

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y CATALIZADORES DE COBRE

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA**

CAROLINA LISETH CAMPOS SÁNCHEZ

caro-2411@hotmail.com

DIRECTOR: ING. ERNESTO DE LA TORRE CHAUVÍN Ph.D.

ernesto.delatorre@epn.edu.ec

Quito, julio 2015

© Escuela Politécnica Nacional (2015)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Carolina Liseth Campos Sánchez, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Carolina Liseth Campos Sánchez

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Carolina Liseth Campos Sánchez, bajo mi supervisión.

Ing. Ernesto de la Torre Ph.D.
DIRECTOR DE PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero del proyecto PIS-039-12, que se ejecuta en el Departamento de Metalurgia Extractiva, de la Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios, quien me ha dado la fortaleza y sabiduría para alcanzar este gran logro. A mis padres Janeth y Alexander por su cariño y apoyo incondicional durante toda mi vida, gracias por haber sido mi guía y mi inspiración. A mi hermana Mishell por su amistad y compañía que han sido el aliento para seguir adelante y jamás desmayar.

Al DEMEX por haberme permitido palpar por vez primera el mundo de la metalurgia y haberme hecho encontrar en ella una vocación. Al Ing. Ernesto de la Torre por haber sido mi guía, amigo y consejero durante el desarrollo de este proyecto, gracias por enseñarme a que no existe el no puedo y que todo es posible con perseverancia y esfuerzo. A la compañía minera Orenas S.A. por haberme sugerido este tema de tesis y haber colaborado con el desarrollo del mismo, en especial agradezco al Ing. Wilfrido Rodríguez, quien siempre estuvo presto a escucharme y brindarme su apoyo. A la compañía Minera Paz Borja por su colaboración en este proyecto, principalmente agradezco al Ing. Luis Castro quien me dio la oportunidad de conocer de cerca la metalurgia.

A la Ing. Alicia Guevara por sus sabios consejos que fueron el motor para impulsar esta tesis, gracias por inspirarme a seguir adelante y haber estado en cada fase de este proyecto de titulación brindándome su apoyo incondicional. Al Ing. Marcelo Salvador por su interés y colaboración en esta tesis que permitieron mejorarla y pulir cada detalle de la misma. Al Ing. Isaac Meza, quien inicialmente fue el compañero tesista que me ayudo a dar el primer paso para empezar con mis pruebas experimentales (calibrar el rotámetro) y finalmente fue quién revisó los formatos de esta tesis.

A la Dr. Florinella Muñoz por haberme escuchado y haberme abierto las puertas del Departamento de Ciencias Nucleares para que realice una parte importante de mi tesis. Al Ing. Trajano por en enseñarme a utilizar el equipo de destilación de cianuros y al Ing. Edison Vera por su colaboración en estos ensayos, que sin

duda más que permitirme concluir con la parte experimental de este proyecto me permitieron conocer a personas y colegas muy valiosos.

A mis compañeros tesisistas Mishu Mosquera, Gato, Diego Andrade, Rody Estrella, Sebastián Suarez, María José Vallejo, Herman Murillo, Adrián Ochoa, Anilú Barrera, Sebastián Gamez y Daniel Trujillo, quienes siempre me brindaron su ayuda y contribuyeron en la realización de este trabajo. A todo el personal del DEMEX: Pauly Nuñez, Ing. Kleverito, Sra. Verito, Evelyn, Ing. Diana Endara, Ing. Eliana Manangón y Wilmer, quienes siempre estuvieron prestos a colaborar con el desarrollo de este proyecto de titulación.

A mis amigos Francisco Heredia, Anita Noboa, Eduardo Pacheco, Jenny María Romero, Andreita Arévalo, Gaby Molina, Kleber Sánchez y Christian Sandoval, por haber sido un excelente grupo de trabajo durante todos los semestres que estuvimos juntos. Gracias amigos por haberme acompañado en este camino que inicialmente parece tan largo e inalcanzable pero que finalmente se vuelve simplemente una maravillosa experiencia que quisiéramos volver a repetir.

A Xavier Toro, por su apoyo durante toda mi vida universitaria en especial en este arduo camino de la tesis. Gracias amor por escucharme y ayudarme a encontrar la salida de cada uno de los pequeños y grandes obstáculos de este proyecto, sin su ayuda no hubiera alcanzado este logro.

DEDICATORIA

Este trabajo lo dedico a mis padres Alexander y Janeth por ser el motor que impulsa mi vida. A Mishell, por ser la mejor hermana y amiga que la vida me ha dado. A mis niños Candy, Bamby, Cariño, Princesa y Légolas por ser los peludos que alegran mi mundo y me hacen ser un ser humano mejor.

Al amor de mi vida y futuro esposo Xavier Toro, por ser mi amigo, compañero, consejero y la persona que amo con toda mi alma y deseo compartir el resto de mis días.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xix
INTRODUCCIÓN	xxi
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1. Procesos de detoxificación de efluentes cianurados mineros	1
1.1.1. Química de las soluciones de cianuro	1
1.1.1.1. Cianuro libre	2
1.1.1.2. Compuestos simples de cianuro	4
1.1.1.3. Complejos de cianuro	5
1.1.1.4. Especies derivadas del cianuro	8
1.1.2. Degradación natural del cianuro	10
1.1.3. Procesos de tratamiento químico de destrucción de cianuro en efluentes mineros	11
1.1.3.1. Cloración alcalina	12
1.1.3.2. Oxidación con dióxido de azufre y aire (Proceso INCO)	13
1.1.3.3. Oxidación con peróxido de hidrógeno	16
1.1.3.4. Oxidación con ácido de caro	17
1.1.3.5. Precipitación	18
1.1.4. Procesos de tratamiento biológico de destrucción de cianuro en efluentes mineros	20
1.2. Influencia del cobre y carbón activado en la oxidación del cianuro	22
1.2.1. Química del cobre	22
1.2.2. Carbón activado en la detoxificación de efluentes cianurados	26
1.2.2.1. Efecto del pH en la remoción de cianuro	28
1.2.2.2. Efecto de la dosificación de carbón activado en la remoción de cianuro	29
1.2.2.3. Efecto del tamaño de partícula del CAG en la remoción de cianuro	31
1.2.2.4. Efecto del tiempo de contacto en la remoción de cianuro	31
1.2.3. Carbón activado granular impregnado con cobre en la detoxificación de efluentes cianurados	32
2. PARTE EXPERIMENTAL	39
2.1. Evaluación del tratamiento de detoxificación de soluciones sintéticas de cianuro de sodio por oxidación con dióxido de azufre, aire y cuatro tipos de catalizadores de cobre	40
2.1.1. Estudio cinético de la oxidación de cianuro	41

2.1.1.1.	Determinación de cianuro libre por volumetría	42
2.1.1.2.	Determinación de cianuro WAD y cianuro total	42
2.1.2.	Evaluación de la influencia del pH en el proceso de oxidación de cianuro	43
2.1.3.	Evaluación de la dosificación de metabisulfito de sodio en el proceso de oxidación de cianuro libre	44
2.1.4.	Evaluación de la concentración de los catalizadores de cobre en el proceso de oxidación de cianuro	45
2.1.4.1.	Impregnación de cobre metálico en el carbón activado granular virgen	46
2.1.4.2.	Impregnación de sulfato de cobre en el carbón activado granular virgen	48
2.1.4.3.	Determinación del contenido de cobre en las soluciones sintéticas de cianuro de sodio	49
2.2.	Evaluación del tratamiento de detoxificación de efluentes industriales del proceso de cianuración por oxidación con dióxido de azufre, aire y el catalizador seleccionado	50
2.3.	Dimensionamiento de la planta de tratamiento de efluentes cianurados de 300 m ³ /día por oxidación con dióxido de azufre, aire y el catalizador seleccionado	52
2.3.1.	Dimensionamiento de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados y de almacenamiento de lodos	52
2.3.2.	Dimensionamiento de los tanques agitados y de almacenamiento	53
2.3.3.	Dimensionamiento del tromel de cribado	53
2.3.4.	Dimensionamiento del sedimentador rectangular	53
2.3.5.	Dimensionamiento del filtro prensa	54
2.3.6.	Dimensionamiento de bombas	54
2.4.	Evaluación de la prefactibilidad económica de la implementación industrial de la planta diseñada	54
3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	56
3.1.	Tratamiento de detoxificación de soluciones sintéticas de cianuro por oxidación con dióxido de azufre, aire y catalizadores de cobre	56
3.1.1.	Influencia del pH en el proceso de oxidación de cianuro	56
3.1.1.1.	Ensayos en ausencia de aire a pH 9,5	57
3.1.1.2.	Ensayos en ausencia de aire a pH 10,0	59
3.1.1.3.	Ensayos en ausencia de aire a pH 11,0	60
3.1.1.4.	Influencia de la variación pH en la oxidación del cianuro libre en ausencia de aire	62
3.1.1.5.	Influencia de la presencia de aire en la oxidación del cianuro libre	63
3.1.1.6.	Influencia de la variación del pH en la oxidación del cianuro libre en presencia de aire	65

3.1.2.	Influencia de la dosificación de metabisulfito de sodio en la oxidación de cianuro libre	67
3.1.2.1.	Ensayos a diferentes concentraciones iniciales de metabisulfito de sodio	67
3.1.2.2.	Ensayos a diferentes concentraciones constantes de metabisulfito de sodio	69
3.1.3.	Influencia de la concentración de los catalizadores de cobre en el proceso de oxidación de cianuro libre	70
3.1.3.1.	Ensayos con sulfato de cobre en solución	70
3.1.3.2.	Ensayos con carbón activado granular virgen	73
3.1.3.3.	Ensayos con carbón activado granular impregnado con sulfato de cobre (0,24 % Cu)	78
3.1.3.4.	Influencia de la dosificación de metabisulfito de sodio en ensayos con carbón activado granular impregnado con sulfato de cobre	81
3.1.3.5.	Ensayos con carbón activado granular impregnado con cobre metálico (20 %Cu) y cobre metálico granular	83
3.1.3.6.	Influencia de la dosificación de metabisulfito de sodio en ensayos con carbón activado granular impregnado con cobre metálico y cobre metálico granular	86
3.1.3.7.	Comparación de las cinéticas de remoción de cianuro libre con metabisulfito de sodio y carbón activado granular virgen	91
3.1.3.8.	Comparación de los ensayos realizados con diferentes catalizadores de cobre en la oxidación del cianuro libre	93
3.2.	Tratamiento de detoxificación de efluentes cianurados del proceso de cianuración por oxidación con dióxido de azufre, aire y el catalizador de cobre seleccionado	97
3.3.	Dimensionamiento de la planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con dióxido de azufre, aire y el catalizador de cobre seleccionado	104
3.3.1.	Balance de masa del proceso	104
3.3.2.	Diagrama de bloques y diagrama de flujo del tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con dióxido de azufre, aire y carbón activado impregnado con cobre metálico	106
3.3.3.	Dimensionamiento y selección de los equipos empleados en el tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con dióxido de azufre, aire y carbón activado impregnado con cobre metálico	109
3.3.3.1.	Diseño de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados	109
3.3.3.2.	Diseño de los tanques agitados de oxidación y precipitación	110

3.3.3.3.	Diseño de los tanques agitados de preparación de lechada de cal y preparación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20%	111
3.3.3.4.	Diseño del tanque de almacenamiento de agua	113
3.3.3.5.	Selección del tromel de cribado	113
3.3.3.6.	Diseño del sedimentador rectangular	114
3.3.3.7.	Selección del filtro prensa	115
3.3.3.8.	Diseño de las piscinas de almacenamiento de lodos	115
3.3.3.9.	Selección de accesorios	116
3.3.4.	Balance de energía del proceso	118
3.3.5.	Distribución en planta (lay out) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con dióxido de azufre, aire y carbón activado granular impregnado con cobre metálico	118
3.4.	Evaluación de la prefactibilidad económica de la implementación industrial de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	122
3.4.1.	Gastos de inversión	122
3.4.2.	Costos de operación y capital de trabajo	123
3.4.2.1.	Costos de mano de obra	124
3.4.2.2.	Costos de insumos y materias primas	124
3.4.2.3.	Carga fabril	125
3.4.2.4.	Capital de trabajo	126
3.4.3.	Inversión total y financiamiento	126
3.4.4.	Costos fijos y costos variables	127
3.4.5.	Precio del tratamiento de efluentes cianurados	127
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	129
4.1.	Conclusiones	129
4.2.	Recomendaciones	131
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	133
	ANEXOS	140

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Clasificación de los compuestos de cianuro con base en la estabilidad	2
Tabla 1.2.	Propiedades de los compuestos simples de cianuro	4
Tabla 1.3.	Estabilidad de los complejos de cianuro	5
Tabla 1.4.	Compuestos removidos en los procesos biológicos aeróbicos y anaeróbicos	21
Tabla 1.5.	Rango de los parámetros que deben ser controlados en los procesos biológicos	22
Tabla 1.6.	Solubilidad de minerales de Cu en una solución de NaCN (0,1 %)	23
Tabla 1.7.	Efecto del tamaño de partícula en la remoción del cianuro en una solución de NaCN (100 mg CN ⁻ /L) con 20 mg/L CAG por 72 h	31
Tabla 1.8.	Resultados de los ensayos realizados con CAG impregnado con CuSO ₄ y Cu(NO ₃) ₂ en soluciones sintéticas de 265 mg/L CN ⁻ ; pH 10,5; 180 NL/h aire	37
Tabla 1.9.	Resultados de los ensayos de reciclamiento de CAG impregnado con Cu(NO ₃) ₂ en soluciones sintéticas de 265 mg/L CN ⁻ ; pH 10,5; 180 NL/h aire	37
Tabla 1.10.	Contenido de Cu en la superficie del CAG impregnado con Cu(NO ₃) ₂ después de cada reciclo	38
Tabla 3.1.	Resultados de los ensayos realizados en ausencia de aire a pH 9,5; 10,0 y 11,0 en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN por 8 h	56
Tabla 3.2.	Resultados de la influencia del aire en la oxidación de CN ⁻ en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ y 50 mg/L Cu ²⁺ por 480 min	65
Tabla 3.3.	Resultados de la cinéticas de primer orden con respecto a la oxidación de CN ⁻ en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) con 2 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ ; 50 mg/L Cu ²⁺ ; 276 NL/h aire y 400 RPM en 480 min a pH 10,0 y 11,0	66

Tabla 3.4.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- en la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} ; 276 NL/h aire y 400 RPM en 480 min con diferentes dosificaciones de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$	67
Tabla 3.5.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- en la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} ; 276 NL/h aire y 400 RPM con diferentes dosificaciones constantes de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$	70
Tabla 3.6.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes dosificaciones de Cu^{2+}	73
Tabla 3.7.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.i), 400 RPM; 276 NL/h aire y diferentes dosificaciones de CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I_2/g) por 330 min	75
Tabla 3.8.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 g/L CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I_2/g); 400 RPM y 276 NL/h con diferentes dosificaciones de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ por 330 min	78
Tabla 3.9.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes dosificaciones de CAG impregnado CuSO_4 (0,24 % Cu), CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I_2/g) y Cu^{2+}	79
Tabla 3.10.	Contenido de Cu en el CAG impregnado CuSO_4 antes y después del proceso de oxidación de CN^- de soluciones sintéticas de NaCN de 500 mg/L (265,4 mg/L CN^-)	80
Tabla 3.11.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 276 NL/h aire; 400 RPM; 50 g/L CAG impr. CuSO_4 (0,24 % Cu) y diferentes dosificaciones de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$	83
Tabla 3.12.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de	

	500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes dosificaciones de CAG impregnado Cu ⁰ (20 % Cu ⁰) y CAG virgen con Cu ⁰ granular (malla 20x30)	85
Tabla 3.13.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN ⁻ de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 276 NL/h aire; 400 RPM; 50 g/L CAG impr. con Cu ⁰ (20 % Cu ⁰) y diferentes dosificaciones de Na ₂ S ₂ O ₅	88
Tabla 3.14.	Resultados de la cinética de oxidación de soluciones de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 400 RPM; 276 NL/h aire; 10 g/L Cu ⁰ (0,8×0,6 mm) con diferentes dosificaciones de Na ₂ S ₂ O ₅	90
Tabla 3.15.	Resultados de la oxidación de CN ⁻ de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 400 RPM; 276 NL/h aire con Na ₂ S ₂ O ₅ y CAG virgen	91
Tabla 3.16.	Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN ⁻ de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ ; 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes catalizadores de Cu	95
Tabla 3.17.	Concentración de las especies de cianuro y constantes de velocidad en efluentes cianurados y una solución de 500 mg/L NaCN en la oxidación de CN ⁻ a pH 10,0; 5 g/L CAG impregnado Cu ⁰ ; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ ; 400 RPM y 276 NL/h aire	100
Tabla 3.18.	Concentración de metales en efluentes cianurados y una solución sintética de 500 mg/L NaCN antes y después de la oxidación de CN ⁻ a pH 10,0; 5 g/L CAG impregnado con Cu ⁰ ; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ (c.c); 400 RPM y 276 NL/h aire	100
Tabla 3.19.	Resultados del análisis semicualitativo del precipitado del efluente cianurado por difracción de rayos X	103
Tabla 3.20.	Parámetros de diseño de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados	110
Tabla 3.21.	Parámetros de diseño de los tanques agitados de oxidación y precipitación	111
Tabla 3.22.	Parámetros de diseño de los tanques agitados de preparación de lechada de cal y Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	112
Tabla 3.23.	Parámetros de diseño del tanque de almacenamiento de agua	113

Tabla 3.24.	Parámetros de diseño del tromel de cribado	114
Tabla 3.25.	Parámetros de diseño del sedimentador rectangular	114
Tabla 3.26.	Parámetros de diseño del filtro prensa	115
Tabla 3.27.	Parámetros de diseño de las piscinas de almacenamiento de lodos	116
Tabla 3.28.	Parámetros de diseño de las bombas centrífugas	117
Tabla 3.29.	Parámetros de diseño de las bombas de membrana de desplazamiento positivo	117
Tabla 3.30.	Accesorios empleados en la planta de tratamiento de efluentes cianurados	117
Tabla 3.31.	Consumo energético diario de los equipos de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	118
Tabla 3.32.	Inversión en maquinaria y equipos	122
Tabla 3.33.	Gastos de inversión del proyecto	123
Tabla 3.34.	Costos anuales de mano de obra	124
Tabla 3.35.	Costos anuales de insumos y materia prima	125
Tabla 3.36.	Carga fabril anual	125
Tabla 3.37.	Capital de trabajo para la puesta en marcha del proyecto	126
Tabla 3.38.	Inversiones y financiamiento para la puesta en marcha de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	126
Tabla 3.39.	Costos fijos y variables anuales para la implementación de la planta	127
Tabla 3.40.	Precio en USD/m ³ de efluente tratado con los procesos INCO modificado con CAG impregnado con Cu ⁰ , ácido de caro y peróxido de hidrógeno	128
Tabla AI.1.	Flujos obtenidos para la calibración del rotámetro	143
Tabla AIV.1.	Reactivos empleados en la determinación de cianuro libre por el método colorimétrico piridina-pirazolona	149
Tabla AIX.1.	Datos para el cálculo de la constante de velocidad de reacción al emplear 50 g/L de CAG virgen;	

	1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ ; pH=10,0 y 276,6 NL/h aire	157
Tabla AX.1.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 1	159
Tabla AX.2.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 2	160
Tabla AX.3.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 3	161
Tabla AX.4.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 4	162
Tabla AX.5.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 5	163
Tabla AX.6.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 6	164
Tabla AX.7.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 7	165
Tabla AX.8.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 8	166
Tabla AX.9.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 9	167
Tabla AX.10.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 10	168
Tabla AX.11.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 11	169
Tabla AX.12.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 12	170
Tabla AX.13.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 13	171
Tabla AX.14.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 14	172
Tabla AX.15.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 15	173
Tabla AX.16.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 16	174
Tabla AX.17.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 17	175
Tabla AX.1.8	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 18	176
Tabla AX.19.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 19	177
Tabla AX.20.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 20	178
Tabla AX.21.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 21	179
Tabla AX.22.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 22	180
Tabla AX.23.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 23	181
Tabla AX.24.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 24	182

Tabla AX.25.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 25	183
Tabla AX.26.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 26	184
Tabla AX.27.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 27	185
Tabla AX.28.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 28	186
Tabla AX.29.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 29	187
Tabla AX.30.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 30	188
Tabla AX.31.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 31	189
Tabla AX.32.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 32	190
Tabla AX.33.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 33	191
Tabla AX.34.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 34	192
Tabla AX.35.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 35	193
Tabla AX.36.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 36	194
Tabla AX.37.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 37	195
Tabla AX.38.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 38	196
Tabla AX.39.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 39	197
Tabla AX.40.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 40	198
Tabla AX.41.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 41	199
Tabla AX.42.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 42	200
Tabla AX.43.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 43	201
Tabla AX.44.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 44	202
Tabla AX.45.	Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 45	203
Tabla AX.46	Límites de descarga a un cuerpo de agua dulce	204
Tabla AXII.1.	Requerimientos de energía para tanques agitados con bafles	222
Tabla AXII.2.	Datos del proceso iterativo para el cálculo de N_{real}	224
Tabla AXII.3.	Constante C_1 en función de la abertura del tamiz	239

Tabla AXII.4.	Número de cargas de velocidad de accesorios	251
Tabla AXII.5.	Altura de cabeza total y potencia de las bombas	251
Tabla AXIII.1.	Especificaciones técnicas de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados	254
Tabla AXIII.2.	Especificaciones técnicas de los tanques agitados de oxidación y precipitación	255
Tabla AXIII.3.	Especificaciones técnicas de los tanques agitados de preparación de lechada de cal	256
Tabla AXIII.4.	Especificaciones técnicas de los tanques agitados de preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %	257
Tabla AXIII.5.	Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de H_2O	258
Tabla AXIII.6.	Especificaciones técnicas del tromel de cribado	259
Tabla AXIII.7.	Especificaciones técnicas del sedimentador rectangular	260
Tabla AXIII.8.	Especificaciones técnicas del filtro prensa	261
Tabla AXIII.9.	Especificaciones técnicas de la piscina de almacenamiento de lodos	262
Tabla AXIII.10.	Especificaciones técnicas de las bombas centrífugas	263
Tabla AXIII.11.	Especificaciones técnicas de las bombas dosificadoras de membrana de desplazamiento positivo	264
Tabla AXIII.12.	Especificaciones técnicas de los compresores centrífugos	265
Tabla AXIV.1.	Costos anuales detallados de mano de obra de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	266
Tabla AXIV.2.	Costo energético anual de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	267
Tabla AXIV.3.	Tabla de amortización del préstamo bancario a 10 años plazo	267
Tabla AXIV.4.	Flujo de caja del proyecto de implementación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	268

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Clasificación del cianuro	2
Figura 1.2.	Relación entre el ácido cianhídrico y cianuro libre en función del pH a 25 °C	3
Figura 1.3.	Diagrama Eh-pH del sistema $\text{CN}^- - \text{H}_2\text{O}$ a 25 °C	9
Figura 1.4.	Porcentaje de las especies de SO_2 en función del pH	14
Figura 1.5.	Efecto del pH y contenido de cobre en el proceso INCO	15
Figura 1.6.	Efecto de la acidez en la estabilidad de los complejos metálicos de cianuro, concentración de cada metal= 10^{-4} M, T= 20 °C	19
Figura 1.7.	Diagramas Eh-pH de los sistemas a 25 °C (a) $\text{Cu-CN-H}_2\text{O}$ y (b) $\text{Cu-S-CN-H}_2\text{O}$	24
Figura 1.8.	Diagrama de distribución de los complejos de cianuro de cobre, donde $[\text{CN}^-]_{\text{Total}}=220$ mg/L y $[\text{Cu}]_{\text{Total}} = 22$ mg/L	25
Figura 1.9.	Diagramas de distribución de las especies de cianuro de cobre en función de a) Relación CN:Cu con 2 mM de Cu a pH 10 y (b) pH con 2 mM de Cu y 8 mM de cianuro	26
Figura 1.10.	Efecto del pH en la velocidad de pérdida del cianuro a 20 °C	29
Figura 1.11.	Efecto de la concentración de CA en la velocidad de oxidación del cianuro a 20 °C y pH= 10,2	30
Figura 1.12.	Efecto del tiempo de contacto en la adsorción de NaCN con 20 g/L CAG ($d_p= 2 - 4$ mm) a pH= 10 y 150 RPM	32
Figura 1.13.	Distribución de las especies de cobre a diferentes concentraciones de cianuro total al emplear 10 mg/L de Cu a pH 10	34
Figura 1.14.	Porcentaje de remoción de CN^- en función del tiempo con CA impregnado con CuCl_2 (0,2 - 4,5 g/L); $[\text{CN}^-]_0:100$ mg/L CN^- ; pH: 10,5 - 11,0	35
Figura 1.15.	Porcentaje de remoción de CN^- en función del tiempo con CA virgen (0,2 - 4,5 g/L); $[\text{CN}^-]_0: 100$ mg/L CN^- ; pH: 10,5 – 11,0	35

Figura 1.16	Influencia de la inyección de aire (0,27 L/min) en la remoción de CN^- en función del tiempo con CAG virgen (0,2 - 4,5 g/L); $[\text{CN}^-]_0$: 100 mg/L CN^- ; pH: 10,5 a 11,0	36
Figura 2.1.	Esquema general de la parte experimental del diseño de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	40
Figura 2.2.	Ensayos en ausencia de aire para determinar el mejor pH del proceso de oxidación de CN^-	44
Figura 2.3.	Catalizadores de cobre empleados en el proceso de oxidación de cianuro	45
Figura 2.4.	Diagrama de bloques del proceso de obtención de CAG impregnado con Cu^0	47
Figura 2.5.	Esquema de la obtención de CAG impregnado con Cu^0	47
Figura 2.6.	Diagrama de bloques del proceso de obtención de CAG impregnado con CuSO_4	48
Figura 3.1.	Concentración de CN^- en función del tiempo a pH=9,5 en ausencia de aire. Ensayo ₁ : 500 mg/L NaCN; Ensayo ₂ : 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; Ensayo ₃ : 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}	57
Figura 3.2.	Concentración de CN^- en función del tiempo a pH=10 en ausencia de aire. Ensayo ₄ : 500 mg/L NaCN; Ensayo ₅ : 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; Ensayo ₆ : 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}	60
Figura 3.3.	Concentración de CN^- en función del tiempo a pH=11,0 en ausencia de aire. Ensayo ₇ : 500 mg/L NaCN; Ensayo ₈ : 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; Ensayo ₉ : 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}	61
Figura 3.4.	Influencia del pH en la remoción del CN^- en función del tiempo en ausencia de aire en una solución de 500 mg/L NaCN con 50 mg/L Cu^{2+} y 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$	62
Figura 3.5.	Influencia de la presencia de aire en la oxidación de CN^- y consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} y 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$	64
Figura 3.6.	Influencia del pH en la oxidación de CN^- y consumo de	

	Na ₂ S ₂ O ₅ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) con 2 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ ; 50 mg/L Cu ²⁺ ; 400 RPM y 276 NL/h aire	66
Figura 3.7.	Influencia de la dosificación inicial de Na ₂ S ₂ O ₅ en la oxidación de CN ⁻ y consumo de Na ₂ S ₂ O ₅ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 50 mg/L Cu ²⁺ ; 276 NL/h aire y 400 RPM	68
Figura 3.8.	Influencia de la dosificación constante de Na ₂ S ₂ O ₅ en la oxidación de CN ⁻ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 50 mg/L Cu ²⁺ ; 400 RPM y 276 NL/h aire	69
Figura 3.9.	Influencia de la dosificación de Cu ²⁺ en la oxidación de CN ⁻ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ (c.c), 50 mg/L Cu ²⁺ ; 400 RPM y 276 NL/h aire	71
Figura 3.10.	Oxidación de CN ⁻ y precipitación de Cu. (a) Inicio del proceso, (b) Final del proceso (precipitación de Cu), (c) Sedimentación del precipitado Cu y (d) Precipitado Cu	72
Figura 3.11.	Influencia de la dosificación de CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I ₂ /g CAG) en la oxidación de CN ⁻ en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ (c.i); 276 NL/h aire y 400 RPM	74
Figura 3.12.	Influencia de la dosificación de CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I ₂ /g CAG) en el consumo de Na ₂ S ₂ O ₅ en función del tiempo de sol. sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ (c.i); 400 RPM y 276 NL/h aire	76
Figura 3.13.	Influencia de la dosificación de Na ₂ S ₂ O ₅ en la oxidación de CN ⁻ en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 50 g/L CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I ₂ /g); 400 RPM y 276 NL/h aire	77
Figura 3.14.	Influencia de la dosificación de CAG impregnado CuSO ₄ (0,24 %Cu), CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I ₂ /g) y Cu ²⁺ en la oxidación de CN ⁻ en función del tiempo de soluciones de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN ⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na ₂ S ₂ O ₅ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire	79

Figura 3.15.	Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 g/L CAG impregnado CuSO_4 (0,24 % Cu), 400 RPM y 276 NL/h aire	82
Figura 3.16.	Influencia de la dosificación de CAG impregnado Cu^0 (20 % Cu^0); CAG virgen (malla 4x8, No. Iodo 523 mg I_2/g) y Cu^0 granular (malla 20x30) en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c); 400 RPM y 276 NL/h aire	84
Figura 3.17.	Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0 ; 50 g/L CAG impregnado Cu^0 (20 % Cu); 400 RPM y 276 NL/h aire	87
Figura 3.18.	Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 10 g/L Cu^0 (0,8x0,6 mm), 400 RPM y 276 NL/h aire	89
Figura 3.19.	Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la concentración de Cu en función del tiempo a pH 10,0; 10 g/L de Cu^0 granular; 400 RPM y 276 NL/h aire	91
Figura 3.20.	Influencia del empleo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y CAG virgen en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 400 RPM y 276 NL/h aire en ausencia de Cu^{2+}	92
Figura 3.21.	Influencia del empleo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y CAG virgen en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 400 RPM; 276 NL/h aire y 40 mg/L Cu^{2+}	93
Figura 3.22.	Influencia del empleo de diferentes catalizadores de Cu en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire	94
Figura 3.23.	Oxidación de CN^- en función del tiempo de efluentes cianurados y una solución sintética de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 5 g/L CAG impregnado Cu^0 ; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 400 RPM y 276 NL/h aire	98
Figura 3.24.	Oxidación del efluente cianurado Orenas (a) Inicio del proceso, (b) Final del proceso (precipitación de metales), (c) Sedimentación del precipitado (d) Precipitado de metales	101

Figura 3.25.	Diagrama de bloques del tratamiento efluentes cianurados por oxidación con SO ₂ , aire y CAG impregnado con Cu ⁰	107
Figura 3.26.	Diagrama de flujo del tratamiento efluentes cianurados por oxidación con SO ₂ , aire y CAG impregnado con Cu ⁰	108
Figura 3.27.	Distribución en planta (lay out) de la planta de tratamiento efluentes cianurados	119
Figura 3.28.	Cortes A-A; B-B; C-C y D-D de la distribución en planta	120
Figura 3.29.	Cortes E-E; F-F; G-G; H-H; I-I; J-J y K-K de la distribución en planta	121
Figura AI.1.	Esquema de los equipos empleados en la calibración del rotámetro	141
Figura AI.2.	Curva de calibración del rotámetro	143
Figura AIII.1.	Esquema del equipo de destilación de CN _{TOTAL} y CN _{WAD}	148
Figura AIV.1.	Esquema de los equipos y reactivos empleados en la determinación de cianuro libre por el método colorimétrico Piridina-Pirazolona	150
Figura AIX.1.	Ln [CN ⁻] en función del tiempo de oxidación al emplear 50 g/L de CAG virgen y 1 000 mg/L de Na ₂ S ₂ O ₅ a pH=10,0 y 276,6 NL/h aire	158
Figura AX.1.	Difractograma del precipitado del efluente cianurado detoxificado Orenas	205
Figura AX.2.	Resultado de análisis del diámetro de partícula del precipitado por dispersión estática de luz láser	206
Figura AXI.1.	Balance de masa en el tanque de oxidación y precipitación	211
Figura AXI.2.	Balance de masa en el tromel de cribado	211
Figura AXI.3.	Balance de masa en el sedimentador	213
Figura AXI.4.	Balance de masa en el filtro prensa	213
Figura AXII.1.	Diagrama de Gantt del tratamiento efluentes cianurados por oxidación con SO ₂ , aire y CAG impregnado con Cu ⁰	215
Figura AXII.2.	Rodetes de agitadores de turbina: a) Abierto de palas verticales. b) De disco con álabes, c) De paletas verticales curvas. d) Cerrado de paletas curvas	217

Figura AXII.3.	Medidas de un agitador de turbina	218
Figura AXII.4.	Medidas de un tanque cilíndrico de fondo cónico	218
Figura AXII.5.	Correlaciones de potencia para diversos impulsores y deflectores	223
Figura AXII.6.	Medidas de un tanque cilíndrico de fondo elipsoidal 2:1	227
Figura AXII.7.	Vistas en perspectiva y en planta de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados	237
Figura AXII.8.	Vista en perspectiva de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados	238
Figura AXII.9.	Zonas del sedimentador rectangular (Planta y corte Longitudinal)	240
Figura AXII.10.	Ubicación de la pantalla difusora del sedimentador rectangular	241
Figura AXII.11.	(a) Bomba por encima de la succión (b) Bomba por debajo de la succión	249
Figura AXII. 12.	Diagrama de Moody	252

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Calibración del rotámetro	141
ANEXO II Determinación de cianuro libre por volumetría	144
ANEXO III Determinación de cianuro WAD y cianuro total por destilación	146
ANEXO IV Determinación de cianuro libre por el método colorimétrico piridina-pirazolona	149
ANEXO V Determinación de metabisulfito de sodio por el método de Ripper simple	151
ANEXO VI Determinación del índice de yodo	154
ANEXO VII Muestreo, manejo y conservación de muestras de agua	155
ANEXO VIII Determinación del contenido de cobre en el carbón activado impregnado con sulfato de cobre	156
ANEXO IX Cálculo de la velocidad específica de reacción	157
ANEXO X Fichas técnicas de los ensayos de oxidación de cianuro	159
ANEXO XI Balances de masa de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	207
ANEXO XII Dimensionamiento y selección de los equipos de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	214
ANEXO XIII Especificaciones técnicas de los equipos	254
ANEXO XIV Análisis de prefactibilidad económica de la planta de tratamiento de efluentes cianurados	266

RESUMEN

Se diseñó una planta de tratamiento de efluentes cianurados de 300 m³/día, mediante el proceso INCO (SO₂/aire) utilizando como catalizador el Cu. Se ensayaron diversas especies de Cu tales como: CuSO₄ en solución, carbón activado granular (CAG) impregnado con CuSO₄, CAG impregnado con Cu⁰ y Cu⁰ granular, lográndose efluentes que por oxidación de cianuro llegan a los límites permisibles de descarga a un cuerpo de agua dulce según lo establecido en el Texto Unificado de Legislación Ambiental (TULAS). Se realizaron ensayos a escala de laboratorio con soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN y efluentes cianurados industriales. Se midió la variación de CN⁻ con respecto al tiempo por titulación con AgNO₃ y se estudió la influencia del pH, la dosificación de Na₂S₂O₅ (fuente de SO₂) y las concentraciones de los diferentes catalizadores.

El proceso INCO oxida el cianuro WAD (complejos cianurados débiles y moderadamente fuertes formados por Cd, Cu, Zn, Ni y Ag) a cianato y precipita los metales liberados. Los tiempos de oxidación del 98 % de CN⁻ de las soluciones sintéticas de NaCN, bajo las mejores condiciones de operación del proceso INCO (pH 10,0; 276 NL/h aire; 400 RPM; y una concentración constante de 1 000 mg/L Na₂S₂O₅) fueron 210 min con 50 mg/L Cu²⁺ (CuSO₄), 40 min con 50 g/L de CAG impregnado con CuSO₄, 8 min con 50 g/L de CAG impregnado con Cu⁰ y 195 min con 10 g/L Cu⁰ granular.

Los efluentes industriales fueron detoxificados utilizando 5 g/L CAG impregnado con Cu⁰, ya que dosificaciones mayores a 5 g/L de este catalizador originan concentraciones superiores a 20 mg/L Cu en la solución cianurada luego de la precipitación. Estos efluentes, con concentraciones iniciales de 432,50 mg/L y 112,50 mg/L CN_{TOTAL} alcanzaron 0,06 mg/L CN_{TOTAL} en 90 min y 0,05 mg/L CN_{TOTAL} en 40 min, respectivamente. El contenido de metales en los efluentes (Cu, Cd, Zn, Ni y Fe) luego de la precipitación cumplió con la normativa ambiental vigente.

Las operaciones unitarias definidas para el tratamiento del efluente cianurado fueron almacenamiento, oxidación y precipitación, cribado, sedimentación y filtración. La implementación del proyecto requiere una inversión de 335 432,60 USD. El precio del tratamiento de efluentes por el método INCO modificado con CAG impregnado con Cu^0 es de 6,70 USD/m³ de efluente detoxificado para lograr un TIR del 12 %.

INTRODUCCIÓN

La producción de 10 g de oro mediante lixiviación con sales de cianuro genera un promedio de 7000 L de agua contaminada. En el Ecuador, a lo largo de la historia la industria minera ha causado grandes impactos ambientales, especialmente en las zonas de Portovelo-Zaruma y Ponce Enríquez debido a las descargas directas o indirectas de relaves contaminados con cianuro y metales pesados a los ríos. Las descargas de estos contaminantes han provocado la extinción de todas las formas de vida, ya que el agua no es apta para el consumo de los seres vivos y por ende no se puede usar para el riego o la cría acuática (Marsden y House, 2006, p. 80; Sacher y Acosta, 2012, p. 75; Sandoval, 2001, p. 15).

El cianuro puede encontrarse en forma de cianuro libre, complejos cianurados débiles y moderadamente fuertes (cianuro WAD, formado por Cd, Cu, Zn, Ni y Ag) y complejos cianurados fuertes (cianuro SAD, formado por Au, Hg, Fe y Co). En cualquiera de sus clasificaciones el cianuro constituye un compuesto muy tóxico sobre las especies vivas, razón por la cual la industria minera se ha visto obligada a desarrollar procesos de destrucción y recuperación de cianuro. Los procesos de destrucción se basan en convertir el cianuro en compuestos menos tóxicos a través de reacciones de oxidación. Entre estos procesos se encuentran el método INCO, la oxidación con peróxido de hidrógeno, ácido de caro, carbón activado y aire, cloración alcalina y tratamientos biológicos. Por otro lado, los procesos de recuperación tienen como objetivo recuperar el cianuro empleado en la lixiviación del oro y reutilizarlo, tal es el caso de los procesos AVR (Acidificación - Volatilización - Reutilización) y SART (Sulphidization - Acidification - Recycle - Thickening) (Kuyucak y Akcil, 2013, pp.17-27; Adams, 2013, p. 241).

Este proyecto de titulación se centra en el estudio del proceso INCO, el cual oxida rápidamente el cianuro WAD a cianato y precipita los metales liberados (Cd, Cu, Zn, Ni, Ag, Fe) en forma de hidróxidos, a excepción de los complejos cianurados de Fe que precipitan como sales metálicas de ferrocianuro de Cu, Ni o Zn. Este proceso requiere el uso de SO_2 y aire en presencia de iones Cu^{2+} como catalizador, bajo condiciones controladas de pH. En la industria minera se emplea

comúnmente metabisulfito de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) como fuente de SO_2 y el Cu^{2+} se obtiene a partir de soluciones de sulfato de cobre (CuSO_4). Los efluentes cianurados detoxificados mediante el método INCO pueden llegar a concentraciones inferiores a 0,1 mg/L de cianuro total, siendo este el límite de descarga a un cuerpo de agua dulce según lo establecido en el Anexo 1 del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental (Kuyucak y Akcil, 2013, p.19; Ministerio del Ambiente, 2003, p. 331).

Uno de los objetivos de este estudio es dar una nueva alternativa al sector minero del Ecuador, para el tratamiento de los efluentes cianurados con base en la innovación del proceso INCO. Para esto se analizará los principales parámetros de operación del proceso (pH, dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y CuSO_4) y se estudiará el empleo de otros catalizadores como el Cu^0 granular, CAG impregnado con CuSO_4 y CAG impregnando con Cu^0 a fin de mejorar la cinética del proceso INCO y llegar al límite permisible de cianuro total. Cabe indicar que estos catalizadores han sido escogidos debido a que el CAG en presencia de Cu ha demostrado adsorber aproximadamente 22,4 mg CN⁻/g CAG. Además, el Cu^{2+} y Cu^{+1} cataliza la reacción de oxidación del cianuro e incrementa la capacidad de adsorción del CAG (Adams, 1994, p. 1165; Deveci, Yazici, Alp y Uslu, 2006, p. 198).

Una vez definidos los parámetros de operación del proceso INCO modificado con el catalizador de Cu que brinde los mejores resultados, se diseñará una planta de tratamiento de efluentes cianurados. Esta planta tendrá una capacidad de procesamiento de 300 m³/día, que corresponde a la producción promedio de la compañía minera Orenas S.A, dedicada a la extracción de oro en el cantón Camilo Ponce Enríquez (Sur Occidente de la Provincia del Azuay). Además, se realizará la evaluación de prefactibilidad económica de la implementación industrial de la planta diseñada.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1. PROCESOS DE DETOXIFICACIÓN DE EFLUENTES CIANURADOS MINEROS

En la industria minera, el procesamiento de mineral aurífero mediante lixiviación con cianuro de sodio (NaCN) es el proceso más empleado. Esto se debe a la gran afinidad que presenta el cianuro para formar complejos con el Au y la Ag, por lo que es posible lixiviar selectivamente estos metales (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 13; Marsden y House, 2006, p. 50).

Sin embargo, el proceso de cianuración implica riesgos en la salud humana y en el ambiente debido a que el cianuro es una especie tóxica. Por esta razón es necesario gestionar las consecuencias ambientales originadas por los desechos cianurados (Johnson, 2014, p. 2).

Las corrientes de aguas residuales provenientes del proceso de cianuración requieren un tratamiento de detoxificación para disminuir el contenido de cianuro total a 0,1 mg/L según lo establecido en el Anexo 1 del Libro VI del TULAS (Ministerio del Ambiente, 2003, p. 331).

1.1.1. QUÍMICA DE LAS SOLUCIONES DE CIANURO

El término cianuro se refiere a una de las siguientes tres clasificaciones: cianuro libre, cianuro WAD (CN_{WAD}) y cianuro total (CN_{TOTAL}). La forma más tóxica de cianuro es el cianuro libre, el cual incluye el anión cianuro (CN^-) y el ácido cianhídrico (HCN). El cianuro WAD comprende el cianuro libre y los complejos de cianuro débiles y moderadamente fuertes, los cuales son menos tóxicos que el cianuro libre. El cianuro total incluye el cianuro libre, cianuro WAD y los complejos cianurados de Fe, dicha clasificación se presenta en la Figura 1.1 (Botz, 2001, p. 1; Dash, Balomajumder y Kumar, 2009, pp. 408-409).

