) y 800203 de buena tasa de filtración (abajo). El primero muestra una alta concentración de peaks para arcillas en comparación con el segundo.

El mapeo elemental de la muestra de baja tasa de filtración (800028), no revela el ion sodio, sin embargo, aparecen peaks de Na – Montmorillonita en el análisis por difracción de rayos X al igual que en la muestra 800163 (Figura 4.19). Lo anterior, puede deberse a que la fracción analizada por SEM – EDS no contaba con una cantidad significativa de la arcilla, por lo que no fue captada por el equipo.

La presencia de Na – Montmorillonita puede explicar el comportamiento viscoso de la pulpa en pruebas de lixiviación, debido a la alta capacidad de absorción de agua que poseen las arcillas de este tipo en comparación con las arcillas tipo Caolinita e Illita (Hatch, 2012) incluso si su concentración relativa es baja. La gran capacidad de absorción de agua de la arcilla en cuestión es debido a la capacidad de expansión de su estructura por la presencia de iones intercambiables entre las capas de arcilla, como Li^{+}, K^{+}, Na^{+}, Ca^{+2} o Mg^{+2} (Hatch, 2012), lo cual le permite aumentar hasta 15 veces su volumen y unas 5 veces en peso (Zarate, 2005).

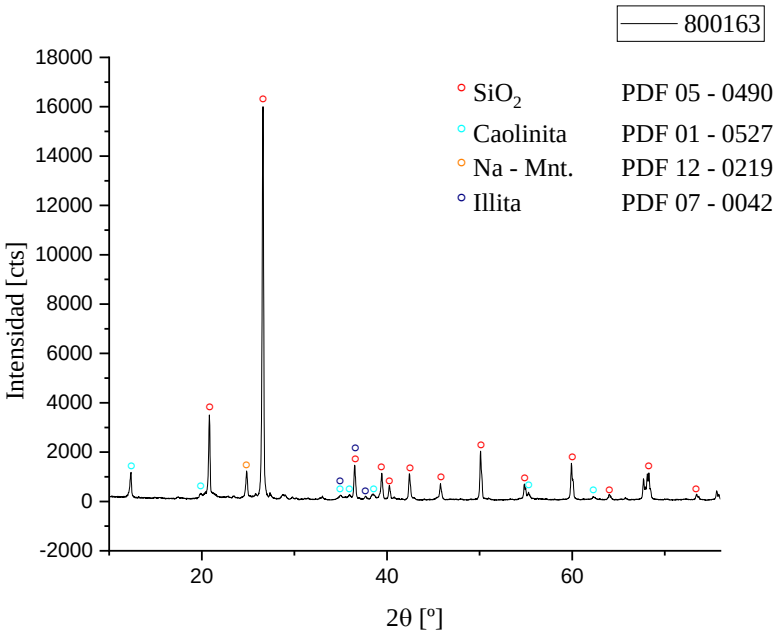


Figura 4.19 – Análisis por DRX de la muestra 800163.

4.5 Barrido de reactivos

Los resultados presentados en esta sección corresponden al barrido de los reactivos propuestos por SNF (Tabla 3.4) con pulpa muestreada del área de decantación contra corriente (CCD) de la planta de procesamiento de minerales, en la cual se considera la tasa de filtrado como la variable de estudio. La dosificación elegida para esta primera aproximación es la actual, 5 g/t. El mineral en general presenta una respuesta metalúrgica relativamente buena a un porcentaje de sólidos de 57%, una distribución granulométrica con un P_{80} de 160 µm, y un pH aproximado de 11,5 en todos los casos presentados en la actual sección.

Los resultados para los 10 reactivos propuestos por SNF mostraron una inclinación favorable por los floculantes SNF 100, 704, 705, 228 y 505 en 6 oportunidades, mostrando una tasa de filtrado promedio de 714, 610, 604, 705 y 647 kg/h/m^2, mientras que los reactivos 8025 y 8011 presentan un pobre rendimiento en comparación con los otros candidatos. Los reactivos 8095, 4094 y 504 presentan un rendimiento promedio relativamente bueno, sin embargo, dado que el estándar de rendimiento de la planta de procesamiento es de aproximadamente 600 kg/h/m^2 fueron igualmente descartados.

Finalmente, los reactivos elegidos para las demás pruebas de filtración fueron los floculantes SNF 100, 228 y 505.

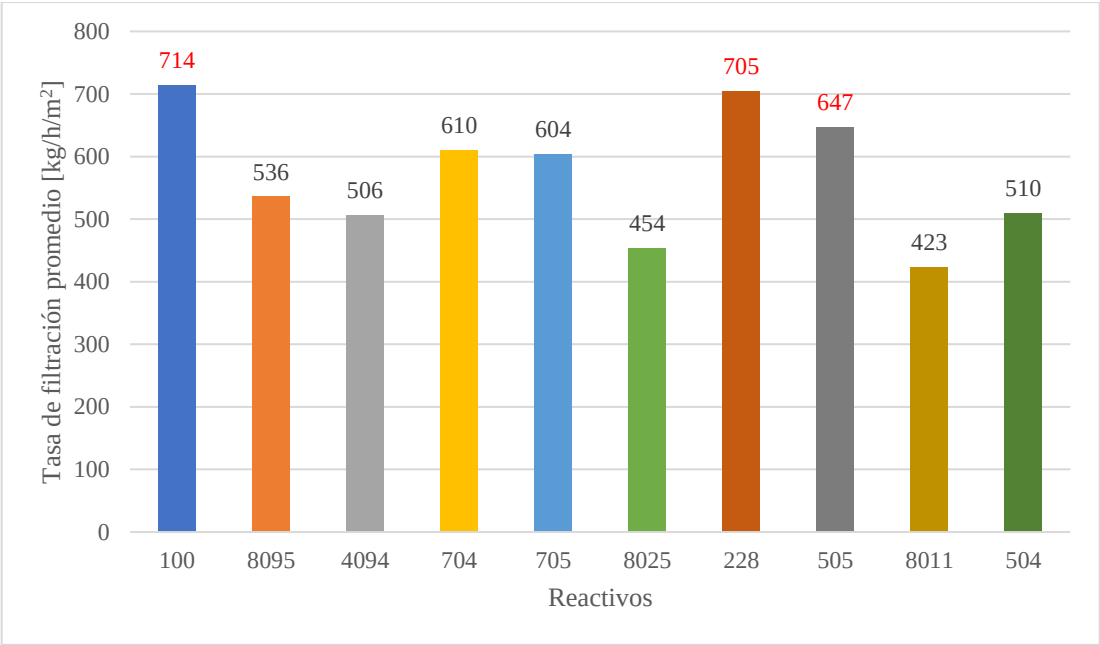


Figura 4.20 – Tasas de filtración promedio obtenidas para diferentes floculantes propuestos por SNF.

En el segundo barrido, donde se comparó el reactivo actual SNF 604 con los demás propuestos, el que obtuvo la mejor tasa de filtrado es el floculante SNF 505 con un promedio de 840 kg/h/m^2 en 6 oportunidades (Figura 4.20). Las tasas de filtración de los demás reactivos frente al actual (SNF 604), logran superar con dificultad el estándar de operación de 600 kg/h/m^2, por lo que fueron descartados para la prueba de dosificaciones.

En la Tabla 4.4 se aprecian las características fisicoquímicas del reactivo SNF 505 y SNF 604.

Reactivo	**Carácter iónico**	**Densidad de carga**	**Peso molecular**
SNF 604	Aniónico	Medio	Muy alto
SNF 505	Aniónico	Medio	Medio

Tabla 4.4 – Características fisicoquímicas de los reactivos SNF 604 y 505. SNF Chile 2023.

La razón aparente del rendimiento superior del reactivo (SNF 505) frente al actual (SNF 604), puede explicarse debido al menor peso molecular que posee. En general, un peso molecular alto puede tener mayores rendimientos, sin embargo, los floculantes de alto peso molecular son mucho más viscosos que los de menor peso molecular (Gregory, 1991). Este incremento puede derivar en una pobre distribución del floculante en la pulpa, sobre todo si ésta ya presenta alta viscosidad como en el caso de las que contienen minerales arcillosos, dicha hipótesis podría ser comprobada en futuras experiencias con reactivos aniónicos de medio y bajo peso molecular.

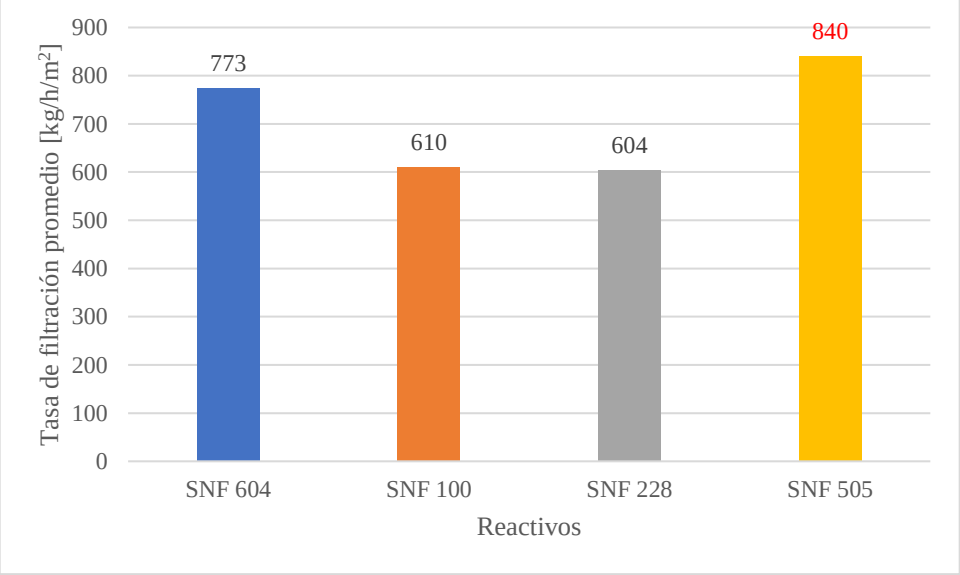


Figura 4.21 – Tasas de filtración promedio obtenidas para diferentes floculantes propuestos por SNF en comparación con el actual (604).

Posteriormente para el reactivo SNF 505 se probaron tres diferentes dosificaciones de 3, 5 y 7 g/t, siendo 5 g/t la actual usada en el área de filtrado y para las pruebas a escala laboratorio. La razón de probar una dosificación menor a la actual fue comprobar que existiesen diferencias significativas respecto a la usada, en caso de no haberla, una opción de optimización sería reducirla a una concentración menor para abaratar costos.

Finalmente, se determinó que la dosificación que maximiza la tasa de filtrado es de 7 g/t con un promedio de 790 kg/h/m^2 en 6 intentos (Figura 4.21). Como puede apreciarse, respecto a la dosificación usual, con el reactivo SNF 505 se obtiene una mejora de aproximadamente 17%, mientras que con las demás dosificaciones se obtuvieron peores rendimientos, razón por la cual la hipótesis de reducir la dosificación para abaratar costos queda descartada.

Es importante destacar que, a pesar de obtener mejores tasas de filtrado con una dosificación de 7 g/t, debe considerarse que, en algunos casos, la dosificación puede llegar a 30 g/t, por lo que se sugiere estudiar concentraciones aún mayores a las vistas en este reporte.

