



REPÚBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
“DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE METALURGIA QUÍMICA

*Determinación del Tiempo de Residencia de
la pulpa en la primera etapa de lixiviación
de la Empresa Niquelífera “Comandante
Ernesto Che Guevara”*

*Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero en
Metalurgia y Materiales*

Luis Miguel Bargayó Chacón

Moa

2015



REPÚBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
“DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”
FACULTAD DE METALÚRGIA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE METALURGIA QUÍMICA

*Determinación del Tiempo de Residencia de
la pulpa en la primera etapa de lixiviación
de la Empresa Niquelífera “Comandante
Ernesto Che Guevara”*

*Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero
Metalurgia y Materiales*

Diplomante: Luis Miguel Bargayó Chacón

Tutor: Dr.C. Antonio Ramón Chang Cardona

Moa

2015

Pensamiento



Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero

“La ciencia está en conocer la oportunidad y aprovecharla en hacer lo que conviene a nuestro pueblo con sacrificio de nuestras personas; y no en hacer lo que conviene a nuestras personas con sacrificio de nuestro pueblo.”

José Martí

*Declaración
de Autoridad*



Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero

Yo: Luis Miguel Bargayó Chacón, autor de este trabajo de Diploma titulado “Determinación del Tiempo de Residencia de la pulpa en la primera etapa de Lixiviación de la Empresa Niquelífera Comandante Ernesto Che Guevara” y el tutor Antonio Ramón Chang Cardona Dr.C . declaramos la propiedad intelectual de este trabajo a favor del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, el cual podrá hacer uso del mismo cuando estime conveniente.

Diplomante: Luis Miguel Bargayó Chacón _____

Tutor: Dr.C: Antonio Ramón Chang Cardona _____

Agradecimientos



Por haber logrado llegar hasta aquí debo darle las gracias a...

- *Mis padres Urbelis Chacón y Luis Bargayó, a mi hermano Yoandry por su apoyo incondicional durante estos cinco años de trabajo y sacrificio...*
- *A todos los amigos que conocí durante este periodo, quienes siempre estuvieron allí para apoyarme aun cuando las cosas me parecían difíciles...*
- *A todo el claustro de profesores que tuvieron la gentileza de formar durante estos cinco años de estudio al profesional que soy...*
- *A todas las personas que han tenido que ver para la realización de este trabajo...*

Dedicatoria



Este trabajo se lo dedico a...

- *Mis padres Urbelis y Luis, a mi hermano Yoandry por el cariño y apoyo que me ofrecieron durante toda la etapa de estudios, no sólo en la universidad sino también durante todo mi desempeño en las enseñanzas precedentes...*
- *A toda mi familia, quienes se preocuparon por cada detalle de mi vida y me dieron la seguridad que necesitaba para lograr esta meta.*

Resumen



RESUMEN

En el presente trabajo experimental se obtuvo a escala de Unidad Demostrativa de Producción un modelo matemático estadístico exponencial con un coeficiente de distribución ($R^2= 0,993 5$) para determinar el Tiempo de Residencia real (TR) de la pulpa en las miniserias de primera Etapa de la Planta de Lixiviación de la Empresa de Punta Gorda, en función del flujo de pulpa (Q_{pulpa}) que se alimenta a cada miniserie de turbo-aireadores, caracterizado por la ecuación $TR = 10\,711(Q_{pulpa})^{-0,96}$, obtenida al emplear el Na_2CO_3 como trazador. A diferencia del tiempo de residencia medio, el TR permite operar el Q_{pulpa} calculado en las condiciones industriales de la lixiviación carbonato-amoniacoal (proceso CARON) de minerales lateríticos reducidos, en cuyo proceso, el volumen útil ($V_{\text{útil}}$) de las miniserias disminuye con el tiempo de operación sin la necesidad de emplear el valor del $V_{\text{útil}}$. Esta herramienta permite incorporar la velocidad específica del aire $-Q_a$, en $m^3 \cdot (t_{MR} \cdot \text{min})^{-1}$ como un nuevo parámetro de operación para disminuir la velocidad de cristalización de los óxidos e hidróxidos de hierro, sobre la base del volumen específico de aire $-V_a$, en $m^3 \cdot t_{MR}^{-1}$; los cuales definirán los flujos volumétricos de aire en cada turbo-aireador con la finalidad económica de incrementar los lixiviados de Ni y Co en la primera etapa de lixiviación.

Palabras claves: Tiempo de Residencia, proceso “CARON”, lixiviación carbonato-amoniacoal.

Abstract

ABSTRACT

In the presently experimental work was obtained on a scale of Demonstrative Unit of Production an exponential statistical mathematical model with a distribution coefficient ($R^2 = 0,9935$) to determine the Time of real Residence (TR) of the pulp, in the miniserie of first Stage of the Plant of Leaching of the Company of Punta Gorda, in function of the pulp flow (Q_{pulp}) that feed to each miniserie of turbo-aereator, characterized by the equation $TR = 10711(Q_{pulp})^{-0,96}$, obtained when using the Na_2CO_3 like tracer Differing to the residence time medium, the TR allows to operate the Q_{pulp} calculated under the industrial conditions of the carbonate-ammonia leaching (process CARON) of reduced mineral lateritic in whose process, the useful volume ($V_{\text{útil}}$) of the miniserie it diminishes with the time of operation without the necessity of using the value of the $V_{\text{útil}}$. This tool allows to incorporate the specific speed of the air - Q_a , in $m^3 \cdot (t_{MR} \cdot \text{min})^{-1}$ - as a new operation parameter to diminish the speed of crystallization of the oxides and iron hydroxides, on the base of the specific volume of air- V_a , in $m^3 \cdot t_{MR}^{-1}$; which will define the volumetric flows of air in each turbo-aereator with the economic purpose of increasing those leached of Ni and Co in the first leaching stage.

Key words: Residence Time, process "CARON", ammonia-carbonate leaching.

Tabla de contenido

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1 MARCO TEÓRICO	6
1.1 Fundamentos teóricos.	6
1.1.1. Influencia del flujo específico de aire y la velocidad específica.....	8
1.2 Principales problemas existentes en la Ira EL relacionados con el flujo de aire.	10
1.2.1 Pérdidas por coprecipitación segregante o adsorción del Co y Ni en la superficie de los OHH.	10
1.3 Cinética de la lixiviación.....	11
1.4 Antecedentes.....	13
1.5 Aspectos tecnológicos	14
Conclusiones del capítulo.....	15
CAPÍTULO 2 MATERIALES Y MÉTODOS	16
2.1 Instalación experimental	17
2.2 Metodología de la investigación.....	18
2.3 Método para determinar el TR_m y TR para cada una de las miniseries de la Ira EL.....	20
2.4 Metodología para calcular la cantidad de sustancia trazadora	21
2.4.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo.	21
2.4.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo	22
2.4.3 Para la prueba realizada el 9 de junio	23
2.4.4 Para la prueba realizada el 16 de julio.....	23
2.5 Procedimientos para determinar las densidades de pulpa y licor.....	23
2.5.1 Procedimiento para determinar la densidad de la pulpa	23
2.5.2 Procedimiento para determinar la densidad del licor	28
2.6 Cálculo del flujo de pulpa.....	29
2.6.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo.	29
2.6.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo	31
2.6.3 Para la prueba realizada el 9 de junio	32

2.6.4 Para la prueba realizada el 16 de julio.....	33
2.7 Determinación del tiempo de duración de la prueba	34
2.7.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo	34
2.7.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo	35
2.7.3 Para la prueba realizada el 9 de junio	36
2.7.4 Para la prueba realizada el 16 de julio.....	37
2.8 Muestreo de pulpa y licor en la instalación experimental	38
2.8.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo.	38
2.8.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo	38
2.8.3 Para la prueba realizada el 9 de junio	39
2.8.4 Para la prueba realizada el 16 de julio.....	39
2.9 MATERIALES.....	40
2.9.1 Características del Mineral alimentado a los hornos.....	41
2.9.2 Características del Licor de Lixiviación.....	41
2.9.3 Características generales del Na_2CO_3	42
Conclusiones del capítulo.....	42
CAPÍTULO 3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.....	43
Introducción.....	43
3.1 Resultados de los análisis de sodio para evaluar el tiempo de residencia. ...	43
3.2 Cálculo del tiempo de residencia medio (TR_m).....	50
3.2.1 Prueba realizada el 26 de marzo	50
3.2.2 Prueba realizada el 13 de mayo	52
3.2.3 Prueba realizada el 9 de junio	53
3.2.4 Prueba realizada el 16 de julio	54
3.2.5 Resumen de los resultados obtenidos en el acápite.....	55
3.3 Cálculo del tiempo de residencia real	55
3.3.1 Para la prueba del 26 de marzo	55
3.3.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo.	56
3.3.3 Para la prueba realizada el 9 de junio	57
3.3.4 Para la prueba realizada el 16 de julio.....	57
3.3.5 Resumen de los resultados obtenidos en el acápite.....	58
3.3 Obtención del modelo del TR en función de los Q_{pulpa}	58
3.4 Elaboración de una herramienta operacional para determinar el flujo volumétrico de aire para cada TA.	59

3.3.1 Determinación de la distribución de los flujos de MR, licor y pulpa.....	59
3.3.2 Determinación del TR de las miniserie.	68
3.3.3 Determinación de la velocidad específica de aire (Q_a).....	69
3.3.4 Determinación del volumen de aire específico ($V_{a\text{ esp.}}$), m^3/t_{MR} para cada TA.	70
Conclusiones generales	73
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	75

Introducción

INTRODUCCIÓN

La lixiviación es un proceso que se desarrolla a nivel mundial en países como Australia, Brasil y Cuba, entre otros. Cuba está catalogada como uno de los países con grandes reservas de minerales lateríticos a nivel mundial con un estimado de 15 – 25 mil millones de toneladas de níquel, después de Australia, Nueva Caledonia, Filipinas e Indonesia. Estos minerales se han desarrollado sobre cortezas de intemperismo y están caracterizados por una distribución desigual de los valores metálicos en las distintas capas que componen el perfil ferruginoso. De estos últimos se deriva, que las tecnologías diseñadas para el procesamiento de estas menas no logren un aprovechamiento racional de las mismas.

Los yacimientos lateríticos cubanos se encuentran ubicados fundamentalmente en el noroeste de la provincia de Holguín, donde se encuentran ubicadas actualmente las Industrias Metalúrgicas que procesan estos minerales, una con la tecnología ácida a presión y la otra con la tecnología carbonato amoniacal (proceso CARON). En la tabla 1 se muestran los países que desarrollan esta tecnología.

Tabla 1. Plantas industriales con tecnología “CARON”

Plantas Industriales	País	Año de fundación
Queensland Nickel (QNi)	Australia	1974
Tocantins-Niquelandia	Brasil	1980
Punta Gorda (ECG)	Cuba	1987

Se podría afirmar que la tecnología “CARON” no goza de una buena

reputación a nivel mundial porque no se ha construido ninguna otra planta después de la década del 80. Además de las dos empresas cubanas, solamente quedan en funcionamiento, Yabulu-QNI (Australia) y Tocantins-Niquelandia (Brasil). En todas, las recuperaciones generales de Ni y Co son bajas, como se puede ver en la tabla 2, limitadas en lo esencial por los extractables de la operación de reducción y sus extracciones de Co en la lixiviación.

La lixiviación industrial del Proceso CARON que se desarrolla actualmente en la Empresa Comandante “Ernesto Che Guevara” (ECG) en el poblado de Punta Gorda, municipio de Moa, provincia de Holguín, Cuba, tiene la particularidad de desarrollarse en tres series de turbo-aireadores (TA), cada una de las cuales está compuesta por dos miniserias de cuatro TA y en la entrada de cada serie existe una caja distribuidora encargada de distribuir el flujo de pulpa lo más equitativo posible, como se representa en la figura 3. Esta innovación se realizó en la década de los años 90, debido al incremento de la productividad de la Planta de Hornos de Reducción (PHR) por la introducción de petróleo aditivo al mineral alimentado. Sin embargo, una de las dificultades de este planteamiento ingenieril para la lixiviación es el desbalance de los lixiviados de Ni y Co entre miniserias (Chang et al. 2015b). En la tabla 2 se muestran los extractables, extracciones y recuperación de Ni y Co en las diferentes industrias con proceso “CARON” a nivel mundial.

Tabla 2. Parámetros operacionales de las plantas a nivel mundial con tecnología “CARON” (Chang Cardona A. 2013)

PLANTAS	Punta. Gorda	NONOC	YABULU		Niquelandia Tocantins 1999
			1982 (GRV)	1998 (QNI)	
Extractables, Ni (%) Co	80-82	82	82	82-84	75
	56-60	50	65	55-60	45
Extracciones, Ni (%) Co	78-79	79-80	81-82	80-82	73
	35-38	45-47	59-60	40-44	33
Recuperación, Ni (%) Co	73 - 75	78	70-72	81	< 73
	30 - 35	39	40-45	40	< 33

En la tabla 2 se puede ver con claridad que la ECG, es la planta con los porcentajes más bajos en estos indicadores, esto es provocado por la desigualdad de flujos de pulpa (Q_{pulp}) después de suministrarla a la caja distribuidora de cada serie por la tubería (hay dos tuberías) más cercana a una miniserie dada o causado por obstrucciones de costras de mineral reducido (MR) en alguna de las dos tuberías de alimentación a las miniseries.

Para alcanzar una elevada productividad por Ni y Co en la primera etapa de lixiviación (Ira EL), bajo el supuesto que todas las miniseries cuenten con la misma cantidad de TA, se necesita de que todas las miniseries garanticen el procesamiento de flujos de pulpa muy cercanas entre sí para obtener elevados Lixiviados de Ni y Co como resultado de una correcta distribución de pulpa y un correcto cálculo de los flujos de aire, los cuales permiten aprovechar la capacidad del equipamiento instalado. Este problema puede ser resuelto determinando experimentalmente el tiempo de residencia real (TR) en cada miniserie para calcular sus

correspondientes Q_{pulp} , lo cual permitirá optimizar los flujos de aire para cada miniserie (Chang et al. 2015 a).

Situación problemática

El desbalance de los Lixiviados de Ni y Co entre miniseries provocado por la desigualdad de los Q_{pulp} alimentados a estas y la igualdad de flujos de aire a sus TA que trae como consecuencia pérdidas considerables de Ni y Co.

Problema de investigación

La no existencia en la Planta de una herramienta metodológica para calcular la distribución de los flujos de pulpa y aire a los TA de primera etapa de lixiviación para evitar los desbalances de lixiviados de Ni y Co.

Objeto de estudio

Proceso de extracción de Ni y Co a partir de minerales reducidos por la tecnología carbonato amoniacal en la primera etapa de lixiviación en la ECG.

Campo de acción

El tiempo de residencia de la pulpa en las miniseries de la primera etapa de lixiviación de empresa ECG

Hipótesis

Si se logra obtener un modelo experimental para predecir el tiempo de residencia real (TR) en función del flujo de pulpa (Q_{pulp}), éste puede servir como herramienta metodológica para calcular la distribución de Q_{pulp} por miniserie y sus correspondientes flujos de aire (Q_a) por turboaireador (TA) para evitar el desbalance significativo de lixiviados de Ni y Co en la Planta de Lixiviación.

Lo anterior define el ***objetivo general*** del presente trabajo, el cual se puede enunciar de la forma siguiente: Fundamentar una metodología experimental para obtener un modelo predictivo del TR en función del Q_{pulp} que sirva como herramienta metodológica para calcular la

distribución de éste por miniserie y sus correspondientes Q_a por TA, lo cual evitará el desbalance significativo de lixiviados de Ni y Co con la finalidad de incrementar la producción de estos en la empresa ECG.

Para darle cumplimiento al objetivo general antes enunciado se plantean los siguientes **objetivos específicos**:

- ❖ Fundamentar una metodología experimental y de procesamiento de sus resultados, basada en el uso del carbonato de sodio como trazador, que permita determinar el TR de lixiviaciones continuas de pulpas heterogéneas en miniseries de reactores con agitación mecánica como los TA.
- ❖ Modificar la metodología de procesamiento de los resultados analíticos de las concentraciones de Na en el tiempo para determinar el TR con el empleo de hojas de cálculos como la de Microsoft EXCEL 2010.
- ❖ Obtener experimentalmente a escala de Unidad Demostrativa de Producción (UDP) un modelo matemático estadístico exponencial para determinar el TR de la pulpa en las miniseries de Ira EL de la Planta de Lixiviación de la Empresa ECG en función del flujo de pulpa que se alimenta a cada una de estas.
- ❖ Elaborar una herramienta para operar el aire a partir del modelo de TR en función del Q_{pulp} , el cual permita calcular Q_a como nuevo parámetro de aireación, basado en el V_a ya existente, para determinar los flujos volumétricos de aire en cada TA, según el deseo tecnológico de dirección del proceso.

CAPÍTULO 1

MARCO TEÓRICO

MARCO TEÓRICO

Introducción

En la realización de cada trabajo investigativo es necesario realizar una amplia revisión bibliográfica de los antecedentes de la temática a investigar. Todo esto posibilita una buena comprensión teórica del tema a estudiar, lo que facilita un juicio real de la situación actual en que se encuentra esa línea de investigación.

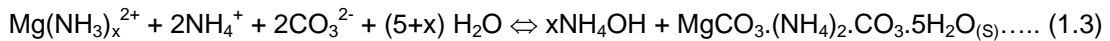
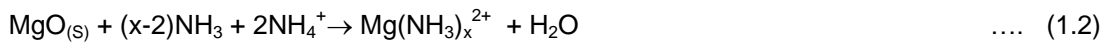
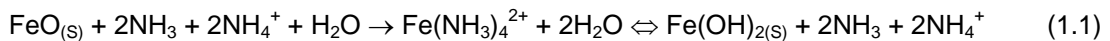
Además es necesario tener visión clara de los fundamentos teóricos del proceso de lixiviación, en el incremento de la eficiencia metalúrgica del níquel y cobalto, para una mejor comprensión de la investigación. Todo esto ayudará a la elaboración de un algoritmo de trabajo en función del problema de estudio y los objetivos planteados.

El **objetivo principal** de este capítulo es realizar una fundamentación sobre los aspectos teóricos-tecnológicos del proceso de lixiviación carbonato amoniacal a partir de resultados obtenidos en otras investigaciones con el propósito de demostrar los problemas científicos experimentales que serán resueltos en el presente trabajo.

1.1 Fundamentos teóricos.

Las reacciones químicas del proceso de lixiviación fueron demostradas durante los años 1970 – 1989 en San Petersburgo por el equipo de trabajo dirigido por Dobrojtov, G.N, y posteriormente, por su cercano colaborador Chang Cardona, A. R.; las cuales se sintetizan en el artículo (Chang y Vargas, 2009) como se expone a continuación:

Estas comienzan a efectuarse en las tuberías del tramo tanques de contacto, distribuidor de pulpa y tuberías hasta la entrada a cada serie de TA producto de la energía mecánica que es suministrada a la pulpa durante su transportación, y a la acción química de los componentes del licor lixiviante: NH₃, CO₂, iones del Ni²⁺, Co³⁺, S₂O₃²⁻ que determinan la solubilidad y oxidación de los metales y sus óxidos por las interacciones físico-químicas siguientes:

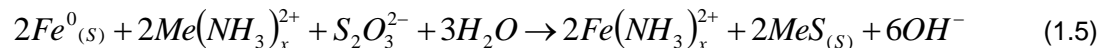


Cuando la solubilidad del Mg es favorecida, dicha sal doble de Mg se precipita en las tuberías del sistema, en las paredes o placas de los enfriadores de licor y en las paletas de los agitadores, disminuyendo el tiempo de campaña de los mismos, y por tanto la productividad de la planta.