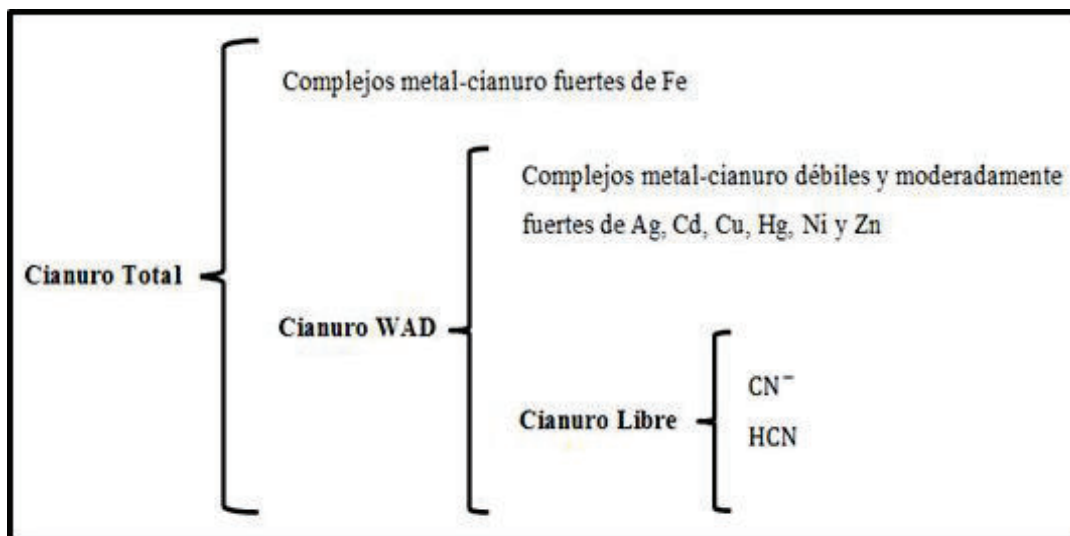


Figura 1.1. Clasificación del cianuro
(Botz, 2001, p. 2)

Los compuestos de cianuro presentes en efluentes del proceso de cianuración se pueden clasificar en las cinco categorías generales mostradas en la Tabla 1.1, cuya categorización se ha realizado con base en el incremento de la estabilidad de los diferentes tipos de cianuro (Mudder, Botz y Smith, 2001, p. 9).

Tabla 1.1. Clasificación de los compuestos de cianuro con base en la estabilidad

Clasificación	Compuesto
Cianuro libre	CN ⁻ , HCN
Compuestos simples	
Fácilmente solubles	NaCN, KCN, Ca(CN) ₂ , Hg(CN) ₂
Sales neutras insolubles	Zn(CN) ₂ , Cd(CN) ₂ , CuCN, Ni(CN) ₂ , AgCN
Complejos débiles	Zn(CN) ₄ ²⁻ , Cd(CN) ₃ ⁻ , Cd(CN) ₄ ²⁻
Complejos moderadamente fuertes	Cu(CN) ₂ ⁻ , Cu(CN) ₃ ²⁻ , Ni(CN) ₄ ²⁻ , Ag(CN) ₂ ⁻
Complejos fuertes	Fe(CN) ₆ ⁴⁻ , Co(CN) ₆ ⁴⁻ , Au(CN) ₂ ⁻ , Fe(CN) ₆ ³⁻

(Mudder et al., 2001, p. 9)

1.1.1.1. Cianuro libre

El cianuro libre representa la forma más tóxica de cianuro y comprende el CN⁻ y el HCN, el cual es un ácido relativamente débil y su disociación en solución acuosa

se expresa con base en la ecuación 1.1, la cual se presenta a continuación (Flynn y McGill, 1995, p. 5; Mudder et al., 2001, p. 9).



Las cantidades relativas de CN^- y HCN presentes en el equilibrio a una temperatura y pH determinados se pueden calcular con la ecuación 1.2, en la cual k constituye la constante de equilibrio y los términos en paréntesis corresponden a las concentraciones molares (Mudder et al., 2001, p. 9).

$$k_a = \frac{[\text{H}^+][\text{CN}^-]}{[\text{HCN}]} = 2,03 \times 10^{-10} \quad \text{p}K_a = 9,31 \text{ (20 }^\circ\text{C)} \quad [1.2]$$

En la Figura 1.2 se presenta gráficamente la relación entre el CN^- y el HCN en función del pH al darse la reacción de disociación en el equilibrio. Esta gráfica indica que a pH 10,2 más del 90 % se encuentra en forma de CN^- , mientras que a pH 8,4 alrededor del 90 % es HCN (Marsden y House, 2006, p. 325).

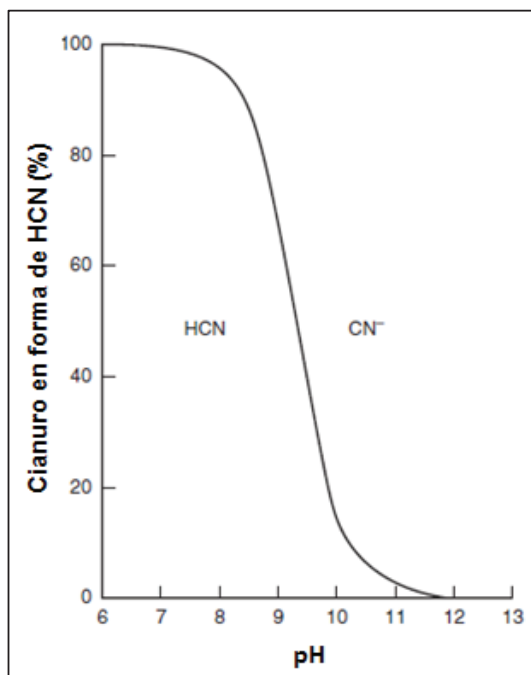


Figura 1.2. Relación entre el ácido cianhídrico y cianuro libre en función del pH a 25 °C (Marsden y House, 2006, p. 235)

El control del pH en una solución de cianuro es muy importante debido a que el HCN tiene una presión de vapor relativamente alta (100 kPa a 26 °C), por lo que puede volatilizarse fácilmente a condiciones ambientales. La velocidad de volatilización depende de la concentración de HCN, pH, área superficial del líquido y su profundidad, temperatura y los fenómenos de transporte involucrados en el proceso de mezclado. Por esta razón, el pH de las soluciones cianuradas debe mantenerse mayor a 10,5 a fin de evitar la formación de HCN (Mudder et al., 2001, p. 8).

1.1.1.2. Compuestos simples de cianuro

Las sales simples de cianuro tales como cianuro de sodio, calcio y potasio se disuelven por completo en soluciones acuosas y se ionizan para formar cationes metálicos y aniones de cianuro como se indica en las ecuaciones 1.3 y 1.4. Estas sales son usadas a escala comercial como fuentes de cianuro para la lixiviación, cuyas solubilidades y contenido de cianuro se presentan en la Tabla 1.2. El CN⁻ se hidroliza en agua para formar HCN e iones hidroxilo (OH⁻) de acuerdo a la ecuación 1.5, esto produce un incremento en el pH. (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 15; Marsden y House, 2006, p. 234)



Tabla 1.2. Propiedades de los compuestos simples de cianuro

Compuesto	Cianuro disponible (%)	Solubilidad en agua a 25 °C (g/100 cm ³)
NaCN	53,1	48
KCN	40,0	50
Ca(CN) ₂	56,5	Se descompone

(Marsden y House, 2006, p. 234)

1.1.1.3. Complejos de cianuro

El término complejos de cianuro se refiere al cianuro libre enlazado a iones metálicos, la fuerza de dicho enlace depende del metal y de la relación molar $CN^-:M$. El cianuro libre forma complejos con metales alcalinos y de transición. Los complejos de cianuro se han clasificado en dos grupos de acuerdo a su reactividad con ácidos. El primer grupo comprende el cianuro WAD (weak acid disociable) ($\log K_n \leq 30$), que son complejos de cianuro que se descomponen completamente en ácidos convirtiendo todo el CN^- en HCN, aquí se incluyen los complejos de cianuro débiles y moderadamente fuertes. El segundo grupo comprende el cianuro SAD (strong acid disociable) ($\log K_n > 30$), que son complejos de cianuro que se resisten a descomponerse en ácidos, tales como los complejos de Au, Co y Fe. Existe un amplio rango de complejos de cianuro de diferentes estabilidades comúnmente encontrados en los efluentes cianurados y se resumen en la Tabla 1.3 (Adams, 2013, p. 242; Flynn y McGill, 1995, p. 5).

Tabla 1.3. Estabilidad de los complejos de cianuro

Categoría	Especies	Log K_n
Cianuro Libre	CN^-	n.a
	HCN	9,2
Complejos débiles	$Cd(CN)_4^{2-}$	17,9
	$Zn(CN)_4^{2-}$	19,5
Complejos moderadamente fuertes	$Cu(CN)_2$	16,3
	$Cu(CN)_3^{2-}$	21,6
	$Cu(CN)_4^{3-}$	23,1
	$Ni(CN)_4^{2-}$	30,2
	$Ag(CN)_2$	20,5
Complejos fuertes	$Fe(CN)_6^{4-}$	35,4
	$Fe(CN)_6^{3-}$	43,6
	$Co(CN)_6^{3-}$	64,0
	$Hg(CN)_4^{2-}$	39,0
	$Au(CN)_2$	38,3

(Adams, 2013, p. 242)

Los complejos de cianuro de metales alcalinos tienen la siguiente fórmula: $A_aM(CN)_b$, en donde:

A: catión del metal alcalino (Na^+ o K^+)

M: metal de transición (Fe, Cu, Ni, Cr, Co y Zn)

a: número de cationes

b: número de grupos cianuro

El ferricianuro de potasio, cuya fórmula es $K_3Fe(CN)_6$ es un complejo de cianuro de metal alcalino, que al disolverse en agua forma un anión radical complejo como se muestra en la ecuación 1.6. Su estabilidad es función del catión metálico del cual está formado y del pH de la solución (Mudder et al., 2001, p. 12).



Además, se puede dar la formación de complejos de cianuro de sales dobles insolubles que forman precipitados. Un ejemplo de este tipo de complejos es el ferrocianuro férrico cuya fórmula es $Fe_4(Fe(CN)_6)_3$, el cual produce un precipitado conocido como azul de Prusia (Marsden y House, 2006, p. 236).

a. Complejos de cianuro débiles y moderadamente fuertes (WAD)

Los complejos de cianuro débiles y moderadamente fuertes comprenden los complejos formados por Cd, Cu, Ni, Ag y Zn, como se muestra en la Tabla 1.3. Su formación se da paulatinamente en función de la concentración de cianuro presente en la solución. La determinación de la estabilidad de los complejos de cianuro depende principalmente del pH de la solución. La disminución del pH y la concentración de los complejos de cianuro incrementan la cantidad de cianuro libre producido. Por ende, la disociación de los complejos aumenta con la disminución de la concentración de los mismos (Mudder et al., 2001, pp. 9-13).

La cantidad de complejos presentes en la solución depende del pH, la concentración de cianuro y metales. Estos complejos pueden disociarse y liberar

cianuro libre en presencia de radiación UV y ácidos fuertes. La velocidad de disociación es función de diferentes factores tales como temperatura, pH, sólidos totales disueltos, intensidad de la luz y la concentración de los complejos. Sin embargo, la liberación de cianuro libre por fotólisis se da con mayor facilidad en los complejos de cianuro de hierro (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 15).

b. Complejos de cianuro fuertes (SAD)

Los complejos de cianuro fuertes (SAD), debido a su gran estabilidad se descomponen a menor velocidad que los complejos de cianuro WAD. Los metales que forman este tipo de complejos son el Au, Co y Fe. En la extracción del Au de los minerales, el cianuro es ampliamente empleado por la gran estabilidad del complejo cianurado de Au formado durante en el proceso de lixiviación. Los complejos de cianuro fuertes son principalmente cianuros de Fe debido a que este metal está presente en gran parte de los minerales sulfurados de Fe a los cuales está asociado el Au, tales como la pirita, arsenopirita y pirrotita. Mientras que el Co se encuentra presente en pequeñas cantidades (Logsdon, Hagelstein y Mudder 1999, p. 18).

Los cianuros de Fe son compuestos altamente tóxicos que a pesar de que no se puedan degradar naturalmente pueden liberar HCN al exponerse a una intensa radiación ultravioleta. A la luz del día este tipo de complejos pueden descomponerse a una velocidad de 8 %/h, mientras que en la oscuridad la velocidad de descomposición es lenta, siendo proporcional a la fracción de hexacianoferratos presentes tales como $\text{HFe}(\text{CN})_6^{3-}$ y $\text{H}_2\text{Fe}(\text{CN})_6^{2-}$. La mayor parte de los tratamientos de detoxificación de cianuro se basan en procesos de oxidación, sin embargo la eliminación de los cianuros de Fe requieren otros tipos de procesos tales como la precipitación química (Mudder et al., 2001, p. 16).

Los iones ferrocianuro ($\text{Fe}(\text{CN})_6^{4-}$) y ferricianuro ($\text{Fe}(\text{CN})_6^{3-}$) forman precipitados con el Fe, Cu, Mn, Pb, Zn, Cd, Sn y Ag en un rango de pH de 2,0 a 11,0 (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 15; Mudder et al., 2001, p. 16).

1.1.1.4. Especies derivadas del cianuro

Existen una variedad de compuestos relacionados con el cianuro tales como tiocianato, cianato, amoníaco y nitrato, los cuales son producto de la cianuración, degradación del cianuro y de los tratamientos de detoxificación. Estas especies son de gran interés a nivel toxicológico y de tratamiento de los efluentes cianurados (Mudder et al., 2001, p. 22).

a. Tiocianato

La reacción del cianuro con átomos inestables de azufre da como resultado la presencia de tiocianato (SCN^-) en las pulpas de cianuración de Au y efluentes cianurados. Todos los minerales sulfurados tales como calcopirita (CuFeS_2), calcocita (Cu_2S), pirrotita (FeS) y pirita (FeS_2) a excepción del sulfuro de plomo (PbS) tienen la capacidad de generar tiocianatos, cuya formación se acelera en condiciones de baja alcalinidad e insuficiente aireación. Durante la oxidación de minerales sulfurados se pueden producir tiosulfatos, politionatos, sulfuros y polisulfuros, los cuales pueden estar presentes en la solución por largos períodos de tiempo. En las ecuaciones 1.7 y 1.8 se presentan las reacciones que se llevan a cabo en la formación del tiocianato (Adams, 2013, p. 242; Kuyucak y Akcil, 2013, p. 15; Mudder et al., 2001, p. 22).



El tiocianato de sodio (NaSCN) y el tiocianato de potasio (KSCN) son las formas más comunes de tiocianato encontradas en el medio ambiente, sin embargo el ión tiocianato y el cianuro pueden formar sales iónicas insolubles con Ag, Hg, Pb, Cu y Zn. Esta sustancia es siete veces menos tóxica que el cianuro y puede descomponerse de forma química o biológica produciendo amoníaco, nitratos, carbonatos y sulfatos. Uno de los principales métodos de tratamiento de efluentes cianurados es la conversión directa a tiocianato (Boening y Chew, 1997, p. 71).

b. Cianato

La conversión de cianuro a cianato (CNO^-) se debe a la presencia de oxidantes tales como oxígeno (O_2), ozono (O_3), ácido hipocloroso (HOCl) y peróxido de hidrógeno (H_2O_2). El cianato se encuentra en soluciones cianuradas debido a la formación de (H_2O_2) al inicio del proceso de cianuración. El HCN y el CN^- pueden ser oxidados a cianato en presencia de O_2 bajo condiciones adecuadas como se muestra en el diagrama Eh-pH del sistema CN^- - H_2O a 25°C de la Figura 1.3. Las reacciones que se llevan a cabo se presentan en las ecuaciones 1.9 y 1.10 (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 15; Marsden y House, 2006, p. 235).

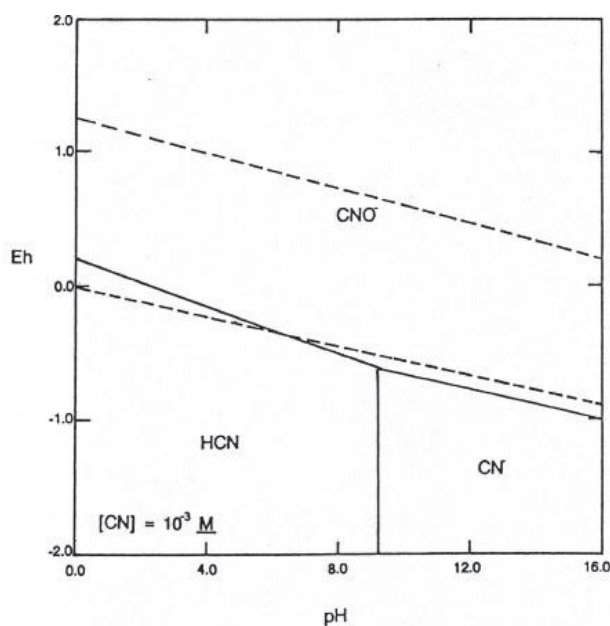


Figura 1.3. Diagrama Eh-pH del sistema CN^- - H_2O a 25°C
(Mudder et al., 2001, p. 81)

El diagrama de la Figura 1.3 indica que la oxidación puede darse espontáneamente, sin embargo la aireación con O_2 es extremadamente lenta y requiere de oxidantes más fuertes, tales como O_3 , HOCl o H_2O_2 para que la

reacción se da a mayor velocidad. El cianato es una especie al menos mil veces menos tóxica que el cianuro y se hidroliza en forma de amoníaco (NH_3) y carbonatos, razón por la cual no se acumula en las soluciones (Marsden y House, 2006, p. 236; Mudder et al., 2001, p. 22).

c. Amoníaco

El NH_3 presente en los efluentes cianurados es el resultado de la hidrólisis del CNO^- . La velocidad de hidrólisis es muy lenta en soluciones alcalinas, sin embargo a pH inferiores a 6 o a elevadas temperaturas es muy rápida. El amoníaco presente en los efluentes puede inhibir la precipitación de metales como Cu, Zn, Ni y Ag a pH 9 (pH adecuado para la precipitación de metales en forma de hidróxidos), ya que el amoníaco libre puede formar complejos de aminas solubles con estos metales (Mudder et al., 2001, p. 22).

d. Nitrato

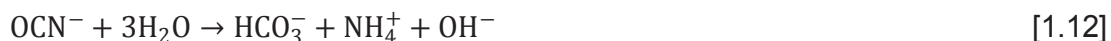
El nitrato (NO_3^-) es el resultado de la oxidación del NH_3 a partir de reacciones químicas y biológicas. Se clasifica como una especie no tóxica y muy estable a condiciones ambientales. Sin embargo su concentración en las aguas debe ser controlada ya que una elevada concentración puede perjudicar la salud de las personas (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 15; Mudder et al., 2001, p. 22).

1.1.2. DEGRADACIÓN NATURAL DEL CIANURO

La degradación natural del cianuro implica mantener a los efluentes cianurados almacenados en estanques por periodos prolongados de tiempo. Este tipo de tratamiento es el resultado de diferentes mecanismos tales como la volatilización, adsorción, oxidación química y biológica, hidrólisis, biodegradación y precipitación. Las variables que influyen en la degradación natural son las especies de cianuro presentes y su concentración, temperatura, pH, bacterias, aireación, radiación UV y las condiciones del estanque donde se encuentra el

efluente cianurado (área, profundidad, turbidez, etc.). La volatilización de HCN ha demostrado ser el mecanismo más importante de la degradación natural, llegando a remover más del 90 % de cianuro. Sin embargo, este proceso de detoxificación no es empleado a nivel industrial, debido a que su cinética es muy lenta. La bio-oxidación constituye un mecanismo de conversión metabólica de cianuro a cianato debido a la presencia de bacterias, hongos, algas, levaduras y plantas, las cuales crean condiciones aerobias. (Mosher y Figueroa, 1996, p. 576; Kuyucak y Akcil, 2013, p. 18).

El cianuro es inicialmente convertido a cianato y posteriormente se hidroliza para formar carbonatos, amoníaco e iones amonio, como se indica en las ecuaciones 1.11 y 1.12 (Young y Jordan, 1995, p. 105).



La degradación natural es un proceso muy lento que requiere tiempos de retención de varios días. Este tipo de tratamiento no permite llegar a las descargas límites de los efluentes mineros, por lo que algunos autores no consideran a la degradación natural como un tratamiento de efluentes cianurados (Johnson, 2014, p. 81).

1.1.3. PROCESOS DE TRATAMIENTO QUÍMICO DE DESTRUCCIÓN DE CIANURO EN EFLUENTES MINEROS

Los procesos de tratamiento de cianuro se clasifican como procesos de destrucción, procesos físicos de recuperación de cianuro y de adsorción. En los procesos de destrucción se llevan a cabo reacciones de oxidación que convierten el cianuro en sustancias menos tóxicas, a fin de obtener efluentes detoxificados con bajo contenido de cianuro y metales. A continuación se detallan los procesos químicos más usados en la industria minera (Akcil, 2003, p. 502).

1.1.3.1. Cloración alcalina

La cloración alcalina se ha empleado ampliamente en el tratamiento de efluentes mineros desde el desarrollo de la lixiviación del oro en 1889. Este tratamiento destruye el cianuro libre y cianuro WAD bajo condiciones alcalinas, pero no remueve los cianuros estables de Fe y Co (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 19; Young y Jordan, 1995, p. 113).

La destrucción del cianuro se da en dos etapas, la primera consiste en convertir el cianuro libre y cianuro WAD en cloruro de cianógeno (CNCl) al emplear cloro gaseoso (Cl_2) o hipoclorito (OCl^-) como se indica en la ecuación 1.13. Estas reacciones deben darse a un pH entre 10,5 y 11,5 el cual se controla con la adición de cal, a fin de que el cloruro de cianógeno pueda hidrolizarse como se muestra en la ecuación 1.14, ya que a un pH inferior a 8 se volatiliza (Akcil, 2003, p. 502; Mudder et al., 2001, p. 246).



Además, el tiocianato presente en los efluentes mineros también puede oxidarse a cianato como se indica en la ecuación 1.15.



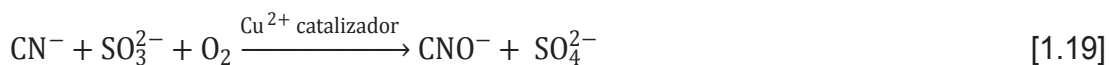
La segunda etapa consiste en la hidrólisis del cianato a amoníaco y carbonato de acuerdo a la ecuación 1.16. El exceso de cloro o hipoclorito, hace que el amoníaco reaccione produciendo gas de nitrógeno como se muestra en la ecuación 1.17 (Mudder et al., 2001, p. 247).



1.1.3.2. Oxidación con dióxido de azufre y aire (Proceso INCO)

El proceso INCO fue patentado por la Compañía INCO Metals en 1984 en Canadá. Este proceso se basa en la oxidación de cianuro WAD a cianato, con el empleo de dióxido de azufre (SO₂) y aire en presencia de iones Cu²⁺ como catalizador, bajo condiciones controladas de pH (8 a 10). Los metales liberados del cianuro WAD precipitan en forma de hidróxidos y los complejos cianurados de Fe se reducen a estado ferroso y precipitan como sales metálicas de ferrocianuro de Cu, Ni o Zn (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 19).

El SO₂ al disolverse en solución acuosa forma el ión sulfito (SO₃²⁻) de acuerdo a la ecuación 1.18, ya que esta es la especie en la que se disocia el SO₂ al pH alcalino de trabajo. Esto se evidencia en la Figura 1.4, donde se presenta los porcentajes de las distintas especies de disociación del SO₂ en función del pH. El SO₃²⁻ reacciona con el cianuro libre y posteriormente con los complejos de cianuro débil y moderadamente fuertes a fin de formar cianato de acuerdo a las ecuaciones 1.19 y 1.20 respectivamente, donde M²⁺ corresponde a Zn²⁺, Cu²⁺, Ni²⁺, Cd²⁺ y Ag²⁺. Los iones tiocianato también se oxidan de un 10-20 %, cuya reacción se presenta en la ecuación 1.21. (Botz, 2001, p. 3).



Las reacciones de oxidación indican que estequiométricamente se requieren 2,46 g de SO₂ por gramo de cianuro WAD a oxidar, sin embargo en la práctica se emplean de 3 a 5 g de SO₂ por gramo de cianuro WAD a oxidar. La ineficiencia

del proceso se da debido a la oxidación directa del SO_3^{2-} de acuerdo a la ecuación 1.22 (Breuer, Jeffery, Meakin, 2011, p. 2).

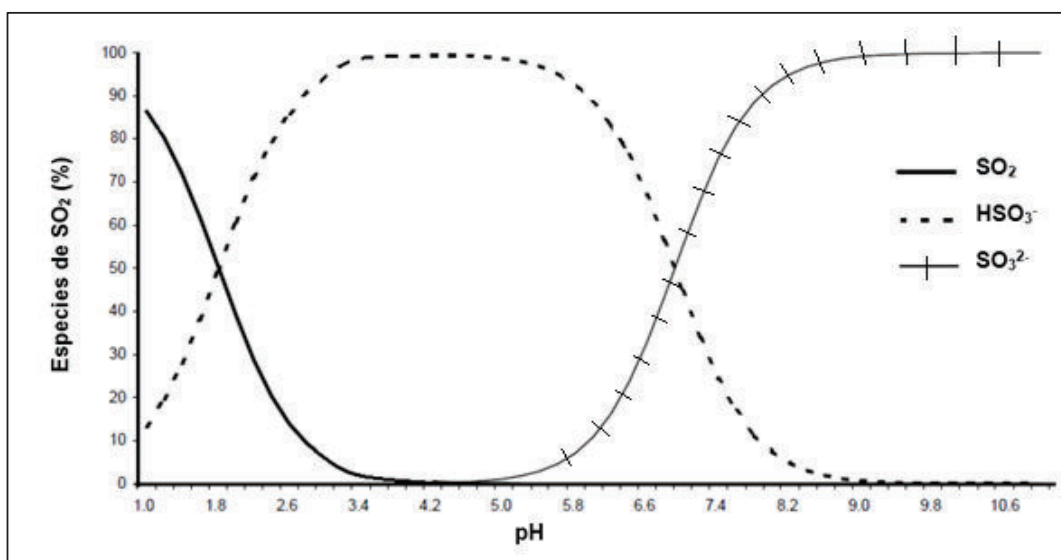
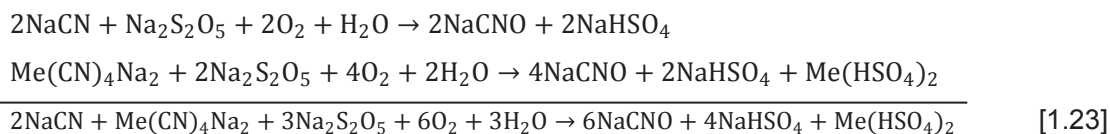


Figura 1.4. Porcentaje de las especies de SO_2 en función del pH

Como fuente de SO_3^{2-} puede suministrarse gases de calcinación que contengan SO_2 o reductores químicos tales como sulfito de sodio (Na_2SO_3), metabisulfito de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$), bisulfito de sodio (NaHSO_3), bisulfito de amonio (NH_4HSO_3) y tiosulfato de amonio ($(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$), siendo los dos primeros los más empleados en la industria minera. En la ecuación 1.23 se presenta la reacción que se lleva a cabo en el proceso de oxidación al emplear $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ como agente reductor (Botz, 2001, p. 3; Linarte, 2001, p. 287).



El O_2 requerido en el proceso de oxidación es suministrado mediante burbujeo de aire dentro de los reactores. El pH del proceso debe mantenerse en un rango de 8

a 10, para lo cual se emplea hidróxido de sodio (NaOH) o cal (CaO) a fin neutralizar el ácido producido en las reacciones de oxidación. Generalmente se emplea de 3 a 5 g de CaO por gramo de cianuro WAD oxidado. El Cu^{2+} requerido para catalizar la reacción es obtenido a partir de sulfato de cobre (CuSO_4) en solución. La concentración de Cu^{2+} empleada depende de las características químicas del efluente cianurado. Se sugiere emplear de 10 a 50 mg/L de Cu^{2+} , sin embargo hay efluentes que poseen más de 50 mg/L de Cu^{2+} y ya no es necesario el uso de este catalizador. Al añadir el CuSO_4 al efluente cianurado se forma $\text{Cu}(\text{CN})_3^{2-}$ y CNO^- de acuerdo a la ecuación 1.24, lo que su vez ocasiona la disminución de cianuro libre. En la Figura 1.5 se presenta la gráfica del efecto de pH y la concentración de Cu^{2+} en el proceso INCO. (Botz, 2001, p. 3; Oleson y Lin, 2004, p. 1; Mudder et al., 2001, p. 327).

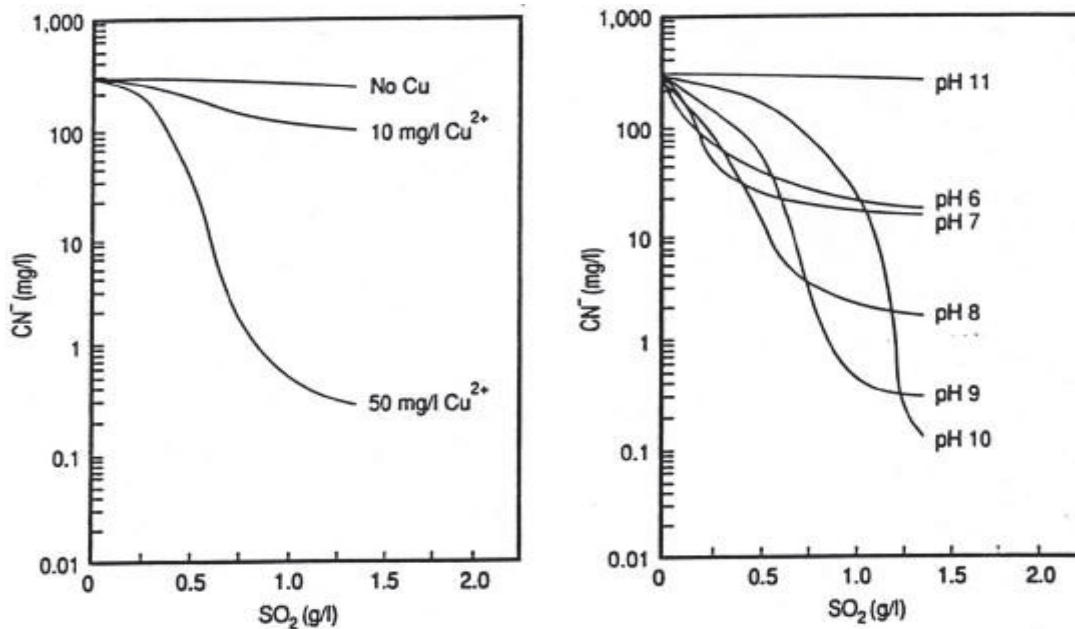
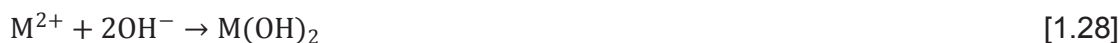


Figura 1.5. Efecto del pH y contenido de cobre en el proceso INCO
(Mudder et al., 2001, p.331)

La remoción del cianuro de Fe inicia con el cambio estado de férrico a ferroso como se indica en la ecuación 1.25. Posteriormente, el complejo de cianuro ferroso precipita con Cu, Ni o Zn como muestra la ecuación 1.26. El exceso de los

metales liberados del cianuro WAD precipitan en forma de hidróxidos. El Cu precipita de acuerdo a la ecuación 1.27, mientras que la precipitación del Zn y del Ni se da de acuerdo a la ecuación 1.28 (Mudder et al., 2001, p. 327).



El proceso INCO es empelado en más de 100 operaciones en todo el mundo en el tratamiento de efluentes cianurados debido a su facilidad de remover el cianuro total a bajo costo en una sola etapa continua. Las variables más importantes del proceso son el tiempo de retención, la velocidad de alimentación de aire, concentración de CuSO_4 , pH y dosificación de SO_2 . En caso que el efluente presente concentraciones elevadas de cianuro de Fe se requerirá mayor cantidad de CuSO_4 para que precipite el Fe. Sin embargo, en algunos casos es necesario la adición de cloruro férrico (FeCl_3) a fin de precipitar todo los metales presentes en el efluente (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 20; Oleson y Lin, 2004, p. 1).

1.1.3.3. Oxidación con peróxido de hidrógeno

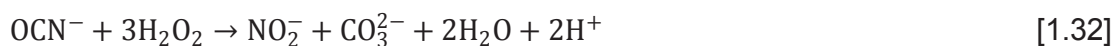
El peróxido de hidrógeno es un proceso ampliamente usado en la industria minera para detoxificar soluciones con niveles bajos de cianuro, a fin de alcanzar los límites permisibles de descarga a un cuerpo de agua dulce. Este proceso permite oxidar rápidamente el cianuro libre y WAD de los efluentes cianurados a cianato, en presencia de Cu^{2+} como catalizador obtenido a partir CuSO_4 en solución. Las reacciones de oxidación que se llevan a cabo en este proceso se presentan en las ecuaciones 1.29 y 1.30 (Mudder et al., 2001, p. 307).



La cantidad de Cu^{2+} empelada en el proceso de oxidación debe estar en un rango del 10 % al 20 % de la cantidad inicial de cianuro WAD presente en la solución, a fin de aumentar la velocidad de las reacciones de oxidación. La ecuación 1.30 indica que los complejos metálicos de cianuro de Cu, Ni, Zn, y Cd precipitan en forma de hidróxidos metálicos, cuya concentración final es función del pH que debe estar en un rango de 9,0 a 9,5. Posteriormente, el cianuro de Fe es removido en forma de sales dobles de cianuro de Cu y Fe como se indica en la ecuación 1.31, esta precipitación es favorecida a pH inferior a 9 (Botz, 2001, p. 3).



Las ecuaciones de oxidación indican que estequiométricamente se requieren 1,31 g de H_2O_2 por gramo de cianuro WAD a oxidar, sin embargo a nivel industrial se emplea un exceso del 200 % al 450 % de la cantidad teórica. Por seguridad es recomendable suministrar el H_2O_2 a una concentración máxima del 50 %. El exceso de H_2O_2 puede formar nitratos, nitritos y carbonatos como se muestra en las ecuaciones 1.32 y 1.33 (Botz, 2001, p. 3; Young y Jordan, 1995, p. 112).



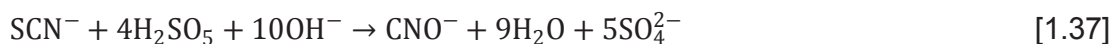
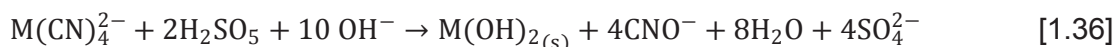
1.1.3.4. Oxidación con ácido de caro

El ácido peroximonosulfúrico (H_2SO_5) o ácido de caro constituye un agente oxidante fuerte usado recientemente en la industria minera en la detoxificación de efluentes cianurados. Este ácido proviene de la mezcla de ácido sulfúrico (H_2SO_4)

al 98 % y H_2O_2 (>50 %), cuya reacción se presenta ecuación 1.34, la cual es muy exotérmica lo que hace que el ácido obtenido llegue a temperaturas de 120 °C (Teixeira, Montalvo, Yokoyama, Fonseca, Sarmiento, 2013, p. 82).



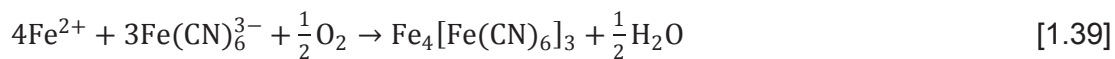
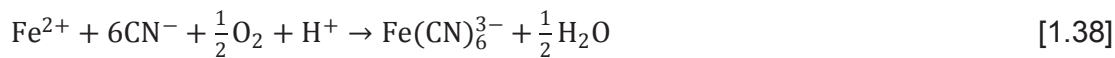
El ácido de caro permite la oxidación rápida del cianuro WAD a cianato. En la ecuación 1.35 se presenta la oxidación del cianuro libre y en la ecuación 1.36 la oxidación de un metal divalente complejo. El tiocianato también es oxidado de acuerdo a la ecuación 1.37 (Teixeira et al., 2013, p. 82)



Estequiométricamente se requiere un mol de H_2SO_5 por mol de cianuro WAD a oxidar. Sin embargo a nivel industrial se requieren de 1,5 a 3,0 moles de H_2SO_5 . Como producto de la oxidación se obtiene H_2SO_4 , el cual debe ser neutralizado con cal a fin de mantener un pH de 10,5 a 11,5 (Botz, 2001, p. 4).

1.1.3.5. Precipitación

La precipitación de especies metálicas en los efluentes cianurados permite disminuir el contenido de cianuro total, mediante la conversión de cianuro WAD a compuestos estables de Fe. La abundante cantidad de Fe presente en los minerales sometidos a cianuración, provoca que el Fe^{2+} forme compuestos solubles e insolubles especialmente hexacianoferrato (III) $\text{Fe}(\text{CN})_6^{3-}$ de acuerdo a la ecuación 1.38. El azul de Prusia ($\text{Fe}_4[\text{Fe}(\text{CN})_6]_3$), presenta mayor probabilidad de precipitación y su reacción se muestra la ecuación 1.39 (Johnson, 2014, p. 7).



El $\text{Fe}_4[\text{Fe}(\text{CN})_6]_3$ se forma rápidamente al mezclar cloruro de potasio (FeCl_3) y ferrocianuro de potasio ($\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$). La formación de $\text{Fe}_4[\text{Fe}(\text{CN})_6]_3$ constituye un mecanismo reversible de atenuación natural de cianuro, sus productos de disolución son iones ferrocianuro y ferricianuro que son menos tóxicos que el cianuro libre. El Fe requerido para este proceso puede obtenerse a partir de soluciones de sulfato ferroso ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$), se debe suministrar de 0,5 a 5,0 mol de Fe por mol de cianuro WAD a oxidar. En la Figura 1.6 se presenta el efecto de la acidificación en la estabilidad de los complejos de cianuro, la cual muestra que a medida que decrece el pH las sales van precipitando gradualmente excepto el Cu que precipita por debajo de pH 2,5 y es relativamente insoluble hasta pH 10,0 (Botz, Mudder y Akcil, 2005, p. 687; Marsden y House, 2006, p. 495).

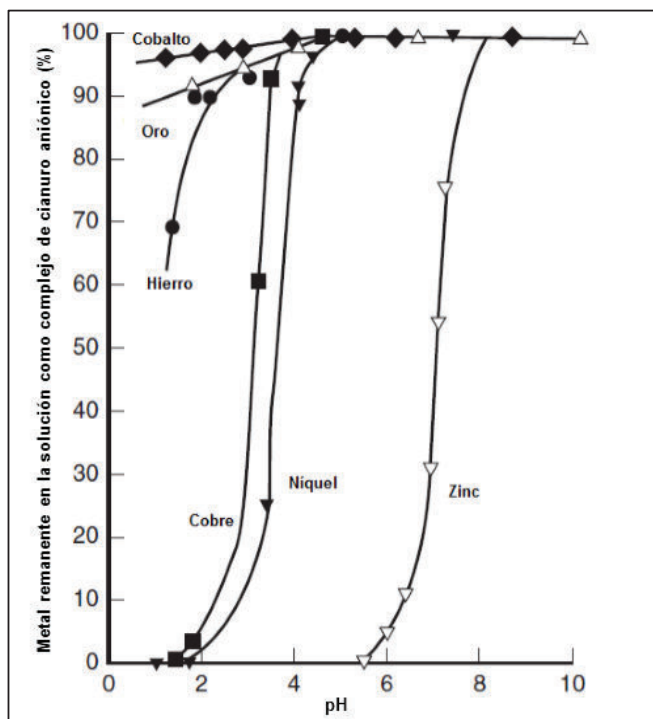


Figura 1.6. Efecto de la acidez en la estabilidad de los complejos metálicos de cianuro, concentración de cada metal= 10^{-4} M, $T= 20$ °C (Marsden y House, 2006, p. 504)

Este proceso requiere un control adecuado de la precipitación ya que los sólidos producidos deben ser separados de la solución y dispuestos de manera correcta, debido a que los compuestos de cianuro estables pueden persistir durante mucho años en el medio ambiente, siendo este el principal inconveniente medioambiental de este tratamiento. Durante los procesos de destrucción de cianuro se produce un cierto grado de precipitación de metales, tal es el caso de la oxidación de cianuro mediante cloración alcalina, H_2O_2 y SO_2 /aire. Por esta razón, la precipitación de especies metálicas (Co, Fe, Ag, Cu, Ni, Zn), debe llevarse a cabo luego de haber detoxificado el efluente (Johnson, 2014, p. 7).

1.1.4. PROCESOS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE DESTRUCCIÓN DE CIANURO EN EFLUENTES MINEROS

En las últimas dos décadas los procesos de tratamiento biológicos han sido empleados en la detoxificación de efluentes mineros cianurados. La degradación biológica puede considerarse como una alternativa amigable con el ambiente y de bajo costo. Estos procesos se basan en el desarrollo de especies microbianas tales como bacterias, fungi o especies de plantas, que convierten el cianuro libre y los complejos metálicos de cianuro en bicarbonato y amoníaco, mientras que los metales liberados se absorben en el biofilm o precipitan. Los procesos de tratamiento biológico no deben aplicarse directamente a los relaves del proceso de cianuración, sino a soluciones de decantación (Akcil, 2003, p. 503; Botz et al., 2005, p. 676; Kiruthika y Shrinithya, 2008, p. 21).

Existen diversos tipos de procesos de tratamiento biológico, entre ellos se encuentran los procesos aeróbicos y anaeróbicos, que permiten la remoción de metales a través de la adsorción de la biomasa o la precipitación de carbonatos metálicos, hidróxidos o sulfuros. La diferencia entre estos dos procesos radica en los compuestos que pueden remover cada uno, los cuales se presentan en la Tabla 1.4 Además, se tienen los procesos biológicos de crecimiento adjunto cuya biodegradación se produce en un medio sólido fijo y de crecimiento suspendido la cual se da en una suspensión de sistema de lodos (Botz et al., 2005, p. 676).

Tabla 1.4. Compuestos removidos en los procesos biológicos aeróbicos y anaeróbicos

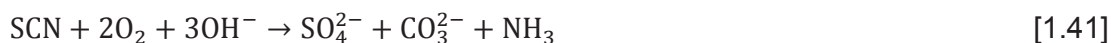
Tratamiento biológico aeróbico	Tratamiento biológico anaeróbico
Cianuro	Nitrato
Amoníaco	Nitrito
Tiocianato	Metales
Nitrato	
Metales	

(Botz et al., 2005, p. 676).