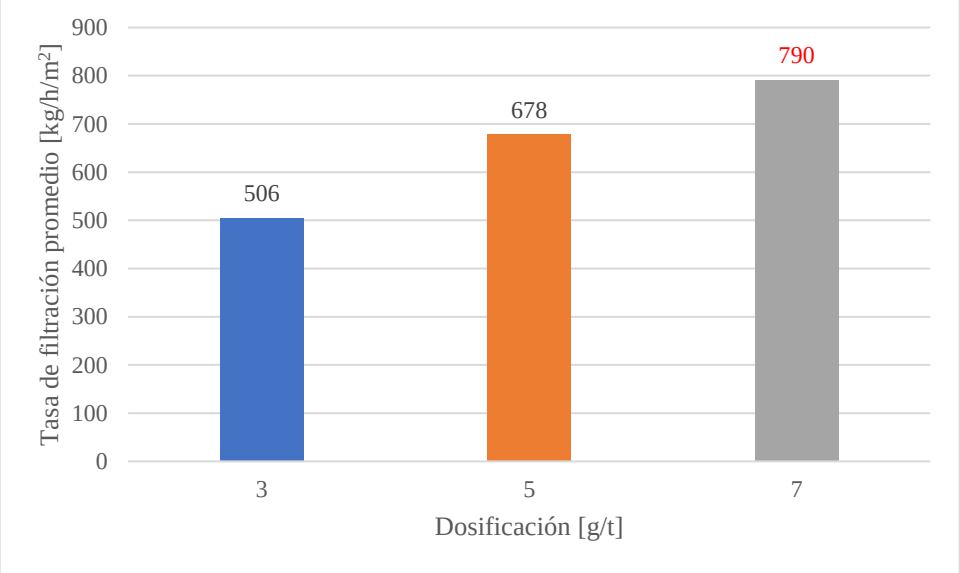


Figura 4.22 – Tasas de filtración promedio obtenidas por el reactivo SNF 505, para tres diferentes dosificaciones.

Finalmente, en la última experiencia, se probaron dos reactivos dispersantes en conjunto con el floculante SNF 505 respecto a las condiciones y reactivo actuales. Los reactivos dispersantes sugeridos fueron SNF 3057 y 1000A, los cuales se suministraron a una

concentración de 100 ppm en conjunto con el reactivo floculante a sus respectivas dosificaciones.

Los resultados indican una tasa de filtrado promedio máxima para el reactivo floculante SNF 505 en conjunto con el dispersante aniónico 1000A, resultando en una tasa de filtrado promedio de 1117 kg/h/m^2 en 8 oportunidades.

El efecto sinérgico mostrado por el dispersante en esta última experiencia no muestra mayor impacto en la tasa de filtración, sin embargo, logra aumentarla ligeramente a pesar de la capacidad de los dispersantes aniónicos de romper flóculos y reducir la permeabilidad del queque (Ejtemaei et al. 2019). Sería interesante conocer la respuesta de la tasa de filtración usando una combinación de floculantes aniónicos y dispersantes catiónicos como ayuda filtrante, debido a que reportan una mejora en la permeabilidad del queque (Ejtemaei et al. 2019), pudiendo aumentar las tasas de filtración.

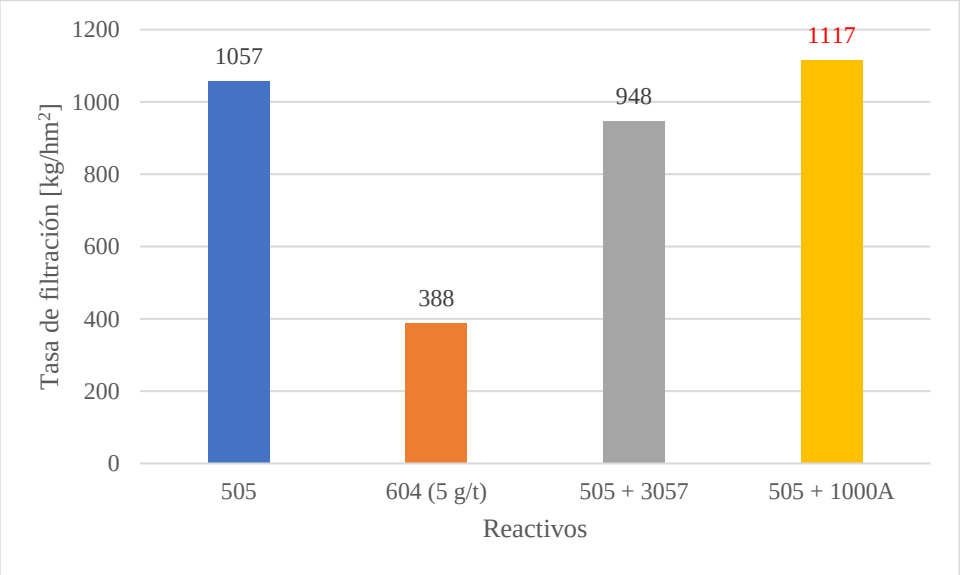


Figura 4.23 – Tasas de filtración promedio obtenidas por la dosificación propuesta del reactivo SNF 505 y la adición de dos reactivos dispersantes en comparación con el reactivo y dosificación actual.

CAPÍTULO 5: Conclusiones

- Para los minerales probados, el porcentaje de sólidos es la única variable operacional que impacta positivamente en el rendimiento de filtrado. Por el contrario, el aumento del pH y el aumento de partículas finas impactan negativamente en el rendimiento de filtrado.

- El incremento de finos en el sistema parece ser la variable más perjudicial, pese a que el pH muestra un impacto más significativo. Lo anterior es debido principalmente a que, para evitar la hidrólisis del cianuro, el pH de trabajo siempre debe ser mayor o igual a 11,5.

- Para los minerales estudiados ninguna variable operacional muestra un impacto significativo en la viscosidad Marsh de la pulpa, sin embargo, la disminución de la tasa de filtración en la prueba numero 3 podría deberse al ligero aumento de la viscosidad que ocurre por efecto del fenómeno de coagulación al aumentar el pH.

- Debido a lo anterior, ningún incremento en la viscosidad implicó una disminución del rendimiento de filtrado. Según estudios, el porcentaje de sólidos incrementa la viscosidad de la pulpa (Klein y Laskowski, 2000), sin embargo, la tasa de filtración se vio incrementada de igual forma, por lo que puede despreciarse su efecto. Por otra parte, los mismos estudios demuestran que una reducción en el tamaño de partículas conlleva una reducción de la viscosidad de la pulpa (Klein y Laskowski, 2000), sin embargo, la tasa de filtración disminuyó debido a la colmatación de la tela filtrante y a la reducción del tamaño de poros del queque formado. Los resultados de la viscosidad Marsh apoyan igualmente esta idea.

- La presencia de la arcilla Na – Montmorillonita (o bentonita sódica) en el mineral de alimentación a planta aumenta drásticamente la viscosidad de la pulpa, debido a la gran capacidad de absorción de agua de las arcillas del tipo esmectitas. Lo anterior implica que incluso una cantidad relativamente pequeña de esta arcilla puede tener impactos negativos en el rendimiento de filtrado.

- El reactivo floculante SNF 505 muestra rendimientos superiores al actual SNF 604 utilizado en la planta. Lo anterior puede deberse al menor peso molecular que posee este reactivo (medio) frente al actual (alto), lo cual aumenta la distribución del reactivo en la pulpa. Esto puede ser beneficioso para pulpas con alta viscosidad, debido a que, la viscosidad del reactivo es proporcional a su peso molecular. Mas estudios son requeridos para validar este punto.

- El reactivo SNF 505, al no ser tan viscoso, permite incrementar la dosificación sin tener impactos negativos en su distribución homogénea en la pulpa. Así, la dosificación que maximiza el rendimiento de filtrado resulta ser 7 g/t.

- Se obtuvieron rendimientos levemente mejores con el dispersante 1000A (aniónico) en conjunto con el reactivo SNF505 dosificado a 7 g/t, sin embargo, estudios demuestran que el efecto sinérgico beneficioso en el rendimiento de filtrado se logra con dispersantes del tipo catiónicos (Ejtemaei et al. 2019) por lo que el mecanismo de acción no está claro.

6 RECOMENDACIONES

- Debido a que en las pruebas propuestas en este estudio se usaron diferentes minerales para probar los efectos de algunos parámetros operacionales, se pueden repetir con mineral del rajo Purén, ya que la incorporación de este mineral es de suma importancia para la continuidad de La Coipa.

- Los reactivos propuestos pueden de igual forma probarse con mineral de alta viscosidad de Coipa Fase 7 o Purén ya que, dado que su peso molecular reducido permitir incrementar su dosificación sin aumentar la viscosidad de la pulpa, distribuyéndose homogéneamente en todo el mineral.

- Las pruebas anteriores también pueden realizarse con el actual reactivo SNF 604 para comparar los resultados. Estas últimas resultan ser más inmediatas debido al stock actual del reactivo en faena.

- Se recomienda realizar pruebas con dispersantes catiónicos en conjunto con el reactivo floculante actual o el propuesto para contrastar su efecto con el dispersante 1000A del tipo aniónico.

- En general, todas las pruebas pueden realizarse con blending de diferentes minerales (ej. Coipa Fase 7 y Purén) para contrastar resultados igualmente.

- Dado que la cantidad de arcillas presentes en el mineral del rajo Purén es mayor a la de Coipa Fase 7, resulta interesante estudiar un mecanismo de remoción de arcillas con el objetivo de facilitar el tratamiento del mineral y así incrementar la vida útil de la planta.

