

UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería
Metalúrgica

Profesor Patrocinante
Leopoldo Gutiérrez B.

Ingeniero Supervisor
Felipe Henríquez H.

OPTIMIZACIÓN CONSUMO DE NaHS, PLANTA DE FLOTACIÓN SELECTIVA MINERA LOS PELAMBRES

NELSON JAVIER VENEGAS GONZÁLEZ

Informe de Memoria de Título
para optar al Título de

Ingeniero Civil Metalúrgico

Abril 2018



A mis padres Patricia González y Nelson Venegas

Por su apoyo incondicional y compañía en todas las etapas de mi vida

Agradecimientos

A mis padres por su cariño, guía y enseñanzas desde el momento en que nací, que me han permitido ser la persona que soy.

A mis hermanos Viviana, Daniela, Camila Mauricio los que en su particular manera han sido un pilar fundamental en mi vida. A mis sobrinos Catalina y Javier que son muy particulares.

A Carolina Villagrán parte fundamental en esta etapa, siendo un apoyo a diario y una invitación sin quererlo, a ser mejor cada día.

A mi profesor patrocinante Leopoldo Gutiérrez por su apoyo y guía durante la elaboración de este trabajo.

Al personal de todos los grupos de la planta de flotación selectiva de minera Los Pelambres, por su tiempo, enseñanzas y alegría durante el periodo que compartimos. Agradecer especialmente a Felipe Henríquez por su ayuda y consejos.

Agradecer la amistad desde el colegio del autodenominado grupo la mafia que con su simpatía, alegría y pichangas han sido fundamentales en mi vida.

A las tías de la residencia universitaria Valentín Letelier por su cariño durante mi estadía en Concepción y especialmente a los Valentines con los cuales pasamos momentos memorables haciendo de la vida universitaria una experiencia completa.

Finalmente a los más importantes de esta etapa, al club de Charly, Pía, Carla, Claudia, Panchi (las damas primero), Danor, Fabian, Galo y Jp con los cuales nos divertimos, apretamos, vigiliamos (buenas y malas) y nos apoyamos durante estos 6 años.

Resumen

En el marco del Programa de Competitividad y Costos (PCC) del grupo AMSA, minera Los Pelambres ha debido generar estrategias que le permitan producir toneladas de CuF y MoF más rentables, disminuyendo costos y mejorando productividad. Esta memoria de título está orientada a establecer las directrices que permitan disminuir los consumos de NaHS, que durante el año 2017 alcanzó los 5,05 kg/t.

Se realizó una recopilación de datos operacionales del año 2017 utilizando la plataforma PI Process Book con el fin de identificar las variables que generaban mayor impacto en el consumo de NaHS. Se identificaron oportunidades de mejora al controlar el %-325# en la alimentación compuesta, % sólido ST-17 (cajón de dilución previo a flotación Rougher), flujo de N₂ y pH ST-17 asociado a la velocidad de extracción de gases.

Por otro lado haciendo uso de PI se logró determinar una diferencia del 50% entre el NaHS que se alimenta a la planta y el reportado por los flujómetros ubicados en cada punto, además de la correlación existente entre este descontrol, el flujo de NaHS que se adiciona al sistema con la altura de los estanques que alimentan el reactivo.

Además mediante la realización de mediciones de pH/ORP en terreno se logró determinar la importancia de regularizar la medición de ORP en el ST-17, instalar nuevos sensores de pH/ORP para concentrado colectivo, visualizar la sobredosificación de reactivo y revalidar el impacto del pH en el consumo y velocidad de extracción de gases.

En tanto mediante las mediciones de pH/ORP de aguas de rebose de espesadores asociados al proceso se logró determinar que cuentan con reactivo residual, lo que las convierte en corrientes atractivas para ser utilizadas en la etapa de dilución en el ST-17.

Abstract

In the framework of the Competitiveness and Cost Program (PCC) of the AMSA group, mining company Los Pelambres has had to generate strategies that allow it to produce more profitable CuF and MoF tons, reducing costs and improving productivity. This title report is aimed at establishing the guidelines that allow reducing the consumption of NaHS, which during the year 2017 reached 5.05 [kg / t].

A collection of operational data of the year 2017 was carried out using the PI Process Book platform in order to identify the variables that generated the greatest impact on NaHS consumption. Opportunities for improvement were identified by controlling the % -325 # in the composite feed, ST-17 solid% (Rougher pre-float dilution drawer), N2 flow and ST-17 pH associated with gas extraction velocity.

On the other hand making use of PI was able to determine a difference of 50% between the NaHS that is fed to the plant and the reported by the flow meters located at each point, in addition to the existing correlation between this lack of control, the NaHS flow that is added to the system with the height of the ponds that feed the reagent.

In addition, by conducting pH / ORP measurements in field, it was possible to determine the importance of regularizing the ORP measurement in the ST-17, installing new pH / ORP sensors for collective concentrate, visualizing the reagent overdose and revalidating the impact of the pH in the consumption and speed of gas extraction.

While the pH / ORP measurements of overflow waters of thickeners associated with the process were able to determine that they have residual reagent, which makes them attractive currents to be used in the dilution stage in the ST-17.

Nomenclatura

AMSA: Antofagasta Minerals Sociedad Anónima

MLP: Minera Los Pelambres

m.s.n.m: metros sobre nivel del mar

concol: concentrado colectivo

ORP: potencial oxido reducción

S.P: porcentaje de sólido

tph: tonelada por hora

RB1: rougher banco 1

RB2: rougher banco 2

RB3: rougher banco 3

P706: presión extracción gases 706

Wemco 1,2-3,4: denominación a celdas de segunda limpieza

Lpm: litros por minuto

R1B1: rougher 1 banco 1

R1B2: rougher 1 banco 2

R1B3: rougher 1 banco 3

RCC: recirculación



Índice	
Resumen	iii
Abstract.....	iv
Nomenclatura	v
Índice.....	vi
Índice de Figuras	viii
Índice de tablas	xii
1 Introducción	1
1.1 Objetivo General.....	2
1.2 Objetivos específicos	2
2 Antecedentes Generales MLP.....	3
2.1 Línea de proceso minera Los Pelambres	4
2.2 Descripción proceso planta de flotación selectiva Minera Los Pelambres	6
3 Marco teórico.....	8
3.1 Flotación.....	8
3.1.1 Colectores	8
3.1.2 Espumantes.....	9
3.1.3 Modificadores	10
3.2 Molibdeno.....	10
3.2.1 Molibdenita.....	11
3.3 Flotación Selectiva Cu/Mo	12
3.3.1 Mecanismo de depresión	13
3.3.2 Factores que afectan consumo de NaHS	15

3.3.3 Reactivos depresantes	17
3.3.4 Factores que afectan la flotabilidad de molibdenita	18
4 Metodología.....	25
4.1 Efecto de variables en resultados planta de flotación selectiva	25
4.2 Levantamiento instrumentación	26
4.3 Muestreos	27
5 Resultados.....	28
5.1 Estadística general planta 2017	28
5.1.1 Condiciones operacionales	32
5.2 Efecto de variables en resultados planta de flotación selectiva	38
5.2.1 % - 325# alimentación compuesta.....	38
5.2.2 Porcentaje de sólido ST-17	44
5.2.3 Flujo de N ₂	47
5.2.4 pH ST-17 y velocidad extracción gases	52
5.3 Levantamiento instrumentación	56
5.3.1 Sensores ORP	57
5.3.2 Flujómetros	58
5.3.2 Levantamiento en terreno.....	64
5.4 Análisis muestreos	65
5.4.1 Muestreo de pulpa	65
5.4.2 Muestreo aguas de rebose	72
6. Conclusiones y recomendaciones.....	75
Referencias	77
Anexo A Procedimientos operacionales planta de flotación selectiva	79
Anexo B Puntos de muestreo	81

Anexo C Levantamiento fotográfico en terreno.....	83
Anexo D. Efecto cambio de estanque en el sistema.....	85

Índice de Figuras

Figura 1. Mapa ubicación procesos productivos minera Los Pelambres.....	3
Figura 2. Línea productiva minera Los Pelambres.....	4
Figura 3. Flowsheet planta de flotación selectiva minera Los Pelambres.....	6
Figura 4. Representación adhesión colector en superficie mineral	9
Figura 5. Distribución producción de molibdeno en Chile	11
Figura 6. Estructura cristalina molibdenita, con información alusiva a las zonas hidrofóbicas e hidrofílicas.....	12
Figura 7. Acción de NaHS sobre colector adsorbido química y físicamente.	13
Figura 8. Concentración del ion HS^- en función del pH.	14
Figura 9. Diagrama de Pourbaix S-H ₂ O a 25°C.	15
Figura 10. Efectos del tipo de gas flotante (aire o N ₂) y porcentaje de sólido en el potencial. (NaHS= 6 kg/t, pH =10,5)	17
Figura 11. Ángulo de contacto en función del pH para cara y borde partícula de molibdenita.....	19
Figura 12. Recuperación molibdeno en función de pH para distintos tamaños de partícula	20
Figura 13. Concentración de especies de Ca en función de pH en medio acuoso	21
Figura 14. Impacto de la concentración iones calcio en recuperación de molibdenita	22
Figura 15. Relación entre la razón cara/borde y potencial Z de la partícula de molibdenita obtenidos por varios autores	23
Figura 16. Efecto del ácido húmico en la recuperación de molibdenita (Zhou,L. 2010. “Molybdenite flotation”)	24
Figura 17. Recuperación selectiva y consumo de NaHS [kg/t] minera Los Pelambres año 2017.	29

Figura 18. Concentrado colectivo y alimentación compuesta [kTMS] año 2017	30
Figura 19. a) Histograma % - 325# concentrado colectivo y alimentación compuesta, b) Gráfica de probabilidad % - 325# concentrado colectivo	31
Figura 20. Diferencia %- 325# concentrado colectivo y alimentación compuesta en función de la recirculación.....	32
Figura 21. a) Histograma potenciales por banco promedio etapa rougher. b) Histograma pH por banco promedio etapa rougher.....	33
Figura 22. a) Gráfica de probabilidad ORP promedio etapa rougher b) Gráfica de probabilidad pH promedio etapa rougher.	34
Figura 23. a) ORP y pH etapa rougher por banco b) Dosificación de NaHS por banco promedio etapa rougher [lpm].....	35
Figura 24. a) Histograma potencial por banco 1 ^{era} limpieza b) histograma pH promedio por banco etapa 1 ^{era} limpieza.....	37
Figura 25. a) Dosificación de NaHS por línea 1 ^{era} limpieza [lpm] b) Dosificación promedio de NaHS por banco 1 ^{era} limpieza [lpm]	38
Figura 26. Impacto %-325# alimentación compuesta para bajo y alto tratamiento en a) Consumo de NaHS b) Recuperación selectiva c) Recirculación.....	39
Figura 27. a) pH ST-17 en función %-325# alimentación compuesta b) Presión en la extracción de gases lavador 706 en función %- 325# alimentación compuesta.....	41
Figura 28. a) Gráfica probabilidad Ley Cu concentrado 1era limpieza.b) Ley de Cu concentrado 1 ^{era} limpieza en función %-325# alimentación compuesta. c) Gráfica de probabilidad ley de cobre en concentrado final alimentación planta > 220 tph a distintos % -# 325 alimentación planta.	43
Figura 29. Efecto % de solido en a) Recuperación selectiva. b) Consumo de NaHS [kg/t] c) Dosificación de NaHS [m ³ /t].....	45
Figura 30. Gráfica de probabilidad ley de cobre concentrado segunda limpieza alimentación planta menor a 220 variando % solido	46
Figura 31. Gráfica de probabilidad ley de cobre concentrado segunda limpieza alimentación planta > 220 tph variando % sólido	47
Figura 32. Porcentaje de oxígeno en el nitrógeno en función del flujo de N ₂ [Nm ³]	48

Figura 33. Consumo de NaHS [kg/t] en función del flujo de N_2 [Nm^3]	49
Figura 34. a) Presión de extracción de gases lavador 706 en función del flujo de N_2 b) Razón enriquecimiento cobre en función del flujo de N_2	50
Figura 35. Gráfica de probabilidad ley de Cu concentrado segunda limpieza a) bajo tonelaje < 220 tph variando el flujo de N_2 b) alto tonelaje > 220 tph variando flujo de N_2	51
Figura 36. a) Consumo de NaHS [kg/t] en función del pH en ST-17 b) Dosificación de NaHS [m^3 /t] en función del pH ST-17.	53
Figura 37. Potencial promedio etapa rougher en función del pH en el cajón ST-17.....	54
Figura 38. Gráfica de probabilidad ley de Cu concentrado segunda limpieza a) bajo tonelaje < 220 tph variando pH ST-17 b) alto tonelaje > 220 tph variando pH ST-17	55
Figura 39. Evolución entre los años 2014-2017 de a) pH ST-17 y presión extracción lavador 706 b) consumo de NaHS [kg/t] y velocidad de extracción de gases.....	56
Figura 40. Diferencia medición sensor ORP referencia y redundante línea rougher 1.....	58
Figura 41. Esquema representativo sistema de distribución de NaHS.....	59
Figura 42. a) Flujo de NaHS [m^3 /h] distintos medios diciembre 2017 b) Nivel de llenado tanque de NaHS en descarga [%] y NaHS dosificado sin registro de su punto de adición [%] diciembre 2017.	61
Figura 43. Flujo de NaHS [m^3 /h] en función del nivel de llenado [%] de tanque de NaHS en descarga.	62
Figura 44. Punto de adición NaHS manual en celdas G-CELL	63
Figura 45. a) Sistema de distribución manual de NaHS al ST-17 b) Punto de adición sin flujómetro ST-17	64
Figura 46. a) Abertura cajón ST-17 b) Abertura cajón ST-17.....	65
Figura 47. Comportamiento durante el periodo de muestreo de a) alimentación planta [tph] y flujo de NaHS [m^3 /h] b) Dosificación de NaHS [m^3 /t] y pH ST-17 c) pH ST-17 y Presión de extracción de gases.....	67
Figura 48. a) ORP corrientes muestreadas b) pH corrientes muestreadas c) Efecto de la recirculación en la velocidad de extracción de gases.....	69

Figura 49. a) Comparación ORP corrientes muestreadas con etapas intermedias b) Comparación pH corrientes muestreadas con etapas intermedias c) Potencial etapa rougher y 1era limpieza durante el periodo de muestreo.	71
Figura 50. a) Potencial aguas muestreadas. b) pH aguas muestreadas	73
Figura 51. Conductividad aguas muestreadas.	74
Figura 52 B. a) cortador de muestra manual b) Muestreo concentrado colectivo c) Muestreo alimentación compuesta.....	81
Figura 53 B. a) Muestreo cola siemens b) Muestreo cola de primera limpieza c) Medición en terreno pH/ORP cola primera limpieza	81
Figura 54 B. a) Muestreo aguas TK-13 b) Muestreo aguas TK-711.....	82
Figura 55 B. a) Muestreo aguas TK-55 b) Muestreos aguas TK-56	82
Figura 56 C. Cubierta de cajón abierta entre primera y segunda limpieza b) Sellado post-mantenición en celda	83
Figura 57 C. Sellado con plástico cajón acoplado de rebose al ST-17	83
Figura 58 C. Corrosión tapa celda	84
Figura 59 C. Aberturas en cajones intermedios de primera a segunda limpieza	84
Figura 60 D. Nivel de llenado estanque en descarga y flujo de NaHS durante cambio de estanque puntual.....	85
Figura 61 D. Dosificación de NaHS línea rougher 1 y nivel de llenado estanque en descarga durante cambio de estanque puntual.....	86
Figura 62 D. Evolución potencial rougher 1 ante cambio de estanque puntual	86

Índice de tablas

Tabla 1. Calendario de muestreos.....	28
---------------------------------------	----



1 Introducción

El año 2015 fue un año particularmente complejo para la minería a nivel mundial, debido principalmente a la caída del precio de los metales, situación que obligó a las mineras tanto en Chile como en el mundo a iniciar planes de reducción de costos con la finalidad de mejorar el desempeño de sus compañías. Este cambio de escenario obligó a las compañías a cambiar su estrategia orientada a una alta producción estimulada por el alto precio de los metales a una que privilegiara la reducción de costos y la productividad.

En el marco de estos desafíos el grupo AMSA a partir del año 2014 lanzó su Programa de Competitividad y Costos (PCC), para de esta manera mejorar la competitividad de sus compañías y enfrentar el difícil momento del mercado. Ante este difícil escenario la estrategia de Antofagasta Minerals se ha centrado en producir toneladas de CuF y MoF rentables, a través de reducción de costos, mejoras en productividad, eficiencia y soluciones innovadoras a los distintos problemas.

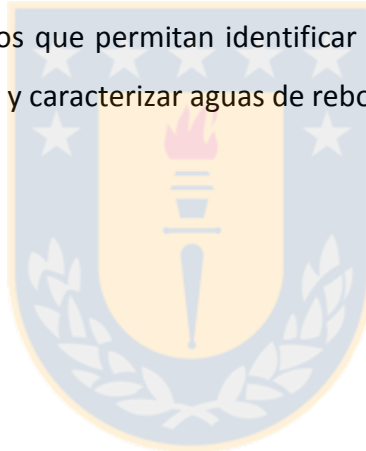
En este sentido toma relevancia el sulfhidrato de sodio utilizado como depresante de minerales de cobre en la planta de flotación selectiva de minera Los Pelambres, ya que debido a su alto precio (580 US\$/ton), y su alto consumo el año 2017 que bordea los 5 kg/ton representa un 20,04% del presupuesto total de la planta de flotación de molibdeno, por lo cual la disminución del consumo de este reactivo tiene un alto impacto en el costo de producción de Minera Los Pelambres.

1.1 Objetivo General

Estudiar las variables que tienen un mayor impacto en el consumo de sulfhidrato de sodio y establecer los lineamientos que permitan disminuirlo.

1.2 Objetivos específicos

- Identificar variables que generen un aumento de consumo de reactivo, y plantear propuestas para disminuir su impacto.
- Realizar un estudio que permita validar la información entregada por la instrumentación.
- Realizar levantamiento en terreno en busca de oportunidades de optimización de consumo de reactivo.
- Realización de muestreos que permitan identificar oportunidades de optimización en la planta de flotación y caracterizar aguas de rebose de espesadores.



2 Antecedentes Generales MLP

Los Pelambres es una compañía minera perteneciente en un 60% a Antofagasta Minerals y un 40% a un consorcio de empresas japonesas compuesto por Nippon LP Investment (25%) y Maruberi & Mitsubichi LP Holding BV (15%).

La compañía opera desde fines del año 1999 en la provincia del Choapa en la región de Coquimbo con una capacidad de procesamiento de 210 mil toneladas diarias de mineral, produciendo concentrado de cobre y molibdeno para sus principales clientes en Asia y Europa.



Figura 1. Mapa ubicación procesos productivos minera Los Pelambres

Minera Los Pelambres fue el sexto productor de cobre a nivel nacional y el séptimo a nivel mundial el año 2013, donde se produjeron 405.300 toneladas de cobre fino pagables y 9.000 toneladas de concentrado de molibdeno. Sus instalaciones recorren

120 km pasando por las comunas de Salamanca, Illapel y Los Vilos donde se encuentra el puerto Punta Chungo (Figura 1).

2.1 Línea de proceso minera Los Pelambres

El proceso en líneas generales de minera Los Pelambres esta descrito en la Figura 2.

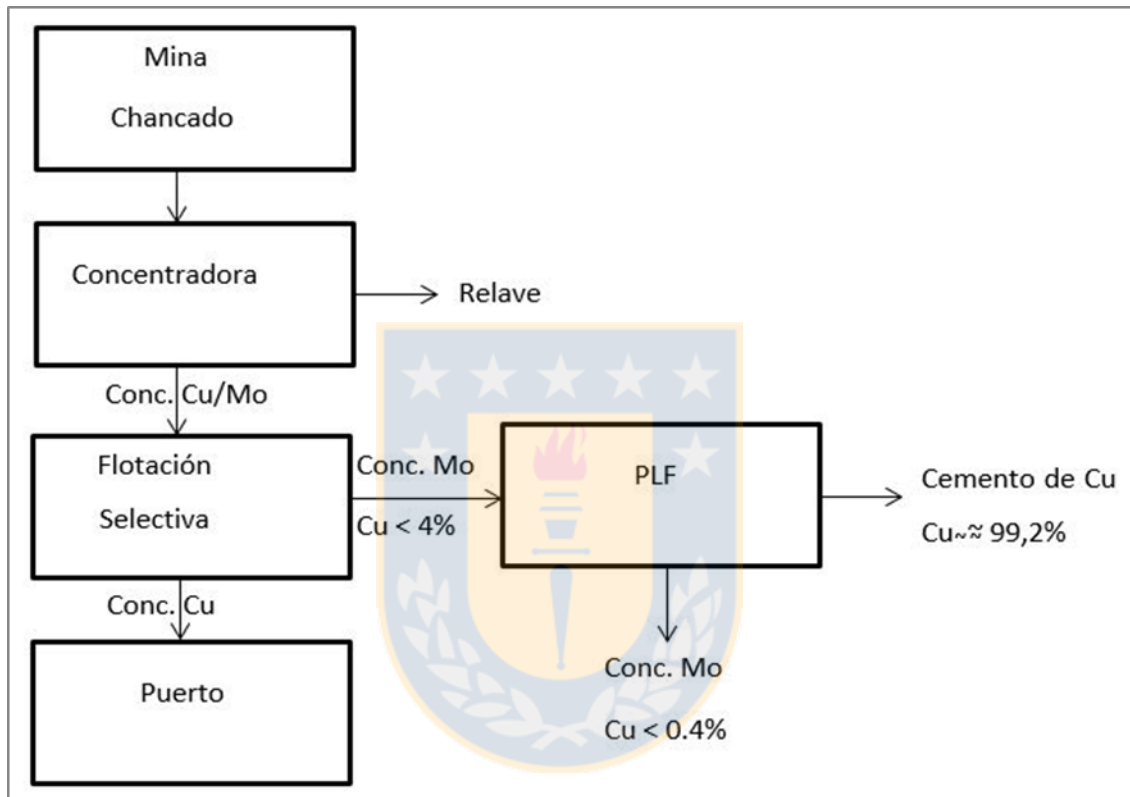


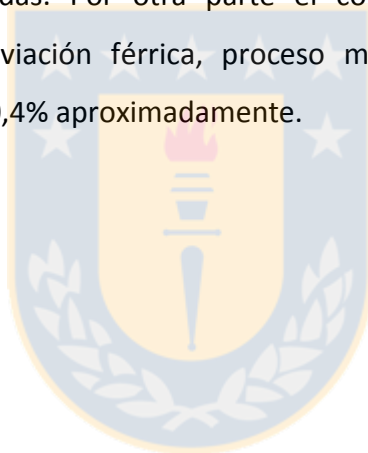
Figura 2. Línea productiva minera Los Pelambres

En primer lugar se encuentra las labores asociadas a la mina, yacimiento que se encuentra en la cordillera de Los Andes a 3600 m.s.n.m. Desde este yacimiento es obtenido el material mediante los siguientes procesos:

- Planificación minera
- Perforación y tronadura
- Carguío y transporte
- Chancado y correa

Luego el material alimenta la planta concentradora ubicada a 1600 m.s.n.m. Una vez en la concentradora el material es sometido a un nuevo proceso de conminución para lograr la liberación de las partículas de mineral de cobre y molibdeno. Luego estas partículas ya liberadas son enriquecidas mediante flotación, del cual se obtiene un concentrado colectivo de Cu/Mo y el relave.

El concentrado colectivo es sometido a un nuevo proceso de flotación, en el cual las partículas de mineral sulfurado de cobre son depresadas mediante la adición de NaHS, obteniéndose un relave con bajo contenido de Mo que es enviado a través del concentraducto de 120 km hasta el puerto Chungo, donde es filtrado hasta alcanzar aproximadamente un 9% de humedad y cargado en barcos mediante correas transportadoras encapsuladas. Por otra parte el concentrado rico en molibdeno alimenta la planta de lixiviación férrica, proceso mediante el cual se reduce el contenido de cobre de 4 a 0,4% aproximadamente.



superficie de la partícula de molibdenita que pudiera tener un recubrimiento que afecte la flotabilidad natural de esta.

Posteriormente la carga es llevada a un nuevo estanque de acondicionamiento, ST-17, donde se ajusta el porcentaje de sólido a aproximadamente 42-45% y además se adiciona NaHS hasta que la pulpa alcance un valor potencial que oscila entre -440 a -490 mV, provocando un aumento de pH a valores entre 8-9.

Posteriormente la carga se divide, en una etapa de flotación rougher y al circuito de flotación neumático, conformado por 2 celdas Siemens y 2 G-Cell. El concentrado de las celdas siemens alimenta a las celdas G-Cell y su concentrado es avanzado hasta el TK-55 o TK-56 dependiendo de sus características. Por otro lado las colas de la primera etapa de flotación neumática alimentan a las líneas de flotación rougher.

La etapa de flotación rougher cuenta con tres líneas de flotación, que cuentan con tres bancos de tres celdas Wemco Inertgas de 300 pies³ cada una. La principal función de esta etapa es lograr el máximo valor de recuperación posible, ya que las colas de esta etapa son enviadas al espesador TK-711 de concentrado de cobre el cual es enviado a puerto para su comercialización.

El concentrado rougher es enviado a una etapa de primera limpieza la cual cuenta con 2 líneas de 3 bancos con 3 celdas Wemco inertgas de 300 pies³ cada una, el principal objetivo de esta etapa es aumentar la ley de molibdeno del concentrado, por lo cual una fracción del molibdeno es recirculado a los espesadores de cabeza.

Tanto la etapa rougher como la primera limpieza tienen posibilidad de adicionar NaHS y H₂SO₄ en avance, pero por lo general sólo es adicionado el primero. Esta adición se realiza en los traspasos de cada banco y la medición de pH y potencial se realizan en la segunda y tercera celda de cada banco respectivamente.

El concentrado de primera limpieza es enviado a un espesador intermedio, TK-55, donde se aumenta el porcentaje de sólido a valores entre 40-50%, esta descarga del espesador es llevada al cajón ST-28 donde es acondicionado con H₂SO₄ por última vez

para limpiar la superficie de la molibdenita, luego se acondiciona con espumante y NaHS para alimentar la etapa de segunda limpieza.

La etapa de segunda limpieza cuenta con 4 celdas Wemco inertgas de 300 pies³, las cuales están distribuidas en dos bancos, esta etapa puede ser alimentada en paralelo o en serie, generando una tercera limpieza. El concentrado de esta etapa tiene aproximadamente 53% de molibdeno y 3% de Cu el cual es enviado al TK-56 para su posterior tratamiento en la planta de lixiviación férrica, mientras que la cola realimenta la etapa de primera limpieza.

3 Marco teórico

3.1 Flotación

La flotación es un proceso de separación de materias de distinto origen que se efectúa desde sus pulpas acuosas por medio de burbujas de gas y a base de sus propiedades hidrofílicas e hidrofóbicas. El proceso de flotación involucra tres fases: sólida, líquida y gaseosa. La fase sólida está representada por los materiales a separar. La fase líquida es el agua, estas dos fases antes mencionadas se preparan en forma de pulpa previa al proceso. La última fase involucrada es el gas que corresponde a las burbujas, que son el medio para que las partículas sólidas con distintas propiedades superficiales sean separadas. Para que este proceso tenga éxito deben existir diferencias de mojabilidad entre las partículas valiosas que se quieren separar.

En el proceso de flotación se utilizan una serie de reactivos para que esta alcance las mayores recuperaciones posibles. Entre los reactivos más importantes se encuentran:

3.1.1 Colectores

Durante la etapa de flotación colectiva, para lograr la flotación de minerales de cobre estos son acondicionados con reactivos denominados colectores cuya función principal es proporcionar propiedades hidrofóbicas a las superficies de los minerales. Estos reactivos son compuestos orgánicos de carácter heteropolar. La parte polar del ión se

adsorbe en la superficie del mineral, mientras que la parte apolar constituida por una cadena de hidrocarburos queda orientada hacia la fase acuosa, entregando el carácter hidrófobo a la superficie del mineral. Esta característica permite que las partículas acondicionadas con colector se adhieran a la burbuja de aire permitiendo la concentración a través del método de flotación. El proceso de adhesión del colector en la superficie del mineral está representado en la Figura 4.

El largo de la cadena de hidrocarburos está asociado a la menor o mayor repelencia con el agua mientras que la zona que se adhiere a la partícula está asociada a la fuerza y selectividad de la unión del colector a la partícula.

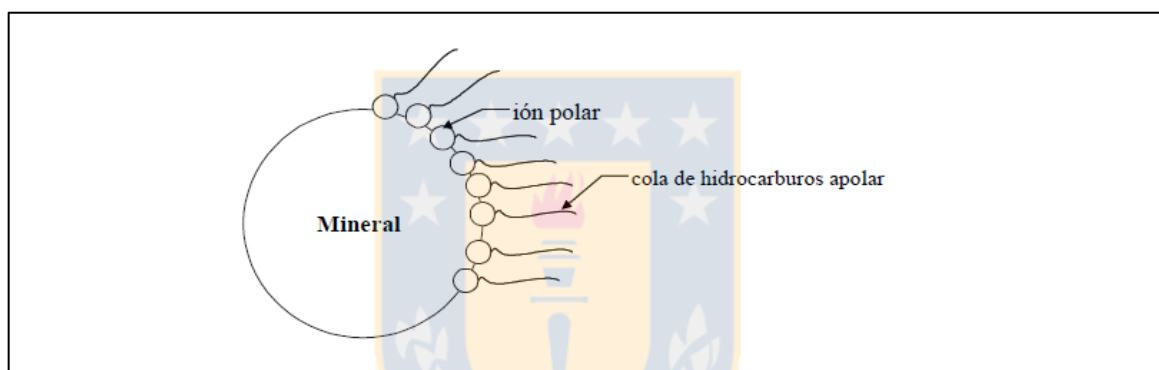


Figura 4. Representación adhesión colector en superficie mineral

3.1.2 Espumantes

El espumante tiene como finalidad entregar estabilidad a la adherencia de la partícula a la burbuja, ya que tiene la capacidad de modificar las propiedades superficiales de la burbuja para reducir su coalescencia. Al igual que los colectores estos están constituidos por una “cabeza” polar en contacto con la fase líquida y una cadena hidrocarbonada en contacto con la fase gaseosa.

Las características más importantes que debe tener un espumante son:

- 1) Generar burbujas estables, pero que una vez que la unión partícula-burbuja sea evacuada de la celda se rompa con facilidad
- 2) Generar burbujas pequeñas 1 a 2 [mm]

- 3) Dispersarse con facilidad en el agua y tener bajas condiciones colectoras.