Una de las bacterias más usadas en la degradación de cianuro es la pseudomona, la cual oxida los complejos metálicos de cianuro, mientras que los metales son adsorbidos, ingeridos y precipitados por la bacteria de acuerdo a la ecuación 1.40, donde M representa los metales. Los complejos metálicos de cianuro se degradan de acuerdo su estabilidad química, en orden decreciente lo hacen de la siguiente manera: Zn>Ni>Cu>Fe, las especies de cianuro de Fe son degradadas y adsorbidas por la bacteria (Marsden y House, 2006, p. 491).



La bacteria adquiere el alimento y la energía que necesita de la oxidación del cianuro y cianato, de donde obtiene nutrientes tales como carbón y nitrógeno. Sin embargo, la bacteria requiere otros nutrientes como ácido fosfórico y carbonato de sodio. La oxidación del tiocianato en presencia de la bacteria se da de acuerdo a la ecuación 1.41. La segunda etapa del tratamiento biológico se conoce como nitrificación, cuya finalidad es remover el amoníaco producido en la oxidación del cianuro. Para esto se requiere bacterias aerobias autotrófas, las cuales producen las reacciones presentadas en las ecuaciones 1.42 y 1.43 (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 23; Marsden y House, 2006, p. 492).



Los procesos de tratamiento biológico requieren de un ambiente adecuado para el crecimiento y reproducción de los organismos. Los parámetros que deben ser controlados en los procesos biológicos aeróbicos y anaeróbicos son pH, temperatura y niveles de oxígeno, cuyos rangos apropiados se describen en la Tabla 1.5 Además, la disponibilidad de nutrientes es otro parámetro importante en estos procesos, identificándose al carbón como el principal limitante en la degradación microbiana del cianuro (Dash, Gaur y Balomajumder, 2009, p. 6).

Tabla 1.5. Rango de los parámetros que deben ser controlados en los procesos biológicos

Parámetros	Proceso biológico	
	aeróbico	anaeróbico
pH	6,0 - 9,0	6,5 - 7,5
Temperatura (°C)	10 - 30	25 - 40
O ₂ (mg/L)	1 - 2	0

1.2. INFLUENCIA DEL COBRE Y CARBÓN ACTIVADO EN LA OXIDACIÓN DEL CIANURO

1.2.1. QUÍMICA DEL COBRE

Durante el proceso de cianuración los minerales de Cu (calcopirita, malaquita, azurita, etc.) se disuelven y forman aniones complejos solubles, la disolución anódica del Cu se da de acuerdo a la ecuación 1.44. Los compuestos de Cu se pueden encontrar en tres estados de oxidación +1, +2 y +3, pero el Cu trivalente es muy inestable (Higuera, Trisancho y Flores, 2007, p. 239).

La formación de estas especies representa un consumo indeseable de cianuro y O₂ disuelto, debido a que retarda la velocidad de disolución de Au. En la Tabla 1.6 se presenta el porcentaje de la solubilidad de los minerales de Cu (<150 μm) más importantes (Marsden y House, 2006, p. 253).

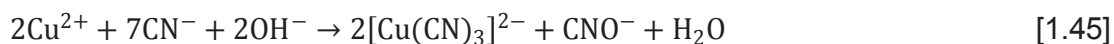


Tabla 1.6. Solubilidad de minerales de Cu en una solución de NaCN (0,1 %)

Mineral	Fórmula	Cu disuelto total (%)	
		23 °C	45 °C
Azurita	2CuCO ₃ .Cu(OH) ₂	94,5	100,0
Malaquita	CuCO ₃ .Cu(OH) ₂	90,2	100,0
Calcocita	Cu ₂ S	90,2	100,0
Cobre metálico	Cu	90,0	100,0
Cuprita	Cu ₂ O	85,5	100,0
Bornita	FeS.2Cu ₂ S.CuS	70,0	100,0
Enargita	3CuS.As ₂ S ₅	65,8	75,1
Tetrahedrita	4Cu ₂ S.Sb ₂ S ₃	21,9	43,7
Crisocola	CuSiO ₃	11,8	15,7
Calcopirita	CuFeS ₂	5,6	8,2

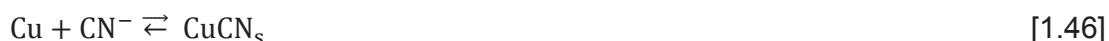
(Marsden y House, 2006, p. 254).

En la lixiviación del Au, el Cu se encuentra principalmente en forma de Cu (I) debido a que en condiciones alcalinas el Cu (II) es rápidamente reducido a Cu (I) y el cianuro es oxidado a cianógeno como se indica en la ecuación 1.45 (Flynn y McGill, 1995, p. 73).



El exceso de cianuro en solución acuosa puede disolver el cianuro de Cu y formar iones cianocupratos tales como $\text{Cu}(\text{CN})_2^{-}$, $\text{Cu}(\text{CN})_3^{2-}$ y $\text{Cu}(\text{CN})_4^{-4}$. Los diagramas Eh vs pH de los sistemas Cu-CN-H₂O y Cu-S-CN-H₂O presentados en la Figura 1.7 muestran que el $\text{Cu}(\text{CN})_3^{2-}$ es la especie dominante a las condiciones de cianuración (Lu, Dreisinger y Cooper, 2002, p. 24).

Las reacciones que describen las etapas sucesivas de equilibrio de formación de las especies de cianuro de Cu se presentan en las ecuaciones 1.46, 1.47, 1.48, 1.49 y 1.50.



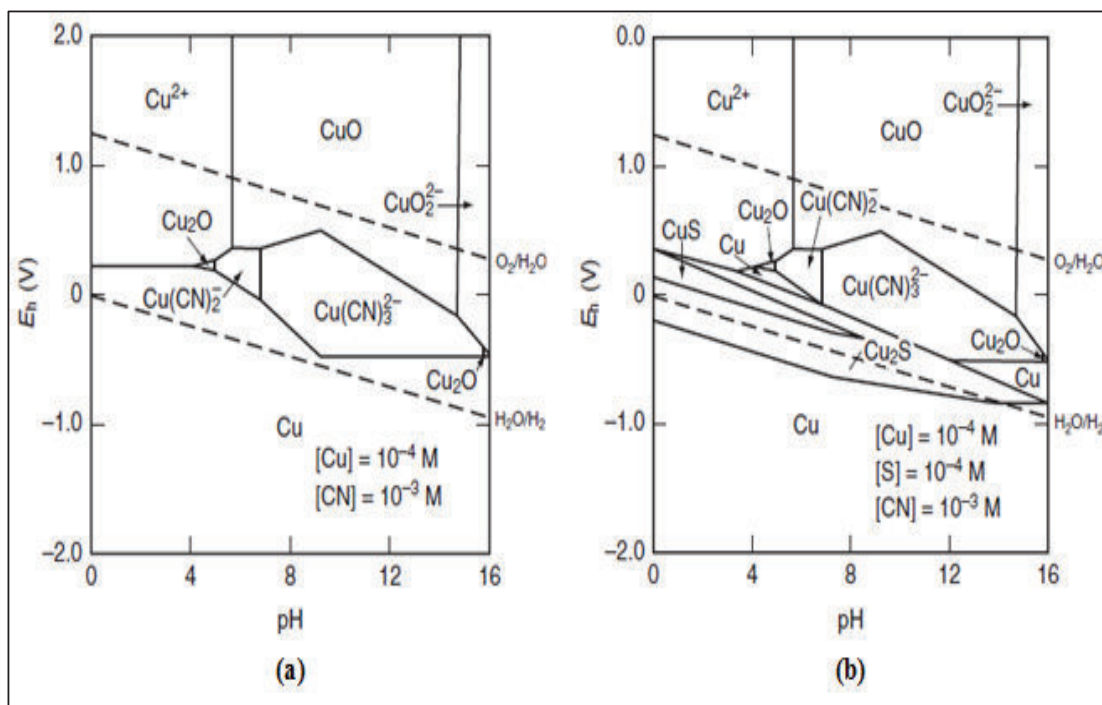


Figura 1.7. Diagramas Eh-pH de los sistemas a 25 °C

(a) Cu - CN - H₂O y (b) Cu - S - CN - H₂O

(Marsden y House, 2006, p. 255)

La proporción de las distintas especies de cianuro de Cu presentes en la solución es función del pH, temperatura y las concentraciones de Cu y cianuro. La Figura 1.8 presenta la distribución de los complejos de cianuro de Cu en función del pH. Esta gráfica indica que el $\text{Cu}(\text{CN})_2^-$ es una especie predominante a un pH inferior a 6 y bajas concentraciones de cianuro. Mientras que el $\text{Cu}(\text{CN})_4^{3-}$ predomina a valores altos de pH y concentraciones de cianuro (Lu et al., 2002, p. 26; Marsden y House, 2006, p. 253).

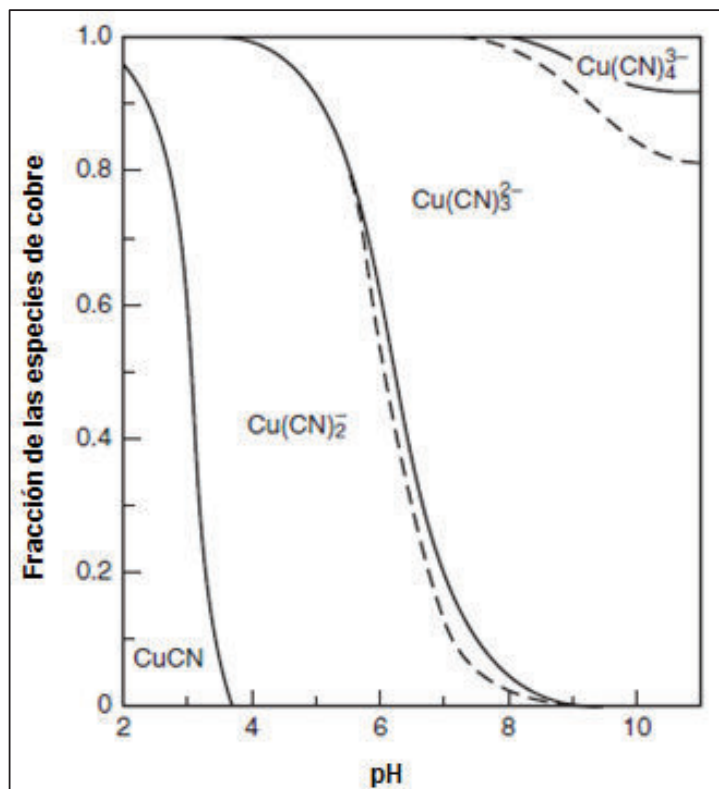


Figura 1.8. Diagrama de distribución de los complejos de cianuro de cobre, donde $[CN]_{Total} = 220 \text{ mg/L}$ y $[Cu]_{Total} = 22 \text{ mg/L}$ (Marsden y House, 2006, p. 255).

La distribución de las especies de cobre en solución acuosa depende esencialmente de la relación molar CN:Cu a un pH definido. Los balances de masa para determinar las concentraciones de Cu total y cianuro total se presentan en las ecuaciones 1.51 y 1.52, respectivamente (Lu et al., 2002, p. 26).

Los diagramas de la distribución de las especies de cianuro en función de la relación molar CN:Cu y del pH se presentan en la Figura 1.9. Estos diagramas indican que el $Cu(CN)_3^{2-}$ prevalece a pH 10,0 y cuando la relación molar CN:Cu > 3 . Mientras que el $Cu(CN)_2^-$ predomina a pH 5,0 y cuando la relación molar CN:Cu < 3 (Dai, Simons y Breuer; 2012, p. 3)

$$[Cu(I)]_{Total} = Cu^{+1} + [Cu(CN)_2^-] + [Cu(CN)_3^{2-}] + [Cu(CN)_4^{3-}] \quad [1.51]$$

$$[CN]_{Total} = [CN^-] + [HCN] + 2[Cu(CN)_2^-] + 3[Cu(CN)_3^{2-}] + 4[Cu(CN)_4^{3-}] \quad [1.52]$$

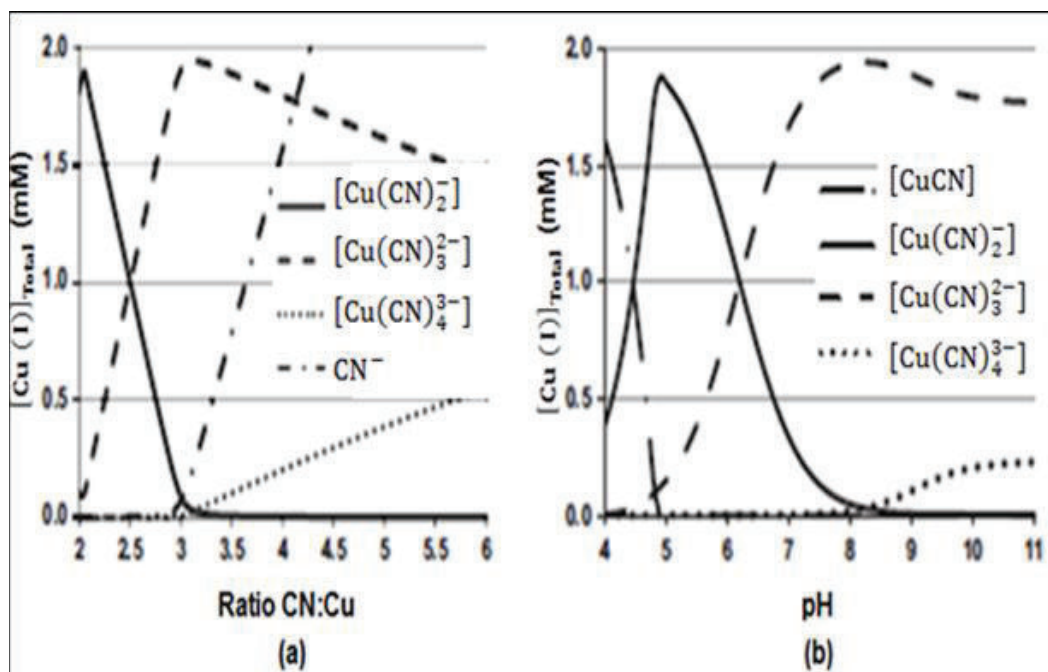


Figura 1.9. Diagramas de distribución de las especies de cianuro de cobre en función de a) Relación CN:Cu con 2 mM de Cu a pH 10 y (b) pH con 2 mM de Cu y 8 mM de cianuro (Dai et al., 2012, pp. 3-4)

1.2.2. CARBÓN ACTIVADO EN LA DETOXIFICACIÓN DE EFLUENTES CIANURADOS

En la industria minera el carbón activado (CA) es ampliamente utilizado para la recuperación de metales preciosos y en la remediación de efluentes cianurados, ya que remueve contaminantes orgánicos e inorgánicos. El CA en polvo (CAG), es un adsorbente universal que posee una elevada área superficial debido a la estructura porosa de macroporos y mesoporos interconectados. Este adsorbente puede tener un área superficial mayor a 1000 m²/g CAG y es capaz de absorber hasta 5 mg de cianuro por gramo de CA bajo condiciones alcalinas y con aireación. Sin embargo, esta capacidad puede aumentar si se impregna catalizadores como Cu, Ag o Ni en la superficie del CA (Dash et al., 2009, p. 408; Marsden y House, 2006, p. 480).

En la detoxificación de efluentes cianurados el CA actúa como adsorbente y a su vez como catalizador. El cianuro libre es inicialmente adsorbido por el CA y

después catalíticamente oxidado a cianato en la superficie del CA en presencia de O₂. Además, el CA puede adsorber complejos cianurados de Cu, Zn, Ni, Hg, etc., dependiendo del pH, nivel de cianuro libre, temperatura y de la concentración solubilidad y carga de los complejos cianurados. La afinidad que presenta el CA iones cianocupratos es la siguiente: $\text{Cu}(\text{CN})_2^- > \text{Cu}(\text{CN})_3^{2-} > \text{Cu}(\text{CN})_4^{3-}$ (Dai et al., 2012, p. 3; Deveci et al., 2006, p. 199).

Los parámetros más importantes en la adsorción del cianuro son pH, temperatura de la solución cianurada, y la fuerza iónica. Por otro lado también influyen las características del CA tales como superficie química, estructura de la porosidad, método de activación y el precursor del mismo, siendo estos los parámetros que definen los grupos funcionales que poseerá el CA en su superficie. Sin embargo, otros factores que afectan en la velocidad de desaparición del cianuro son la dosificación del CA, tamaño de partícula del CA, concentración de O₂ y tiempo de contacto en la solución cianurada. Algunos autores sugieren que el mecanismo de adsorción del CA se basa en una interacción electrostática entre los iones de cianuro y los sitios cargados positivamente de la superficie del CA (Bhatnagar, Hogland, Marques y Sillanpää, 2013, p. 499; Stavropoulos, Skodras y Papadimitriou, 2013, p. 1).

Adams (1990) encontró que la remoción del cianuro con CA se ajusta a una cinética de primer orden con respecto al cianuro. El cálculo de la constante de velocidad (k) se realiza a partir de la ecuación 1.53 que una vez integrada resulta una expresión muy sencilla representada en el ecuación 1.54 (p. 38).

$$\frac{-d[\text{CN}^-]}{dt} = k[\text{CN}^-] \quad [1.53]$$

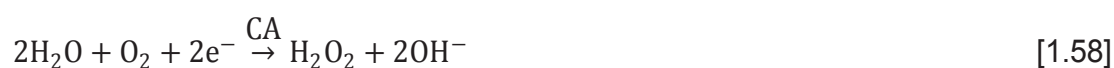
$$\ln[\text{CN}^-]_f = \ln[\text{CN}^-]_0 - kt \quad [1.54]$$

La reacción catalítica del CA hace que el cianuro en presencia de O₂ se convierta en cianato de acuerdo la ecuación 1.55 y que este a su vez se descomponga en amoníaco, carbonato y urea como se indica en las ecuaciones 1.56 y 1.57.

Además, a altas temperaturas se puede producir dióxido de carbono, hidrógeno y amoníaco. El pH de la solución debe ser 10 o mayor a fin de evitar pérdidas de cianuro por volatilización (Adams, 1990, p. 37).



Por otro parte los ensayos realizados por Yazici, Deveci y Alp (2009) demostraron que en presencia de aire y CA se genera H_2O_2 de acuerdo a la ecuación 1.58, lo que indica que el cianuro primero es adsorbido en la superficie del CA y luego oxidado catalíticamente según la ecuación 1.59 (p. 1364).



1.2.2.1. Efecto del pH en la remoción de cianuro

El pH influye de una manera predominante en la estabilidad del cianuro como lo indica la Figura 1.2 Se ha determinado que a pH 10,2 un 4,5 % de cianuro se encuentra en forma de HCN. Además el pH de la solución afecta a la carga superficial y grado de ionización del CA. En la Figura 1.10 se presenta una gráfica de la velocidad de pérdida del cianuro en función del pH, la cual indica que en presencia o ausencia de CA se tiene una dependencia similar del pH (Adams, 1990, p. 41). Según las investigaciones realizadas por Dash et al. (2009), la capacidad máxima de adsorción del CAG con un tamaño de partícula de 2 a 4 mm, en una solución de NaCN (100 mg CN^-/L) se obtiene en un rango de 9 a 10. El pH influye de manera directa en la adsorción de los complejos de cianuro

debido a que los iones OH^- reaccionan con los grupos funcionales de la superficie del CA. A pH alto se da la desprotonación en la superficie CA, lo cual genera grupos funcionales que interactúan con el ión cianuro (p. 410).

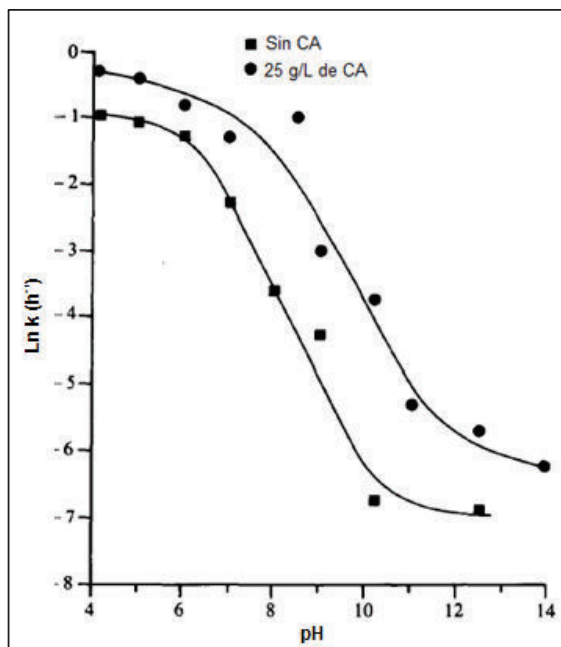


Figura 1.10. Efecto del pH en la velocidad de pérdida del cianuro a 20 °C (Adams, 1990, p. 41)

1.2.2.2. Efecto de la dosificación de carbón activado en la remoción de cianuro

Los estudios realizados por Adams (1990) señalan que en presencia de CA, el mecanismo principal de destrucción de cianuro es la oxidación catalítica de cianuro a cianato. El CA actúa como un catalizador en la descomposición del cianato y también adsorbe en su superficie una parte del mismo. Además, el CA adsorbe en su superficie el NaOH y el cianuro. El NaOH reacciona con los grupos fenólicos del CA y el cianuro con los grupos carbonilo como se muestra en las ecuaciones 1.60 y 1.61 respectivamente (pp. 39-40).





La adsorción del cianuro en el CA ocurre en dos etapas. La primera etapa comprende una reacción que alcanza el equilibrio fácilmente debido a que el cianuro es rápidamente adsorbido por el CA. La segunda etapa corresponde a una reacción lenta que se mantiene por un largo período de tiempo debido a la difusión de los iones cianuro en los sitios de adsorción interiores del CA (Behnamfard y Salarirad, 2009, p. 132). Las investigaciones realizadas por Dash et al. (2009) demuestran que el porcentaje de eliminación de cianuro es función de la dosis de CAG empleada, debido a que un aumento en la concentración de CAG incrementa el número de sitios activos por unidad de volumen en la solución. Sin embargo, la cantidad óptima de adsorbente es de 20 a 25 g/L ya que una dosis superior no presenta un porcentaje significativo de remoción de cianuro. En la Figura 1.11 se presenta el efecto que tiene la concentración de CA en la velocidad de oxidación del cianuro a condiciones ambientales (p. 412).

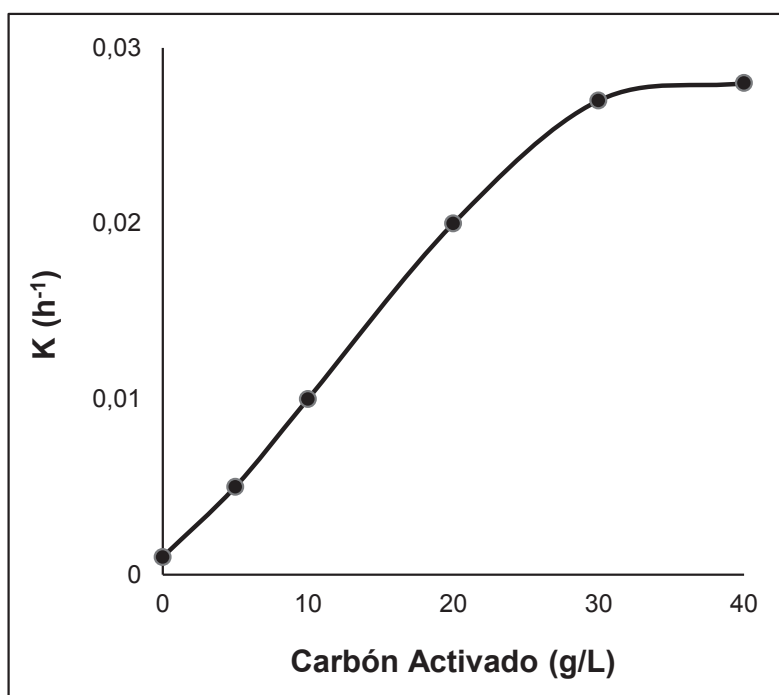


Figura 1.11. Efecto de la concentración de CA en la velocidad de oxidación del cianuro a 20 °C y pH= 10,2 (Adams, 1990, p. 39)

1.2.2.3. Efecto del tamaño de partícula del CAG en la remoción de cianuro

La disminución del tamaño de partícula (dp) incrementa la velocidad de eliminación del cianuro. Esto se debe a que mientras la partícula es más pequeña existe mayor accesibilidad a los poros internos de la misma. Sin embargo, la adsorción del cianuro en el CAG es predominantemente una adsorción química y no una adsorción física, por lo que el tamaño que el tamaño de partícula no influye en gran medida en la eliminación del cianuro (Dash et al., 2009, p. 411).

En la Tabla 1.7 se presenta la influencia del tamaño de partícula en el porcentaje de remoción de cianuro en una solución de NaCN (100 mg CN⁻/L).

Tabla 1.7. Efecto del tamaño de partícula en la remoción del cianuro en una solución de NaCN (100 mg CN⁻/L) con 20 mg/L CAG por 72 h

Tamaño de partícula del CAG (mm)	Cianuro removido (%)
4-5	66,3
3,5-4	67,0
2-3,5	67,0
1,2-2	67,6

(Dash et al., 2009, p. 411)

1.2.2.4. Efecto del tiempo de contacto en la remoción de cianuro

Dash et al. (2009) estudió la cinética de oxidación por un lapso de 72 h en soluciones de NaCN a diferentes concentraciones de cianuro, con el empleo de 20 g/L de CAG a pH 10,0 y 150 RPM. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 1.12, de donde se observa que durante las primeras 36 h de contacto la adsorción de cianuro es rápida y después de este período la adsorción es lenta. Esto se debe a que durante la etapa inicial hay gran cantidad de sitios vacantes en la superficie del CA, y con el pasar del tiempo estos van disminuyendo debido a las fuerzas de repulsión entre las moléculas de soluto de la fase sólida. Se considera que la resistencia a la transferencia de masa entre la fase granel y el adsorbente es vencida por la agitación del CA (p. 412).

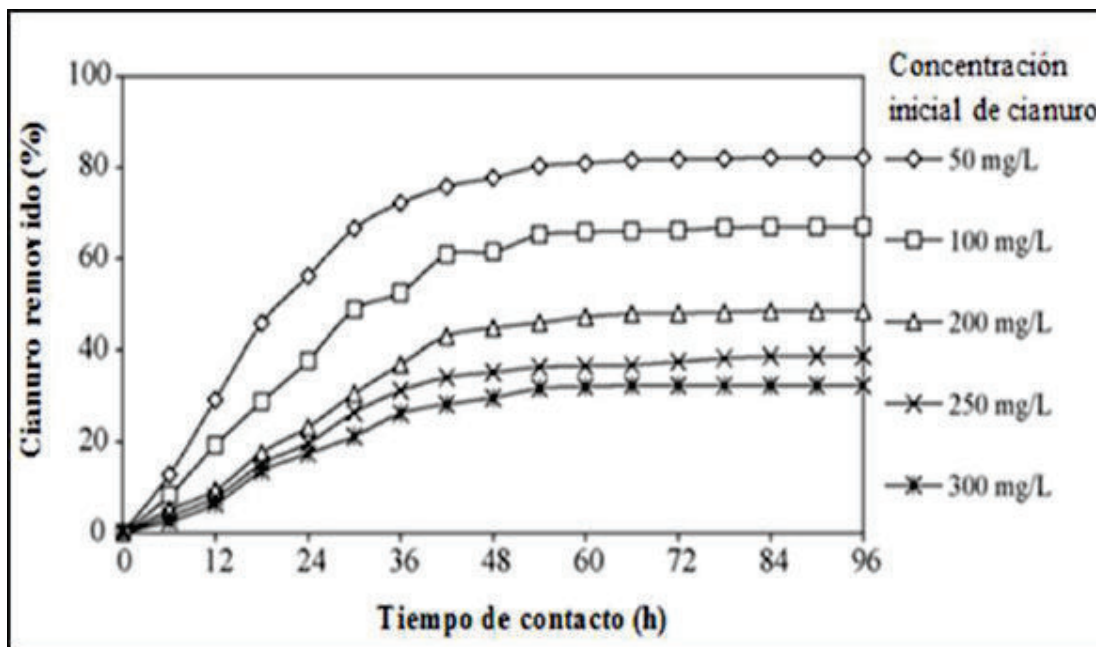


Figura 1.12. Efecto del tiempo de contacto en la adsorción de NaCN con 20 g/L CAG ($d_p = 2-4$ mm) a pH= 10,0 y 150 RPM (Dash et al., 2009, p. 412)

1.2.3. CARBÓN ACTIVADO GRANULAR IMPREGNADO CON COBRE EN LA DETOXIFICACIÓN DE EFLUENTES CIANURADOS

El término impregnación se refiere a la distribución de químicos o partículas metálicas en los poros del CA. El Cu (I) y Cu (II) catalizan la oxidación del cianuro con CA en presencia de O_2 , y a su vez aumentan la capacidad de adsorción del CA. Esto puede deberse al incremento de sitios activos en la superficie del CA y a la formación de especies complejas de cianuro ($Me(CN)_n^{n-1}$) (Adams, 1994, p. 1165; Deveci et al., 2006, p. 206).

El Cu ha demostrado ser adsorbido en concentraciones muy altas cuando se encuentra en forma de $CuCN_2^-$. El CA puede ser impregnado con diferentes sales de Cu tales como cloruro de cobre $CuCl_2$, cianuro de cobre (CuCN) que proviene de la mezcla de sulfato de cobre ($CuSO_4$) y NaCN, nitrato de cobre ($Cu(NO_3)_2$), etc. (Adams, 1994, p. 1165).

El mecanismo que mejora la cinética de oxidación de cianuro depende de las concentraciones de Cu y cianuro en la solución, estado de oxidación del Cu, y pH de la solución. Este mecanismo consta de 3 etapas: reducción del Cu(II), adsorción del CuCN_2^- y oxidación catalítica.

En la etapa de reducción, el Cu (II) del CA impregnado con las diferentes sales de Cu es reducido a Cu (I) en la solución de cianuro de acuerdo las ecuaciones 1.62 y 1.63. Generalmente el CA tiene un potencial de reducción de +0,24 V, lo que suministra la fuerza impulsora de estas reacciones (Adams, 1994, p. 1171).



El CuCN_4^{2-} es muy inestable en solución acuosa y se descompone rápidamente de acuerdo a la ecuación 1.64, produciendo $\text{Cu}(\text{CN})_2^-$ que posteriormente es adsorbido por el CA y el cianógeno $(\text{CN})_2$ es oxidado a cianato como se indica en la ecuación 1.65. (Adams, 1994, p. 1171).



Al colocar el CA impregnado con CuCN en la solución cianurada se forma $\text{Cu}(\text{CN})_2^-$ de acuerdo a la ecuación 1.64, razón por la cual existe una disminución del contenido de cianuro libre. En la Figura 1.13 se presenta la distribución de las especies de Cu(I) en función de la concentración de cianuro total al emplear 10 mg/L de Cu a pH 10,0. Esta gráfica indica que al comienzo de la oxidación de cianuro existe la presencia de CuCN_3^{2-} , el cual tiene poca afinidad con el CA, pero mientras la concentración de cianuro va disminuyendo se forma $\text{Cu}(\text{CN})_2^-$ y CuCN, que son especies más afines con el CA (Adams, 1994, p. 1173).

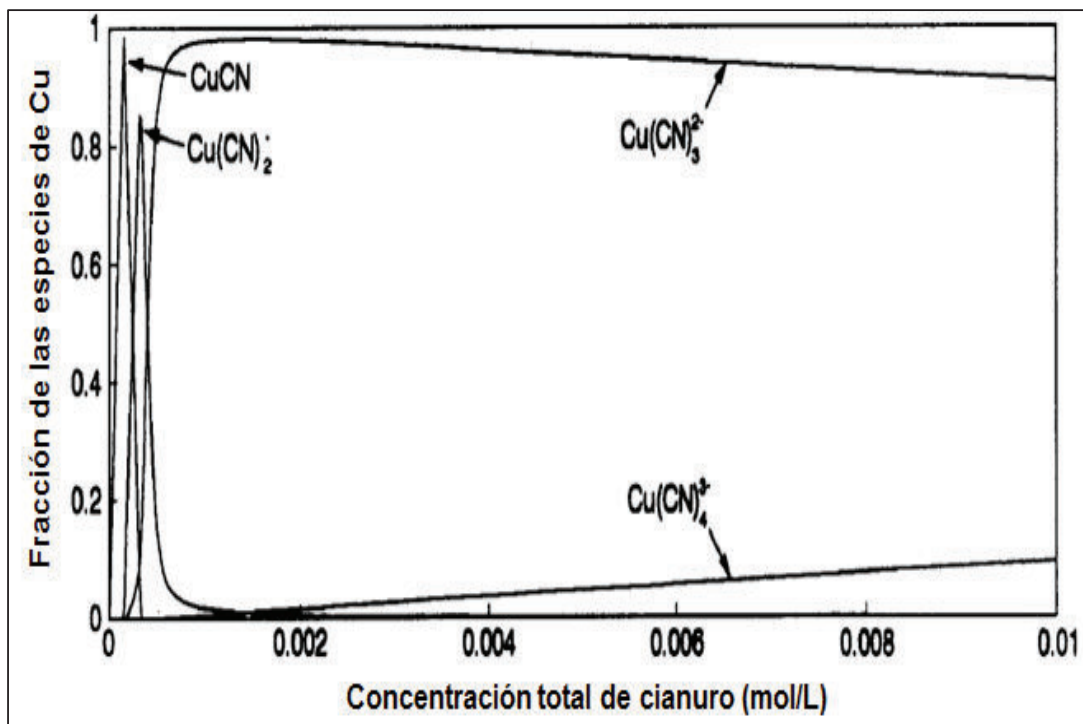


Figura 1.13. Distribución de las especies de cobre a diferentes concentraciones de cianuro total al emplear 10 mg/L de Cu a pH 10,0
(Adams, 1994, p. 1171)

Deveci et al. (2006) impregnó CA de cuesco de coco (BET 546 m²/g) con CuCl₂, para ello realizó un pretratamiento del CA virgen que consistió en lavarlo con agua destilada, ponerlo en contacto con HCl al 1 % y posteriormente someter al CA a 700 °C por 30 min. Luego de esto, se puso en contacto pequeñas porciones de CA pretratado (21 a 23 g) con 200 mL de una solución de CuCl₂ de 1 g/L por un periodo de 3 días. Finalmente, se secó el CA impregnado con CuCl₂ a 350 °C en un horno. El porcentaje de impregnación del Cu en el CA fue de 0,43 % (p. 200).

Los ensayos realizados por Deveci et al. (2006) mostraron que al tratar una solución con 100 mg/L CN⁻ inicial en ausencia de aire por 22 h con 0,2 - 4,5 g/L de CA impregnado con CuCl₂, en un rango de pH de 10,5 a 11,0 se obtiene una remoción de CN⁻ del 4,4 - 35,4 %, mientras que al emplear de 0,2 - 4,5 g/L de CA virgen bajo las condiciones mencionadas, la remoción de CN⁻ es del 1,5 - 14,3 % En la Figura 1.14 y se presenta la remoción de CN⁻ en función del tiempo de los ensayos con CA impregnado con CuCl₂. (p. 200).

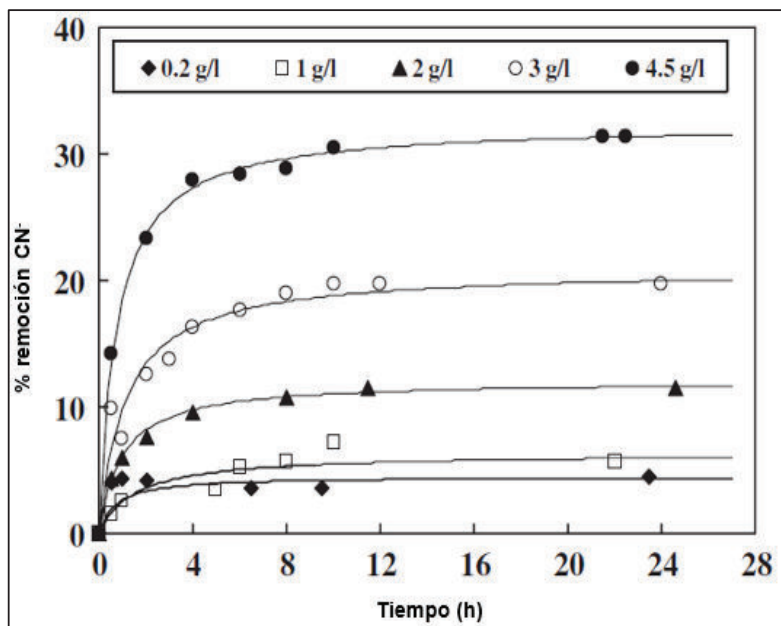


Figura 1.14. Porcentaje de remoción de CN^- en función del tiempo con CA impregnado con CuCl_2 (0,2 – 4,5 g/L); $[\text{CN}]_0$: 100 mg/L CN^- ; pH: 10,5 – 11,0 (Deveci et al., 2006, p.201)

En la Figura 1.15 se presenta el porcentaje de remoción de CN^- en función del tiempo de los ensayos con CA virgen.

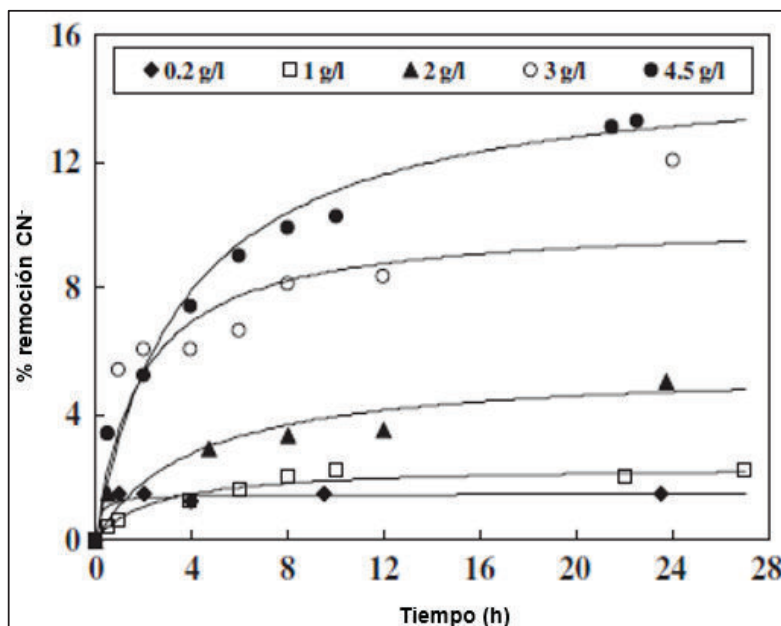


Figura 1.15. Porcentaje de remoción de CN^- en función del tiempo con CA virgen (0,2 – 4,5 g/L); $[\text{CN}]_0$: 100 mg/L CN^- ; pH: 10,5 – 11,0 (Deveci et al., 2006, p.201)

Los ensayos presentados en la Figura 1.14 y en la Figura 1.15 muestran que la impregnación de Cu en el CA mejora notablemente el porcentaje de remoción de CN^- . Por otro lado, al trabajar con 0,27 L/min de aire bajo las condiciones antes señaladas se removió del 40 - 50 % de cianuro con el uso de 0,2 - 4,5 g/L de CA virgen, en un lapso de 10 h como se muestra en la Figura 1.16. Estos resultados se atribuyen a la formación de cargas positivas en los sitios activos del CA, que actúa como un catalizador redox en presencia de O_2 (Deveci et al., 2006, p. 204).

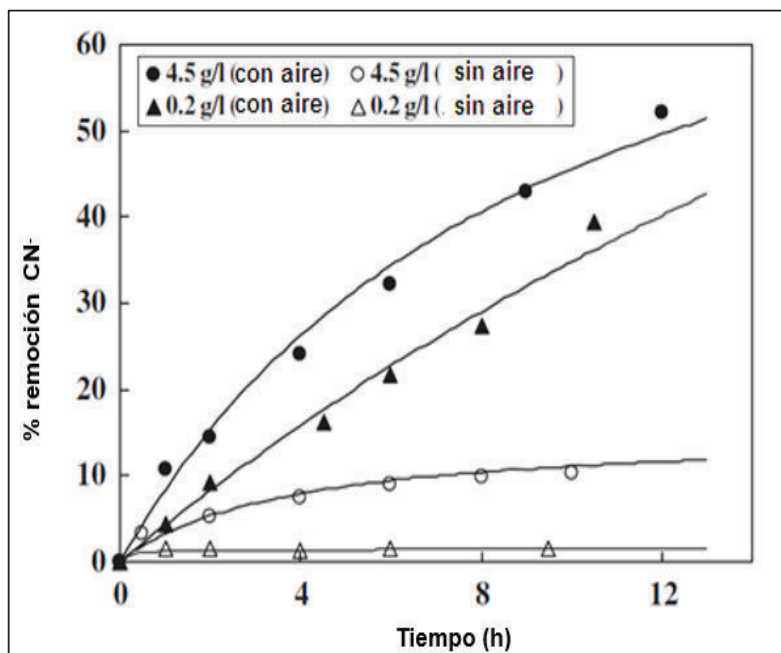


Figura 1.16. Influencia de la inyección de aire (0,27 L/min) en la remoción de CN^- en función del tiempo con CA virgen (0,2 – 4,5 g/L); $[\text{CN}]_0$: 100 mg/L CN^- ; pH: 10,5 a 11,0 (Deveci et al., 2006, p.204)

Pesántez (2010), realizó ensayos con CAG impregnado con CuSO_4 y CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$, con un contenido de Cu del 1,57 % y 2,05 %, respectivamente. Estos porcentajes de impregnación se atribuyen a que la molécula de $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ es de menor tamaño que la de CuSO_4 , lo cual demostró que la cantidad de Cu impregnado en el CAG es función del tamaño de la molécula a impregnar. El CAG empleado en estos ensayos tiene como precursor el cuesco de palmiste, presenta un No. lodo de 550 mg I_2/g CAG y un tamaño de partícula de $0,8 \times 2,3$ mm (p. 65). En la Tabla 1.8 se presenta un resumen de los ensayos realizados con estos catalizadores.

Tabla 1.8. Resultados de los ensayos realizados con CAG impregnado con CuSO_4 y $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ en soluciones sintéticas de 265 mg/L CN^- ; pH 10,5; 180 NL/h aire

Parámetro	Tiempo (min)	$\text{CN}^-_{\text{final}}$ (mg/L)	Oxidación %
150 g/L CAG impregnado con CuSO_4	270	0,70	99,75
100 g/L CAG impregnado con CuSO_4	480	6,00	97,84
80 g/L CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$	210	0,80	99,69
100 g/L CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$	150	0,90	99,66

(Pesántez., 2010, p. 65)

Los resultados de la Tabla 1.8 muestran que los mejores resultados en el proceso de oxidación se obtiene con el empleo de CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$, ya que con 100 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 se remueve el 97,84 % de CN^- en 480 min, mientras que con esta misma cantidad de CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ se remueve el 99,66 % de CN^- en 150 min (Pesántez, 2010, p. 65).