El Co (III) presente en el licor de recirculación puede oxidar a los metales y ferroaleaciones:

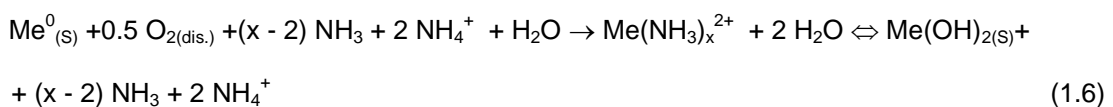


La cual compete con la reacción de oxidación – reducción (redox):



Para tener una idea del grado de lixiviación del Ni y el Co en este tramo, la práctica ha demostrado que se puede extraer hasta un 40 % de Ni y un 12 % de Co, o sea, casi la mitad de todo el Ni que se lixivía respecto a la mena alimentada a hornos de reducción.

Las reacciones (1.1-1.5) continúan con mayor intensidad en los TA, junto a la oxidación masiva de los metales y sus iones por las reacciones principales:

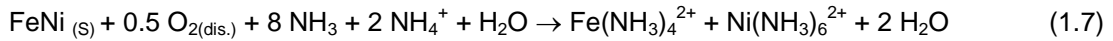


donde:

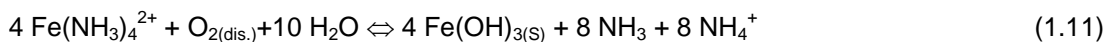
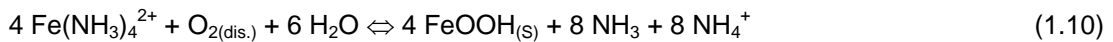
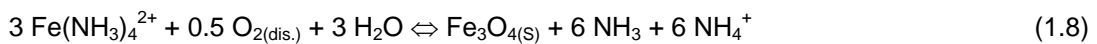
x para Fe y Cu es 2, 3 y 4 y para Ni y Co es 2, 3; 4, 5 y 6.

$O_{2(\text{dis.})}$ – Oxígeno disuelto.

Análogamente, para las aleaciones de FeNi, FeCo o FeNiCo:



De todo lo anterior se deduce, que la lixiviación del Ni, el Co y sus ferroaleaciones transcurre en competencia con varias reacciones que la frenan, cuya resultante determinará las extracciones de Ni y Co. A esto, hay que sumarle el alto contenido de Fe soluble en la MR y la elevada inestabilidad de sus iones complejos en el licor lixivante, que constituyen un alto riesgo para sus extracciones finales, ya que paralelamente ocurren otros procesos como la oxidación e hidrólisis de los iones de hierro por las reacciones secundarias siguientes:

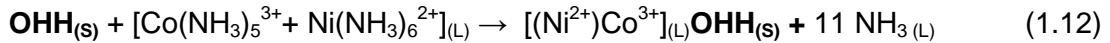


1.1.1. Influencia del flujo específico de aire y la velocidad específica

En el proceso de lixiviación un mal manejo de los Q_a que son suministrados hacia cada miniserie de TA puede traer como consecuencia una disminución apreciable de los lixiviados de Co, y en menor medida, de Ni por las pérdidas por coprecipitación segregante con los (OHH). Estas transcurren paralelamente a las de hidrólisis. Por cuanto, el mineral reducido contiene la mayor masa de Fe soluble que por la elevada inestabilidad de sus amoniacatos se hidrolizan y oxidan fácilmente, esto hace posible que el Ni y el Co se pueda perder en grandes cantidades debido a las grandes cantidades de OHH que forman durante la lixiviación, en la que es mayoría la goethita (Chang y Boskovski, 1995).

Las pérdidas por coprecipitación segregante se fundamentan en la teoría de cristalización de un sólido a partir de un licor que contiene sus iones (Zelikman, 1983). Por tanto, al aumentar la velocidad de cristalización, provocada por la velocidad específica del flujo de aire Q_a , en $\text{m}^3 \cdot (\text{t}_{\text{MR}} \cdot \text{min})^{-1}$,

se obtendrán cristales más finos y amorfos que adsorberán en su superficie a los iones de metales, y los que posean menor radio iónico más profundo, penetrarán en las cavidades del OHH formado, del cual será difícil de extraer, aunque parte de estas, pueden ser recuperadas (Chang, 1989, 2000) durante la lixiviación y el lavado, sobre todo, las de Ni.



Varios autores. (Queneau, et al. 1986; Chang, et al. 1989, 1998, 2000) han demostrado que es posible disminuir dichas pérdidas al optimizar Q_a y V_a ($\text{m}^3 \cdot \text{t}_{\text{MR}}^{-1}$), lo cual se manifiesta en la constante de velocidad de oxidación del hierro (K) como se muestra en la figura 1. En esta se observa que las extracciones de Co (ECo) disminuyen con el aumento de la velocidad específica de aireación Q_a .

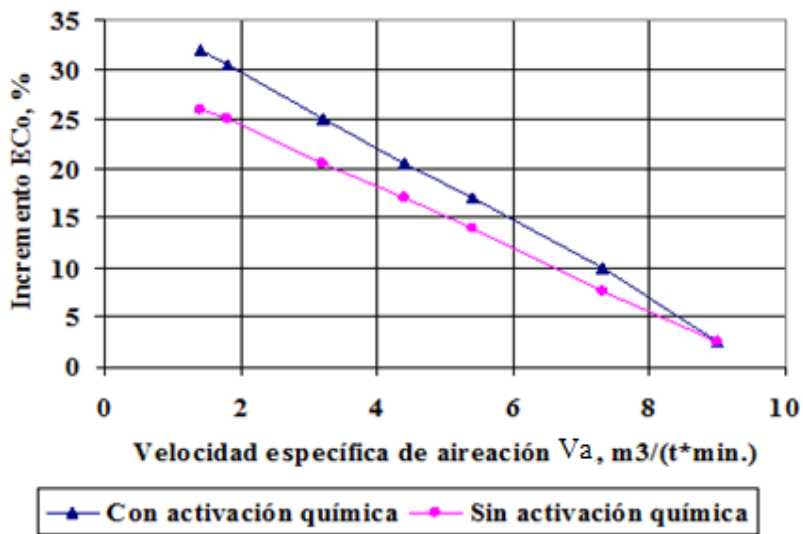


Figura 1. Influencia de la velocidad de aireación sobre la extracción relativa de Co. Fuente (Chang et al, 1989).

Por otra parte, mientras mayor sean las velocidades de aireación mayor será la probabilidad de que ocurran crisis de sedimentación en los sedimentadores de primera etapa de lixiviación, lo que obliga a usar más floculante para clarificar el reboso de licor producto, y evitar el riesgo de hacer inoperable la tecnología.

La utilidad de este conocimiento y su confirmación industrial nos permitirá explicar las posibles causas de las diferencias de los LixNi y Co entre las miniserias estudiadas, así como indica la necesidad de controlar los flujos de aire en los TA, el tonelaje de MR a los TC y su distribución por Serie, además del TR en cada miniserie con el propósito de determinar las condiciones de aireación de dichas miniserias, lo cual se tendrá en cuenta en el diseño de los experimentos del presente trabajo. $\text{m}^3 \cdot (\text{t}_{\text{MR}} \cdot \text{min})^{-1}$

1.2 Principales problemas existentes en la Ira EL relacionados con el flujo de aire.

1.2.1 Pérdidas por coprecipitación segregante o adsorción del Co y Ni en la superficie de los OHH.

Este tipo de pérdida transcurre paralelamente a las pérdidas de Co con los OHH y por la formación de soluciones sólidas con la maghemita, siendo la más peligrosa porque participa toda la masa de OHH formada durante la lixiviación, en la que es mayoría la goethita, aunque algunos autores en las décadas del 60 hasta el año 80 lo confundieron con el $\text{Fe}(\text{OH})_3$, incluso les atribuyeron ambos tipos de pérdidas lo que es comprensible por el estado del conocimiento sobre el tema en aquella época (Chang y Vargas 2009).

Numerosas investigaciones han validado la teoría y regularidades de la cristalización de compuestos a partir de soluciones, lo que ha permitido darle un nuevo enfoque al diagnóstico de este tipo de pérdida, cuyo síntoma consiste en la disminución lineal brusca de la extracción de Co con el aumento de la velocidad específica de aireación Q_a , $\text{m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$. Sin embargo, como se demuestra en (Rojas, 2013) el problema de la optimización del aire es más complejo, debido a que para cada calidad de MR, valorada por su contenido de Fe (II), existirá un flujo de aire óptimo que permitirá maximizar las extracciones de Ni y Co. Por tanto, cada planta industrial debe precisar dichos valores en un compromiso técnico-económico, de acuerdo a sus particularidades

1.3 Cinética de la lixiviación

La cinética de las reacciones de lixiviación del Ni y el Co ha sido estudiada por numerosos autores, pero los resultados más significativos que se corresponden en mayor medida con la práctica industrial son los publicados en los trabajos (Chang, 1989, 1990, 2009 b y Fiffe, 1985). Si la MR es constante y no se considera el efecto oxidante de los iones Co^{3+} y tiosulfato, se puede ilustrar la influencia de cada variable sobre la velocidad de disolución del Ni por el orden de la reacción (exponentes sobre las variables) en la ecuación cinética del régimen mixto o de transición, según Fiffe, 1985, en el intervalo de temperatura 308-323 K (35-50 °C), pero escrita de la forma siguiente:

$$\frac{d\alpha}{d\tau} = 1,25 \cdot 10^4 \cdot e^{-\left(\frac{8,49}{T}\right)} \cdot [\text{NH}_3]^{1,06} \cdot [\text{CO}_2]^{-0,38} \cdot K_{O_2}^{1,21} \cdot P_{O_2}^{1,21} \cdot S_0^{1,03} \cdot (1-\alpha)^{1,03} \quad (1.13)$$

dónde:

α : grado de disolución del Ni; K_{O_2} y P_{O_2} son el coeficiente de solubilidad y la presión parcial del oxígeno;

S_0 : área específica de las partículas de Ni;

T: temperatura de lixiviación;

τ : tiempo de lixiviación.

Como significativo en la expresión (1.13), se puede ver que la relación de

concentraciones RC $(\text{NH}_3 / \text{CO}_2) = \frac{[\text{NH}_3]^{1,06}}{[\text{CO}_2]^{0,38}}$ tiene un gran peso sobre la

velocidad de disolución del Ni, considerando, que el exponente del CO_2 es mucho menor que uno, lo que revela un mecanismo de influencia complejo entre el sólido y los compuestos disueltos, además, cuantitativamente, hace crecer el valor absoluto de dicha división, cuando se calcule α por su ecuación integrada. El resto de las variables, caracterizan el régimen difusivo, al alcanzar un primer orden de reacción al igual que el NH_3 . Aunque la difusión transcurre con una elevada resistencia, lo cual ha sido confirmado al procesar los datos cinéticos de la lixiviación de MR de Nicaro a escala de banco (26 dm^3 de pulpa) por la ecuación de Jander (Chang et al, 1988,

1989; Chang, 1989), que modela la difusión tridimensional (esférica) de las partículas de Ni, caracterizando el régimen mixto:

$$1 - [1 - \alpha(\tau)]^{1/3} = K \cdot \tau^2 \quad (1.14)$$

donde:

K es la constante de velocidad de disolución del Ni, Co, en $L \cdot h^{-1}$

$\alpha(\tau)$ es el grado de lixiviación del Ni durante el tiempo de aireación, en fracciones de unidades.

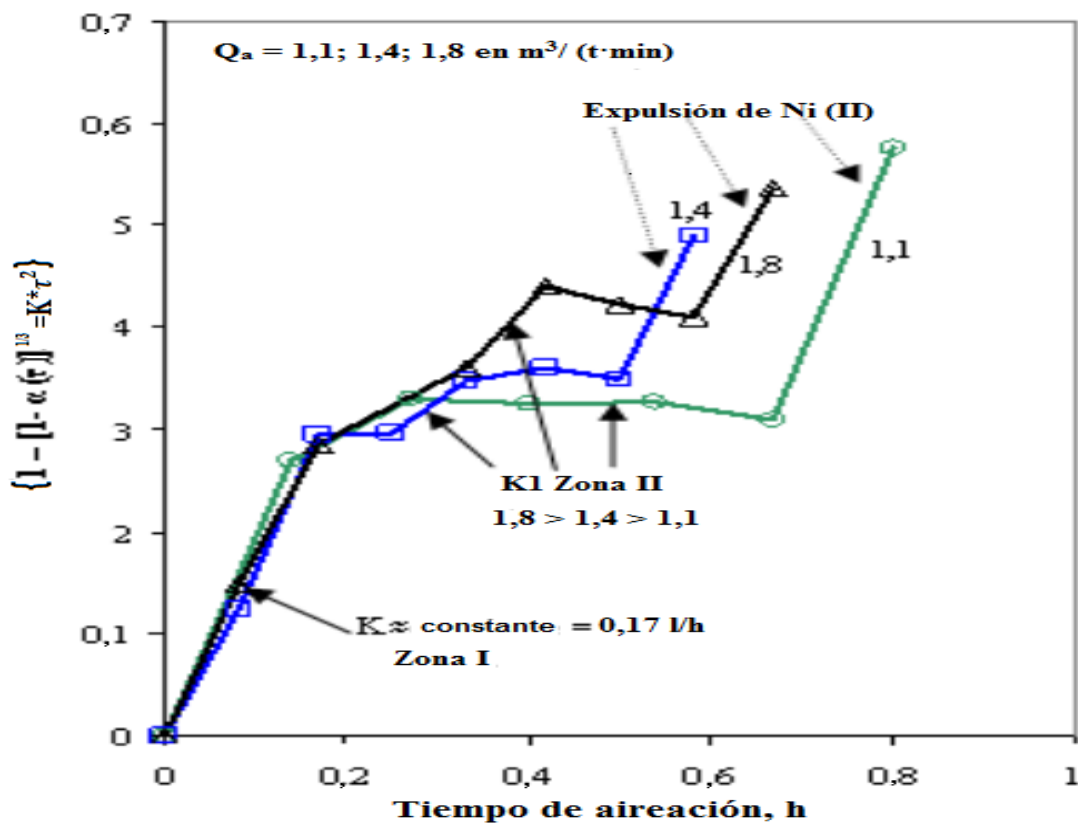


Figura 2. Cinética de la 1ra etapa de lixiviación del Ni por la ecuación de Jander para una MR de Nicaro. Fuente (Chang et al, 1989)

Al graficar la ecuación (1.14) en los ejes de coordenadas, entonces se puede determinar K, a partir de las regularidades de la primera etapa de lixiviación del Ni que se muestran en la figura 2, la cual fue obtenida para un mismo tipo de MR y un licor lixivante, que contiene NH_3 , CO_2 en el rango de su composición óptima, y solo se varió la concentración de Co (II) para analizar su influencia sobre la cinética de lixiviación y las pérdidas de Co. Por tal razón, no se expondrá la figura para el Co, pues como se mostró en (Chang et al, 2009 a), sus máximos de extracciones y constantes de velocidad

(sobre todo, en la zona I) disminuyen, tanto con el incremento de la concentración de Co (C_{Co}), como con el aumento de la velocidad específica de aireación (Q_a). Sin embargo, en la zona I, la cinética de la lixiviación del Ni no depende de la C_{Co} (Chang et al, 1989 y Chang 1990) mientras que al aumentar Q_a , en $m^3 \cdot (t \cdot \min)^{-1}$ desde 1,1 hasta 1,8; en la primera zona de aireación se observa un comportamiento acorde con la ecuación de Jander, obteniéndose una clara línea recta, como promedio, que no depende de Q_a con un valor de $K = 0,17 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$, confirmándose la presencia del régimen mixto con predominio de la composición del licor y la temperatura. Después del primer máximo, se vuelve a manifestar otra línea recta, seguido de un segundo máximo que se ordena de mayor a menor Q_a , caracterizando al régimen difusivo, al ser sus constantes de velocidad K_1 diferentes entre sí, las cuales crecen linealmente con el aumento de Q_a (Chang et al, 1989 y Chang et al, 1994). Posteriormente, se vuelve a interrumpir la regularidad con un decrecimiento de sus máximos relacionado con la coprecipitación de Ni con los OHH por segregación, que para el caso de sus iones divalentes, se expulsan en la tercera zona con acentuada expresividad, lo que no sucede con el Co por las causas analizadas en (Chang et al, 2009 b)

La utilidad de este conocimiento y su confirmación industrial nos permitirá diseñar una herramienta operacional para dirigir los parámetros de aireación según el deseo tecnológico en correspondencia con las regularidades cinéticas analizadas.

1.4 Antecedente

Como antecedente para la realización de este trabajo se tiene el trabajo de investigación desarrollado por Armando Rojas Vargas en la planta de lixiviación de "Nicaro". En dicha investigación se utilizó como sustancia trazadora el $\text{Ca}(\text{OH})_2$, la cual fue introducida en los tanques de contacto de dicha planta (Rojas Vargas, A. 2008). En la misma se determinó solamente el tiempo de residencia medio e incluso hubo problemas en los análisis de las concentraciones de Ca, por lo que no se pudo obtener un modelo matemático estadístico del TR_m en función del Q_{pulpa} . En este trabajo no se consideró el TR, el cual se corresponde con los Q_{pulpa} reales, por lo que esto

se considera como el principal problema científico a resolver en el presente trabajo.

La utilidad de este antecedente nos indica la necesidad de cambiar el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ y en su lugar utilizar el Na_2CO_3 como trazador y en vez de introducir el trazador en los tanques de contacto se suministrará a la caja distribuidora de la serie (ver figura 3).

También se determinará el TR_m para determinar la correlación de Q_{pulpa} real de las miniserias y posteriormente se determinará el TR que garantizará el Q_{pulpa} total que entra a la serie, lo cual permitirá hallar el modelo matemático estadístico del TR en función de los Q_{pulpa} el cual posibilitará la obtención de una herramienta técnico-operacional para dirigir los parámetros de aireación en la Ira EL.

1.5 Aspectos tecnológicos

La lixiviación industrial del Proceso CARON que se desarrolla actualmente en la Empresa Comandante “Ernesto Che Guevara” (ECG) tiene la particularidad de desarrollarse en tres series de turbo-aireadores (TA), cada uno de los cuales está compuesto por dos miniserias de cuatro TA como se representa en la figura 3. Sin embargo, una de las dificultades de este planteamiento ingenieril para la lixiviación es el desbalance de los Lixiviados de Ni y Co entre miniserias provocado por la desigualdad de los flujos de pulpa (Q_{pulpa}) después de suministrarla a la caja distribuidora de cada serie por la tubería (son dos, una de reserva y la otra en operación), también esta desigualdad puede ser causada por obstrucciones en la tubería de alimentación de cada miniserie.