7 REFERENCIAS

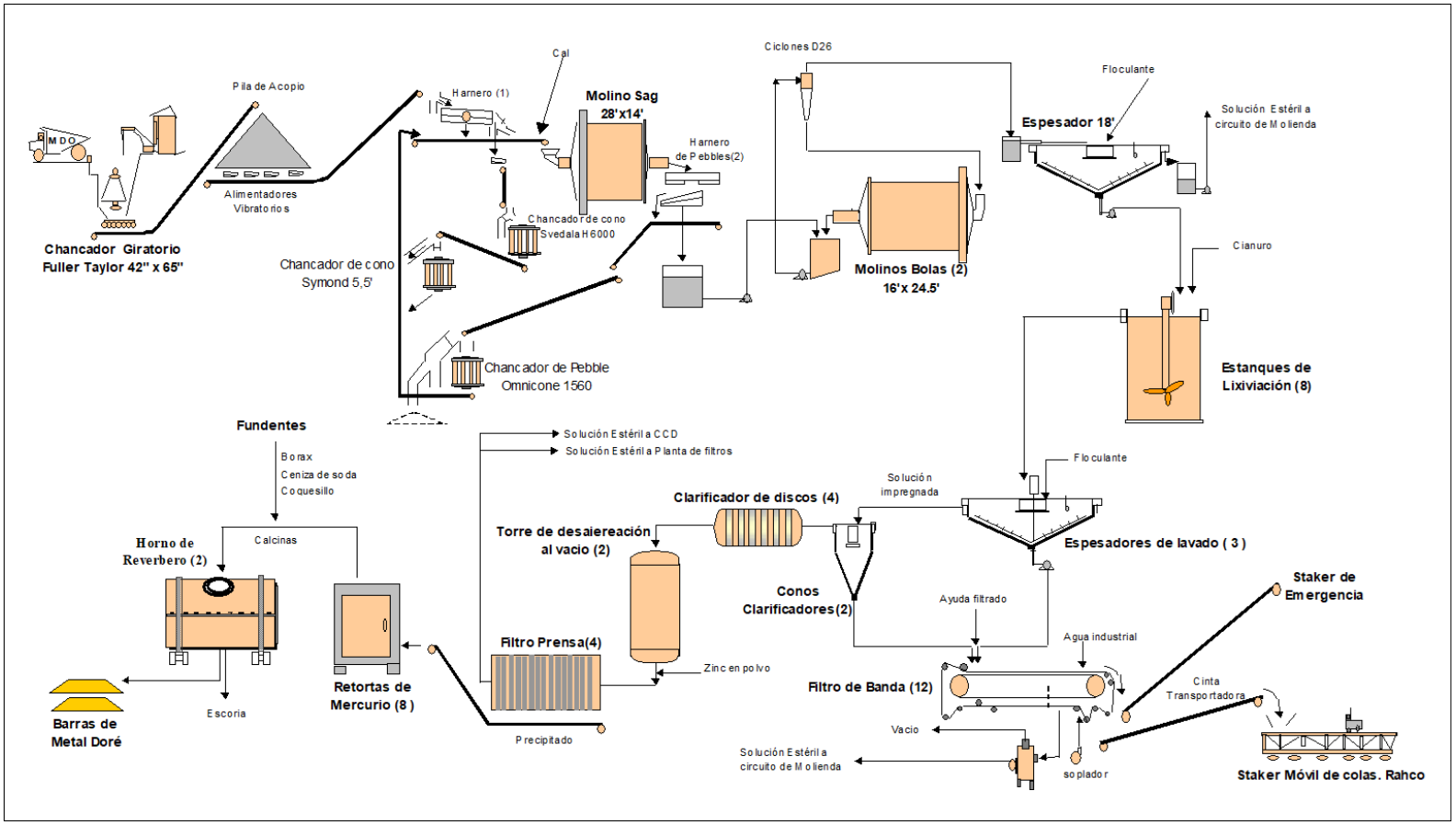
- D. Olavarría. & J. Araya. 2017. *A 30 años del Plan Aurífero Nacional, una revisión a la minería de oro en Chile.* COCHILCO.
- 2020. *Kinross anuncia la reapertura de La Coipa, Sala de prensa, Kinross Chile.* Kinross Chile.
- 2022. *La Coipa, Nuestros proyectos, Kinross Chile.* Kinross Chile.
- *Producción aurífera de Chile se ubicaría en torno a las 35 toneladas este año.* 2022. Minería Chilena.
- F. Donoso & J. Araya. 2021. *Informe del mercado del oro.* COCHILCO.
- M. C. Betancour. 2018. *Agua en la minería, Opinión, Minería Chilena.* Minería Chilena.
- M. Viera. 2021. *La continuidad de la minería ante crisis de recursos hídricos.* Reporte Minero y Energético.
- *Mining Water Use, Science.* 2019. Water Resources Mission Area, USGS.
- A. Casali & W. Kracht. 2011. *Fundamentos de Procesos Mineralúrgicos, Separación Sólido - Líquido.* FCFM, Universidad de Chile. Santiago.
- W. McCabe, J. Smith & P. Harriott. 2007. *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.* McGraw Hill.
- R. Perry. 1984. *Manual del Ingeniero Químico.* McGraw Hill.
- I. Brito. 2019. *Diseño y optimización de un filtro de placas verticales.* Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad Técnica Federico Santa María, Valparaíso, Chile.
- E. Faúndez. 2018. *Estudio del efecto de la temperatura del aire en las variables de filtración usando equipo filtraset.* Departamento de Ingeniería Metalúrgica, Universidad de Concepción, Chile.
- Concha F. 2001. *Manual de Filtración y Separación.* Diario El Sur S.A. Universidad de Concepción, Chile.

- M. Pozo, J. González & J. Giner. 2004. *Geología práctica. Introducción al reconocimiento de materiales y análisis de mapas.* Pearson. Departamento de Química Agrícola, Geología y Geoquímica, Universidad Autónoma de Madrid, España.
- M. Pozo. 2019. *El papel de la caracterización mineralógica y geoquímica en el estudio de las culturas antiguas: Ejemplos de excavaciones españolas en Oriente.* ISIMU, 22, 93–106.
- M. Faraldos & C. Goberna. 2011. *Técnicas de Análisis y Caracterización de Materiales.* Biblioteca de Ciencias, Madrid.
- D. Askeland & P. Phulé. 2004. *Ciencia e Ingeniería de Materiales.* Cengage Learning Latin America.
- P. Rojas. 2021. *Estudio de la cementación de cobre utilizando virutas de acero AISI 1020 activadas mecánicamente.* Departamento de Ingeniería en Metalurgia, Universidad de Atacama, Copiapó, Chile.
- D. Le Pevelen. 2010. *Small Molecule X-Ray Crystallography, Theory and Workflow. Encyclopedia of Spectroscopy and Spectrometry.* Elsevier. Chiralabs Ltd. Oxford, UK.
- J. Goldstein, D. Newbury, J. Michael, N. Ritchie, J. Scott & D. Joy. 2017. *Scanning Electron Microscopy and X-Ray Microanalysis*. Springer New York. USA.
- A. Navarro. 2011. *Docencia, Química, Los sistemas dispersos.* Página personal. Dr. Amado Navarro Frómeta. Universidad Tecnológica de Izúcar de Matamoros, Puebla, México.
- H. García. 1996. *Introducción a la física y a la química.* Fondo de Cultura Económica, México.
- J. L. Salager. 2007. *Teoría relativa a la estabilidad de coloides liofóbicos.* Escuela de Ingeniería Química, Universidad de Los Andes, Mérida, Venezuela.
- O. Pavez. 2005. *Apuntes de concentración de minerales I.* Departamento de Ingeniería en Metalurgia, Universidad de Atacama, Copiapó, Chile.
- P. Tapia. 2015. *Apuntes de mecánica de fluidos II*. Departamento de ingeniería en Metalurgia, Universidad de Atacama, Copiapó, Chile.

- S. Nicolás. 2008. *Procedimiento: Pruebas de Filtrado Estándar*. Compañía Minera Mantos de Oro, Kinross La Coipa, Copiapó, Chile.
- *Modulo 1, Fundamentos teóricos aplicados a plantas concentradoras de sulfuros de cobre. 2004.* Operaciones concentradora Laguna Seca, Minera Escondida.
- *Derjaguin, Landau, Verwey and Overbeek theory (DLVO theory).* 2011. Malvern Instruments.
- G. Trefalt, & M. Borkovec. 2014. *Overview of DLVO Theory.* Departamento de Química Mineral, Analítica y Aplicada, Universidad de Ginebra, Suiza.
- R. Conley. 1996. *Practical Dispersion: A Guide to Understanding and Formulating Slurries.* Wiley-Vch Verlag Gmbh.
- F. Romero. 2019. *Selección de reactivos suministrados por Nalco Water en mezcla mineral para los procesos de espesamiento y filtración en minera Meridian LTDA – El Peñón.* Departamento de Ingeniería Metalúrgica y Minas, Universidad Católica del Norte, Antofagasta, Chile.
- J. Escribano. 2014. *Diseño de microestructuras complejas metal-cerámica en base hierro por procesamiento coloidal en agua.* Departamento de Química Inorgánica, CSIC, Instituto de Cerámica y Vidrio (ICV), Universidad Autónoma de Madrid, España.
- P. Wright. 1977. *The variation of viscosity with temperature.* Department of Chemistry, University of Dundee, Scotland, UK.
- R. Wakeman. 2007. *The influence of particle properties on filtration. Separation and Purification Technology.* Department of Chemical Engineering, Loughborough University, England, UK.
- B. Klein & J. Laskowski. *2000. Rheological Measurements on Settling Suspensions: Characterization of a Cyanide Leach Pulp. Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review: An International Journal.* Department of Mining and Mineral Process Engineering, The University of British Columbia, Vancouver, Canada.

- V. Medina, F. Luis, A. Zea & A. Luis. 2008. *Determinación de los parámetros fisicoquímicos que favorecen la formación de incrustaciones en superficies de hierro, simulando el comportamiento de aguas de producción.* Escuela de Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela, Caracas.
- H. Sun, R. Jiao, H. Xu, G. An & D. Wang. 2019. *The influence of particle size and concentration combined with pH on coagulation mechanisms. Journal of Environmental Sciences.* Elsevier. University of Chinese Academy of Sciences, Beijing, China.
- J. Hoffert & G. Polling. 1985. *The action of lime in promoting pipeline flow of tailing slurries.* CIM Bulletin. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum, The University of British Columbia, Vancouver, Canada.
- C. Hatch, J. Wiese, C. Crane, K. Harris, H. Kloss & J. Baltrusaitis. 2012. *Water Adsorption on Clay Minerals as a Function of Relative Humidity: Application of BET and Freundlich Adsorption Models.* LANGMUIR, The ACS Journal of Surfaces and Colloids. Department of Chemistry and Central Microscopy Research Facility, University of Iowa, USA.
- G. Zarate. 2005. *Aplicación de las Arcillas en el tratamiento de Efluentes Electroquímicos.* Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Lima, Perú.
- J. Gregory. 1991. *Effect of Dosing and Mixing Conditions on Flocculation by Polymers. Advances in Measurement and Control of Colloidal Processes.* Department of Civil Engineering, University College London, UK.
- M. Ejtemaei, S. Ramli, D. Osborne & A. Nguyen. 2019. *Synergistic effects of surfactant-flocculant mixtures on ultrafine coal dewatering and their linkage with interfacial chemistry. Journal of Cleaner Production.* School of Chemical Engineering, The University of Queensland, Australia.