La reutilización del CAG en los procesos de oxidación de cianuro, constituye un aspecto de gran importancia para que el proceso resulte económicamente rentable. Pesántez (2010) realizó ensayos con 80 g/L de CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ (tamaño 0,8×2,3 mm y No. Iodo de 550 mg I_2/g CAG); pH 10,5 y 190 NL/h aire. Después de cada reciclo el CAG no fue sometido a ningún proceso de reactivación (p.67). Los resultados de estos ensayos se muestran en la Tabla 1.9.

Tabla 1.9. Resultados de los ensayos de reciclamiento de CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ en soluciones sintéticas de 265 mg/L CN^- ; pH 10,5; 180 NL/h aire

80 g/L de CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$	Tiempo (min)	$\text{CN}^-_{\text{final}}$ (mg/L)	Oxidación (%)
Primer uso	210	0,63	99,80
Segundo uso	390	0,70	99,75
Tercer uso	480	4,30	98,39
Cuarto uso	480	3,80	98,56
Quinto uso	480	5,40	97,96
Sexto uso	480	7,70	97,10

(Pesántez., 2010, p. 67)

Los resultados de la Tabla 1.9 demostraron que luego del primer uso del CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$, la capacidad de remoción de CN^- de este catalizador se reduce aproximadamente a la mitad, y con cada reciclo dicha capacidad sigue disminuyendo. Pesántez (2010) señala que esto se debe a la pérdida de Cu en la superficie del CAG y a la disminución de la actividad de los sitios activos del CAG a causa de los complejos cianurados de Cu que ha adsorbido en su interior (p.67). En la Tabla 1.10 se muestra el contenido de Cu que tiene el CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ después de varios reciclos.

Tabla 1.10. Contenido de Cu en la superficie del CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ después de cada reciclo

Reciclo	Cu mg/g CAG	% Peso
Primero	9,40	0,94
Tercero	5,90	0,59
Quinto	4,22	0,42

(Pesántez., 2010, p. 68)

Los resultados presentados en la Tabla 1.10 muestran que luego del primer reciclo el CAG impregnado con $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$ pierde aproximadamente el 40 % de Cu y luego del quinto reciclo pierde aproximadamente el 55 % de Cu, razón por la cual Pesántez (2010) sugiere que este catalizador debe ser reactivado nuevamente poder utilizarlo en otros procesos de remoción de CN^- (p.68).

Algunos estudios han demostrado que es posible introducir el CAG virgen y los iones Cu^{1+} y Cu^{2+} por separado, mediante la adición directa de soluciones de CuCN y CuSO_4 , respectivamente. El CuSO_4 ha demostrado ser un mejor catalizador que el CuCN , sin embargo este método resulta ineficiente con respecto al empleo del CAG impregnado con Cu (Adams, 1994, p. 1173).

Los estudios de Deveci et al. (2006) demostraron que la capacidad de remoción de cianuro del CAG sin impregnar e impregnado de Cu es de 19,7 y 22,4 mg/g, respectivamente. Estos datos de equilibrio fueron obtenidos mediante las isotermas de adsorción de Langmuir (p. 206).

2. PARTE EXPERIMENTAL

Este estudio tiene como objetivo diseñar una planta de tratamiento de efluentes cianurados de 300 m³/día, mediante oxidación con dióxido de azufre (SO₂), aire y uno de los siguientes catalizadores de Cu (proveedores de iones Cu²⁺): sulfato de cobre (CuSO₄) en solución, carbón activado granular (CAG) impregnado con CuSO₄, CAG impregnado con cobre metálico (Cu⁰) y Cu⁰ granular. La planta fue diseñada con el catalizador que brindó los mejores resultados en el proceso de oxidación de cianuro. Para ello, se realizaron pruebas a escala laboratorio con soluciones sintéticas de cianuro de sodio (NaCN) y efluentes industriales provenientes del proceso de cianuración de dos industrias mineras del país.

Las variables evaluadas en el proceso de oxidación de cianuro fueron el pH, la dosificación de metabisulfito de sodio (Na₂S₂O₅) que constituye la fuente de SO₂ del proceso y la concentración del catalizador de Cu que presentó los mejores resultados en el proceso de oxidación. Estas variables, fueron definidas en el tratamiento de las soluciones sintéticas de NaCN y con los mejores resultados obtenidos, se evaluó el tratamiento de detoxificación de los efluentes industriales. Para dimensionar la planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y el catalizador seleccionado, se realizaron los balances de masa y energía, el diagrama de bloques (BFD) y el diagrama de flujo (PFD) del proceso de oxidación de cianuro con base en las mejores condiciones de pH, dosificación de Na₂S₂O₅ y concentración del catalizador seleccionado, definidas en este estudio a partir del tratamiento de detoxificación de los efluentes industriales. Posteriormente, se dimensionaron los equipos para el funcionamiento de la planta y se presentó la distribución en planta (lay out).

Finalmente, se evaluó la rentabilidad de la implementación industrial de la planta diseñada. Para ello, se construyó el flujo de caja del proyecto con un tiempo de vida útil de 10 años. A partir de los flujos de caja anuales se determinaron los indicadores financieros del proyecto (VAN, TIR y la relación beneficio-costos). En la Figura 2.1 se presenta un esquema general del procedimiento experimental.

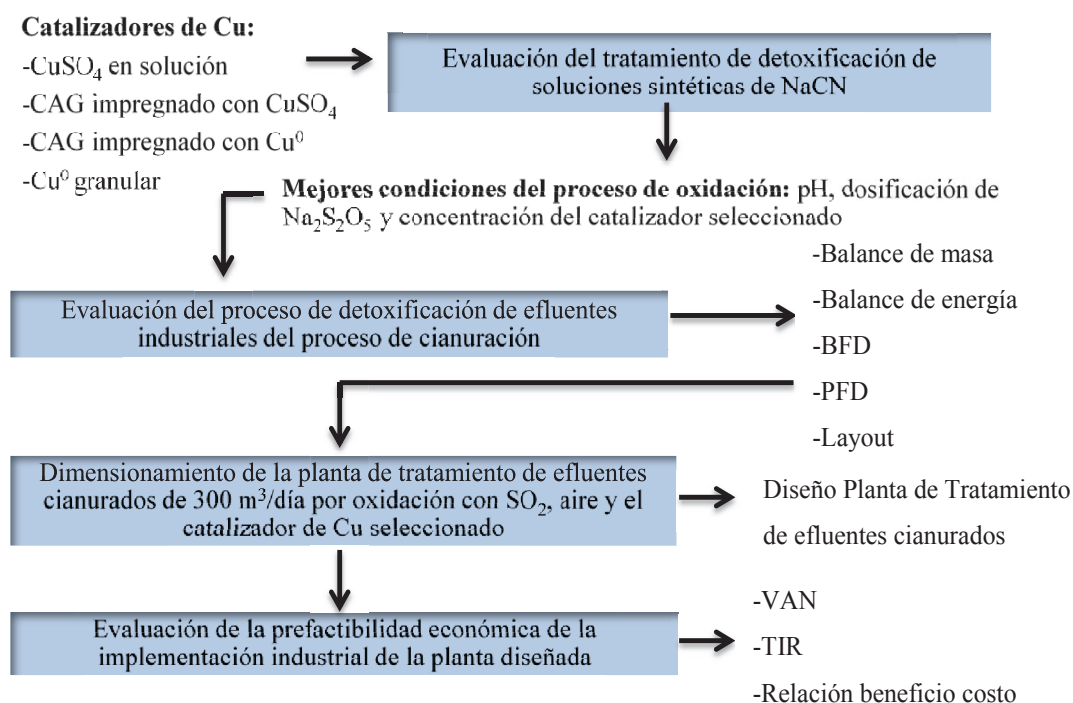


Figura 2.1. Esquema general de la parte experimental del diseño de la planta de tratamiento de efluentes cianurados

2.1. EVALUACIÓN DEL TRATAMIENTO DE DETOXIFICACIÓN DE SOLUCIONES SINTÉTICAS DE CIANURO DE SODIO POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y CUATRO TIPOS DE CATALIZADORES DE COBRE

Se realizaron pruebas a escala laboratorio a temperatura ambiente (18 - 20 °C) y presión atmosférica (0,72 atm). Las variables analizadas en el proceso de oxidación fueron: el pH (9,5 - 11,0), la dosificación de Na₂S₂O₅ (500 mg/L - 3 000 mg/L) y la concentración de cada uno de los diferentes catalizadores de Cu: CuSO₄ en solución (10 mg/L - 50 mg/L), CAG impregnado con CuSO₄ (0 g/L - 50 g/L), CAG impregnado con Cu⁰ (0 g/L - 50 g/L) y Cu⁰ granular (10 g/L).

La metodología general empleada en el tratamiento de detoxificación de las soluciones sintéticas de cianuro de sodio fue la siguiente: se preparó 1 L de

solución de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-), que tiene un pH entre 10,0 y 10,5. Se determinó la cantidad de cianuro libre (CN^-) contenido en la solución sintética por volumetría, para lo cual se trabajó con alícuotas de 5 mL.

Posteriormente, se añadió de 500 mg/L a 3 000 mg/L de $\text{N}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % y se ajustó el valor de pH (9,5 – 11,0), el cual fue medido con el pHmetro HANNA HI98128 y contralado con soluciones de HCl al 5 % y NaOH 1N. Esto se hizo rápidamente, ya que al añadir el $\text{N}_2\text{S}_2\text{O}_5$, el pH llega a valores comprendidos entre 7,0 y 9,0 en función de la concentración de $\text{N}_2\text{S}_2\text{O}_5$ usado, y se tienen pérdidas de cianuro por volatilización.

Se determinó nuevamente la cantidad de CN^- , a fin de definir si la adición de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ afecta la concentración inicial de CN^- y se añadió el catalizador de Cu a estudiarse. Al trabajar con CuSO_4 en solución se volvió a medir la cantidad de CN^- , debido a que el Cu^{2+} reacciona con el CN^- y forma complejos cianurados de cobre, por ende la cantidad de CN^- disminuye (Adams, 1994, p. 1971).

Se alimentó un flujo de aire constante de 276 NL/h, suministrado por el compresor Air America de 1HP y medido con un rotámetro de gases marca ROTA, cuya calibración se presenta en el Anexo I. Además, se empleó agitación mecánica a 400 RPM con el agitador BOECO modelo bUSD-20, a fin de que los reactivos empleados durante el proceso de oxidación puedan mezclarse de manera eficaz y en el caso de emplear CAG se mantenga en movimiento para que haya un buen contacto con la solución.

2.1.1. ESTUDIO CINÉTICO DE LA OXIDACIÓN DE CIANURO

Para el estudio cinético de la oxidación cianuro, se determinó la concentración de CN^- por volumetría al inicio del proceso de oxidación y a intervalos de tiempo comprendidos entre 5 y 30 min. La velocidad específica de reacción (k), sirvió como parámetro de evaluación del proceso de oxidación y se determinó con la

regresión lineal de la gráfica $\ln [\text{CN}^-]$ versus el tiempo de oxidación, por tratarse de una cinética de primer orden con respecto al CN^- como se indica en la ecuación 1.54. Los cálculos realizados para la determinación de la constante k se presentan en el Anexo IX.

Una vez definidas las mejores condiciones de operación del proceso (pH, dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y la concentración del catalizador seleccionado), se determinó el contenido de CN_{WAD} y CN_{TOTAL} de la solución detoxificada, a fin determinar si cumplía con el límite de descarga a un cuerpo de agua dulce (0,1 mg/L de CN_{TOTAL}), establecido en el Anexo 1 del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundaria (Ministerio del Ambiente, 2003, p.331).

2.1.1.1. Determinación de cianuro libre por volumetría

La determinación de CN^- por volumetría se basa en la norma ASTM D2036-09, que describe los métodos estándar para la determinación de cianuros en agua. Este método se emplea para determinar concentraciones mayores a 5 mg/L CN^- . Los ensayos se llevaron a cabo por 8 h o hasta llegar la concentración mínima detectable por este método analítico.

Para ello, se tomaron alícuotas de 5 mL de muestra, se añadió 2 gotas de KI al 10 % (indicador) y se valoró con una solución de nitrato de plata (AgNO_3) de 1,6987 g/L. Los cálculos y la información detallada de este método se presentan en el Anexo II.

2.1.1.2. Determinación de cianuro WAD y cianuro total

Debido a que en el tratamiento de detoxificación de las soluciones sintéticas de NaCN se emplean catalizadores de cobre, el cianuro puede encontrarse en forma de complejos cianurados de cobre que no son posibles de cuantificar por el

método volumétrico. Por esta razón, es necesario determinar el contenido de cianuro WAD y cianuro total mediante destilación ácida una vez finalizado el proceso de oxidación.

La solución cianurada detoxificada bajo las mejores condiciones de operación (pH, dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y la concentración del catalizador seleccionado) fue sometida al proceso de destilación ácida con base en la norma ASTM D2036-09. Dicho proceso, consiste en la descomposición de los complejos cianurados, mediante la acidificación de la muestra a fin de producir vapores de ácido cianhídrico (HCN) que a través de la destilación son recogidos en una solución de hidróxido de sodio (NaOH) para formar NaCN, que finalmente se cuantifica con el método colorimétrico piridina-pirazolona (método espectrofotométrico que determina de 0,002 a 0,204 mg/L CN^-) detallado en el Anexo IV. Las especificaciones de los reactivos y los procedimientos empleados en la determinación de cianuro WAD y cianuro total se presentan en el Anexo III.

2.1.2. EVALUACIÓN DE LA INFLUENCIA DEL pH EN EL PROCESO DE OXIDACIÓN DE CIANURO

Se realizaron ensayos en ausencia de aire y sin agitación mecánica a pH 9,5, 10,0 y 11,0 con el objetivo de determinar el pH de trabajo que evite pérdidas de CN^- por volatilización en forma de HCN. Se realizaron tres tipos de ensayos mostrados en la Figura 2.2, que además del pH permitieron evaluar el efecto de la dosificación de $\text{N}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y el Cu^{2+} como catalizador en el proceso de oxidación de cianuro. Para ello, se usó $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % y CuSO_4 al 5 %.

Además, se evaluó el pH a valores de 10,0 y 11,0 con el empleo de un flujo constante de aire de 276,6 NL/h y agitación mecánica a 400 RPM. Para ello, se trabajó con 2 000 mg/L de $\text{N}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L de Cu^{2+} .

Cabe indicar que el $\text{N}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % solo se añadió al comienzo del proceso de oxidación, por lo que su concentración disminuye durante el proceso de oxidación.

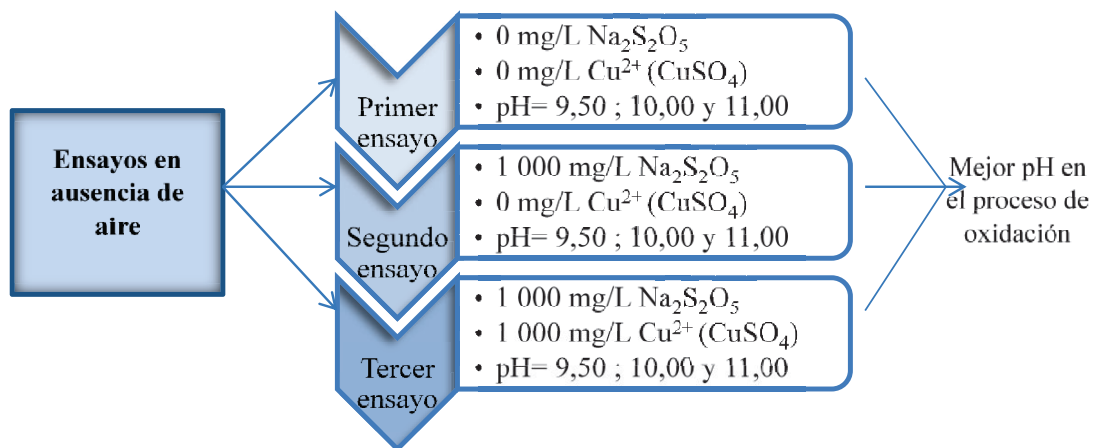


Figura 2.2. Ensayos en ausencia de aire para determinar el mejor pH del proceso de oxidación de CN^-

2.1.3. EVALUACIÓN DE LA DOSIFICACIÓN DE METABISULFITO DE SODIO EN EL PROCESO DE OXIDACIÓN DE CIANURO LIBRE

La evaluación de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se realizó con el mejor valor de pH obtenido en los ensayos de la sección 2.1.2, un flujo constante de aire de 276,6 NL/h, agitación mecánica a 400 RPM y 50 mg/L Cu^{2+} , obtenido a partir de CuSO_4 al 5 %. Según la ecuación 1.19 presentada en la sección 1.1.3.2 se requieren 2,46 g SO_2 por gramo de cianuro a oxidar, lo que equivale a trabajar con 1 000 mg/L de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ a fin de oxidar los 265,4 mg/L CN^- presentes en la solución sintética de NaCN. Sin embargo, se ha demostrado que en la práctica se requieren de 3,5 a 4,5 g de SO_2 por gramo de cianuro a oxidar. Por esta razón la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se evaluó en un rango de 500 a 2 000 mg/L. Además, a fin de determinar la influencia de este agente reductor en la oxidación del CN^- se realizaron ensayos en ausencia del mismo.

Se realizaron dos tipos de ensayos, en el primero se adicionó el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % solo al comienzo del proceso de oxidación y se determinó la cantidad de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la solución cianurada cada 30 min con el fin de analizar la cinética de la reacción con respecto a este agente oxidante. En el segundo tipo de ensayo se mantuvo constante la concentración de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ durante todo el proceso de

oxidación, para ello se determinó cada cierto tiempo (10 a 30 min, según la cinética del proceso) la cantidad de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ consumido y se repuso dicho consumo. En los dos casos la cantidad de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se determinó con el método de Ripper Simple (Análisis basado en titulación yodimétrica, empleado para la determinación del contenido de SO_2 en vinos y mostos), el cual se explica detalladamente en el ANEXO V (Blouin y Peynaud, 2003, pp. 119-144).

2.1.4. EVALUACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE LOS CATALIZADORES DE COBRE EN EL PROCESO DE OXIDACIÓN DE CIANURO

Una vez definidas las mejores condiciones de pH y dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se evaluó la concentración de cada uno de los diferentes catalizadores de Cu, los cuales se presentan en la Figura 2.3. Los ensayos se realizaron con un flujo constante de aire de 276,6 NL/h y agitación mecánica a 400 RPM. De acuerdo la sugerido por Oleson y Lin (2004), la concentración del CuSO_4 en solución se evaluó a 20 mg/L, 40 mg/L y 50 mg/L de Cu^{2+} (p. 3).



Figura 2.3. Catalizadores de cobre empleados en el proceso de oxidación de cianuro

El CAG impregnado con CuSO_4 y el CAG impregnado con Cu^0 se obtuvieron a partir de CAG virgen procesado a partir de cuesco de palmiste por carbonización y activado físicamente con vapor de agua, es de malla 4×8 y tiene un No. lodo de 523 mg I_2/g CAG. La determinación del índice de yodo del CAG virgen se hizo con base en la norma ASTM D4356, la cual se presenta en el Anexo VI.

Con el objetivo de determinar la mejor concentración de CAG impregnado con CuSO_4 y CAG impregnado con Cu^0 a emplearse en el proceso de oxidación de cianuro se realizaron ensayos previos con CAG virgen a concentraciones de 0 g/L, 25 g/L, 50 g/L, 100 g/L y 200 g/L. Los ensayos con CAG impregnado con CuSO_4 y CAG impregnado con Cu^0 fueron analizados en un rango de 0 g/L a 50 g/L. El Cu^0 granular (0,8 mm \times 0,6 mm) de la casa comercial J.T Baker Chemical Co, la dosis empleada fue función de la mejor dosificación encontrada de CAG impregnado con Cu^0 y del porcentaje de impregnación del mismo.

Se realizó un ensayo con el uso simultáneo de CAG virgen y de CuSO_4 en solución con las mejores dosificaciones encontradas, a fin de comparar el resultado obtenido con los resultados de los ensayos con CAG impregnado con CuSO_4 . Además, se empleó simultáneamente CAG virgen y Cu^0 granular a partir de la mejor dosificación de CAG impregnado con Cu^0 y su porcentaje de impregnación.

2.1.4.1. Impregnación de cobre metálico en el carbón activado granular virgen

Para la obtención del CAG impregnado con Cu^0 se realizó la electrodeposición de Cu^0 sobre el CAG virgen. Para ello, se empleó electrodos tipo placa. El ánodo fue una placa de Cu de 15 \times 15 cm con un espesor de 3 mm. El cátodo fue una placa de las mismas características del ánodo con un recubrimiento homogéneo de 25 g de CAG virgen por cada lado de la placa sostenido por una malla plástica. Los electrodos fueron colocados dentro de un recipiente de 6 L de solución electrolítica (120 g/L H_2SO_4 y 60 g/L CuSO_4) con un pH de 1,5. La electrodeposición se llevó a cabo por 4 h con un voltaje de 1 V.

A fin de controlar la electrodeposición de Cu^0 en el CAG, se midió el voltaje y el amperaje al inicio de los ensayos y cada 30 min. Una vez finalizada la electrodeposición, se retiró los cátodos del recipiente y se escurrió la solución electrolítica dentro del mismo. Posteriormente, se retiró la malla plástica que cubría el cátodo y se liberó el CAG impregnado con Cu^0 , el cual fue lavado con

agua potable a fin eliminar el CuSO_4 acumulado en su superficie y secado en la estufa a 110°C . Finalmente, se determinó el contenido de Cu^0 del CAG, para lo cual se pesó el mismo en la balanza analítica (Sartorius; TEI24S; 120 g; 0,0001 g) antes y después de la impregnación y con la diferencia de pesos se calculó el porcentaje de impregnación de Cu^0 . En la Figura 2.4 se presenta el diagrama de bloques de la obtención de CAG impregnado con Cu^0 . Mientras que la Figura 2.5 muestra el esquema de obtención del CAG impregnado con Cu^0 .

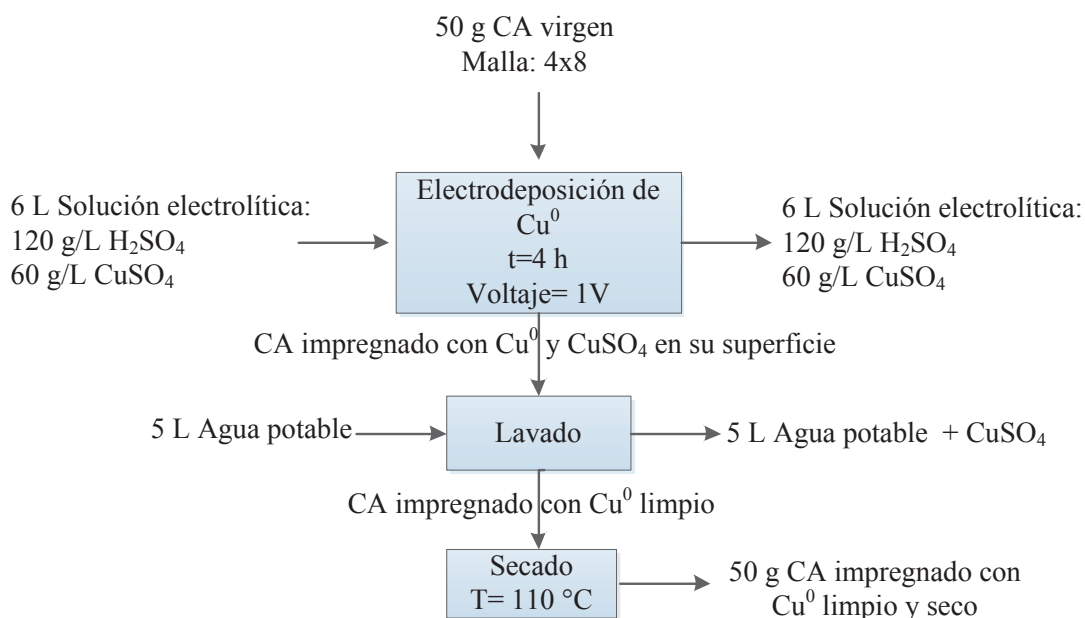


Figura 2.4. Diagrama de bloques del proceso de obtención de CAG impregnado con Cu^0



Figura 2.5. Esquema de la obtención de CAG impregnado con Cu^0

2.1.4.2. Impregnación de sulfato de cobre en el carbón activado granular virgen

El proceso de impregnación de CuSO_4 inició con el pre-tratamiento del CAG virgen, que consistió en hacerlo pasar por un tamiz malla 4×8, lavarlo con agua potable y secarlo en la estufa en la estufa a 110°C.

Posteriormente, se preparó 100 mL de una solución de CuSO_4 al 15 % a pH=4 (pH inferior al de precipitación del Cu). En un vaso de precipitación de 600 mL se colocaron 50 g de CAG virgen con los 100 mL de la solución de CuSO_4 y se agitó la mezcla a velocidad media en una plancha de agitación magnética (Lab Tech, LMS-3006, 110V) por un lapso de 2 h.

Luego, se separó el CAG impregnado con CuSO_4 de la solución remanente de CuSO_4 con ayuda de una coladera, se lavó con agua potable el CAG impregnado con CuSO_4 y se secó en una estufa a 110 °C. Finalmente, se determinó el contenido de Cu presente en el CAG por absorción atómica (equipo Perkin Elmer AAnalyst 300), cuyo procedimiento se muestra en el Anexo VIII. En la Figura 2.6 se muestra el diagrama de bloques del proceso de obtención de CAG impregnado con CuSO_4 .

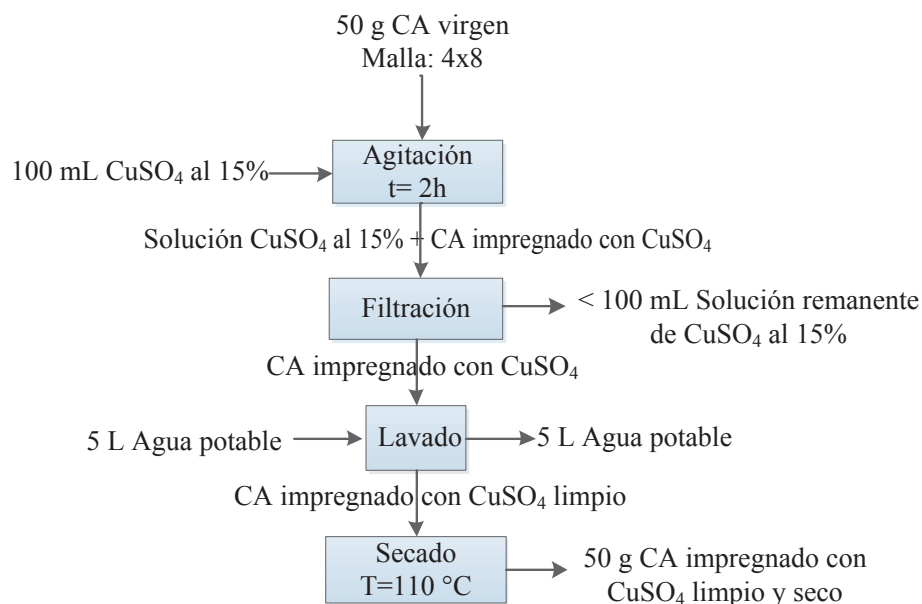


Figura 2.6. Diagrama de bloques de la obtención de CAG impregnado con CuSO_4

2.1.4.3. Determinación del contenido de cobre en las soluciones sintéticas de cianuro de sodio

El proceso de detoxificación de cianuro realizado en este estudio es conocido como INCO (SO_2/aire), el cual permite eliminar el cianuro mediante la oxidación de CN_{WAD} a cianato y a su vez precipitar los metales presentes en la solución (Kuyucak y Akcil, 2013, p.19).

En el caso de las soluciones sintéticas de NaCN se determinó la cantidad de Cu proveniente de los diferentes catalizadores antes y después de la precipitación del mismo. Para determinar la cantidad de Cu antes de la precipitación, se tomó una alícuota de 10 mL una vez finalizado el proceso de oxidación y se añadió 0,1 mL de HCl concentrado, a fin de bajar el pH a 4,5 y disolver el Cu precipitado el cual se midió por absorción atómica.

Por otro lado, para conocer el contenido de Cu residual en la solución cianurada después de la precipitación se tomó una alícuota de 10 mL y se filtró la solución para separar el Cu precipitado. Posteriormente, se determinó el contenido de Cu residual disuelto en la solución por absorción atómica.

Al emplear Cu^0 granular como catalizador, se determinó el contenido de Cu disuelto en la solución cianurada a intervalos de tiempo comprendidos entre 30 min y 60 min durante todo el proceso de oxidación. Esto se realizó con el objetivo de determinar la velocidad de solubilización del Cu^0 en la solución cianurada con el pasar del tiempo.

Al emplear los otros catalizadores, el contenido de Cu se determinó solo al finalizar el proceso de oxidación. Cabe señalar, que el contenido de Cu que queda disuelto en la solución cianurada detoxificada luego de la precipitación es un parámetro muy importante de evaluación en la de detoxificación de efluentes cianurados, ya que el Anexo 1 del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundaria establece que el límite de descarga a un cuerpo de agua dulce es de 1,0 mg/L de Cu (Ministerio del Ambiente, 2003, p.331).

2.2. EVALUACIÓN DEL TRATAMIENTO DE DETOXIFICACIÓN DE EFLUENTES INDUSTRIALES DEL PROCESO DE CIANURACIÓN POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y EL CATALIZADOR SELECCIONADO

Para evaluar el tratamiento de detoxificación de efluentes industriales del proceso de cianuración, se realizó un muestreo simple de los efluentes de las compañías mineras “Orenas S.A.” y Paz Borja ubicadas en el cantón Camilo Ponce Enríquez (Azuay), con base en la norma NTE INEN 2 169:98 presentada en el Anexo VII, la cual describe el muestreo, manejo y conservación de muestras de agua. El muestreo simple consistió en tomar una muestra puntual del efluente a analizar, a la cual se añadió NaOH 1N hasta obtener un pH de 12, a fin de conservar la muestra antes de ser analizada y evitar pérdidas de cianuro por volatilización.

Una vez obtenidas las muestras representativas de los efluentes industriales, se realizó la caracterización química de las mismas mediante la determinación del pH y del contenido de Au, Ag, Cu, Zn, Cd, Ni y Fe por absorción atómica. Además, se analizó el contenido de CN^- , CN_{WAD} y CN_{TOTAL} . El CN^- fue analizado por volumetría, mientras que para determinar el contenido CN_{WAD} y CN_{TOTAL} se sometió al efluente a un proceso de destilación ácida con base en la norma ASTM D2036-09, a fin de disociar los complejos metálicos de cianuro y posteriormente determinar el contenido de CN^- por el método colorimétrico Piridina-Pirazolona.

El tratamiento de detoxificación de los efluentes industriales se realizó bajo las mejores condiciones de pH, dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, y concentración del catalizador de Cu seleccionado, determinadas en este estudio a partir del tratamiento de detoxificación de las soluciones sintéticas de NaCN. El estudio cinético del proceso de oxidación se realizó de la misma manera que en los efluentes sintéticos, es decir con base en la de determinación de CN^- a diferentes intervalos de tiempo. La velocidad específica de reacción se calculó a partir de la regresión lineal de la gráfica $\text{Ln} [\text{CN}^-]$ versus el tiempo de oxidación.

Una vez terminado el proceso de oxidación (5 mg/L CN^-) se realizaron análisis de CN_{WAD} , CN_{TOTAL} , y del contenido de Au, Ag, Cu, Zn, Cd, Ni y Fe de los efluentes cianurados detoxificados, a fin de conocer el porcentaje de remoción de dichos parámetros con respecto a los valores obtenidos en la caracterización química y compararlos con los límites de descarga a un cuerpo de agua dulce, establecidos en el Anexo 1 del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundaria, cuyos límites permisibles se presentan en la Tabla AX. 46 del Anexo X. El precipitado obtenido de los efluentes industriales fue enviado a análisis de difracción de rayos X (equipo DRX Bruker D8 Advance) a fin de determinar los compuestos en los cuales precipitan los diferentes metales.

La presencia de metales (Au, Ag, Cu, Zn, Cd, Ni, Fe, entre otros) en los efluentes industriales hace que la determinación de CN^- por el método volumétrico sea un parámetro de referencia en el proceso de oxidación, ya que solo el contenido de CN_{TOTAL} puede definir el tiempo real de oxidación al que debe someterse el efluente. Los efluentes industriales detoxificados que no cumplieron con la normativa ambiental, fueron sometidos al proceso de oxidación por un mayor tiempo al determinado por el método volumétrico, hasta llegar a valores iguales o inferiores a 0,1 mg/L de CN_{TOTAL} .

2.3. DIMENSIONAMIENTO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS DE 300 m³/día POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y EL CATALIZADOR SELECCIONADO

Para el dimensionamiento de la planta de tratamiento de efluentes cianurados, se realizaron los balances de masa del proceso de oxidación de cianuro con base en las mejores condiciones de pH, dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y concentración del catalizador seleccionado, definidas en este estudio a partir del tratamiento de detoxificación de los efluentes industriales de la compañía minera "Orenas S.A.". El balance de masa se realizó tomando como base 300 m³/día de efluentes

cianurados, que corresponde a la producción promedio diaria de la compañía minera mencionada. En el Anexo XI se muestra el balance de masa detallado de la planta de tratamiento de efluentes cianurados, a partir del cual se definió las cantidades diarias de solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %, lechada de cal (15 % sólidos) y catalizador a emplearse en el tratamiento de los efluentes. Cabe señalar que la lechada de cal se emplea para controlar el pH del efluente, ya que el NaOH (empleado en los ensayos experimentales) es muy costoso y está regulado por el Consejo Nacional de Sustancias Estupefacientes y Psicotrópicas.

A partir del balance de masa se definió el diagrama de bloques y el diagrama de flujo del proceso, con lo cual se establecieron los equipos que requerirá la planta para su funcionamiento. Además, se elaboró el Diagrama de Gantt del proceso, a fin de sincronizar las operaciones unitarias involucradas en el tratamiento de efluentes debido a que hay equipos que operan en batch y otros en continuo. Los equipos diseñados fueron una piscina de almacenamiento de efluentes cianurados, tanques agitados de oxidación y precipitación, tanques agitados para preparación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % y lechada de cal (15 % sólidos), un tanque de almacenamiento de agua, un tromel de cribado, un sedimentador rectangular, un filtro prensa, dos piscinas de almacenamiento de lodos, bombas centrifugas y bombas dosificadoras de membrana de desplazamiento positivo. Las capacidades de los equipos se establecieron con base en el balance de masa del proceso. En el Anexo XII se presenta el diseño detallado de cada uno de estos equipos con los respectivos criterios de diseño. Una vez establecidos los equipos requeridos para el funcionamiento de la planta se realizó el balance de energía del proceso a partir de la potencia y el tiempo diario de funcionamiento de los equipos con lo cual se calculó el consumo energético diario.

2.3.1. DIMENSIONAMIENTO DE LA PISCINA DE ALMACENAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS Y DE ALMACENAMIENTO DE LODOS

La piscina de almacenamiento de efluentes cianurados y las piscinas de almacenamiento de lodos fueron diseñadas con forma de pirámide truncada

rectangular invertida. La profundidad crítica y ángulo de talud de estas piscinas se estableció con base en el tipo de terreno.

La piscina de almacenamiento de efluentes cianuradas fue diseñada con un impermeabilizante de geomembrana HPDE a fin de evitar filtraciones del efluente cianurado al suelo y las piscinas de almacenamiento de lodos fueron diseñadas para ser construidas de concreto (Peña, Vásques, Jimenez y Fociños, 2014, p. 8).

2.3.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES AGITADOS Y DE ALMACENAMIENTO

Los tanques agitados y de almacenamiento fueron diseñados según el código API ASME. La capacidad de los tanques agitados de oxidación y precipitación se estableció con base en el volumen ocupado en cada batch por el efluente cianurado, la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %, la lechada de cal (15 % sólidos) y el catalizador de Cu seleccionado.

La capacidad de los tanques agitados de preparación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % y lechada de cal (15 % sólidos) y del tanque de almacenamiento de agua se definió con base en la cantidad de reactivos requeridos para cuatro días de operación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados. Las medidas de estos tanques y la potencia del agitador se establecieron con base en los criterios de diseño de un agitador tipo turbina (Couper, Penney, Fair y Walas, 2012, p.278; Sinnott, 2005, p.473).

2.3.3. DIMENSIONAMIENTO DEL TROMEL DE CRIBADO

El tromel de cribado se seleccionó del catálogo con base en el área de la superficie de cribado, el flujo del efluente alimentado con el catalizador seleccionado y el tamaño de malla de pantalla, el cual se estableció con base en el diámetro de partícula del catalizador seleccionado (CAG impregnado con Cu^0).

2.3.4. DIMENSIONAMIENTO DEL SEDIMENTADOR RECTANGULAR

El sedimentador rectangular se diseñó con base en la velocidad de sedimentación de la partícula del precipitado (metales separados por precipitación del efluente industrial), la misma que se estableció mediante el diámetro de partícula del precipitado medido con el equipo de dispersión estática de luz láser (HORIBA). El análisis del diámetro de partícula se presenta en la Figura AX.2 del Anexo X.

2.3.5. DIMENSIONAMIENTO DEL FILTRO PRENSA

El filtro prensa se seleccionó de catálogos con base en el volumen de la cámara, calculado a partir del volumen de lodo alimentado a la cámara del filtro.

2.3.6. DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

Las bombas centrífugas fueron seleccionadas de catálogos con base en el la altura de la bomba y el caudal requerido. Mientras que el criterio de selección de las bombas dosificadoras de membrana de desplazamiento positivo se realizó con base al flujo de reactivo que deben suministrar las mismas.

2.4. EVALUACIÓN DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN INDUSTRIAL DE LA PLANTA DISEÑADA

Para la evaluación de la prefactibilidad económica de la implementación industrial de la planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con SO_2 , aire y el catalizador de Cu seleccionado, se analizaron los gastos de inversión, los costos de operación, el capital de trabajo, la inversión total y el financiamiento del proyecto.

Para el análisis de los gastos de inversión del proyecto se consideró los costos de materia prima e insumos para el arranque de la planta, maquinaria y equipos, construcciones, terrenos y activos diferidos. En los costos de operación se tomó en cuenta los costos de mano de obra, insumos y materia prima ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 97% de pureza, cal y catalizador) y la carga fabril. En la carga fabril se consideraron los costos energéticos (calculados a partir del consumo energético de los equipos y el costo del KWh, según lo establecido por el Consejo Nacional de electricidad) y la depreciación de los equipos y terrenos. Cabe indicar que no se consideró el costo del agua porque esta proviene de los ríos cercanos a la planta minera.

El capital de trabajo se calculó con base en los costos de operación mensuales de la planta de tratamiento de efluentes cianurados, debido a que este capital constituye el financiamiento para solventar los costos operacionales de la puesta en marcha del proyecto durante el período donde no se recibe ingresos. La inversión total del proyecto se definió con base en los gastos de proyecto (inversión fija) y el capital de trabajo. Para la puesta en marcha de la planta de tratamiento de efluentes cianurados se planteó que el 50 % de los gastos de inversión total se financien por las partes interesadas en implementar el proyecto y que el 50 % restante se adquiera mediante un préstamo bancario. Una vez definida la inversión total del proyecto se estableció el precio en USD/m³ de efluente detoxificado a fin de obtener un TIR del 12 %. Para ello, se construyó el flujo de caja del proyecto con un tiempo de vida útil de 10 años. El TIR constituye la tasa de interés cuando el VAN (Valor actual neto) es igual a cero, el mismo que se calculó con base en la ecuación 2.1, en la cual P corresponde al valor de la inversión inicial, i es la tasa de interés y FNE es el Flujo neto de efectivo del año n (Játiva y Ortiz, 2005, p. 212).

$$\text{VAN} = -P + \sum_{n=1}^k \frac{\text{FNE} \times n}{(1 + i)^n} \quad 2.1$$

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. TRATAMIENTO DE DETOXIFICACIÓN DE SOLUCIONES SINTÉTICAS DE CIANURO POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y CATALIZADORES DE COBRE

En este subcapítulo se presentan los resultados obtenidos en la detoxificación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN mediante el proceso INCO modificado. Los resultados obtenidos tienen como objetivo evaluar la influencia del pH y las dosificaciones de Na₂S₂O₅ y de los diferentes catalizadores de Cu en la oxidación del cianuro libre (CN⁻).

3.1.1. INFLUENCIA DEL pH EN EL PROCESO DE OXIDACIÓN DE CIANURO

Con el objetivo de evaluar la influencia del pH en la oxidación del CN⁻ se realizaron ensayos en ausencia de aire a pH 9,5, 10,0 y 11,0, cuyos resultados se resumen en la Tabla 3.1. El catalizador empleado en estos ensayos fue el CuSO₄ al 5 % que constituye la fuente de Cu²⁺ del proceso.

Tabla 3.1. Resultados de los ensayos realizados en ausencia de aire a pH 9,5; 10,0 y 11,0 en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN por 8 h

Ensayo	pH	Na ₂ S ₂ O ₅ inicial (mg/L)	Cu ²⁺ (mg/L)	CN ⁻ inicial (mg/L)	CN ⁻ final (mg/L)	Oxidación CN ⁻ (%)	Consumo Na ₂ S ₂ O ₅ (%)
1	9,5	0	0	201,7	180,5	10,51	---
2		1000	0	201,7	159,2	21,1	0,0
3		1000	50	201,7	106,2	47,3	18,8
4	10,0	0	0	265,4	244,2	8,0	---
5		1000	0	265,4	222,9	16,0	0,0
6		1000	50	265,4	180,5	32,0	15,4
7	11,0	0	0	265,4	254,8	4,0	---
8		1000	0	265,4	244,2	8,0	0,0
9		1000	50	265,4	191,1	28,0	0,0

En la Tabla 3.1 se observa que a pH 10,0 y 11,0 la solución de NaCN contiene una concentración inicial de 265,4 mg/L CN^- , sin embargo a pH 9,5 el contenido de CN^- inicial disminuye a 201,7 mg/L. Esto se debe a que a pH 9,5 aproximadamente el 25 % de cianuro se encuentra en forma de HCN como se observa en la Figura 1.2 de la sección 1.1.1.1 que muestra la relación entre el HCN y el CN^- en función del pH a 25°C. Sin embargo, se realizaron pruebas a este pH porque en bibliografía se indica que el proceso INCO se debe llevar a cabo en un pH de 8 - 10 (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 19).