Teniendo en cuenta todos los problemas planteados anteriormente se hace imprescindible la utilización de una herramienta operacional para la regulación del aire para cada miniserie, y a su vez para cada TA. Para darle solución a este problema se procederá a la obtención de un modelo matemático estadístico del TR en función del Q_{pulpa} para poder determinar la distribución del aire para cada TA. En el capítulo 2 se expondrá una

metodología para darle cumplimiento a los objetivos expuestos en este capítulo.

Conclusiones del capítulo

- Se expusieron los principales problemas existentes en la Ira EL de la ECG relacionados con los parámetros de aireación a cada TA, por la no existencia de un modelo del TR en función del flujo volumétrico de pulpa, que considere la disminución del volumen útil de la miniserie durante el tiempo de operación. Esto constituye el problema científico principal del trabajo.
- Se demostró que sin el modelo de TR antes mencionado, en la Planta de Lixiviación no es posible calcular la velocidad específica de aireación $-Q_a$, en $m^3 \cdot (t_{MR} \cdot \text{min})^{-1}$ en la Ira EL para cada miniserie y TA, sobre la base del flujo de aire específico existente $-V_a$, en $m^3 \cdot t_{MR}^{-1}$, que definirán los flujos volumétricos de aire $-Q_v$, $m^3 \cdot h^{-1}$ a suministrar a cada TA, lo cual permitirá introducir un nuevo parámetro de operación del aire con vista a disminuir las pérdidas de Ni y Co por coprecipitación segregante con los OHH en la Ira EL.
- Se demostró que en condiciones industriales no existe una herramienta técnico-operacional que permita dirigir los parámetros de aireación $-Q_a$, V_a y Q_v según el deseo tecnológico que se corresponda con las regularidades cinéticas de la Ira EL y la disminución de las pérdidas de Co y Ni con los OHH.

CAPÍTULO 2

MATERIALES Y

MÉTODOS

MATERIALES Y MÉTODOS

Introducción

El objetivo principal del presente capítulo es desarrollar una metodología científico - experimental confiable que permita demostrar la hipótesis científica a una escala de UDP para tratar de dar solución a los problemas científicos que se establecieron en el capítulo 1 con el propósito de garantizar el objetivo general.

La particularidad del modelo a obtener en condiciones industriales para su empleo como parte de una herramienta operacional que permita calcular los flujos de aire por TA exige la determinación de un tiempo de residencia que se le denomina real- (TR)-, el cual corresponde al flujo de pulpa calculado para dichas condiciones experimentales. Esto hace diferente el método tradicional de procesamiento de los resultados que se obtienen por el procedimiento para obtener el tiempo de residencia medio al emplear el carbonato de sodio como trazador. En este sentido la hipótesis científico-experimental se puede redactar de la manera siguiente:

Si se obtiene un modelo experimental del tiempo de residencia real en función del flujo de pulpa que se alimenta a cada miniserie de la Ira EL de la Planta de Lixiviación en un rango de valores representativo del trabajo de estas para un año, entonces, dicho modelo se podrá emplear como parte de una herramienta operacional que permitirá calcular los flujos de aire por TA, basada en la cuantificación de la correlación de flujos de pulpa, obtenidos mediante el uso de una sustancia trazadora como el carbonato de sodio.

Por consiguiente, para demostrar esta hipótesis se procederá a explicar los métodos y materiales que serán empleados en la presente investigación.

2.1 Instalación experimental

En la figura 3 se muestra la instalación experimental en la que se desarrolla este trabajo.

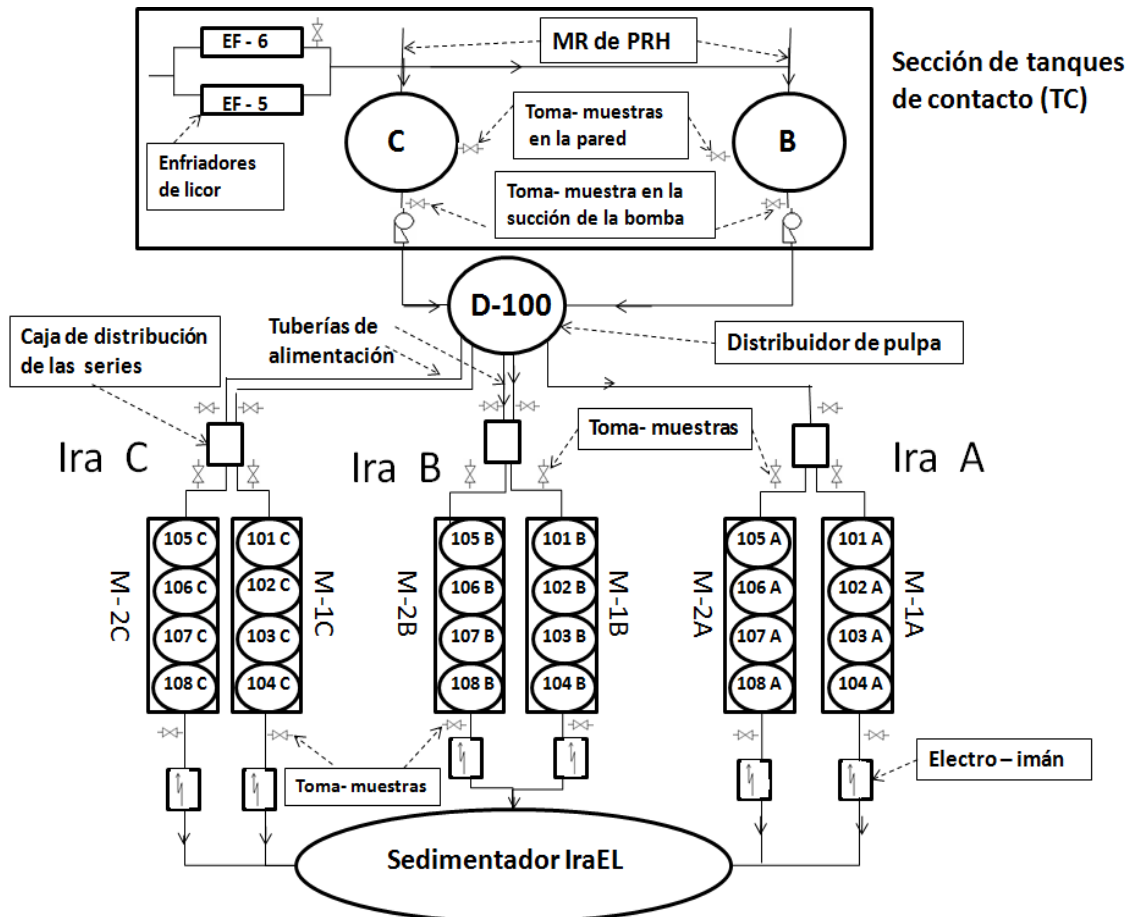


Figura 3 Caracterización de la Unidad Demostrativa de Producción.

Dicha instalación está compuesta por la sección de tanques de contacto, sección a la cual se le añade el MR procedente de la planta de Hornos de Reducción por medio de una canal, dichos tanques tienen instalados un toma muestra en la pared y en la tubería de succión de la bomba, mediante la cual es bombeada la pulpa hacia el distribuidor 100 que es el encargado de distribuirla uniformemente para cada una de las tres series de Ira EL, cada serie posee una caja distribuidora, la cual tiene la función de dividir el flujo de pulpa de forma equitativa para cada una de las dos miniseries, los toma muestras se encuentran ubicados antes de la caja distribuidora, en la

entrada y la salida de cada una de dichas miniserias. Luego la pulpa que sale de cada una de las tres series se deposita en el sedimentador de Ira EL como se muestra en la figura 3.

2.2 Metodología de la investigación

Los **fundamentos teóricos** para determinar los tiempos de residencia medio en sistemas ideales son bien conocidos en la literatura clásica de la Ingeniería Química (Walas, 1997). Los problemas que surgen al aplicarlos en la industria son consecuencia de las particularidades de los sistemas analizados, sobre todo, los heterogéneos, en los que participan materiales sólidos pesados y con altos contenidos en sus pulpas, ya que en procesos continuos, la cascada de reactores con agitación mecánica varía su volumen útil durante el tiempo de operación al depositarse dichas partículas. Esta circunstancia cambia el concepto de interpretación de los resultados experimentales para procesarlos en correspondencia con la complejidad del caso que se estudie.

Para determinar experimentalmente el tiempo de residencia se debe alimentar una masa de sustancia trazadora inerte al sistema, muestrear a un intervalo de tiempo fijo, determinar la concentración del trazador por un método analítico y calcular el TR_m aplicando un método numérico para calcular el área bajo la curva de distribución.

Como sustancia trazadora se utilizan: carbonato de sodio (Soda Ash), cloruro de sodio y el hidróxido de calcio. Para la lixiviación es recomendable que el catión del metal pase al licor por la facilidad del muestreo y la confiabilidad de su análisis cuantitativo, por lo que se selecciona la Soda Ash. El carbonato de sodio (Na_2CO_3) es un electrólito fuerte, soluble en agua y se disuelve liberando iones de sodio.

El Tiempo de Retención Teórico (TR_T) de la mayoría de las partículas del mineral reducido (MR) en cada miniserie es el cociente del volumen útil de los TA en esta ($V_{\text{útil}}$, m^3) entre el flujo volumétrico de la pulpa (Q_{pulpa} , $m^3 \cdot h^{-1}$) que se alimenta a la misma.

$$TR_T = \frac{V_{\text{útil}}}{Q_{\text{pulpa}}}, h \quad (1)$$

El tiempo de retención experimental o tiempo medio de residencia (TR_m) se calcula por la expresión:

$$TR_m = \frac{\sum_{i=0}^n t_i \cdot (C_i - C_0)}{\sum_{i=0}^n (C_i - C_0)} \quad (2)$$

donde:

C_0 - concentración de Na en licor en la muestra cero, tomada antes de suministrar el carbonato de sodio a la caja de distribución, considerado el tiempo inicial (t_0).

C_i - concentraciones de Na en las muestras, tomadas a cada tiempo (t_i).

Tabla 4. Organización de los resultados experimentales para calcular el TR_m .

No.	Tiempo, (h)	C(Na), (g/L) · 10 ⁻³	(C-C ₀), (mg/L)	(C-C ₀)·t , (mg·h/L)
0	t ₀ =0	C ₀	0	0
1	t ₁	C ₁	C ₁ -C ₀	(C ₁ -C ₀) · t ₁
2	t ₂	C ₂	C ₂ -C ₀	(C ₂ -C ₀) · t ₂
.				
n	t _i	C _i	C _i -C ₀	(C _i -C ₀) · t _i
Σ			$\sum_{i=1}^n (C_i - C_0)$	$\sum_{i=1}^n (C_i - C_0) \cdot t_i$

Cuando los TR_m en las dos miniserias de lixiviación dan valores apreciablemente diferentes al calcularlos por la ecuación (1), considerando que el $V_{\text{útil}}$ es constante, se obtendrán valores de flujos de pulpa, también diferentes, cuya suma no se corresponde con el Q_{pulpa} que se alimentó a la serie de Ira EL. Tal síntoma indica la necesidad de ajustar los TR_m con vista a obtener el valor calculado de Q_{pulpa} . En caso que la serie tenga tiempo trabajando, entonces, hay que ajustar el $V_{\text{útil}}$ asumido para la miniserie.

Con el propósito de garantizar diferentes flujos de pulpa en un amplio rango de valores que abarquen los empleados en la Planta de Lixiviación durante un año típico de producción se realizaron cuatro pruebas seleccionadas en las fechas siguientes: 26 de marzo, 13 de mayo, 9 de junio y 16 de julio.

2.3 Método para determinar el TR_m y TR para cada una de las miniserias de la Ira EL.

En la tabla 5 se señalan en amarillo la zona contigua de los máximos valores de concentración de Na en la M-1B, y en verde claro, la de la M-2B.

Una vez que se tienen los valores de las sumas de la diferencia de concentraciones de sodio multiplicadas por el tiempo de toma de las muestras, se dividen entre el valor de las sumas de las diferencias de las concentraciones de sodio sin considerar el tiempo, obteniéndose de esta manera el TR_m de cada una de las miniserias empleando la expresión (2). Este TR_m permitirá determinar los flujos de pulpa para cada una de las miniserias al despejarlos de la expresión (1), así como sus coeficientes de distribución, cuando se obtengan estos flujos se deberá comparar con el flujo de pulpa alimentado a la serie, como en la mayoría de los casos estos dos valores difieren, hay que reajustar nuevamente dichos flujos, utilizando para esto el producto del flujo de pulpa y el coeficiente de distribución de cada miniserie, luego utilizando la expresión (1) se calcularán los tiempos de residencia reales, los cuales deberán encontrarse en la región contigua marcada en la tabla para cada una de las miniserias, por ejemplo para la miniserie M-1B este debe encontrarse de (75-130) min, mientras que para la miniserie M-2B se encontrarán entre (80-115) min, ya que en estos intervalos es donde se encuentran los máximos valores de concentración de sodio en el licor a la salida de cada una de las miniserias. Para el resto de las pruebas se realiza el mismo procedimiento, dichos resultados se mostrarán en el capítulo 3.

Tabla 5. Resultados experimentales de la prueba realizada el 26 de marzo.

No.	Tiempo	Na		M- 1B		Na		M- 2B	
	(min)	g/l	(g/l)·10 ⁻³	C-C	(C-C)*t	g/l	(g/l)·10 ⁻³	C-C	(C-C)*t
1	0	0,068	68	68	0,0	0,063	63	0	0
2	20	0,095	95	95	31,7	0,099	99	36	12,0
3	25	0,116	116	116	48,3	0,105	105	42	17,5
4	30	0,242	242	242	121,0	0,112	112	49	24,5
5	35	0,209	209	209	121,9	0,107	107	44	25,7
6	40	0,181	181	181	120,7	0,119	119	56	37,3
7	45	0,210	210	210	157,5	0,131	131	68	51,0
8	50	0,172	172	172	143,3	0,133	133	70	58,3
9	55	0,226	226	226	207,2	0,151	151	88	80,7
10	60	0,252	252	252	252,0	0,154	154	91	91,0
11	65	0,302	302	302	327,2	0,173	173	110	119,2
12	70	0,281	281	281	327,8	0,171	171	108	126,0
13	75	0,313	313	313	391,3	0,180	180	117	146,3
14	80	0,315	315	315	420,0	0,188	188	125	166,7
15	85	0,328	328	328	464,7	0,185	185	122	172,8
16	90	0,351	351	351	526,5	0,193	193	130	195,0
17	95	0,344	344	344	544,7	0,202	202	139	220,1
18	100	0,355	355	355	591,7	0,203	203	140	233,3
19	105	0,337	337	337	589,8	0,212	212	149	260,8
20	110	0,332	332	332	608,7	0,216	216	153	280,5
21	115	0,339	339	339	649,8	0,208	208	145	277,9
22	120	0,312	312	312	624,0	0,170	170	107	214,0
23	125	0,327	327	327	681,3	0,187	187	124	258,3
24	130	0,327	327	327	708,5	0,203	203	140	303,3
25	135	0,295	295	295	663,8	0,178	178	115	258,8
26	140	0,293	293	293	683,7	0,207	207	144	336,0
27	145	0,311	311	311	751,6	0,205	205	142	343,2
28	150	0,284	284	284	710,0	0,206	206	143	357,5
29	155	0,277	277	277	715,6	0,202	202	139	359,1
30	160	0,261	261	261	696,0	0,209	209	146	389,3
			SUMA	8 055	12 880		SUMA	3 182	5 416

2.4 Metodología para calcular la cantidad de sustancia trazadora

2.4.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo.

La sustancia trazadora Na_2CO_3 que se utilizó fue comprada en los almacenes del Centro de Investigaciones y Desarrollo de la Industria del Níquel (CEDINIQ) en Moa. La cantidad empleada se calculó por la expresión:

$$P = \frac{V_{\text{útil}} \cdot k \cdot C}{I \cdot 10^3} \quad (3)$$

donde:

K: constante de corrección por el peso molecular de la sustancia respecto al producto del peso atómico del metal y la cantidad de átomos de éste en la sustancia. Para el carbonato de sodio, K será igual a:

$$K = \frac{12,01 + 3 \cdot 15,99 + 2 \cdot 22,99}{2 \cdot 22,99} = 2,30$$

C: concentración mínima de Na estimada en el licor ($140 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$).

I: grado de pureza del trazador 90 % (0,9 en fracción de la unidad).

$$P = \frac{224 \cdot 2,3 \cdot 140}{0,9 \cdot 1000} = 80,3 \text{ kg}$$

Si se considera un exceso del 20 %, entonces, para cada miniserie se debe solicitar al almacén la cantidad de: $P_{\text{exc}} = 80,3 \cdot 1,2 = 96 \text{ kg}$.

Durante la manipulación de la muestra se pierde una parte de dicha masa en las operaciones de re-envase en paquetes más pequeños que permita ser cargados por una persona y facilite su transportación hasta el nivel superior de la plataforma de trabajo de la serie primera B, y posteriormente, colocar todos los paquetes sobre la caja de distribución que es el punto más alto, donde se echará. Antes de alimentar el trazador se destapan los dos primeros TA de cada miniserie (101 B y 105 B) para evitar la sobrepresión en la caja distribuidora.

2.4.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo

Para dicha prueba se pudo confirmar un volumen útil operacional $221,8 \text{ m}^3$ para cada miniserie.

La sustancia que se utilizó fue Na_2CO_3 la cantidad empleada se calculó por la expresión (3).

$$P = \frac{221,8 \cdot 2,3 \cdot 140}{0,9 \cdot 10^3} = 79,35 \text{ kg}$$

Considerando un 20 % de exceso entonces:

$$P_{exc} = 79,35 \cdot 1,2 = 95,23 \text{ kg.}$$

2.4.3 Para la prueba realizada el 9 de junio

Para dicha prueba se pudo confirmar un volumen útil operacional de 221,3 m³ para cada miniserie.

La sustancia que se utilizó fue Na₂CO₃ la cantidad empleada se calculó por la expresión (3).

$$P = \frac{221,3 \cdot 2,3 \cdot 140}{0,9 \cdot 10^3} = 79,18 \text{ kg}$$

Considerando un 20 % de exceso entonces:

$$P_{exc} = 79,35 \cdot 1,2 = 95,01 \text{ kg.}$$

2.4.4 Para la prueba realizada el 16 de julio

Para dicha prueba se pudo confirmar un volumen útil operacional de cada TA igual a 55,6 m³ y 222,5 m³ (Chang et.al, 2015a) para cada miniserie. Este día se encontraba la serie C en reparación por lo que el flujo volumétrico a las series A y B. aumentó considerablemente. La sustancia que se utilizó fue Na₂CO₃ la cantidad empleada se calculó por la expresión (3).

$$P = \frac{222,5 \cdot 2,3 \cdot 140}{0,9 \cdot 10^3} = 79,61 \text{ kg}$$

Considerando un 20 % de exceso entonces:

$$P_{exc} = 79,61 \cdot 1,2 = 95,53 \text{ kg.}$$

2.5 Procedimientos para determinar las densidades de pulpa y licor

2.5.1 Procedimiento para determinar la densidad de la pulpa

Las muestras para determinar la densidad se toman una vez al día en pomos de 1 000 mL, en caso de que se derrame fuera de la probeta o se pierda por cualquier otro motivo una de las muestras entonces se deberá tomar de nuevo.