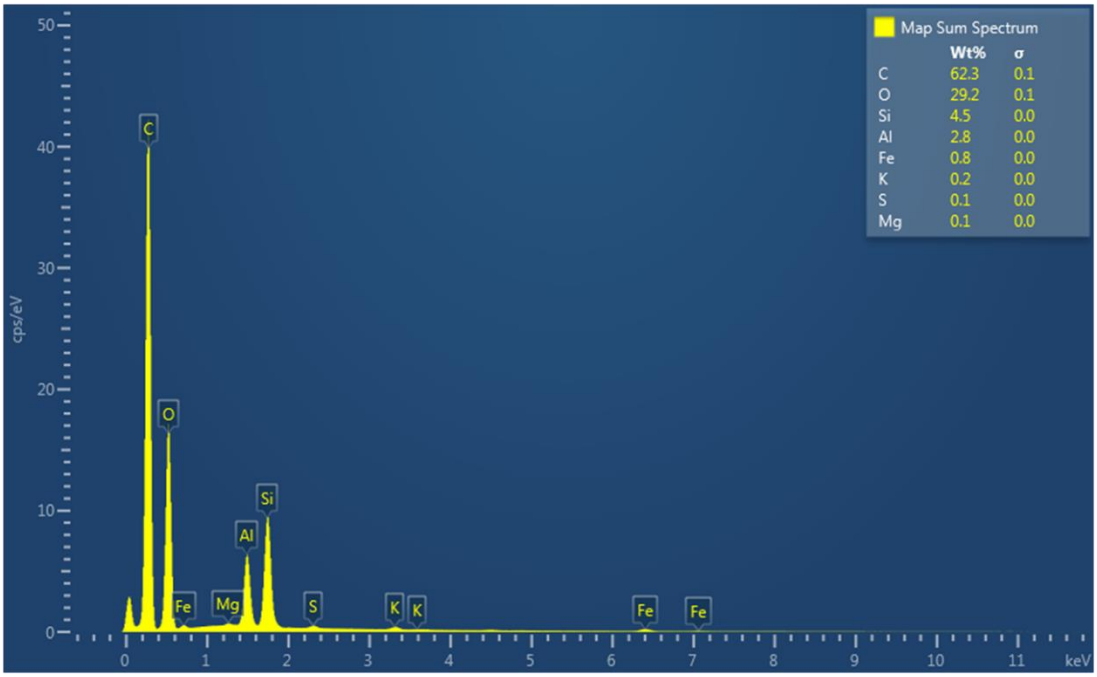
8 ANEXOS



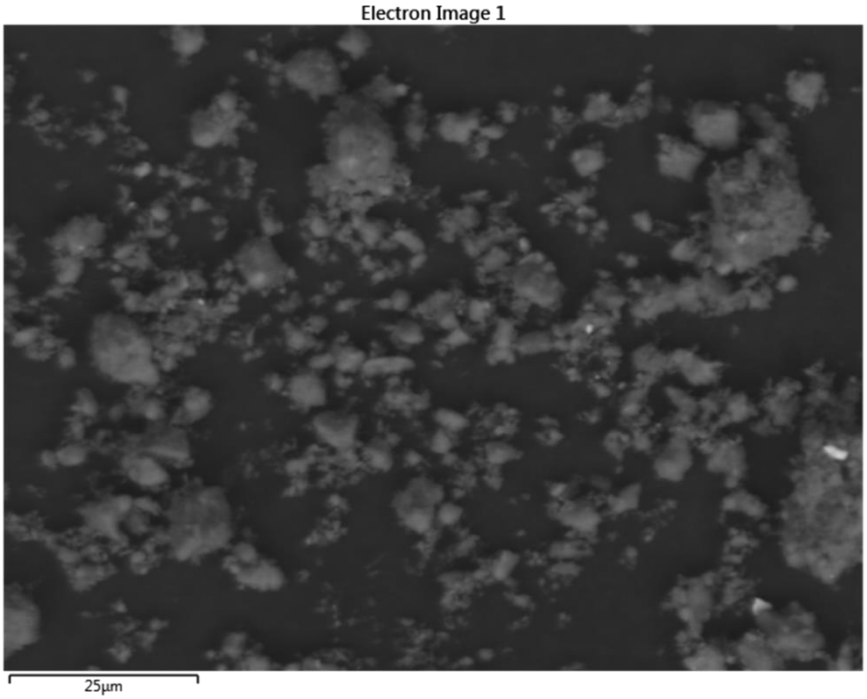
Anexo 1.1 – Diagrama de flujo de la planta de procesamiento Kinross La Coipa. Archivos de planta Kinross La Coipa.

Mineral	**PZC** (pH)
Augita	2.7
Bentonita	< 3.3
Caolinita	3.4
Casiterita	4.5
Cromita	5.6, 7.0, 7.2
Crisocola	2.0
Cuarzo	1.8
Cuprita	9.5
Goetita	6.7
Hematita	5.0, 6.0, 6.7
Magnetita	6.5
Pirolusita	5.6, 7.4
Rutilo	6.7
Turmalina	4.0
Zircón	5.8

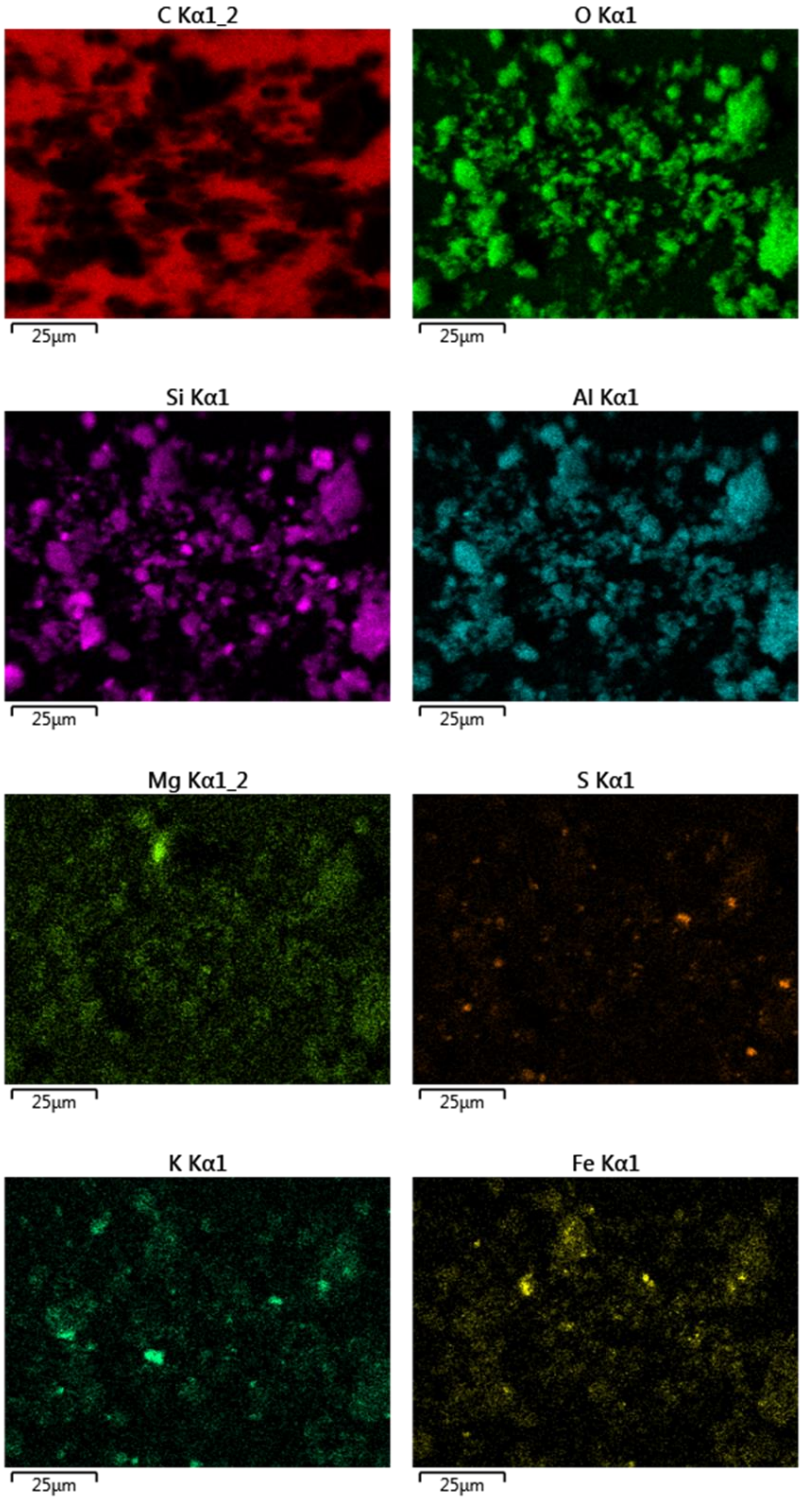
Anexo 2.1 – Valores típicos de PZC de varios minerales. Pavez, 2005.



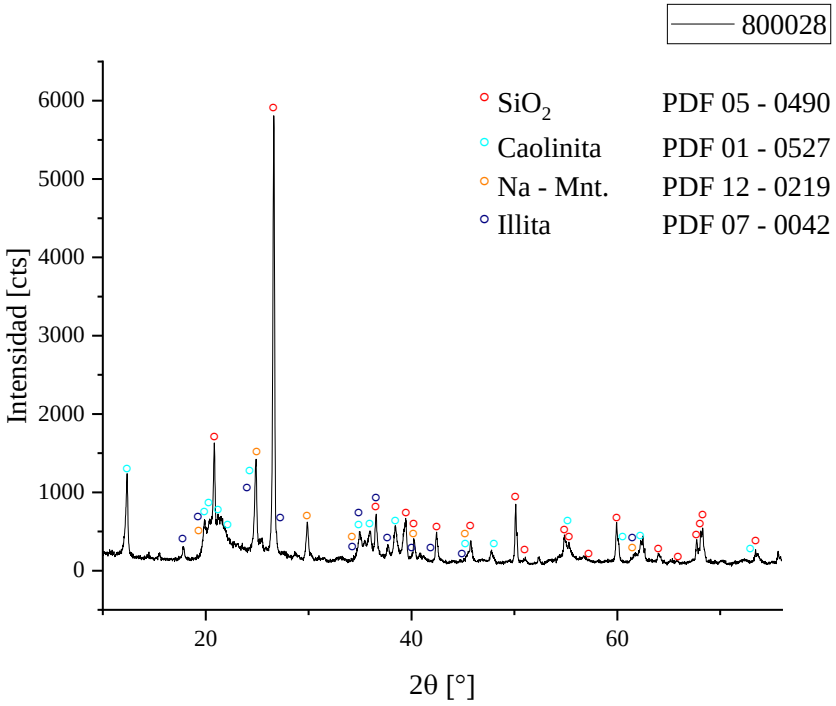
Anexo 3.1 – Histograma de la muestra 800028.



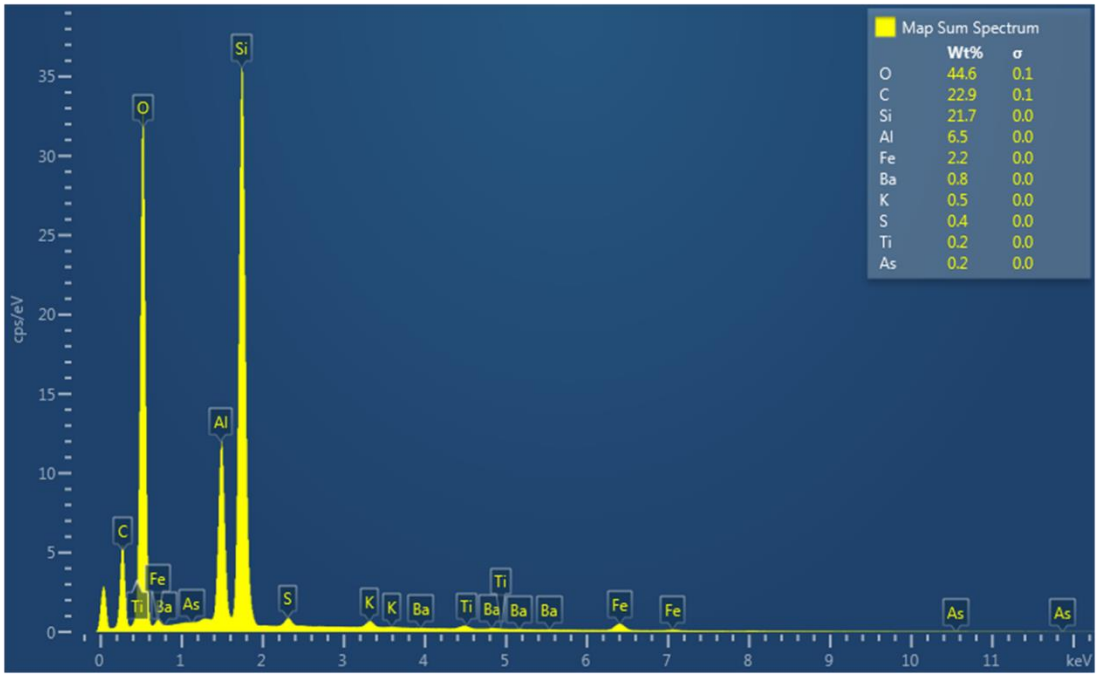
Anexo 3.2 – Electrones retrodispersos. Muestra 800028.