3.1.3 Modificadores

Son reactivos que permiten modificar las condiciones físico-químicas del sistema para mejorar la eficiencia del proceso de flotación. Entre los que se encuentran:

- 1) Reguladores de pH
- 2) Dispersantes
- 3) Depresantes
- 4) Activadores

3.2 Molibdeno

El molibdeno es un metal de transición plateado que debido a sus propiedades físicas y químicas, como alto punto de fusión (2623°C), le permite ser ampliamente utilizado como aleante para aceros resistentes a altas temperaturas, bajo coeficiente de expansión térmica (dilatación) que lo hace interesante en aplicaciones a las cuales debe ser sometido a altas variaciones de temperatura, ya que al tener esta propiedad una pieza que contenga molibdeno no se expandirá ni contraerá al ser sometida a cambios de temperatura. Otra característica a destacar es que según el módulo de Young, el molibdeno se puede catalogar como un material rígido, que son utilizados en aplicaciones en que el material debe ser sometido a altas presiones sin sufrir deformación.

La producción de molibdeno en Chile está asociada en su totalidad a la minería del cobre de las empresas de la gran minería, que explotan yacimientos del tipo pórfido de cobre. La técnica empleada para la obtención de molibdeno es la recuperación de molibdenita desde los concentrados de cobre y molibdeno, siendo los principales productores los mostrados en la Figura 5.

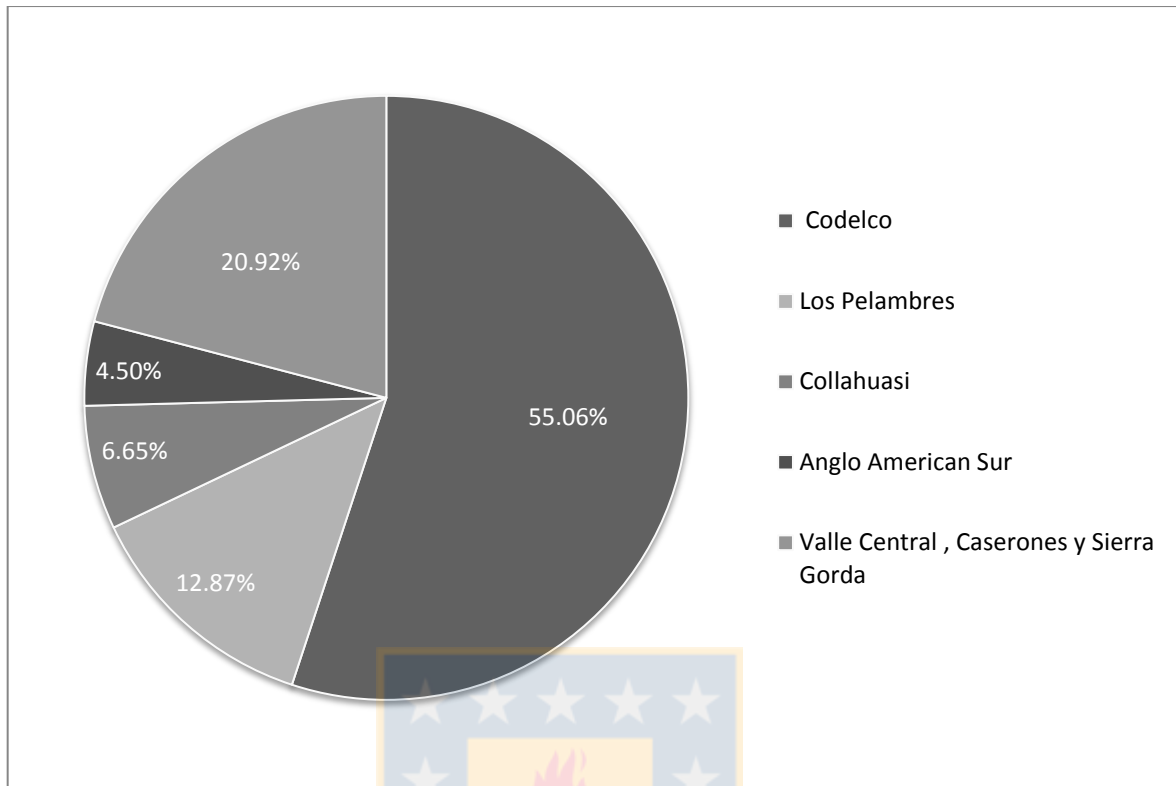


Figura 5. Distribución producción de molibdeno en Chile

El total de la producción Chile de TM contenidas en el concentrado fue de 55,6 kTM siendo los principales productores, Codelco con 30,6 kTM, Valle Central, Caserones y Sierra Gorda con 11,6 kTM y Los Pelambres con 7,1 kTM.

3.2.1 Molibdenita

El mineral de molibdeno que despierta mayor interés para el procesamiento en Chile es la molibdenita (MoS_2), cuya apariencia y textura es similar al grafito, por lo que es utilizado como lubricante de sólidos. La molibdenita contiene 40% Mo y 60% de S y presenta flotabilidad natural debido a la naturaleza de su estructura química.

El mineral de molibdenita tiene una unidad estructural hexagonal, que muestra la presencia de capas poliédricas en coordinación con prismas trigonales, donde cada átomo de Mo está rodeado por un prisma trigonal de átomos de azufre. La estructura cristalina de la molibdenita se muestra en la Figura 6.

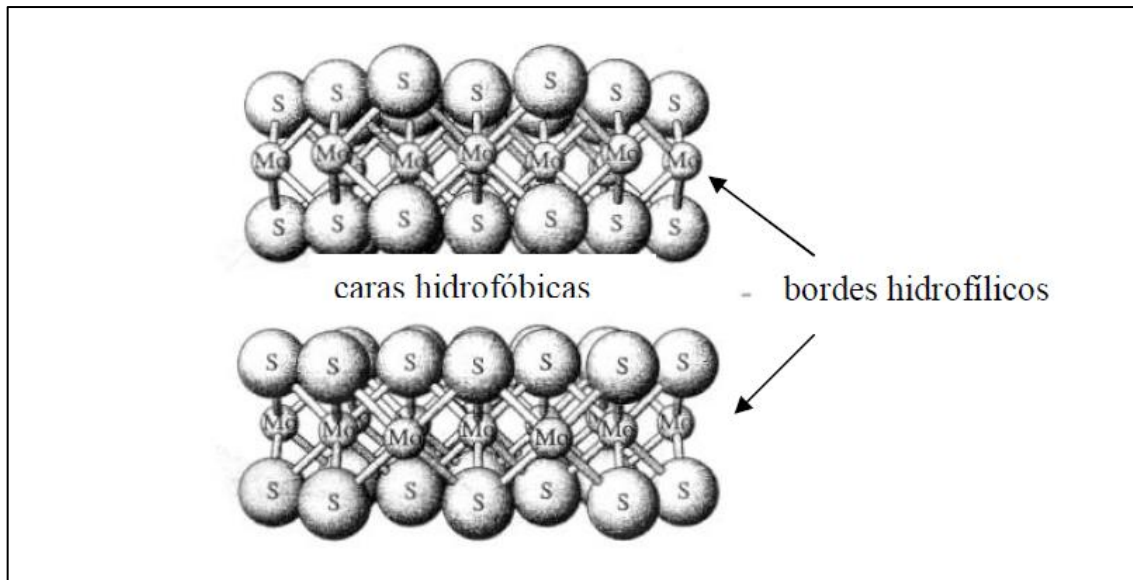


Figura 6. Estructura cristalina molibdenita, con información alusiva a las zonas hidrofóbicas e hidrofílicas.

Esta estructura cristalina presenta dos tipos de enlace, en primer lugar enlaces covalentes entre Mo-S y uniones de Van der Waals entre capas S-Mo-S. Es por esto que el cristal de molibdenita es anisotrópico ya que presenta sitios hidrófobos en las caras formados por la ruptura de las uniones de Van der Waals entre las capas S y sitios hidrofílicos en los bordes generados por el rompimiento de los enlaces covalentes Mo-S.

3.3 Flotación Selectiva Cu/Mo

La flotación selectiva de concentrados colectivos de Cu/Mo tiene por objetivo generar dos corrientes de mineral valioso, una de molibdenita aprovechando su flotabilidad natural generada por sus planos basales hidrófobos y otra rica en Cu a través de la depresión de estos minerales mediante la utilización de reactivos depresantes entre los que se puede encontrar sulfuro y sulfhidrato de sodio ($\text{Na}_2\text{S} \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ y NaHS), reactivo Nokes o LR-744 (P_2S_5 disuelto en NaOH ; $\text{NaOH}/\text{P}_2\text{S}_5$ 1,3) y anamol-D (As_2O_3 20% y Na_2S 80%).

3.3.1 Mecanismo de depresión

Como se mencionó anteriormente el principio para lograr la separación de las partículas de cobre y molibdeno se basa en la depresión de las partículas de cobre para obtener un concentrado rico en molibdeno, esto se logra a través de la adición de reactivo depresante, que en el caso de minera Los Pelambres corresponde a sulfhidrato de sodio. La función de este depresor es actuar sobre los colectores adsorbidos físicamente formando dixantógeno y químicamente adsorbido formando xantato cuproso sobre la superficie de las partículas de mineral de cobre durante la etapa de flotación colectiva.

La transferencia del xantato desde el film colector en la superficie del mineral hacia el seno de la solución se produce al romperse los enlaces covalentes S-Cu del xantato cuproso, y lo mismo para los enlaces S-S del dixantógeno, como se ve en la Figura 7.

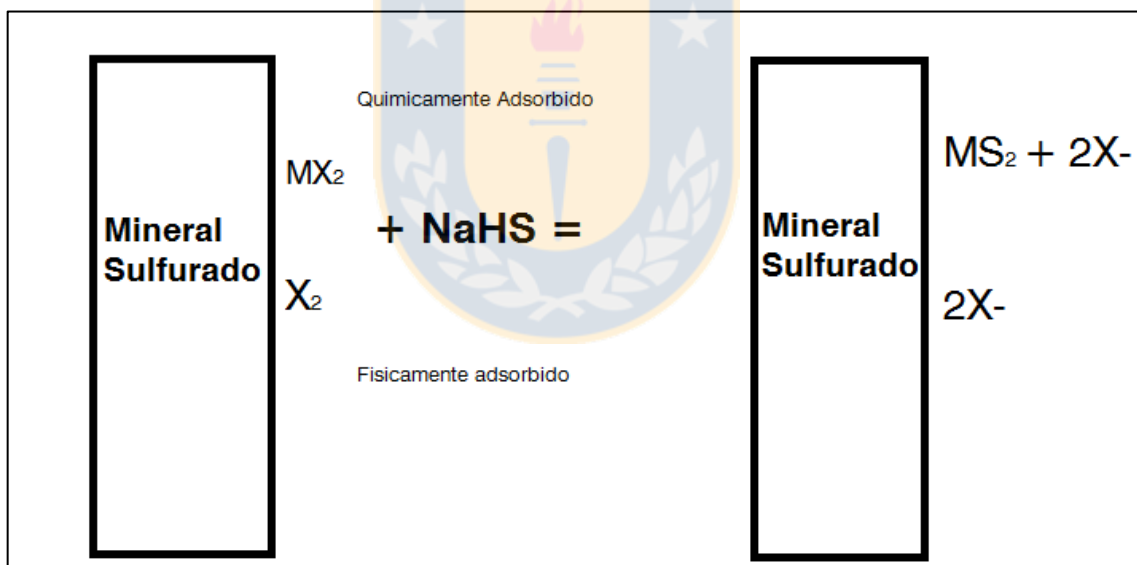


Figura 7. Acción de NaHS sobre colector adsorbido química y físicamente.

Por lo tanto lo anteriormente mencionado está gobernado por las reacciones de disociación de NaHS (1), la desorción tanto física (2) y (3) como química (4).





Como se observa en las reacciones antes exhibidas es importante mantener alta la concentración de iones HS^- por lo que se debe trabajar en condiciones de operación que promuevan la estabilidad de este ión. En la Figura 8 se puede observar que entre pH 7 y 13 se logran altas concentraciones de HS^- mientras que a pH menores a 7 la especie más estable es el H_2S .

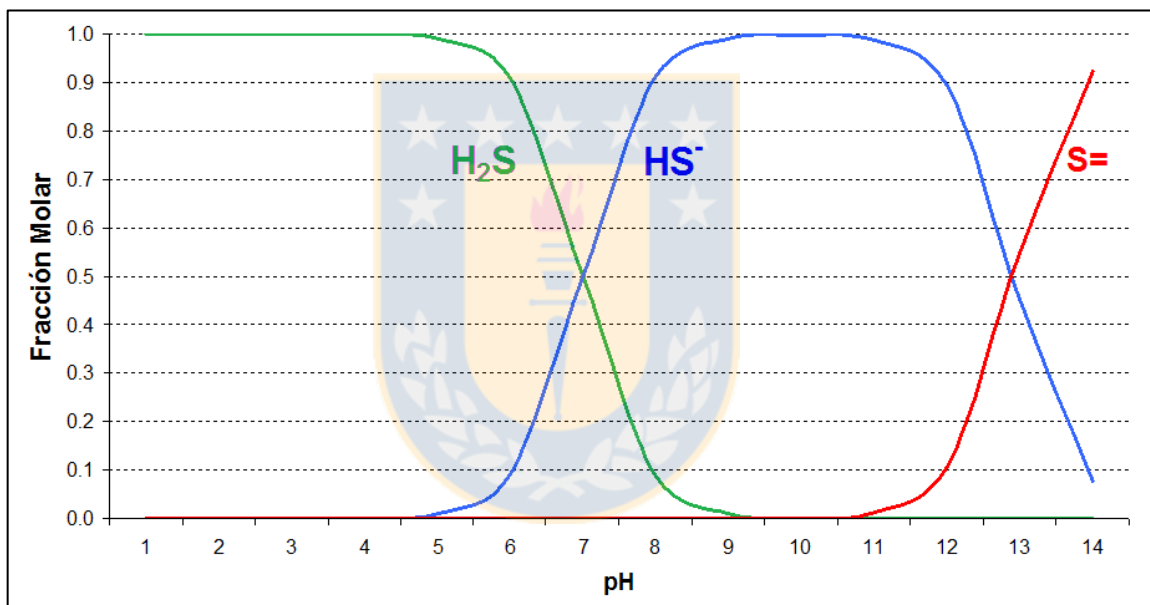


Figura 8. Concentración del ion HS^- en función del pH.

Por otra parte el potencial está directamente relacionado con el pH por lo que se debe trabajar en rangos de pH y ORP que favorezcan la generación de iones HS^- y por sobre todo que eviten la generación de gas sulfhídrico (H_2S) en altas concentraciones ya que este es altamente tóxico, por lo que en la planta de flotación de molibdeno de minera Los Pelambres se tiene un control permanente de la concentración de este gas además de un protocolo de seguridad en caso de verse un aumento de las emanaciones de éste. En el diagrama de Pourbaix de la Figura 9 se puede observar la relación entre el pH y el potencial, donde a medida que las condiciones se tornan más ácidas es

requerido un potencial menos reductor, pero se debe evitar el trabajo a pH cercanos a 7 para evitar la generación de gas sulfhídrico.

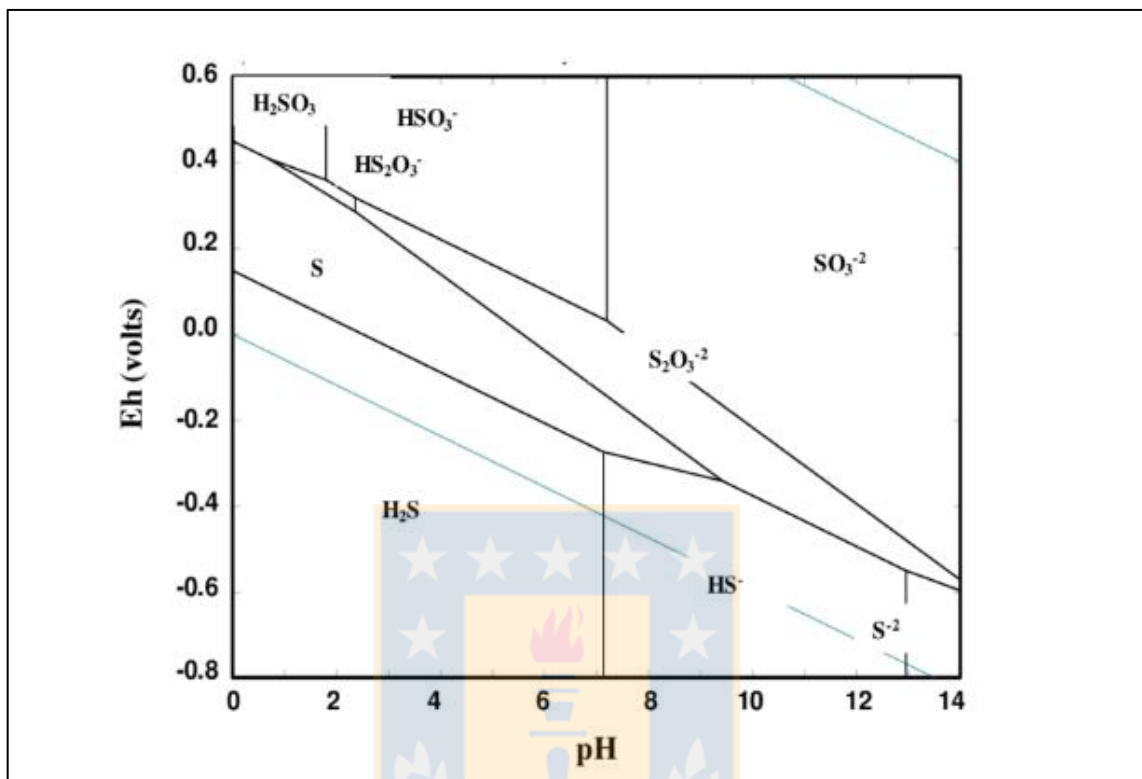


Figura 9. Diagrama de Pourbaix S-H₂O a 25°C.

3.3.2 Factores que afectan consumo de NaHS

En la práctica se ha demostrado que a medida que los iones HS^- en solución son consumidos, el xantato es reabsorbido, produciéndose la reactivación de los minerales de cobre. Debido a que la eficiencia de los colectores está dada por la velocidad en que son consumidos, es importante establecer como son consumidos.

Generación de gas sulfhídrico

Como se vio en 3.2.1 la acción depresora del cobre depende de la concentración de iones HS^- . La concentración de este ion como se vio en la Figura 8 guarda relación directa con el pH donde se observa que a pH inferiores a 7 aumenta la generación de H_2S en desmedro de la presencia del ion HS^- .

Oxidación ion HS⁻

El ion HS⁻ al cumplir la función de generar un ambiente altamente reductor, tiende a oxidarse fácilmente por el oxígeno disuelto en agua. Si bien la generación de especies oxidadas de azufre (S₂O₃²⁻ y SO₃²⁻) está explicada por las ecuaciones (3) y (4) de reducción del dixantógeno, sobre la fase sólida también hay oxidación catalítica de los iones HS⁻. Esta oxidación ocurre a una velocidad mayor velocidad que la ocurrida en la fase homogénea. Estudios realizados en laboratorio han demostrado que la mayor parte de los iones es oxidada a S₂O₃²⁻.

Por otra parte, también se ha encontrado que algunos minerales se depresan más fácilmente que otros. Esto podría ser consecuencia de las diferentes concentraciones residuales de iones HS⁻, resultante del grado de catálisis que la superficie mineral ejerce sobre la oxidación.

Las reacciones de oxidación al interactuar NaHS con oxígeno son las siguientes:



Es por esto que algunas plantas de flotación selectiva usan como gas flotante N₂, en la Figura 10 se observa que el uso de N₂ en vez de aire se traduce en mayor estabilidad del potencial, el cual se oxida en una menor proporción que en los casos que se utilizó aire. Por otra parte se observa que a mayor porcentaje de sólido se obtienen potenciales más negativos para una misma dosificación de NaHS.

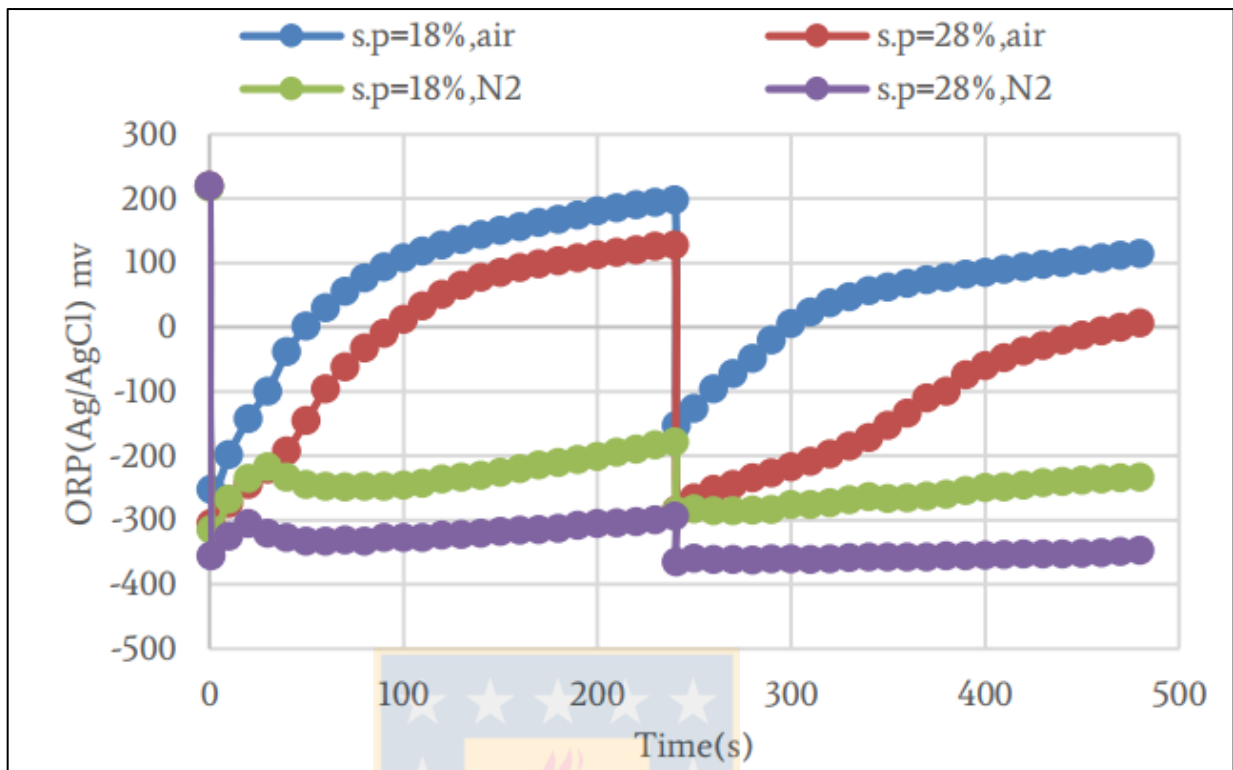


Figura 10. Efectos del tipo de gas flotante (aire o N₂) y porcentaje de sólido en el potencial. (NaHS= 6 kg/t, pH =10,5)

3.3.3 Reactivos depresantes

Los reactivos depresantes más utilizados industrialmente se muestran a continuación:

- Sulfhidrato de sodio (NaHS): Se utiliza para depresar sulfuros de cobre, la tendencia actual de las plantas de flotación selectiva es utilizar NaHS. El sulfhidrato de sodio resulta de la reacción de H₂S_(g) y NaOH. La ecuación (7) muestra la formación de NaHS.

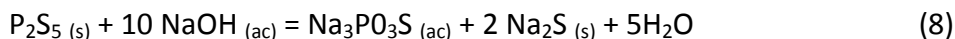


- Reactivo Nokes: es un reactivo a base de compuestos tiofosfóricos y tioarsenicales utilizado en la flotación selectiva de Cu-Mo.

Existen dos tipos de reactivos Nokes:

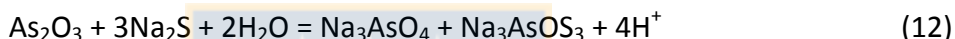
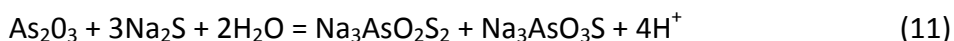
1. Fosfato ORLR 744: Este reactivo es producto de la reacción de P₂S₅ con exceso de NaOH. Se utiliza con cianuro como complemento en las

etapas de limpieza y NaHS en algunos casos. La reacción de preparación se muestra a continuación.



Este reactivo se prepara fácilmente pero requiere altas medidas de seguridad asociadas a la generación de gas sulfhídrico.

2. Anamol-D: Este producto es generado a partir de la reacción de As_2O_3 y Na_2S , sólo se usa en combinación con NaCN o $K_4Fe(CN)_6$. Se obtiene de la reacción de trióxido de arsénico y Na_2S como se muestra a continuación.



Los productos son arseniato y una mezcla de compleja de mono, di y tritioarseniato, en exceso de Na_2S , el cual representa el 50% del reactivo total. Por esto tanto el NaHS como el anamol- D tienen iones HS^- en solución.

3.3.4 Factores que afectan la flotabilidad de molibdenita

Tamaño de partícula

A medida que se rompen los cristales de la partícula de molibdenita a través de los bordes, se crean superficies polares hidrofílicas.

El carácter hidrofílico del borde e hidrofóbico de la cara se ha corroborado a través de la medición de ángulo de contacto de burbujas de aire con caras y bordes de partículas de MoS_2 .

En la Figura 11 se observa que para los bordes de la partícula el ángulo de contacto es 0 para todo rango de pH siendo esta zona de la partícula hidrofílica. Por otro lado se puede ver que para las caras el ángulo de contacto es mayor a 40 para todo rango de pH, siendo esta zona de la partícula la que le otorga la flotabilidad natural a la molibdenita.

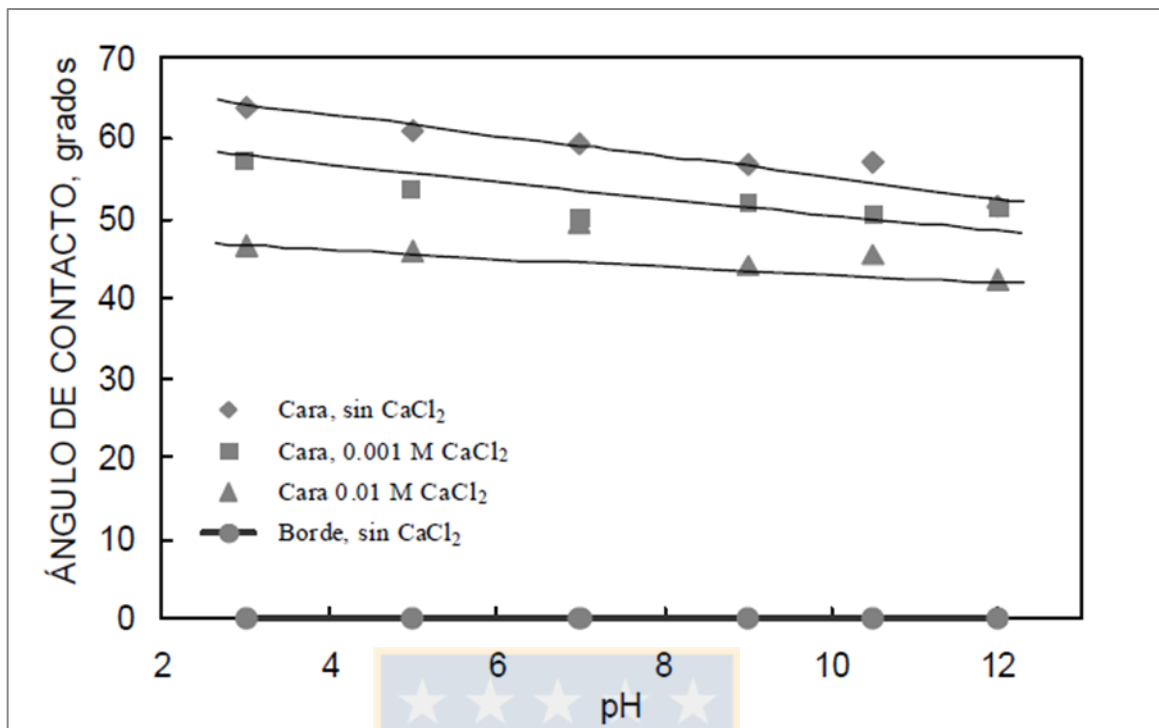


Figura 11. Ángulo de contacto en función del pH para cara y borde partícula de molibdenita

Por consecuencia podemos decir que la relación cara/borde nos entrega un estimativo de la flotabilidad de la partícula de molibdenita, siendo las de mayor tamaño las que presentan mayor flotabilidad. La Figura 12 muestra la flotabilidad para distintos tamaños de partícula de molibdenita en función del pH, se observa que a mayor tamaño de partícula se aumenta la flotabilidad de la molibdenita y que esta disminuye en la medida que aumenta el pH.