3.1.1.1. Ensayos en ausencia de aire a pH 9,5

En la Figura 3.1 se presenta la oxidación del CN^- en función del tiempo de oxidación a pH 9,5 en ausencia de aire bajo diferentes condiciones.

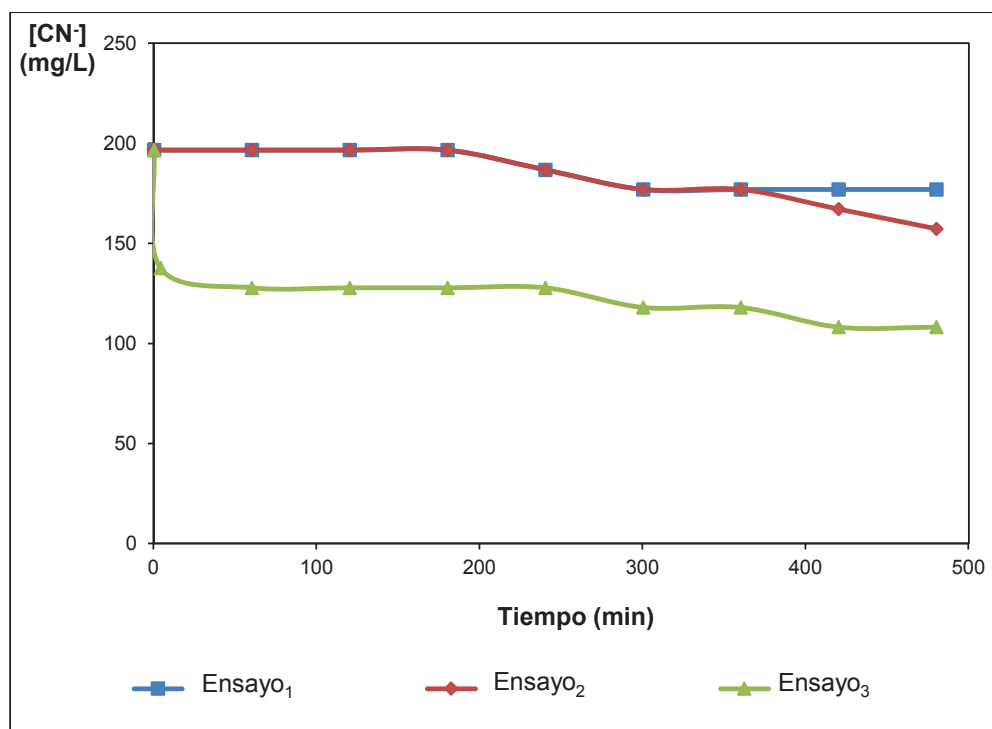


Figura 3.1. Concentración de CN^- en función del tiempo a pH=9,5 en ausencia de aire.
 Ensayo₁: 500 mg/L NaCN; Ensayo₂: 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$;
 Ensayo₃: 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}

Los datos experimentales de los ensayos 1, 2 y 3 de la Figura 3.1 se muestran en las Fichas Técnicas N°1, N°2 y N°3 del Anexo X, respectivamente. La cinética de oxidación de CN^- del ensayo₁ (500 mg/L NaCN) indica que a pH 9,5 en ausencia de aire, una solución de 500 mg/L NaCN pierde el 10,51 % de CN^- en 8 h. Esta pérdida puede atribuirse a la degradación natural que experimenta el CN^- por volatilización. La cinética de oxidación del ensayo₂ (500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) indica que al trabajar con 1000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ aumenta el porcentaje de remoción de CN^- de la solución de 500 mg/L NaCN del 10,51 % (ensayo₁) al 21,1 % (ensayo₂). Sin embargo, la Tabla 3.1 muestra que durante el ensayo₂ no existe consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, por ende dicha remoción de CN^- no puede atribuirse a la presencia de este agente reductor, sino a que inicialmente el pH de la solución de NaCN es superior a 10,0 y al añadir $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % el pH baja a valores inferiores a 7,0 por lo que se debe añadir NaOH 1N y agitar vigorosamente para que el pH suba a 9,5. Esta agitación hace que ingrese el O_2 del aire a la solución y que el CN^- se oxide a CNO^- de acuerdo a la ecuación 1.11 de la sección 1.1.2. Además, el O_2 está presente en mínimas cantidades en el agua a causa de que la superficie de la solución se encuentra en contacto con el aire del medio ambiente.

La cinética de oxidación del ensayo₃ (500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}) indica que la presencia de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} aumentan el porcentaje de remoción de cianuro de la solución de 500 mg/L NaCN del 21,1 % (ensayo₂) al 47,1 % (ensayo₃). Sin embargo, la Ficha Técnica N°3 del Anexo X, muestra que con respecto a los 201,7 mg/L CN^- iniciales, 63,7 mg/L CN^- disminuyen cuando se añade los 50 mg/L Cu^{2+} . Por esta razón, la curva del ensayo₃ de la Figura 3.1 presenta 2 mediciones de CN^- (201,7 y 138,0 mg/L) al tiempo 0. Esta disminución del CN^- se atribuye a la formación de iones cianocupratos, siendo el CuCN_3^{2-} la especie que prevalece a pH 9,5 de acuerdo a la parte b de la Figura 1.9 de la sección 1.2.1, que presenta el diagrama de distribución de las especies de Cu en función del pH.

Por otro lado, la Tabla 3.1 indica que en el ensayo₃ la presencia de Cu^{2+} origina un consumo del 18,8 % de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ durante las 8 h del proceso, esto se atribuye al efecto catalizador que presenta el Cu^{2+} en la reacción del CN^- con el ión sulfito (SO_3^{2-}) proveniente del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ que oxida el CN^- a CNO^- de acuerdo ecuación 1.19 de la sección 1.1.3.2. Cabe indicar que esta reacción se da en presencia de O_2 , lo que confirma que a pesar de que no se inyecte aire al efluente sintético, el O_2 está presente en mínimas cantidades.

3.1.1.2. Ensayos en ausencia de aire a pH 10,0

En la Figura 3.2 se presenta la oxidación del CN^- en función del tiempo de oxidación a pH 10,0 en ausencia de aire a diferentes condiciones. Los datos experimentales de los ensayos 4, 5 y 6 de esta Figura se detallan en las Fichas Técnicas N°4, N°5 y N°6 del Anexo X, respectivamente. El ensayo₄ (500 mg/L NaCN) de la Figura 3.2 muestra que en la solución de 500 mg/L NaCN se remueve el 8 % de CN^- en 8 h, mientras que en presencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (ensayo₅) se pierde el 16 % de CN^- , las causas de estos porcentajes de remoción de CN^- ya fueron explicados en el análisis de la Figura 3.1. Sin embargo, con base en los datos de la Tabla 3.1 a pH 10,0 los porcentajes de remoción de CN^- en ausencia de aire son inferiores que a pH 9,5. Esto se debe a que a pH 10,0 más del 90 % de cianuro se encuentra en forma de CN^- como lo muestra la Figura 1.2 de la sección 1.1.1.1, por lo que las pérdidas de CN^- por volatilización son mínimas.

En cuanto al ensayo₆ (500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}) se observa que al trabajar con 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} en ausencia de aire a pH 10,0, el porcentaje de remoción de cianuro es de 32 %. Sin embargo, la adición de 50 mg/L de Cu^{2+} disminuye el contenido de CN^- en un 24 % con respecto a los 265,4 mg/L CN^- inicial, debido a la formación de iones

cianocupratos. La Tabla 3.1 indica que a pH 10,0 bajo las condiciones mencionadas en presencia de Cu^{2+} hay un consumo de 15,4 % de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ durante las 8 h del proceso debido al efecto catalizador del Cu^{2+} .

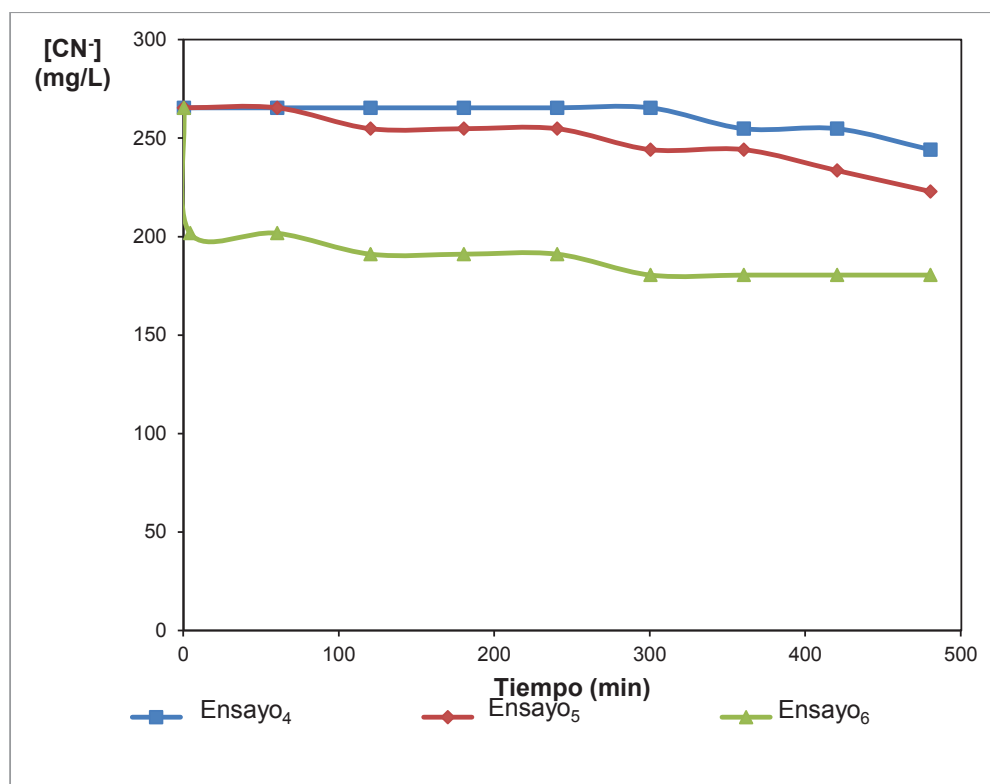


Figura 3.2. Concentración de CN^- en función del tiempo a pH=10,0 en ausencia de aire.
 Ensayo₄: 500 mg/L NaCN; Ensayo₅: 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$;
 Ensayo₆: 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}

3.1.1.3. Ensayos en ausencia de aire a pH 11,0

En la Figura 3.3 se presenta la oxidación del CN^- en función del tiempo a pH 11,0 en ausencia de aire a diferentes condiciones. Los datos experimentales de los ensayos 7, 8 y 9 de esta Figura se detallan en las Fichas Técnicas N°7, N°8 y N°9 del Anexo X, respectivamente. El ensayo₇ (500 mg/L NaCN) indica que en ausencia de aire a pH 11,0 se remueve el 4 % de CN^- de una solución de 500 mg/L NaCN luego de 8 h, mientras que el ensayo₈ (500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) muestra que al trabajar con 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se

remueve el 8 % de CN^- . De acuerdo a los resultados de la Tabla 3.1 estos porcentajes de remoción de CN^- son inferiores a los obtenidos a pH 10,0. Esto se atribuye a que a pH 11,0 ya no existen pérdidas de cianuro por volatilización, ya que el 100 % de cianuro se encuentra en forma de CN^- de acuerdo a la Figura 1.2 de la sección 1.1.1.1. Por lo que a pH 11,0 los porcentajes de remoción de CN^- obtenidos se atribuyen solo a la oxidación CN^- a CNO^- debido a la presencia de O_2 en la solución en mínimas cantidades.

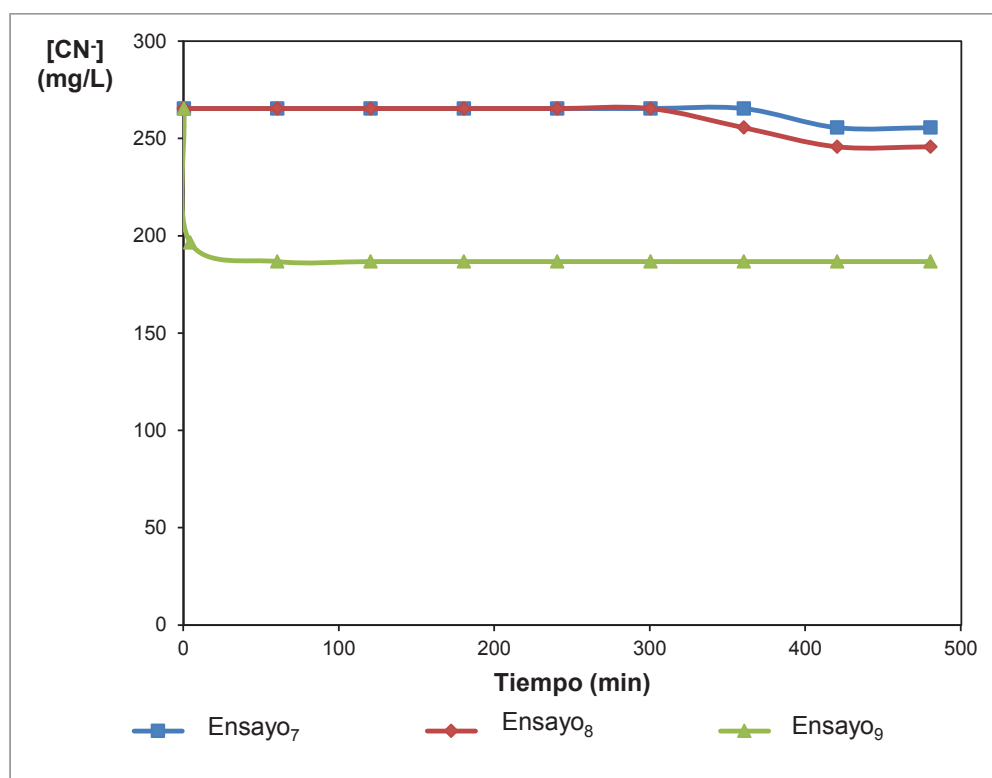


Figura 3.3. Concentración de CN^- en función del tiempo a pH=11,0 en ausencia de aire.
 Ensayo₇: 500 mg/L NaCN; Ensayo₈: 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$;
 Ensayo₉: 500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}

El ensayo₉ (500 mg/L de NaCN + 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 50 mg/L Cu^{2+}) de la Figura 3.3 muestra que a pH 11,0 con el empleo de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} se remueve el 28 % de CN^- en un lapso de 8h. Sin embargo, la Ficha Técnica N°9 muestra al suministrar los 50 mg/L Cu^{2+} , el CN^- baja de 265,4 mg/L a 201,7 mg/L, lo que quiere decir que el 24 % de dicha remoción de CN^- se

debe a la formación de iones cianocupratos y el 4 % se atribuye a la oxidación de CN^- a CNO^- . Además, la Tabla 3.1 muestra que a pH 11,0 el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en presencia de Cu^{2+} no se consume a diferencia de los ensayos a pH 9,5 y 10,0 donde el consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ es del 18,8 % y 15,4 %, respectivamente. Esto demuestra que a pH 11,0 el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ no actúa como agente reductor en presencia de Cu^{2+} .

3.1.1.4. Influencia de la variación pH en la oxidación del cianuro libre en ausencia de aire

Una vez demostrado que los mayores porcentajes de remoción de CN^- en ausencia de aire se obtienen al emplear 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} , en la Figura 3.4 se muestran los ensayos bajo las condiciones mencionadas a pH 9,5, 10,0 y 11,0.

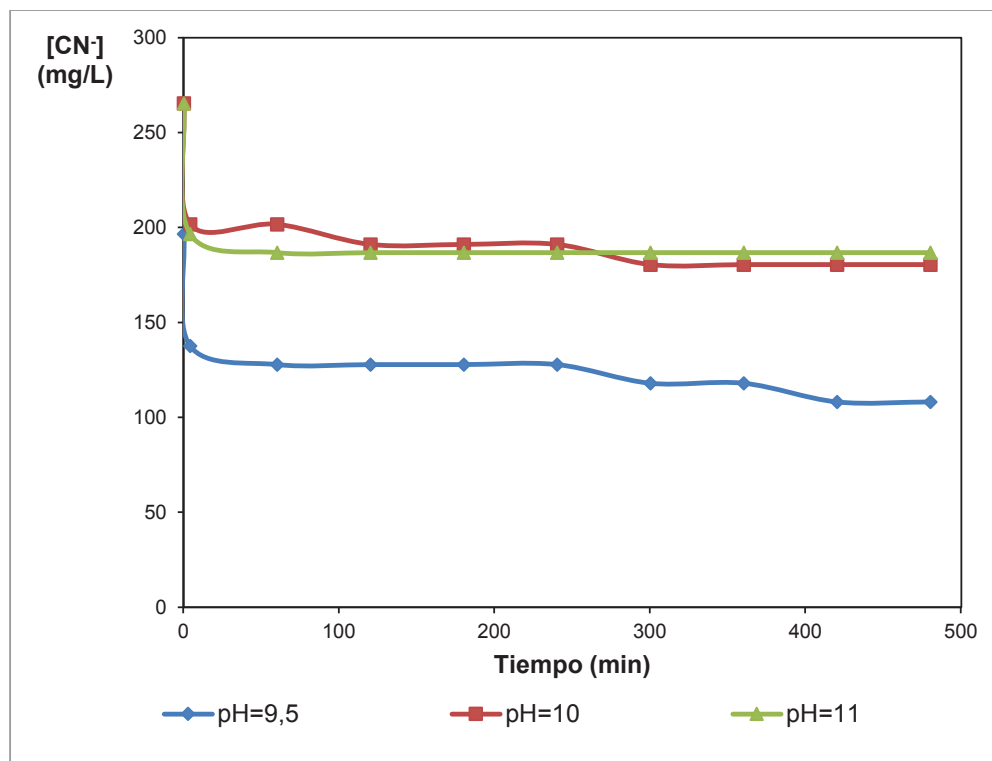


Figura 3.4. Influencia del pH en la remoción del CN^- en función del tiempo en ausencia de aire en una solución de 500 mg/L NaCN con 50 mg/L Cu^{2+} y 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$

En la Figura 3.4 se observa que independientemente del pH de trabajo y de la concentración inicial de CN^- , al añadir los 50 mg/L de Cu^{2+} se presenta una disminución de 63,7 mg/L de CN^- debido a la formación de iones cianocupratos.

Por otro lado, a pH 9,5 la presencia de HCN hace que CN^- inicial disminuya drásticamente de 265,4 mg/L a 201,7 mg/L, lo cual es muy peligroso debido al alto poder de volatilización y toxicidad de este gas. Por esta razón Adams (1990), señala que el pH de una solución cianurada debe ser 10,0 o mayor a fin de evitar pérdidas de cianuro por volatilización (p. 37).

De acuerdo a la Figura 3.4 al emplear 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} en ausencia de aire se obtiene un porcentaje de remoción de CN^- del 32 % a pH 10,0 y del 28 % a pH 11,0 en 8 h. Estos porcentajes evidencian que no existe una diferencia significativa en la remoción de CN^- con la variación del pH. Razón por la cual a fin de tener una idea clara de la influencia de este parámetro en la remoción CN^- se realizaron ensayos a pH 10,0 y 11,0 con inyección de aire.

3.1.1.5. Influencia de la presencia de aire en la oxidación del cianuro libre

Con el objetivo de evaluar la influencia de la presencia de aire en la oxidación de CN^- , se realizó un ensayo con un flujo constante de aire de 276 NL/h a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} . Los resultados de este ensayo fueron comparados con los obtenidos en el ensayo 6, el cual se realizó bajo las condiciones mencionadas pero en ausencia de aire. En la Figura 3.5 se presenta la cinética de remoción de cianuro y de consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ de estos ensayos y en la Tabla 3.2 se muestra un resumen de los resultados obtenidos, los mismos que se indican a detalle en la en las Fichas Técnicas N°6 y N°15 del Anexo X.

La Figura 3.5 muestra que en presencia de aire la velocidad de remoción de CN^- al igual que el consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ aumentan con respecto a los resultados

obtenidos en ausencia de aire. De acuerdo a los resultados presentados en la Tabla 3.2, al trabajar con un flujo constante de aire de 276 NL/h, 50 mg/L Cu^{2+} y 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se obtiene un porcentaje de remoción de CN^- del 76 % en un lapso de 480 min y bajo las mismas condiciones sin inyección de aire se remueve un 32 % de CN^- .

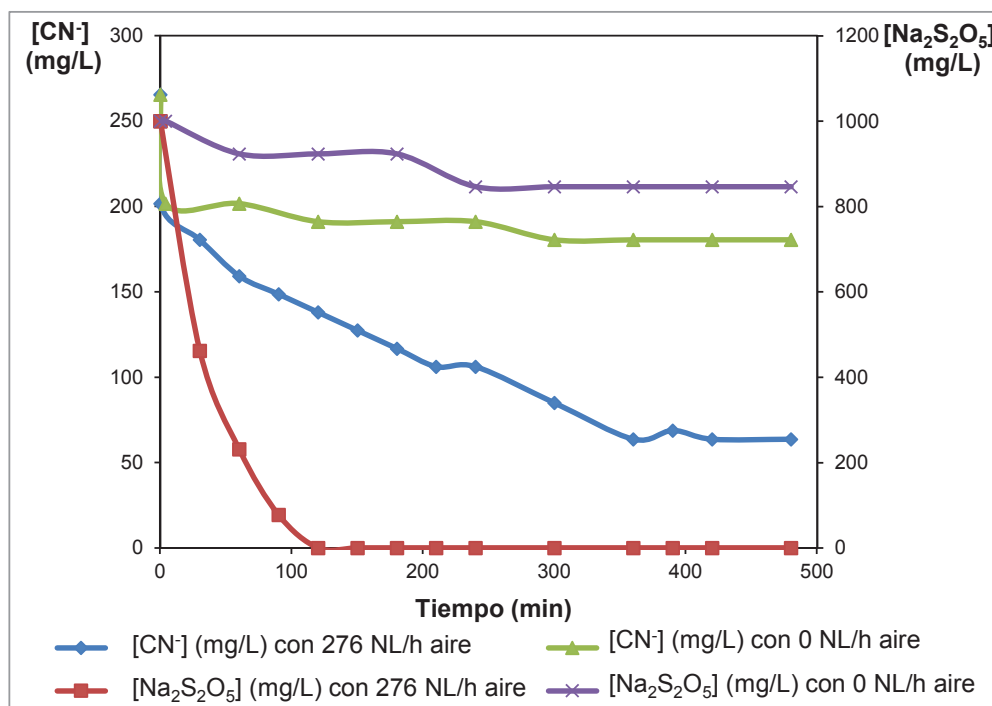


Figura 3.5. Influencia de la presencia de aire en la oxidación de CN^- y consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} y 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$

Además, en ausencia de aire existe un consumo de 15,4 % de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en 480 min, mientras que con un flujo constante de 276 NL/h de aire se consume el 100 % de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en 120 min. Este consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se debe a que el CN^- reacciona con O_2 del aire y el SO_3^{2-} proveniente del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y forma CNO^- de acuerdo a la ecuación 1.19 de la sección 1.1.3.2. Es importante señalar que el reactivo limitante en la oxidación del CN^- a CNO^- es el O_2 , debido a que la solubilidad del O_2 en el agua a 20°C es de 7,6 mg/L, por esta razón se debe burbujear el aire dentro de la solución cianurada de tal manera que se tenga O_2 en exceso para que el proceso de oxidación pueda darse satisfactoriamente.

Tabla 3.2. Resultados de la influencia del aire en la oxidación de CN^- en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} por 480 min

Flujo aire (NL/h)	$\text{CN}^-_{\text{final}}$ (mg/L)	Oxidación cianuro (%)	Consumo $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (%)
0	180,5	32,0	15,4
276	63,7	76,0	100

3.1.1.6. Influencia de la variación del pH en la oxidación del cianuro libre en presencia de aire

Una vez demostrado que la inyección de aire mejora significativamente la cinética de oxidación de CN^- , se realizaron ensayos con un flujo constante de aire de 276 NL/h con una concentración inicial de 2 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 50 mg/L Cu^{2+} a pH 10,0 y 11,0, cuyos resultados se detallan en las Fichas Técnicas N°13 y N°14. Las cinéticas de oxidación de CN^- y el consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en función del tiempo de estos ensayos se presentan en la Figura 3.6.

A pH 10,0 la remoción de CN^- es muy rápida durante los primeros 150 min en los cuales se oxidan alrededor de 160 mg CN^- , luego de este tiempo la reacción se vuelve lenta oxidando alrededor de 60 mg CN^- en 360 min. Esto se debe a que a pH 10,0 el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se consume por completo a los 150 min, por ende a partir de este momento la oxidación del CN^- se da únicamente debido a la presencia de O_2 de acuerdo a la ecuación 1.10 de la sección 1.1.1.4. Por otro lado, a pH 11,0 la oxidación de CN^- es lenta desde el inicio del proceso hasta el final del mismo al igual que el consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, ya que luego de 480 min de reacción aún hay una concentración aproximada de 100 mg/L de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$. Esto demuestra que a pH 10,0 se ve favorecida la oxidación de CN^- a CNO^- según la ecuación 1.19, en la cual el SO_3^{2-} obtenido del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ actúa como agente reductor pasando a ión sulfato (SO_4^{2-}).

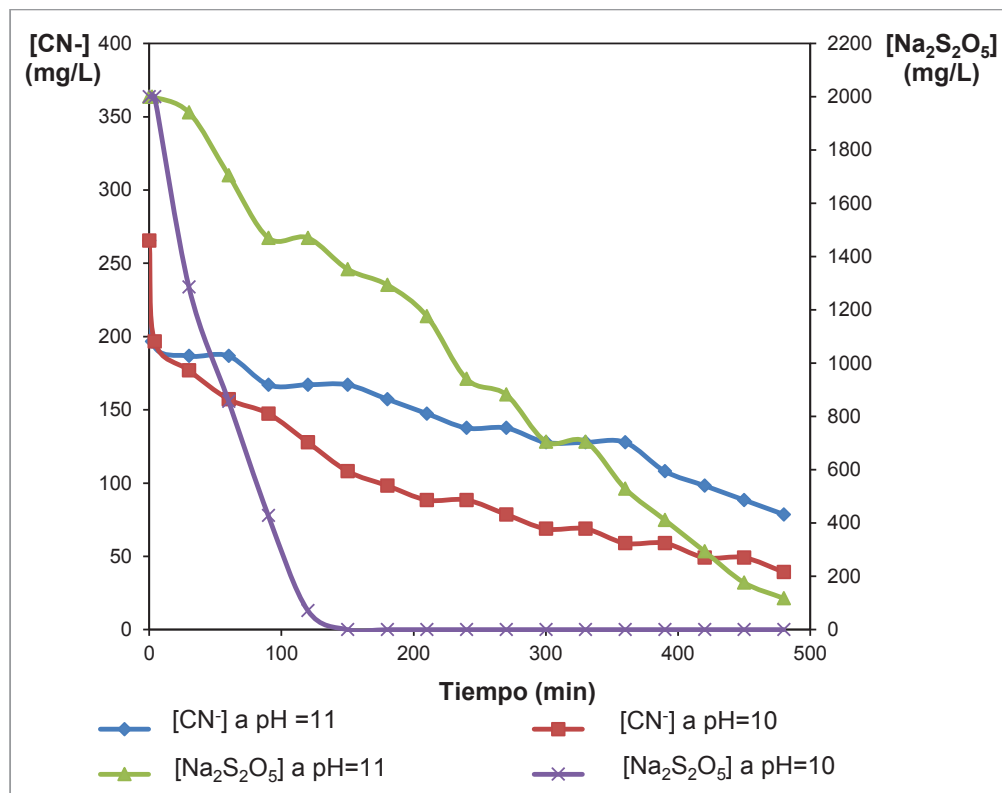


Figura 3.6. Influencia del pH en la oxidación de CN^- y consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) con 2 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 50 mg/L Cu^{2+} ; 400 RPM y 276 NL/h aire

El resumen de los resultados de los ensayos presentados en la Figura 3.6 se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Resultados de la cinéticas de primer orden con respecto a la oxidación de CN^- en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) con 2 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 50 mg/L Cu^{2+} ; 276 NL/h aire y 400 RPM en 480 min a pH 10,0 y 11,0

pH	$[\text{CN}^-]_{\text{final}}$ (mg/L)	Oxidación CN^- (%)	CN^-	
			k_1 (h^{-1})	R^2
10,0	42,5	84	0,1924	0,97
11,0	74,3	72	0,0892	0,97

En esta tabla se observa de manera clara que las reacciones de oxidación mediante el proceso INCO a pH 10,0 y 11,0 se ajustan a una cinética de primer orden con respecto al CN^- . A pH 10,0 la constante de velocidad es de $0,1924 \text{ h}^{-1}$ y a pH 11 es de $0,0892 \text{ h}^{-1}$.

3.1.2. INFLUENCIA DE LA DOSIFICACIÓN DE METABISULFITO DE SODIO EN LA OXIDACIÓN DE CIANURO LIBRE

Para evaluar la influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en el proceso de oxidación de CN^- se realizaron 2 tipos de ensayos, en el primero se añadió la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % solo al inicio del proceso de oxidación y en el segundo se mantuvo constante la concentración de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ durante todo el proceso. La metodología llevada a cabo en estos ensayos se describe en la sección 2.1.3.

3.1.2.1. Ensayos a diferentes concentraciones iniciales de metabisulfito de sodio

Se realizaron ensayos con un flujo constante de aire de 276 NL/h; 400 RPM; pH 10,0 y 50 mg/L Cu^{2+} a concentraciones iniciales de 1 000, 2 000 y 3 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$. Las cinéticas de remoción de cianuro y del consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ de estos ensayos se presentan en la Figura 3.7 y los resultados se resumen en la, Tabla 3.4 y se detallan en las Fichas Técnicas N°14 y N°15 y N°16 del Anexo X.

Tabla 3.4. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- en la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} ; 276 NL/h aire y 400 RPM en 480 min con diferentes dosificaciones de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$

[$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$] _{inicial} (mg/L)	[CN^-] _{final} (mg/L)	Oxidación CN^- (%)	CN^-	
			k_1 (h^{-1})	R^2
1 000	63,7	76	0,1549	0,97
2 000	42,5	84	0,1924	0,97
3 000	42,5	84	0,1915	0,98

En la Figura 3.7 se observa que un aumento en la concentración inicial de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ no influye significativamente en la remoción de CN^- . Los resultados presentados en la Tabla 3.4, muestran al trabajar con una concentración inicial de 265,4 mg/L CN^- se remueve el 76 % del mismo en un lapso de 480 min con el empleo de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, mientras que con 2 000 y 3 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se remueve el 84 % de CN^- .

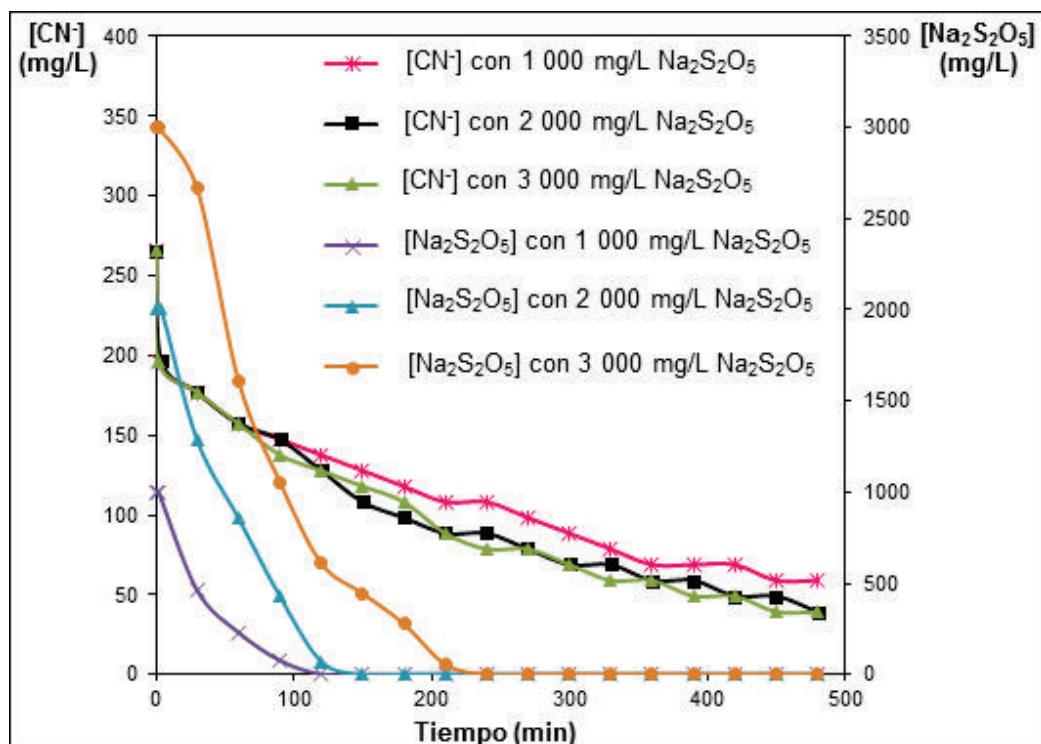


Figura 3.7. Influencia de la dosificación inicial de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- y consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} ; 276 NL/h aire y 400 RPM

Esto demuestra que el exceso de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ no aumenta la velocidad de oxidación de CN^- a CNO^- , lo cual se evidencia en el valor de las constantes de velocidad (k_1) mostradas en la Tabla 3.4. Los estudios realizados por Breuer et al. (2011) muestran que el exceso de SO_3^{2-} obtenido del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se oxida SO_4^{2-} de acuerdo a la ecuación 1.22 de la sección 1.1.3.2, mientras que el CN^- solo reacciona con la cantidad estequiométrica requerida como se indica en la ecuación 1.19 (p. 6).

Por otra parte el exceso de SO_3^{2-} no solo constituye un gasto innecesario, sino que consume el O_2 suministrado al proceso. Por otro lado la Figura 3.7 indica que los 1 000 mg/L de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se consumen completamente en 120 min, los 2 000 mg/L en 150 min y los 3 000 mg/L en 240 min. Lo cual indica que a partir de los tiempos mencionados la oxidación del CN^- se da solo en presencia de O_2 . Esto sugiere que el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se debería mantener a una concentración constante a fin de que el SO_3^{2-} este presente durante todo el proceso de oxidación.

3.1.2.2. Ensayos a diferentes concentraciones constantes de metabisulfito de sodio

Se realizaron ensayos con un flujo constante de aire de 276 NL/h; 400 RPM; pH 10,0 y 50 mg/L Cu^{2+} manteniendo concentraciones constantes de 500, 1 000 y 2 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$. Las cinéticas de remoción de cianuro se presentan en la Figura 3.8 y los resultados obtenidos se resumen en la Tabla 3.5 los mismos que se detallan en las Fichas Técnicas N°17 y N°18 y N°19 del Anexo X. Las cinéticas de oxidación de CN^- presentadas en la Figura 3.8 muestran que al trabajar con una concentración constante de 500 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se logra oxidar el 98 % de CN^- en 350 min, mientras que al emplear 1 000 y 2 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la misma cantidad de CN^- se oxida en 210 y 220 min, respectivamente.

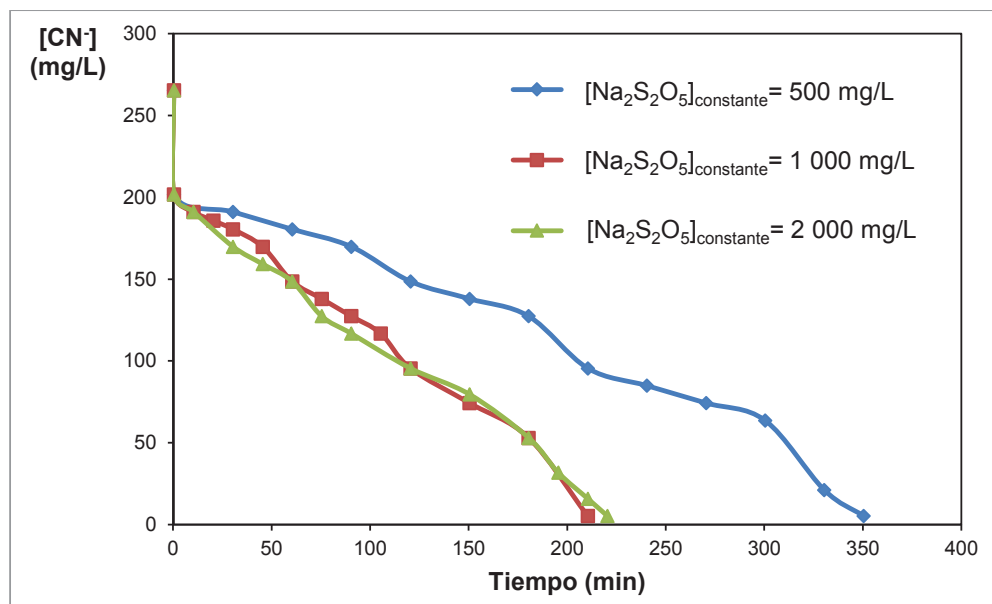


Figura 3.8. Influencia de la dosificación constante de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo en soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} ; 276 NL/h aire y 400 RPM

Esto demuestra que los mejores resultados en la remoción de CN^- se obtienen al usar una concentración constante de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y que el exceso de este agente reductor no contribuye a la remoción del CN^- , las causas de este comportamiento fueron explicadas en la sección 3.1.2.1.

Tabla 3.5. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- en la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} ; 276 NL/h aire y 400 RPM con diferentes dosificaciones constantes de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$

[$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$] constante (mg/L)	Consumo promedio de [$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$] (mg/L)	Oxidación CN^- (%)	Tiempo oxidación (min)	CN^-	
				k_1 (h^{-1})	R^2
500	2 500	98	350	0,2383	0,96
1 000	3 000	98	210	0,4285	0,97
2 000	5 500	98	220	0,4192	0,98

De acuerdo a los resultados de la Tabla 3.5 las cinéticas de oxidación son de primer orden con respecto CN^- independiente de la concentración de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ empleada. La constante de velocidad alcanza un valor máximo de $0,4285 \text{ h}^{-1}$ con el empleo de una concentración constante de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, lo que equivale a usar un promedio de 3 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ que se van añadiendo paulatinamente de acuerdo a las necesidades del proceso. Sin embargo, con base en los resultados de la Tabla 3.4 al añadir al inicio del proceso los 3 000 mg/L de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se obtiene una constante de velocidad de $0,1915 \text{ h}^{-1}$, es decir que con la misma cantidad de este agente reductor se redujo la constante de velocidad en un 50 %. Esto demuestra a que al ir añadiendo paulatinamente el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ de acuerdo a las necesidades del proceso se minimiza la reacción directa del SO_3^{2-} con el O_2 y por ende se evita el consumo innecesario de este gas, el cual limita la velocidad de oxidación del CN^- .

3.1.3. INFLUENCIA DE LA CONCENTRACIÓN DE LOS CATALIZADORES DE COBRE EN EL PROCESO DE OXIDACIÓN DE CIANURO LIBRE

3.1.3.1. Ensayos con sulfato de cobre en solución

Los estudios realizados por Breuer et al. (2011), indican que el Cu^{2+} obtenido a partir del CuSO_4 actúa como un catalizador en la oxidación del SO_3^{2-} con O_2 , facilitando la transferencia de electrones del SO_3^{2-} al O_2 (p.3). En la Figura 3.9 se

presenta la influencia de la dosificación de Cu^{2+} (50, 40 y 20 mg/L) en la oxidación del CN^- de una solución con 265,4 mg/L CN^- inicial, al emplear una concentración constante (c.c) de 1 000 mg/L de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 400 RPM y 276 NL/h aire.

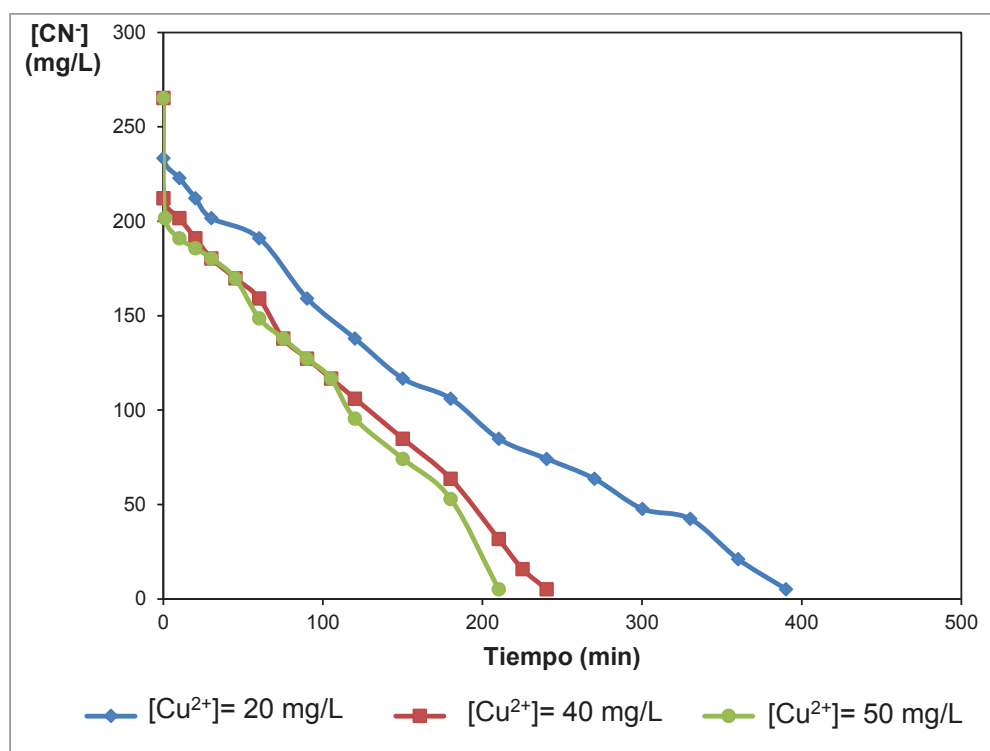


Figura 3.9. Influencia de la dosificación de Cu^{2+} en la oxidación de CN^- en función del tiempo en soluciones sintéticas de NaCN de 500 mg/L (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c), 50 mg/L Cu^{2+} ; 400 RPM y 276 NL/h aire

Los diagramas de la distribución de las especies de cianuro en función de la relación molar $\text{CN}:\text{Cu}$ y del pH presentados en la Figura 1.9 de la sección 1.2.1, indican que el CuCN_3^{2-} prevalece a pH 10,0 y cuando la relación molar $\text{CN}:\text{Cu} > 3$. Por esta razón, se cree que al añadir CuSO_4 a la solución cianurada se forma $\text{Cu}(\text{CN})_3^{2-}$ ya que la relación molar $\text{CN}:\text{Cu}$ al emplear 265,4 mg/L de CN^- con 50, 40 y 20 mg/L Cu^{2+} es de 13, 16 y 32, respectivamente.