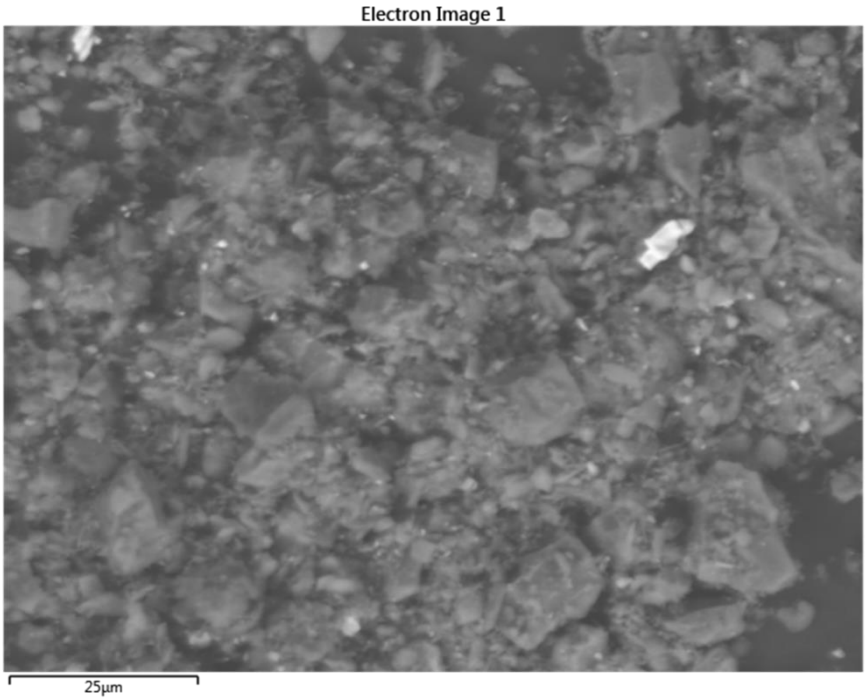
Anexo 3.3 – Mapeo elemental. Muestra 800028.



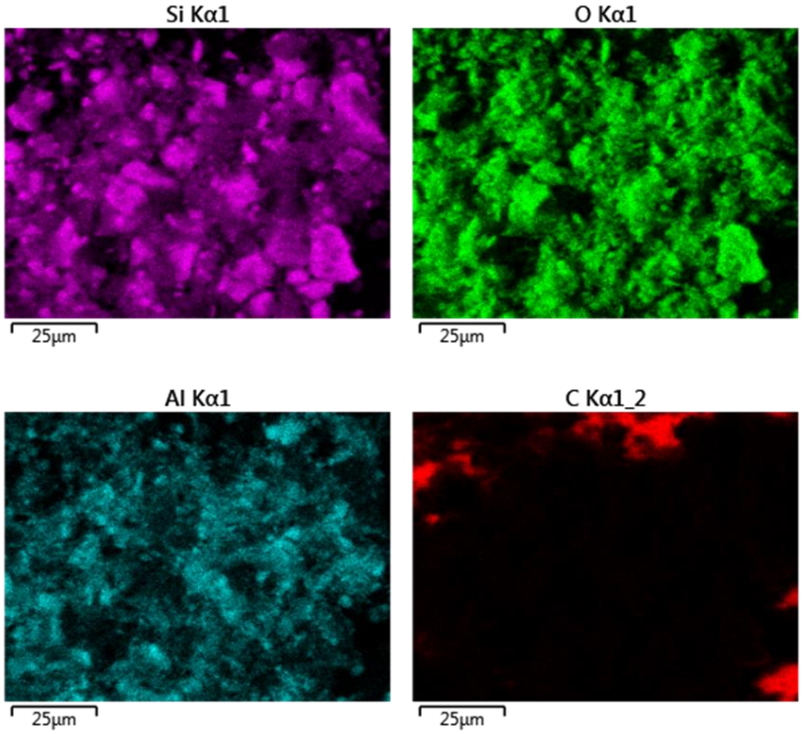
Anexo 3.4 – DRX muestra 800028.

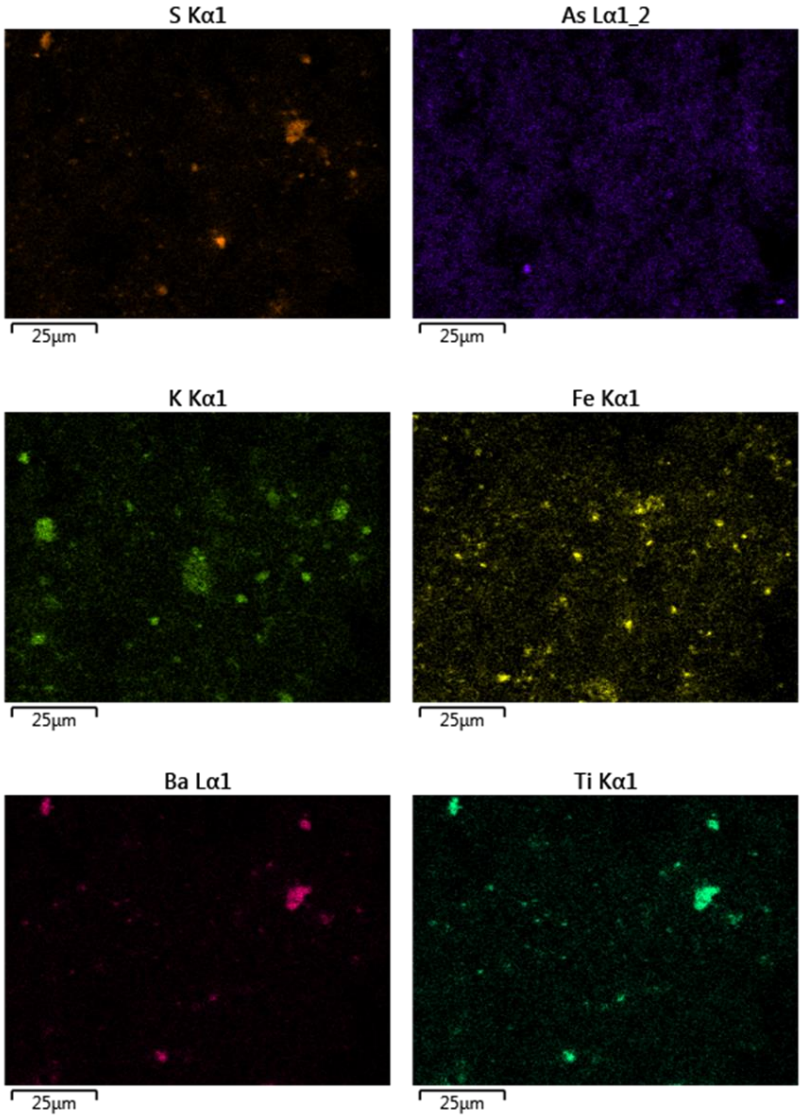


Anexo 3.5 – Histograma de la muestra 800163.

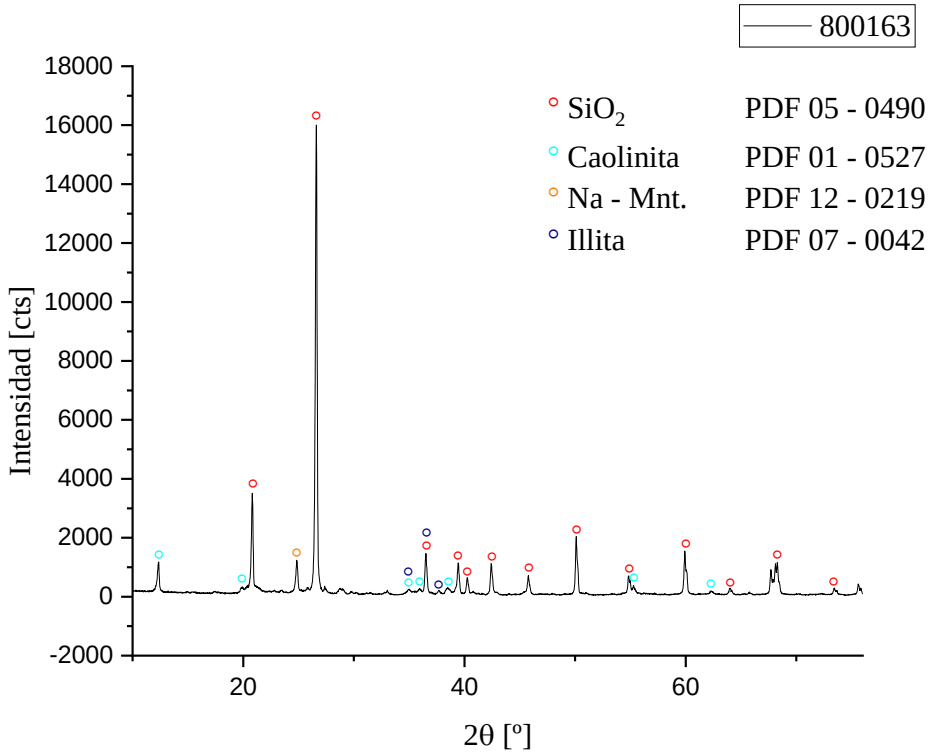


Anexo 3.6 – Electrones retrodispersos. Muestra 800163.