Principio del método

El principio de este procedimiento se fundamenta en la resta del peso de una probeta de 1 000 mL llena a una vacía pesada previamente, y posteriormente dividida por dicho volumen.

Tabla 6. Materiales utilizados para determinar la densidad

No.	Materiales	u	Total	Especificaciones
1	Pomo (plástico) graduado	u	10	Volumen 1 000 mL
2	Lápiz cristalográfico (marcador)	u	1	-
3	Probeta de vidrio graduada	u	1	Volumen 1 000 mL
4	Aire a presión para el secado			-

Equipos

No.	Materiales	u	Total	Especificaciones
1	Pesa o Balanza analítica digital	u	1	Marca: RADWAG-2010 WLC 10/A ₂ . (Ver figura 2) Peso máximo: 10 kg Precisión: ±0,1 g



Figura 4. Pesa o Balanza analítica

Muestreo

La toma de muestra se realizó en diferentes puntos del área de lixiviación como se mencionan a continuación:

- En los tanques agitados de las Series B y C de los TC: pared y tubería de succión de la bomba, la primera contiene la mayoría de partículas finas del MR, mientras la segunda, incluye partículas más gruesas. Las cuatro densidades resultantes se promedian ($\rho_{prom.}$) para que sirva de referencia operacional a las que se obtendrán en las miniseries de Ira EL. Antes de tomar la muestra el personal debe dirigirse al panel de control para conocer de las zonas B y C, cuál de los tanques (1 ó 2) se encuentran en funcionamiento. También debe cerciorarse de que las bombas centrífugas que se encuentren operando en ese momento tengan el toma-muestra instalada.
- En las miniseries de la Ira EL- Serie B: tuberías de entrada a la M-1B y M-2B, situadas a la salida de la caja de distribución de pulpa. Los valores de ésta son las que se utilizan para detectar las posibles obstrucciones en las tuberías mediante su comparación con la densidad promedio y son las principales para operar el aire en la Planta.
- En las tuberías que alimentan a las cajas distribuidoras de pulpa de las series B de la Ira EL con el propósito de comprobar la tendencia de distribución desigual que proviene del distribuidor D-100. Antes de tomar la muestra en esta área hay que cerciorar de las dos tuberías que alimentan la caja distribuidora, cuál de ellas se encuentra en funcionamiento.

Procedimiento para tomar la muestra de la pulpa:

- a) El primer paso que debe ser cumplido es el de destupir el toma-muestra para liberar cualquier partícula de sólido que se encuentre obstruyendo la salida de la pulpa.
- b) Después se drena por treinta segundos con el objetivo de eliminar cualquier resto de partículas sólidas retenidas en el seno del fluido, la cual puede llegar a provocar alteraciones en los resultados finales de la densidad.
- c) Se endulza (se añade un poco de pulpa en el pomo, se agita este y luego se vota dicha pulpa) el pomo para eliminar cualquier partícula, sustancia o restos de muestras tomadas anteriormente que puedan contaminar la muestra.
- d) Se toma la muestra de forma frontal al flujo de pulpa que sale por el toma-muestra con el objetivo de que ésta sea representativa, por lo que se debe tomar en la periferia del chorro.
- e) Cuando se tome la muestra, el nivel de pulpa en el pomo plástico debe estar entre la base del cuello y la marca que indica 1 000 mL. Este nivel no se alcanza de forma inmediata, por tanto, en el caso de que no se logre dicho nivel, se debe pasar el pomo rápidamente por el centro del chorro, verificando cada vez, hasta que éste se alcance. La razón de esta recomendación es que al no cumplir con el mencionado nivel se distorsionan los resultados, ya sea, por defecto de volumen de pulpa o por exceso de sólido que queda en el fondo del pomo con muy poco líquido.

Procedimiento para efectuar el pesaje de la pulpa

- a) Lavar y secar con aire a presión la probeta y su base plástica para no dejar ninguna gota de agua en su interior. Se debe precisar que la probeta debe ser la misma para todas las muestras debido a que las probetas presentan un margen de error entre ellas de alrededor de ± 10 mL y puede provocar una apreciable diferencia entre las densidades.
- b) Pesar la probeta seca.

- c) Agitar fuertemente el pomo aproximadamente 20 segundos para homogenizar la pulpa.
- d) Verter rápidamente la pulpa hacia una probeta de 1 000 mL, verificando siempre que no quede mucho contenido de sólido en el fondo del pomo y que se encuentre el menisco inferior en la raya que mide 1 000 mL.
- e) En caso de quedar sólido en el pomo se vierte pulpa de la probeta con el objetivo de que la pulpa que quede en el pomo sea lo más parecida posible a la muestra tomada en el área. En caso de que se necesite más pulpa, entonces, se utiliza la espátula para sacar el sólido que queda en el fondo del pomo.
- f) Pesar la probeta llena de pulpa en la balanza analítica.
- g) Realizar las anotaciones pertinentes sobre el peso de la probeta vacía y llena, en caso de que sobre o falte mucha pulpa se anota en la columna de observaciones de la hoja de registro de datos para repetir dicha muestra.
- h) En el caso de las cuatro densidades tomadas en el área de contacto, estas son promediadas para determinar la densidad promedio.

Cálculo de la densidad de la pulpa

$$\rho_{pulpa} = \frac{(P_{prob. llena} - P_{prob. vacía})}{V_{probeta}} \quad (4)$$

donde:

ρ_{pulpa} – Densidad de la pulpa, $g \cdot L^{-1}$;

$P_{probeta}$ – Peso de la probeta vacía o llena, g;

$V_{probeta}$ – Volumen de la probeta, 1L.

Cálculo de la densidad promedio en tanques de contacto

$$\rho_{promedio} = \frac{(\rho_{t.pared} + \rho_{t.succión})}{n_{muestras}} \quad (5)$$

donde:

$\rho_{promedio}$ – Densidad promedio, $g \cdot L^{-1}$;

$\rho_{t.pared}$ – Densidad de las muestras tomadas en el toma – muestra en la pared, $g \cdot L^{-1}$;

$\rho_{t.succión}$ – Densidad de las muestras tomadas en el toma – muestra de la tubería de succión de la bomba, $g \cdot L^{-1}$;

$n_{muestras}$ – Número de muestras tomadas en el área, adm.

2.5.2 Procedimiento para determinar la densidad del licor

La comparación de las masas de sólido en cada miniserie y serie permite establecer una tendencia en la distribución de MR y pulpa en el sistema, por lo que para conocer dicha masa de sólido en la probeta de 1L se necesita determinar la **densidad del licor** que se alimenta a TC para calcularla por la diferencia entre las masas de pulpa y de licor, por lo que se tomaron tres muestras de los licores que salen del enfriador de placa 106 en pomos plásticos de 1L cada vez.

A continuación explicaremos con más detalles los procedimientos a realizar para tomar la muestra, el pesaje y cálculo de la densidad del licor:

Procedimiento para tomar la muestra del licor

- a) Drenar el licor por el toma-muestra durante 30 segundos con el objetivo de eliminar cualquier partícula sólida que se encuentre en suspensión o depositada en el fondo de la tubería.
- b) Se endulza el pomo para no contaminar la muestra de licor.
- c) Se toma la muestra hasta la boca del pomo con el objetivo de asegurar que no falte licor a la hora que este se vaya a pesar.

Pesaje del licor

- a) Para realizar el pesaje del licor se deben realizar los pasos a y b expuestos anteriormente en el procedimiento para el pesaje de la pulpa.
- b) Después de realizar los pasos anteriores se pesa la probeta llena.
- c) Se realizan las anotaciones sobre el peso de la probeta vacía y llena.
- d) Se toman los tres valores de densidades y se promedian con el objetivo de obtener el valor oficial de la densidad del licor.

La muestra de licor se tomaron en pomos de igual volumen que los de la pulpa y el pesaje se realizó en la misma balanza por esta razón no expongo la tabla de los materiales empleados.

Cálculo de la densidad del licor

$$\rho_{licor} = \frac{(P_{promediado} - P_{prob.vacia})}{V_{probeta}} \quad (6)$$

donde :

ρ_{licor} – Densidad del licor, $g \cdot L^{-1}$;

$P_{promedio}$ – Peso promedio obtenido, g;

$P_{prob.vacia}$ – Peso de la probeta vacía, g;

$V_{probeta}$ – Volumen de la probeta, 1 L.

2.6 Cálculo del flujo de pulpa

2.6.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo.

El flujo volumétrico de pulpa que se suministra a la Serie primera B se calculó de la forma siguiente:

El flujo másico de pulpa que sale de la sección de Tanques de Contacto (TC) está compuesto por el de MR de los enfriadores de la PHR descargado a la canal y el licor carbonato-amoniacoal, enfriado que lo arrastra hacia los TC.

Estos resultados se toman del sistema de supervisión y control CITECT en la intranet de la Empresa ECG los cuales se pueden observar en la tabla 23.

La densidad del licor de los enfriadores y de la pulpa en TC se determinó por el método descrito anteriormente mediante la expresión (6). En caso

del licor, se tomaron tres muestras en la salida del enfriador EF-6 utilizando el procedimiento de toma de muestra descrito en el epígrafe anterior con el objetivo de garantizar la confiabilidad de la misma, luego se promedió las mediciones realizadas en una misma probeta, dichas mediciones se pueden observar en la tabla 7. La densidad de la pulpa en los TC (Serie B y C) se determinó como el promedio de las muestras de pulpa tomadas en los toma-muestras situados en la pared de cada tanque y en la succión de la bomba de estos utilizando la expresión (4) figura 3, los valores de dichas densidades se pueden observar en la tabla 3.

Para calcular el flujo másico de MR se debe multiplicar el MA por el coeficiente de pérdida de masa que oficialmente da la dirección de contabilidad metalúrgica de la Empresa, el cual es igual a 0,756. Ambos valores no se pueden considerar reales por los problemas técnicos de las romanas de la PHR durante el pesaje del MA, así como, la subjetividad e imprecisiones en la contabilidad metalúrgica que contiene dicho factor. No obstante, esto constituye una referencia obligatoria para operar la Planta que traerá como consecuencia una distorsión del valor del Vútil cuando se determine experimentalmente la región de los TR marcada en la tabla 5 que corresponden a las máximas concentraciones de Na

Tabla 7. Densidades de las muestras tomadas en el enfriador EF-6.

Muestras	1	2	3	Promedio
Densidad, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1 039,0	1 038,9	1 040,3	1 039,4

Tabla 8. Densidades de las muestras tomadas en TC en la pared y la succión de la bomba.

Muestras	Succ. B	Succ. C	Pared B	Pared C	Promedio
Densidad, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1 134,6	1 136,2	1 130,4	1 133,6	1 133,7

Por tanto, los valores de referencia para el cálculo serán los siguientes:

$$MR = 190 \cdot 0,756 = 143,7 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$$

0,756: coeficiente de contracción del mineral reducido, su uso es obligatorio para la contabilidad metalúrgica en la empresa. Se puede decir que el mismo no es confiable porque no contempla la variabilidad del MR, así como los problemas técnicos que pueda presentar la romana.

El flujo másico de licor lixivante (ML) se puede calcular de la siguiente manera:

$$ML = V_L \cdot \rho_L \tag{7}$$

donde:

V_L : flujo volumétrico de licor; $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

ρ_L : densidad promedio de licor; $\text{t} \cdot \text{m}^{-3}$.

$$ML = \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{t} \cdot \text{m}^{-3} = \text{t} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$\text{Luego: } ML = 960,4 \cdot 1,0394 = 998,2 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$$

Conociendo que la pulpa está formada por el MR y el ML entonces el flujo másico de pulpa en TC será: $MP = MR + ML = 1\,141,9 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$

Flujo volumétrico de pulpa en TC será:

$$Q_{pulpa} = \frac{MP}{\rho_P} \tag{8}$$

ρ_P : densidad promedio de la pulpa; $\text{t} \cdot \text{m}^{-3}$.

$$Q_{pulpa} = \text{t} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{t}^{-1} = \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$Q_{pulpa} = \frac{1\,141,9}{1,134} = 1\,007,3 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

2.6.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo

Tabla 9. Densidades de las muestras tomadas en el enfriador EF-6.

Muestras	1	2	3	Promedio
Densidad, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 040,5	1 043,2	1 042,3	1 042,0

Tabla 10. Densidades de las muestras tomadas en TC en la pared y la succión de la bomba.

Muestras	Succ. B	Succ. C	Pared B	Pared C	Promedio
Densidad, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1 173,2	1 171,6	1 170,8	1 166,4	1 170,5

Los valores de referencia para el cálculo serán los siguientes:

$$\text{MR} = 200 \cdot 0,756 = 151,2 \text{ t}\cdot\text{h}^{-1}$$

El flujo másico de licor lixiviante se puede calcular de acuerdo a la expresión (7), obteniéndose como resultado:

$$\text{ML} = 982 \cdot 1,042 = 1 023,24 \text{ t}\cdot\text{h}^{-1}$$

El flujo másico de pulpa será: $\text{MP} = \text{MR} + \text{ML} = 1 174,44 \text{ t}\cdot\text{h}^{-1}$

Calculamos el flujo volumétrico de pulpa por la expresión (8).

$$Q_{\text{pulpa}} = \frac{1 174,44}{1,171} = 1 003,37 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

2.6.3 Para la prueba realizada el 9 de junio

Tabla 11. Densidades de las muestras tomadas en el enfriador EF-6.

Muestras	1	2	3	Promedio
Densidad, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1 037,8	1 039,3	1 039,6	1 038,9

Tabla 12. Densidades de las muestras tomadas en TC en la pared y la succión de la bomba.

Muestras	Succ. B	Succ. C	Pared B	Pared C	Promedio
Densidad, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1 166,8	1 162,6	1 159,8	1 158,4	1 161,9

Los valores de referencia para el cálculo serán los siguientes:

$$MR = 216 \cdot 0,756 = 163,3 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}.$$

El flujo másico de licor lixiviante (ML) se puede calcular de acuerdo a la expresión (4), obteniéndose como resultado:

$$ML = 1029,0 \cdot 1,039 = 1\ 069,03 \text{ t/h}$$

$$\text{El flujo másico de pulpa será: } MP = MR + ML = 1\ 232,33 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$$

Calculamos el flujo volumétrico de pulpa por la expresión (8).

$$Q_{\text{Pulpa}} = \frac{1\ 232,33}{1,162} = 1\ 060,52 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

2.6.4 Para la prueba realizada el 16 de julio

Tabla 13. Densidades de las muestras tomadas en el enfriador EF-6.

Muestras	1	2	3	Promedio
Densidad, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 029,3	1 028,2	1 031,9	1 029,8

Tabla 14. Densidades de las muestras tomadas en TC en la pared y la succión de la bomba.

Muestras	Succ. B	Succ. C	Pared B	Pared C	Promedio
Densidad, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 178,3	1 178,2	1 174,1	1 170,6	1 175,3

Los valores de referencia para el cálculo serán los siguientes:

$$MR = 230 \cdot 0,756 = 173,9 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}.$$

El flujo másico de licor lixiviante (ML) se puede calcular de acuerdo a la expresión (4), obteniéndose como resultado:

$$ML = 1\ 002,7 \cdot 1,030 = 1\ 032,78 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$$

El flujo másico de pulpa será: $MP = MR + ML = 1\,206,68 \text{ t}\cdot\text{h}^{-1}$

Calculamos el flujo volumétrico de pulpa por la expresión (8).

$$Q_{\text{Pulpa}} = \frac{1\,206,68}{1,178} = 1\,024,35 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

2.7 Determinación del tiempo de duración de la prueba

De acuerdo a los resultados de las densidades de las muestras tomadas en cada una de las tres series de TA en la primera etapa de lixiviación los cuales serán expuestos en la tabla 15.

2.7.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo

Tabla 15. Densidades de la pulpa de cada una de las series de TA para la prueba del 26 de marzo.

Serie	A	B	C
Densidad, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1 149,9	1 150,2	1 149,9

Utilizando los valores de la tabla 15 se calcula la masa de sólido en cada una de estas series por diferencia entre la densidad de la pulpa y la densidad promedio del licor en el enfriador EF-6, obteniéndose los valores que se exponen en la siguiente tabla.

Tabla 16. Masa de sólido en cada una de las series de TA.

Serie	A	B	C	total
Masa de sólido en kg	110,5	110,8	110,5	331,8

$$FM_A = \frac{110,5}{331,8} = 0,333$$

$$FM_B = \frac{110,8}{331,8} = 0,334$$

$$FM_C = \frac{110,5}{331,8} = 0,333$$

Esta se distribuye para la Serie de primera B en una proporción de 0,334, por lo que su repartición teórica (equitativa) en las miniseries será:

Serie B: $1\ 007,3 \cdot 0,334 = 336,4\ m^3 \cdot h^{-1}$

Miniseries (M-1 y M-2) B: $336,4 \cdot 0,5 = 168,2\ m^3 \cdot h^{-1}$ para cada una. Por consiguiente, el TR_T :

$$TR_T = \frac{224}{168,2} = 1,33\ h\ \text{ó}\ 79,9\ min$$

Esto significa que se debe planificar la prueba con una duración dos veces superior como mínimo: $79,9 \cdot 2 \approx 160\ min$, lo que se materializará en treinta muestras a tomar en un intervalo de cinco minutos cada una.

2.7.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo

Tabla 17. Densidades de la pulpa de cada una de las series de TA para la prueba del 13 de mayo.

Serie	A	B	C
Densidad, $kg \cdot m^{-3}$	1 170,15	1 168,55	1 171,2

Utilizando los valores de la tabla 17 se calcula la masa de sólido en cada una de estas series por diferencia entre la densidad de la pulpa y la densidad promedio en el enfriador EF-6, obteniéndose los valores que se exponen en la siguiente tabla.

Tabla 18. Masa de sólido en cada una de las series de TA.

Serie	A	B	C	total
Masa de sólido en kg	128,15	126,55	129,2	383,9

$$FM_A = \frac{128,15}{383,9} = 0,334$$

$$FM_B = \frac{126,55}{383,9} = 0,330$$

$$FM_C = \frac{129,2}{383,9} = 0,336$$

Esta se distribuye para la Serie de primera B en una proporción de 0,330, por lo que su repartición teórica (equitativa) en las miniseries será:

Serie B: $1\ 003,37 \cdot 0,330 = 330,75\ \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Miniseries (M-1 y 2) B: $330,75 \cdot 0,5 = 165,38\ \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ para cada una. Por consiguiente, el TR_T :

$$\text{TR}_T = \frac{221,8}{165,38} = 1,34\ \text{h} \text{ ó } 80,47\ \text{min}$$

Esto significa que se debe planificar la prueba con una duración dos veces superior como mínimo: $80,47 \cdot 2 \approx 160\ \text{min}$, lo que se materializará en treinta muestras a tomar en un intervalo de cinco minutos cada una.