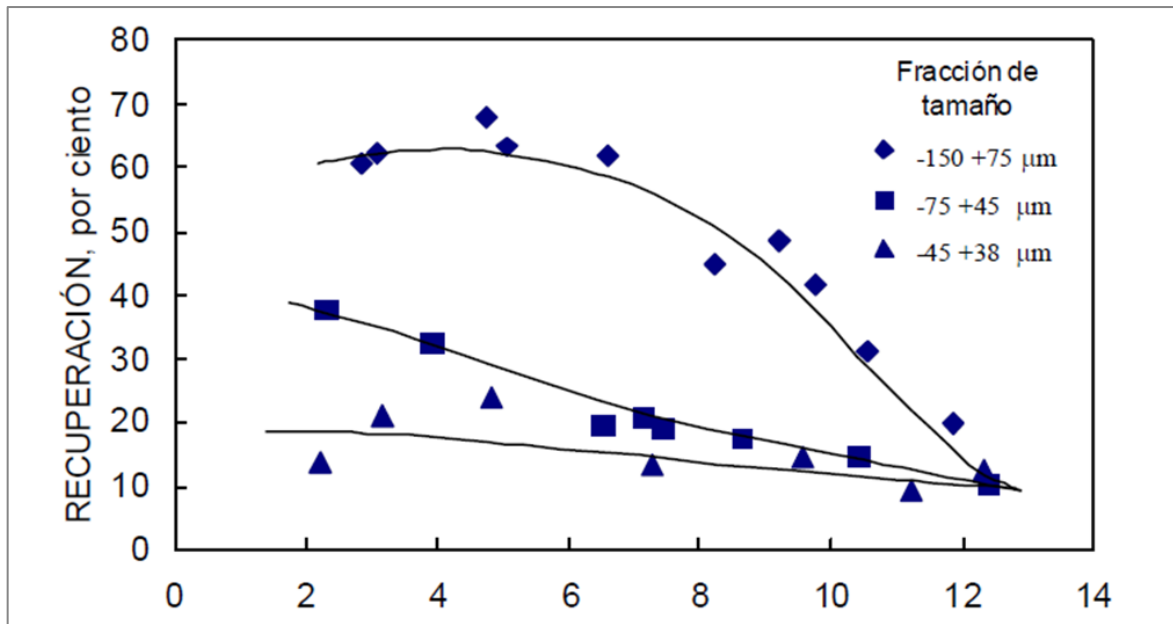


Figura 12. Recuperación molibdeno en función de pH para distintos tamaños de partícula

Efecto ion calcio

En el proceso de flotación colectiva se adiciona cal (CaO) como regulador de pH con la finalidad de depresar la pirita (FeS_2), alcanzando valores de pH de aproximadamente 11, esto se traduce en la presencia de Ca^{2+} , $\text{Ca}(\text{OH})^+$, $\text{Ca}(\text{OH})_2(\text{d})$ y $\text{Ca}(\text{OH})_2(\text{s})$ en la pulpa de flotación. Cuya distribución en función del pH se observa en la Figura 13 donde se ve que a pH superiores a 11 la especie más estable es $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

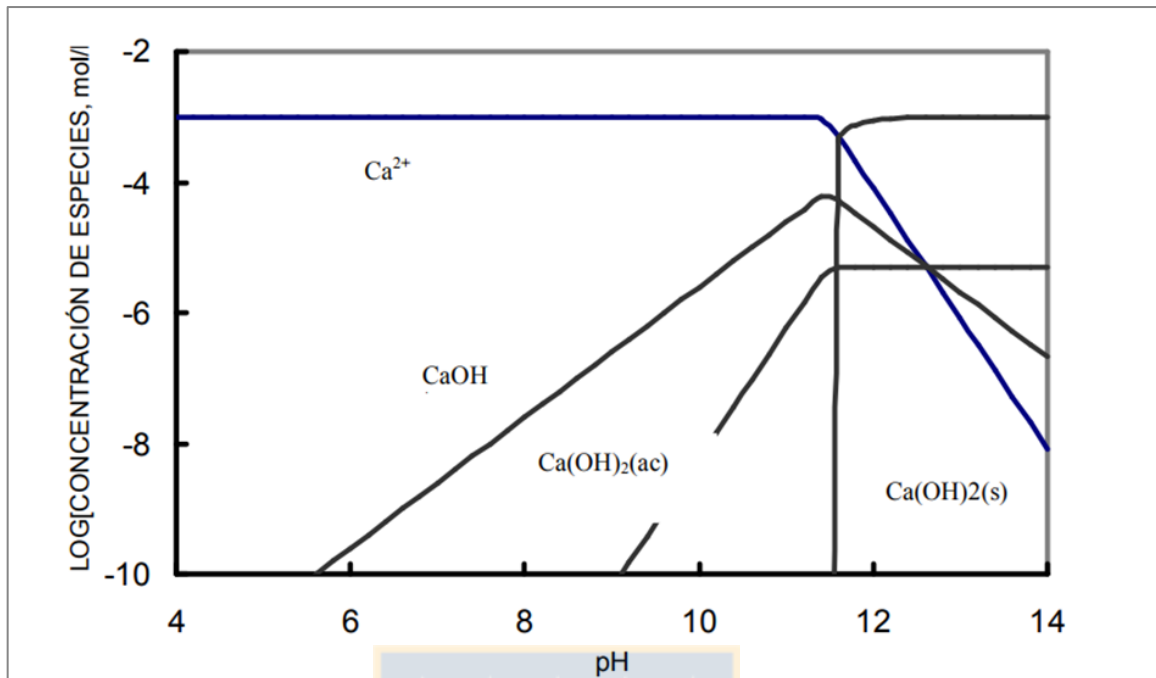


Figura 13. Concentración de especies de Ca en función de pH en medio acuoso

Por consecuencia de la adsorción de compuestos hidrolizados de calcio en los bordes y micro-bordes de la partícula de molibdenita aumentan la capa de hidratación, lo cual afecta el tiempo de inducción, disminuyendo la probabilidad de adhesión y por ende la flotabilidad. En consecuencia el calcio produce pérdidas de molibdenita a través del fenómeno de heterocoagulación entre partículas de molibdenita y ganga silicosa. El efecto depresor del ión calcio se puede ver en la Figura 14.

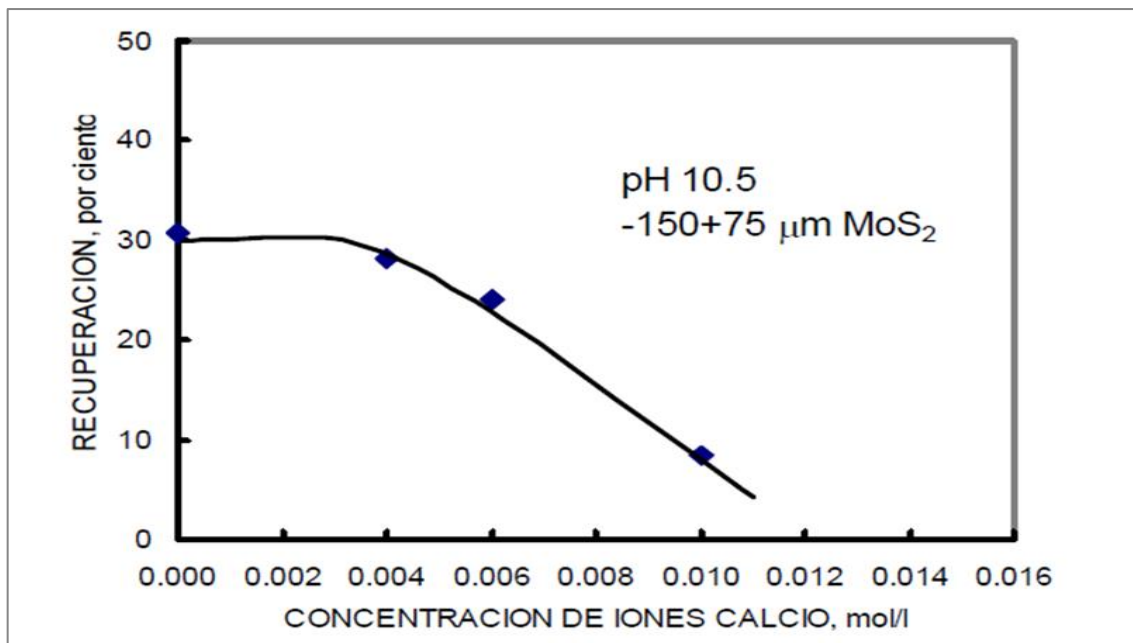


Figura 14. Impacto de la concentración iones calcio en recuperación de molibdenita

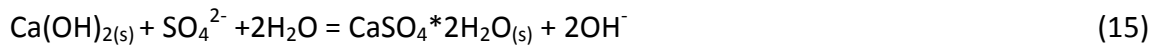
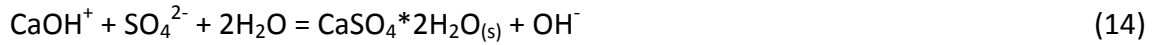
Reactivación de partícula con H_2SO_4

Durante las etapas finales de limpieza en la flotación colectiva de concentrados Cu-Mo se trabaja a pH cercano a 12 para lograr la depresión de pirita, la cual es el principal contaminante del concentrado colectivo.

La adición de ácido sulfúrico permite la disminución del pH de trabajo lo cual permite mejorar la flotabilidad de la molibdenita, pero mismo tiempo al estar en contacto con NaHS se genera ácido sulfhídrico, gas altamente toxico, por lo cual se trabaja en las etapas de flotación a pH entre 8-8,5, para evitar la generación de H_2S en altas concentraciones.

Por otro lado la inserción al sistema de iones sulfato, permite la limpieza superficial de las partículas de molibdenita, al precipitar las especies de calcio presentes en solución (Ca^{2+} , $Ca(OH)^+$) formando sulfatos de calcio a la forma de yeso-anhidrita.

Las reacciones de precipitación involucradas en la limpieza de la partícula son las siguientes:



Potencial Z

El potencial z de las partículas de MoS_2 depende de la relación cara/borde, como se observa en la Figura 15 a medida que aumenta la relación cara/borde el potencial Z se hace menos negativo. Es de esperar que el aumento de la carga negativa a medida que disminuye la relación cara/borde se deba a la presencia de MoO_4^- en los bordes.

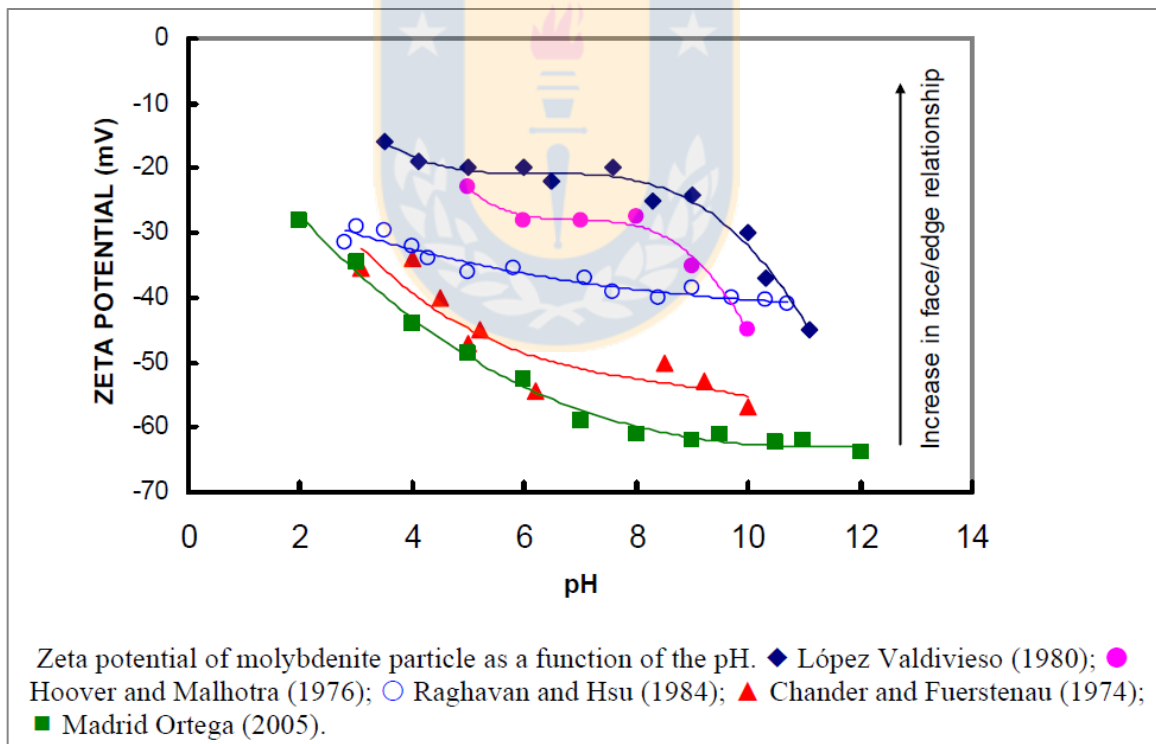


Figura 15. Relación entre la razón cara/borde y potencial Z de la partícula de molibdenita obtenidos por varios autores

Como el potencial zeta de la partículas se hace más negativo, aumenta la repulsión eléctrica entre esta y la burbuja de aire, disminuyendo la probabilidad de adhesión partícula-burbuja.

Presencia de polímeros

La molibdenita también puede ser deprimida por la presencia de polímeros como dextrinas, ácidos húmicos y floculantes.

En la Figura 16 se observa el impacto de la concentración del ácido húmico en la recuperación de molibdenita, lo que se produce por la interacción de la zona hidrofóbica de la molibdenita con las zonas hidrofóbicas del ácido húmico. Interacción que aumenta con el pH debido al incremento de la solubilidad y actividad del ácido húmico.

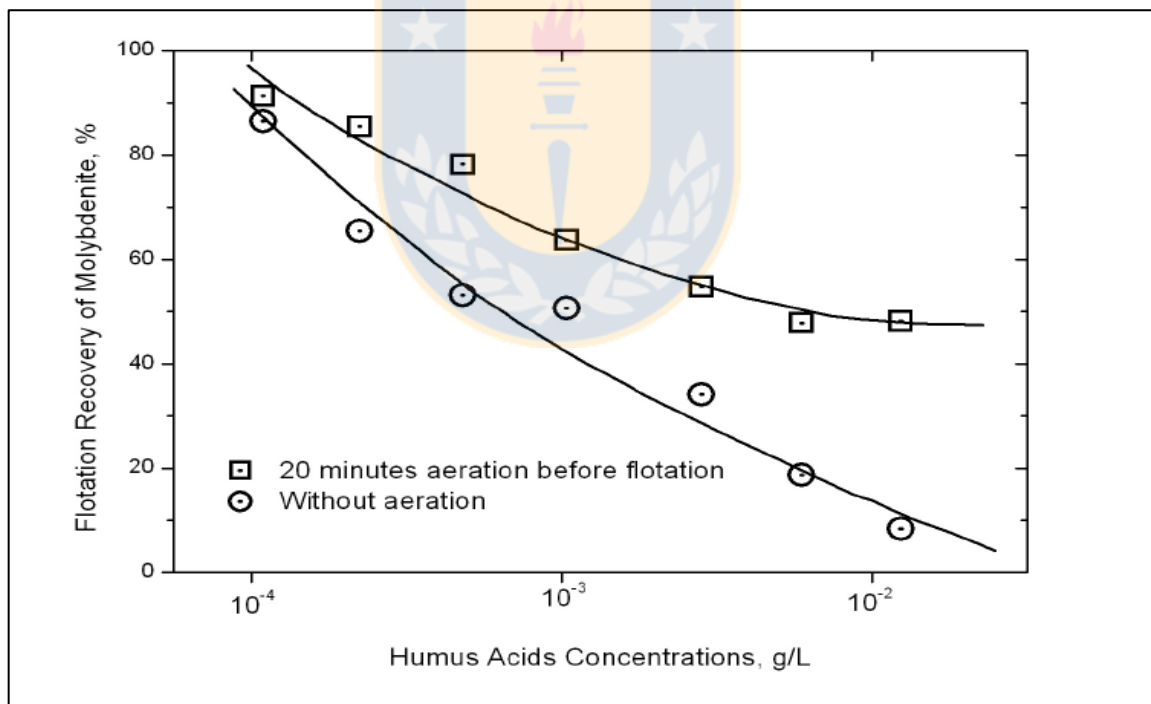


Figura 16. Efecto del ácido húmico en la recuperación de molibdenita (Zhou,L. 2010. "Molybdenite flotation")

4 Metodología

4.1 Efecto de variables en resultados planta de flotación selectiva

Se recopilieron datos del año 2017 para analizar el impacto de distintas variables en los resultados de recuperación, leyes, consumo de reactivo y condiciones de operación (ORP, pH y generación de gases). Estos datos fueron obtenidos desde el PI-processBook. Siendo considerado un valor por turno (cada 12 horas).

Las variables consideradas en este análisis fueron las siguientes:

1. % Fe concentrado colectivo
2. % Insoluble concentrado colectivo
3. % - # 325 concentrado colectivo y alimentación planta.
4. % sólido ST-17
5. Consumo específico de cal
6. Ley Cu TK-56
7. Flujo de N_2 [Nm^3]
8. pH ST-17
9. Ley de Mo concentrado colectivo
10. Finos de Mo alimentación planta [tph].

Para las cuales se revisaron las siguientes respuestas en el sistema:

1. Consumo de NaHS [kg/t]
2. Recirculación
3. ORP y pH etapa rougher.
4. Presión lavador de gases 706 [mm H₂O]

5. Leyes TK-56 (Mo, Cu, Fe e insolubles)
6. Razón enriquecimiento (Mo, Cu)

Se obtuvieron los valores de correlación de las variables nombradas en primer lugar con el consumo de NaHS y se seleccionaron las variables con mayor correlación para la construcción de gráficos de tendencia.

Para la construcción de los gráficos se seleccionaron intervalos para las variables que permitieran utilizar la misma cantidad de datos para cada intervalo y dos condiciones de tonelaje tratado de alimentación compuesta, menor y mayor a 220 toneladas debido a que esta es la media para el tonelaje.

4.2 Levantamiento instrumentación

Se realizó un levantamiento de información reportada por la instrumentación asociada al consumo de NaHS (sensores de potencial, pH metro y flujómetros de NaHS).

Para los sensores de ORP en primer lugar se recopilaron los valores de ORP registrados en todos los puntos de medición por ambos sensores que se encuentran en cada punto y se calculó la diferencia entre los valores entregados en cada punto por ambos sensores de potencial mediante la ecuación (1) donde ORP A y ORP B son los valores entregados por ambos sensores y ORP guía es el que selecciona el operador de sala de control como referencia, pudiendo ser el A o el B. Esto con la finalidad de determinar si existen diferencias importantes en estas mediciones que puedan conducir a errores en la operación en torno a la adición de sulfhidrato de sodio.

$$Diferencia\ medición = abs\left(\frac{Sensor\ A - Sensor\ B}{Sensor\ guía\ (A\ o\ B)}\right) * 100\% \quad (1)$$

Por otro lado para realizar el cálculo del flujo de NaHS que alimenta la planta se realizaron 3 mediciones, la primera fue un cálculo mediante diferencias de altura registradas por los sensores de altura ubicados en los estanques que alimentan el sistema (TK-35, TK-36), la segunda es la diferencia entre el flujo registrado por los flujómetros de alimentación al sistema (descarga estanques) y el flujo que recircula al

estanque, mientras que la tercera medición corresponde a la sumatoria de las dosificaciones realizadas en cada punto de adición.

Para el cálculo de flujo de NaHS mediante diferencias de altura se consideró un periodo de 30 minutos entre cada valor y la ecuación (2). Donde la altura está dada en porcentaje de llenado y 260 m^3 corresponde al volumen de cada estanque.

$$\text{Flujo de NaHS} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right] = \left(\frac{\text{Altura 2} - \text{Altura 1}}{100} \right) * \left(\frac{260 \text{ m}^3}{0,5 \text{ h}} \right) \quad (2)$$

Por otra parte a lo largo de la estadía en faena se realizaron inspecciones en terreno en busca de oportunidades de mejora orientadas al mejoramiento del control y ahorro de sulfhidrato de sodio.

4.3 Muestreos

Se realizaron muestreos de pulpa y agua de rebose de espesadores entre los días 2/11/17 al 5/11/17, con la finalidad de caracterizar las aguas de rebose de espesadores y analizar el ORP/pH de las corrientes involucradas en las primeras etapas de flotación en busca de mejoras orientadas en la disminución de consumo de NaHS. Para las muestras de pulpa se determinó pH y potencial mientras que a las aguas de rebose se les realizó mediciones de potencial, pH y conductividad.

Los muestreos de pulpa consideraron las siguientes corrientes:

- Concentrado colectivo
- Alimentación compuesta
- Cola primera limpieza
- Cola siemens

Mientras que las aguas consideradas para el muestreo fueron las siguientes:

- TK-100 (agua fresca)
- TK-711 (cola rougher)
- TK-55 (Concentrado primera limpieza)

- TK-56 (Concentrado segunda limpieza)
- TK-13 (Clarificador)

En la Tabla 1 se puede ver el calendario de muestreos.

Tabla 1. Calendario de muestreos

Nombre muestra	Día	Horario
M1	02/11/17	10:36-12:22
M2	02/11/17	16:35-17:40
M3	03/11/17	16:30-17:30
M4	04/11/17	11:28-12:33
M5	04/11/17	17:20-18:26
M6	05/11/17	17:08-18:00

Para la obtención de la muestra se utilizó un cortador de muestra manual (Anexo B). Las muestras se almacenaron en un recipiente y se realizó la medición de pH/ORP en terreno utilizando un medidor portable de ORP/pH HI98191.

5 Resultados

A continuación se presentan los resultados del análisis estadístico, levantamientos y muestreos realizados durante el periodo de julio 2017 a febrero 2018.

5.1 Estadística general planta 2017

Los resultados obtenidos en términos de recuperación selectiva y consumo de NaHS en kilogramo por tonelada de concentrado colectivo para el año 2017 fueron en promedio un 86.4% de recuperación selectiva de molibdeno y un consumo de NaHS de 5.05 [kg/t]. La Figura 17 muestra la recuperación selectiva y consumo de NaHS mensual durante el 2017, podemos ver la poca correlación existente entre el porcentaje de recuperación selectiva y el reactivo adicionado, donde el máximo se

alcanzó en el mes de noviembre con un valor de 5,8 [kg/t] y el mínimo en los meses de abril y septiembre con 4,5 [kg/t].

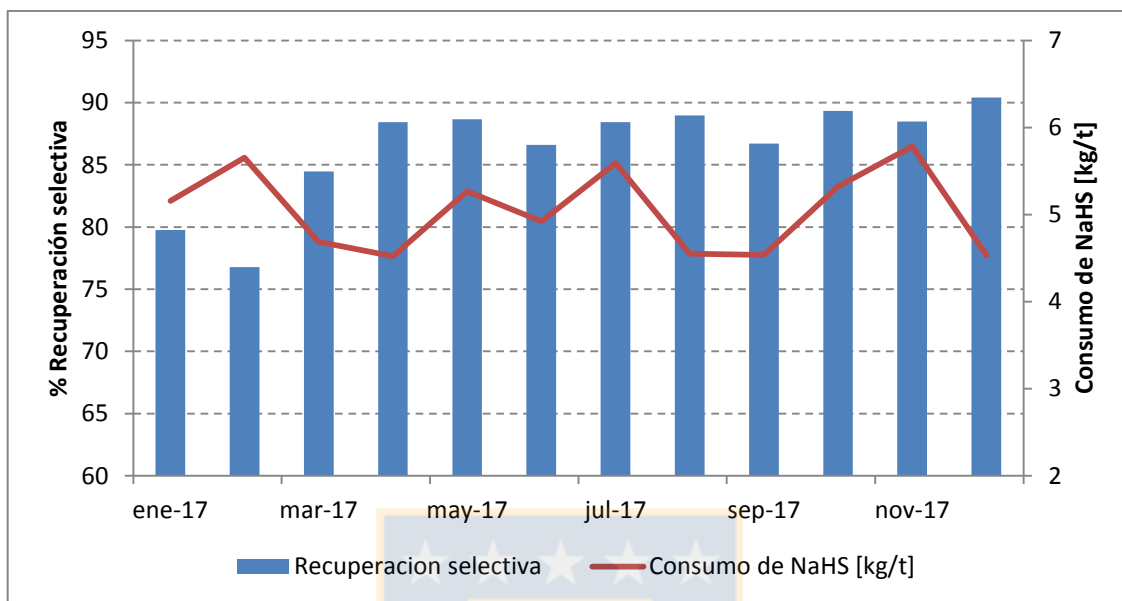


Figura 17. Recuperación selectiva y consumo de NaHS [kg/t] minera Los Pelambres año 2017.

La planta de flotación selectiva de minera Los Pelambres procesó durante el año 2017 en promedio 105.1 [kTMS] de concentrado colectivo Cu-Mo al mes y a largo del año un total de 1260.7 [kTMS]. La Figura 18 muestra el concentrado colectivo y alimentación compuesta procesado mes a mes durante el año 2017. La diferencia entre ambas corrientes corresponde a la recirculación de colas de primera limpieza.

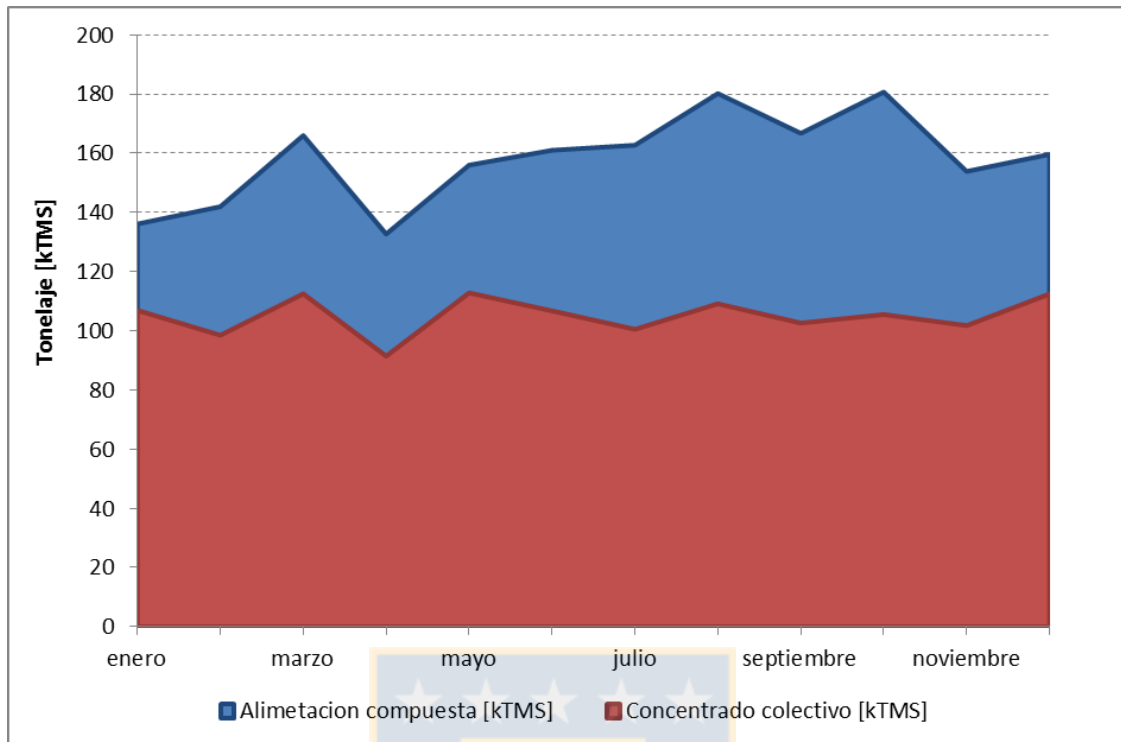


Figura 18. Concentrado colectivo y alimentación compuesta [kTMS] año 2017

La capacidad de tratamiento máximo de la planta de flotación selectiva es de aproximadamente 280 [tph], pero a lo largo del año se trabajó con alimentaciones planta de entre 160-240 [tph], dependiendo de la disponibilidad de equipos y requerimientos del sistema.

Por otro lado el aspecto más observado en la granulometría tanto de concentrado colectivo como de alimentación planta es el porcentaje de partículas finas que pudieran afectar la recuperación de molibdeno, debido a la disminución de la recuperación selectiva asociado a una disminución de la relación cara/borde debido a la pérdida de área hidrofóbica de la partícula (cara) a medida que la partícula se rompe a través de los bordes (capítulo 3.3.4). La Figura 19 a) muestra la diferencia en la granulometría del concentrado colectivo y la alimentación planta. La media del porcentaje pasante acumulado a la malla Ty (325#) equivalente a aproximadamente 45 μm del concentrado colectivo es de 72.1% mientras que el porcentaje para la alimentación planta es de 78.9%. Por otra parte, los procedimientos operacionales de la planta establecen que el porcentaje menor a la #325 debe mantenerse entre 68 y 75

%, valores que tienen un 63% de probabilidad de ocurrencia según la Figura 19 b). Por lo cual en un 37% de las ocasiones no existe un correcto control aguas arriba de la granulometría del concentrado a tratar en la planta de flotación selectiva.

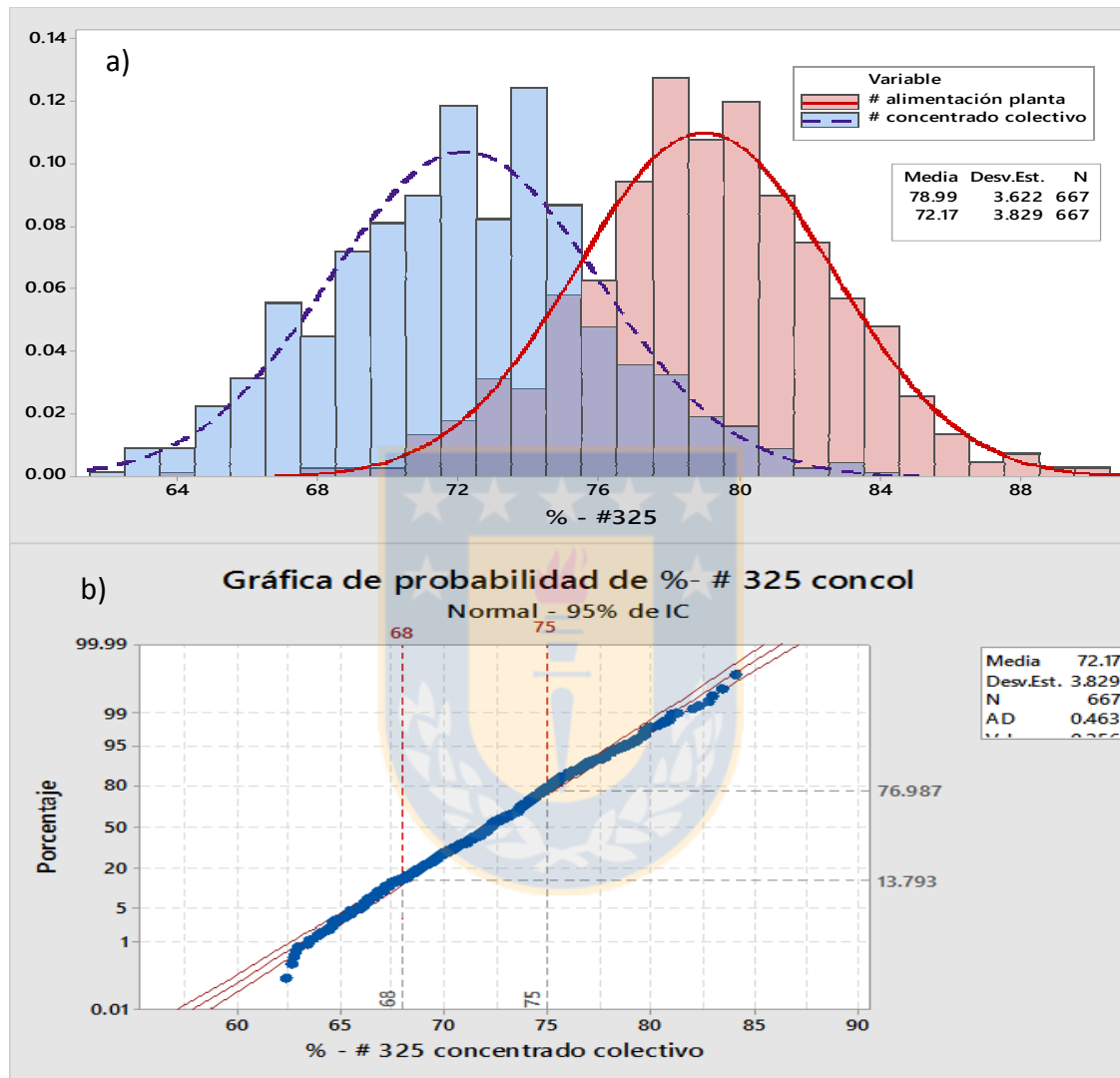


Figura 19. a) Histograma % - 325# concentrado colectivo y alimentación compuesta, b) Gráfica de probabilidad % - 325# concentrado colectivo

La variable que genera la diferencia en la granulometría entre el concentrado colectivo y la alimentación compuesta es la recirculación de colas de primera limpieza a espesadores de cabeza. En la Figura 20 se puede visualizar el impacto de la recirculación en el aumento de granulometría fina en la alimentación compuesta, por lo que podemos decir que esta corriente contamina el sistema de partículas de baja

flotabilidad a través del sistema de flotación convencional por lo que es importante mantener esta variable controlada y en operación el circuito de flotación neumática.