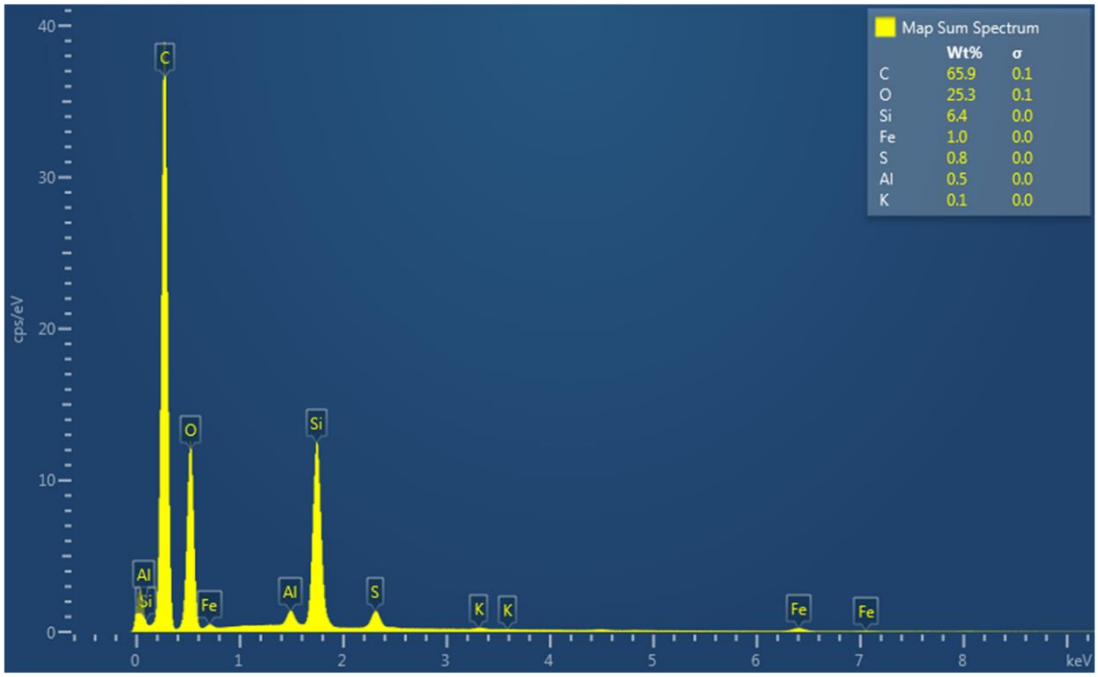




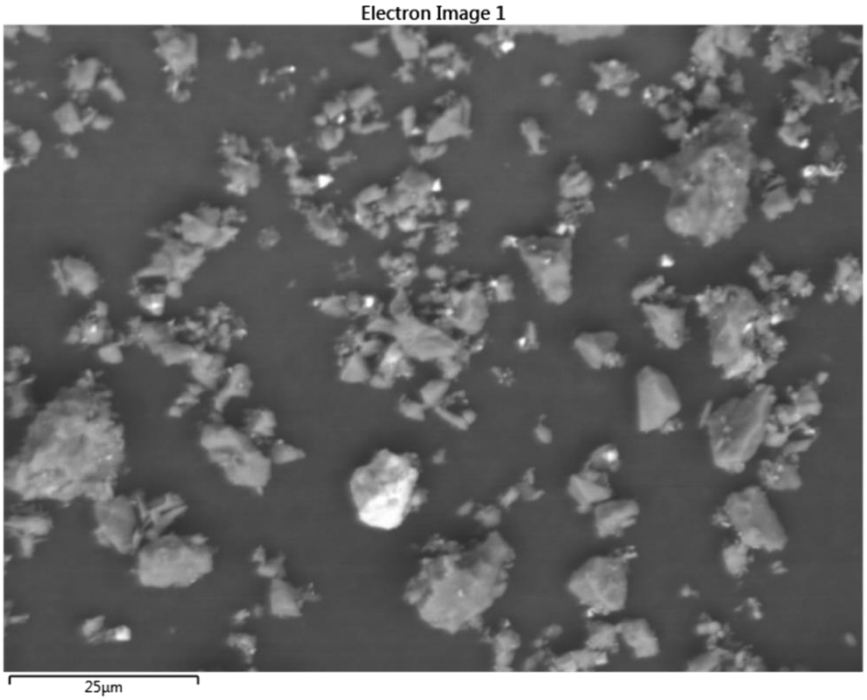
Anexo 3.7 – Mapeo elemental. Muestra 800163.



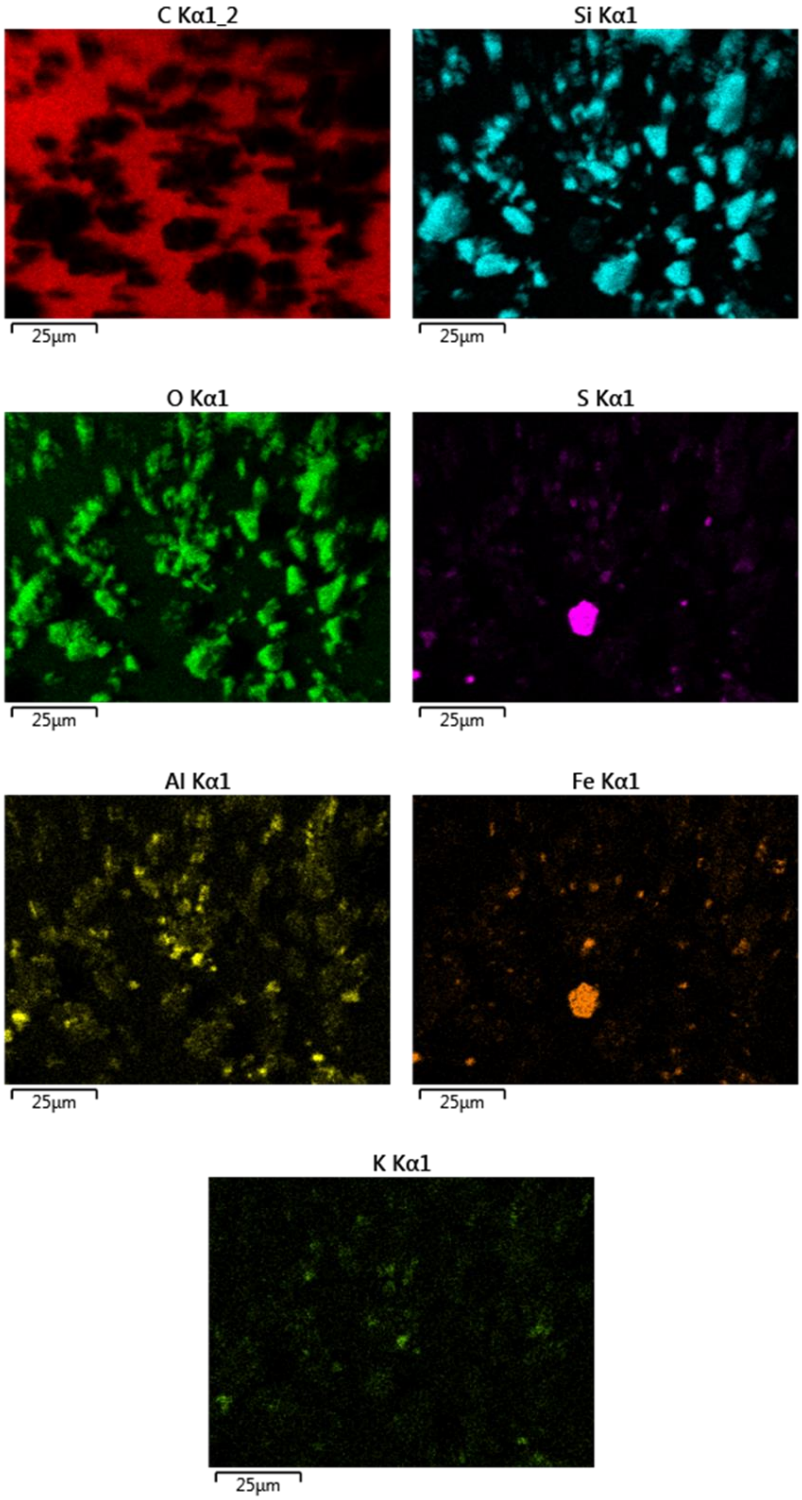
Anexo 3.8 – DRX muestra 800163.



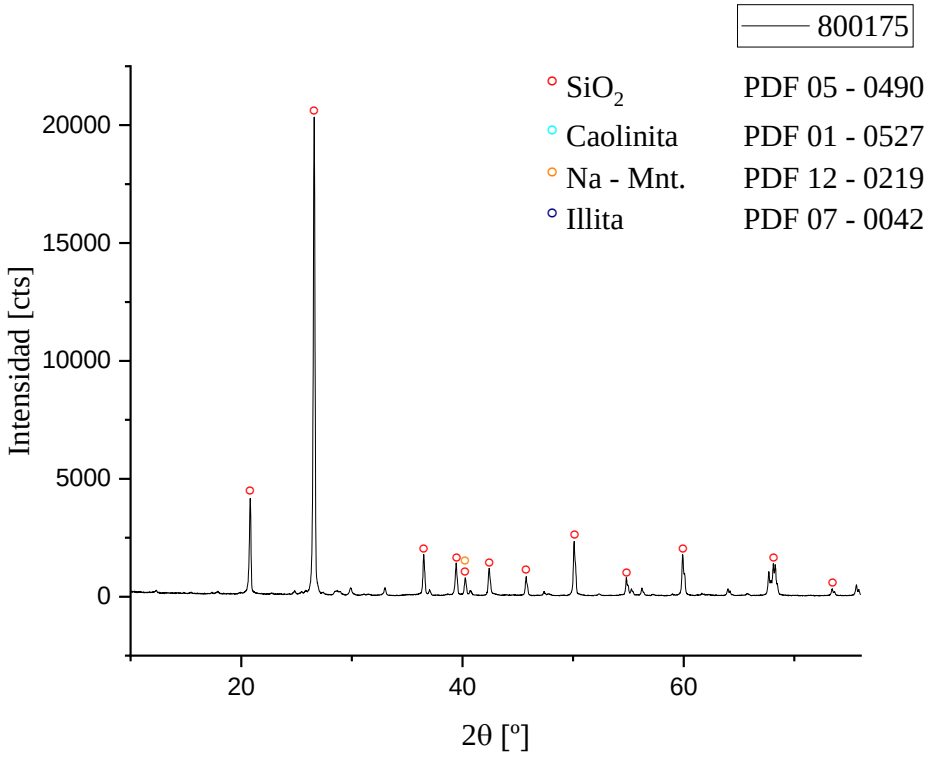
Anexo 3.9 – Histograma de la muestra 800175.



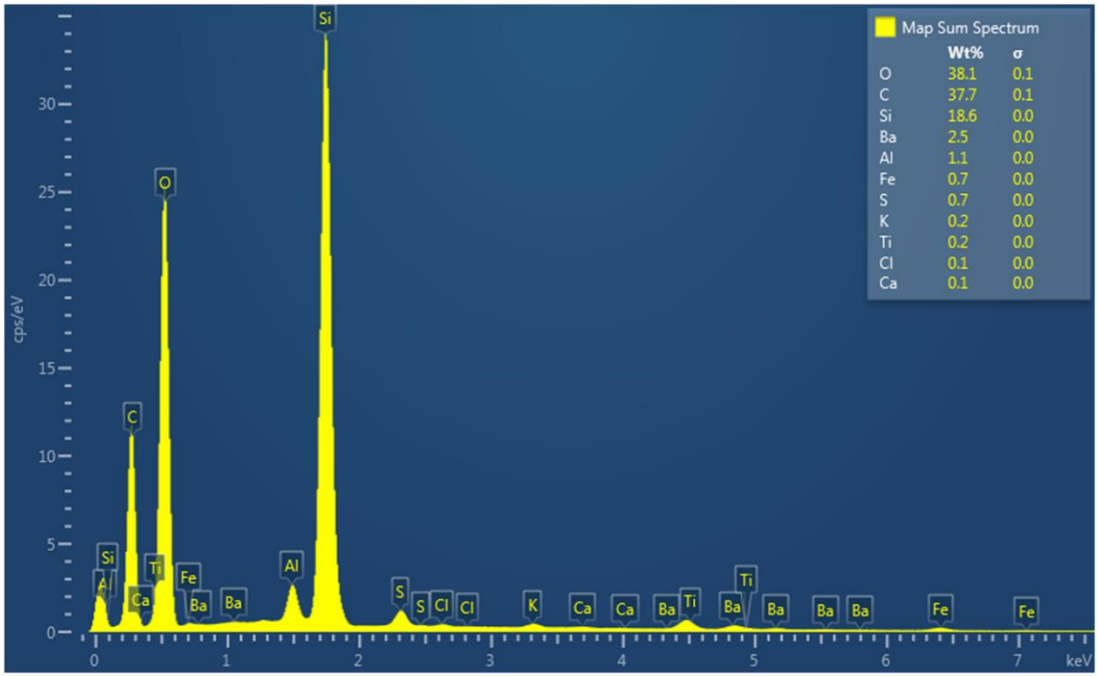
Anexo 3.10 – Electrones retrodispersos. Muestra 800175.