Breuer et al. (2011) señala que el CN^- se oxida paralelamente con el SO_3^{2-} de acuerdo a la ecuación 1.19 de la sección 1.1.3.2 y que $\text{Cu}(\text{CN})_3^{2-}$ actúa como catalizador de esta reacción. Por esta razón en la Figura 3.9 se observa que a

medida que aumenta la cantidad de Cu^{2+} empleado en el proceso de oxidación, disminuye el tiempo de remoción de CN^- (p. 3).

Además, se observó que en los últimos minutos del proceso, la solución cianurada que inicialmente era transparente empezó a tornarse celeste como se observa en la Figura 3.10, lo cual se debe presumiblemente a la precipitación del Cu en forma de hidróxido según la ecuación 1.27 de la sección 1.1.3.2. Esto sugiere que inicialmente se oxida el CN^- presente en la solución, posteriormente el $\text{Cu}(\text{CN})_3^{2-}$, y finalmente precipita el Cu liberado del complejo cianurado de Cu.

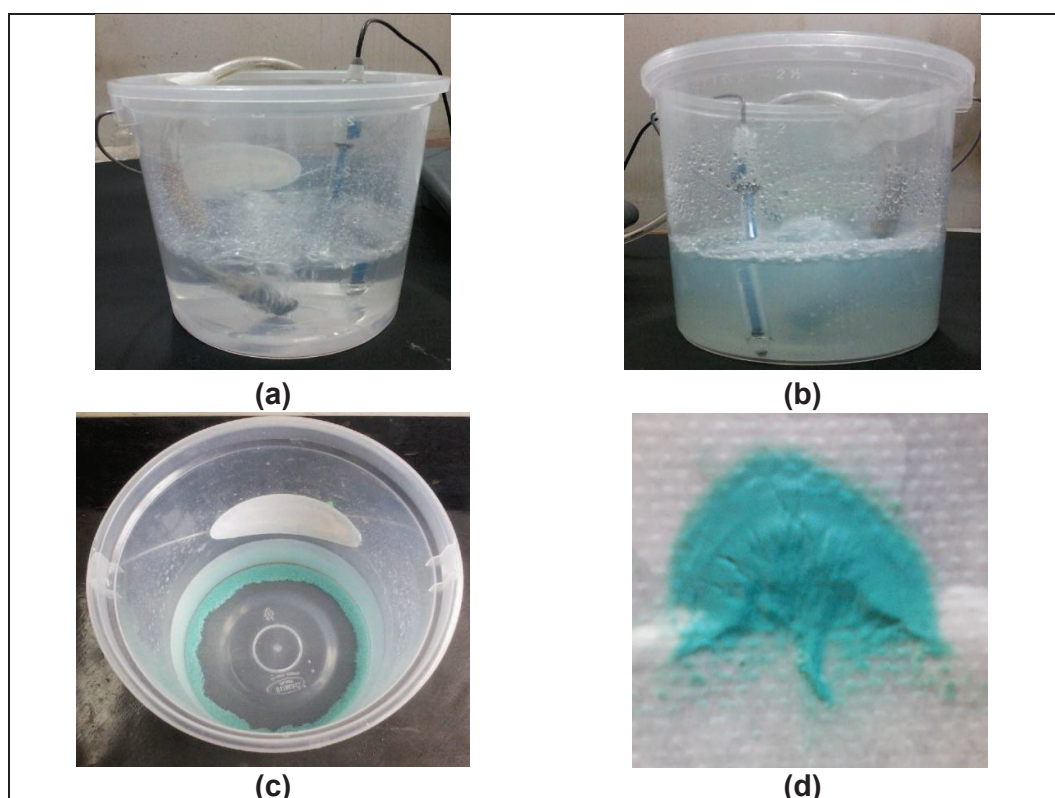


Figura 3.10. Oxidación de CN^- y precipitación de Cu. (a) Inicio del proceso, (b) Final del proceso (precipitación de Cu), (c) Sedimentación del precipitado Cu y (d) Precipitado Cu

En la Tabla 3.6 se presenta un resumen de los resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- en la oxidación de las soluciones sintéticas de NaCN de estos ensayos, la cual indica que la constante de velocidad tiene una relación directamente proporcional con la cantidad de Cu^{2+} empleado en el proceso. Los

mejores resultados se obtienen al emplear 50 mg/L de Cu^{2+} oxidando el 98 % de CN^- en 210 min con una constante de velocidad de $0,4282 \text{ h}^{-1}$.

Tabla 3.6. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes dosificaciones de Cu^{2+}

Cu^{2+} (mg/L)	Oxidación CN^- (%)	Tiempo oxidación (min)	CN^-	
			k_1 (h^{-1})	R^2
20	98	390	0,3072	0,99
40	98	240	0,3870	0,99
50	98	210	0,4282	0,97

3.1.3.2. Ensayos con carbón activado granular virgen

El CA presenta propiedades adsorbentes y catalizadoras en la detoxificación de efluentes cianurados. Mardsen y House (2006) señalan que cada gramo de CA puede adsorber hasta 5 mg de cianuro. Además, el CN^- es adsorbido por el CA y después catalíticamente oxidado a cianato en la superficie del mismo en presencia de O_2 de acuerdo a la ecuación 1.55 de la sección 1.2.2. El CNO^- producido se descompone en amoníaco, carbonato y úrea como se indica en las ecuaciones 1.56 y 1.57 de la sección 1.2.2. En la Figura 3.11 se presenta la cinética de oxidación de CN^- al emplear diferentes cantidades de CA virgen a pH 10,0, con una concentración inicial (c.i) de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 400 RPM y 276 NL/h de aire. Estos ensayos tienen como objetivo probar el efecto catalizador del CAG en el proceso INCO. Los datos de estos ensayos se presentan en las Fichas Técnicas N°22-N°26 del Anexo X.

Al analizar las cinéticas de oxidación de la Figura 3.11 durante los primeros 150 min del proceso, se observa que la velocidad de remoción de CN^- aumenta de acuerdo a la cantidad de CAG virgen empleado, lo cual se atribuye al incremento del número de sitios activos por unidad de volumen en la solución. Sin embargo, con el transcurso del tiempo las curvas de la cinética de oxidación de

CN⁻ van disminuyendo su pendiente, y a los 360 min se obtiene la misma cantidad de CN⁻ eliminado independientemente de la dosis de CAG virgen empleado (25, 50, 100 y 200 g/L). Esto concuerda con la investigación realizada por Dash et al. (2009), que demostró que la cantidad óptima de CA en la oxidación y adsorción del CN⁻ es de 20 a 25 g/L, ya que una dosis superior no presenta un porcentaje significativo de remoción de CN⁻. Esta investigación sugiere que durante la etapa inicial de oxidación hay gran cantidad de sitios vacantes en la superficie del CA, y con el pasar del tiempo estos van disminuyendo debido a las fuerzas de repulsión entre las moléculas de soluto de la fase sólida. Se considera que la resistencia a la transferencia de masa entra la fase granel y el adsorbente es vencida por la agitación del CA (p. 412).

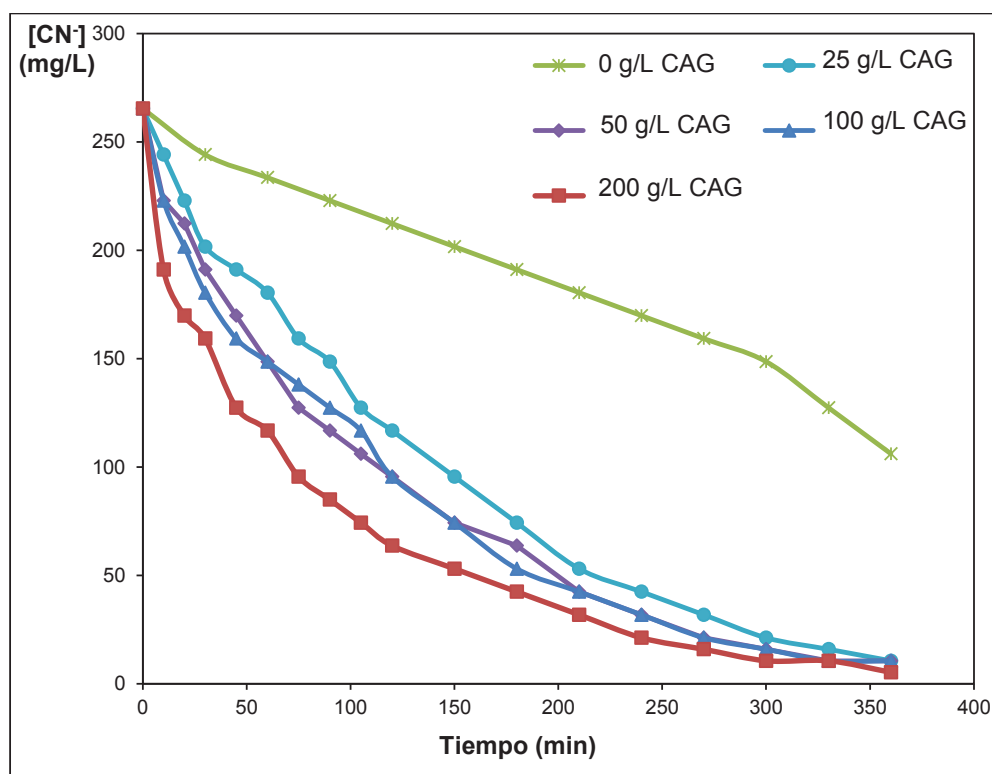


Figura 3.11. Influencia de la dosificación de CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I₂/g CAG) en la oxidación de CN⁻ en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN a pH 10,0; 1 000 mg/L Na₂S₂O₅ (c.i); 276 NL/h aire y 400 RPM

Según Behnamfard y Salarirad (2009), la adsorción del cianuro en el CAG se da en dos etapas, la primera etapa corresponde a una reacción que alcanza el

equilibrio fácilmente debido a que el cianuro es rápidamente adsorbido por el CAG, mientras que la segunda etapa es una reacción lenta que se mantiene por un largo período de tiempo debido a la difusión del CN^- en los sitios de adsorción interiores del CAG (p. 132). Sin embargo, Adams (1990) señala que en presencia de CAG, el mecanismo principal de destrucción de cianuro es la oxidación catalítica de cianuro a cianato y que el CAG adsorbe en su superficie el hidróxido de sodio y el cianuro. El hidróxido de sodio reacciona con los grupos fenólicos del CA y el cianuro con los grupos carbonilo como se muestra en las ecuaciones 1.60 y 1.61 de la sección 1.2.2.2, respectivamente (pp. 39-40).

En la Tabla 3.7, en la cual se presentan los resultados resumidos de las cinéticas de oxidación de CN^- presentadas en la Figura 3.11, se observa que la reacción es de primer orden con respecto al CN^- al emplear de 0 a 200 g/L de CAG. Además, se evidencia que la constante de velocidad (k_1) es de es $0,1601 \text{ h}^{-1}$ sin el empleo de CAG y con 25 g/L aumenta a $0,5129 \text{ h}^{-1}$, lo que indica que la velocidad de oxidación aumenta 3,2 veces con el uso de CAG. Por otro lado, se tiene que con el empleo de 50 y 100 g/L de CAG virgen k_1 es $0,5636 \text{ h}^{-1}$, mientras que con 200 g/L es $0,5838 \text{ h}^{-1}$. Estos resultados concuerdan con los obtenidos por Adams (1990) presentados en la en Figura 1.11 de la sección 1.2.2.2 (Efecto de la concentración de CAG en la velocidad de oxidación del cianuro a $20 \text{ }^\circ\text{C}$ y $\text{pH}= 10,2$), que demuestra que con cantidades superiores a 20 g/L de CAG virgen no existe un aumento significativo de k_1 (p.41).

Tabla 3.7. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.i), 400 RPM; 276 NL/h aire y diferentes dosificaciones de CAG virgen (malla 4×8 , No. Iodo 523 mg I_2/g) por 330 min

CAG virgen (g/L)	$[\text{CN}^-]_{\text{final}}$ (mg/L)	Oxidación CN^- (%)	Consumo $\text{N}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (%)	CN^-	
				k_1 (h^{-1})	R^2
0	127,4	52	0	0,1601	0,96
25	15,9	94	5,3	0,5129	0,99
50	10,6	96	10,5	0,5636	0,99
100	10,6	96	26,3	0,5636	0,99
200	10,6	96	42,1	0,5838	0,99

En este proceso de remoción de CN^- se empleó $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ como fuente de SO_3^{2-} , a fin de que el CN^- se oxide en presencia de O_2 de acuerdo a la ecuación 1.19 de la sección 1.1.3.2, pero en este caso se empleó CAG virgen como catalizador en vez de Cu^{2+} . Por esta razón es importante analizar el consumo de este agente reductor en función del tiempo, a fin de comprobar si el CAG actúa o no como catalizador en el proceso de oxidación.

La Figura 3.12 presenta la influencia de la dosificación de CAG virgen en el consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y muestra que en ausencia de CAG virgen no existe consumo de este agente reductor lo que indica que la remoción de cianuro se da únicamente por la presencia de O_2 . Además, a medida que aumenta la cantidad de CAG también lo hace la cantidad de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ consumido, sin embargo como ya se determinó anteriormente la cantidad de CN^- removido no aumenta con el incremento de CAG virgen. Esto sugiere que el CAG constituye un catalizador de la oxidación directa de SO_3^{2-} a SO_4^{2-} de acuerdo a la ecuación 1.22 de sección 1.1.3.2 y no favorece a la oxidación de CN^- a CNO^- .

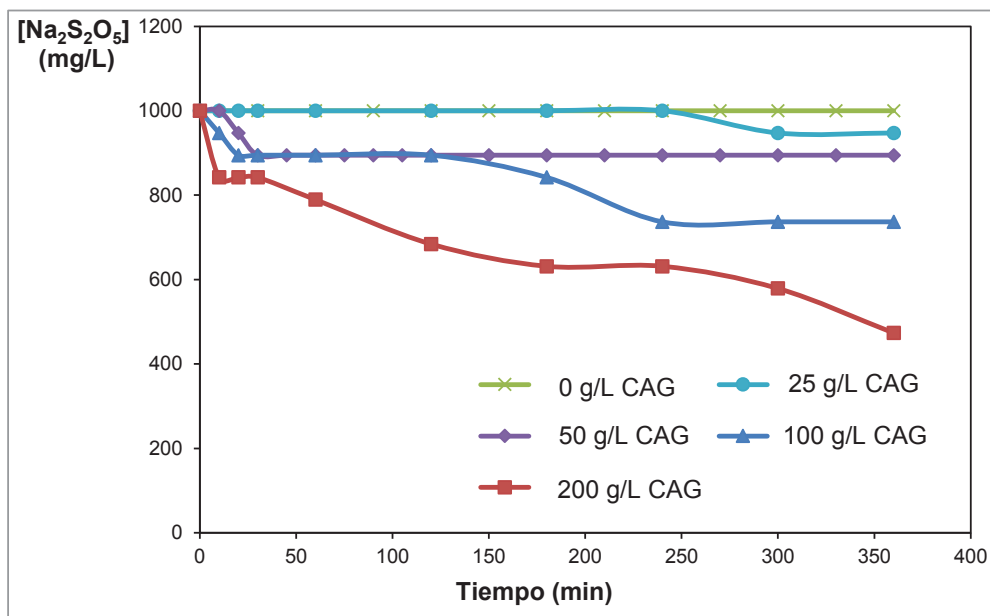


Figura 3.12. Influencia de la dosificación de CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I_2/g CAG) en el consumo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en función del tiempo de sol. sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.i); 400 RPM y 276 NL/h aire

Sin embargo para comprobar esta hipótesis en la Figura 3.13 se muestra la influencia del empleo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- con 50 g/L de CAG, la cual muestra que presencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en el proceso de oxidación mejora la cinética de oxidación de CN^- .

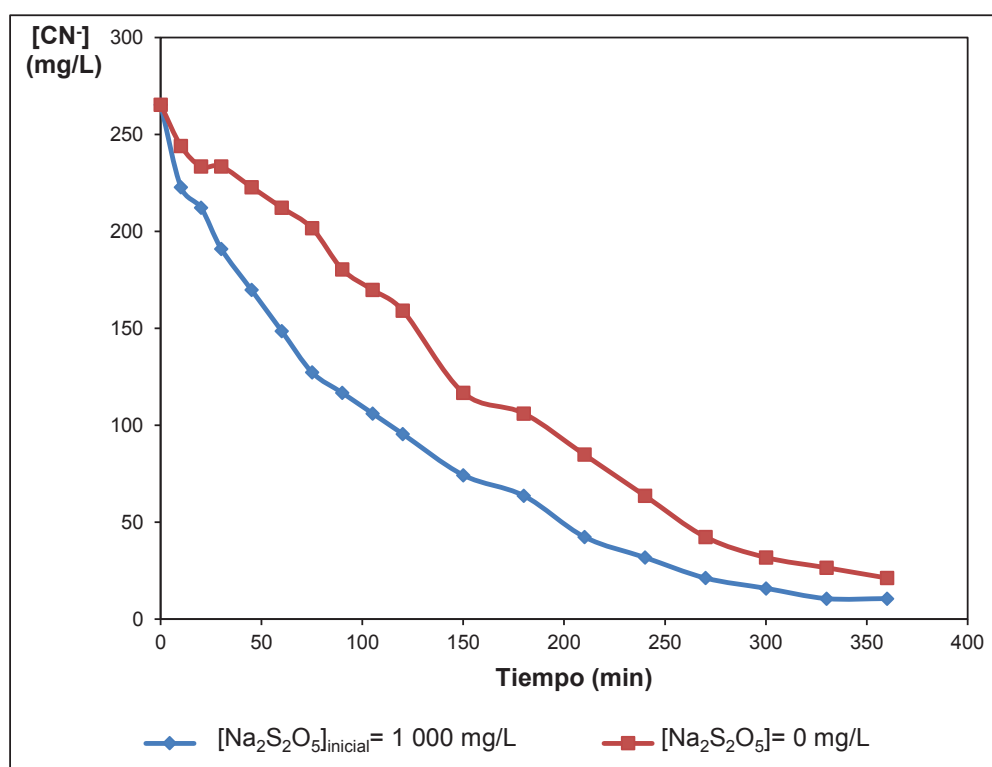


Figura 3.13. Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 g/L CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I_2/g); 400 RPM y 276 NL/h aire

La Tabla 3.8 que presenta los resultados de la cinética de oxidación de los ensayos presentados en la Figura 3.13, muestra que presencia de 1000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ hay un consumo del 10,5 % de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y alcanza un 96 % de CN^- removido en 360 min con k_1 de $0,4667 \text{ h}^{-1}$ y al trabajar en ausencia del agente reductor se obtiene un 90 % de CN^- removido en el mismo tiempo con k_1 de $0,5636 \text{ h}^{-1}$. Estos resultados demuestran que el SO_3^{2-} si interviene en la oxidación del CN^- pero no aumenta significativamente K_1 , razón por la cual se obtienen porcentajes similares de remoción de CN^- en el mismo tiempo.

Tabla 3.8. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 g/L CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I_2/g); 400 RPM y 276 NL/h; con diferentes dosificaciones de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ por 330 min

$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ inicial (mg/L)	$[\text{CN}^-]_{\text{final}}$ (mg/L)	Oxidación CN^- (%)	CN^-	
			k_1 (h^{-1})	R^2
0	26,5	90	0,4267	0,97
1 000	10,6	96	0,5636	0,99

3.1.3.3. Ensayos con carbón activado granular impregnado con sulfato de cobre (0,24 % Cu)

Adams (1994) señala que El Cu^{1+} y el Cu^{2+} catalizan la oxidación del cianuro con CAG en presencia de O_2 , y a su vez aumentan la capacidad de adsorción de este catalizador. Esto se atribuye al incremento de sitios activos en la superficie del CAG y a la formación de especies complejas de cianuro (p. 1165).

En la Figura 3.14 se presenta la cinética de oxidación de CN^- al emplear 50 y 30 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 (0,24 % Cu en peso). Los datos experimentales de estos ensayos se muestran en las Fichas Técnicas N° 30 y N°33 del ANEXO X y en la Tabla 3.9 se indican los resultados de la cinética de oxidación de estos ensayos.

Además, a fin de tener una idea de la influencia que tiene el empleo de CuSO_4 en el proceso de remoción de CN^- , en la Figura 3.14 se presenta la cinética de oxidación con 50 g/L de CAG virgen, 50 g/L de CAG virgen con 50 mg/L de Cu^{2+} (obtenido a partir de CuSO_4) y 50 mg/L Cu^{2+} , los datos experimentales de estos ensayos se muestran en la Fichas Técnicas N°24, N°34 y N°18 del Anexo X. Todos los ensayos se llevaron a cabo a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c); 276 NL/h aire y 400 RPM. La Figura 3.14 muestra que al trabajar con CAG impregnado con CuSO_4 la cinética de oxidación mejora notablemente en relación al empleo de CAG virgen.

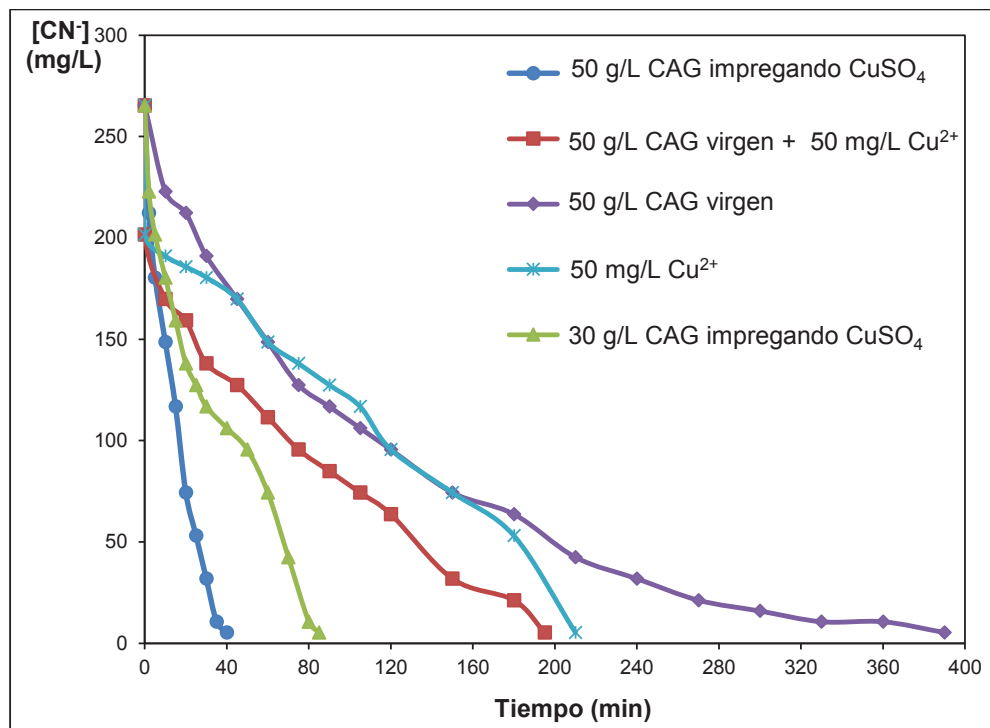


Figura 3.14. Influencia de la dosificación de CAG impregnado con CuSO₄ (0,24 % Cu), CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I₂/g CAG) y Cu²⁺ en la oxidación de CN⁻ en función del tiempo de soluciones de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na₂S₂O₅ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire

La Tabla 3.9 muestra que al trabajar con 50 g/L de CAG virgen se logra oxidar el 96 % de CN⁻ en 360 min mientras que al usar 50 g/L de CAG impregnado con CuSO₄ se remueve el 98 % de CN⁻ en 40 min. Esto prueba que el CAG activado impregnado con CuSO₄ mejora hasta 9 veces el tiempo de oxidación de CN⁻.

Tabla 3.9. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN⁻ de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN⁻) a pH 10,0; 1 000 mg/L Na₂S₂O₅; 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes dosificaciones de CAG impregnado CuSO₄ (0,24 % Cu), CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I₂/g) y Cu²⁺

Parámetros	Tiempo oxidación del 98 % de CN ⁻ (min)	CN ⁻		[Cu]residual (mg/L)	
		k ₁ (h ⁻¹)	R ²	Antes precipitación	Después Precipitación
50 g/L CAG imp. CuSO ₄	40	3,9630	0,98	61,70	1,51
50 g/L CAG+50 mg/L Cu ²⁺	195	0,5470	0,99	---	0,40
50 g/L CAG virgen	360	0,5636	0,99	---	---
50 mg/L Cu ²⁺	210	0,4285	0,97	---	1,17
30 g/L CAG imp. CuSO ₄	85	1,1375	0,95	57,00	0,88

Según Deveci et al. (2006), este comportamiento se debe a la formación de cargas positivas en los sitios activos del CAG, que al ser impregnado con Cu actúa como un catalizador redox en presencia de aire (p. 204).

En Tabla 3.10 se presenta la cantidad de Cu que tiene el CAG antes y después del proceso de oxidación de CN^- . Se muestra que el contenido de Cu del CAG impregnado con CuSO_4 antes del proceso de oxidación es de 0,24 % y después del mismo es de 0,05 % (el cálculo de estos porcentajes fueron determinados por absorción atómica, cuya metodología se explica en el Anexo VIII). Esto indica que el Cu del CAG impregnado con CuSO_4 reacciona con el CN^- de la solución y forma iones cianocupratos. Según Adams (1994), al comienzo de la reacción de oxidación de CN^- se forma CuCN_3^{2-} , especie que ha demostrado ser un catalizador en la oxidación del SO_3^{2-} con O_2 favoreciendo la oxidación de CN^- . Con el progreso de la reacción de oxidación se va formando CuCN_2 , especie que tiene alta afinidad con el CAG y es adsorbido por el mismo a altas concentraciones (p. 1163).

Tabla 3.10. Contenido de Cu en el CAG impregnado CuSO_4 antes y después del proceso de oxidación de CN^- de soluciones sintéticas de NaCN de 500 mg/L (265,4 mg/L CN^-)

Condición	[Cu] (mg/g CAG)	% Peso
Antes del proceso de oxidación	2,41	0,24
Después del proceso de oxidación	0,47	0,05

Como ya se mencionó anteriormente, el proceso INCO permite la precipitación de los metales liberados de los complejos cianurados. Por ende, al trabajar con efluentes sintéticos se tuvo la precipitación de Cu como se muestra en la Figura 3.10 de la sección 3.1.3.1. A fin de conocer la cantidad de Cu proveniente del CAG impregnado con CuSO_4 en la solución sintética de NaCN y el contenido de Cu residual después del proceso de precipitación se analizó la solución cianurada de acuerdo a la metodología de la sección 2.1.4.3, cuyos resultados se describen en la Tabla 3.9. Estos resultados indican que al trabajar con 50 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 se desorben 61,70 mg/L Cu y al finalizar el proceso

de oxidación quedan 1,51 mg/L Cu, lo que indica que ha precipitado alrededor del 98 % de Cu presente en la solución. Por otra parte, la Figura 3.14 indica que a medida que disminuye la cantidad de CAG impregnado con CuSO_4 aumenta el tiempo de remoción de CN^- y de acuerdo a los resultados de la Tabla 3.9 al emplear 50 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 se tiene una k_1 de 3,9630 h^{-1} y con 30 g/L disminuye a 1,1375 h^{-1} . Esto indica que la velocidad de remoción de CN^- aumenta con el incremento de CAG impregnado con CuSO_4 , a diferencia de los resultados de la sección 3.1.3.2 que indican que a partir de los 25 g/L de CAG virgen no se obtiene un aumento significativo en k_1 .

Además, la Tabla 3.9 indica que con 50 g/L de catalizador quedan en la solución detoxificada 1,51 mg/L Cu luego de la precipitación y con 30 g/L quedan 0,88 mg/L Cu. Por ende, cantidades superiores a 50 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 incrementarían la cantidad de Cu residual en la solución, la misma que no debe ser mayor a 1,0 mg/L, según lo establecido en el Anexo 1 del Libro VI del TULAS (Ministerio del Ambiente, 2003, p.331).

Según la Figura 3.14 al introducir por separado 50 g/L de CAG con 50 mg/L Cu^{2+} se remueve el 98 % de CN^- en 195 min, con 50 mg/L de Cu^{2+} en 210 min, mientras que con 30 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 se alcanza este porcentaje de remoción en 85 min. Esto demuestra que el mejor efecto catalítico en la oxidación del CN^- se obtiene con CAG impregnado con CuSO_4 porque se tiene el efecto catalizador del CAG y del CuCN_3^{2-} y las propiedades de adsorbentes del CAG.

3.1.3.4. Influencia de la dosificación de metabisulfito de sodio en ensayos con carbón activado granular impregnado con sulfato de cobre

Con el objetivo de analizar la influencia de la dosificación $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la remoción de CN^- al emplear CAG impregnado con CuSO_4 , se realizaron ensayos con 50 g/L de este catalizador a pH 10,0; 400 RPM y 276 NL/h de aire, con una

concentración constante de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y en ausencia de este agente reductor, cuyos resultados se describen en las Fichas Técnicas N°28, y N°30 del Anexo X, respectivamente. Las cinéticas de oxidación de estos ensayos se presentan en la Figura 3.15, e indican que el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ juega un papel primordial en la remoción de CN^- pues al trabajar con 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se elimina el 98 % de CN^- en 40 min y en ausencia de este agente reductor se oxida el 96 % de CN^- en 330 min. Este último ensayo presenta resultados similares a los obtenidos por Pesántez (2010) que demostró que con 100 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 (malla 4×8 y No. lodo 553 mg I_2/g); pH 10,5 y 180 NL/h de aire se puede llegar a concentraciones inferiores a 1 mg/L CN^- en 300 min (p.63).

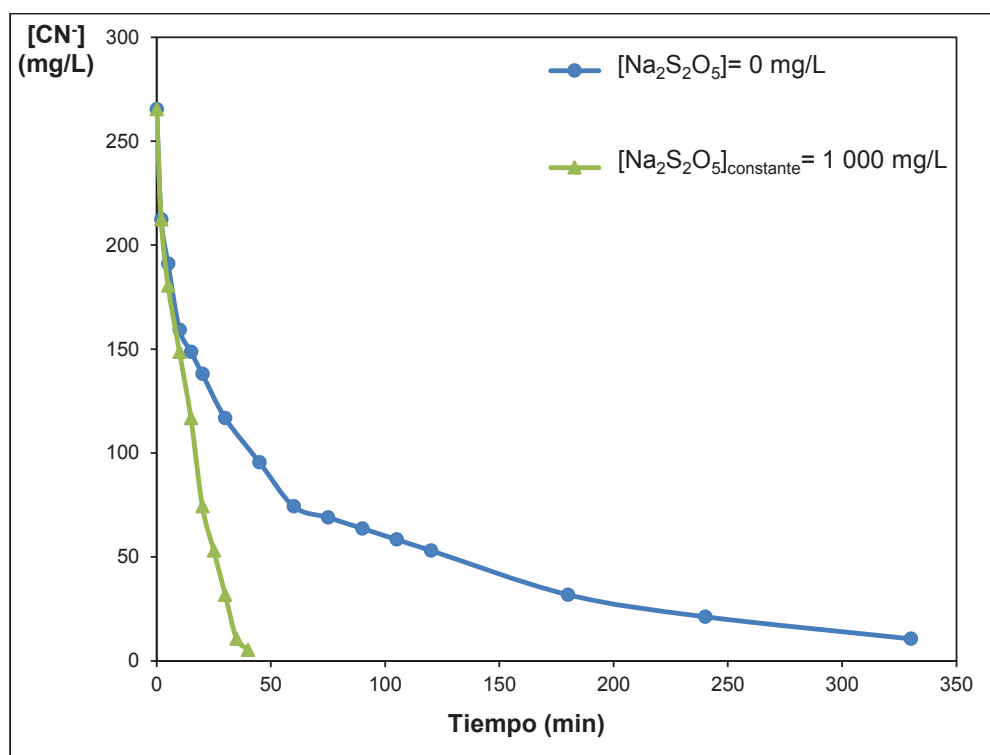


Figura 3.15. Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 g/L CAG impregnado CuSO_4 (0,24 % Cu), 400 RPM y 276 NL/h aire.

Según los datos de la Tabla 3.11, que presenta los resultados de la cinética de oxidación de los ensayos de la Figura 3.15, la reacción se ajusta a una cinética de primer orden con respecto al CN^- independientemente de la presencia de

Na₂S₂O₅. Sin embargo, al emplear el Na₂S₂O₅ la k₁ es 3,9630 h⁻¹ y en ausencia de este agente reductor es 0,4932 h⁻¹, es decir disminuye aproximadamente 8 veces.

Tabla 3.11. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN⁻ de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN⁻) a pH 10,0; 276 NL/h aire; 400 RPM; 50 g/L CAG impr. CuSO₄ (0,24 % Cu) y diferentes dosificaciones de Na₂S₂O₅

Condición	Tiempo oxidación del 98 % de CN ⁻ (min)	CN ⁻		[Cu] _{residual} (mg/L)	
		k ₁ (h ⁻¹)	R ²	Antes precipitación	Después Precipitación
[Na ₂ S ₂ O ₅]= 0 mg/L	330	0,4932	0,98	99,60	N.A
[Na ₂ S ₂ O ₅] _{constante} = 1 000 mg/L	40	3,9630	0,98	61,70	1,51

N.A indica que no hubo presencia de precipitado en la solución

En cuanto al contenido de Cu desorbido del CAG impregnado con CuSO₄, la Tabla 3.11 muestra que al trabajar con Na₂S₂O₅ se tiene 61,70 mg/L Cu en la solución cianurada y luego de la precipitación se reduce a 1,51 mg/L. Mientras que en ausencia de Na₂S₂O₅ se alcanza 96,80 mg/L Cu y no existe presencia de precipitado. Estos resultados sugieren que el responsable de la precipitación del Cu es el SO₃²⁻ proveniente del Na₂S₂O₅ y que en ausencia de este agente reductor el Cu únicamente forma iones cianocupratos que aparentemente permanecen hasta el final del proceso de oxidación.

3.1.3.5. Ensayos con carbón activado granular impregnado con cobre metálico (20 % Cu) y cobre metálico granular

Castillo (2013) desarrolló el CAG electrodepositado con Cu⁰ como una nueva alternativa de CAG impregnado, que a diferencia del CAG impregnado con CuSO₄ (0,24 % Cu) este nuevo catalizador tiene alrededor del 20 % de Cu en peso (p. 85). La metodología empleada en la obtención del CAG impregnado con Cu⁰ se presenta en la sección 2.1.4.2. En la Figura 3.16 se presentan las cinéticas de oxidación de CN⁻ en una solución sintética de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN⁻) al emplear diferentes cantidades de CAG impregnado con Cu⁰, todos los ensayos se realizaron a pH 10,0; 1 000 mg/L Na₂S₂O₅ (c.c); 400 RPM y 276 NL/h aire.

Además, con el objetivo de estudiar el efecto catalizador del Cu^0 se realizó un ensayo con 10 g/L de Cu^0 granular (malla 20×30) y en otro ensayo se introdujo por separado 40 g/L de CAG virgen y 10 g/L Cu^0 (equivalente a emplear 50 g/L CAG con 20 % de Cu^0).

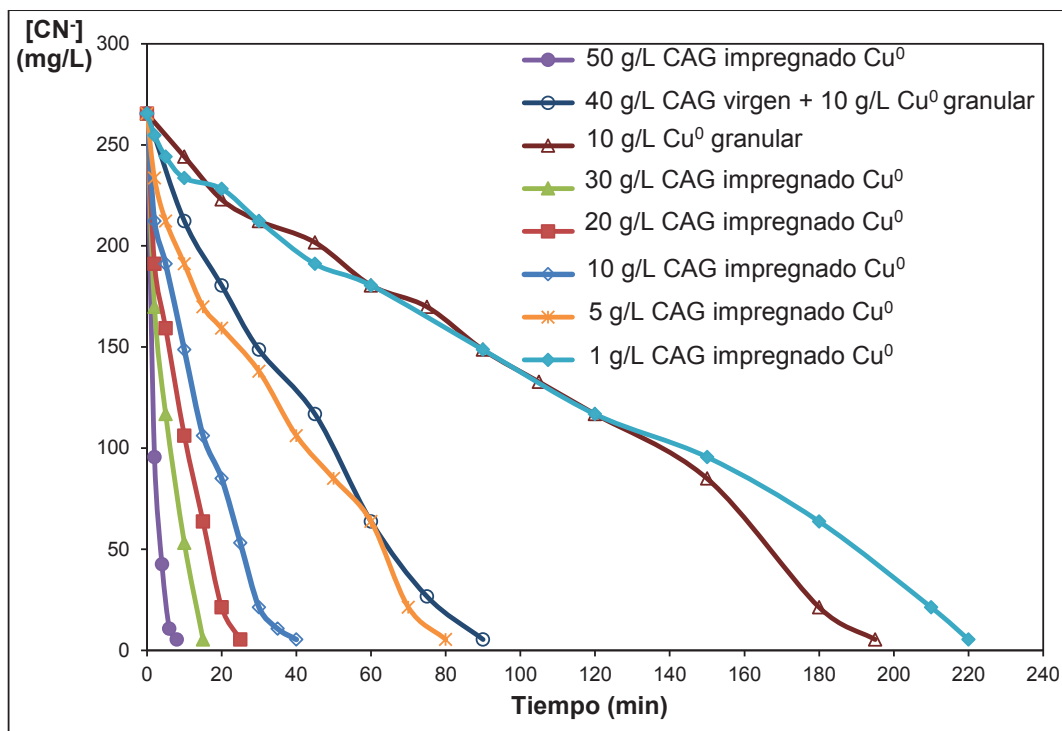


Figura 3.16. Influencia de la dosificación de CAG impregnado Cu^0 (20 % Cu^0); CAG virgen (malla 4×8, No. Iodo 523 mg I_2/g) y Cu^0 granular (malla 20×30) en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c); 400 RPM y 276 NL/h aire

Los ensayos con CAG impregnado con Cu^0 de la Figura 3.16 muestran que la velocidad de remoción de CN^- es muy rápida desde el inicio del proceso hasta el final del mismo y que se incrementa en función de la cantidad de catalizador empleado. Al usar 50 g/L de catalizador se remueve el 98 % de CN^- en 8 min, mientras que con 5 mg/L este porcentaje de remoción se alcanza en 80 min. Es decir que la cantidad de CAG impregnado es proporcional a la velocidad de remoción de CN^- . En la Tabla 3.12 se presentan los resultados obtenidos de la cinética de oxidación de CN^- de los ensayos realizados con CAG impregnado con Cu^0 , la cual muestra que la reacción con este catalizador se ajusta a una cinética

de primer orden con respecto al CN^- , al igual que en ensayos anteriores con los otros catalizadores de Cu. Además, las constantes de velocidad son muy altas al emplear 50 y 30 g/L de CAG impregnado con Cu^0 , siendo estas de $30,0640 \text{ h}^{-1}$ y $9,3736 \text{ h}^{-1}$, respectivamente. Sin embargo, a concentraciones superiores a 5 g/L de catalizador, se obtienen concentraciones de Cu residual superiores a 20 g/L Cu luego de la precipitación como se observa en la Tabla 3.12. Esto se debe a que el contenido de Cu^0 en el CAG es alto, por ende la cantidad depositada en la solución también lo es, ya que como se indica en la Tabla 1.6 de la sección 1.2.1, el Cu^0 es altamente soluble en soluciones cianuradas. Por esta razón, la mejor cantidad de CAG impregnado de Cu^0 en el proceso de oxidación es de 5 g/L, la cual provee a la solución cianurada 90 mg/L Cu antes de la precipitación y luego de esta su contenido disminuye 1,22 mg/L Cu.

Tabla 3.12. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes dosificaciones de CAG impregnado Cu^0 (20 % Cu^0) y CAG virgen con Cu^0 granular (0,8 mm \times 0,6 mm)

Parámetros	Tiempo oxidación del 98 % de CN^- (min)	CN^-		[Cu]residual (mg/L)	
		k_1 (h^{-1})	R^2	Antes precipitación	Después Precipitación
50 g/L CAG impregnado Cu^0	8	30,0640	0,99	179,30	38,47
40 g/L CAG virgen + 10 g/L Cu^0 granular	90	1,3363	0,97	53,80	28,01
10 g/L Cu^0 granular	195	0,4225	0,98	67,50	0,89
30 g/L CAG impregnado Cu^0	15	9,3736	0,99	155,00	32,86
20 g/L CAG impregnado Cu^0	25	5,3933	0,99	138,50	28,40
10 g/L CAG impregnado Cu^0	40	3,5970	0,99	134,80	22,69
5 g/L CAG impregnado Cu^0	80	1,3067	0,99	90,10	1,22
1 g/L CAG impregnado Cu^0	220	0,4297	0,98	54,60	1,01

En cuanto a los resultados obtenidos al añadir por separado 40 g/L de CAG virgen con 10 g/L Cu^0 , la Figura 3.16 muestra que se alcanza el 98 % de oxidación de CN^- en 90 min, es decir a pesar de que teóricamente es equivalente a emplear 50 g/L de CAG impregnado con Cu^0 , se tiene una cinética de oxidación similar a la obtenida con 5 g/L. Esto podría explicarse a partir de los datos de la Tabla 3.12,

que muestran que con 40 g/L CAG virgen con 10 g/L Cu^0 se solubilizan 53,80 mg/L Cu en la solución cianurada luego de 90 min, mientras que con 50 g/L de CAG impregnado con Cu^0 se solubilizan 179,30 mg/L Cu en 8 min, lo cual se debe a que el CAG impregnado con Cu^0 contiene CuSO_4 en su superficie debido a que la solución electrolítica empleada en la electrodeposición del Cu^0 contiene 120 g/L H_2SO_4 y 60 g/L CuSO_4 como se indica en la sección 2.1.4.2.

Por otra lado, se tiene que el empleo de 10 g/L Cu^0 granular presenta la cinética más lenta en la remoción de CN^- de la Figura 3.16, con el 98 % de oxidación CN^- en 220 min. Según la Tabla 3.12 con 10 g/L de Cu^0 la k_1 es de $0,4225 \text{ h}^{-1}$, que es un valor similar al obtenido con 1 g/L de CAG impregnado con Cu^0 ($0,4297 \text{ h}^{-1}$). Un dato interesante es que con 10 g/L de Cu^0 granular la solución cianurada adquiere 67,50 mg/L Cu y luego de la precipitación se tiene 0,89 mg/L. Mientras que al usar 40 g/L CAG virgen con 10 g/L Cu^0 se solubilizan 53,80 mg/L Cu y luego de la precipitación quedan 28,01 mg/L, lo cual lleva a la conclusión que el CAG virgen influye de manera negativa en la precipitación del Cu.

Sin embargo, esto no concuerda con los resultados de la Tabla 3.9 que muestran que al usar 50 g/L CAG virgen con 50 mg/L Cu^{2+} , se llega a 0,40 mg/L Cu después de la precipitación. Esto demuestra que el CAG virgen no influye en la precipitación del Cu pero la combinación de este catalizador con el Cu^0 si lo hace, es por ello que incluso al emplear cantidades bajas de CAG impregnado con Cu^0 (10 g/L) se tienen contenidos superiores a los 20 g/L Cu después de la precipitación.