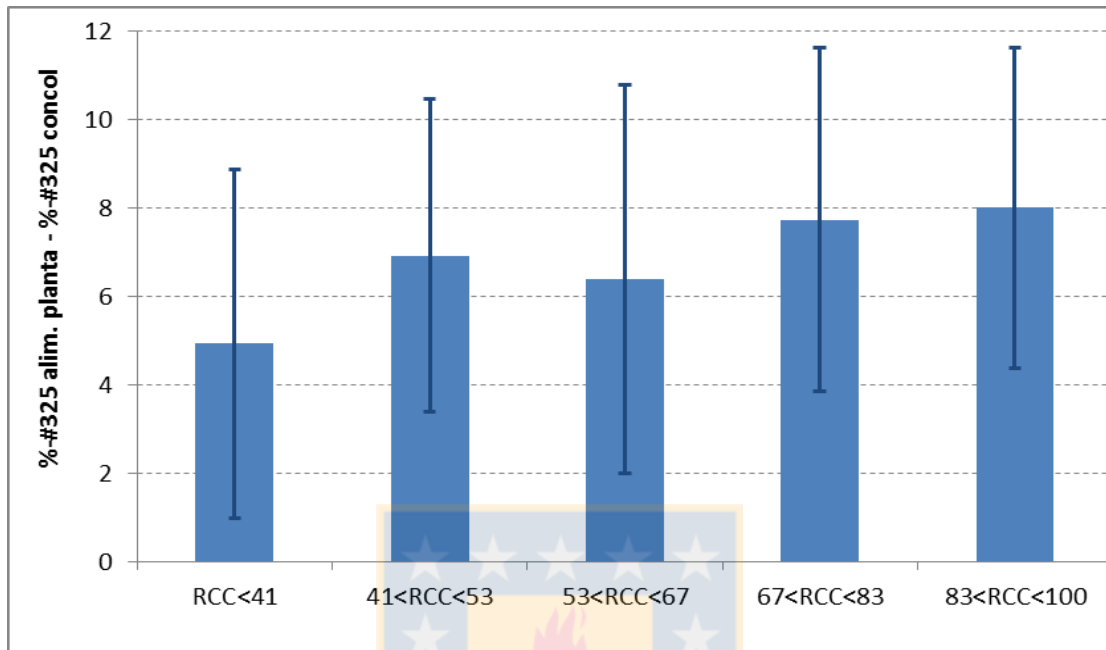


Figura 20. Diferencia %- 325# concentrado colectivo y alimentación compuesta en función de la recirculación

5.1.1 Condiciones operacionales

La principal medida de control utilizada para la dosificación de NaHS es el potencial de óxido- reducción, esta variable va de la mano del pH, debido a que la adición de NaHS es un potente reductor pero a la vez tiene un pH de aproximadamente 12, en solución al 45% de NaHS. En la Figura 21a) se observa que a medida que la carga avanza a través de la línea de flotación su potencial se hace más reductor, esto por el NaHS adicionado en avance que busca mejorar la selectividad de las últimas celdas, lo que se traduce en reactivo residual en las corrientes resultantes de la etapa. A su vez en la figura 21 b) se verifica el hecho que la adición de NaHS produce un aumento progresivo del pH a lo largo de la línea de flotación. Además el aumento de pH y de la condición reductora del sistema es consecuencia del tiempo de acondicionamiento de la pulpa con reactivo y sobredosificación en avance.

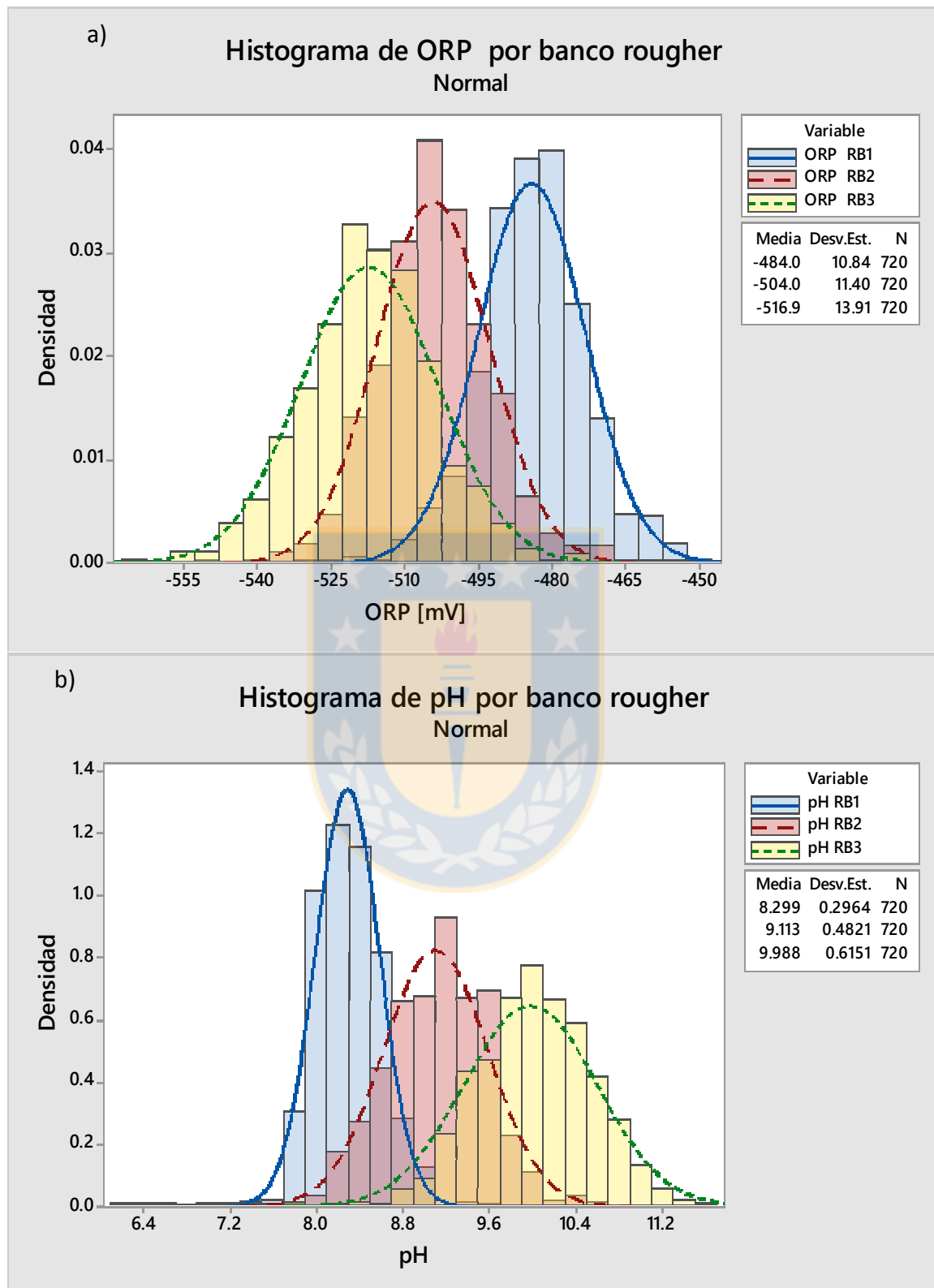


Figura 21. a) Histograma potenciales por banco promedio etapa rougher.
b) Histograma pH por banco promedio etapa rougher.

Según los procedimientos operacionales de la planta los rangos de potencial para la etapa de flotación rougher estan entre -440 y -490 mV mientras que el pH debe estar en un rango entre 8 y 9. En la Figura 22 a)-b) se observa que para el potencial tiene un 12,4 % de probabilidad de trabajar en el rango establecido por procedimiento y el pH aproximadamente un 36,2% de probabilidad (todas las mediciones de potencial en planta son realizadas respecto al electrodo de referencia de cloruro de plata (0,2 V)).

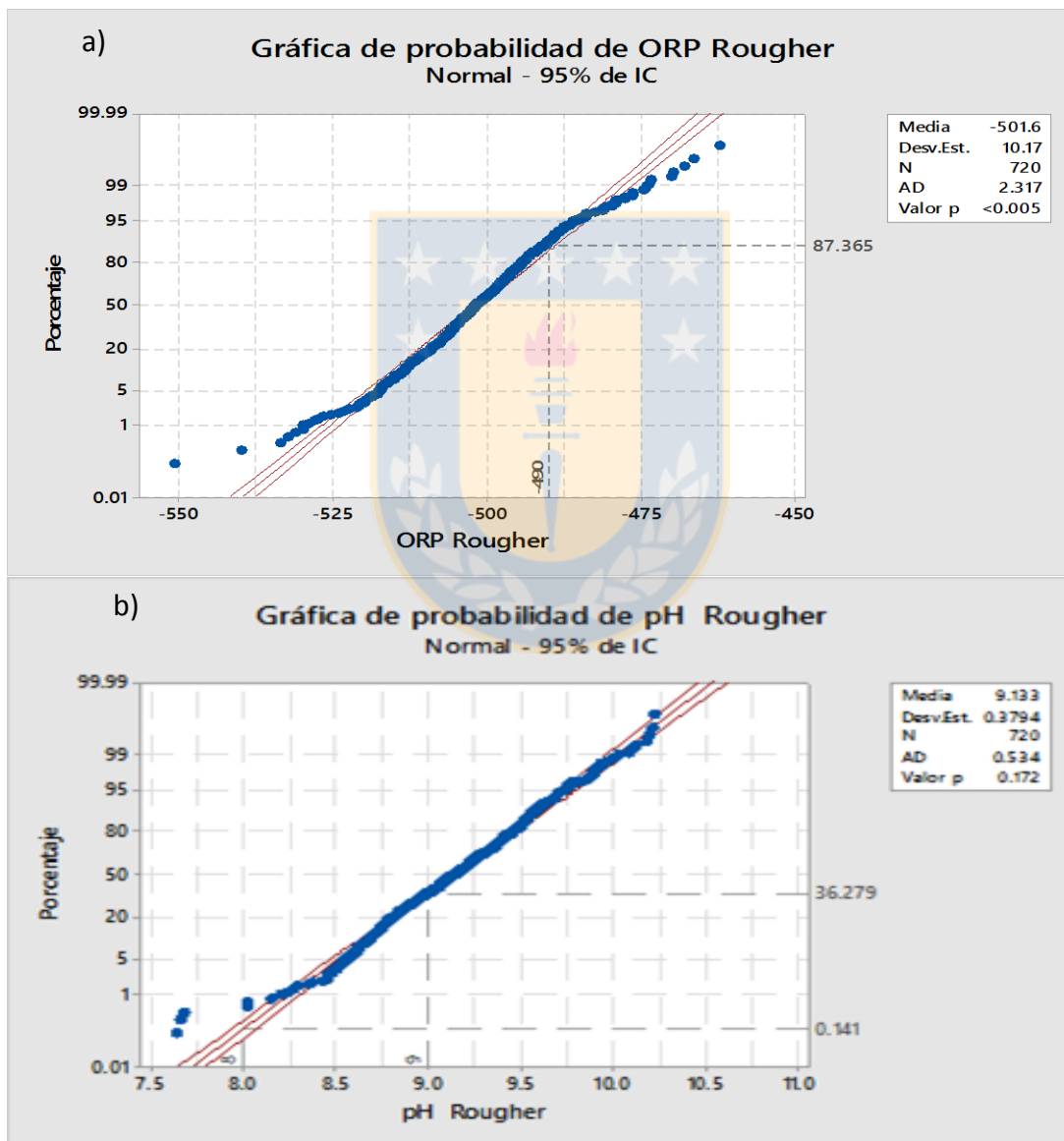


Figura 22. a) Gráfica de probabilidad ORP promedio etapa rougher b) Gráfica de probabilidad pH promedio etapa rougher.

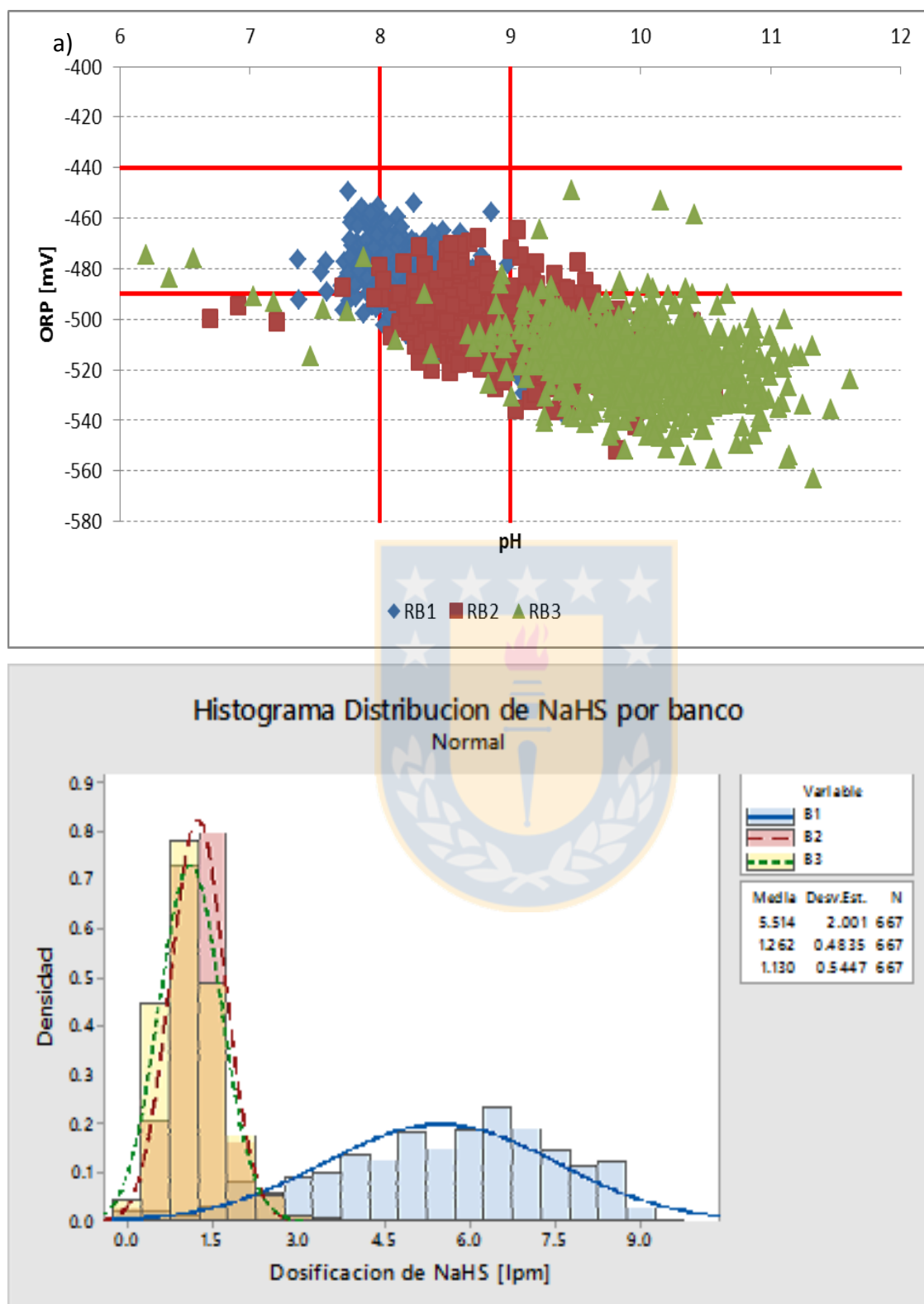


Figura 23. a) ORP y pH etapa rougher por banco b) Dosificación de NaHS por banco promedio etapa rougher [lpm].

Por otra parte en la Figura 23 a) podemos ver que la frecuencia de trabajo dentro de los parametros establecidos es baja y empeora a medida a que la pulpa avanza a través de la línea de flotación, es decir, los últimos bancos operan en rangos de potencial y pH que se alejan aun más de los rangos establecidos por procedimiento. Lo que se puede interpretar como una sobreconsumo de NaHS asociado a dosificación en avance, trabajo fuera del rango operacional y bajo tiempo de acondicionamiento ya que como se observa en la Figura 23 b) el mayor porcentaje de adición de reactivo se realiza en el primer banco. Además, al comparar los rangos de operación entre líneas, no se detectaron diferencias importantes en los valores de pH y ORP a los que operan.

Al analizar el comportamiento en la líneas de flotación de primera limpieza, en la Figura 24 a) y b) podemos ver que a pesar que el pH al igual que en las líneas de flotación rougher aumenta a medida que avanza la carga a través de la líneas de flotación, el potencial del banco 3 es menor al registrado en los bancos que lo anteceden. Esto puede deberse a un aumento de la oxidación en los cajones de traspaso entre bancos, asociado a aberturas en el sistema y al aumento del NaHS necesario para mantener potenciales cada vez más bajos.

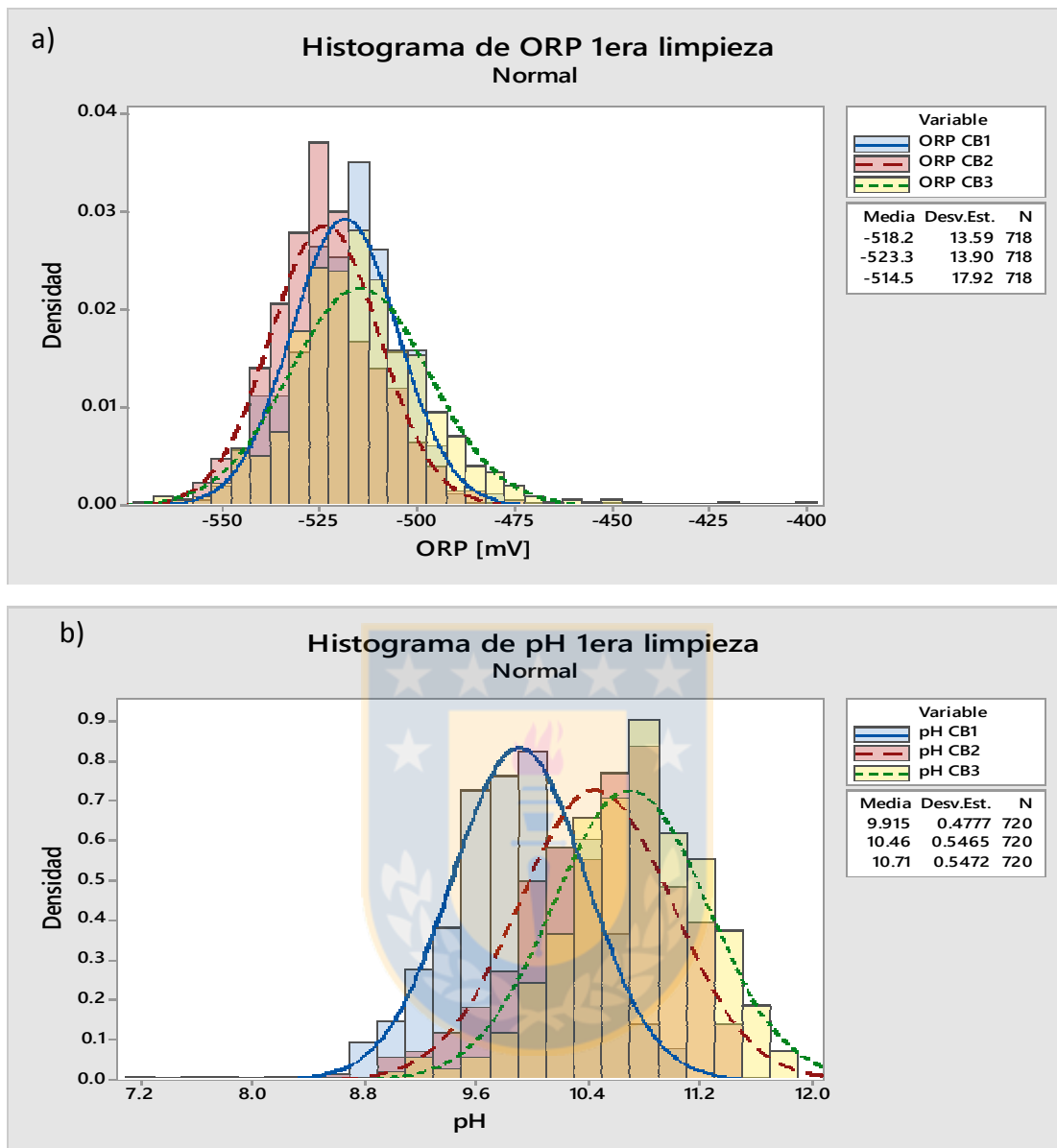


Figura 24. a) Histograma potencial por banco 1^{era} limpieza b) histograma pH promedio por banco etapa 1^{era} limpieza

En la Figura 25 a) y b) podemos ver las dosificaciones de NaHS en la etapa de primera limpieza las cuales no representan un mayor impacto en el consumo global de reactivo, ya que en promedio corresponden a un 9,5 % del consumo de NaHS (aproximadamente 0,48 [kg/t]), por lo que las principales medidas de reducción de consumo deben tomarse en la etapa de acondicionamiento con NaHS y flotación rougher.

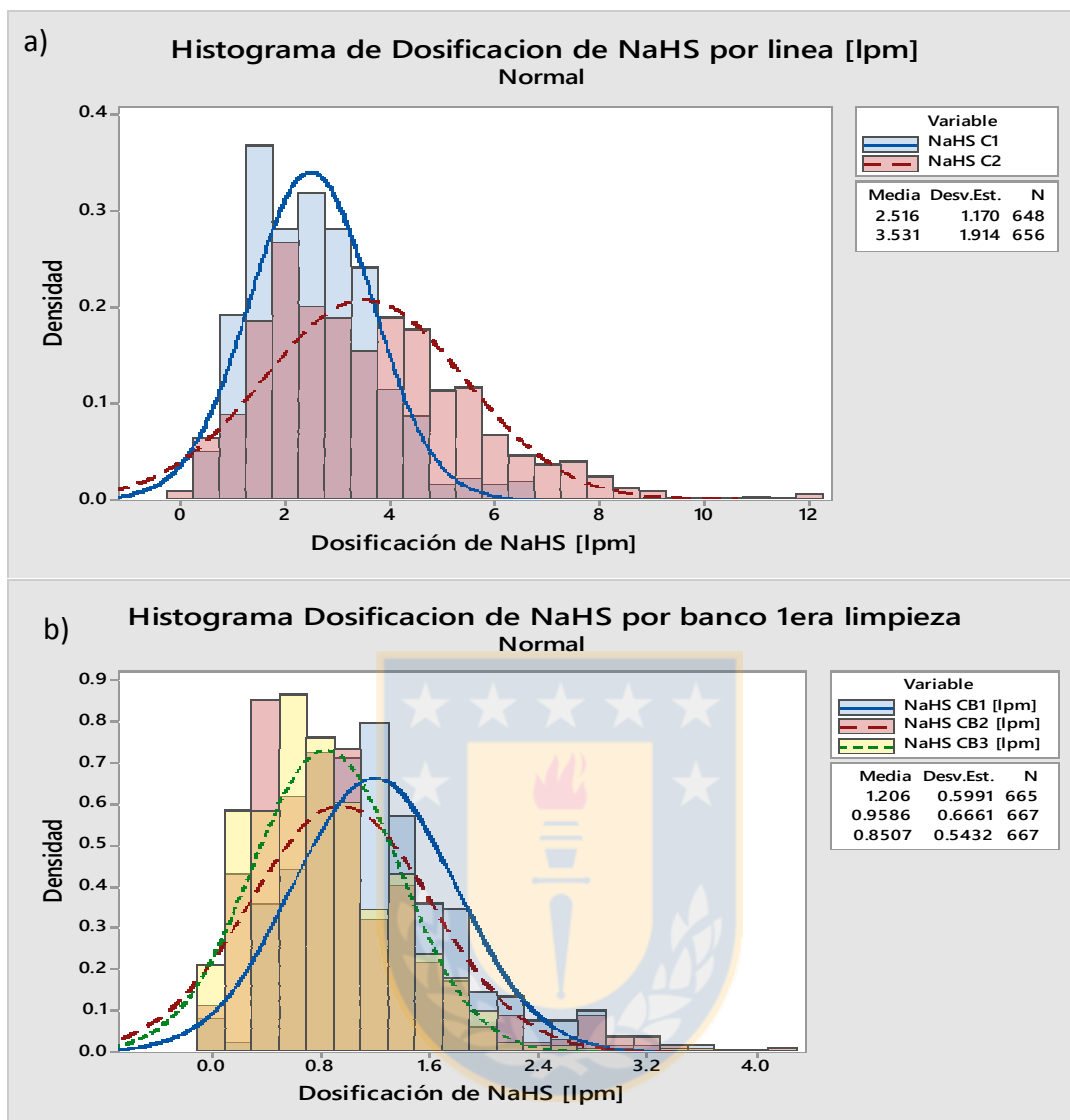


Figura 25. a) Dosificación de NaHS por línea 1^{era} limpieza [lpm] b) Dosificación promedio de NaHS por banco 1^{era} limpieza [lpm]

5.2 Efecto de variables en resultados planta de flotación selectiva

A continuación se presentan los resultados más importantes.

5.2.1 % - 325# alimentación compuesta

La Figura 26 muestra el impacto de la granulometría de alimentación compuesta en el consumo de NaHS, recuperación selectiva y recirculación.

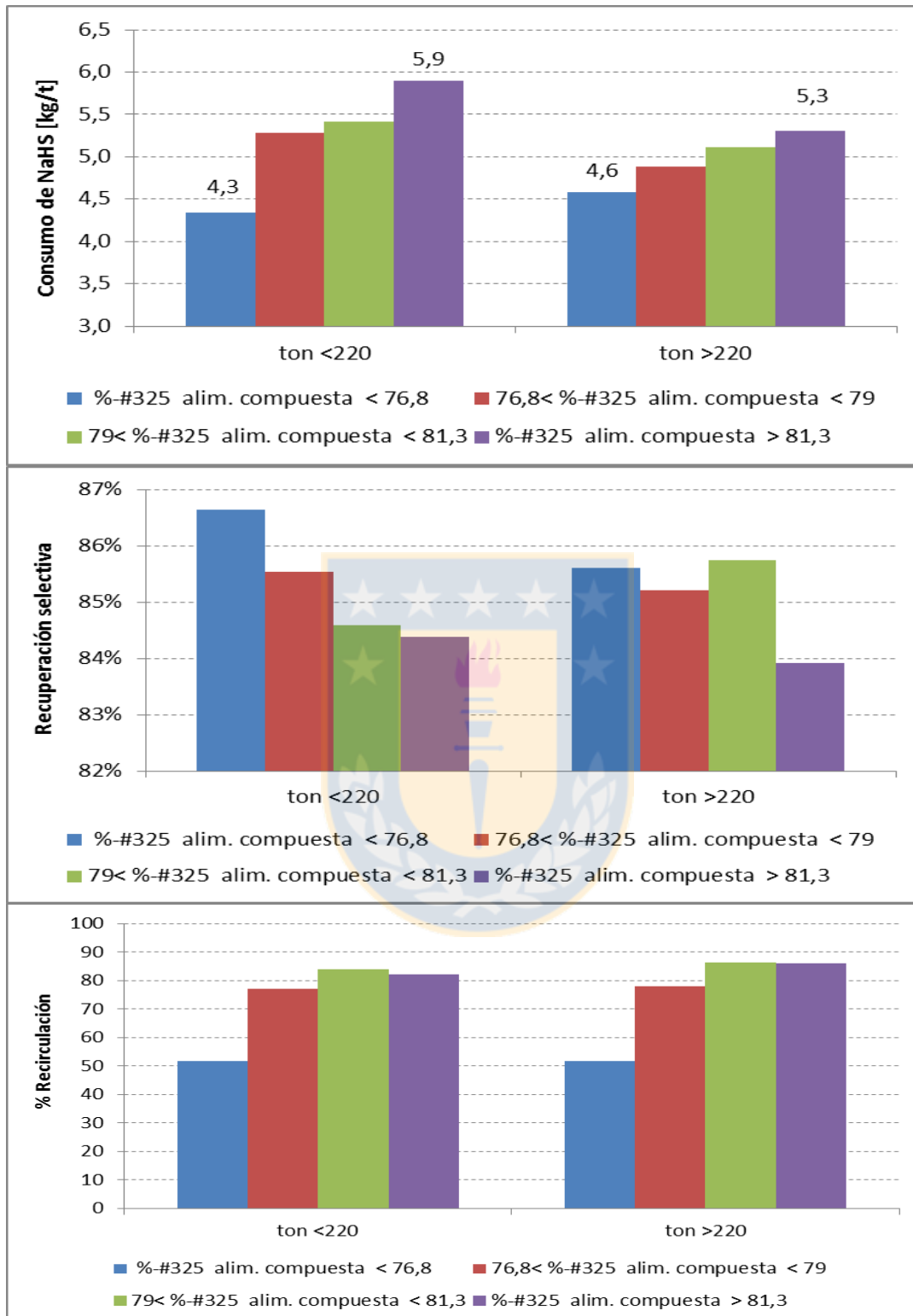


Figura 26. Impacto %325# alimentación compuesta para bajo y alto tratamiento en a) Consumo de NaHS b) Recuperación selectiva c) Recirculación

En la Figura 26-a) se muestra el impacto de la granulometría de alimentación compuesta en el consumo de NaHS. Se observa que para situaciones de bajo tonelaje de alimentación planta (< 220 [tph]), el consumo de NaHS aumenta de 4,3 kg/t para un % -325# menor a 76,8% a 5,9 kg/t para un % -325# mayor a 81,3%. Situación que se repite para un tratamiento superior a 220 [tph]. Esto se debe a un aumento en la superficie específica del mineral y a su vez la búsqueda de mejorar los resultados que se ven afectados al disminuir la granulometría de alimentación planta disminuyendo el pH de trabajo.

Como se vio en el capítulo 3.3.4 la granulometría de las partículas de molibdenita tiene un impacto negativo en la recuperación cuando esta se hace más fina, debido a la pérdida progresiva de su hidrofobicidad natural. En la Figura 26-b) podemos apreciar el impacto de la granulometría en la recuperación selectiva durante el año 2017.

Por otra parte en la Figura 26-c) se puede ver que la recirculación alcanzó valores promedio cercanos a 85% para un % -325# superior a 79% tanto para bajo tonelaje como para alto tonelaje.