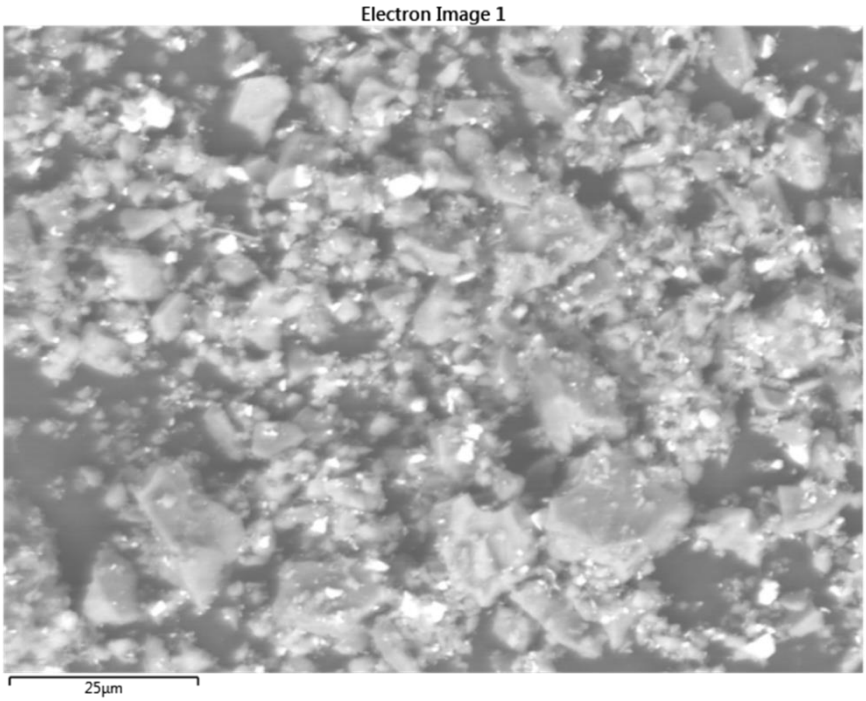
Anexo 3.11 – Mapeo elemental. Muestra 800175.



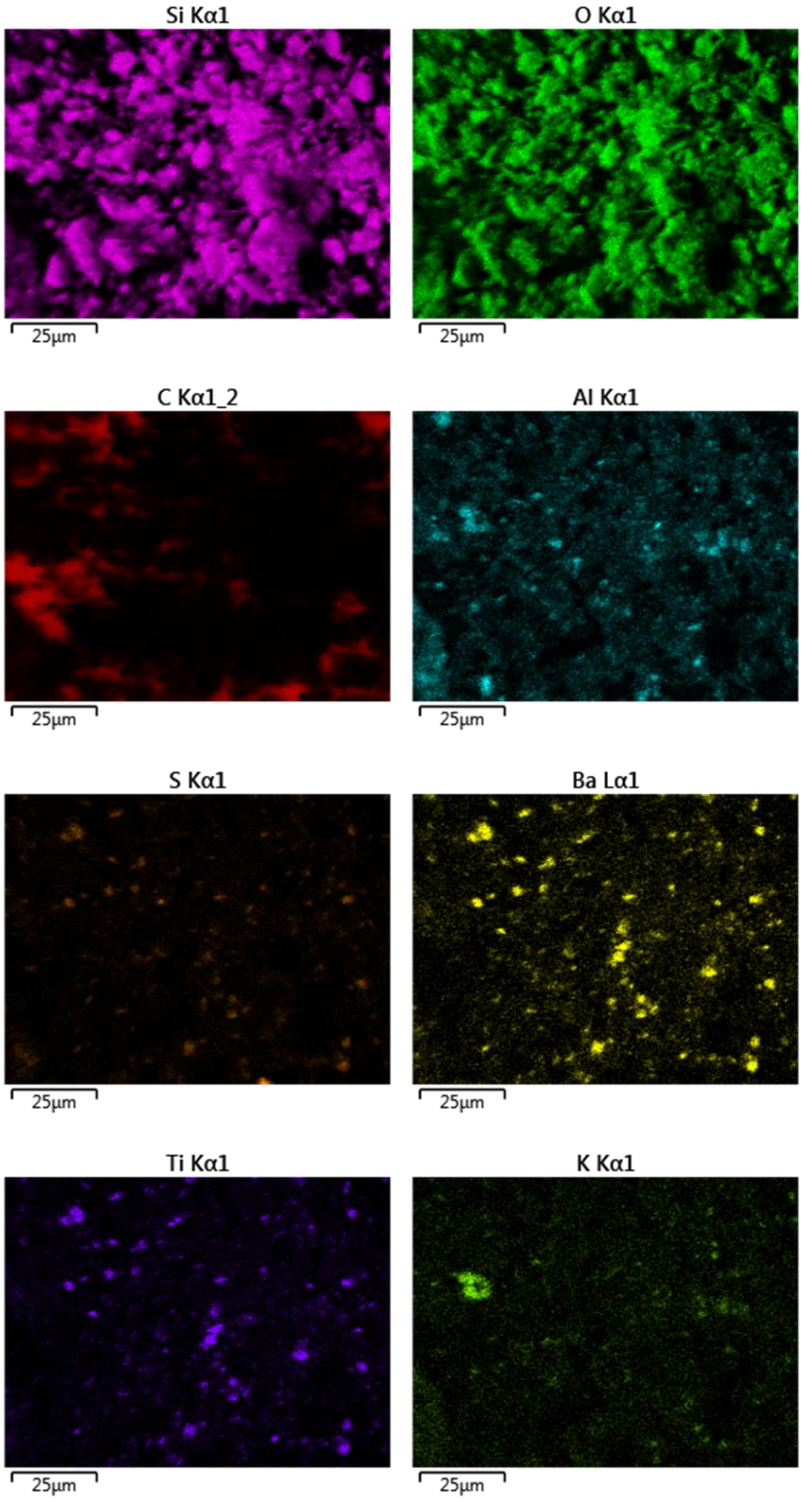
Anexo 3.12 – DRX muestra 800175.

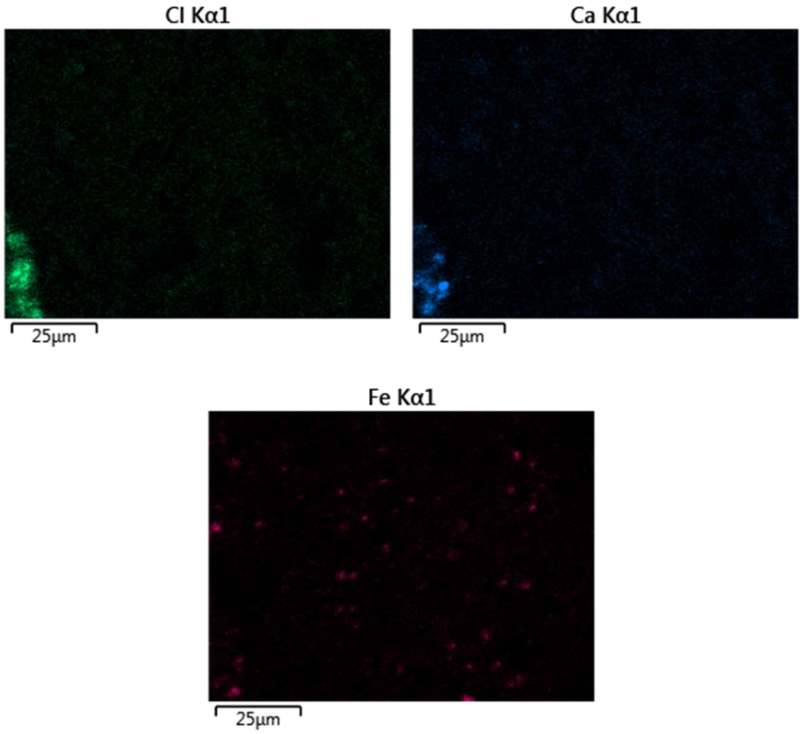


Anexo 3.13 – Histograma de la muestra 800179.

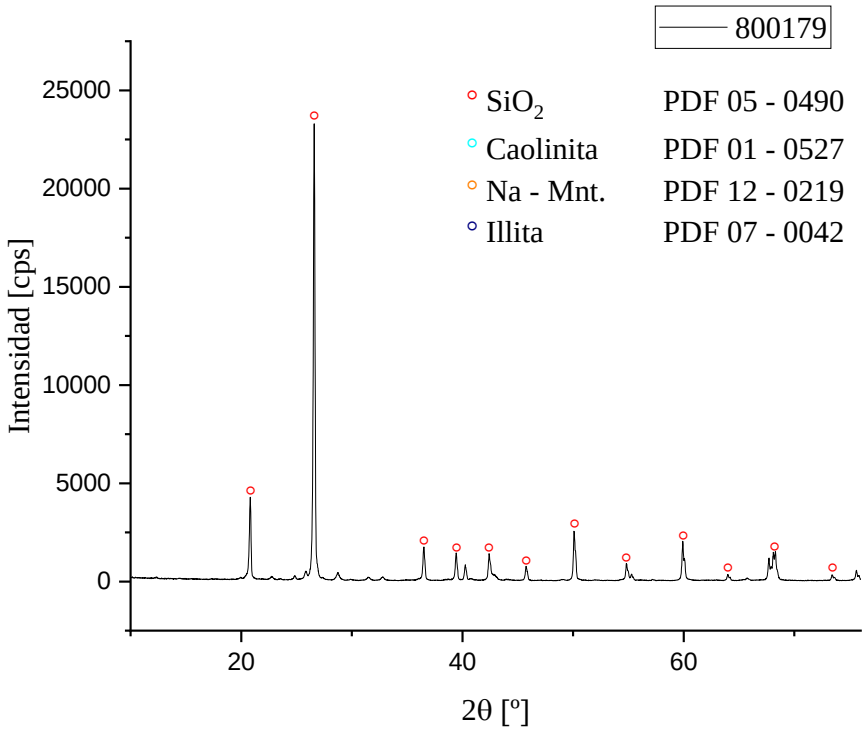


Anexo 3.14 – Electrones retrodispersos. Muestra 800179.

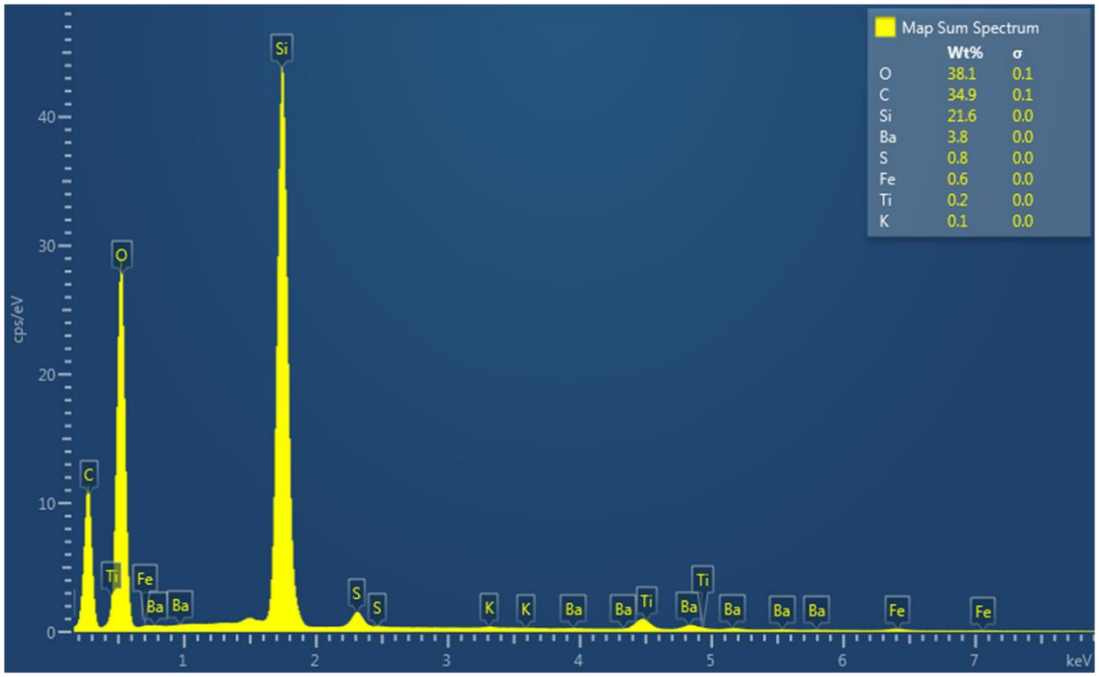

Si Kα1
O Kα1
25µm
25µm
C Kα1_2
Al Kα1
25µm
25µm
S Kα1
Ba Lα1
25µm
25µm
Ti Kα1
K Kα1
25µm
25µm