2.7.3 Para la prueba realizada el 9 de junio

Tabla 19. Densidades de la pulpa de cada una de las series de TA para la prueba del 9 de junio.

Serie	A	B	C
Densidad, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 170,15	1 168,55	1 171,2

Utilizando los valores de la tabla 19 se calcula la masa de sólido en cada una de estas series por diferencia entre la densidad de la pulpa y la densidad promedio en el enfriador EF-6, obteniéndose los valores que se exponen en la siguiente tabla.

Tabla 20. Masa de sólido en cada una de las series de TA.

Serie	A	B	C	total
Masa de sólido en kg	131,25	129,65	132,3	393,2

$$FM_A = \frac{131,25}{393,2} = 0,334$$

$$FM_B = \frac{129,65}{393,2} = 0,330$$

$$FM_C = \frac{132,3}{393,2} = 0,336$$

Esta se distribuye para la Serie de primera B en una proporción de 0,330, por lo que su repartición teórica (equitativa) en las miniseries será:

Serie B: $1\,060,52 \cdot 0,330 = 349,69 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Miniseries (M-1 y 2) B: $349,69 \cdot 0,5 = 174,84 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ para cada una. Por consiguiente, el TR_T :

$$TR_T = \frac{221,3}{174,84} = 1,27 \text{ h ó } 75,94 \text{ min}$$

Esto significa que se debe planificar la prueba con una duración cuatro veces superior como mínimo: $75,94 \cdot 4 \approx 300 \text{ min}$, lo que se materializará en treinta muestras a tomar en un intervalo de diez minutos cada una.

2.7.4 Para la prueba realizada el 16 de julio

Tabla 21. Densidades de la pulpa de cada una de las series de TA para la prueba del 9 de junio.

Serie	A	B
Densidad, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1 170,15	1 168,55

Utilizando los valores de la tabla 21 se calcula la masa de sólido en cada una de estas series por diferencia entre la densidad de la pulpa y la densidad promedio en el enfriador EF-6, obteniéndose los valores que se exponen en la siguiente tabla.

Tabla 22. Masa de sólido en cada una de las series de TA.

Serie	A	B	total
Masa de sólido en kg	140,35	138,75	279,10

$$FM_A = \frac{140,35}{279,10} = 0,50$$

$$FM_B = \frac{138,75}{279,10} = 0,50$$

Esta se distribuye para la Serie de primera B en una proporción de 0,50, por lo que su repartición teórica (equitativa) en las miniseries será:

Serie B: $1\,024,35 \cdot 0,50 = 512,13 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Miniserias (M-1 y 2) B: $512,13 \cdot 0,5 = 256,06 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ para cada una. Por consiguiente, el TR_T :

$$TR_T = \frac{222,5}{256,06} = 0,88 \text{ h ó } 52,84 \text{ min}$$

Esto significa que se debe planificar la prueba con una duración cuatro veces superior como mínimo: $52,84 \cdot 4 \approx 200 \text{ min}$, lo que se materializará en treinta muestras a tomar en un intervalo de diez minutos cada una.

2.8 Muestreo de pulpa y licor en la instalación experimental

2.8.1 Para la prueba realizada el 26 de marzo.

Los toma-muestras están situados en la parte inferior de las tuberías de salida de cada miniserie antes del electro-imán (figura 3). Todas las muestras de pulpa se tomaron al unísono en ambas miniserias en un volumen de 250 mL de pulpa cada cinco minutos después de alimentado el carbonato de sodio. El tiempo de duración de la prueba se seleccionó con suficiente reserva sobre el TR_T , el que se calculó por la ecuación (1) para cada una de las pruebas. La primera muestra se tomó 20 min después de depositado el carbonato de sodio en la caja de distribución de la serie B.

Cada muestra de pulpa se trató de la forma siguiente: se deja reposar la primera muestra 30 min, el resto, más tiempo; se decanta el licor hacia otro recipiente plástico de 200 cm^3 y se tapa. Posteriormente, se lleva al laboratorio de separación de fase de la ECG y se filtra al vacío, re-ensasando este licor para entregarlo al laboratorio del CEDINIQ para su análisis por Espectrometría de Absorción Atómica.

El control de los resultados de las concentraciones de Na se realizó en el Laboratorio de la UPN por el mismo método.

2.8.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo

En esta prueba se mantuvo el mismo procedimiento que en la prueba del 26 de marzo. Los resultados de las concentraciones de sodio se reflejarán en la tabla 27 del capítulo 3.

2.8.3 Para la prueba realizada el 9 de junio

Todas las muestras de pulpa se tomaron al unísono en ambas miniserias en un volumen de 250 mL de pulpa cada diez minutos después de alimentado el carbonato de sodio, a diferencia de las dos pruebas anteriores; debido al análisis realizado de los resultados enviados por el laboratorio de dichas pruebas, donde al ver la diferencia de concentraciones de sodio entre una muestra y otra no era muy grande, se decidió aumentar el tiempo de toma de las muestras a diez minutos para disminuir la zona sombreada en la tabla 28 y que en la figura 6 se definieran mejor los picos correspondientes a los máximos valores de concentración de Na en el tiempo para cada miniserias, lugar dónde se deben encontrar los valores del TR_m y TR que serán calculados en el capítulo 3

El tiempo de duración de la prueba se seleccionó con suficiente reserva sobre el TR_T , el que se calculó por la ecuación (1) para cada una de las pruebas. La primera muestra se tomó 20 min después de depositado el carbonato de sodio en la caja de distribución de la serie B. El tratamiento de la pulpa fue el mismo que en la prueba del 26 de marzo. Los resultados de las concentraciones serán expuestos en la tabla 28 del siguiente capítulo.

2.8.4 Para la prueba realizada el 16 de julio

En esta prueba se mantuvo el mismo procedimiento que en la prueba del 9 de junio. Los resultados de las concentraciones de sodio se reflejarán en la tabla 29 del capítulo 3.

Tabla 23. Características generales de las pulpas carbonato-amoniacal (CA) en los diferentes días de prueba en TC.

Parámetros	Ton. MR	Ton. MA-0,756	Flujo Licor	Densidad, kg·m ⁻³		Flujo de Pulpa
				Pulpa TC	Licor	
Día prueba	t·h ⁻¹	t·h ⁻¹	m ³ ·h ⁻¹			t·h ⁻¹
26 de marzo	190	143,7	960,4	1 133,7	1 039,4	1 141,9
13 de mayo	200	151,2	982,0	1 170,5	1 042,0	1 174,4
9 de junio	216	163,3	1 029,0	1 161,9	1 038,9	1 232,33
16 de julio	230	173,9	1 002,7	1 175,3	1 029,8	1 206,68

Tabla 24. Resumen de los cálculos realizados.

Parámetros	Vútil	Flujo de Pulpa	TR _T
Día de prueba	m ³	m ³ ·h ⁻¹	min
26 de marzo	224	168,2	79,9
13 de mayo	221,8	165,38	80,47
9 de junio	221,3	174,84	75,94
16 de julio	222,5	169,02	52,29

2.9 MATERIALES

Los datos que a continuación se muestran fueron tomados de la INTRANET de la empresa ECG mediante la plataforma CITEC.

2.9.1 Características del Mineral alimentado a los hornos

Tabla 25. Características del Mineral alimentado a los hornos

Dias/mes	Turno	HR-1					Extractables,%	
		% Ni	% Fe	% Co	SiO ₂	MgO	Ni	Co
26/03	1	1,190	40,200	0,106	10,080	3,063	82,488	55,458
13/05	1	1,145	40,800	0,112	9,278	2,730	79,917	54,399
9/06	1	1,185	38,900	0,101	11,950	3,663	74,274	51,597
16/07	1	1,110	39,300	0,102	10,113	4,085	81,374	59,792

En la tabla 25 se observa que los contenidos de níquel y cobalto oscilaron entre 1,110 – 1,190 % y 0,101 – 0,112 % respectivamente siendo más significativo el extractable para el níquel el 26 de marzo con un 82,488 %, mientras que para el cobalto el 16 de julio con un 59,792 % de extractable.

2.9.2 Características del Licor de Lixiviación

Tabla 26. Características del Licor de Lixiviación

Dias/mes	Turno	Licor en SD Ira Etapa					
		Ni (g/L)	Co (g/L)	NH ₃ (g/L)	CO ₂ (g/L)	Azufre	Mg O
26/03	1	9,700	0,345	79,368	46,472	3,310	0,041
13/05	1	9,700	0,387	76,969	44,685	3,130	0,050
9/06	1	9,100	0,311	76,569	43,791	2,850	0,039
16/07	1	9,800	0,392	80,368	44,685	3,145	0,040

En la tabla 26 se observa que las concentraciones de níquel y cobalto se encontraron entre (9,1 – 9,8) g·L⁻¹ y de (0,311 – 0,392) g·L⁻¹ respectivamente encontrándose ambos valores máximos en la prueba realizada el 16 de julio con 9,8 g·L⁻¹ para el Ni y 0,392 g·L⁻¹ para el Co.

2.9.3 Características generales del Na_2CO_3 .

El carbonato de sodio (Na_2CO_3) puede presentarse según las condiciones de obtención en forma anhidra (sin agua) o como hidratos, conteniendo proporciones definidas de agua. Forma 5 hidratos diferentes $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$; $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$; $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$; $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ y $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$. Es un electrólito fuerte y soluble (en agua) y se disuelve liberando iones de sodio.



Para este caso en particular el Na_2CO_3 utilizado tiene una pureza de 90 % con una granulometría pequeña, lo que posibilita su fácil disolución en el licor.

Conclusiones del capítulo

- Se estableció una metodología experimental confiable para determinar los tiempos de residencia: teórico, medio y real en las condiciones industriales de la UDP descritas que permite obtener el modelo del TR en función del flujo de pulpa que se alimenta a cada miniserie.
- Se creó un procedimiento de cálculo para procesar los resultados experimentales de las concentraciones de Na en función del tiempo que garantiza ajustar el volumen útil de la miniserie durante varios meses de funcionamiento de los TA, lo cual permite establecer los TR, por los cuales se construye el modelo deseado.
- Se garantiza la confiabilidad entre el procedimiento experimental y el de cálculo para determinar las correlaciones de flujos de pulpa que se alimentan a cada miniserie con el propósito de emplearlo para calcular los flujos de aire a los TA de cada miniserie.

CAPÍTULO 3
ANÁLISIS DE LOS
RESULTADOS

ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

Introducción

En este capítulo se hace un análisis de los resultados obtenidos para evaluar el grado de cumplimiento de la hipótesis científico-experimental planteada en el capítulo 2.

3.1 Resultados de los análisis de sodio para evaluar el tiempo de residencia.

Para darle cumplimiento a este acápite se procederá primeramente a determinar el TR_m de la pulpa, utilizando el Na_2CO_3 como sustancia trazadora. Los resultados de experimentales de la prueba realizada el 26 de marzo se encuentran en la tabla 5 del capítulo anterior, para el resto de pruebas se muestran las siguientes tablas:

Tabla 27. Resultados experimentales de la prueba realizada el 13 de mayo.

No.	Tiempo (min)	Na		Miniserie 1		Na		Miniserie 2	
		g/l	(g/l) *10 ⁻³	C-C0	(C-C0)*t	g/l	(g/l) * 10 ⁻³	C-C0	(C-C0)*t
1	0	0,03	30	0	0,0	0,029	29	0	0,0
2	20	0,03	30	0	0,0	0,261	261	232	77,3
3	25	0,041	41	11	4,6	0,361	361	332	138,3
4	30	0,05	50	20	10,0	0,459	459	430	215,0
5	35	0,05	50	20	11,7	0,529	529	500	291,7
6	40	0,053	53	23	15,3	0,561	561	532	354,7
7	45	0,065	65	35	26,3	0,562	562	533	399,8
8	50	0,069	69	39	32,5	0,54	540	511	425,8
9	55	0,082	82	52	47,7	0,487	487	458	419,8
10	60	0,082	82	52	52,0	0,456	456	427	427,0
11	65	0,093	93	63	68,3	0,392	392	363	393,3
12	70	0,089	89	59	68,8	0,342	342	313	365,2
13	75	0,105	105	75	93,8	0,306	306	277	346,3
14	80	0,105	105	75	100,0	0,235	235	206	274,7
15	85	0,1	100	70	99,2	0,224	224	195	276,3
16	90	0,101	101	71	106,5	0,194	194	165	247,5
17	95	0,108	108	78	123,5	0,157	157	128	202,7
18	100	0,107	107	77	128,3	0,135	135	106	176,7
19	105	0,105	105	75	131,3	0,11	110	81	141,8
20	110	0,107	107	77	141,2	0,099	99	70	128,3
21	115	0,105	105	75	143,8	0,091	91	62	118,8
23	120	0,108	108	78	156,0	0,074	74	45	90,0
24	125	0,118	118	88	183,3	0,067	67	38	79,2
25	130	0,101	101	71	153,8	0,069	69	40	86,7
26	135	0,1	100	70	157,5	0,062	62	33	74,3
27	140	0,101	101	71	165,7	0,055	55	26	60,7
28	145	0,103	103	73	176,4	0,05	50	21	50,8
29	150	0,104	104	74	185,0	0,054	54	25	62,5
30	155	0,092	92	62	160,2	0,047	47	18	46,5
Total				1 634	2 7424			6 193	6 040,6

Tabla 28. Resultados experimentales de la prueba realizada el 9 de junio.

No.	Tiempo	Na		Miniserie 1		Na		Miniserie 2	
	(min)	g/l	(g/l) * 10 ⁻³	C-C0	(C-C0)*t	g/l	(g/l) * 10 ⁻³	C-C0	(C-C0)*t
1	0	0,047	47	0	0	0,048	48	0	0
2	10	0,057	57	10	1,7	0,128	128	80	13,3
3	20	0,075	75	28	9,3	0,222	222	174	58
4	30	0,115	115	68	34	0,281	281	233	116,5
5	40	0,158	158	111	74	0,287	287	239	159,3
6	50	0,174	174	127	105,8	0,258	258	210	175
7	60	0,187	187	140	140	0,222	222	174	174
8	70	0,199	199	152	177,3	0,185	185	137	159,8
9	80	0,188	188	141	188	0,148	148	100	133,3
10	90	0,178	178	131	196,5	0,114	114	66	99
11	100	0,177	177	130	216,7	0,091	91	43	71,7
12	110	0,171	171	124	227,3	0,081	81	33	60,5
13	120	0,141	141	94	188	0,069	69	21	42
14	130	0,141	141	94	203,7	0,058	58	10	21,7
16	150	0,119	119	72	180	0,056	56	8	20
17	160	0,1	100	53	141,3	0,049	49	1	2,7
18	170	0,088	88	41	116,2	0,05	50	2	5,7
19	180	0,087	87	40	120	0,055	55	7	21
22	210	0,083	83	36	126	0,054	54	6	21
24	230	0,066	66	19	72,8	0,057	57	9	34,5
26	250	0,062	62	15	62,5	0,059	59	11	45,8
27	260	0,063	63	16	69,3	0,054	54	6	26
28	270	0,059	59	12	54	0,053	53	5	22,5
29	280	0,057	57	10	46,7	0,061	61	13	60,7
Total				1 847	3 362,8			1 662	1 819,7

Tabla 29. Resultados experimentales de la prueba realizada el 16 de julio.

No.	Tiempo (min)	Na		Miniserie 1		Na		Miniserie 2	
		g/l	(g/l) * 10 ⁻³	C-C0	(C-C0)*t	g/l	(g/l) * 10 ⁻³	C-C0	(C-C0)*t
1	0	0,046	46	0	0,0	0,052	52	0	0,0
2	10	0,077	77	31	5,2	0,108	108	56	9,3
3	20	0,166	166	120	40,0	0,292	292	240	80,0
4	30	0,300	300	254	127,0	0,378	378	326	163,0
5	40	0,339	339	293	195,3	0,366	366	314	209,3
6	50	0,338	338	292	243,3	0,302	302	250	208,3
7	60	0,294	294	248	248,0	0,211	211	159	159,0
8	70	0,175	175	129	150,5	0,128	128	76	88,7
10	90	0,115	115	69	103,5	0,08	80	28	42,0
11	100	0,076	76	30	50,0	0,056	56	4	6,7
14	130	0,055	55	9	19,5	0,08	80	28	60,7
15	140	0,052	52	6	14,0	0,053	53	1	2,3
16	150	0,049	49	3	7,5	0,057	57	5	12,5
17	160	0,053	53	7	18,7	0,055	55	3	8,0
18	170	0,048	48	2	5,7	0,054	54	2	5,7
21	200	0,059	59	13	43,3	0,056	56	4	13,3
22	210	0,058	58	12	42,0	0,054	54	2	7,0
23	220	0,063	63	17	62,3	0,054	54	2	7,3
24	230	0,053	53	7	26,8	0,054	54	2	7,7
25	240	0,056	56	10	40,0	0,055	55	3	12,0
26	250	0,05	50	4	16,7	0,058	58	6	25,0
Total				1 813	2 163,8			1 471	987

Los gráficos de variación de las concentraciones de sodio con el tiempo de lixiviación, correspondientes a cada una de las tablas anteriores se muestran a continuación:

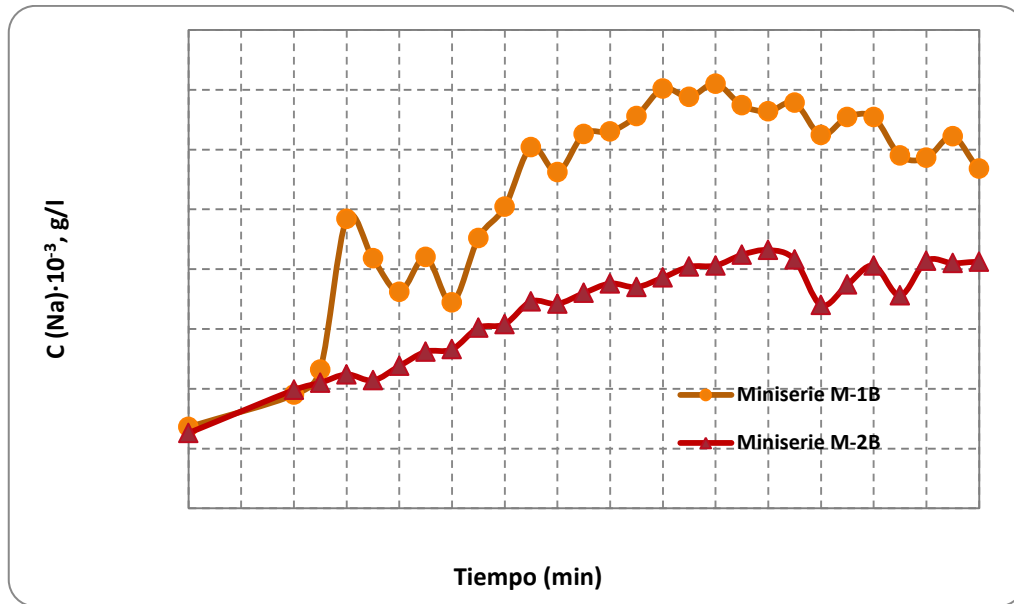


Figura 5. Variación de la concentración de Na en función del tiempo en la prueba del 26 de marzo

En esta figura, los valores máximos de concentraciones de Na para la miniserie M-1B deben estar en un intervalo de (75-130) min, mientras que para la miniserie M-2B se deben encontrar de (80-115) min, lo cual se corresponde con las zonas sombreadas en la tabla 5 del capítulo 2.