En la Figura 27-a) podemos ver la disminución progresiva del pH en el cajón ST-17 a medida que la granulometría se hace más fina, esto con la finalidad de mejorar la cinética de flotación de las partículas de molibdenita. Además podemos ver que para alto tonelaje (> 220 tph) el pH registrado en el cajón ST-17 es superior para todo rango de granulometría, esto se puede deber a deficiencias en el control de adición de ácido al disminuir o aumentar el tonelaje, ya que este control se realiza regulando la velocidad de la bomba que distribuye el ácido, además de la disminución del tiempo de residencia de la carga en los tanques de acondicionamiento ácido (TK-15, TK-16) al aumentar el tonelaje de alimentación planta.

Por último, en la Figura 27-b) se puede apreciar que esta disminución de pH no amortigua el impacto negativo de la granulometría fina en los resultados (Recuperación, recirculación) si no que se traduce en el incremento de la velocidad de

extracción de gases, debido a la incapacidad del sistema de mantener los gases encapsulados de forma segura.

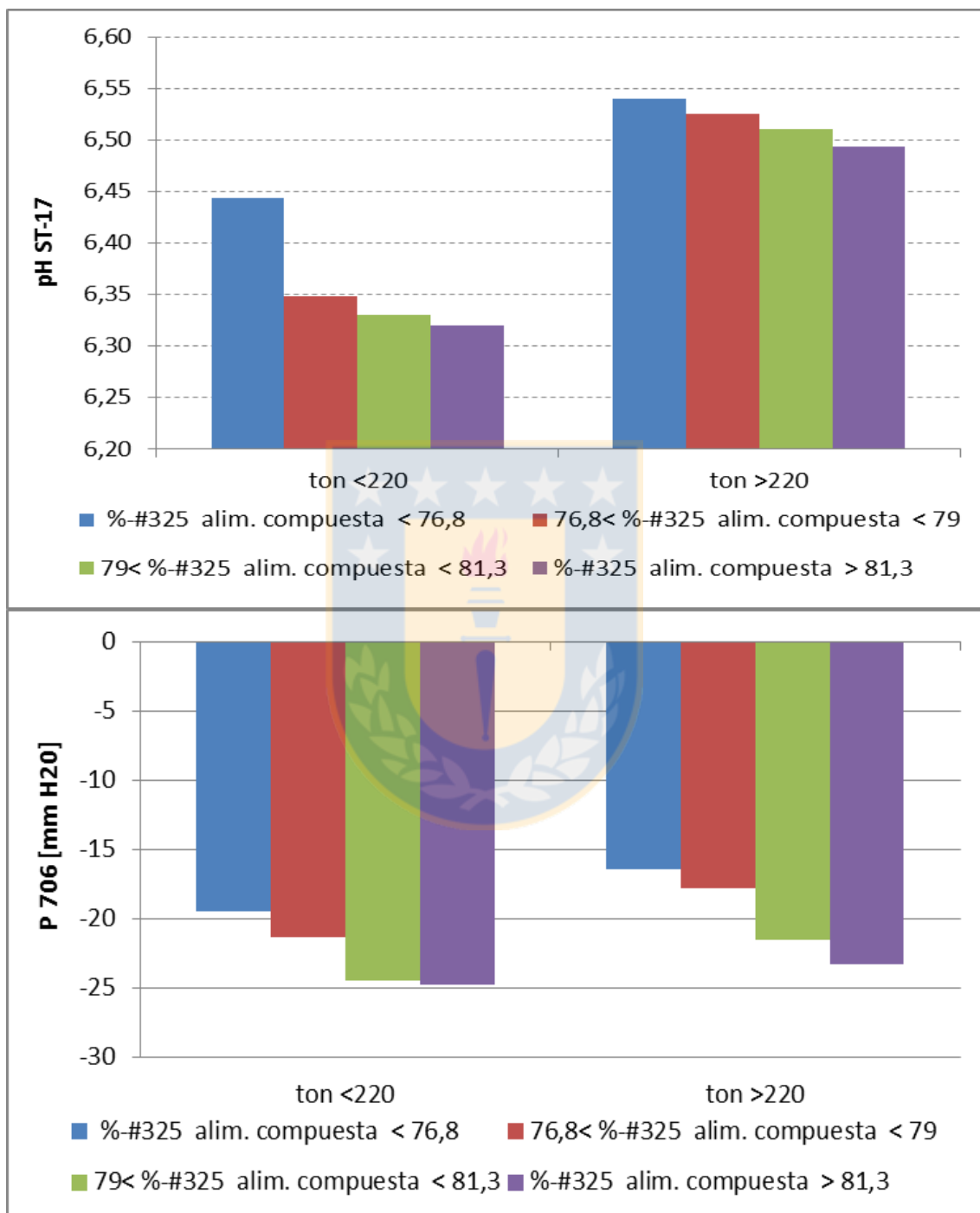


Figura 27. a) pH ST-17 en función %-325# alimentación compuesta b) Presión en la extracción de gases lavador 706 en función %- 325# alimentación compuesta

Según procedimiento operacional de la planta, la ley de Cu en el concentrado de primera limpieza debe ser menor al 15%, en la Figura 28-a) podemos ver que la probabilidad que se cumpla con ese rango es de solo un 22,4%. Esto puede estar asociado a una deficiente adición de NaHS, bajo tiempo de residencia y flotación por arrastre y se traduce en mayor avance de carga a los espesadores intermedios (TK-55 y 56) disminuyendo el tiempo de sedimentación de carga y con ello el aumento porcentaje de sólido de las aguas claras que son recirculadas a los espesadores de cabeza con alta ley de molibdeno y granulometría fina.

A la hora de evaluar el impacto de la granulometría en la calidad de los concentrados de primera limpieza y final podemos ver en la Figura 28-b) que la granulometría más fina se traduce en una mayor ley de Cu en el concentrado de primera limpieza a pesar de la mayor dosificación de NaHS lo cual puede ser explicado por el incremento del arrastre mecánico de minerales de cobre.

La Figura 28- c) muestra la gráfica de probabilidad de la ley de concentrado de segunda limpieza para tonelaje de alimentación planta mayor a 220 tph para porcentaje menor y mayor a 79 en el %- 325# de esta corriente. Podemos ver que la granulometría no genera un impacto en la calidad del concentrado final. Al realizar el mismo ejercicio en casos en que el tratamiento fue menor a 220 tph se observa el mismo comportamiento sin embargo los concentrados tienen menor ley de Cu asociado al mayor tiempo de residencia de las partículas en el sistema.

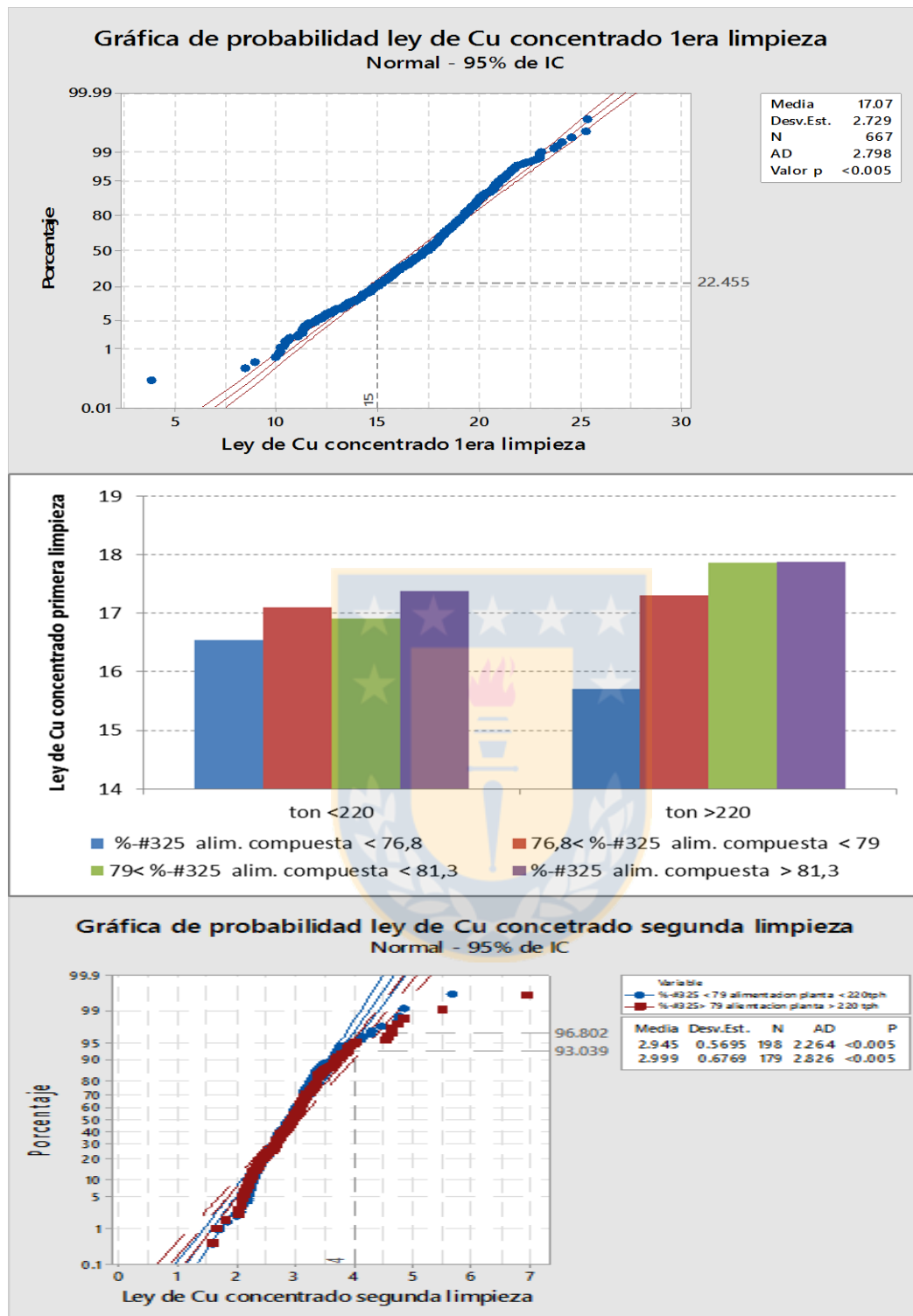


Figura 28. a) Gráfica probabilidad Ley Cu concentrado 1era limpieza. b) Ley de Cu concentrado 1^{era} limpieza en función %-325# alimentación compuesta. c) Gráfica de probabilidad ley de cobre en concentrado final alimentación planta > 220 tph a distintos %-# 325 alimentación planta.

5.2.2 Porcentaje de sólido ST-17

Para el análisis de la respuesta del sistema a cambios en el porcentaje de sólidos se seleccionó el medido en el ST-17, ya que es el último porcentaje de sólido registrado antes de la etapa de flotación rougher, además de ser el punto donde se diluye la carga con agua fresca y NaHS posterior al ataque ácido. En la Figura 29-a) podemos ver que a medida que aumenta el porcentaje de sólido en el ST-17 aumenta la recuperación, lo cual se produce gracias al aumento del tiempo de residencia de las partículas dentro del sistema. Por otra parte se observa una mayor incidencia bajo condiciones de alto tratamiento ya que el bajo tonelaje ayuda a compensar la disminución del porcentaje de sólido de la carga.

Por otro lado en la Figura 29-b) se observa la disminución del consumo de NaHS a medida que aumenta el porcentaje de sólido para una condición de alto tratamiento pero no se observa claramente bajo la condición de bajo tratamiento. Para validar la disminución del consumo de NaHS en función del porcentaje de sólido, podemos ver la Figura 29-c) que muestra la disminución del NaHS utilizado para acondicionar la alimentación compuesta a medida que aumenta el porcentaje de sólido, la causa de esto radica en la disminución de reactivo utilizado para acondicionar agua y mayor tiempo de acondicionamiento en la cabeza que permite disminuir la dosificación en avance que se traduce en pérdida

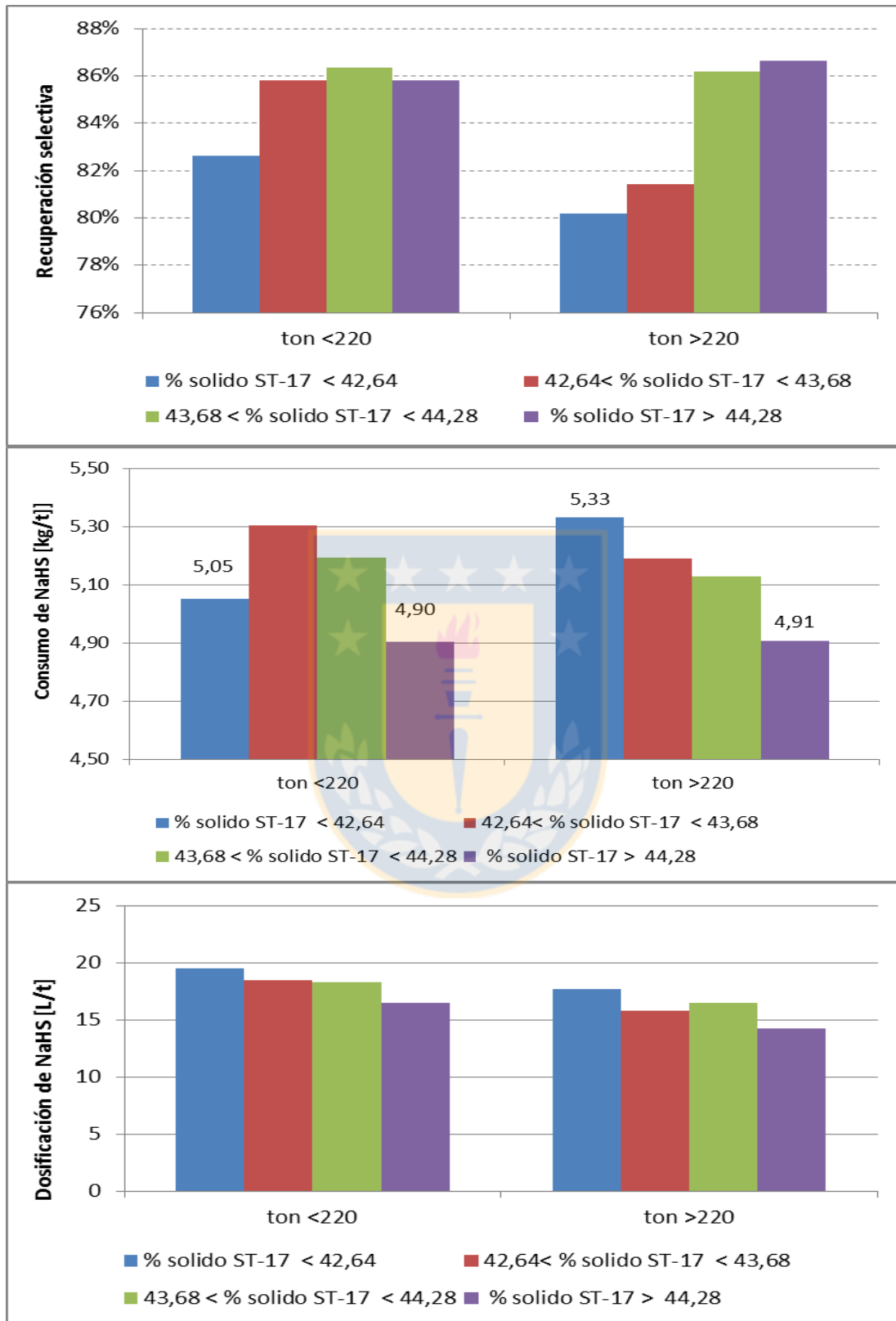


Figura 29. Efecto % de solido en a) Recuperación selectiva. b) Consumo de NaHS [kg/t]
c) Dosificación de NaHS [m³/t]

La Figura 30 muestra la gráfica de probabilidad de la ley de concentrado de segunda limpieza para tonelaje de alimentación planta menor a 220 tph para porcentaje de sólido menor y mayor a 43,68 medido en el ST-17. Mientras que la Figura 31 representa lo mismo pero en casos en que la alimentación planta fue superior a 220 tph. Podemos ver que el porcentaje de sólido no genera un impacto en la calidad del concentrado final. Además al comparar la Figura 30 con Figura 31 se evidencia que el aumento en el tonelaje tratado sí impacta en la calidad del concentrado final aumentando el promedio de la ley de Cu de 2,6-2,9 % para bajo tratamiento a 3- 3,1 en casos de alto tratamiento asociado a un menor tiempo de las partículas en el sistema.

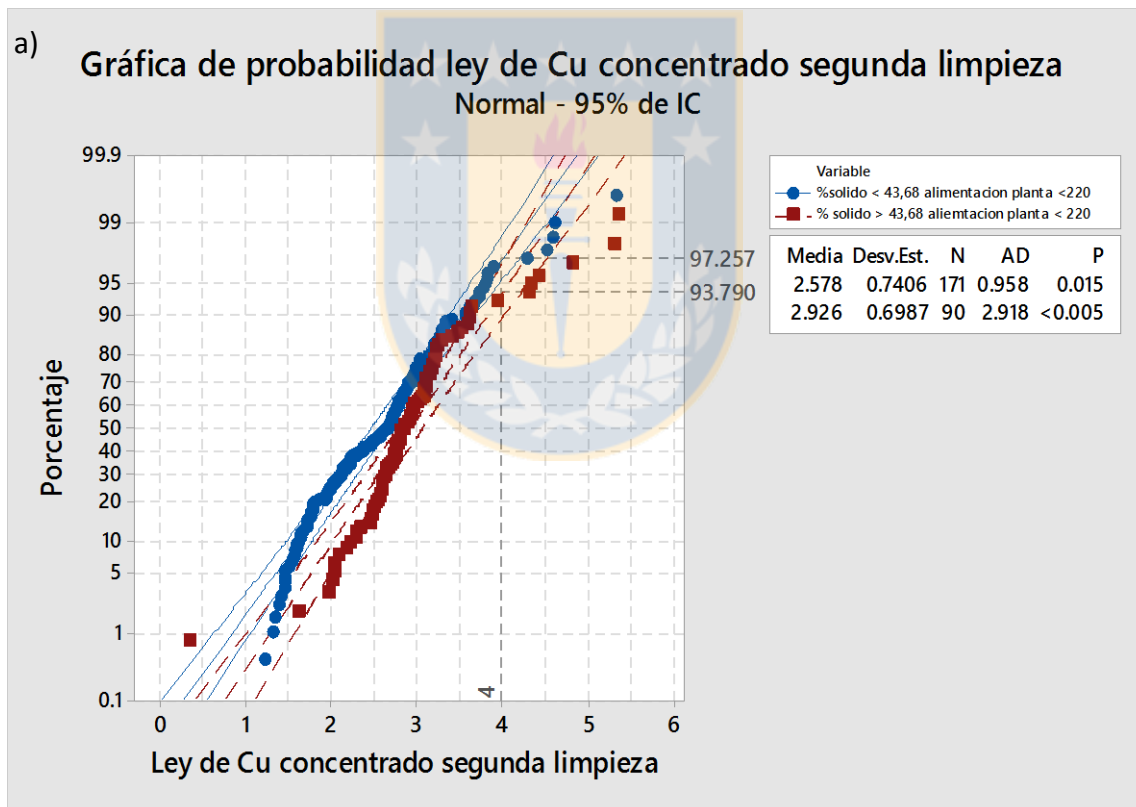


Figura 30. Gráfica de probabilidad ley de cobre concentrado segunda limpieza alimentación planta menor a 220 variando % sólido

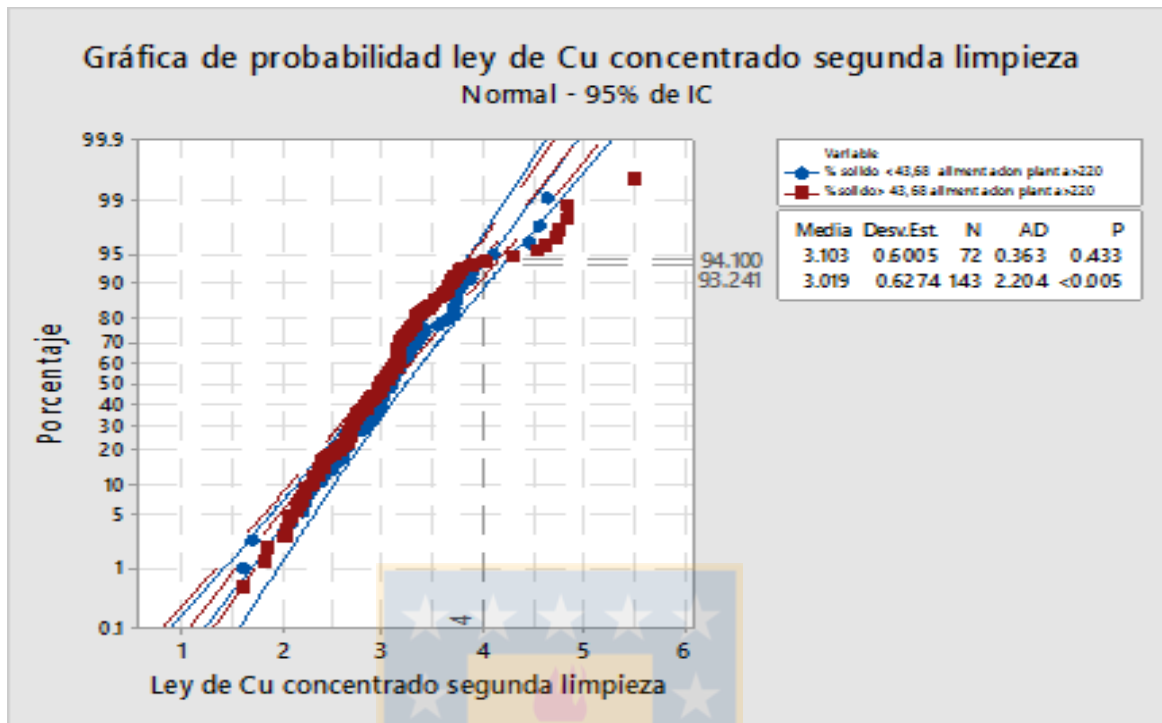


Figura 31. Gráfica de probabilidad ley de cobre concentrado segunda limpieza alimentación planta > 220 tph variando % sólido

5.2.3 Flujo de N₂

Las celdas en la planta de flotación selectiva pueden utilizar como gas nitrógeno, autoaspiración y una combinación de ambas. El nitrógeno es obtenido a través de una planta que procesa aire atmosférico. La Figura 32 muestra el porcentaje de oxígeno contenido en el nitrógeno que es inyectado a las celdas, donde se observa que a medida que el flujo de nitrógeno es incrementado el contenido de oxígeno en este también lo hace, esto debido a la disminución del tiempo de residencia del aire en el sistema de filtrado con carbón activado para la obtención de nitrógeno con bajo contenido de oxígeno. Por otra parte se observa un bajo contenido de oxígeno (<0,5%) en el nitrógeno inyectado.

Se podría tender a pensar que a medida que aumenta el flujo de nitrógeno inyectado al sistema aumente el consumo de NaHS, esto asociado al incremento del oxígeno contenido en el nitrógeno. Sin embargo, como podemos ver en la Figura 33 el consumo de NaHS disminuye de 5,4 a 5 [kg/t] para tratamientos bajos y de 5,3 a 4,8 [kg/t] en caso contrario. Esto se debe al desplazamiento que realiza el N_2 de la atmósfera más oxidante presente en la celda y la disminución de autoaspiración.

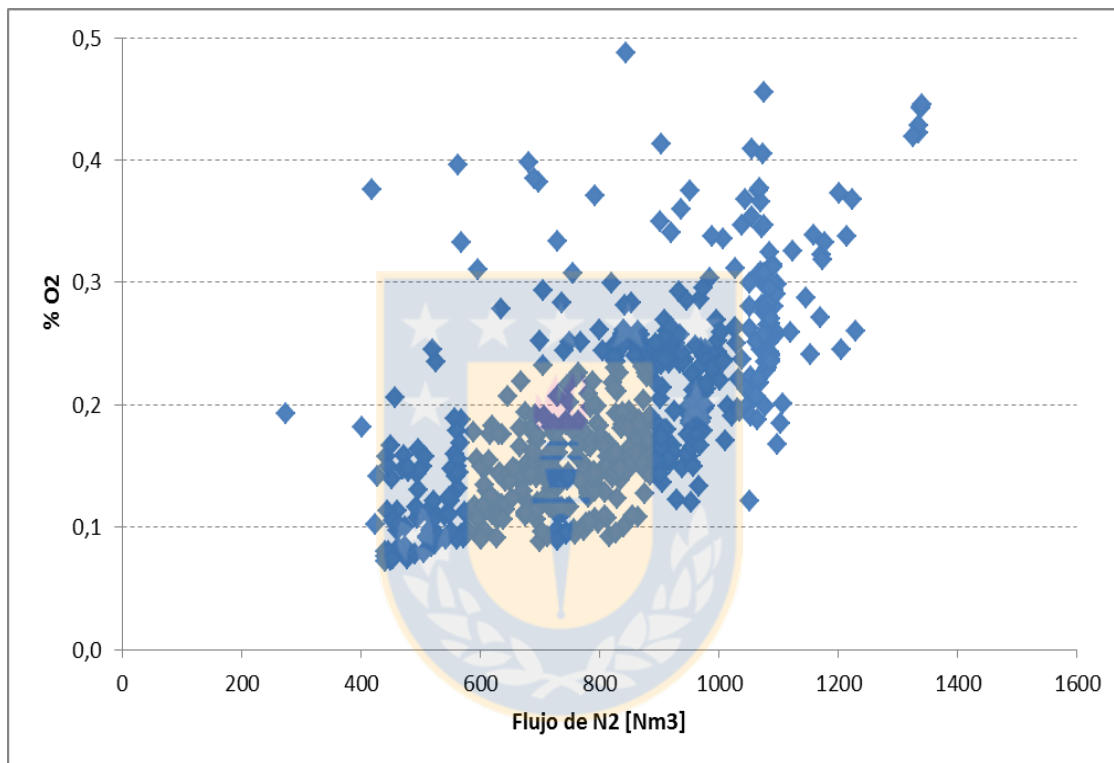


Figura 32. Porcentaje de oxígeno en el nitrógeno en función del flujo de N_2 [Nm^3]

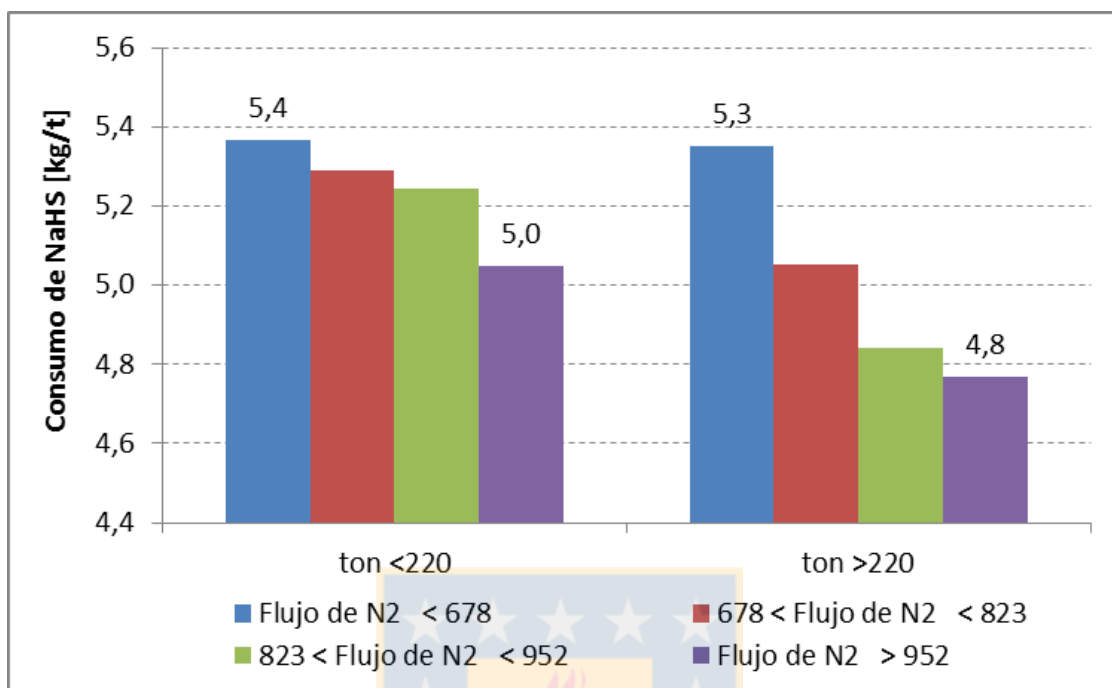


Figura 33. Consumo de NaHS [kg/t] en función del flujo de N₂ [Nm³]

Por otra parte, en la Figura 34-a) se puede ver que a medida que aumenta el flujo de N₂, disminuye la velocidad de extracción de gases. Lo cual puede ser explicado por la mayor dilución del gas sulfhídrico, lo que impide que alcance concentraciones por sobre lo permitido.

Además, en la Figura 34-b) se puede apreciar que a medida que aumenta el flujo de N₂ y a pesar de la disminución del consumo de NaHS asociada a esta, la razón de enriquecimiento del cobre (considerando leyes del TK-56 y concentrado colectivo) disminuye, lo que nos indica una mejor utilización del reactivo dosificado al sistema.

Por otro lado, el sistema de auto aspiración está restringido por una velocidad de faja del rotor de la celda y un sistema de válvulas manuales, por lo que el uso de nitrógeno permite llevar un mejor control de la velocidad de flotación al interior de la celda. Por lo que la utilización de nitrógeno como gas flotante presenta importantes ventajas sobre la utilización de auto aspiración.