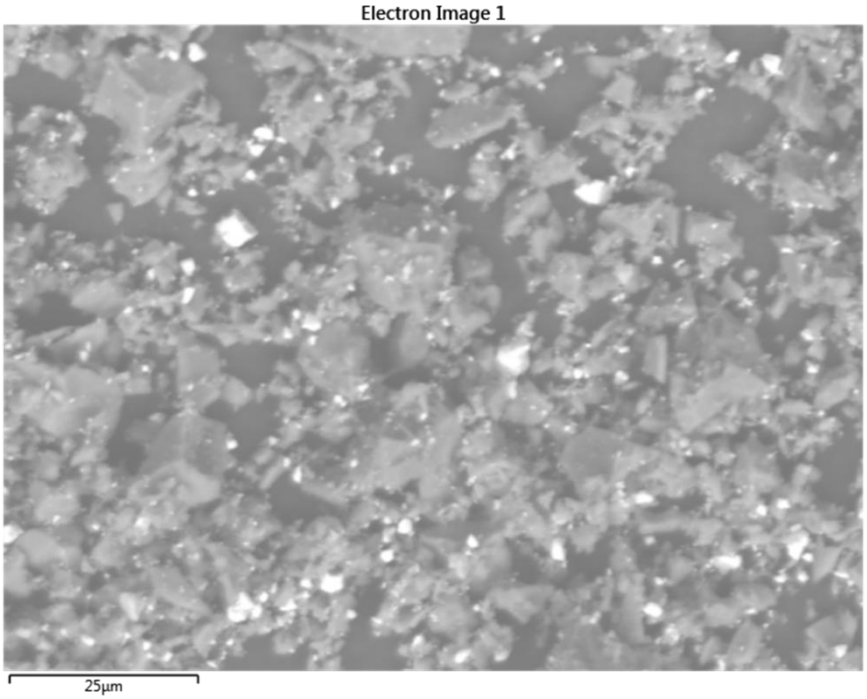
Anexo 3.15 – Mapeo elemental. Muestra 800179.



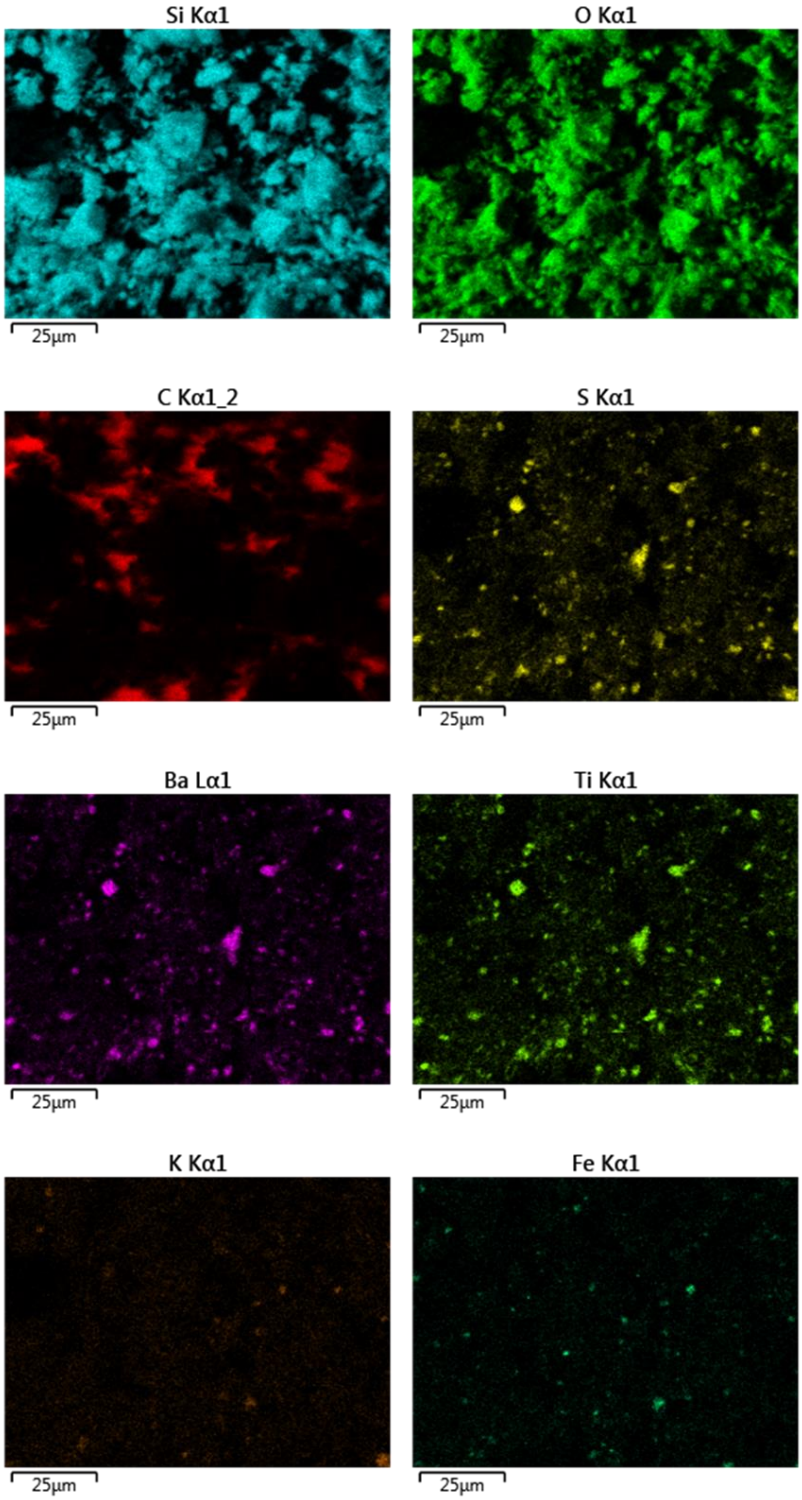
Anexo 3.16 – DRX muestra 800179.



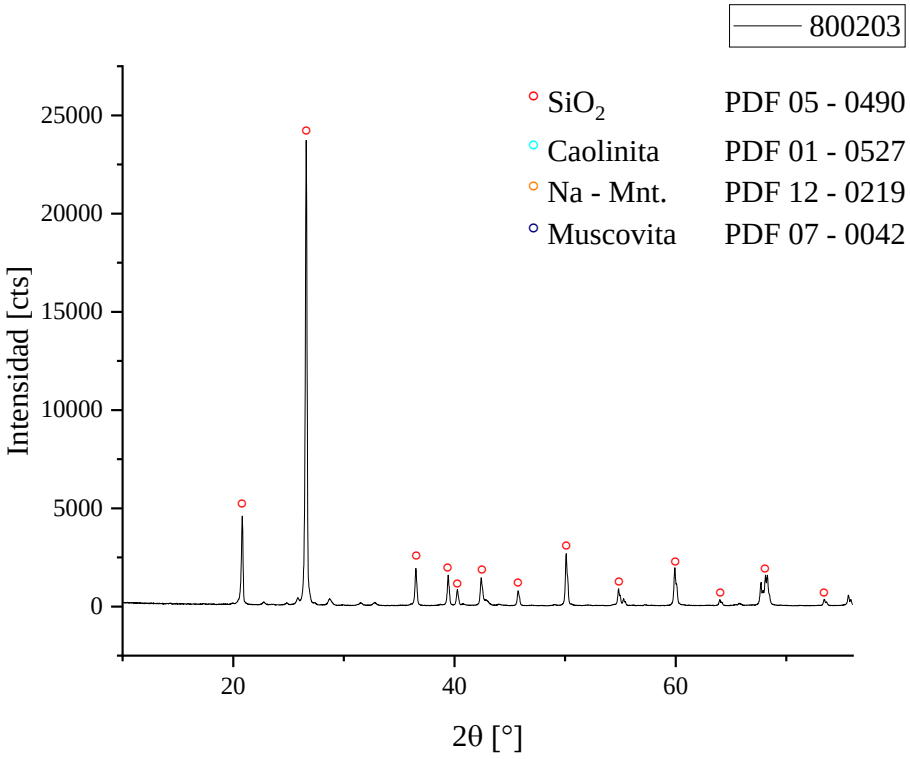
Anexo 3.17 – Histograma de la muestra 800203.



Anexo 3.18 – Electrones retrodispersos. Muestra 800203.



Anexo 3.19 – Mapeo elemental. Muestra 800203.



Anexo 3.20 – DRX muestra 800203.

CALCULO DE DOSIFICACIÓN

Según el procedimiento “Prueba de filtrado estándar”, la solución madre (sm) se prepara a una concentración de 2 g/L, los cuales se extraen 100 mL y se enrasan a 1 L para obtener el floculante preparado (fp).

$$2\frac{g\ (floculante)}{L\ (sm)} * 100\ mL\ (sm) * \frac{1L\ (sm)}{1000\ mL\ (sm)} = 0.2\ g\ (floculante)$$

Se tienen entonces 0.2 g de floculante por litro de floculante preparado.

Lo cual implica, para 15 mL de floculante preparado:

$$0.2\frac{g\ (floculante)}{L\ (fp)} * 15\ mL\ (fp) * \frac{1\ L\ (fp)}{1000\ mL\ (fp)} = 0.003\ g\ (floculante)$$

Para 1 kg de mineral se tiene:

$$0.003\ \frac{g\ (floculante)}{1\ kg\ (mineral)} * \frac{1000\ kg\ (mineral)}{1\ t\ (mineral)} = 3\ \frac{g\ (floculante)}{t\ (mineral)}$$

Para 25 mL de floculante preparado se tiene:

$$0.2\frac{g\ (floculante)}{L\ (fp)} * 25\ mL\ (fp) * \frac{1\ L\ (fp)}{1000\ mL\ (fp)} = 0.005\ g\ (floculante)$$

$$0.005\ \frac{g\ (floculante)}{1\ kg\ (mineral)} * \frac{1000\ kg\ (mineral)}{1\ t\ (mineral)} = 5\ \frac{g\ (floculante)}{t\ (mineral)}$$

Para 35 mL de floculante preparado se tiene:

$$0.2\frac{g\ (floculante)}{L\ (fp)} * 35\ mL\ (fp) * \frac{1\ L\ (fp)}{1000\ mL\ (fp)} = 0.007\ g\ (floculante)$$

$$0.007\ \frac{g\ (floculante)}{1\ kg\ (mineral)} * \frac{1000\ kg\ (mineral)}{1\ t\ (mineral)} = 7\ \frac{g\ (floculante)}{t\ (mineral)}$$