3.1.3.6. Influencia de la dosificación de metabisulfito de sodio en ensayos con carbón activado granular impregnado con cobre metálico y cobre metálico granular

Con el propósito de determinar la influencia que tiene el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- con CAG impregnado con Cu^0 se realizaron ensayos con 50 g/L de catalizador; pH 10,0; 400 RPM y 276 NL/h aire con una concentración constante

de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y en ausencia del mismo. Las cinéticas de oxidación de CN^- de estos ensayos se presentan en la Figura 3.17, y los resultados detallados se describen en las Fichas Técnicas N° 31 y N° 32 del Anexo X.

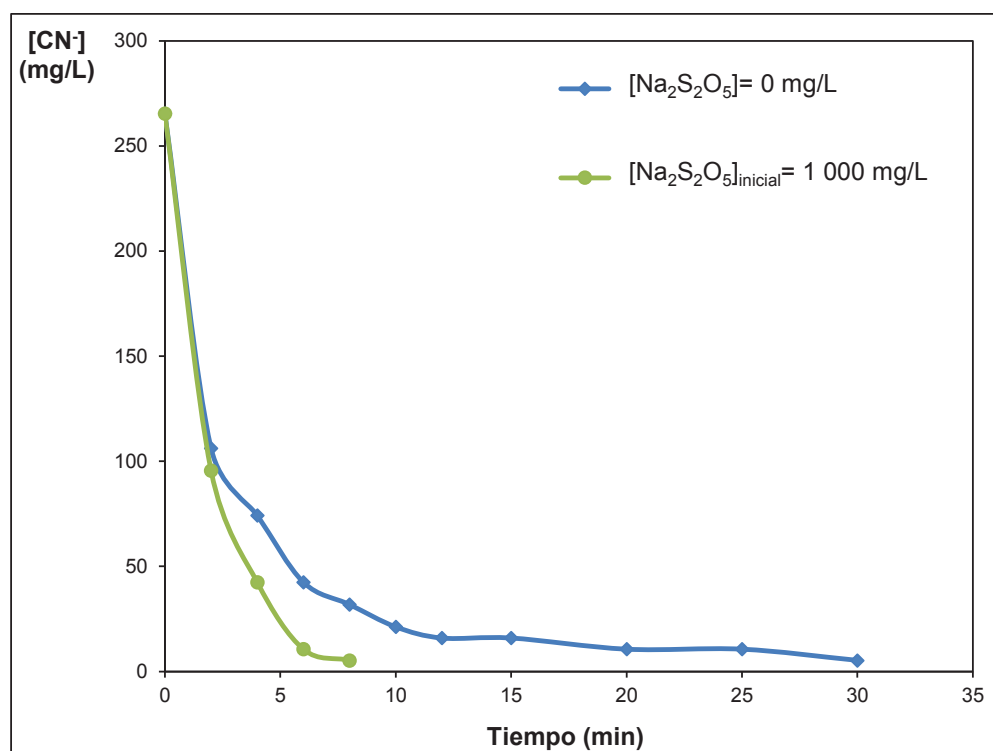


Figura 3.17. Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 50 g/L CAG impregnado Cu^0 (20 % Cu); 400 RPM y 276 NL/h aire

Las cinéticas presentadas en la Figura 3.17 muestran que con una concentración constante de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se alcanza el 98 % de oxidación de CN^- en 8 min, mientras que en ausencia de este agente reductor la oxidación se da en 30 min. Por otra parte, se observa que en presencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la velocidad de remoción de CN^- es muy rápida durante todo el proceso, mientras que sin el empleo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la desaparición de CN^- es rápida durante los primeros 5 min con una remoción cercana al 80 % de CN^- y el restante 20 % se remueve en los siguientes 25 min. Esto se debe a que independientemente de la presencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, al inicio del proceso el CN^- forma complejos cianurados de Cu de manera muy rápida debido a la gran cantidad de Cu que posee el CAG

impregnado con Cu^0 , posteriormente los complejos formados empiezan a adsorberse en el CAG y luego de esto a oxidarse de CN^- a CNO^- . Sin embargo en presencia de SO_3^{2-} proveniente del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la oxidación de CN^- es más rápida como ya demostró en los ensayos con CAG impregnado con CuSO_4 .

A continuación se presenta la Tabla 3.13 que muestra los datos de la cinética de oxidación CN^- de los ensayos analizados en esta sección, la cual indica que independientemente de la presencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la reacción de oxidación con CAG impregnado con Cu^0 se ajusta a una cinética de primer orden con respecto al CN^- . Por otro parte, se observa que con 1 000 mg/L de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la constante de velocidad es $30,0640 \text{ h}^{-1}$ mientras que en ausencia de este agente oxidante es $13,4000 \text{ h}^{-1}$, es decir disminuye aproximadamente a la mitad. Sin embargo, en ausencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ el contenido de Cu residual en la solución es de 170,7 mg/L, el cual no precipita. En cambio con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la solución presenta 179,8 mg/L Cu y luego de la precipitación disminuye a 38,47 mg/L. Al igual que en el caso del CAG impregnado con CuSO_4 , estos resultados confirman que en ausencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ el Cu procedente del CAG forma iones cianocupratos que permanecen hasta el final del proceso de oxidación.

Tabla 3.13. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 276 NL/h aire; 400 RPM; 50 g/L CAG impr. con Cu^0 (20 % Cu^0) y diferentes dosificaciones de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$

Condición	Tiempo oxidación del 98 % de CN^- (min)	CN^-		[Cu]residual (mg/L)	
		k_1 (h^{-1})	R^2	Antes precipitación	Después Precipitación
$[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5]= 0 \text{ mg/L}$	30	13,4000	0,97	170,7	---
$[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5]_{\text{constante}}= 1\ 000 \text{ mg/L}$	8	30,0640	0,99	179,3	38,47

N.A indica que no hubo presencia de precipitado en la solución

Otro dato interesante obtenido de la Tabla 3.13 es que aparentemente la presencia de SO_3^{2-} aumenta la solubilidad del Cu^0 , ya que en ausencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ la solución cianurada adquiere 170,7 mg/L Cu en 30 min, mientras que con 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ adquiere 179,3 mg/L Cu en 8 min. A fin de comprobar

esta afirmación se realizaron ensayos con 10 g/L Cu^0 granular bajo las mismas condiciones de los ensayos con CAG impregnado con Cu^0 en ausencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y con una concentración constante de 1 000 mg/L. La cinética de oxidación de CN^- de estos ensayos se muestra en la Figura 3.18, cuyos resultados se resumen en la Tabla 3.14. Los datos experimentales de estas pruebas se detallan en las Fichas Técnicas N°40 y N°42 del Anexo X.

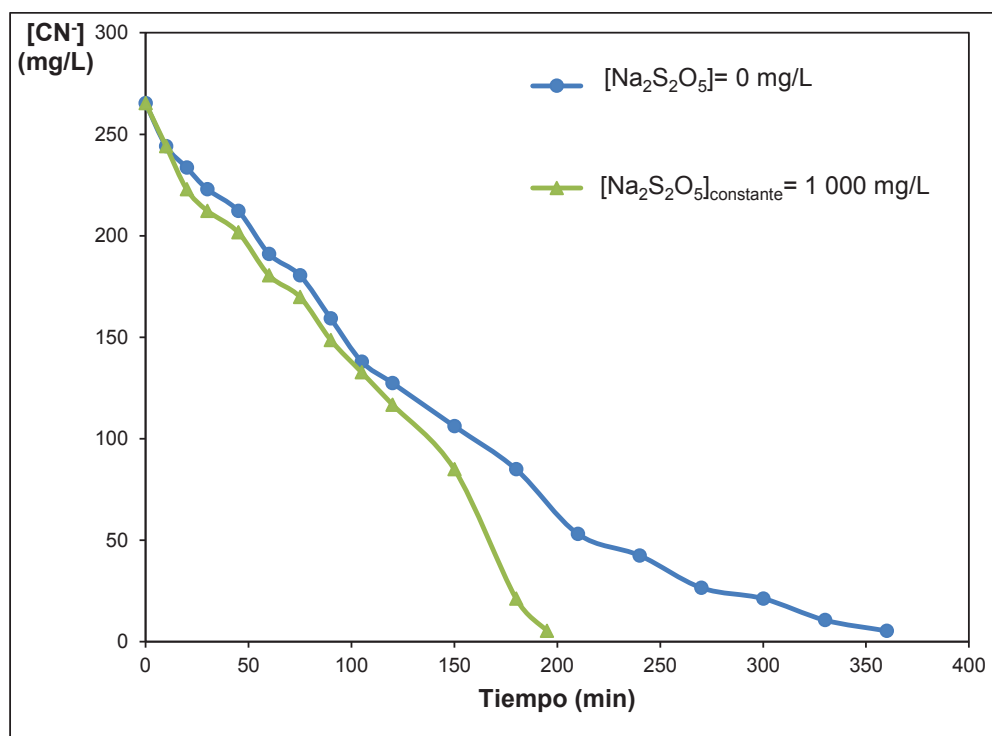


Figura 3.18. Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 10 g/L Cu^0 (0,8×0,6 mm), 400 RPM y 276 NL/h aire

La Figura 3.18 muestra que al emplear como catalizador 10 g/L de Cu^0 granular con una concentración constante de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se remueve el 98 % de CN^- en 195 min, mientras que en ausencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se alcanza esta remoción en 360 min. Es decir, el tiempo de remoción de la misma cantidad de CN^- se duplica sin la presencia del agente reductor. En cuanto al contenido de Cu residual de la solución cianurada, la Tabla 3.14 muestra que en presencia de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se solubilizan 67,5 mg/L Cu y luego de la precipitación llega a 0,89 mg/L Cu, mientras que en ausencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se solubilizan 176,8 mg/L

Na₂S₂O₅ en 360 min y no hubo presencia de precipitado, al igual que en el ensayo con CAG impregnado con Cu⁰.

Tabla 3.14. Resultados de la cinética de oxidación de soluciones de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN⁻) a pH 10,0; 400 RPM; 276 NL/h aire; 10 g/L Cu⁰ (0,8×0,6 mm) con diferentes dosificaciones de Na₂S₂O₅

Condición	Tiempo oxidación 98 % de CN ⁻ (min)	[Cu] _{residual} (mg/L)	
		Antes precipitación	Después Precipitación
[Na ₂ S ₂ O ₅]= 0 mg/L	360	176,8	N.A
[Na ₂ S ₂ O ₅] _{constante} = 1 000 mg/L	195	67,5	0,89

N.A indica que no hubo presencia de precipitado en la solución

En la Figura 3.19 se muestra la Influencia de la dosificación de Na₂S₂O₅ en la solubilización de los 10 g/L de Cu⁰ granular en función del tiempo a pH 10,0, 276 NL/h aire y 400 RPM. La Figura 3,19 evidencia que a los 195 min del proceso (tiempo en el cual concluye la oxidación de CN⁻), al emplear una concentración constante de 1 000 mg/L Na₂S₂O₅ se tienen 67,5 mg/L de Cu solubilizado en la solución, mientras que en ausencia de este agente reductor la cantidad de Cu solubilizado en el tiempo indicado es de aproximadamente 110 mg/L. Esto descarta la teoría planteada en los ensayos realizados con CAG impregnado con Cu⁰ de que la presencia de SO₃²⁻ aumenta la solubilidad del Cu⁰, al contrario este agente reductor disminuye la solubilidad mismo.

Sin embargo, como ya explico en la sección 3.1.3.5, el CAG impregnado con Cu⁰ contiene CuSO₄ en su superficie, por ende se llega a la conclusión que la presencia de Na₂S₂O₅ ayuda a en la desorción del CuSO₄ impregnado en el CAG. Una prueba contundente de esta afirmación se presenta en la Tabla 3.11 que indica que con CAG impregnado con CuSO₄ en ausencia de Na₂S₂O₅ se tiene 96,80 mg/L Cu desorbido en 330 min, mientras que con 1 000 mg/L Na₂S₂O₅ se desorben 61,70 mg/L Cu en 40 min. Si se considera que el Cu se desorbe de forma lineal con respecto al tiempo de oxidación se tiene que en presencia de SO₃²⁻ se desorben 0,29 mg Cu/min mientras que sin este agente reductor se desorben 1,54 mg Cu/min.

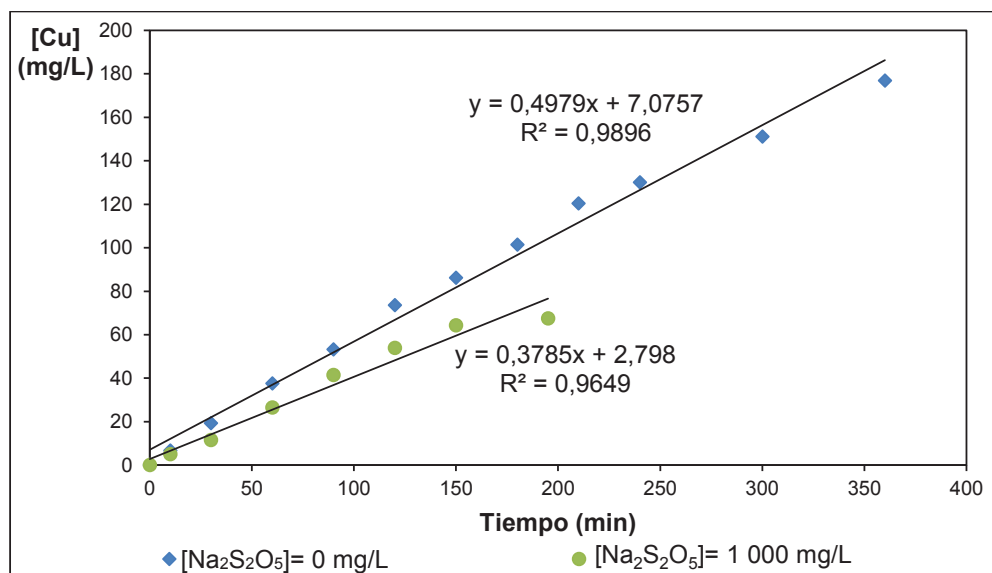


Figura 3.19. Influencia de la dosificación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ en la concentración de Cu en función del tiempo a pH 10,0; 10 g/L de Cu^0 granular; 400 RPM y 276 NL/h aire

3.1.3.7. Comparación de las cinéticas de remoción de cianuro libre con metabisulfito de sodio y carbón activado granular virgen

Con el objetivo de comparar las cinéticas de remoción de CN^- de los ensayos con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ con respecto a los ensayos con CAG virgen, en la Figura 3.20 se muestran los resultados de pruebas realizadas a pH 10,0; 400 RPM y 276 NL/h sin influencia de un catalizador (Cu^{2+}) y en la Figura 3.21 se indican los resultados obtenidos en presencia de 40 mg/L Cu^{2+} . Los resultados de la cinética de oxidación de estos ensayos se resumen en la Tabla 3.15.

Tabla 3.15. Resultados de la oxidación de CN^- de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 400 RPM; 276 NL/h aire con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y CAG virgen

Parámetros	Oxidación CN^- (%)	Tiempo oxidación (min)
50 g/L CAG virgen	90	330
1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$	52	330
*300 g/L CAG virgen + 40 mg/L Cu^{2+}	96	330
1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ + 40 mg/L Cu^{2+}	98	240

* Ensayo realizado por Pesántez (2010) con una solución de 500 mg/L NaCN a pH 10,5; 180 NL/h aire; 300 g/L CAG (malla 8×20); 100 mg/L CuSO_4 (p.120).

La Figura 3.20 muestra que la remoción del CN^- en presencia de CAG virgen es más rápida que con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, con un porcentaje de oxidación del 90 % y del 52 % de CN^- , respectivamente en 330 min. Esto se debe a que el SO_3^{2-} (proveniente del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) en presencia únicamente de aire no reacciona, lo cual se puede evidenciar en los datos de la Ficha Técnica N° 22, donde se observa que la concentración del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (añadido solo al inicio del proceso) permanece constante durante todo el proceso de oxidación, lo cual indica que la remoción de CN^- se dio únicamente por la presencia de O_2 .

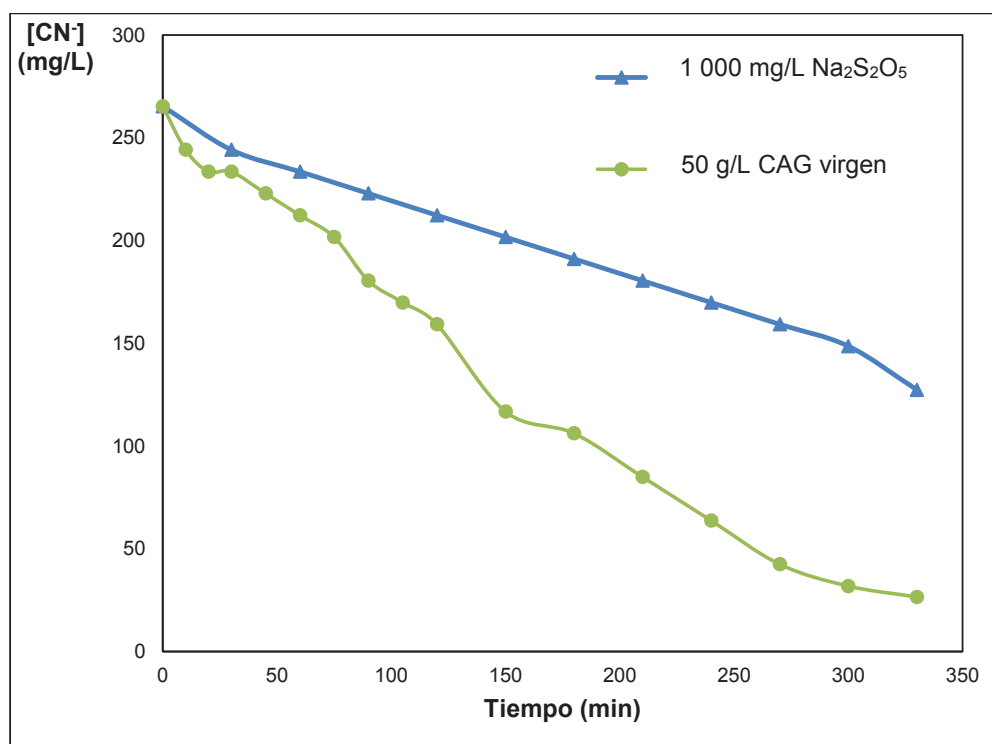


Figura 3.20. Influencia del empleo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y CAG virgen en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 400 RPM y 276 NL/h aire en ausencia de Cu^{2+}

En la Figura 3.21 se observa que con 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y 40 mg/L de Cu^{2+} se remueve el 98 % de CN^- en 240 min, mientras que con 300 g/L CAG virgen y 40 mg/L Cu^{2+} se remueve el 96 % de CN^- en 330 min. Esto demuestra que el Cu^{2+} en forma de sal soluble (CuSO_4) no influye en la oxidación del CN^- con CAG virgen ya que si se compara con el ensayo de la Figura 3.20, se tiene que con

50 g/L de CAG virgen sin Cu^{2+} se remueve el 90 % de CN^- en el mismo tiempo. En cambio el Cu^{2+} en presencia de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ juega un papel importante en la remoción del CN^- ya que cataliza la reacción de oxidación según la ecuación 1.19 facilitando la transferencia de electrones del SO_3^{2-} al O_2 (Breuer et al., 2011, p.3).

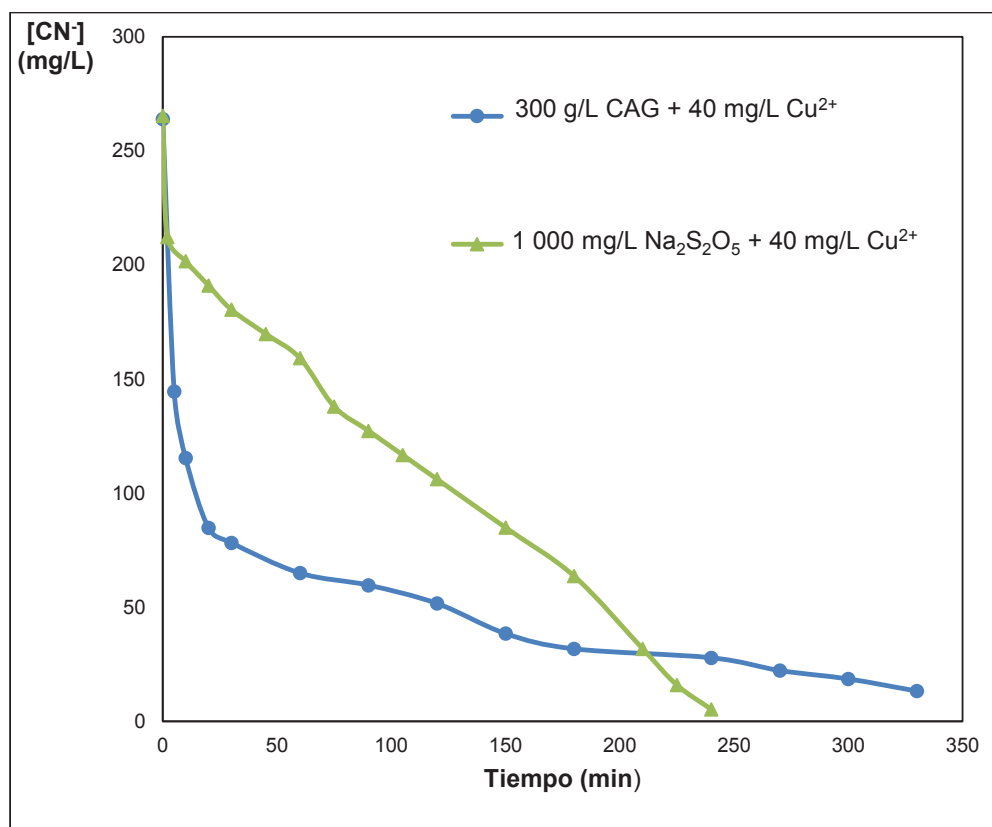


Figura 3.21. Influencia del empleo de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y CAG virgen en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 400 RPM; 276 NL/h aire y 40 mg/L Cu^{2+}

3.1.3.8. Comparación de los ensayos realizados con diferentes catalizadores de cobre en la oxidación del cianuro libre

En la Figura 3.22 se presentan las cinéticas de oxidación de CN^- de los catalizadores que brindaron los mejores resultados en el proceso de remoción de CN^- y precipitación de Cu. Todos los ensayos se realizaron a pH 10,0, una concentración constante de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, 276 NL/h aire y 400 RPM, que

constituyen los mejores parámetros en el proceso. El análisis de estas cinéticas tiene como objetivo comparar cada uno de los catalizadores, a fin de definir el que mejor se ajuste a las necesidades del proceso y posteriormente tratar los fluentes cianurados del proceso de cianuración con el catalizador seleccionado. A fin de de facilitar este análisis en la Tabla 3.16 se presentan los resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- y la cantidad de Cu residual antes y después de la precipitación de Cu de estas pruebas.

Las cinéticas de oxidación presentadas en la Figura 3.22 muestran que los mejores resultados en la remoción de CN^- se obtienen al emplear 50 g/L de CAG impregnado con Cu^0 . Sin embargo, el Cu residual que queda en la solución cianurada luego de la precipitación es de 38,47 mg/L Cu, siendo este un valor que excede el permitido por la normativa ambiental vigente (1,0 mg/L), por ende no es factible usar este catalizador.

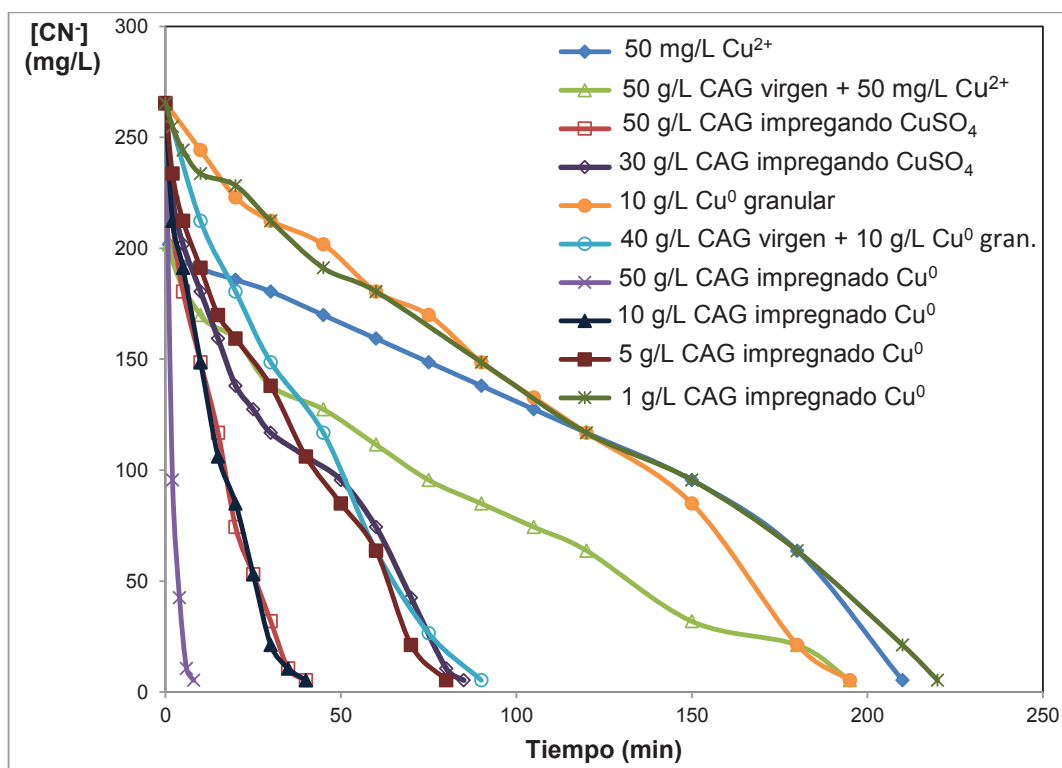


Figura 3.22. Influencia del empleo de diferentes catalizadores de Cu en la oxidación de CN^- en función del tiempo de soluciones sintéticas 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c), 400 RPM y 276 NL/h aire

Por otra parte, la Figura 3.22 muestra que los 10 g/L de CAG impregnado con Cu^0 y los 50 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 , remueven el 98 % de CN^- en 40 min, razón por la cual tienen constantes de velocidad similares según la Tabla 3.16. Sin embargo, con 10 g/L de CAG impregnado con Cu^0 la solución cianurada posee 22,69 mg/L Cu luego de la precipitación, y con 50 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 el contenido de Cu es de 1,51 mg/L Cu, valores que no se ajustan a las necesidades del proceso por no cumplir con la norma ambiental señalada. Además, se observa que al usar 5 g/L de CAG impregnado con Cu^0 , 30 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 y 40 g/L de CAG virgen con 10 g/L Cu^0 granular se obtienen tiempos similares de remoción del 98 % CN^- (80, 85 y 90 min, respectivamente).

Tabla 3.16. Resultados de la cinética de primer orden con respecto al CN^- de la oxidación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 400 RPM y 276 NL/h aire con diferentes catalizadores de Cu

Parámetros	Tiempo de oxidación del 98 % de CN^- (min)	CN^-		[Cu] _{residual} (mg/L)	
		k_1 (h^{-1})	R^2	Antes precipitación	Después Precipitación
50 mg/L Cu^{2+}	210	0,4285	0,97	---	1,17
50 g/L CAG virgen + 50 mg/L Cu^{2+}	195	0,5470	0,99	---	0,40
50 g/L CAG impregnado CuSO_4	40	3,9630	0,98	61,70	1,51
30 g/L CAG impregnado CuSO_4	85	1,1375	0,95	57,00	0,88
10 g/L Cu^0 granular	195	0,4225	0,98	67,50	0,89
40 g/L CAG virgen + 10 g/L Cu^0 granular	90	1,3363	0,97	53,80	28,01
50 g/L CAG impregnado Cu^0	8	30,0640	0,99	179,30	38,47
10 g/L CAG impregnado Cu^0	40	3,5970	0,99	134,80	22,69
5 g/L CAG impregnado Cu^0	80	1,3067	0,99	90,10	1,22
1 g/L CAG impregnado Cu^0	220	0,4297	0,98	54,60	1,01

Sin embargo, 40 g/L de CAG virgen con 10 g/L de Cu^0 granular dejan una cantidad de Cu remanente en la solución de 28,01 mg/L después de la precipitación, por lo que se descarta su uso. En cuanto a los 5 g/L CAG impregnado con Cu^0 y 30 g/L de CAG impregnado CuSO_4 se tiene que el Cu

residual es de 1,22 y 0,88 mg/L, respectivamente, que se ajustan a la norma establecida por el TULAS, por lo que se considera que son catalizadores aptos para el proceso (Ministerio del Ambiente, 2003, p.331).

En el caso del CAG impregnado Cu^0 , 1,22 mg/L de Cu residual no es exactamente el valor establecido por la normativa ambiental pero es aceptable, si se considera que son soluciones sintéticas de NaCN, ya que la sección 1.2.3.2 de la revisión bibliográfica indica que la precipitación de los metales liberados del cianuro WAD (en este caso Cu) precipitan en forma de hidróxidos y también como sales metálicas de ferrocianuro, por la presencia de Fe que tienen normalmente los efluentes cianurados. Por lo que se espera que al tratar los efluentes industriales, el Cu remanente luego de la precipitación alcance valores inferiores a los obtenidos con soluciones sintéticas.

Por otra parte, la Figura 3.22 muestra que el uso de 50 g/L de CAG virgen con 50 mg/L Cu^{2+} es equivalente a emplear 10 g/L Cu^0 granular, con un porcentaje de remoción del 98 % CN^- en 195 min. En cuanto al contenido de Cu residual después de la precipitación, la Tabla 3.16 indica que se tienen 0,40 mg/L Cu al emplear 50 g/L de CAG virgen con 50 mg/L Cu^{2+} y con los 10 g/L Cu^0 granular se llega a 0,89 mg/L Cu. Estos catalizadores cumplen con los requerimientos del proceso de oxidación de efluentes cianurados, sin embargo el tiempo de remoción de CN^- duplica al empleado por los 5 g/L de CAG impregnado Cu^0 y 30 g/L de CAG impregnado CuSO_4 (80 y 85 min), por lo que se descarta su empleo en el tratamiento de efluentes cianurados.

Finalmente, se analizan los catalizadores de Cu que presentaron los mayores tiempos en la remoción del CN^- según la Figura 3.22. Estos fueron los 50 mg/L Cu^{2+} y el 1 g/L de CAG impregnado con Cu^0 con un tiempo de remoción del 98 % de CN^- de 210 y 220 min, respectivamente. En cuanto al contenido de Cu residual de la solución cianurada, la Tabla 3.16 indica que con 50 mg/L Cu^{2+} se llega a 1,17 mg/L Cu luego de la precipitación y con 1 g/L de CAG impregnado con Cu^0 se solubilizan 54,60 mg/L Cu y luego de la precipitación se tiene

1,01 mg/L Cu. Esto demuestra que en presencia de CAG a pesar de tener mayor cantidad de Cu solubilizado, luego de la precipitación la cantidad de Cu residual es menor a cuando solo se emplea CuSO_4 (50 mg/L Cu^{2+}) en solución. Siendo esto un indicio que el CAG impregnado con Cu^0 adsorbe en su superficie complejos cianurados de Cu incluso en mínimas cantidades. Estos catalizadores tampoco pueden ser considerados como candidatos en la remoción de CN^- de los efluentes industriales, ya que su cinética de reacción es muy lenta.

Luego de haber analizado la cinética de oxidación de CN^- , de cada uno de los catalizadores de Cu presentadas de la Figura 3.22. Se concluye que los mejores resultados tanto en la oxidación de CN^- como en la precipitación de Cu, se obtienen con 5 g/L de CAG impregnado Cu^0 y 30 g/L de CAG impregnado con CuSO_4 con 80 y 85 min de tiempo oxidación, respectivamente. Por lo que para seleccionar el mejor catalizador se tomarán en cuenta tres factores. Primero, 5 min de diferencia en el proceso de oxidación, a nivel industrial representan costos energéticos, de mantenimiento y mano de obra. Segundo, el empleo de grandes cantidades de CAG genera problemas en la agitación ya que no se tiene un movimiento uniforme del catalizador y además el CAG tiende a romperse por el rozamiento generado entre sí y finalmente se debe considerar que el CAG virgen bordea un costo de 1,00 USD en el mercado, por lo que se debe emplear la menor cantidad de catalizador posible para reducir costos. Con todo lo expuesto, se concluye que el tratamiento de efluentes cianurados se realizará con 5 g/L de CAG impregnado con Cu^0 .

3.2. TRATAMIENTO DE DETOXIFICACIÓN DE EFLUENTES CIANURADOS DEL PROCESO DE CIANURACIÓN POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y EL CATALIZADOR DE COBRE SELECCIONADO

En la Figura 3.23 se presentan los resultados de la cinética de oxidación de CN^- de los efluentes cianurados de las compañías mineras “Orenas S.A.” y “Paz Borja”

ubicadas en el Cantón Camilo Ponce Enríquez. Estos efluentes provienen del proceso de cianuración y su tratamiento tiene como objetivo determinar la eficacia del método INCO modificado que se ha desarrollado en este estudio.

El tratamiento de los efluentes cianurados industriales se realizó con base en los mejores resultados obtenidos en el tratamiento de detoxificación de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN (pH 10,0; 5 g/L CAG impregnado Cu^0 ; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c); 276 NL/h aire y 400 RPM). La cinética de oxidación de la solución sintética de NaCN tratada bajo las condiciones mencionadas también se muestra en la Figura 3.23. Los datos experimentales de los ensayos con los efluentes industriales se presentan en las Fichas Técnicas N°44 y N°45 del ANEXO X.

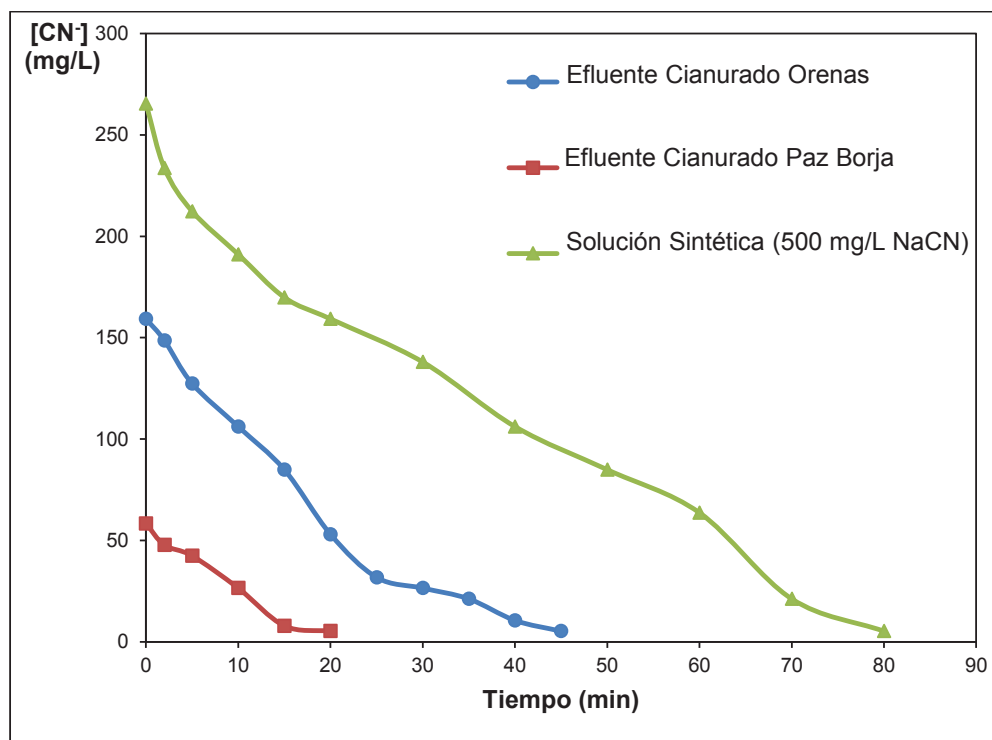


Figura 3.23. Oxidación de CN^- en función del tiempo de efluentes cianurados y una solución sintética de NaCN 500 mg/L (265,4 mg/L CN^-) a pH 10,0; 5 g/L CAG impregnado Cu^0 ; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$; 400 RPM y 276 NL/h aire

En la Figura 3.23 se observa que el efluente cianurado Orenas con 159,2 mg/L CN^- inicial requiere 45 min para remover el CN^- , mientras que el efluente cianurado Paz Borja con 58,4 mg/L CN^- inicial necesita 20 min. Esto

muestra que el tiempo de oxidación es directamente proporcional al contenido inicial de CN^- presente en los efluentes.

Los efluentes industriales tienen presencia de metales (Cu, Ni, Cd, Zn, Fe, Ag, Au, etc.) que forman complejos metálicos con el CN^- . Por ende, el método volumétrico empleado para determinar el CN^- resulta ser ineficiente en la evaluación de la detoxificación de los efluentes cianurados, ya que no mide los complejos de cianuro y solo detecta concentraciones mayores a 5 mg/L CN^- . Razón por la cual, se midió el contenido de CN^- , cianuro WAD (CN_{WAD}) y cianuro total (CN_{TOTAL}) por el método colorimétrico piridina-pirazolona con un límite de detección de 0,002 mg/L de CN^- (análisis detallado en el Anexo IV). Los resultados de estos ensayos se muestran en la Tabla 3.17.

La detoxificación de los efluentes cianurados tiene como objetivo llegar a concentraciones iguales o inferiores a 0,1 mg/L CN_{TOTAL} , que es lo establecido en el Anexo 1 del Libro VI del TULAS (Ministerio del Ambiente, 2003, p.331). De acuerdo de los resultados de la Tabla 3.17, luego de los tiempos de oxidación determinados con el método volumétrico en el tratamiento de los efluentes cianurados, aún se tiene presencia de cianuro en concentraciones superiores a 0,1 mg/L CN_{TOTAL} , por lo que se duplicó el tiempo de oxidación de los dos efluentes. Esto permitió llegar a la concentración de CN_{TOTAL} establecida por la norma ambiental vigente en el Ecuador como se indica en la Tabla 3.17. Por otro lado, se tiene que el cianuro se remueve más rápido en forma de complejos cianurados que en forma de CN^- , ya que según los datos de la Tabla 3.17, el efluente Orenas contenía inicialmente 432,50 mg/L CN_{TOTAL} y con 90 min de tratamiento se redujo a 0,06 mg/L CN_{TOTAL} . Mientras que al tratar el efluente sintético NaCN (265,4 mg/L CN_{TOTAL}) luego de 80 min se tiene 0,28 mg/L CN_{TOTAL} . Además, se observa que la cinética de la reacción de los efluentes industriales cianurados se ajusta a una de primer orden con respecto al CN^- , siendo las constantes de velocidad 4,2883 h^{-1} , 7,5839 h^{-1} , para los efluentes Orenas y Paz Borja, respectivamente. Esto indica que la constante de velocidad es mayor cuando se tratan efluentes con menor contenido de cianuro.

Tabla 3.17. Concentración de las especies de cianuro y constantes de velocidad en efluentes cianurados y una solución de 500 mg/L NaCN en la oxidación de CN^- a pH 10,0; 5 g/L CAG impregnado Cu^0 ; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, 400 RPM y 276 NL/h aire

Muestra	Tiempo de Oxidación (min)	CN_{TOTAL}	CN_{WAD}	CN^-	k_1 (h^{-1})	R^2
		(mg/L)				
Efluente Cianurado Orenas	0	432,50	315,00	159,20	4,2883	0,97
	45	5,26	4,62	2,47		
	90	0,06	0,02	<0,01		
Efluente Cianurado Paz Borja	0	112,50	87,50	58,40	7,5839	0,96
	20	3,50	2,20	1,20		
	40	0,05	0,02	<0,01		
Solución Sintética NaCN	0	265,40	265,40	265,40	1,3067	0,99
	80	0,28	0,26	0,12		

En el tratamiento del efluente Orenas, se observó que a partir de los 45 min (tiempo hasta el que se pudo medir el contenido de CN^-), el efluente empezó a tornarse de un color pardo intenso, y finalmente hubo la presencia de un precipitado café oscuro que teóricamente corresponde a los metales librados del CN_{WAD} . La Figura 3.24 se presenta un esquema del proceso de oxidación de este efluente, donde se evidencian las observaciones descritas.

Sin embargo, en el caso del efluente Paz Borja al final del proceso el agua se tornó de un color pardo claro pero no hubo presencia de precipitado. Con el objetivo de entender el comportamiento de los efluentes cianurados se analizó por absorción atómica el contenido de metales (Au, Ag, Cu, Cd, Zn, Ni y Fe) antes y después del proceso de oxidación, cuyos resultados se muestran en la Tabla 3.18. Además, se presentan los límites permisibles de descarga de metales según lo establecido en el TULAS (Ministerio del Ambiente, 2003, p.331).

Los datos de la Tabla 3.18 indican que antes del proceso de oxidación los contenidos de Cu (113,00 mg/L) y Fe (28,20 mg/L) del efluente Orenas estaban fuera de la norma ambiental (1,00 mg/L Cu y 10,0 mg/L Fe). Sin embargo, conforme se fue dando el proceso de oxidación este contenido disminuyó a 0,36 mg/L Cu y 0,11 mg/L Fe en 90 min. En cuanto a los contenidos de Cd, Zn y

Ni se tiene que desde el inicio del proceso cumplen con la norma ambiental vigente, sin embargo su contenido también disminuyó a medida que se dio la oxidación. Por otro lado, se observa que el contenido de Ag es de 0,54 mg/L y luego de 90 min de oxidación se reduce a 0,06 mg/L, mientras que el contenido de Au no disminuye con el transcurso del tiempo. Cabe indicar, que el contenido de Ag y el Au no están normados en el Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundaria pero su contenido es de gran importancia por su gran valor comercial.