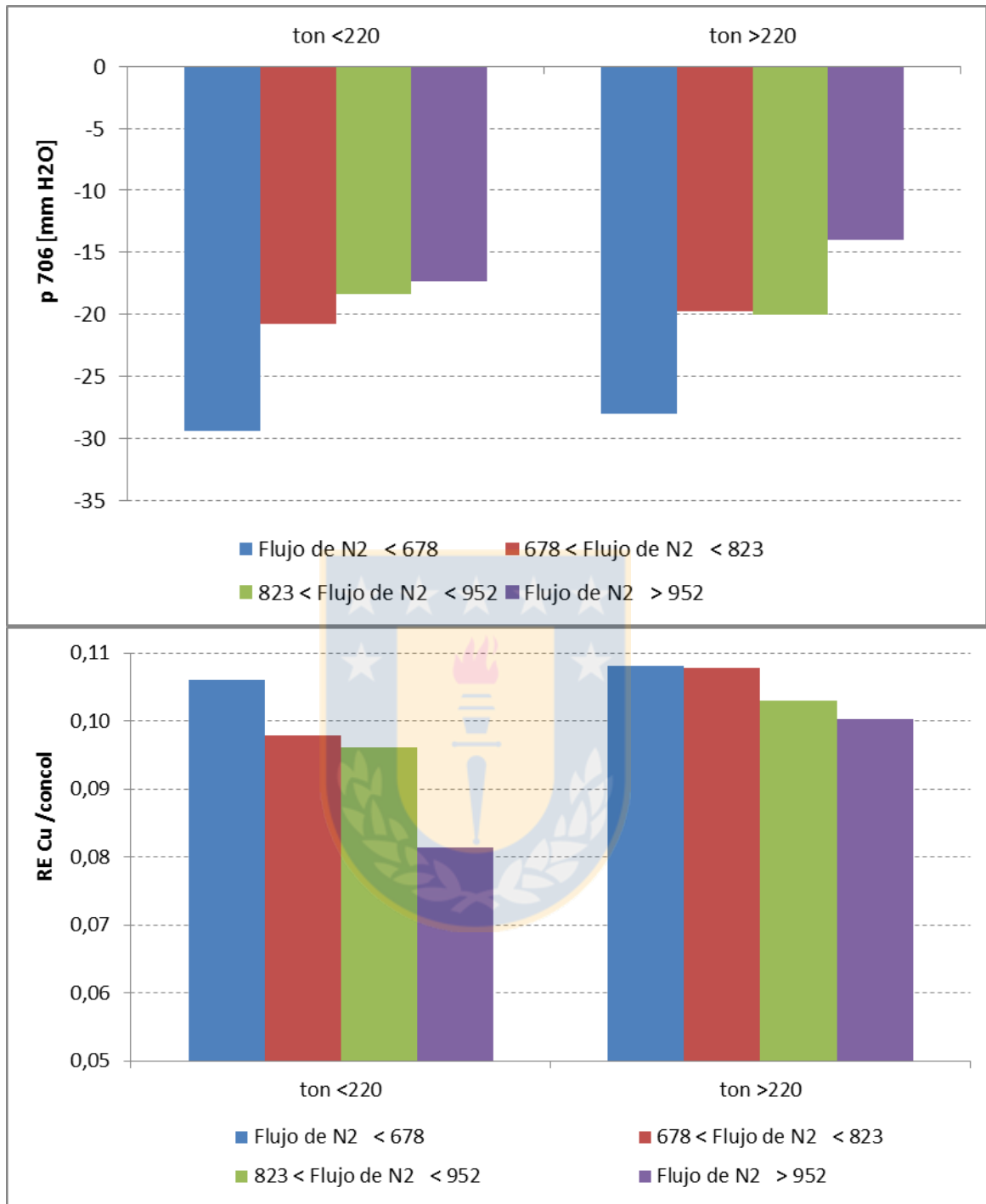


Figura 34. a) Presión de extracción de gases lavador 706 en función del flujo de N_2 b) Razón enriquecimiento cobre en función del flujo de N_2 .

Finalmente, la Figura 35- a) muestra la gráfica de probabilidad de la ley de concentrado de segunda limpieza para tonelaje de alimentación planta menor a 220 tph para flujos

de N_2 menor y mayor a 823 Nm^3 . Mientras que la Figura 35-b) representa lo antes mencionado pero en casos en que la alimentación planta fue superior a 220 tph. Podemos ver que el aumento del flujo de N_2 genera un impacto en la calidad del concentrado final, ya que a medida que este aumenta disminuye la probabilidad de obtener concentrados fuera de especificación en ley de cobre ($\text{Cu} > 4\%$). Además al comparar la Figura 35-a) con Figura 35 -b) se corrobora el efecto negativo en la calidad del concentrado que tiene el aumento en la alimentación planta.

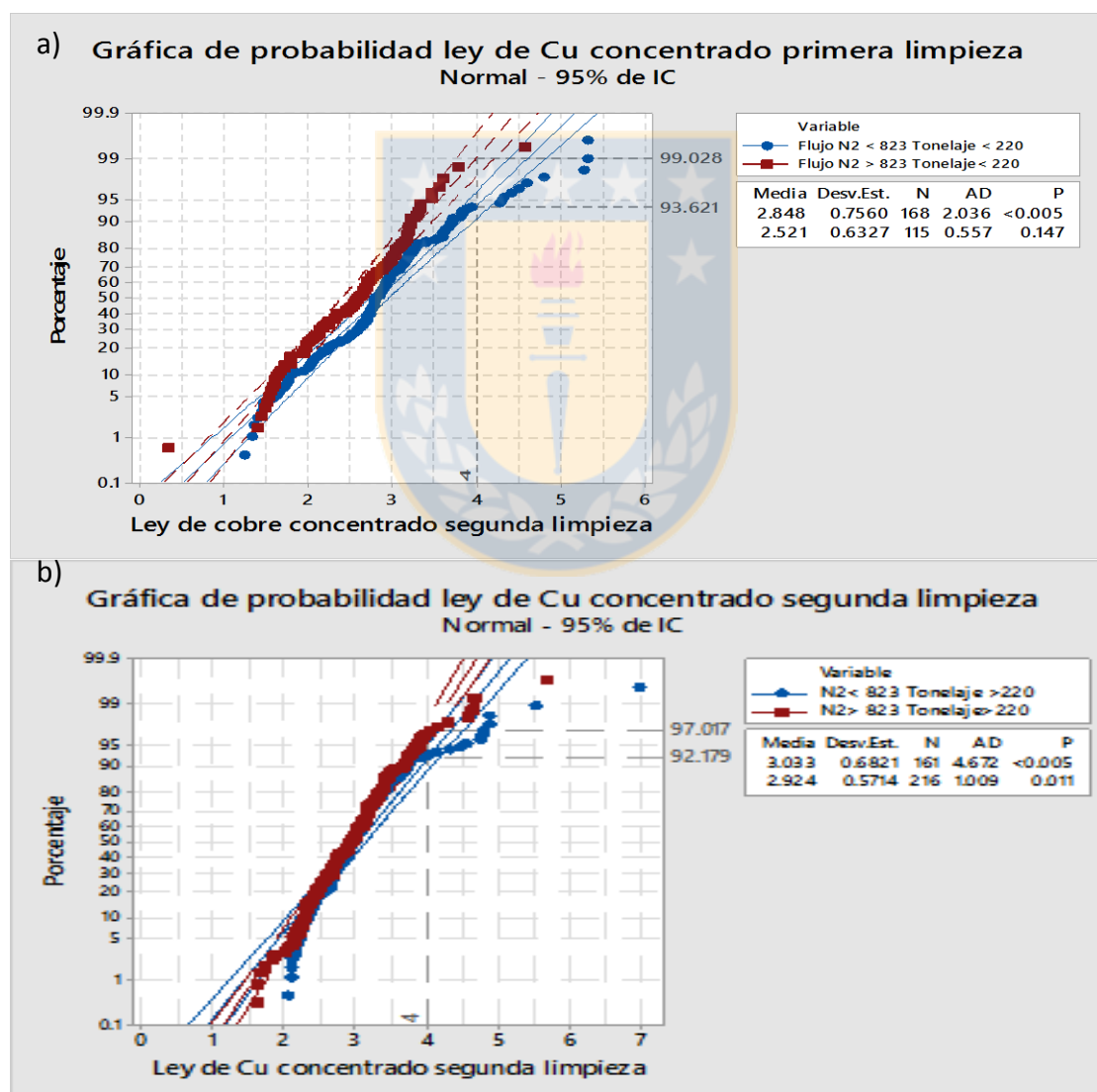


Figura 35. Gráfica de probabilidad ley de Cu concentrado segunda limpieza a) bajo tonelaje < 220 tph variando el flujo de N_2 b) alto tonelaje > 220 tph variando flujo de N_2

5.2.4 pH ST-17 y velocidad extracción gases

Como se vio en el capítulo 3.3.1 el pH tiene relación directa con la especie estable en la adición de NaHS ($\text{H}_2\text{S}_{(g)}$, HS^- y S^{2-}), mientras las condiciones sean más ácidas se favorecerá la generación de gas sulfhídrico, el cual en teoría debe ser aprovechado como gas flotante mediante la autoaspiración. Como se ve en la Figura 36-a) el consumo de NaHS disminuye a medida que aumenta el pH en el ST-17, en promedio de 5,5 a 4,4 [kg/t] para bajo tonelaje de alimentación compuesta y de 5,1 a 4,4 [kg/t] para un alto tonelaje.

El mayor requerimiento de NaHS a medida que las condiciones del sistema son más ácidas se ven ratificadas en la Figura 36-b) donde se observa una disminución del reactivo necesario para acondicionar la alimentación compuesta en aproximadamente un 20% para bajo tonelaje y cerca del 30% para alto tonelaje al aumentar el pH. Esta disminución está asociada directamente con la generación de gas sulfhídrico que no es aprovechado por el sistema.

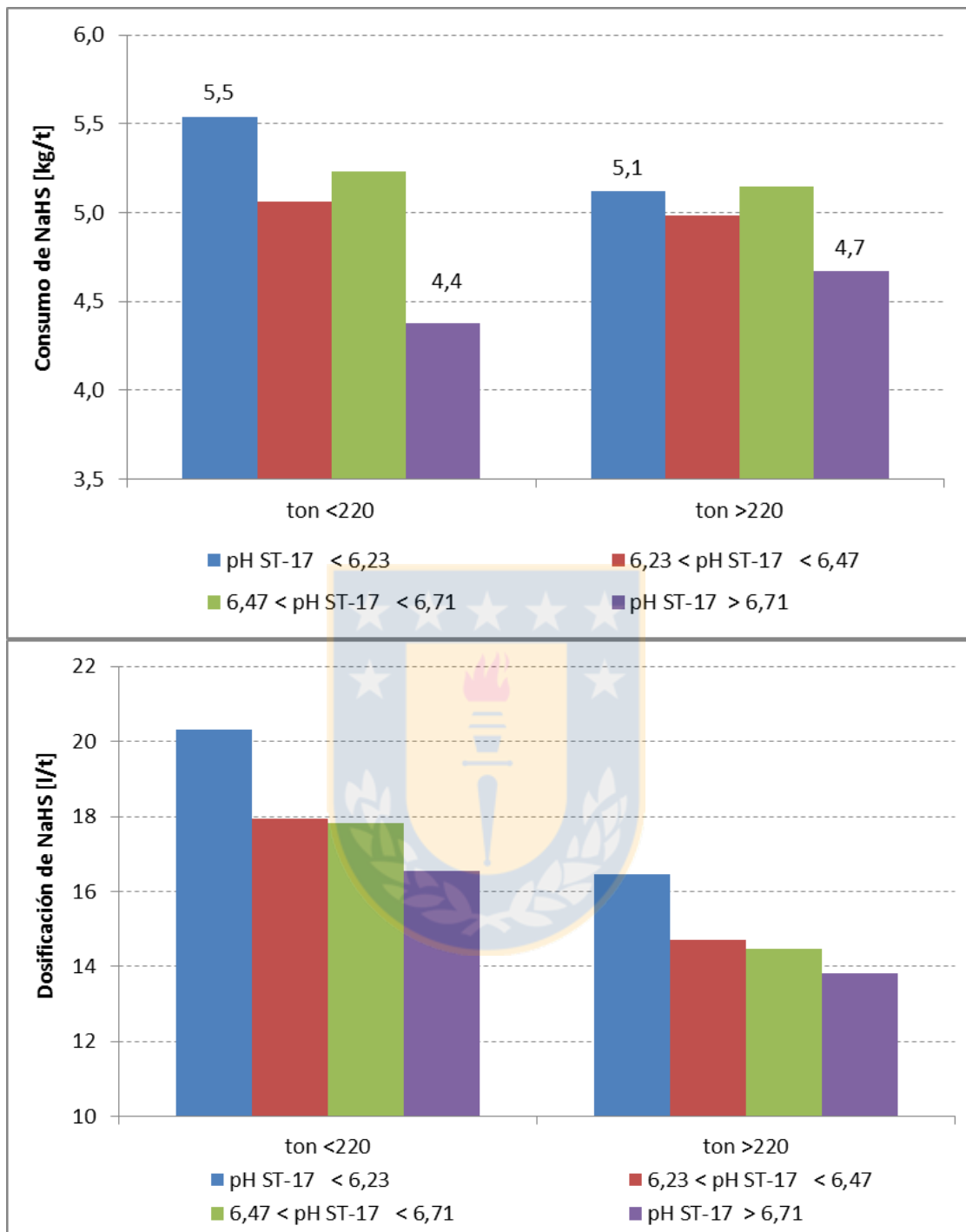


Figura 36. a) Consumo de NaHS [kg/t] en función del pH en ST-17 b) Dosificación de NaHS [m³/t] en función del pH ST-17.

Por otra parte en la Figura 37 podemos ver que a medida que el pH se hace más positivo y disminuye la adición de NaHS, el potencial en la etapa rougher se hace más

reductor esto debido a la menor adición de ácido (tiende a oxidar) y la antes mencionada menor generación de gas sulfhídrico.

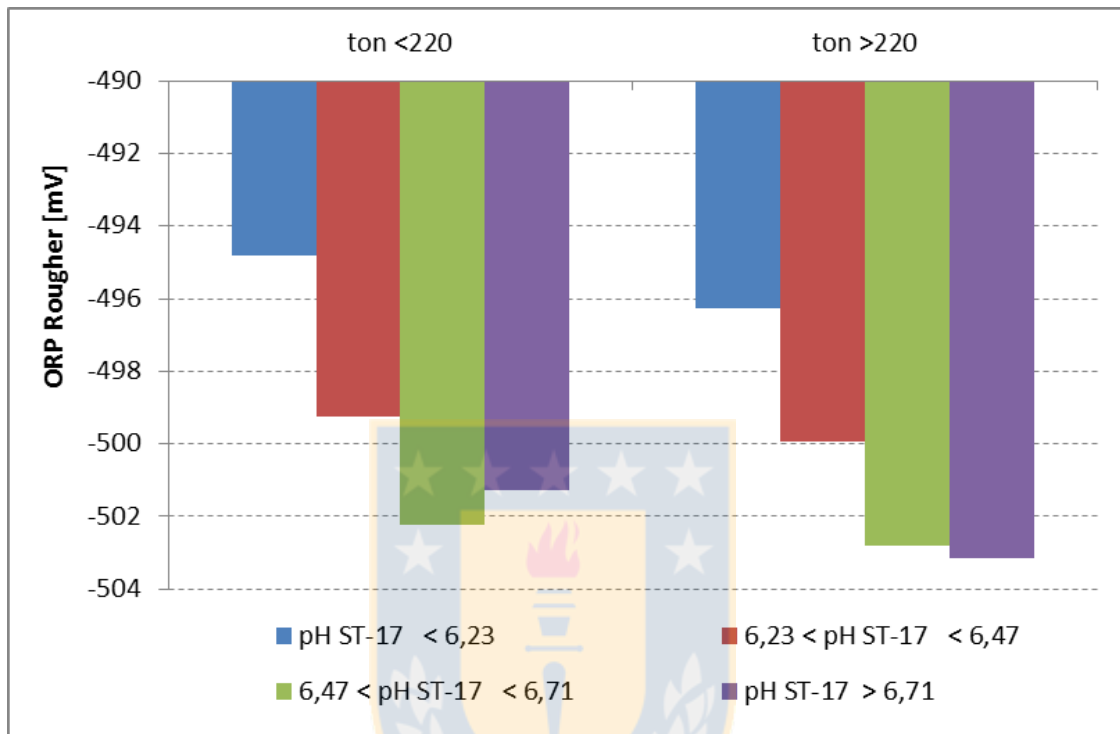


Figura 37. Potencial promedio etapa rougher en función del pH en el cajón ST-17

Al analizar el impacto del pH en la calidad del concentrado final, podemos ver en la Figura 38-a) la gráfica de probabilidad de la ley de concentrado de segunda limpieza para tonelaje de alimentación planta menor a 220 tph para pH en el cajón ST-17 menor y mayor a 6,47. Mientras que la Figura 38 b) para casos en que la alimentación planta fue superior a 220 tph. Podemos ver que el aumento del pH genera un aumento de la probabilidad de obtener concentrados fuera de especificación en ley de cobre ($\text{Cu} > 4\%$). Sin embargo la probabilidad que esto ocurra es inferior al 9% para todos los casos y el impacto se ve disminuido en casos de alto tonelaje.

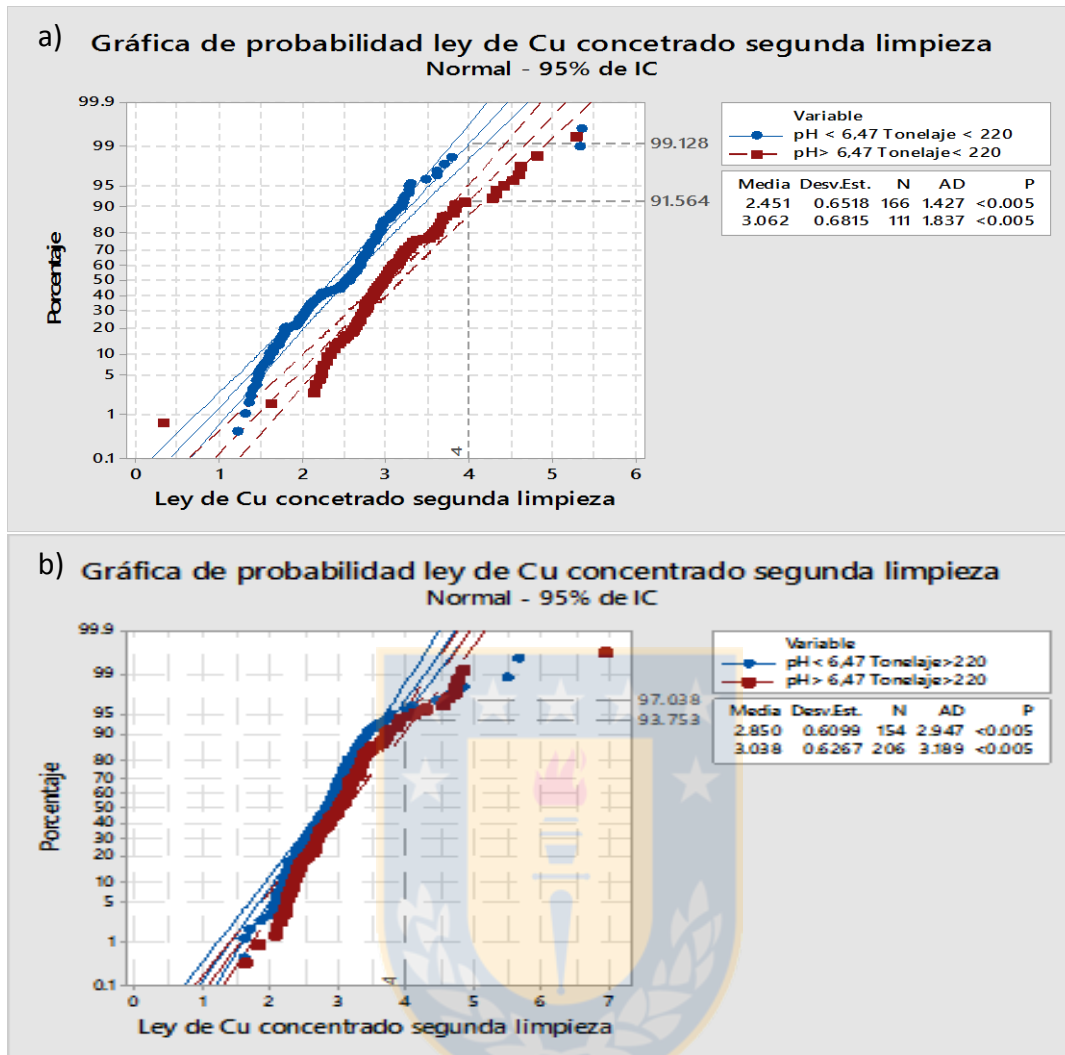


Figura 38. Gráfica de probabilidad ley de Cu concentrado segunda limpieza a) bajo tonelaje < 220 tph variando pH ST-17 b) alto tonelaje > 220 tph variando pH ST-17

Para finalizar con el análisis de la relación entre pH, velocidad de extracción de gases y consumo de NaHS, se consideró los valores de estas variables a partir del año 2014, año en que se dispara el consumo de NaHS. En la Figura 39-a) podemos ver que tanto el pH como la velocidad del extractor se relacionan, lo que se ve más claramente a partir del año 2015. Por otro lado la Figura 39-b) muestra que el aumento en el consumo de NaHS a partir del año 2015 obedece al aumento en la velocidad de extracción de gases. Además se observa que a mediados del año 2017 existe una tendencia a la disminución del consumo que va de la mano a una menor presión negativa en el extractor 706.

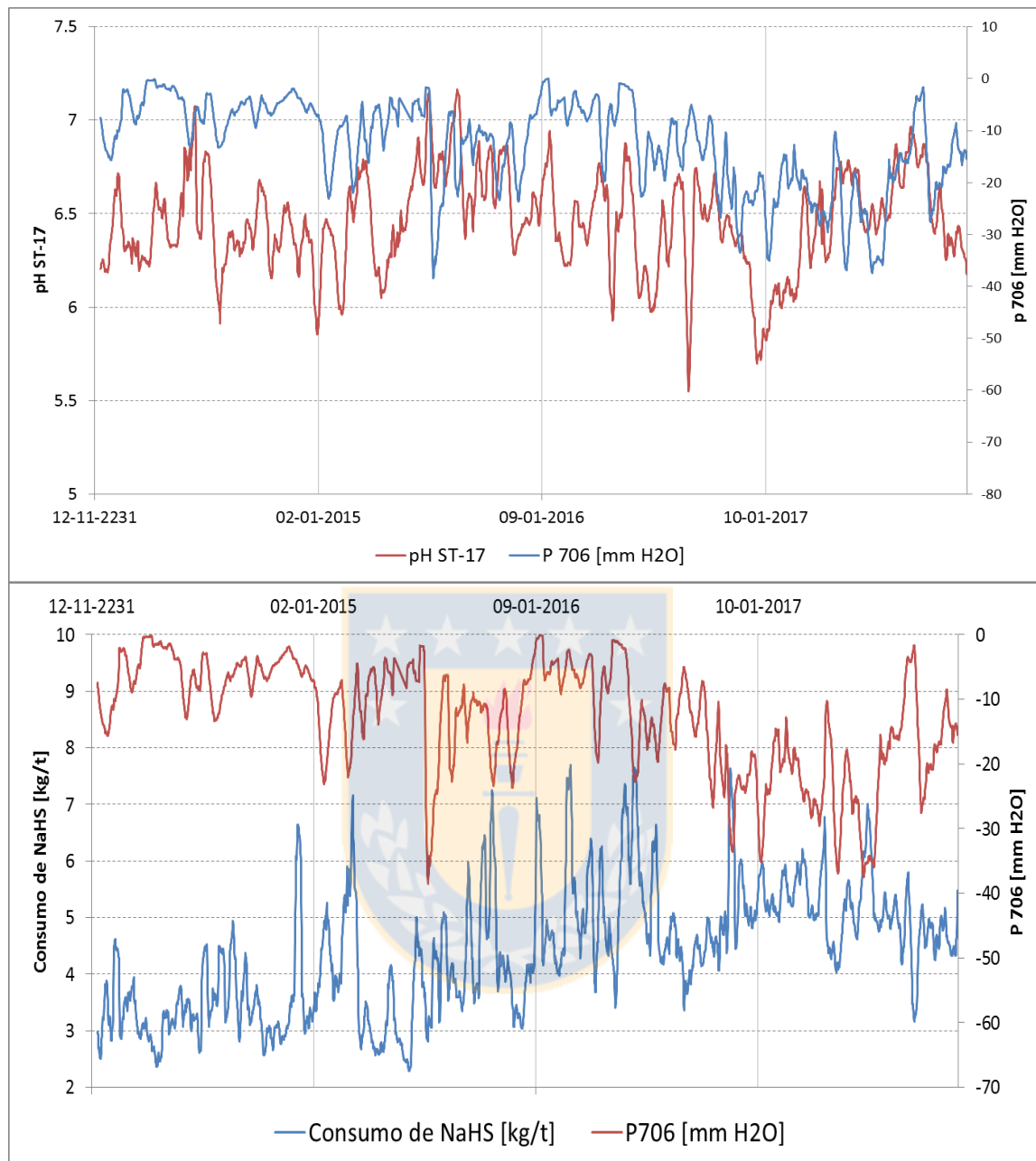


Figura 39. Evolución entre los años 2014-2017 de a) pH ST-17 y presión extracción lavador 706 b) consumo de NaHS [kg/t] y velocidad de extracción de gases

5.3 Levantamiento instrumentación

Se realizó un levantamiento de la información entregada por sensores de ORP y flujómetros, además de inspecciones en terreno en búsqueda de mejoras orientadas a la disminución del consumo de reactivo.

5.3.1 Sensores ORP

El principal mecanismo de control de adición de sulfhidrato de sodio es mediante la medición del potencial de óxido-reducción y pH a lo largo del proceso. Ya sea adicionando reactivo cuando el potencial se vuelve más oxidante o disminuyendo la dosificación al observar una disminución del potencial.

Los puntos de medición de ORP a lo largo del sistema de flotación convencional son la última celda de cada banco en las líneas rougher y primera limpieza además de dos puntos en la etapa de segunda limpieza. En cada punto de medición de ORP existen 2 mediciones, una que sirve como guía y otra que se utiliza como validador de la información entregada por la primera, es decir, si la información entregada por ambos sensores difiere en un porcentaje importante uno de los dos entrega información errónea. Estos sensores son calibrados cada dos días por personal de High Service y en caso de que difieran ambas mediciones se puede solicitar una calibración de emergencia.

En la Figura 40 se observa la diferencia en la medición del sensor que sirve como guía y el duplicado para la línea rougher 1 a lo largo del segundo semestre del año 2017, podemos ver que la diferencia entre ambas mediciones es a lo largo del periodo menor a 8%, valores similares se registran para las otras líneas rougher y de primera limpieza.

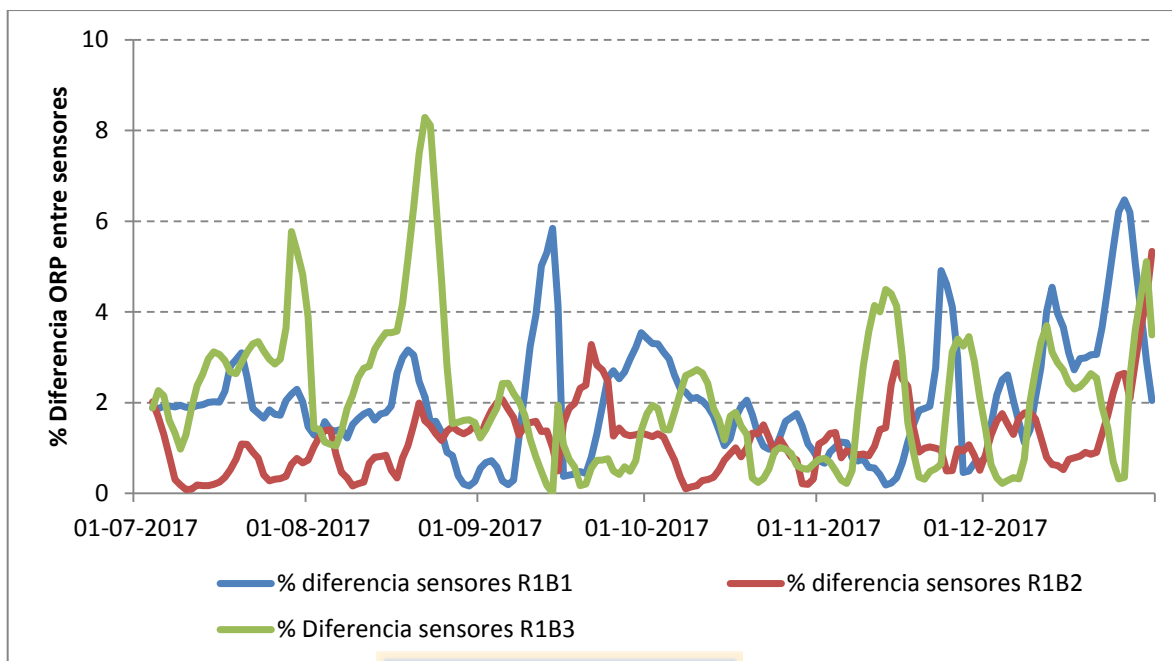


Figura 40. Diferencia medición sensor ORP referencia y redundante línea rougher 1

Por otra parte se constató que el segundo banco tanto de la línea 1 de primera limpieza como el de la línea 2 de primera limpieza sólo cuenta con un sensor de ORP, lo que representa una dificultad en caso de que este entregue información alejada de los estándares esperados.

5.3.2 Flujómetros

Se realizó una comparación entre distintas formas de medir la dosificación de NaHS, identificación de causas que llevan a estas diferencias y el impacto que esto pueda tener en los resultados. En la Figura 41 se ve un esquema representativo del sistema de distribución de NaHS, el cual cuenta con 3 estanques de almacenamiento, cada uno con un sensor de nivel, siendo el TK-740 sólo utilizado como almacenador de reactivo sin preparar (42%) y alimenta tanto al TK-35 y TK-36 donde el NaHS es diluido con agua fresca hasta 18% para evitar la cristalización de reactivo para luego alimentar a todo el sistema.

Además también podemos observar todos los puntos en la planta donde se adiciona NaHS, siendo el ST-17 y la línea rougher los puntos donde la dosificación debería superar el 70% del total.