Análogamente, se obtiene la gráfica para la variación de la concentración de Na en función del tiempo mostrada en tabla 27 correspondiente al 13 de mayo.

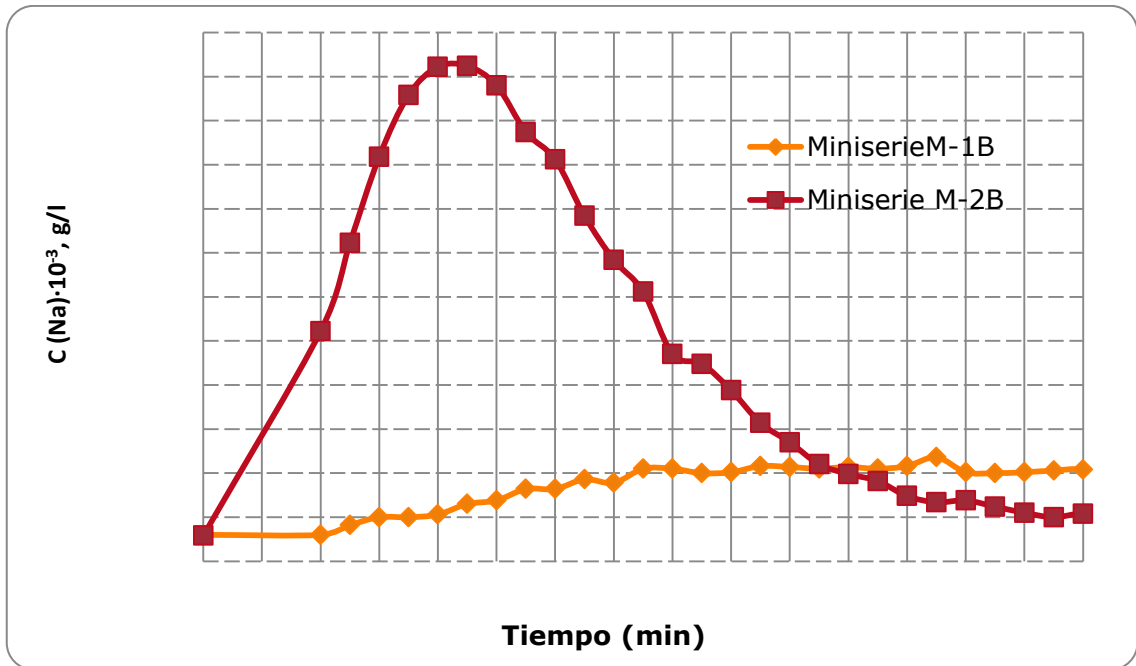


Figura 6. Variación de la concentración de Na en función del tiempo en la prueba del 13 de mayo

En esta figura, los valores máximos de concentraciones de Na para la miniserie M-1B deben estar en un intervalo de (80-145) min, mientras que para la miniserie M-2B este se debe encontrar de (30-70) min, lo cual se corresponde con las zonas sombreadas en la tabla 28

Análogamente, se obtiene la gráfica para la prueba del 9 de junio

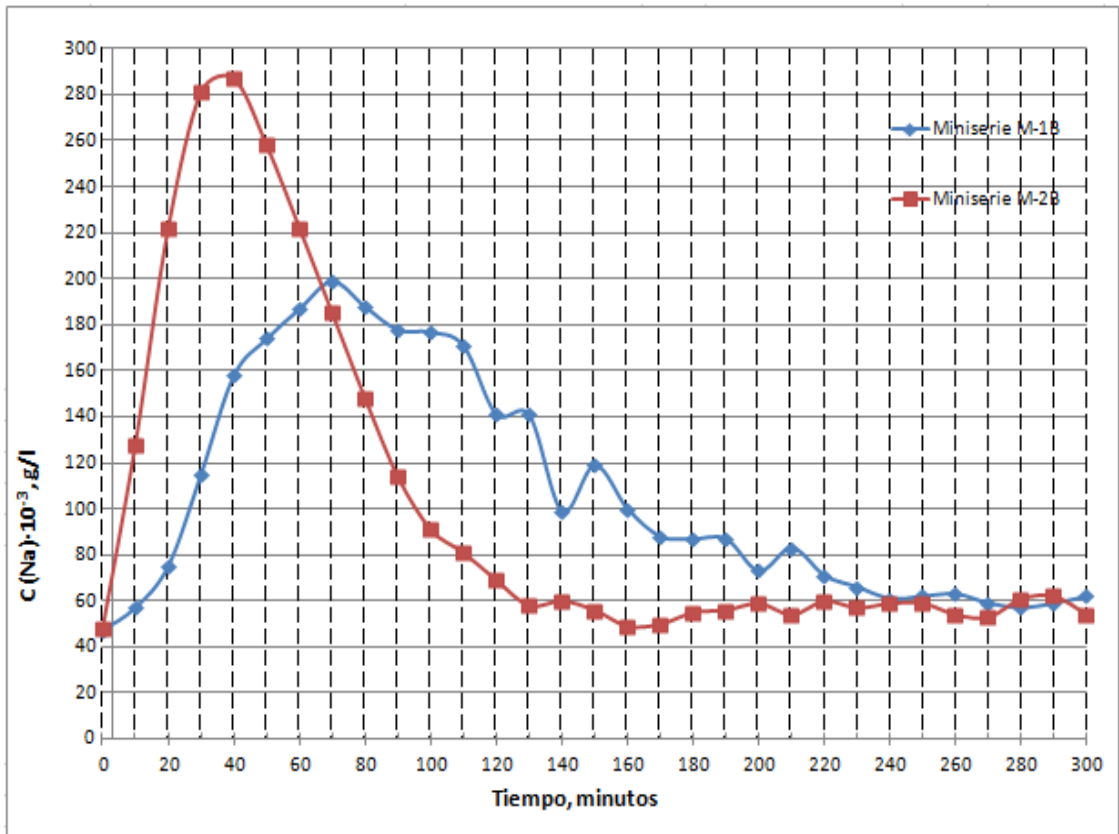


Figura 7. Variación de la concentración de Na en función del tiempo en la prueba del 9 de junio

En esta figura, los valores máximos de concentraciones de Na para la miniserie M-1B deben estar en un intervalo de (50-110) min, mientras que para la miniserie M-2B este se debe encontrar de (20- 70) min, lo cual se corresponde con las zonas sombreadas en la tabla 28

Análogamente, se obtiene la gráfica para la prueba del 16 de julio

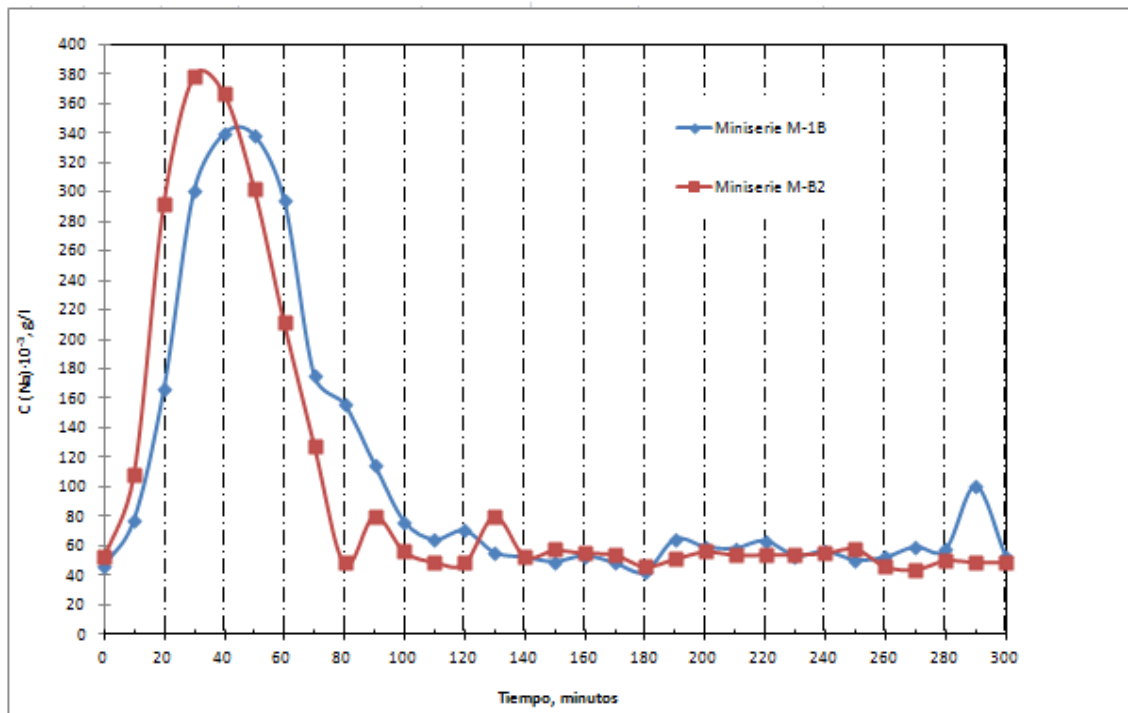


Figura 8. Variación de la concentración de Na en función del tiempo en la prueba del 16 de julio

En esta figura, los valores máximos de concentraciones de Na para la miniserie M-1B deben estar en un intervalo de (30-70) min, mientras que para la miniserie M-2B de (20-60) min, lo cual se corresponde con las zonas sombreadas en la tabla 29

3.2 Cálculo del tiempo de residencia medio (TR_m).

El TR_m se calculará a continuación para cada una de las pruebas por la expresión (2)

3.2.1 Prueba realizada el 26 de marzo

Para la miniserie M-1B

$$TR_m = \frac{12\ 880}{8\ 055} = 1,60\ h\ \text{ó}\ 95,94\ \text{min}$$

Para la miniserie M-2B

$$TR_m = \frac{5\ 416}{3\ 182} = 1,70\ h\ \text{ó}\ 102,1\ \text{min}$$

3.2.1.1 Cálculo de los flujos volumétricos de pulpa y sus coeficientes de distribución para cada miniserie

A partir de los TR_m calculados anteriormente se determinan los Q_{pulpa} para cada miniserie. Al sumar estos, se puede calcular los coeficientes de distribución de pulpa por la relación entre cada flujo correspondiente y el total alimentado a la serie.

Los flujos de pulpas correspondientes a cada una de las miniseries serán la relación entre el volumen útil estimado a cada una de dichas miniseries y los TR_m calculados anteriormente. De acuerdo con los TR_m de cada una de las miniseries Q_{pulpa} se puede calcular, despejándolo de la expresión (1).

Para esta prueba, el volumen útil operacional de cada miniserie, es de 224 m^3 (Chang et al, 2015 a)

$$Q_{pulpa} = \frac{V_{\text{útil}}}{TR_m}; m^3 \cdot h^{-1} \quad (9)$$

$$Q_{M-1B} = \frac{224}{1,60} = 140 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_{M-2B} = \frac{224}{1,70} = 131,76 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$$

Sumando estos valores se tiene que el total de $Q_{pulpa} = 271,76 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$, la cual es menor que el alimentado a la Serie B- $Q_{pulpa} = 336,4 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$ (ver acápite 2.7)- por lo que es necesario ajustar el TR dentro de la región marcada, lo que se analizará en el acápite 3.3.

Los coeficientes de distribución de pulpa se designarán como x_{M-1B} para el caso de la miniserie M-1B, mientras que para la miniserie M-2B como x_{M-2B} , luego:

$$x_{M-1B} = \frac{140}{271,76} = 0,52$$

$$x_{M-2B} = \frac{131,76}{271,76} = 0,48$$

Estos valores son muy parecidos, lo que se corresponde con la experiencia de la práctica operacional, cuando se está alimentando pulpa a la caja distribuidora (ver figura 3) por la tubería más cercana a la M-1B.

3.2.2 Prueba realizada el 13 de mayo

Análogamente, el TR_m para cada una de las miniserias será:

Para la miniserie M-1B

$$TR_m = \frac{2\,742,4}{1\,634} = 1,68 \text{ h ó } 100,7 \text{ min}$$

Para la miniserie M-2B

$$TR_m = \frac{6\,040,6}{6\,193} = 0,98 \text{ h ó } 58,5 \text{ min}$$

Estos tiempos se encuentran dentro de las zonas sombreadas en la tabla 27 para cada una de las miniserias, por lo que el análisis es correcto.

3.2.2.1 Cálculo de los flujos volumétricos de pulpa y sus coeficientes de distribución para cada miniserie

De acuerdo al artículo (Chang et al, 2015a), el volumen útil operacional de cada miniserie para esta prueba es de $221,8 \text{ m}^3$. Entonces, los flujos de pulpa para cada una de estas se calculan por el mismo procedimiento de la prueba anterior:

$$Q_{M-1B} = \frac{221,8}{1,68} = 132,02 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$Q_{M-2B} = \frac{221,8}{0,98} = 226,33 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

Sumando estos valores se tiene que el total de $Q_{pulpa} = 358,35 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, la cual es mayor que el alimentado a la Serie B- $Q_{pulpa} = 330,75 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ (ver acápite

2.7)- por lo que es necesario ajustar el TR dentro de la región marcada, lo que se analizará en el acápite 3.3.

Los coeficientes de distribución serán:

$$x_{M-1B} = \frac{132,02}{358,35} = 0,37$$

$$x_{M-2B} = \frac{226,33}{358,35} = 0,63$$

3.2.3 Prueba realizada el 9 de junio

Análogamente, el TR_m para cada una de las miniserias será:

$$TR_m = \frac{3\ 362,8}{1\ 847} = 1,82\ h\ \text{ó}\ 109,2\ \text{min}$$

Para la miniserie M-2B

$$TR_m = \frac{1\ 819,7}{1\ 662} = 1,09\ h\ \text{ó}\ 65,7\ \text{min}$$

3.2.3.1 Cálculo de los flujos volumétricos de pulpa y sus coeficientes de distribución para cada miniserie

De acuerdo al artículo (Chang et al, 2015a), el volumen útil operacional de cada miniserie para esta prueba es de 221,3 m³. Entonces, los flujos de pulpa para cada una de estas se calculan por el mismo procedimiento de la prueba del 26 de marzo:

$$Q_{M-1B} = \frac{221,3}{1,82} = 121,59\ m^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_{M-2B} = \frac{221,3}{1,09} = 203,03\ m^3 \cdot h^{-1}$$

Sumando estos valores se tiene que el total de Q_{pulpa} = 324,62 m³·h⁻¹, la cual es menor que el alimentado a la Serie B- Q_{pulpa}= 349,69 m³·h⁻¹ (ver acápite 2.7)- por lo que es necesario ajustar el TR dentro de la región marcada, lo que se analizará en el acápite 3.3.

Los coeficientes de distribución serán:

$$x_{M-1B} = \frac{121,59}{324,62} = 0,37$$

$$x_{M-2B} = \frac{203,03}{324,62} = 0,63$$

3.2.4 Prueba realizada el 16 de julio

Análogamente, el TR_m para cada una de las miniserias será:

$$TR_m = \frac{2\ 163,8}{1\ 813} = 1,19\ h\ \text{ó}\ 71,61\ \text{min}$$

Para la miniserie M-2B

$$TR_m = \frac{987,0}{1\ 471} = 0,67\ h\ \text{ó}\ 40,26\ \text{min}$$

3.2.4.1 Cálculo de los flujos volumétricos de pulpa y sus coeficientes de distribución para cada miniserie

De acuerdo al artículo (Chang et al, 2015 a), el volumen útil operacional de cada miniserie para esta prueba es de $222,5\ m^3$. Entonces, los flujos de pulpa para cada una de estas se calculan por el mismo procedimiento de la prueba del 26 de marzo

$$Q_{M-1B} = \frac{222,5}{1,19} = 186,97\ m^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_{M-2B} = \frac{221,3}{0,67} = 332,09\ m^3 \cdot h^{-1}$$

Sumando estos valores se tiene que el total de $Q_{pulpa} = 519,06\ m^3 \cdot h^{-1}$, la cual es mayor que el alimentado a la Serie B- $Q_{pulpa} = 512,13\ m^3 \cdot h^{-1}$ (ver acápite 2.7)- por lo que es necesario ajustar el TR dentro de la región marcada, lo que se analizará en el acápite 3.3.

Sus respectivos coeficientes de distribución serán:

$$x_{M-1B} = \frac{186,97}{519,06} = 0,36$$

$$x_{M-2B} = \frac{332,09}{519,06} = 0,64$$

Los valores de los coeficientes de distribución de pulpa para las últimas tres pruebas son diferentes entre una miniserie y otra, favoreciendo en gran medida a la miniserie M-2B debido a una tupición existente en la tubería de entrada a la miniserie M-1B, lo cual fue demostrado los días posteriores al 9 de junio al parar la serie B y bajar con la grúa las tuberías de alimentación de las dos miniseries. Se observó una tupición alrededor de la válvula de mariposa que ocupaba casi el 50 % del espacio interior de la tubería de la M-1B.

3.2.5 Resumen de los resultados obtenidos en el acápite

Tabla 30. Resumen de los resultados del acápite

Fecha		26 de marzo		13 de mayo		9 de junio		16 de julio	
Parámetro	Unidad	M-1B	M-2B	M-1B	M-2B	M-1B	M-2B	M-1B	M-2B
TR _m	min	95,9	102,1	100,7	58,5	109,2	65,7	71,6	40,3
Q _{pulpa}	m ³ ·h ⁻¹	140,0	131,8	130,0	226,3	121,6	203,0	186,9	332,1
Coeficientes de distribución	adm.	0,52	0,48	0,37	0,63	0,37	0,63	0,36	0,64

3.3 Cálculo del tiempo de residencia real

El Tiempo de residencia Real (TR) es aquel que se hace corresponder con el flujo de pulpa real que se calculó en las condiciones de operación de la Planta, y que además, tiene en cuenta la variación del volumen útil de la miniserie.

Por tanto, al emplear el prototipo de la ecuación (1) se obtendrán los valores de TR que deben satisfacer la condición experimental de estar dentro de la zona sombreada en sus correspondientes tablas para cada miniserie, lo cual se expondrá a continuación.