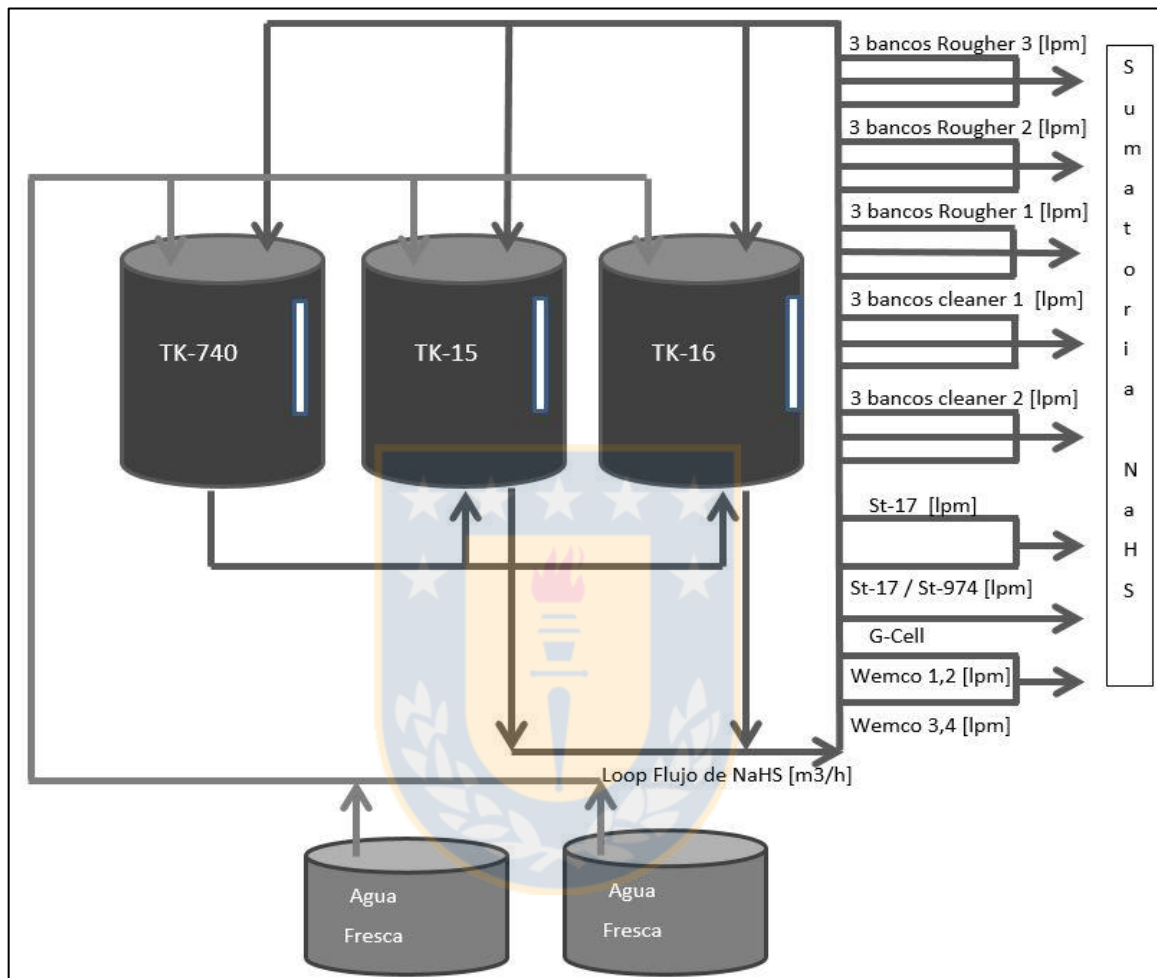


Figura 41. Esquema representativo sistema de distribución de NaHS.

En la Figura 42-a) podemos ver el flujo de NaHS reportado por los tres métodos descritos previamente durante el mes de diciembre. Se observa que las mediciones realizadas utilizando la variación de altura en los estanques de almacenamiento de reactivo y la información reportada por los flujómetros de descarga y recirculación de reactivo a los estanques tienen un comportamiento similar y una diferencia promedio durante el periodo de 5,7 %. Como se puede observar la medición calculada utilizando la altura a de los estanques es más ruidosa que la reportada por el Loop de flujo de

NaHS a los estanques, esto asociado a los períodos en que los estanques están recepcionando reactivo o acondicionando con agua.

Por otra parte podemos ver que la información reportada por los flujómetros que se encuentran en cada punto de adición de NaHS presenta una diferencia promedio durante este periodo de 49% respecto a los flujómetros de descarga y recirculación a los estanques de TK-35 y TK-36, además de presentar comportamiento diferente a las otras curvas.

En la Figura 42-b) se observa que el porcentaje de NaHS adicionado a la planta durante la segunda quincena de diciembre del cual no existe registro de su punto de adición oscila entre 30-60 %, por lo que no existe un control adecuado del reactivo que es adicionado al sistema. Además, podemos ver la influencia de la altura del estanque en descarga sobre el porcentaje de reactivo alimentado a la planta del cual no existe registro del punto de adición, se observa claramente que a medida que el estanque en descarga tiene un nivel de llenado más alto, aumenta la diferencia entre el flujo de NaHS consumido y el reportado por los flujómetros ubicados en los puntos de adición.

Mientras que en la Figura 43 se puede ver la correlación que existe entre el nivel de llenado de los estanques y el flujo de NaHS que se adiciona a la planta lo que nos sirve como indicativo de que existe un porcentaje de reactivo que es adicionado debido a la presión que se ejerce al trabajar con los estanques con un alto nivel de llenado y no a los requerimientos del sistema.

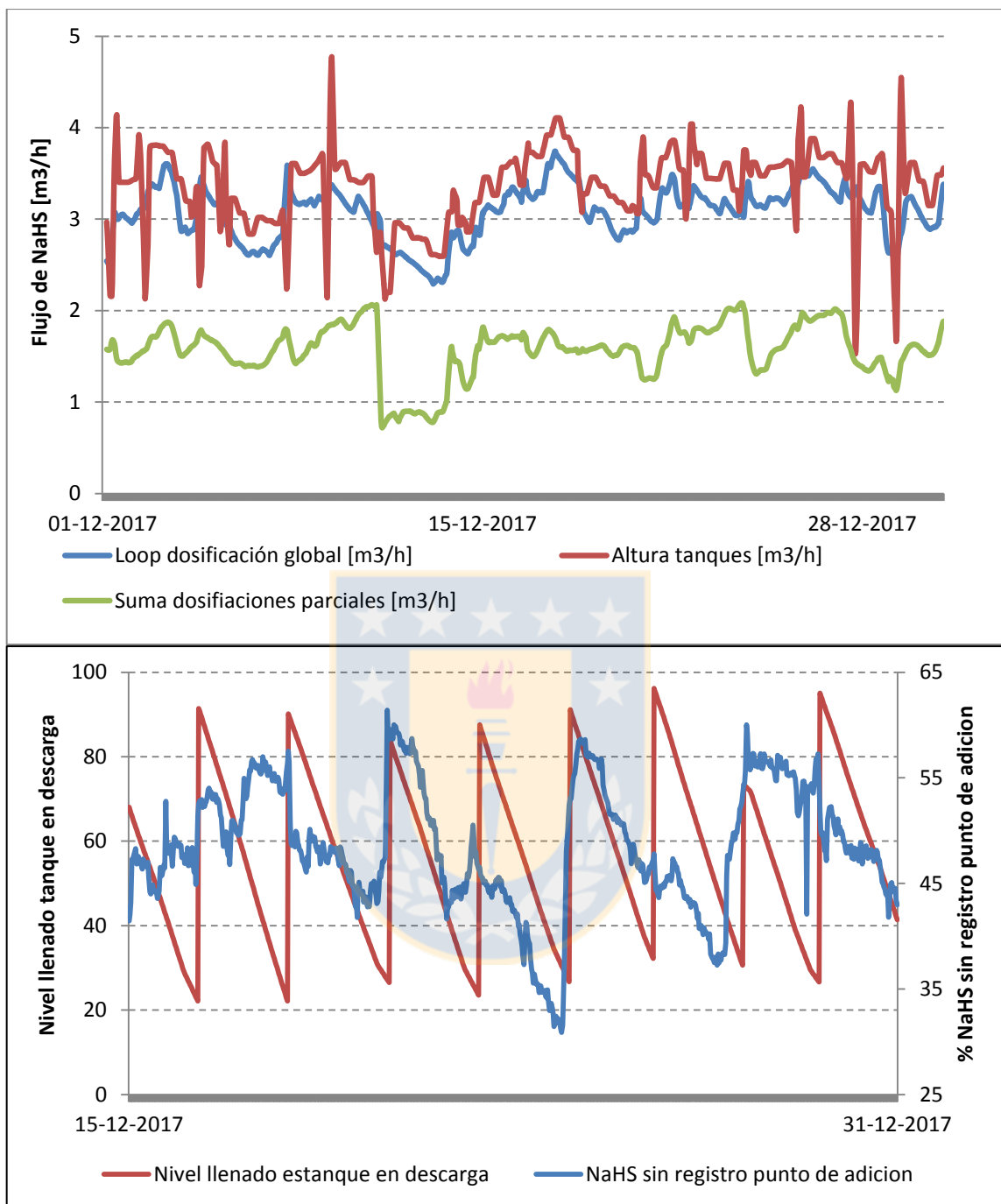


Figura 42. a) Flujo de NaHS [m^3/h] distintos medios diciembre 2017 b) Nivel de llenado tanque de NaHS en descarga [%] y NaHS dosificado sin registro de su punto de adición [%] diciembre 2017.

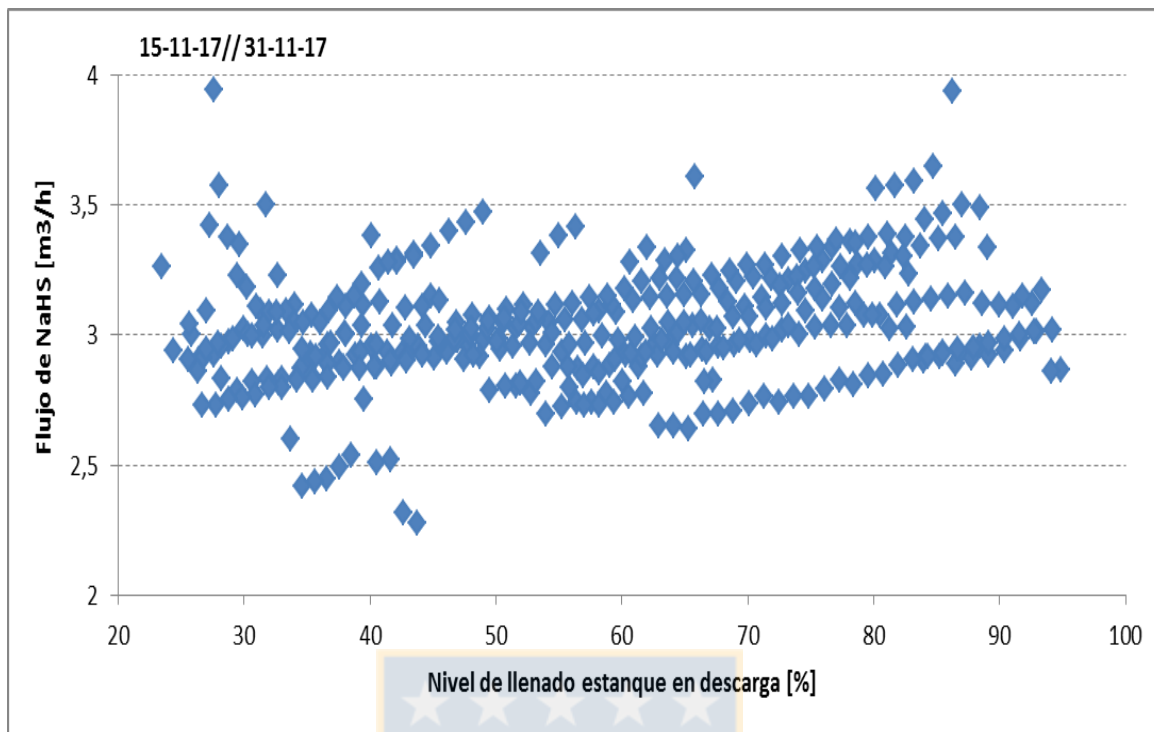


Figura 43. Flujo de NaHS [m³/h] en función del nivel de llenado [%] de tanque de NaHS en descarga.

Para analizar el real efecto que tiene el cambio de estanque en el consumo de NaHS y las condiciones de operación de la planta, se consideró el análisis de un cambio de estanque representativo, el cual fue el realizado el 22-10-17 (Anexo D). Donde observamos que el cambio de estanque genera un aumento en la dosificación de NaHS al sistema y una variabilidad del potencial de trabajo lo cual no esta asociado a un requerimiento del sistema.

Este alto porcentaje de reactivo del cual no se tiene registro respecto al punto de adición y la importante diferencia existente entre el flujo de NaHS real que se adiciona a la planta comparado con el reportado por la sumatoria de mediciones en cada punto de adición, no sólo podría tener su origen en una falta de mantención en los flujómetros sino que a los distintos puntos de adición manuales como el de la Figura 44 el cual se encuentra ubicado en las celdas de flotación neúmatica G-Cell.



Figura 44. Punto de adición NaHS manual en celdas G-CELL

Otro punto importante en el sistema de distribución de NaHS es el cajón de acondicionamiento ST-17, el cual debido a ser el primer punto de acondicionamiento de pulpa con sulfhidrato de sodio, requiere de un alto flujo de alimentación de reactivo. Por lo cual, este cajón cuenta con tres puntos de adición, dos de los cuales presentan flujómetros y un tercer punto de adición compuesto por un sistema de mangueras de dosificación manual que se muestran en la Figura 45 a) y b) que no cuenta con flujómetros y puede ser altamente influenciadas por la altura del estanque en descarga.



Figura 45. a) Sistema de distribución manual de NaHS al ST-17 b) Punto de adición sin flujómetro ST-17

5.3.2 Levantamiento en terreno

Como se mostró en el capítulo 3.3.2 un importante porcentaje del consumo de NaHS en la industria está asociado a la alta tasa de oxidación de este reactivo en presencia de oxígeno. Por otra parte, debido a la alta tasa de generación de gas sulfhídrico resulta imperativo promover la mayor hermeticidad al sistema para evitar emanaciones de este gas que puedan atentar a la seguridad de los trabajadores y pérdidas de reactivo adicionado a través de los lavadores de gases.

Uno de los puntos críticos en términos de generación de gases y oxidación de NaHS es el ST-17 debido a ser el primer punto de acondicionamiento con NaHS después de que la pulpa es sometida al ataque ácido. Como podemos ver en la figura 46 a) b) se observan aberturas en la estructura del cajón ST-17.

En el Anexo C adjunto se muestran más puntos con probabilidad de generar alta oxidación de NaHS reportados durante el periodo de estudio.



Figura 46. a) Abertura cajón ST-17 b) Abertura cajón ST-17.

5.4 Análisis muestreros

5.4.1 Muestreo de pulpa

La Figura 47 muestra una contextualización de las condiciones de la planta durante el periodo de muestreo. La Figura 47-a) muestra que a partir del segundo muestreo la alimentación planta aumentó de aproximadamente 170 [tph] a 250 [tph] para los últimos cuatro muestreos. Por otra parte podemos ver que el flujo de NaHS aumentó junto con la alimentación planta durante el periodo.

Sin embargo, a pesar del aumento de flujo de NaHS este no es proporcional al tonelaje de alimentación planta como se muestra en la Figura 47-b) donde se observa que la dosificación de NaHS cae de 17 [L/t] a valores cercanos a 12 [L/t]. Por otra parte el pH medido en el cajón ST-17 muestra un aumento luego del aumento de tonelaje, esto

asociado a la baja velocidad de respuesta del sistema de adición de ácido al cambio de alimentación.

Esta disminución de dosificación de NaHS y aumento del pH en el ST-17 se ve reflejada en la velocidad de extracción de gases. En la Figura 47-c) podemos revalidar la correlación entre el pH en el cajón ST-17 y la velocidad de operación del extractor de gases. Se observó que entre el muestreo 5 al 6 existe un aumento en la dosificación de NaHS asociado a un aumento en el flujo de reactivo, una disminución del pH y un aumento en la velocidad de extracción de gases.



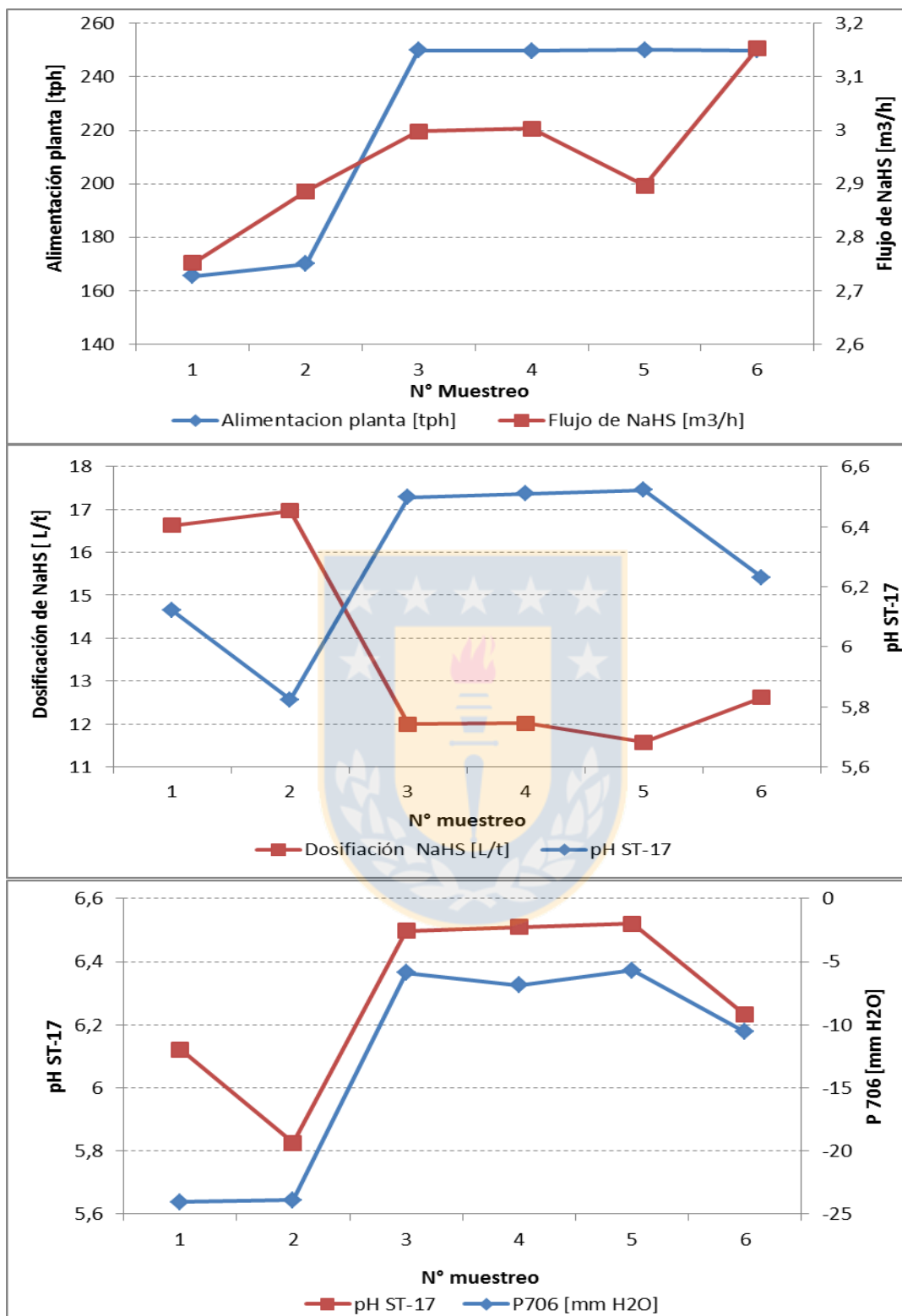


Figura 47. Comportamiento durante el periodo de muestreo de a) alimentación planta [tph] y flujo de NaHS [m³/h] b) Dosificación de NaHS [m³/t] y pH ST-17 c) pH ST-17 y Presión de extracción de gases.

Los resultados de los muestreos de pulpas realizados se muestran en la Figura 48. En la Figura 48-a) podemos observar la disminución del potencial a medida que la pulpa avanza a través del proceso, recalcando la importancia del potencial de la cola de primera limpieza obtenida desde la alimentación a los espesadores de cabeza, ya que esta alcanza para todos los muestreos valores de potencial menores a -500 [mV], por lo cual es una corriente que está acondicionada y es retornada a la cabeza, siendo puesta en contacto con un carga oxidante para luego ser sometida a un acondicionamiento ácido, etapa donde una parte del reactivo remanente generará gas sulfhídrico que es extraído en los lavadores de gases. En la Figura 48-c) se muestra el impacto que tiene la recirculación sobre la velocidad de extracción de gases. Donde a medida que aumenta la recirculación aumenta la velocidad de extracción de gases como consecuencia del mayor porcentaje de reactivo NaHS remanente en la alimentación compuesta.

Por otro lado la corriente recirculada (cola de primera limpieza) tiene una granulometría más fina que el concentrado colectivo, por lo que tiende a disminuir la malla de la alimentación compuesta y por ende generar un impacto negativo en la recuperación selectiva.

Finalmente en la Figura 48-b) vemos el pH obtenido en las corrientes muestreadas. Donde el pH de la alimentación compuesta no sólo está influenciado por la dosificación de ácido ante un cambio en la alimentación, sino que también tiene una relación casi directa entre el pH del concentrado colectivo, siendo el pH del concentrado colectivo una variable que influye directamente en la generación de gas sulfhídrico y por ende en el consumo de NaHS.

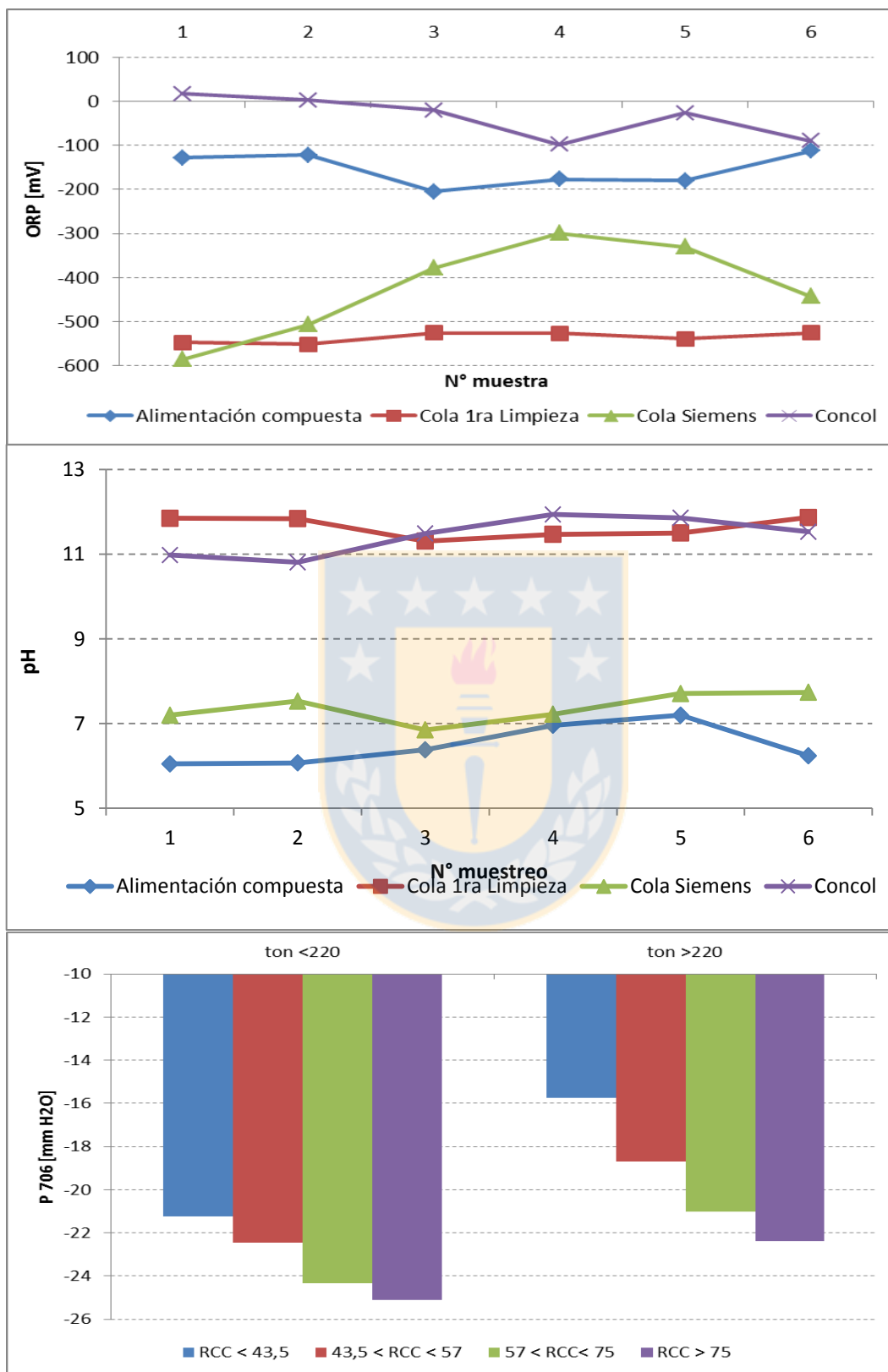
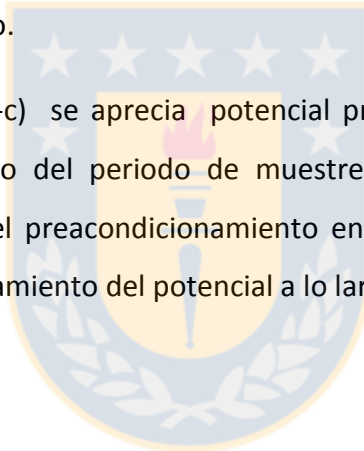


Figura 48. a) ORP corrientes muestreadas b) pH corrientes muestreadas c) Efecto de la recirculación en la velocidad de extracción de gases

Por otra parte se comparó los resultados de muestreos con etapas de flotación intermedias a cada uno de los puntos muestreados. La Figura 49-a) y b) muestran potencial y pH respectivamente de cola siemens y cola primera limpieza muestreados y etapa rougher y tercer banco cleaner. Al analizar las Figuras 49-a) y b) la observación mas relevante esta asociada al tercer banco de la etapa de primera limpieza y a la cola de la misma, ya que se puede ver que el potencial de la cola de primera limpieza en la alimentación a los espesadores de cabeza es menor al registrado en el tercer banco de la etapa. Por otra parte el pH registrado en la cola de primera limpieza es mayor para todos los muestreos al registrado en el tercer banco de flotacion primera limpieza. Se puede deducir que hay un porcentaje de reactivo adicionado cuyo tiempo de residencia no es el suficiente para actuar sobre la carga, lo que se traduce en una sobredosificación del mismo.

Por último en la Figura 49-c) se aprecia potencial promedio en la etapa rougher y primera limpieza a lo largo del periodo de muestreo , donde se puede observar claramente la influencia del preacondicionamiento en el cajon ST-17 (potencial cola siemens) sobre el comportamiento del potencial a lo largo del proceso.



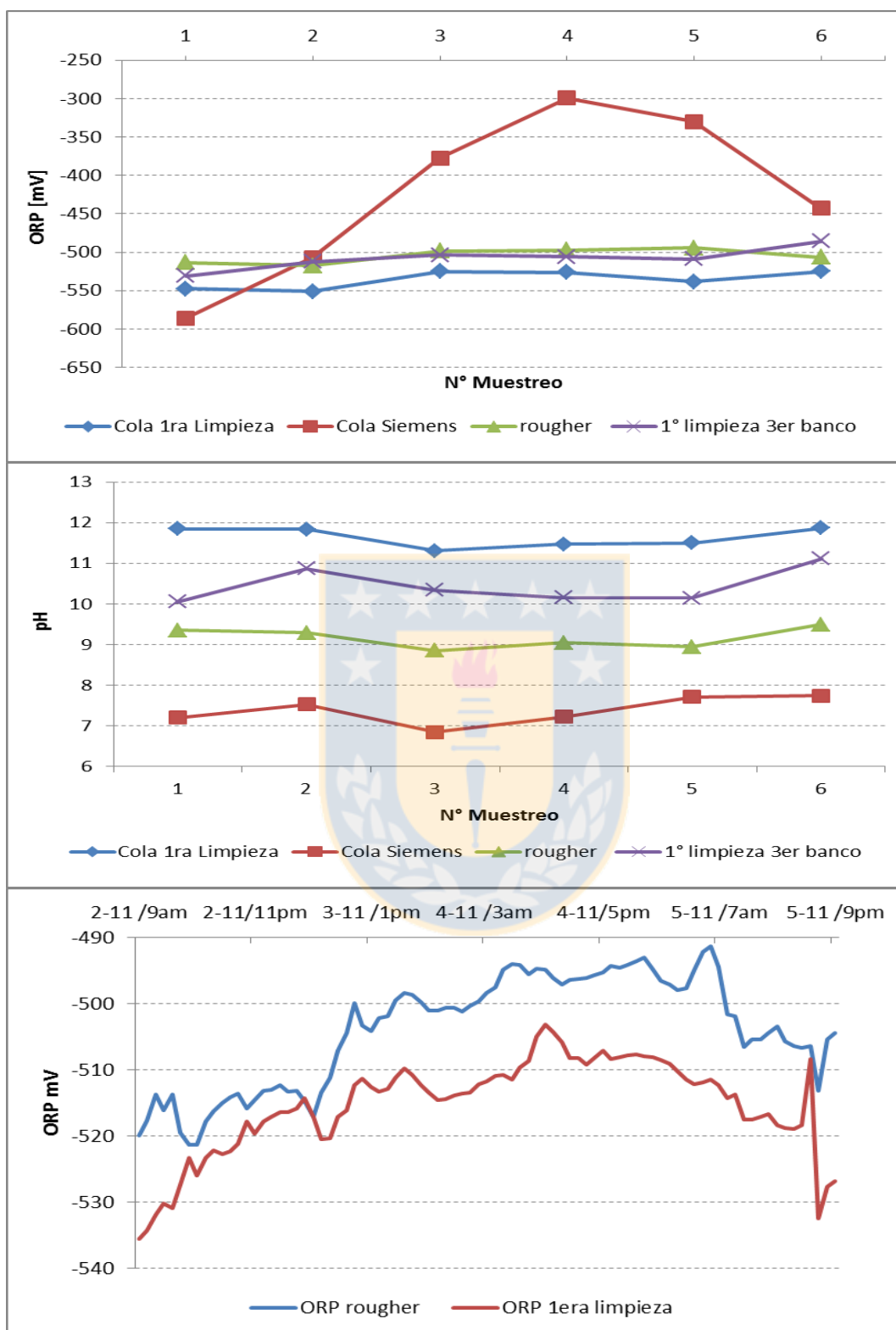


Figura 49. a) Comparación ORP corrientes muestreadas con etapas intermedias b) Comparación pH corrientes muestreadas con etapas intermedias c) Potencial etapa rougher y 1era limpieza durante el periodo de muestreo.

5.4.2 Muestreo aguas de rebose

Como se mencionó en el capítulo 5.1.1 a medida que la carga avanza a través de la línea de flotación su potencial disminuye progresivamente debido al NaHS adicionado en avance buscando hacer de la flotación un proceso con mayor selectividad. Esto se puede traducir en la presencia de reactivo residual en las aguas que rebosan de los espesadores.

En el marco de buscar la validación de esto, se muestrearon las aguas de rebose de los espesadores asociados al proceso de flotación selectiva, con la finalidad de determinar si poseen características atractivas para ser empleadas en la dilución de la pulpa en el ST-17.

En la Figura 50-a) podemos ver que todas las aguas de espesadores presentan potenciales altamente reductores, siendo las aguas del TK-55 y TK-56 (concentrados de primera y segunda limpieza respectivamente) las que tienen potenciales inferiores a -450 mV para todas las muestras y el TK-55 el que tiene el potencial más bajo esto debido al reactivo que se ha adicionado en las etapas rougher y de primera limpieza, además del reacondicionamiento con ácido que se realiza previo a la etapa de segunda limpieza (asociada al TK-56). Por otra parte, en la Figura 50-b) se visualizan los pH de las muestras, siendo éstos como era de esperar superiores al pH del agua fresca. Se observa que el pH del TK-711 es mucho mayor al reportado en la etapa rougher (Figura 49-b)), esto asociado a la presencia de reactivo residual. Por otro lado, se aprecia un comportamiento esperado en el pH del TK-55 y TK-56 siendo el pH de este último inferior para todos los muestreos, debido al acondicionamiento ácido realizado previo a la segunda limpieza.

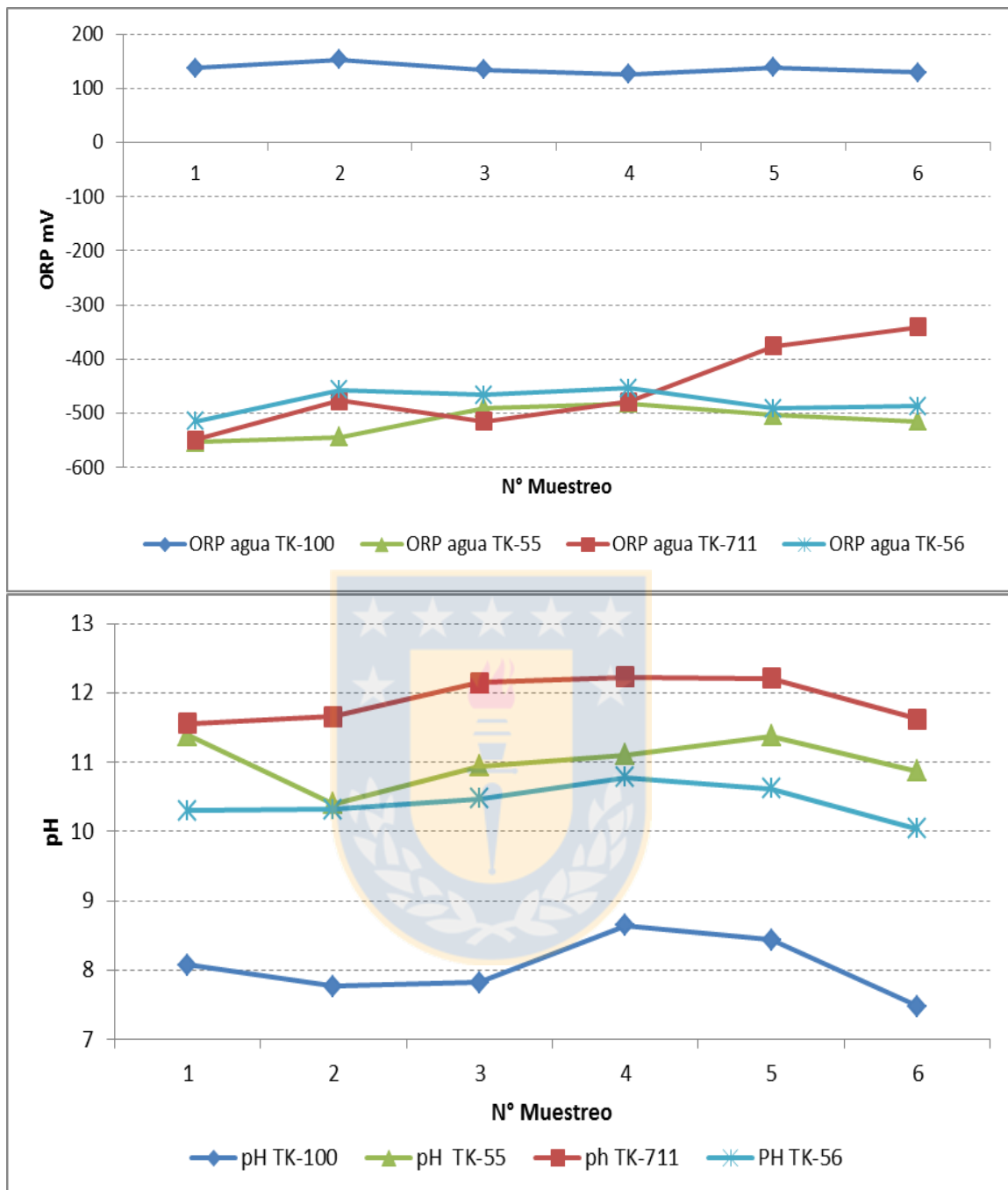


Figura 50. a) Potencial aguas muestreadas. b) pH aguas muestreadas

Una variable importante en la flotación de molibdenita es la conductividad del agua, ya que ésta tiene un impacto negativo en la recuperación a medida que aumenta. En términos prácticos, el agua más interesante a estudiar es la de rebose del TK-711 debido a que su volumen permitiría reemplazar un porcentaje importante del agua con que se acondiciona la pulpa en el ST-17. En la Figura 51 se puede ver los resultados de

las conductividades para cada una de las muestras. Podemos destacar que la menor conductividad la tiene el agua de rebose del TK-56, casi tres veces menor a la registrada en el TK-55, esto como consecuencia de los iones que pueden precipitar al momento de volver a acidular la pulpa previo a la etapa de segunda limpieza. Por otra parte, se observa que la conductividad del TK-711 es inesperadamente mayor a la que registra el TK-13 lo que se suma a la importante diferencia en el pH obtenido en el agua de rebose y el registrado en la etapa rougher, situación que puede ser explicada por la dosificación de agua de proceso en el espesador TK-711 y adición de floculante lo que afecta directamente en las características reductoras y calidad en el agua.

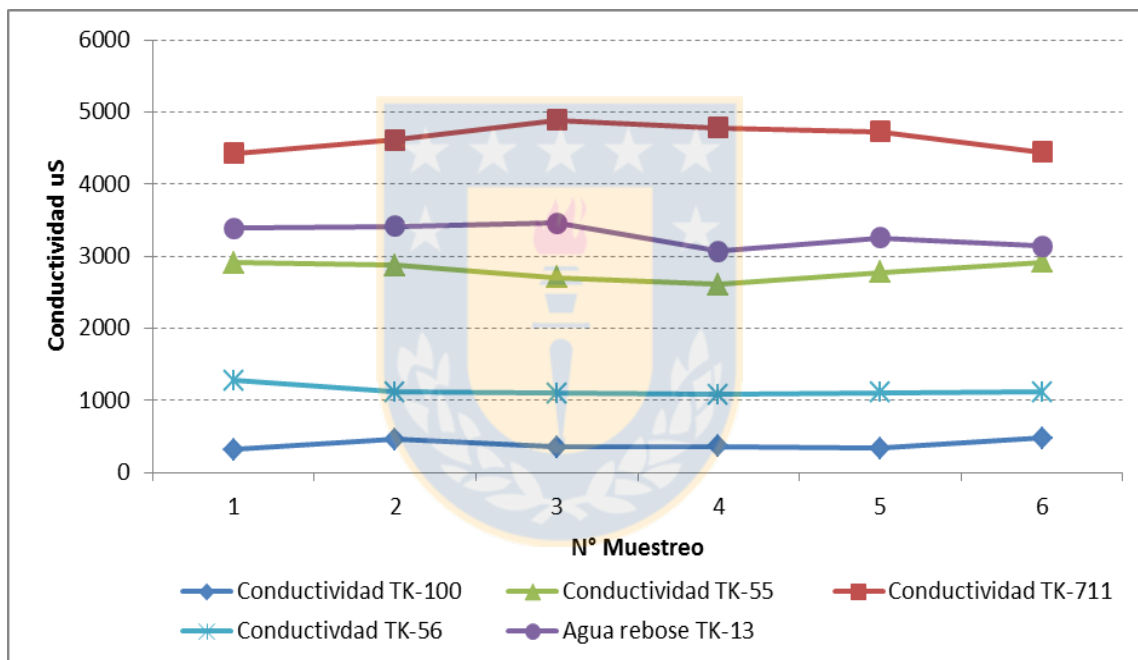


Figura 51. Conductividad aguas muestreadas.

6. Conclusiones y recomendaciones

- Estadística de planta

Se determinó que el pH es más alto y los potenciales más reductores que lo estipulado por procedimiento, esto asociado a sobre dosificación. Además debido a que el potencial redox medido en los terceros bancos de las etapas rougher y 1era limpieza, podemos concluir que se pierde reactivo a través de la cola rougher y la cola de 1era limpieza que es reacondicionada con ácido.

Existe un incremento de aproximadamente un 35% de consumo de NaHS a medida que aumenta el % - 325# en la alimentación compuesta de valores menores a 76,8% a mayores a 81,3%. Se recomienda mejorar el control sobre la recirculación, granulometría del concentrado colectivo (fuera de rango) y mantener en operación el sistema neumático.

El aumento en el porcentaje de sólido en el ST-17 aumenta la recuperación selectiva y disminuye el consumo de NaHS. Se recomienda maximizar el porcentaje de sólido en la etapa de dilución (ST-17), además pruebas metalúrgicas que lo validen.

El consumo de NaHS disminuye aproximadamente un 5% a medida que aumenta el flujo de nitrógeno, además mejora la depresión de partículas de minerales de cobre. Se sugiere la utilización de N_2 en lugar de auto aspiración.

Se sugiere trabajar en la etapa de acondicionamiento a un pH tal que permita mantener una baja velocidad de extracción de gases.

Se puede conseguir una disminución de entre 15-20 % en el consumo de NaHS manteniendo en los rangos más favorables las variables que generan un aumento en el consumo de reactivo.

- Levantamientos y muestreos

Se debe regularizar la adición de NaHS en cada punto de adición ya que cerca del 50% del reactivo que es adicionado no tiene registro del punto en que fue adicionado.

Se recomienda regularizar zonas de la planta fuera de estándar, que promueven la oxidación de reactivo y la liberación de gas sulfhídrico al ambiente atentando contra la seguridad de los operadores (líneas y cajones corroídos).

El pH del concentrado colectivo tiene impacto directo en el pH de la alimentación compuesta. Se sugieren mediciones de pH y ORP en el concentrado colectivo que permitan anticipar condiciones que pudiesen conducir a un sobreconsumo de ácido y mayor generación de gas sulfhídrico.

Ya que la RCC tiene potenciales menores a -500 mV (aumenta la generación de gases a medida que aumenta la RCC) y granulometría fina. Se sugiere un estudio orientado al tratamiento de la RCC a través de una etapa de barrido en el sistema neumático.

Ya que el pH de la cola de primera limpieza es más alto y el potencial más reductor al registrado en el tercer banco de la primera limpieza podemos concluir que hay pérdidas de reactivo NaHS asociado a sobredosificación. Se recomienda comparar el pH/ ORP de la cola de primera limpieza con la primera limpieza, con el fin de disminuir la dosificación de NaHS en avance hasta igualar los valores de ambas mediciones.

Podemos concluir que el comportamiento del potencial en la etapa rougher y primera limpieza depende directamente del potencial en el ST-17, por lo que ante disminuciones en el potencial de este cajón, se aumenta la adición de reactivo en avance. Se recomienda regularizar la adición de NaHS en el punto ST-17 con sensor de ORP.

Debido al bajo potencial de las aguas de rebose de espesadores, se propone la realización de pruebas metalúrgicas utilizando estas aguas en la etapa de dilución del ST-17.

Referencias

- [1] Sutulov, A., 1963. "Flotación de Minerales", Instituto de investigaciones tecnológicas, Concepción.
- [2] Yianatos, J., 2005. "Flotación de Minerales", Departamento de procesos químicos, biotecnológicos y ambientales, Universidad Técnica Federico Santa María.
- [3] Gutiérrez, L., 2016. "Curso de flotación, Reactivos de flotación", Departamento de Ingeniería metalúrgica, Universidad de Concepción.
- [4] Améstica, L. Quijada, R. Villaseca, D., 2010. "Molibdeno propiedades aplicaciones mercado", Difusión de tecnologías, aplicaciones y desafíos del molibdeno para la industria e investigadores a nivel nacional, INNOVA CHILE.
- [5] Lopez Valdivieso, A., 2006." Propiedades de la interfase molibdenita/solución acuosa y su relación con la flotabilidad del mineral", Instituto de Metalurgia, Universidad Autónoma de San Luis de Potosí.
- [6] Lopez Valdivieso, A. Reyes Behena, J., 2005. "Flotación de calcopirita, pirita y molibdenita en minerales de cobre tipo pórfido", X simposio sobre procesamiento de minerales, Chillán, Chile.
- [7] Castro, S. . 2013."Perdidas de molibdeno en flotación colectiva y selectiva", FLOTAMIN 2013, Viña del Mar, Chile.
- [8] Urizar, D. Rosas, J. " Nitrogen in Cu-Mo separation", Codelco Chile, División Chuquicamata, Chile
- [9] 2012, "Control de procesos planta molibdeno", Minera Los Pelambres.
- [10] Vazife, J "Effects of Ph and pulp potential on selective separation of Molybdenite from the Sungun Mine Cu-Mo concentrate", Department of Mining Engineering, Sahand University of Technology, Tabriz, Iran
- [11] Gutiérrez, L., 2016. "Curso de flotación, Flotación selectiva Cu-Mo", Departamento de Ingeniería metalúrgica, Universidad de Concepción.

[12] Urrutia,D. 2015. “Factibilidad técnica de reactivos alternativos en flotación de molibdenita a nivel de laboratorio”, Proyecto para optar a título de ingeniero civil químico, Facultad de ingeniera, Pontificia Universidad católica de Valparaíso.

[13] Catro,S. 2017. “Curso sobre flotación selectiva Cu/Mo y plantas de molibdeno”, Minera Los Pelambres.

[14] Zhou,L. 2010. “Molybdenite flotation”, Thesis submitted for the degree of

Doctor of Philosophy: Applied Science, University of South Australia

Mawson Lakes, South Australia.

[15] Bettiz,P. 2013. “Evaluación del consumo de reactivos depresantes y efecto de los finos en la flotación rougher planta molibdeno en Codelco Chile división El Teniente”, Informe de memoria de título para optar título de ingeniero civil metalúrgico, Departamento de ingeniería metalúrgica, Universidad de Concepción.

[16] Rojas, B. 2015. “Implementación de un equipo hidrolavador de concentrado de molibdeno en planta de flotación de molibdenita, en compañía minera Doña Inés de Collahuasi”, Memoria para optar al grado de Licenciado en Ciencias de la Ingeniería y al título de Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad Católica del Norte.

Anexo A Procedimientos operacionales planta de flotación selectiva



PAUTAS Y RANGOS OPERACIONALES PROCESO MOLY (Marzo 2016)

RANGOS OPERACIONALES				
PROCESO	EQUIPO	PARAMETRO	UI	RANGO
ESPESAMIENTO DE CONCOL	TK010/012	Flujo de Pulpa Alimentación (máximo)	[m3/hr]	1500
		Flujo de Pulpa decoarga (máximo) ST10	[m3/hr]	220
		Densidad	[gr/cc]	1.981-2.334
		Peso Especifico	[gr/cc]	4,2
		Flujo de Decoarga Máx (Roo=30%)	TMS/H	200 - 240
		Cp	[%]	60 - 72
		pH	[-]	10-11,5
		Flujo Máclico	[TMS/hr]	165 - 195
		Altura	[%]	<10
		TORQUE	[%]	<25
	Ley Alimentación Mo	[% Mo]	0,5 - 1,7	
	Ley Alimentación Cu	[% Cu]	30 - 38	
ICG	INVENTARIO	tms	> 2600	
ICG	GRANULOMETRIA Concol	-325#	68 - 75	
SCRUBBER	ICG	pH	[-]	12.5
		H2S (LPP)	[ppm]	< 4
PROCESO	EQUIPO	PARAMETRO	UI	RANGO
FLOTACIÓN ROUGHER	TK-015/16	Flujo de Pulpa (máximo) PP086-PP086-PP890	[m3/hr]	180
		Densidad	[gr/cc]	1.981-2.334
		Flujo de Decoarga Máx (Roo=40%)	TMS/H	Max 300
		Cp	[%]	60 - 72
		pH	[-]	6 - 7
		Flujo Máclico	[TMS/hr]	Max. 300
		Nivel trabajo Estanque	[%]	50 - 60
		Corriente	A	Máx 109
		C.E H2SO4	kg/Ton	2,9
		Flujo de Pulpa (maximo)	[m3/hr]	400
	CELDAS SIEMENS	Flujo Máclico (maximo)	[TMS/hr]	300
		Cp	[% en peso]	40 - 45
		Densidad	[gr/cc]	1.439-1.522
		pH Interior promedio (4 c/u)	[-]	7,5 - 8,5
		ORP	[mV]	-410 a -480
		N2	[pel]	60
		Flujo N2	m3/h	100-200
		Alimentación Flotación Rougher Compuesta	[% Mo]	1,0 - 3,0
		Flujo de Pulpa (maximo)	[m3/hr]	400
		Flujo Máclico (maximo)	[TMS/hr]	250
	CELDAS ROUGHER	Cp	[% en peso]	40 - 45
		Densidad	[gr/cc]	1.439-1.522
		pH Interior promedio (4 c/u)	[-]	8,0 - 9,0
		ORP	[mV]	-440 a -490
		N2	[pel]	3 - 10
		Flujo N2	m3/h	700
		Concentración O2 pta N2	[%]	< 0,5
		Espumante (MIBC)	[gr/ton]	20-80
		NaHS	L/min	12-20
		Densidad NaHS	g/cc	1130
		Concentración NaSH	%	18 - 20
		NaHS distribución Ro	[Kg/TMS]	1,8 - 3,2
		Alimentación Flotación Rougher Compuesta	[% Mo]	0,6 - 1,8
		Alimentación Flotación Rougher Compuesta	[% Cu]	30 - 38
		Concentrado Flotación Rougher	[% Mo]	5 - 15
	CALIDAD	Coia Rougher	[% Mo]	0,080 - 0,120
		Coia Rougher	[% Cu]	30 - 38
		Razon Concentración	[-]	6-11
	ICG	RECUPERACIÓN	[%]	90 - 95
		RECIRCULACIÓN	[%]	25 - 45
		NaSH PLANTA	kg/t ConCol	4,1
		H2S (LPP)	[ppm]	4
		H2S (LPT)	[ppm]	12
PROCESO	EQUIPO	PARAMETRO	UI	RANGO
FLOTACIÓN PRIMERA LIMPIEZA	LINEA 1 FT-180 A FT-188 LINEA 2 FT-210 A FT-218	pH	[-]	8,5 - 9,5
		ORP	[mV]	-450 a -500
		N2	[pel]	2 - 5
		Espumante (MIBC)	[gr/ton]	5-15
		% sólido alimentación	[%]	15 - 25
		Concentrado 1a limpieza	[% Mo]	25-35
		Concentrado 1a limpieza	[% Cu]	< 15
		Coia 1a limpieza	[% Mo]	3 - 9
		Coia 1a limpieza	[% Cu]	25-35
	ICG	CONCENTRADO 1a LIMPIEZA	[% Cu]	< 15
		[% Mo]	> 25	

PROCESO	EQUIPO	PARAMETRO	UI	RANGO
ESPESAMIENTO DE CONCENTRADO Mo (TK-055)	TK-055	Flujo de Pulpa	[m ³ /hr]	8-20
		Flujo Músculo	[TMS/hr]	7-15
		Cp	[%]	40-60
		pH	[-]	10-11
		Altura de rastras	[%]	<10
		torque	[%]	< 25
		Concentrado 1a limpieza	[% Mo]	20 - 35
		Concentrado 1a limpieza	[% Cu]	< 15
	ICG	INVENTARIO (Máximo)	TMS	700
		% Cu Descarga Espesador	[% Cu]	< 15
PROCESO	EQUIPO	PARAMETRO	UI	RANGO
FLOTACIÓN COLUMNAR	FT-191	Flujo Pulpa de Alimentación	[m ³ /hr]	50 - 85
		Flujo Músculo de Alimentación	[TMS/hr]	15 - 20
		Cp	[% en peso]	15 - 25
		ORP	[mV]	-450 a -530
		Nivel de Espuma	[mm]	-350 a -550
		Nz	[m ³ /hr]	60 - 100
		Agua de lavado	[m ³ /hr]	5 - 12
		Concentrado 2a limpieza	[% Mo]	43 - 50
	FT-192	Flujo Pulpa de Alimentación	[m ³ /hr]	15 - 20
		Flujo Músculo de Alimentación	[TMS/hr]	3 - 6
		Cp	[% en peso]	10 - 15
		ORP	[mV]	-450 a -530
		Nivel de Espuma	[mm]	-300 a -450
		Nz	[m ³ /hr]	45 - 75
		Agua de lavado	[m ³ /hr]	3 - 7
		Concentrado 3a limpieza	[% Mo]	50 - 52
		Concentrado 3a limpieza	[% Cu]	3.5 - 4.5
	GCELL	Flujo Pulpa de Alimentación	[m ³ /hr]	50 - 100
		Flujo Músculo de Alimentación	[TMS/hr]	10 - 25
		Cp	[% en peso]	10 - 15
		ORP	[mV]	-450 a -500
		Nivel de Espuma	[mm]	-50 a -100
		Presión Nz	[psi]	1 - 1.4
		Presión alimentación	[bar]	1.0 - 2.0
		Concentrado 4a limpieza	[% Mo]	50 - 52
		Concentrado G Cell	[% Cu]	3.5 - 4.5
PROCESO	EQUIPO	PARAMETRO	UI	RANGO
FLOTACIÓN WEMCO	CELDA WEMCO FT- 200-201 996-997	Flujo Pulpa de Alimentación	[m ³ /hr]	15 - 30
		Flujo Músculo de Alimentación	[TMS/hr]	1.8 - 4.0
		Cp (alimentación)	[% en peso]	14 - 20
		Cp (en la celda)	[% en peso]	5 - 10
		ORP	[mV]	-450 a -530
		pH		8.5 - 9.5
		Nivel de Espuma	[mm]	-200 a -350
		Nz	[psi]	1 - 5
		Espumante (MIBC)	[gr/ton]	5-10
		Alimentación Wemco	[% Mo]	25 - 35
		Alimentación Wemco	[% Cu]	> 12
		Concentrado Wemco	[% Mo]	35 - 50
		Concentrado Wemco	[% Cu]	3.5 - 4.5
		Cola Wemco	[% Mo]	20 - 25
	ICG	Concentrado a TK56	[tms/dia]	40 - 64

Anexo B Puntos de muestreo



Figura 52 B. a) cortador de muestra manual b) Muestreo concentrado colectivo c) Muestreo alimentación compuesta



Figura 53 B. a) Muestreo cola siemens b) Muestreo cola de primera limpieza c) Medición en terreno pH/ORP cola primera limpieza



Figura 54 B. a) Muestreo aguas TK-13 b) Muestreo aguas TK-711



Figura 55 B. a) Muestreo aguas TK-55 b) Muestreos aguas TK-56

Anexo C Levantamiento fotográfico en terreno



Figura 56 C. Cubierta de cajón abierta entre primera y segunda limpieza b) Sellado post-mantenición en celda



Figura 57 C. Sellado con plástico cajón acoplado de rebose al ST-17



Figura 58 C. Corrosión tapa celda



Figura 59 C. Aberturas en cajones intermedios de primera a segunda limpieza

Anexo D. Efecto cambio de estanque en el sistema

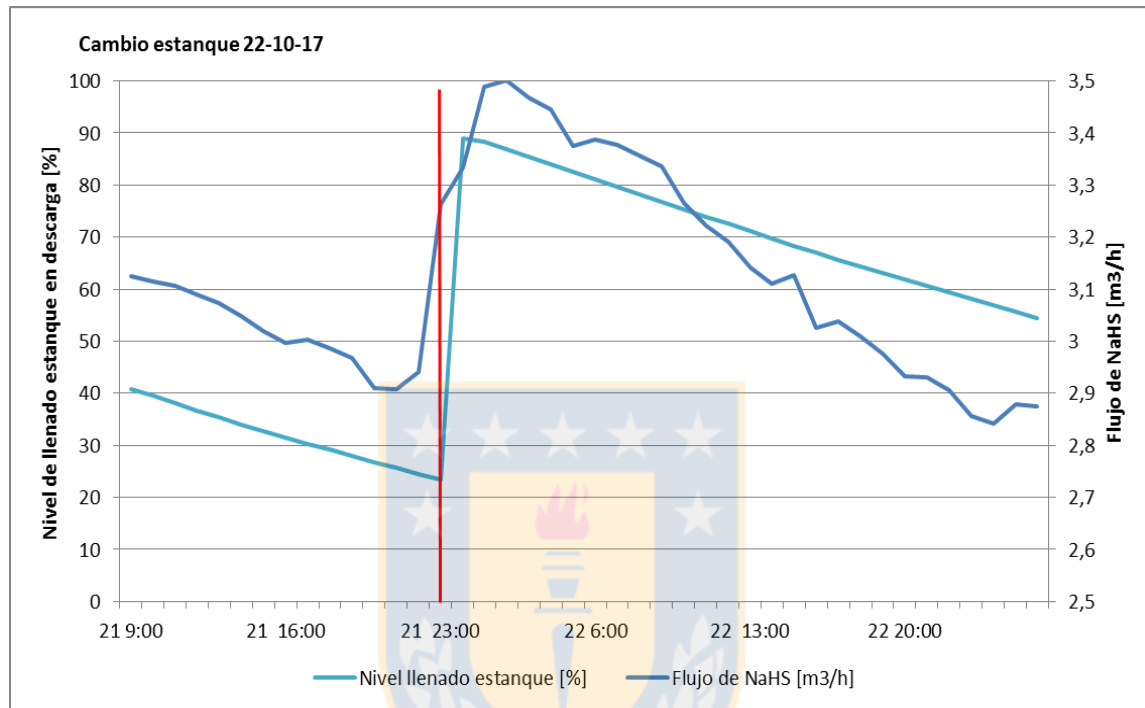


Figura 60 D. Nivel de llenado estanque en descarga y flujo de NaHS durante cambio de estanque puntual

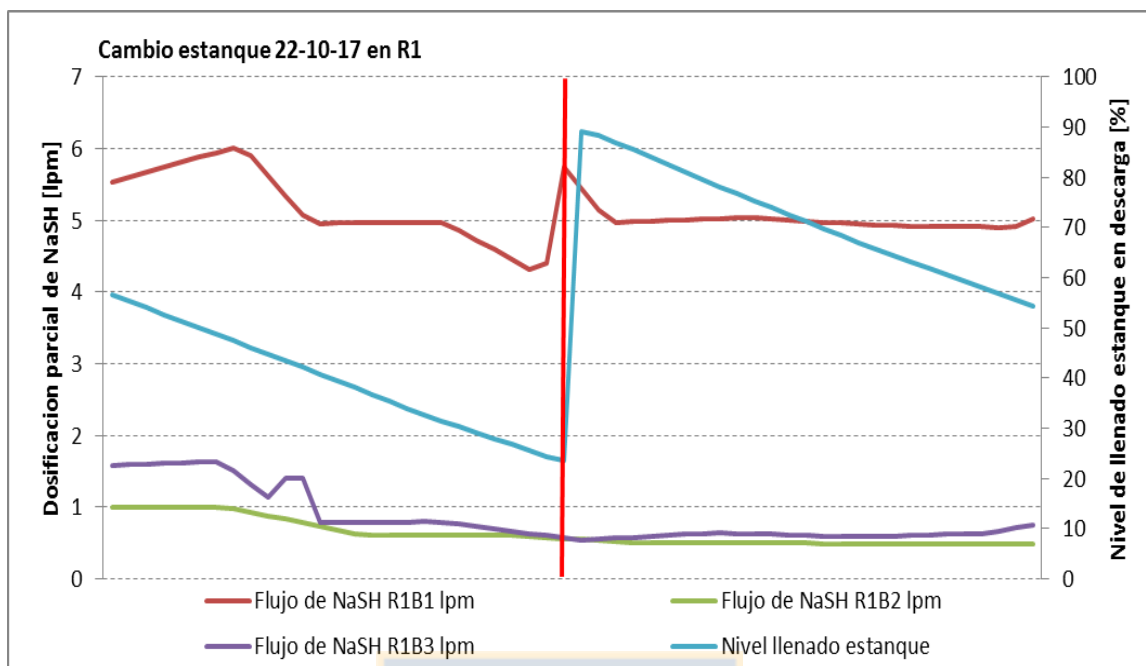


Figura 61 D. Dosificación de NaHS línea rougher 1 y nivel de llenado estanque en descarga durante cambio de estanque puntual.

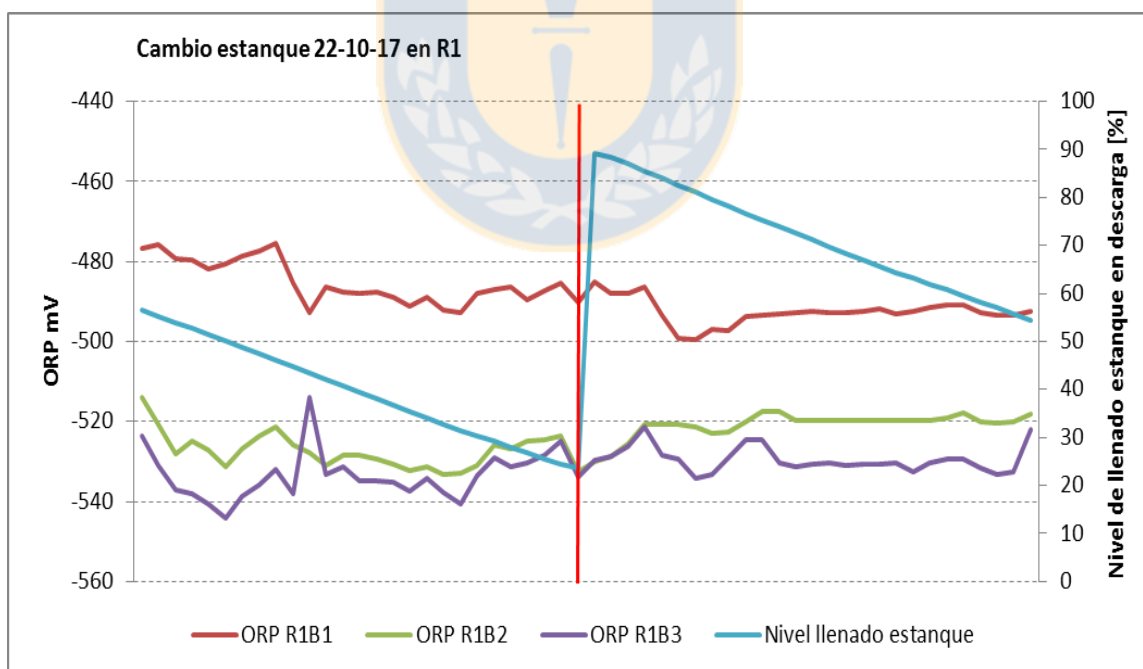


Figura 62 D. Evolución potencial rougher 1 ante cambio de estanque puntual