3.3.1 Para la prueba del 26 de marzo

Por los valores conocidos del coeficiente de distribución de pulpa (ver tabla

30) se pueden determinar los Q_{pulpa} para cada miniserie, a través del producto de dichos coeficientes y del Q_{pulpa} alimentado a la serie (ver tabla 24 del capítulo anterior), resultando la siguiente expresión:

$$Q_{\text{pulpa M}} = Q_{\text{pulpa S}} \cdot x \quad (10)$$

donde:

$Q_{\text{pulpa M}}$: flujo volumétrico de pulpa en la Miniserie; $m^3 \cdot h^{-1}$

$Q_{\text{pulpa S}}$: flujo volumétrico de pulpa en la Serie; $m^3 \cdot h^{-1}$

x : coeficiente de distribución de pulpa

Los flujos volumétricos correspondientes a cada miniserie se calcularán utilizando la expresión (10)

Para la miniserie M-1B ($Q_{\text{M-1B}}$)

$$Q_{\text{M-1B}} = 336,4 \cdot 0,52 = 174,93 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$$

Para la miniserie M-2B ($Q_{\text{M-2B}}$)

$$Q_{\text{M-2B}} = 336,4 \cdot 0,48 = 161,472 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$$

Según la expresión (1) los TR para cada una de las miniseries serán:

Cálculo del TR para la miniserie M-1B ($TR_{\text{M-1B}}$)

$$TR_{\text{M-1B}} = \frac{224}{174,93} = 1,28 \text{ h ó } 76,8 \text{ min}$$

Cálculo del TR para la miniserie M-2B ($TR_{\text{M-2B}}$)

$$TR_{\text{M-2B}} = \frac{224}{161,47} = 1,39 \text{ h ó } 83,2 \text{ min}$$

3.3.2 Para la prueba realizada el 13 de mayo.

Análogamente se calcularan los Q_{pulpa} para cada miniserie Para la miniserie M-1B

$$Q_{\text{M-1B}} = 330,75 \cdot 0,37 = 121,86 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$$

Para la miniserie M-2B

$$Q_{\text{M-2B}} = 330,75 \cdot 0,63 = 208,89 \text{ m}^3 \cdot h^{-1}$$

Según la expresión (1) los TR serán:

Cálculo del TR para la miniserie M-1B (TR_{M-1B})

$$TR_{M-1B} = \frac{221,8}{121,86} = 1,82 \text{ h ó } 109,2 \text{ min}$$

Cálculo del TR para la miniserie M-2B (TR_{M-2B})

$$TR_{M-2B} = \frac{221,8}{208,89} = 1,06 \text{ h ó } 63,7 \text{ min}$$

3.3.3 Para la prueba realizada el 9 de junio

Análogamente se calcularán los Q_{pulpa} para cada miniserie.

Para la miniserie M-1B

$$Q_{M-1B} = 349,69 \cdot 0,37 = 130,98 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

Para la miniserie M-2B

$$Q_{M-2B} = 349,69 \cdot 0,63 = 218,71 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

Según la expresión (1) los TR serán:

Cálculo del TR para la miniserie M-1B (TR_{M-1B})

$$TR_{M-1B} = \frac{221,3}{130,98} = 1,69 \text{ h ó } 101,4 \text{ min}$$

Cálculo del TR para la miniserie M-2B (TR_{M-2B})

$$TR_{M-2B} = \frac{221,3}{218,71} = 1,01 \text{ h ó } 60,7 \text{ min}$$

3.3.4 Para la prueba realizada el 16 de julio

De acuerdo a la expresión (10), los Q_{pulpa} para cada una de las miniseries serán:

Para la miniserie M-1B

$$Q_{M-1B} = 512,13 \cdot 0,36 = 184,48 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

Para la miniserie M-2B

$$Q_{M-2B} = 512,13 \cdot 0,64 = 327,65 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

Según la expresión (1) los TR serán:

Cálculo del TR para la miniserie M-1B (TR_{M-1B})

$$TR_{M-1B} = \frac{222,5}{184,48} = 1,21 \text{ h ó } 72,4 \text{ min}$$

Cálculo del TR para la miniserie M-2B (TR_{M-2B})

$$TR_{M-2B} = \frac{222,5}{327,65} = 0,68 \text{ h ó } 40,7 \text{ min}$$

3.3.5 Resumen de los resultados obtenidos en el acápite

Tabla 31. Resumen de los cálculos realizados en el acápite

Fecha		26 de marzo		13 de mayo		9 de junio		16 de julio	
Parámetro	Unidad	M-1B	M-2B	M-1B	M-2B	M-1B	M-2B	M-1B	M-2B
TR	min	76,8	83,2	109,2	63,7	101,4	60,7	72,4	40,7
Q_{pulpa}	$m^3 \cdot h^{-1}$	174,9	161,5	121,9	208,9	130,9	218,7	184,5	327,7

3.3 Obtención del modelo del TR en función de los Q_{pulpa}

El modelo matemático estadístico del TR en función del Q_{pulpa} se obtendrá con ayuda de una hoja de cálculo del programa Microsoft Excel ordenando los TR de menor a mayor con sus respectivos flujos de pulpa como se muestra a continuación en la tabla 32

Tabla 32. Base de datos para construir el modelo matemático estadístico

TR, min	40,7	60,7	63,7	72,4	76,8	83,2	101,4	109,2
$Q_{pulpa}, m^3 \cdot h^{-1}$	327,65	218,71	208,89	184,48	174,93	161,47	121,59	121,86

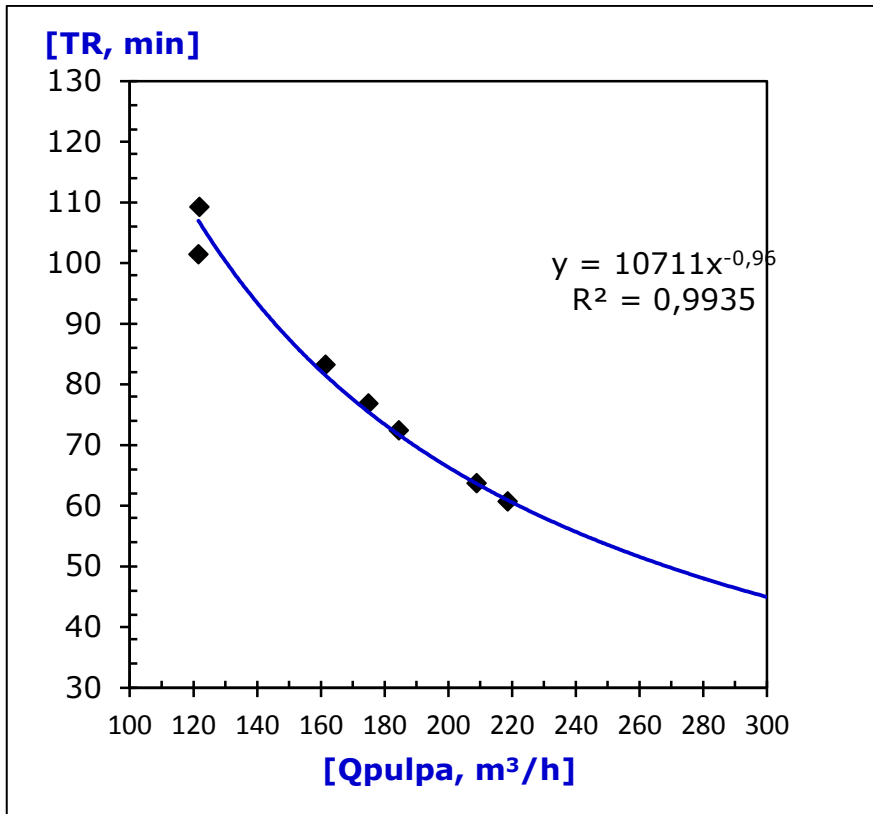


Figura 8. Modelo del tiempo de retención en función del Qpulpa

Según la figura 8 se puede deducir la ecuación para determinar el TR en función del Q_{pulpa} , esta se puede escribir de la forma siguiente:

$$TR = 10711 \cdot (Q_{pulpa})^{-0,96} \quad (11)$$

3.4 Elaboración de una herramienta operacional para determinar el flujo volumétrico de aire para cada TA.

Para poder determinar el Q_a para cada TA, primeramente se debe conocer la distribución de los flujos volumétricos de pulpa suministrado a cada miniserie, para determinar dichos flujos se debe elaborar un procedimiento, el cual está constituido por los siguientes pasos:

3.3.1 Determinación de la distribución de los flujos de MR, licor y pulpa

Para calcular el flujo de pulpa es necesario tomar los datos del tonelaje de MR y el flujo volumétrico de licor (G_{Licor}) directamente del CITEC, los cuales fueron $240 \text{ t}\cdot\text{h}^{-1}$ y $1\,071 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ respectivamente.

Posteriormente se procede a determinar las densidades de la pulpa en TC, Serie de Ira EL y Miniseries a partir de la ecuación (5) expuesta en el capítulo 2. (Ver tabla 33 y 34)

Tabla 33. Densidades de la pulpa en TC.

Codificación	Densidad (g·L ⁻¹)
Pared B	1 160
Pared C	1 167
Succ. B	1 171
Succ. C	1 175

Tabla 34. Densidades de la pulpa en cada serie de Ira EL.

Codificación	Densidad (g·L ⁻¹)
PS-1A	1 176
PS-1B	1 168
PS-1C	1 184

Tabla 35. Densidades de la pulpa en las miniseries M-1B y M-2B

Codificación	Densidad (g·L ⁻¹)
M-1B	1 169
M-2B	1 166

Tabla 36. Densidades de las muestras tomadas en el enfriador EF-6

Codificación	Densidad (g·L ⁻¹)
1	1 040
2	1 037
3	1 039
Promedio	1 038,7

Determinación de la $\rho_{prom.}$ en TC por la ecuación (5)

$$\rho_{promedio} = \frac{(1\ 160 + 1\ 167) + (1\ 171 + 1\ 175)}{4}$$

$$\rho_{promedio} = 1\ 168\ g \cdot L^{-1}$$

Determinación de la masa de sólido por cada litro (dm³), en correspondencia con las densidades tomadas en las tuberías de alimentación de las Series A, B y C (PS-1A, 1B y 1C).

Esta se determina por la diferencia entre la densidad de la pulpa tomada a la entrada de cada serie de Ira EL y la densidad del licor tomado en el enfriador 106.

$$m(PS - Serie) = \rho_{PS-IraEL} - \rho_{prom. Licor} \quad (12)$$

donde:

$m(PS-Serie)$, no es más que la masa de sólido alimentada a la Serie (A, B y C), g;

$\rho_{PS-IraEL}$, densidad del sólido de la muestra tomada en la tubería de entra de cada Serie de la Ira EL, g;

$\rho_{prom. Licor}$, es la densidad promedio del licor proveniente del área de enfriamiento, g.

Cálculo de la masa de sólido a partir de la ecuación (12).

$$m(PS - 1A) = \rho_{PS-1A} - \rho_{prom. Licor Enf.}$$

$$m(PS - 1A) = 1\,176 - 1\,038,7 = 137\,g$$

$$m(PS - 1B) = \rho_{PS-1B} - \rho_{prom. Licor Enf.}$$

$$m(PS - 1B) = 1\,168 - 1\,038,7 = 129\,g$$

$$m(PS - 1C) = \rho_{PS-1C} - \rho_{prom. Licor Enf.}$$

$$m(PS - 1C) = 1\,184 - 1\,038,7 = 145\,g$$

Posteriormente se determina la masa de sólido total en la Ira EL mediante la suma de todas las masa de sólido en las series de Ira EL.

$$mSeries_{Total} = \rho_{PS-1A} + \rho_{PS-1B} + \rho_{PS-1C}$$

$$mSeries_T = 137 + 129 + 145 = 412\,g$$

Determinación de la masa de sólido por cada litro (dm^3), en correspondencia con las densidades tomadas en las tuberías de alimentación de las miniserias M-1B y M-2B.

Esta se determina por la diferencia entre la densidad de la pulpa tomada a la entrada de cada miniserie y la densidad del licor tomado en el enfriador 106.

$$m(M - B) = \rho_{M-B} - \rho_{prom. Licor} \quad (13)$$

donde:

$m(M - B)$, no es más que la masa de sólido alimentada a las miniseries M-1B y M-2B, g;

ρ_{M-B} , densidad de la muestra tomada a la entrada de las miniseries M-1B y M-2B, g;

$\rho_{prom. Licor}$, es la densidad promedio del licor proveniente del área de enfriamiento, g.

Cálculo de la masa de sólido a partir de la ecuación (13)

$$m(M - 1B) = \rho_{M-1B} - \rho_{prom. Licor Enf.}$$

$$m(M - 1B) = 1\ 172 - 1\ 038,7 = 133\ g$$

$$m(M - 2B) = \rho_{M-2B} - \rho_{prom. Licor Enf.}$$

$$m(M - 2B) = 1\ 180 - 1\ 038,7 = 141\ g$$

Posteriormente se determina la masa de sólido total en la Serie 1B mediante la suma de todas las masas de sólido en las miniserie.

$$m_{Serie_T} = m(M - 1B) + m(M - 2B)$$

$$m_{Serie_T} = 133 + 141 = 275\ g$$

Determinación de coeficiente de distribución de los flujos de pulpa (x_{1B}) para la Serie-1B

El coeficiente de distribución de los flujos de pulpa hacia la Serie-1B se determina a partir de la relación de la masa de sólido en la serie, en este caso la 1B y la masa de sólido total en la Ira EL.

$$x_{1B} = \frac{m(PS-Serie)}{m_{Series_T}} \quad (14)$$

donde:

x_{1B} , coeficiente de distribución de la pulpa, adimensional;

$m(PS - Serie)$, masa de sólido alimentada a la Serie (A, B y C), g;

m_{Series_T} , masa de sólido total que se suministra a la Ira EL, g.

Cálculo del coeficiente de distribución de los flujos de pulpa hacia la Serie-1B.

Este se realiza a partir de la ecuación (14)

$$x_{1B} = \frac{m(PS - 1B)}{mSerie_T}$$

$$x_{1B} = \frac{137}{412} = 0,334$$

Determinación del coeficiente de distribución de los flujos de pulpa (X_{M-B}) para la M-1B y M-2B.

El coeficiente de distribución de los flujos de pulpa hacia las miniserias se determina mediante la relación de la masa de sólido de la miniserie y la masa de sólido total en la serie.

$$x_{MB} = \frac{m(M-B)}{mSerie_T} \quad (15)$$

donde:

X_{MB} , coeficiente de distribución de pulpa, adimensional;

$m(M - B)$, masa de sólido alimentada a la Miniserie (1B y 2B), g;

$mSerie_T$, masa de sólido total que se suministra a la Serie 1B, g.

Cálculo del coeficiente de distribución de los flujos de pulpa hacia la M-2B y M-1B. Este se realiza a partir de la ecuación (15).

$$x_{M-1B} = \frac{m(M - 1B)}{mSerie_T}$$

$$x_{M-1B} = \frac{133}{275} = 0,485$$

$$x_{M-2B} = \frac{m(M - 2B)}{mSerie_T}$$

$$x_{M-2B} = \frac{141}{275} = 0,515$$

Determinación del flujo másico de MR (Q_{MR}) alimentado a TC.

El flujo másico de MR alimentado a TC se determina a partir del producto del flujo másico alimentado a la romana (PHR) y el factor de contracción del mineral

$$Q_{MR} = Q_{MA} \cdot \varphi \quad (16)$$

Donde:

Q_{MR} , flujo másico del mineral alimentado en la canal de TC, $t \cdot h^{-1}$;

Q_{MA} , flujo másico del mineral alimentado a la romana, $t \cdot h^{-1}$;

φ , factor de contracción del mineral (Este dato lo da el departamento de contabilidad metalúrgica de la empresa). El mismo no es confiable porque en él no se incluye el estado técnico de la romana y la variabilidad de la calidad de mineral reducido, aunque su uso es obligatorio para la contabilidad en la planta.

Cálculo del flujo másico de MR alimentado a TC.

Este se realiza a partir de la ecuación (16).

$$Q_{MR} = 240 \cdot 0,756 = 181,44 t \cdot h^{-1}$$

Determinación del flujo másico de Licor ($Q_{Licor,TC}$) alimentado a TC

El flujo másico de licor alimentado a TC se determina a partir del producto del flujo volumétrico y la densidad del licor de enfriamiento, partido 1 000 $kg \cdot t^{-1}$.

$$Q_{Licor,TC} = \frac{G_{Licor,TC} \cdot \rho_{prom. Licor.}}{1\ 000} \quad (17)$$

donde:

$Q_{Licor,TC}$, flujo másico de licor alimentado a TC, $t \cdot h^{-1}$;

$G_{Licor,TC}$, flujo volumétrico de licor alimentado a TC, $m^3 \cdot h^{-1}$;

$\rho_{prom. Licor.}$, densidad promedio del licor alimentado a TC, $kg \cdot m^{-3}$;

1 000, no es más que el factor de conversión de kilogramo a tonelada.

Cálculo del flujo másico de licor alimentado a TC.

Este se realiza a partir de la ecuación (16).

$$Q_{Licor,TC} = \frac{1\ 075 \cdot 1\ 038,7}{1\ 000} = 1\ 112 t \cdot h^{-1}$$

Determinación del flujo de pulpa (Q_{pulpa}) suministrado al Distribuidor 100.

Este se determina a partir de la suma del flujo de mineral reducido y el flujo másico de licor.

$$Q_{pulpas} = Q_{MR} + Q_{Licor, TC} \quad (18)$$

donde:

$Q_{pulpas,TC}$, flujo de pulpa alimentado al DI-100

Los demás aspectos se explican en las ecuaciones anteriores

Cálculo del flujo de pulpa suministrado al DI-100.

Este se realiza a partir de la ecuación (18).

$$Q_{pulpas} = 181,44 + 1\ 112 = 1\ 294\ t \cdot h^{-1}$$

Determinación del flujo de MR ($Q_{MR Serie}$) que se distribuye a las Series de Ira EL.

El flujo de MR que se distribuye a las Series de Ira EL se determina a partir del producto del flujo de mineral reducido y el coeficiente de distribución de los flujos de pulpa de las Series.

$$Q_{MR Serie} = Q_{MR} \cdot x_{1B} \quad (19)$$

Este cálculo solo se realizará para la Serie-1B por que el procedimiento de es el mismo para todas las demás Series.

Calculo del flujo de MR que se distribuye a la Serie-1B

Este se realiza a partir de la ecuación (19)

$$Q_{MR 1B} = 181,44 \cdot 0,334 = 60,6\ t \cdot h^{-1}$$

Determinación del flujo de MR ($Q_{MR M}$) que se distribuye a cada Miniserie.

El flujo de MR que se distribuye a cada Miniserie se determina a partir del producto del flujo de MR distribuido a la Serie 1B y el coeficiente de distribución de los flujos pulpa para las miniseries.

$$Q_{MR MB} = Q_{MR 1B} \cdot x_{MB} \quad (20)$$

Cálculo del flujo de MR que se distribuye a la M-1B y M-1B Este se realiza a partir de la ecuación (20).

$$Q_{MR} M - 1B = 60,6 \cdot 0,485 = 29,4 t \cdot h^{-1}$$

$$Q_{MR} M - 2B = 60,6 \cdot 0,515 = 31,2 t \cdot h^{-1}$$

Determinación del flujo de licor ($Q_{Licor} Serie$) alimentado a la Serie

El flujo de licor alimentado a la serie se determina a partir del producto del flujo de licor másico y el coeficiente de distribución de los flujos de pulpa para la Serie -1B.

$$Q_{Licor} Serie = G_{Licor, TC} \cdot x_{1B} \quad (21)$$

Este cálculo solo se realizara para la Serie-1B por que el procedimiento de es el mismo para todas las Series.

Cálculo del flujo de licor alimentado a la Serie-1B

Este se realiza a partir de la ecuación (21)

$$Q_{Licor} 1B = 1\ 112 \cdot 0,334 = 371,3 t \cdot h^{-1}$$

Determinación del flujo de licor ($Q_{Licor} M$) alimentado a cada Miniserie.

El flujo de licor alimentado a cada miniserie se determina a partir del producto del flujo de licor másico y el coeficiente de distribución de los flujos pulpa para cada miniseries.

$$Q_{Licor} M = G_{Licor, TC} \cdot x_M \quad (22)$$

Cálculo del flujo de licor que se suministra a la M-1B y N-2B

Este se realiza a partir de la ecuación (22)

$$Q_{Licor} M - 1B = 371,3 \cdot 0,485 = 180,2 t \cdot h^{-1}$$

$$Q_{Licor} M - 2B = 371,3 \cdot 0,515 = 191,0 t \cdot h^{-1}$$

Determinación del flujo de pulpa ($Q_{pulpa} Serie$) que se distribuye a cada Serie de Ira EL.

El flujo de pulpa que se distribuye a cada serie se determina a partir de la suma del flujo de MR y el flujo de licor que son alimentados a la Serie.

$$Q_{pulpa} Serie = Q_{MR} Serie + Q_{Licor} Serie \quad (23)$$

Este cálculo solo se realizara para la Serie-1B por que el procedimiento de es el mismo para las demás Series.

Cálculo del flujo de pulpa que se distribuye para la Serie-1B

Este se realiza a partir de la ecuación (22)

$$Q_{\text{pulpa } 1B} = 60,6 + 371,3 = 431,8 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$$

Determinación del flujo de pulpa ($Q_{\text{pulpa } M}$) que se distribuye a cada Miniserie de la Serie-1B.

El flujo de pulpa que se distribuye para cada miniserie se determina a partir de la suma del flujo de MR y el flujo de licor que son alimentados a la Miniserie.

$$Q_{\text{pulpa } M} = Q_{\text{MR } M} + Q_{\text{Licor } M} \quad (24)$$

Cálculo del flujo de pulpa que se distribuye para la M-1B y M-2B.

Este se realiza a partir de la ecuación (24)

$$Q_{\text{pulpa } M - 1B} = 29,4 + 180,2 = 209,6 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$Q_{\text{pulpa } M - 2B} = 31,2 + 191,0 = 222,2 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$$

Determinación del flujo volumétrico de la pulpa ($Q_{vp}S$) que se suministra a la Serie.

El flujo volumétrico de la pulpa que se suministra a la Serie se determina a partir de la relación del flujo de pulpa suministrado a la serie dividido entre su densidad.

$$Q_{V,p}Serie = \frac{Q_{\text{pulpa } Serie}}{\rho_{PS-Ira EL}} \cdot 1\,000 \quad (25)$$

Cálculo del flujo volumétrico de pulpa que se suministra a la Serie-1B a partir de la ecuación (25)

$$Q_{V,p}1B = \frac{431,8}{1\,176} \cdot 1\,000 = 367,2 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

Determinación del flujo volumétrico de la pulpa ($Q_{vp}M$) que se suministra a las miniserie.

El flujo volumétrico de la pulpa que se suministra a cada miniserie se determina a partir del producto del flujo volumétrico de pulpa suministrado a la serie y el coeficiente de distribución de los flujos de pulpa para la Miniserie.

$$Q_{V,pM} = Q_{V,pSerie} \cdot x_M \quad (26)$$

Cálculo del flujo del flujo volumétrico que se suministra a la M-1B y M-2B.

Este se realiza a partir de la ecuación (26).

$$Q_{V,pM-1B} = 367,2 \cdot 0,485 = 178,24 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$Q_{V,pM-2B} = 367,2 \cdot 0,515 = 188,94 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

A continuación se muestran los resultados obtenido por el procedimiento anteriormente explicado en la tabla siguiente

Tabla 37. Resumen de los resultados de los cálculos para la Serie-1B, M-1B y M-2B.

	Flujo del M.R; t·h ⁻¹	Flujo de Licor; t·h ⁻¹	Flujo másico de pulpa t·h ⁻¹	Flujo volumétrico de pulpa; m ³ ·h ⁻¹
Serie-1B	60,6	371,3	431,8	367,2
M-1B	29,4	180,2	209,6	178,24
M-2B	31,2	191,0	222,2	188,94

3.3.2 Determinación del TR de las miniserie.

Después que se conoce el Qpulpa que es suministrado a cada miniserie se procede a realizar el cálculo del tiempo de retención a partir del modelo matemático estadístico haciendo uso de la expresión (11).

$$TR = 10\,711 \cdot (Q_{pulpa})^{-0,96}$$

Cálculo del TR de la M-1B y M-2B.

$$TR_{M-1B} = 10\,711 \cdot (178,2)^{-0,96}$$

$$TR_{M-1B} = 62,3 \text{ min}$$

$$TR_{M-2B} = 10\,711 \cdot (188,9)^{-0,96}$$

$$TR_{M-2B} = 58,7 \text{ min}$$

Cálculo el TR para cada TA de la M-1B y M-2B

Teniendo en cuenta que dichas miniserias están compuestas por cuatro TA el TR de la pulpa para cada uno de ellos será el TR de la miniserie partido entre el total de TA que la conforman, como se muestra a continuación.

$$TR_{M-1B} = \frac{TR}{4}; \text{min}$$

$$TR_{M-1B} = \frac{62,3}{4} = 15,6 \text{ min}$$

$$TR_{M-2B} = \frac{TR}{4}; \text{min}$$

$$TR_{MB2} = \frac{58,7}{4} = 14,7 \text{ min}$$

3.3.3 Determinación de la velocidad específica de aire (Q_a)

Como se analizó en el capítulo 1, este parámetro de aireación no existe en la Planta, por lo que al conocer los valores del TR de cada miniserie y por el valor conocido de V_a deseado por los tecnólogos de la Planta se determina Q_a , como se ilustra a continuación:

$$Q_a = \frac{Va. \text{deseado}}{TR_{M-B}}$$

De acuerdo al TR calculado anteriormente (75,0 min) para la miniserie M-1B y el V_a deseado igual a $130 \text{ m}^3 \cdot \text{t}^{-1}$ como se muestra a continuación:

$$Q_a = \frac{130}{62,3} = 2,09 \text{ m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$$

Análogamente para la miniserie M-2B

$$Q_a = \frac{130}{58,7} = 2,22 \text{ m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$$

De esta forma, es posible diseñar la investigación a escala industrial para optimizar Q_a en función de la calidad de la MR como en el trabajo (Rojas, 2008), cuyos valores serán los de Q_a deseados en los dos primeros TA, por

ejemplo $1,65 \text{ m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$ con el propósito de cumplir con el régimen mixto en correspondencia con lo expresado en la figura 2

Como el tercer y cuarto TA trabajan en régimen difusivo, entonces se puede incrementar la velocidad de aireación gradualmente en dependencia de las condiciones operacionales. A continuación se muestra un ejemplo:

Cálculo para el tercer TA de la M-1B

$$Q_{a3}M - 1B = Q_{a1 y2} + 0,5$$

$$Q_{a3}M - 1B = 1,65 + 0,5 = 2,15 \text{ m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$$

Cálculo para el cuarto TA.

Para la hallar el Q_{a4} de la M-1B se le suma 0,75 con el objetivo de completar los $130 \text{ m}^3 \cdot \text{t}^{-1}$

$$Q_{a4}M - 1B = Q_{a3} + 0,75$$

$$Q_{a4}M - 1B = 2,15 + 0,75 = 2,90 \text{ m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$$

Cálculo para el tercer TA de la M-2B

$$Q_{a3}M - 2B = Q_{a1 y2} + 0,8$$

$$Q_{a3}M - 2B = 1,65 + 0,8 = 2,45 \text{ m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$$

Cálculo para el cuarto TA.

$$Q_{a4}M - 2B = Q_{a3} + 0,75$$

$$Q_{a4}M - 2B = 2,45 + 0,75 = 3,12 \text{ m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$$

3.3.4 Determinación del volumen de aire específico ($V_{a \text{ esp.}}$), $\text{m}^3 \cdot (\text{t}_{\text{MR}})^{-1}$ para cada TA.

El volumen de aire específico está relacionado con los m^3 de aire por cada tonelada de MR suministrado en este caso a cada TA, para ello es necesario multiplicar la velocidad específica de aireación por el TR del mineral en cada TA, obteniéndose bajo este procedimiento la siguiente expresión:

$$V_{a \text{ esp.}} = Q_a \cdot TR_{TA} \quad (27)$$

A continuación se calcula el $V_{a \text{ esp.}}$ para cada TA a partir de la ecuación (27).

$$V_{a\ esp.} 1M - 1B = 1,65 \cdot 15,6 = 25,7\ m^3 \cdot t^{-1}$$

$$V_{a\ esp.} 2M - 1B = 1,65 \cdot 15,6 = 25,7\ m^3 \cdot t^{-1}$$

$$V_{a\ esp.} 3M - 1B = 2,15 \cdot 15,6 = 33,5\ m^3 \cdot t^{-1}$$

$$V_{a\ esp.} 4M - 1B = 2,9 \cdot 15,6 = 45,2\ m^3 \cdot t^{-1}$$

Análogamente se realiza para la otra miniserie

$$V_{a\ esp.} 1M - 2B = 1,65 \cdot 14,7 = 24,2\ m^3 \cdot t^{-1}$$

$$V_{a\ esp.} 2M - 2B = 1,65 \cdot 14,7 = 24,2\ m^3 \cdot t^{-1}$$

$$V_{a\ esp.} 3M - 2B = 2,45 \cdot 14,7 = 35,9\ m^3 \cdot t^{-1}$$

$$V_{a\ esp.} 4M - 2B = 3,12 \cdot 14,7 = 45,8\ m^3 \cdot t^{-1}$$

Cálculo de flujo volumétrico de aire Q_v para cada TA.

Este cálculo se realiza a partir del producto del flujo de MR alimentado a cada miniserie (ver tabla 37) y el volumen de aire específico para cada TA antes hallado.

$$Q_v TA = Q_{MR} \cdot V_{a\ esp.} \quad (28)$$

A partir de la ecuación (28) se calcula el $Q_{a\ esp.}$ para cada TA de la M-1B.

$$Q_v TA1 = 29,4 \cdot 25,7 = 756\ m^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_v TA2 = 29,4 \cdot 25,7 = 756\ m^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_v TA3 = 29,4 \cdot 33,5 = 985\ m^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_v TA4 = 29,4 \cdot 45,2 = 1\ 328\ m^3 \cdot h^{-1}$$

Cálculo del Q_v total suministrado a la miniserie.

$$Q_v Total = \sum Q_v TA$$

$$Q_v Total = 3\ 824\ m^3 \cdot h^{-1}$$

Análogamente se realiza para la M-2B

$$Q_v TA1 = 31,2 \cdot 24,2 = 754\ m^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_v TA2 = 31,2 \cdot 24,2 = 754\ m^3 \cdot h^{-1}$$

$$Q_vTA3 = 31,2 \cdot 35,9 = 1\,119 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$Q_vTA4 = 31,2 \cdot 45,8 = 1\,426 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

Cálculo del Q_v total suministrado a la miniserie.

$$Q_vTotal = \sum Q_vTA$$

$$Q_vTotal = 4\,053 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

A continuación se muestra un resumen de los resultados obtenidos a partir de los cálculos que fueron desarrollados en los acápites 3.3.2, 3.3.3 y 3.3.4 (ver tabla 38).

Tabla 38. Resumen de los parámetros de aireación para la Serie 1B

	TR; min	Va esp; $\text{m}^3 \cdot (\text{t}_{\text{MR}})^{-1}$	Q_a ; $\text{m}^3 \cdot (\text{t} \cdot \text{min})^{-1}$	$Q_{\text{MR}} \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$	Q_v , $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$
TA	M-1B				
1	15,6	25,7	1,65	29,4	756
2	15,6	25,7	1,65	29,4	756
3	15,6	33,5	2,15	29,4	985
4	15,6	45,2	2,9	29,4	1 328
M-1B	15,6	130	2,09	29,4	3 824
TA	M-2B				
1	14,7	24,2	1,65	31,2	754
2	14,7	24,2	1,65	31,2	754
3	14,7	35,9	2,45	31,2	1 119
4	14,7	45,8	3,12	31,2	1 426
M-2B	14,7	130	2,22	31,2	4 053

La herramienta para dirigir la velocidad específica de aireación quedaría estructurada en una hoja de cálculo del programa Microsoft EXCEL de la siguiente manera

Tabla 39. Estructura de la herramienta para operar los parámetros de aireación

Fecha:	Q_v	Tonelaje MR	V_a	Q_a	TR	M-1 B se cambia el aire	
No. Turbo	$m^3 \cdot h^{-1}$	$t \cdot h^{-1}$	$m^3 \cdot t^{-1}$	$m^3 \cdot (t \cdot \text{min})^{-1}$	min	Deseado	Deseado
SERIE	7876	60,6	130,0			$m^3 \cdot (t \cdot \text{min})^{-1}$	$m^3 \cdot t^{-1}$
M-1 B	3824	29,4	130,0	2,09	62,3	1,65	130,0
101	756	29,4	25,7	1,65	15,6		
102	756	29,4	25,7	1,65	15,6		
103	985	29,4	33,5	2,15	15,6		
104	1328	29,4	45,2	2,90	15,6		
M-2 B	4053	31,2	130,0	2,22	58,7		
105	754	31,2	24,2	1,65	14,7		
106	754	31,2	24,2	1,65	14,7		
107	1119	31,2	35,9	2,45	14,7		
108	1426	31,2	45,8	3,12	14,7		

Para operar con esta herramienta se introducen los valores del flujo de aire deseado para cada miniserie y la velocidad de aire específica que se desea en los dos primeros TA, a partir de aquí se ajustarán los valores de la velocidad para los dos TA restantes, incrementándola como se explicaba anteriormente hasta alcanzar el valor del flujo de aire deseado.

Conclusiones generales

- Se fundamentó una metodología experimental de procesamiento de datos basada en el uso del Na_2CO_3 el cual permite determinar el TR de la pulpa en lixiviaciones continuas de pulpas heterogéneas en reactores como TA.
- Se modificó la metodología de procesamiento de los resultados analíticos de concentraciones de sodio en el tiempo para determinar el TR haciendo uso del programa Microsoft EXCEL como herramienta de cálculo.
- Se obtuvo el modelo de TR en función del Q_{pulpa} a escala de UDP que responde a la ecuación exponencial $\text{TR}=10\ 711(Q_{\text{pulpa}})^{-0,96}$ con un coeficiente de distribución $R^2 = 0,993\ 5$, el cual se considera muy bueno teniendo en consideración la escala en la que se obtuvo.
- Se elaboró una herramienta que permite calcular la velocidad específica de aireación a partir del modelo de TR en función del Q_{pulpa} suministrado a cada miniserie, introduciendo de esta forma la Q_a como un nuevo parámetro operacional a partir del V_a existente para determinar los flujos volumétricos de aire en cada TA, según el deseo tecnológico de dirección del proceso, lo cual evitará el desbalance significativo de los lixiviados de Ni y Co, incrementando de esta manera la producción de estos en la empresa ECG.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Libros

1. ZELIKMAN, A. N.; VOLDMAN, G. M. y BELIAEVSKAYA, L. V. 1983. Teoría de los Procesos Hidrometalúrgicos. Editorial Metalurgia Moscú.
2. QUENEAU, P.B. y WEIR, D. R.1986. Control of iron during hydrometallurgical processing of nickeliferous laterite ores.
3. WALAS, STANLEY M.1997. Chemical reactors: residence time distribution (RTD) and reactor efficiency. En: PERRY, Robert H.; GREEN, Don W.; MALONEY, James O. (ed). *Perry's Chemical Engineers Handbook*.

Artículos

4. CHANG CARDONA, A. R. 1984. Análisis de la Solubilidad de los complejos amoniacales de Co (II). Revista *Minería y Geología*. (1): 173-184.
5. CHANG CARDONA, A.R.; RODRÍGUEZ J. I. y DOBROJOTOV G. N. 1989. Influencia del régimen de aireación sobre las extracciones de Cobalto en la primera etapa de la Lixiviación carbonato-amoniacoal de los minerales reducidos de Ni. Revista *Minería y Geología* 1(1): 51-62.
6. CHANG CARDONA, A.; BOBKOVSKI A.G; RODRIGUEZ D., J.I. y BELOGLAZOV, I.N.1995. Estudio de las particularidades estructurales y composición de fase de los productos de la hidrólisis de los iones de hierro a partir de licores carbonato-amoniacoales. Revista *Tsvetnie Metally* (9): 30-34.
7. CHANG CARDONA, A.y ROJAS VARGAS, A. 2009. La lixiviación del Proceso CARON: Síntesis del conocimiento para su perfeccionamiento industrial. Parte 1. Revista *Tecnología Química* 29(1): 98-107.
8. CHANG CARDONA, A.y ROJAS VARGAS, A. 2013. Optimización del flujo de aire específico para la lixiviación estándar QT del mineral reducido en el proceso CARON. Revista *Minería y Geología* 29 (1): 2-16.
9. CHANG CARDONA. A "et al". 2015 a. Consideraciones sobre la determinación del tiempo de residencia de la pulpa en la lixiviación

- industrial del proceso "CARON" en la planta de Punta Gorda, Moa, Cuba. Revista *Tecnología Química* 35(1): 5-20.
10. CHANG CARDONA. A "et al".2015 b. Diagnóstico de la eficiencia tecnológica del trabajo de las miniserias en la lixiviación industrial del proceso "CARON" en la planta de PUNTA GORDA. Cuba. Revista *Tecnología Química*, 35(2): 125-138.
 11. MAGAÑA HAYNES, M y ROJAS VARGAS, A. 2012. Aplicación de la velocidad de aeración para la lixiviación amoniacal de Ni y Co a escala industrial. Revista *Tecnología Química* 33(1): 39-46.
 12. FIFFE, L. J. y GRANDA, O. 1985. Mecanismo de disolución del níquel metálico en soluciones que contienen diferentes relaciones $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$. *Revista Cubana de Química* 1(1): 31- 36.
 13. ROJAS VARGAS, A. 2008 Tiempo de retención. Instrucción específica. Código: IE- 003". Informe inédito. Holguín: [s. n.], 14p. Grupo Empresarial del Níquel. CEDINIQ, Unidad de Proyecto de Nicaro.

Conferencias

14. CHANG, A .R. 1990. Perfeccionamiento de la lixiviación carbonato-amoniaca. En: MEMORIAS DEL VII CONGRESO Nacional de Ciencia y Tecnología Metalúrgicas. CENIM. 3-5 Octubre de 1990: Madrid. España. pp 357-365.
15. CHANG CARDONA, A. R. 2000. Conferencia Internacional de aprovechamiento de recursos minerales "CINAREM" 2000. Moa. Archivo de CEINNIQ Nicaro.