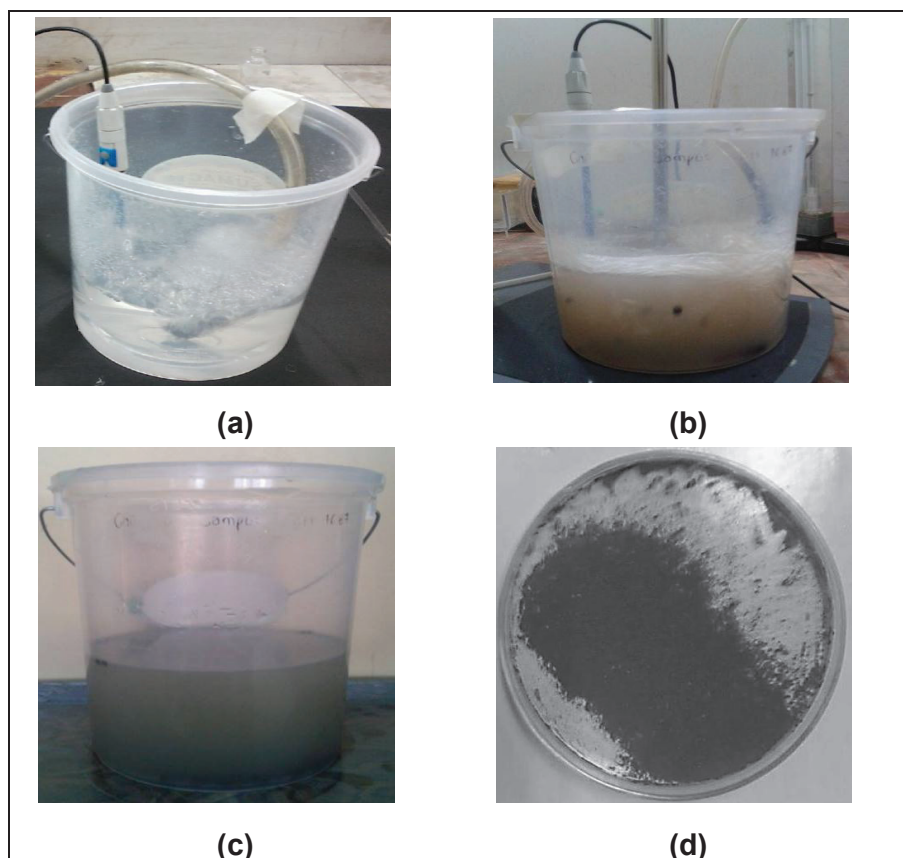


Figura 3.24. Oxidación del efluente cianurado Orenas (a) Inicio del proceso, (b) Final del proceso (precipitación de metales), (c) Sedimentación del precipitado (d) Precipitado de metales

Los datos de la Tabla 3.18 muestran que el método INCO precipita los metales paulatinamente conforme se va dando la oxidación y que solamente remueve los complejos de CN_{WAD} y de Fe, razón por la cual no se remueve el Au. Además, se debe considerar que en el caso del Cu no solo precipitó lo que contenía la solución originalmente sino también el Cu que aporta el CAG impregnado con Cu^0

durante el proceso de oxidación, que de acuerdo a los datos de la Tabla 3.16 es de aproximadamente 90,01 mg/L en 80 min.

Tabla 3.18. Concentración de metales en efluentes cianurados y una solución sintética de 500 mg/L NaCN antes y después de la oxidación de CN^- a pH 10,0; 5 g/L CAG impregnado con Cu^0 ; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (c.c); 400 RPM y 276 NL/h aire

Efluente	Tiempo de Oxidación (min)	Au	Ag	Cu	Cd	Zn	Ni	Fe
		(mg/L)						
Orenas	0	0,31	0,54	113,00	0,02	2,17	1,25	28,20
	45	0,27	0,20	10,01	<0,01	<0,01	0,12	0,41
	90	0,27	0,06	0,36	<0,01	<0,01	0,10	0,11
Paz Borja	0	0,14	0,81	10,59	<0,01	0,27	0,90	5,20
	20	0,14	0,24	20,39	<0,01	0,15	0,74	3,78
	40	0,13	0,20	24,08	<0,01	0,07	0,48	3,49
Solución Sintética NaCN	0	--	--	0,00	---	---	---	---
	80	--	--	1,22	---	---	---	---
*Límite de descarga		--	--	1,00	0,02	5,00	2,00	10,0

* Límites de descarga a un cuerpo de agua dulce establecido en el Anexo I del libro VI del TULAS (Ministerio del Ambiente, 2003, p.331)









En cuanto al efluente Paz Borja se observa que al inicio del proceso todos los metales (Cd, Ni, Zn y Fe) a excepción del Cu (10,59 mg/L) cumplen con la normativa ambiental. Al igual que en el caso del efluente Orenas los contenidos de Cd, Zn, Ni, Fe y Ag disminuyen con el transcurso del proceso de oxidación, mientras que el Au no se remueve. Sin embargo, el contenido de Cu aumenta con el pasar del tiempo de 10,59 mg/L a 24,08 mg/L en 40 min.

Esto puede atribuirse al bajo contenido de Fe presente en el efluente Paz Borja (3,49 mg/L Fe) en comparación al efluente Orenas (28,2 mg/L Fe), ya que de acuerdo a la información bibliográfica presentada en la sección 1.1.3.2, el método INCO oxida el CN_{WAD}^- a CNO^- y los metales liberados precipitan en forma de hidróxidos, mientras que los complejos cianurados de Fe se reducen a estado ferroso y precipitan como sales metálicas de ferrocianuro de Cu, Ni o Zn. Por esta razón algunos autores sugieren el empleo de cloruro férrico (FeCl_3) como fuente de Fe, para precipitar los metales del efluente tales como Cu, Ni, Zn, Cd y Ag (Kuyucak y Akcil, 2013, p. 19).

Finalmente, a fin de determinar los compuestos químicos presentes en el precipitado (obtenido del efluente cianurado Orenas) se realizó un análisis semicualitativo por difracción de rayos X del mismo. El difractograma obtenido de este análisis se presenta en la Ficha Técnica N° 46 del Anexo X y en la Tabla 3.19 se presentan los compuestos encontrados en el precipitado analizado.

Los resultados de la Tabla 3.19 muestran que el precipitado contiene calcita (CaCO_3), cuya presencia se debe a que el pH del efluente cianurado en el proceso de cianuración es controlado con CaCO_3 . Además, se observa la existencia de hidróxido de cobre ($\text{Cu}(\text{OH})_2$) lo cual concuerda con la revisión bibliográfica que señala que el método INCO precipita los metales presentes en el efluente en forma de sus respectivos hidróxidos (Mudder et al., 2001). Por otro lado, se tiene la presencia de sulfato de sodio (Na_2SO_4) que se atribuye a la presencia del SO_3^{2-} en el proceso INCO. El precipitado contiene además complejos de cianuro de Fe y Cu hidratado y sulfito de Fe, Cu y Ni, lo que confirma la importancia del Fe en la precipitación de los metales del efluente cianurado. Adicionalmente, se cuenta con la presencia de algunos minerales como la ardealita, pirofilita y brucita que son compuestos formados por los metales que contiene el efluente cianurado tales como Ca, Al y Mg, respectivamente. En el caso de la brucita corresponde al hidróxido de magnesio ($\text{Mg}(\text{OH})_2$).

Tabla 3.19. Resultados del análisis semicualitativo del precipitado del efluente cianurado por difracción de rayos X

SÍMBOLO	CÓDIGO	NOMBRE	FÓRMULA
	00-005-0586 (*)	Calcita	CaCO_3
	00-003-0310 (D)	Hidróxido de cobre	$\text{Cu}(\text{OH})_2$
	00-036-0397 (D)	Tenardita	Na_2SO_4
	00-001-0244 (N)	Cianuro de hierro y cobre hidratado	$\text{Cu}_2\text{Fe}(\text{CN})_6 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
	00-020-0359 (D)	Sulfito de hierro, cobre y níquel	$\text{Cu}_{18}\text{Fe}_{17} \cdot 7\text{Ni} \cdot 3\text{S}_{32}$
	00-041-0585 (I)	Ardealita	$\text{Ca}(\text{SO}_4)(\text{PO}_3\text{OH}) \cdot 4\text{H}_2\text{O}$
	00-046-1308 (I)	Pirofilita	$\text{Al}_2\text{Si}_4\text{O}_{10}(\text{OH})_2$
	01-076-0667 (C)	Brucita	$\text{Mg}(\text{OH})_2$

Cabe Indicar que el difractograma de la Ficha Técnica N°46 del Anexo X muestra que el precipitado analizado es una muestra parcialmente amorfa, ya que presenta picos poco definidos y muy anchos. El único pico definido en este difractograma es el correspondiente al CaCO_3 , los demás compuestos encontrados generan anillos de difracción difusos, por lo que no se puede asegurar al 100 % la presencia de los mismos. Por esta razón, los compuestos encontrados son una aproximación del contenido real de la muestra.

3.3. DIMENSIONAMIENTO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y EL CATALIZADOR DE COBRE SELECCIONADO

La planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con SO_2 , aire y CAG impregnado con Cu^0 , se dimensionó con base en los resultados obtenidos en el tratamiento de detoxificación de los efluentes de la Compañía Minera "Orenas S.A". Los resultados del proceso de oxidación de este efluente se presentan en la Ficha Técnica N°44 del Anexo X.

La capacidad de procesamiento de la planta diseñada es de $300 \text{ m}^3/\text{día}$ de efluentes cianurados, que corresponde a la producción promedio de la compañía minera mencionada. Los equipos requeridos para el funcionamiento de la planta se dimensionaron con base en el balance de masa del proceso, que a su vez permitió definir el diagrama de bloques y diagrama de flujo del mismo.

3.3.1. BALANCE DE MASA DEL PROCESO

El balance de masa del proceso se realizó tomando como base un día de producción, es decir $300 \text{ m}^3/\text{día}$ del efluente cianurado. Los cálculos realizados se detallan en el Anexo XI. Las operaciones unitarias del proceso son

almacenamiento, oxidación y precipitación, cribado, sedimentación y filtración. El efluente cianurado del proceso de cianuración se almacenará en una piscina cubierta con geomembrana HDPE con una capacidad de 1 500 m³ (almacena el efluente cianurado producido en 5 días). Posteriormente, se bombeará el efluente cianurado (a través de bombas centrífugas) desde la piscina de almacenamiento hasta tanques agitados de acero inoxidable AISI 304, donde se llevará a cabo el proceso de oxidación y precipitación. A estos tanques ingresarán 300 000 kg/día de efluente cianurado, 5 400 kg/día de Na₂S₂O₅ al 20 %, 2 646 kg/día de lechada de cal (15 % de sólidos), 146 221 kg/día de aire y 136,4 kg/día de CAG impregnado con Cu⁰. El efluente cianurado tendrá un tiempo de residencia de 90 min en los tanques agitados de oxidación y precipitación.

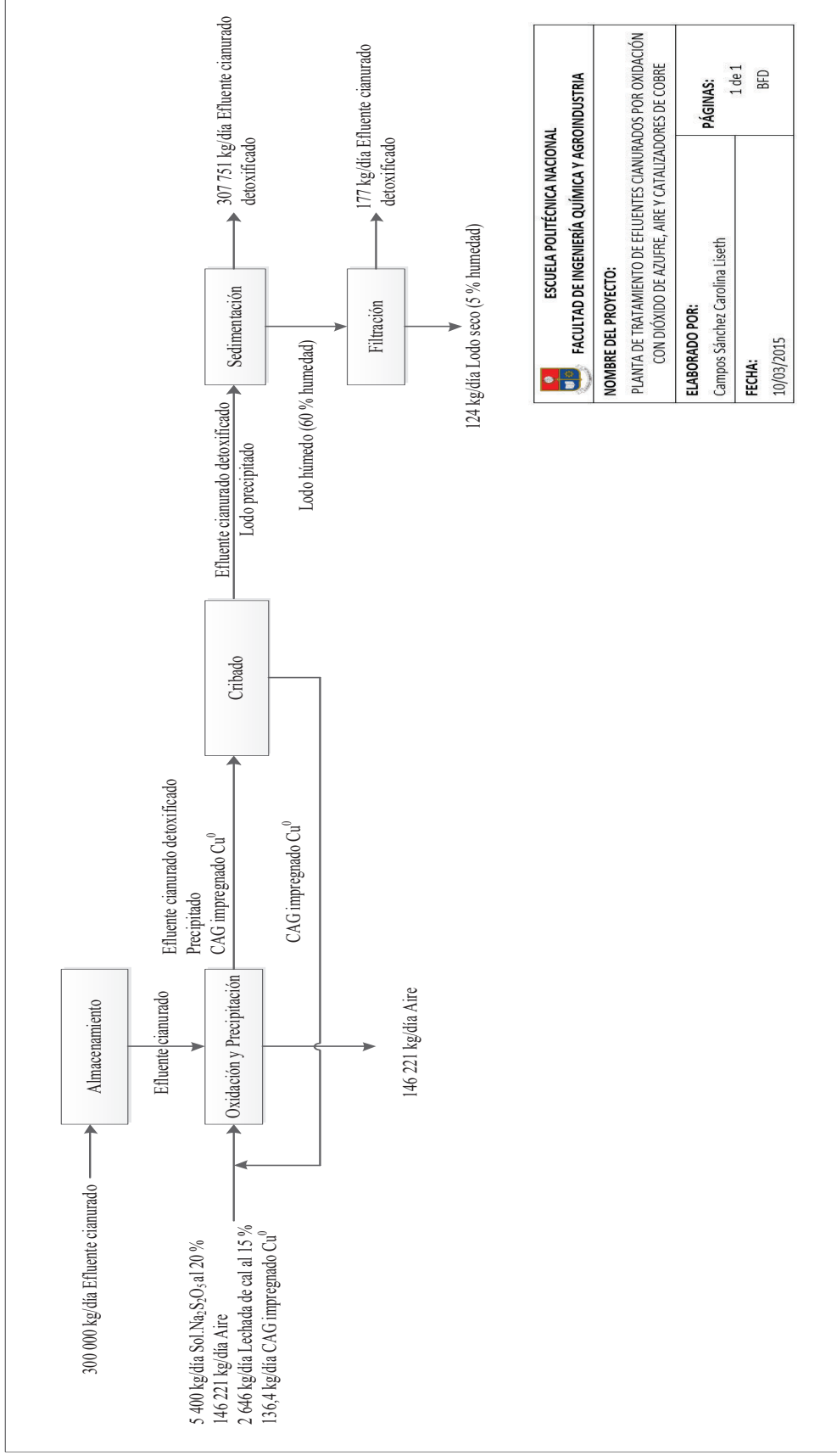
El efluente cianurado detoxificado y el CAG impregnado con Cu⁰ serán descargados por el fondo cónico de los tanques agitados de oxidación y precipitación y pasarán a un tromel de cribado a fin de separar el CAG impregnado con Cu⁰ del efluente tratado. A este equipo ingresarán 307 928 kg/día de efluente cianurado detoxificado, 118 kg/día de precipitado (lodo seco suspendido en el efluente cianurado) y 136,4 kg de CAG impregnado con Cu⁰. El catalizador empleado tiene un 20 % de Cu⁰ impregnado, por lo que se recirculará hasta 11 veces consecutivas a los tanques de oxidación y precipitación, siendo este el número de veces de recirculación en el cual se elimina todo el Cu⁰ presente en el CAG, de acuerdo a los cálculos presentados el Anexo XI.

Los 307 928 kg/día de efluente cianurado detoxificado con los 118 kg/día de precipitado (lodo seco) ingresarán a una piscina rectangular de sedimentación a fin de separar el precipitado de efluente cianurado detoxificado. De este equipo se obtendrán 265 kg/día de lodo con 60 % de humedad y 307 751 kg/día de efluente cianurado detoxificado que será descargado al río.

Los 265 kg/día de lodo con 60 % de humedad ingresarán a un filtro prensa a fin de obtener un lodo con 5 % de humedad. De filtro prensa se obtendrán 124 kg/día de lodo (5% de humedad) que se almacenarán en una piscina de almacenamiento de lodos y 171 kg/día de efluente cianurado detoxificado que será enviado al río.

3.3.2. DIAGRAMA DE BLOQUES Y DIAGRAMA DE FLUJO DEL TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y CARBÓN ACTIVADO GRANULAR IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO

A partir del balance de masa del proceso se definió el diagrama de bloques y el diagrama de flujo del tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con SO_2 , aire y CAG impregnado con Cu^0 , los cuales se presentan en la Figura 3.25 y la Figura 3.26, respectivamente. En el diagrama de bloques se muestra de una manera condensada las operaciones unitarias a llevarse a cabo en el tratamiento de detoxificación de efluentes cianurados y los flujos másicos de entrada y salida del proceso, obtenidos a partir del balance de masa. En el diagrama de flujo se presenta un esquema de cada uno de los equipos empleados en las diferentes operaciones unitarias del proceso y se muestra de manera detallada los flujos de las líneas de alimentación que ingresan a cada uno de los equipos, los mismos que están codificados de acuerdo al nombre del equipo y al número del área de la planta en que se encuentran. Además se incluyen las bombas y válvulas manuales empleadas en el proceso, con su respectiva codificación.




 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA	
NOMBRE DEL PROYECTO: PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFUENTES CIANURADOS POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y CATALIZADORES DE COBRE	
ELABORADO POR: Campos Sánchez, Carolina Liseth	PÁGINAS: 1 de 1 BFD
FECHA: 10/03/2015	

Figura 3.25. Diagrama de bloques del tratamiento efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰

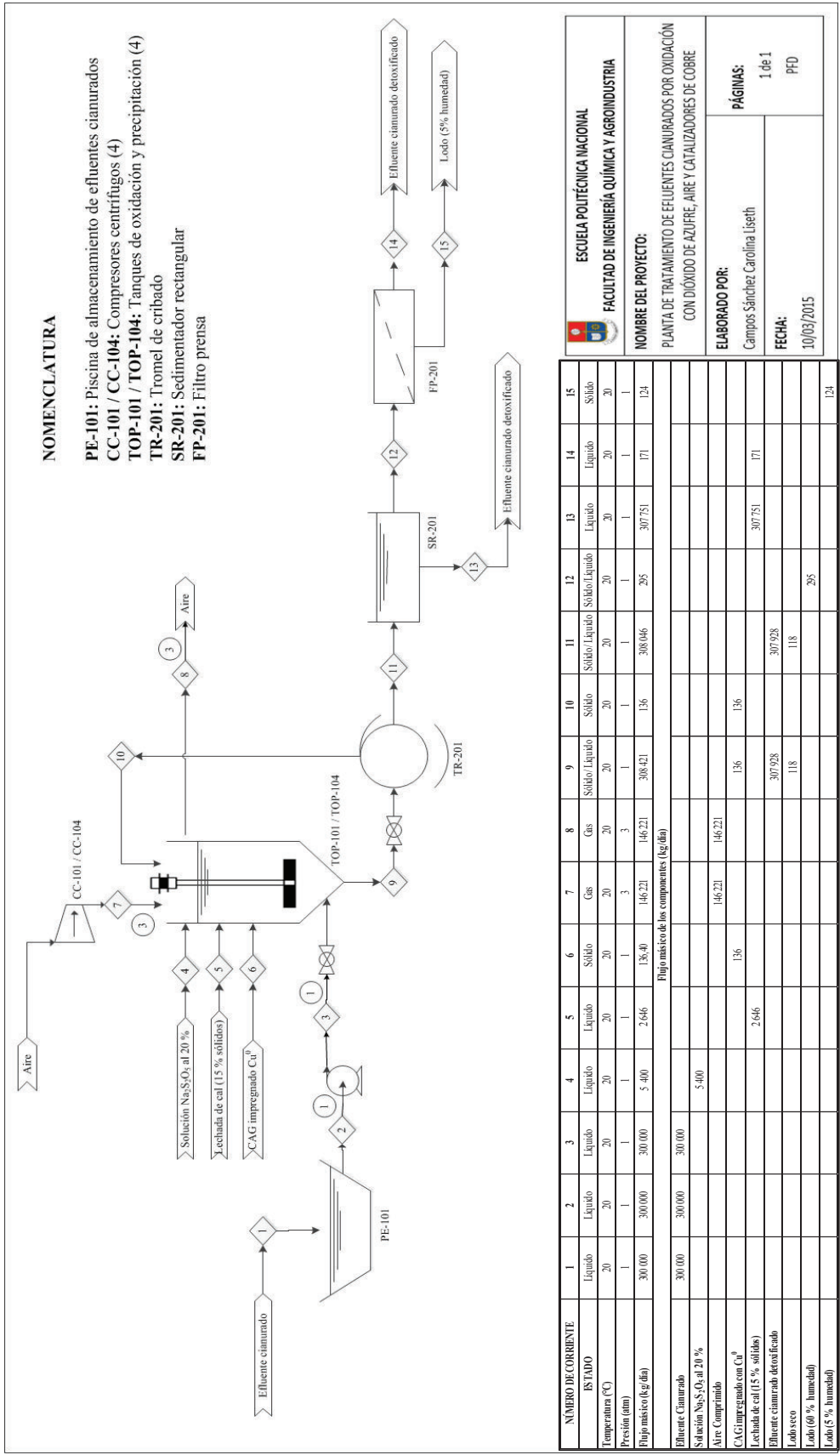


Figura 3.26. Diagrama de flujo del tratamiento efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰

3.3.3. DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS EMPLEADOS EN EL TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y CARBÓN ACTIVADO GRANULAR IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO

Para el tratamiento de los 300 m³/día del efluente cianurado se propone el empleo de una piscina de almacenamiento del efluente cianurado, cuatro tanques agitados de oxidación y precipitación, dos tanques de almacenamiento de lechada de cal, dos tanques de almacenamiento de Na₂S₂O₅ al 20 %, un tromel de cribado, un sedimentador rectangular, un filtro prensa y dos piscinas de almacenamiento de lodos. Adicionalmente, se emplearán equipos auxiliares tales como bombas y válvulas. Los cálculos realizados para el dimensionamiento de estos equipos se muestran en el Anexo XII.

En la Figura AXII. 1 del Anexo XII se presenta el Diagrama de Gantt del proceso, el cual tiene como objetivo sincronizar las operaciones unitarias involucradas en el proceso, debido a que hay que equipos que operan en batch y otros en continuo. La planta de tratamiento de efluentes cianurados está diseñada para operar las 24 h del día. A partir del Diagrama de Gantt y del diagrama de flujo presentado en la Figura 3.26 de la sección 3.3.2 se dimensionó y seleccionó los equipos de la planta de tratamiento de efluentes cianurados, cuyos parámetros de diseño se presentan a continuación.

3.3.3.1. Diseño de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados

La piscina de almacenamiento de efluentes cianurados tendrá una capacidad de almacenamiento de 1500 m³, a fin de almacenar el efluente producido en 5 días. Geométricamente esta piscina corresponde a una pirámide truncada rectangular invertida que estará cubierta de geomembrana HDPE con el objetivo de evitar que el efluente cianurado contamine el suelo. En la Tabla 3.20 se presentan los parámetros de diseño de esta piscina y en la Tabla AXIII.1 del Anexo XIII se muestran sus especificaciones técnicas.

Tabla 3.20. Parámetros de diseño de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados

Parámetro de diseño	Símbolo	Valor	Unidades
Capacidad	$V_{\text{piscina alm. efluentes}}$	1 500	m ³
Altura	h	3 000	mm
Ángulo de talud	ϕ	60°	---
Medidas de la base mayor	a*×b*	20 000×29 040	mm
Medidas de la base menor	a×b	16 540 × 25 580	mm
Geometría	Pirámide truncada rectangular invertida		
Material	Piscina cubierta de geomembrana HDPE		

3.3.3.2. Diseño de los tanques agitados de oxidación y precipitación

Se propone el empleo de 4 tanques agitados de acero inoxidable AISI 304 (debido a la corrosividad que presenta el efluente cianurado) que operarán en batch. El Diagrama de Gantt presentado en la Figura AXII.1 indica que el tiempo de llenado de los tanques será 60 min, el tiempo de oxidación y precipitación 90 min y el de vaciado 60 min. Diariamente se llevarán a cabo 6 batch por tanque, en cada batch se tratarán 12,5 m³ de efluente cianurado.

Los tanques agitados serán cilíndricos de fondo cónico a fin de que el CAG activado impregnado con Cu⁰ pueda salir con facilidad de los mismos. Estos tanques contarán con un agitador de disco de 6 palas planas (Agitador de turbina semiabierto) ubicado en el centro de los mismos, para dispersar el aire a través del líquido. El aire ingresa por la parte inferior del eje del rodete del agitador, las aletas lanzan grandes burbujas las cuales se rompen en pequeñas aumentando el área interfacial entre el aire y el líquido. El aire será suministrado mediante un compresor, cuyas especificaciones técnicas se presentan en la Tabla AXIII.12 del Anexo XIII. Además, este agitador permite que el CAG impregnado con Cu⁰ tenga buen contacto con el líquido y no se deposite en el fondo del tanque (McCabe y Smith, 2003, p. 255).

Los agitadores tipo turbina producen corrientes intensas (radiales y tangenciales) que destruyen la masa de líquido estancado en los tanques. Las componentes

tangenciales forman vórtices o torbellinos, que se evitan con el empleo de deflectores (McCabe y Smith, 2003, p. 255).

Por esta razón, los tanques agitados de oxidación y precipitación contarán con 4 deflectores alrededor de la pared del tanque, los cuales estarán ubicados en forma radial a 90° cada uno. En la Tabla 3.21 se presentan los parámetros de diseño estos tanques y en la Tabla AXIII.2 del Anexo XIII, se muestran las especificaciones técnicas de los mismos.

Tabla 3.21. Parámetros de diseño de los tanques agitados de oxidación y precipitación

Parámetro de diseño	Símbolo	Valor	Unidades
Capacidad	$V_{\text{diseño tanque ox/pre}}$	15,52	m ³
Altura total del tanque	H	2 730	mm
Diámetro del tanque	D	2 730	mm
Semiángulo del fondo cónico	α	60°	---
Diámetro del orificio de descarga	d_0	2	in
Diámetro del agitador	D_a	910	mm
Ancho de los deflectores	J	230	mm
Altura base del tanque- agitador	E	910	mm
Altura del agitador	W	180	mm
Ancho del agitador	L	230	mm
Potencia del motor del agitador	P	19,4	kW
Velocidad de agitación	N	119	RPM
Espesor del cuerpo cilíndrico	t_{cilindro}	0,3	mm
Espesor del fondo cónico	t_{cono}	0,5	mm
Material	Acero AISI 304		
Tipo de Agitador	Turbina de disco de 6 palas planas		

3.3.3.3. Diseño de los tanques agitados de preparación de lechada de cal y preparación de Na₂S₂O₅ al 20 %

La planta tendrá dos tanques agitados de preparación de lechada de cal y dos tanques agitados de preparación de Na₂S₂O₅ al 20 %, cuya geometría será cilíndrica con fondo elipsoidal 2:1. Los tanques serán construidos de acero

inoxidable AISI 304 debido a la corrosividad de los reactivos almacenados. Cada tanque contará con un agitador tipo turbina de 6 aspas planas ubicado en el centro de los mismos a fin de generar corrientes intensas que eviten las masas de líquido estancado. Además, a fin de evitar la formación de vórtices se instalarán 4 deflectores ubicados en forma radial a 90° en las paredes de cada uno de los tanques. En la Tabla 3.22 se presentan los parámetros de diseño de los tanques agitados de preparación de lechada de cal y $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %, cuyas especificaciones técnicas se muestran en las Tablas AXIII.3 y AXIII.4 del Anexo XIII, respectivamente.

Tabla 3.22. Parámetros de diseño de los tanques agitados de preparación de lechada de cal y $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %

Parámetro de diseño	Símbolo	TANQUES AGITADOS		Unidades
		Lechada cal	$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %	
Capacidad	$V_{\text{diseño tanque ox/pre}}$	11,64	21,60	m^3
Altura total del tanque	H	2340	2970	mm
Diámetro del tanque	D	2400	2900	mm
Diámetro del agitador	D_a	800	970	mm
Ancho de los deflectores (4)	J	200	240	mm
Altura base del tanque-agitador	E	800	970	mm
Altura del agitador	W	160	190	mm
Ancho del agitador	L	200	240	mm
Potencia del motor del agitador	P	19,40	18,00	kW
Velocidad de agitación	N	147	105	RPM
Espesor del cuerpo cilíndrico	t_{cilindro}	0,2	0,4	mm
Espesor del fondo semielipsoidal 2:1	t_{cono}	1,0	1,2	mm
Material	Acero AISI 304			
Tipo de Agitador	Turbina de 6 palas planas			

Cada tanque de preparación de lechada de cal almacenará $9,71 \text{ m}^3$ de lechada de cal (15 % sólidos) y cada tanque de preparación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ $18,00 \text{ m}^3$ de solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %. Siendo estas las cantidades requeridas para tratar el efluente cianurado producido en 4 días. Sin embargo, por motivos de seguridad la capacidad los tanques diseñados es un 20 % más del volumen que realmente ocupan los reactivos, como se aprecia en la Tabla 3.22.

3.3.3.4. Diseño del tanque de almacenamiento de agua

El tanque de almacenamiento de agua tiene como objetivo suministrar el agua requerida para la preparación de lechada de cal (15 % sólidos) y el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %. Este tanque será construido de acero inoxidable AISI 304 con el cuerpo cilíndrico y el fondo semielipsoidal 2:1. Este equipo fue diseñado para almacenar 26,97 m³ de agua, que es la cantidad necesaria para la preparación de los reactivos que requiere la planta de tratamiento de efluentes cianurados en 4 días de operación. Sin embargo, por seguridad se sobredimensionó el tanque en un 20 % del volumen que ocupa el agua. En la Tabla 3.23 se presentan los parámetros de diseño de este tanque y en la Tabla AXIII. 5 del Anexo XIII, sus especificaciones técnicas.

Tabla 3.23. Parámetros de diseño del tanque de almacenamiento de agua

Parámetro de diseño	Símbolo	Valor	Unidades
Capacidad	$V_{\text{diseño tanque ox/pre}}$	32,36	m ³
Altura total del tanque	H	4 550	mm
Diámetro del tanque	D	3 100	mm
Espesor del cuerpo cilíndrico	t_{cilindro}	0,5	mm
Espesor del fondo semielipsoidal 2:1	$t_{\text{semiellipse 2:1}}$	1,3	mm
Material	Acero AISI 304		

3.3.3.5. Selección del tromel de cribado

Se empleará un tromel de cribado que permitirá separar el CAG impregnado con Cu^0 del efluente detoxificado proveniente de los tanques de oxidación y precipitación. Este equipo operará en continuo durante las 24 h del día, su capacidad mínima debe ser de 12,97 t/h que corresponde al flujo de descarga de los tanques de oxidación y precipitación. El tamaño de malla de pantalla del tromel debe ser inferior a 2,30 mm para evitar que el CAG impregnado con Cu^0 (malla 4×8) pase a través de la misma. Con base en estos dos criterios se seleccionó de catálogos un tromel de cribado, cuyos parámetros de diseño se muestran en la Tabla 3.24 y las especificaciones técnicas en la Tabla AXIII.6.

Tabla 3.24. Parámetros de diseño del tromel de cribado

Parámetro de diseño	Valor	Unidades
Capacidad	5-20	t/h
Área de la superficie de cribado	1,72	m ²
Largo del tromel	3 000	mm
Ancho del tromel	1 400	mm
Alto del tromel	2 145	---
Energía	4	kW
Diámetro del tambor	1 000	mm
Longitud del tambor	1 500	mm
Tamaño de la malla de pantalla	< 2,38	mm
Peso	2,2	t
Marca	Hengcheng	
Modelo	gt1015	

3.3.3.6. Diseño del sedimentador rectangular

Con el objetivo de separar el precipitado contenido en el efluente cianurado detoxificado, se empleará un sedimentador rectangular que operará en forma continua las 24 h del día. Los parámetros de diseño de este equipo se muestran en la Tabla 3.25 y sus especificaciones técnicas se detallan en la Tabla AXIII.7.

Tabla 3.25. Parámetros de diseño del sedimentador rectangular

Parámetro de diseño	Símbolo	Valor	Unidades
Caudal	Q	12,84	m ³ /h
Carga superficial	Cs	4,63	m ³ /m ² /día.
Largo	L	20 000	mm
Ancho	B	3 500	mm
Profundidad	H	1 500	mm
Periodo de retención	T ₀	8,17	h
Altura máxima	H _{máx}	1 650	mm
Velocidad en los orificios	V ₀	0,1	m/s
Número orificios	n	24	---
Altura de pantalla difusora	h	900	mm

3.3.3.7. Selección del filtro prensa

El lodo (60 % humedad) sedimentado en la zona de lodos del sedimentador será enviado a la cámara de un filtro prensa, en donde el lodo pasará a través de una malla filtrante y los sólidos serán retenidos. El lodo deshidratado (torta con 5 % de humedad) se acumulará hasta que la cámara este completamente llena y posteriormente el filtro prensa será limpiado. Este equipo operará en batch, ya que se bombearán los lodos producidos cada 24 h. El filtro prensa se seleccionó de catálogos con base en el volumen de la cámara calculado, que fue de 5 528,94 L. Los parámetros de diseño de este equipo se presentan en la Tabla 3.26 y sus especificaciones técnicas en la Tabla AXIII.8 del Anexo XIII.

Tabla 3.26. Parámetros de diseño del filtro prensa

Parámetro de diseño	Valor	Unidades
Área de Filtrado	400	m ²
Tamaño de la placa	1 500 × 1 500	mm
Espesor de la torta	30	mm
Volumen de la cámara	5 998	L
Presión del filtro	0,5	MPa
Ancho del filtro	2 100	mm
Alto del filtro	1 900	mm
Peso del filtro	20 300	kg
Energía	2,2 – 5,5	kW
Número de placa	101	
Marca	Blackstone	
Modelo	F400/1500	

3.3.3.8. Diseño de las piscinas de almacenamiento de lodos

La planta de tratamiento de efluentes cianurados tendrá dos piscinas de almacenamiento de lodos, las cuales tienen como objetivo almacenar la torta obtenida del filtro prensa. Las piscinas serán construidas de concreto y cada una tendrá una capacidad de almacenamiento de 107,25 m³, que corresponde a la

cantidad de lodo generado en 5 años de operación de la planta. Los parámetros de diseño de las piscinas de almacenamiento de lodos se muestran en la Tabla 3.27 y sus especificaciones técnicas en la Tabla AXIII.9 del Anexo XIII.

Tabla 3.27. Parámetros de diseño de las piscinas de almacenamiento de lodos

Parámetro de diseño	Símbolo	Valor	Unidades
Capacidad	$V_{\text{piscina alm. lodos}}$	107,25	m ³
Altura	h	3 000	mm
Ángulo de talud	\emptyset	60	°
Medidas de la base mayor	a*×b*	4 540 × 3 810	mm
Medidas de la base menor	a×b	4 540 × 3 810	mm
Geometría	Pirámide truncada rectangular invertida		
Material	Concreto		

3.3.3.9. Selección de accesorios

Se empearán cuatro bombas centrífugas para el transporte del efluente cianurado desde la piscina de almacenamiento de efluentes hasta los tanques de oxidación y precipitación (una bomba para cada tanque); y una bomba centrífuga para el transporte del agua desde el tanque de almacenamiento hasta los tanques agitados de preparación de lechada de cal y Na₂S₂O₅ al 20 %. Estas bombas fueron seleccionadas de catálogos en función de la altura de las bombas y de los caudales calculados. Los cálculos realizados se presentan en Tabla AXII.5 del Anexo XII. En la Tabla 3.28 se indican los parámetros de diseño de las bombas descritas y en la Tabla AXIII.10 del Anexo XIII sus especificaciones técnicas.

Para la dosificación de la lechada de cal (15 % de sólidos) y el Na₂S₂O₅ al 20 % se emplearán bombas dosificadoras de membrana de desplazamiento positivo debido a su alto rendimiento y precisión. La selección de estas bombas se realizó con base en los caudales calculados, los mismos que se detallan el Anexo XII. Las especificaciones técnicas de estas bombas se muestran en Tabla AXIII.11 del Anexo XIII y en la Tabla 3.29 se presentan los parámetros de diseño obtenidos de catálogos.

Tabla 3.28. Parámetros de diseño de las bombas centrífugas

Parámetro de diseño	BOMBAS CENTRÍFUGAS		Unidades
	Transporta el efluente cianurado a tanques de oxidación y precipitación	Transporta agua a los tanques de preparación de reactivos	
Capacidad	3,1 - 14	3,7 - 82	m ³ /h
Cabeza	3,7 - 82	3,8 - 115,4	m
Energía	0,55 - 11	0,55 - 30	kW
Modelo	QI-50	QI-65	---
Marca	An Pump		

Tabla 3.29. Parámetros de diseño de las bombas de membrana de desplazamiento positivo

Parámetro de diseño	BOMBAS DE MEMBRANA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO		Unidades
	Dosifica la solución de Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	Dosifica la lechada de cal (15 % sólidos)	
Caudal	251	144	L/h
Presión	0,5	0,8	MPa
Energía	0,37		kW
Eficiencia	40		%
Modelo	6D-AD43-D115_M	6D-AD43-D95_M	---
Marca	DOSTEC 40		

En la Tabla 3.30 se presenta la descripción de otros accesorios a emplearse en la planta de tratamiento de efluentes cianurados tales como válvulas y codos.

Tabla 3.30. Accesorios empleados en la planta de tratamiento de efluentes cianurados

Accesorio	Cantidad	Descripción
Válvula de pie	4	Se instalarán antes de las bombas centrífugas que transportan el efluente cianurado, a fin de impedir que se produzca el vaciado de la tubería de succión.
Válvula de retención	4	Se instalarán antes de las bombas centrífugas que transportan el efluente cianurado para evitar que el flujo se invierta
Válvula de globo	5	Se instalarán después de cada bomba centrífuga ya que permiten regular el flujo y trabajar con líquidos corrosivos.
Válvula de compuerta	4	Se instalarán al final de la tubería de descarga de los tanques de oxidación y precipitación. La válvula se acoplará a una tubería de 2 in y se abrirá completamente para el vaciado del tanque.
Codos	24	Permitirán unir y direccionar la tubería de acero inoxidable de un diámetro nominal de 2 in (cédula 40).

3.3.4. BALANCE DE ENERGÍA DEL PROCESO

El balance de energía del proceso se realizó con base en la potencia de los equipos empleados en la planta de tratamiento de efluentes cianurados y el tiempo de operación de los mismos. En la Tabla 3.31 se presenta el consumo energético diario de cada uno de los equipos.

Tabla 3.31. Consumo energético diario de los equipos de la planta de tratamiento de efluentes cianurados

Maquinaria	Unidades	Potencia (KW)	Tiempo de operación (h/día)	Consumo energético diario (kW-h)
Tanque agitado de oxidación y precipitación	4	19,40	9	698,40
Tanque agitado de preparación de lechada de cal (15 % sólidos)	1	19,40	24	465,60
Tanque agitado de preparación de solución Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	1	18,00	2	36,00
Tromel de cribado	1	4,00	24	96,00
Filtro prensa	1	3,80	8	30,40
Bombas dosificadoras	8	0,55	9	39,60
Bomba centrífuga (efluentes cianurados)	4	0,55	9	19,80
Bomba centrífuga (agua)	1	0,70	2	1,40
Compresores centrífugos	4	100,00	9	3600,00
Consumo Energético total (KW-h/día)				4987,20

3.3.5. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA (LAY OUT) DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS POR OXIDACIÓN CON DIÓXIDO DE AZUFRE, AIRE Y CARBÓN ACTIVADO GRANULAR IMPREGNADO CON COBRE METÁLICO

En la Figura 3.27 se muestra el lay out de la planta de tratamiento de efluentes cianurados, y en las Figuras 3.28 y 3.29 los cortes laterales con los respectivos códigos y dimensiones de los equipos.

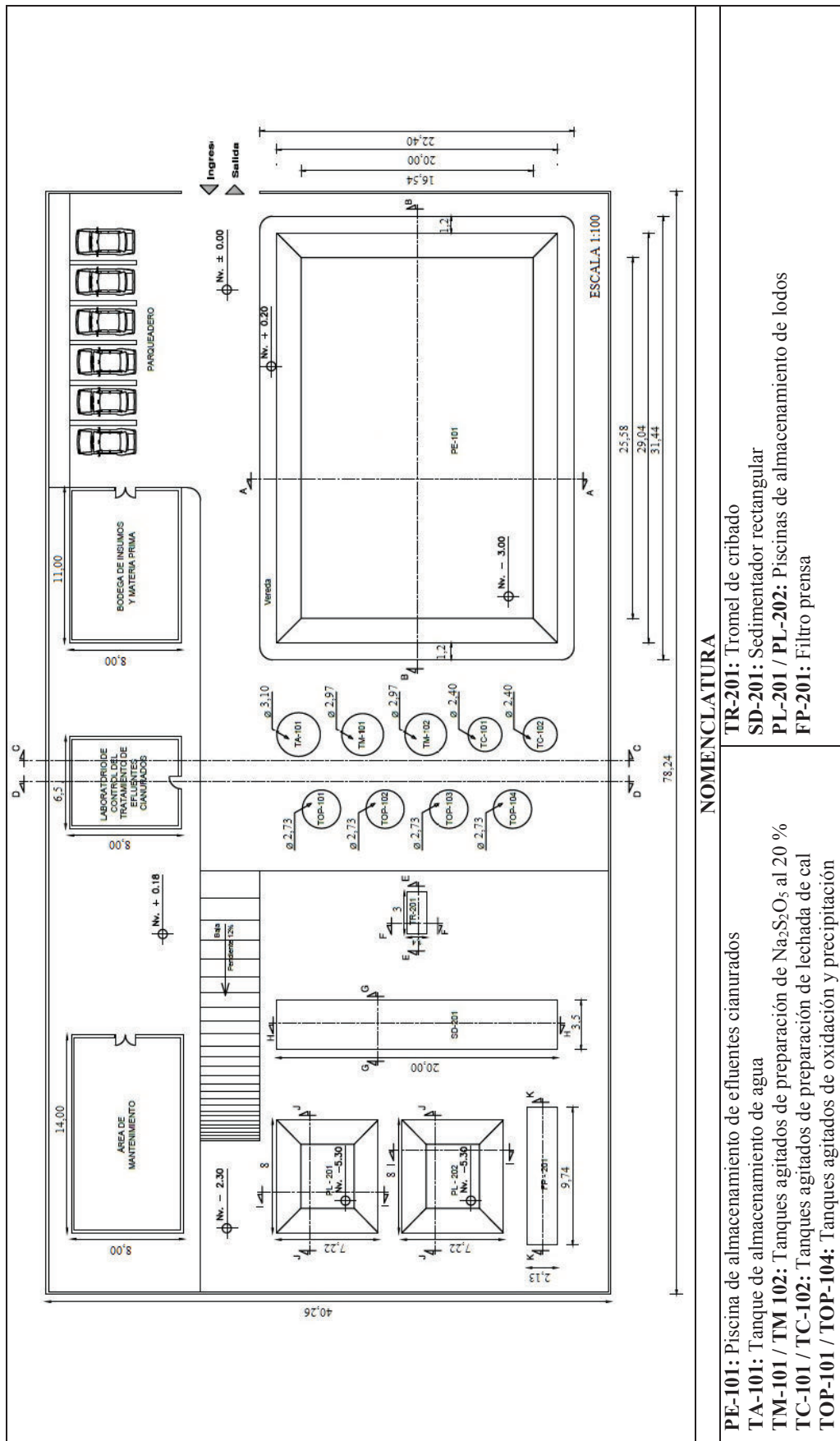


Figura 3.27. Distribución en planta (lay out) de la planta de tratamiento efluentes cianurados

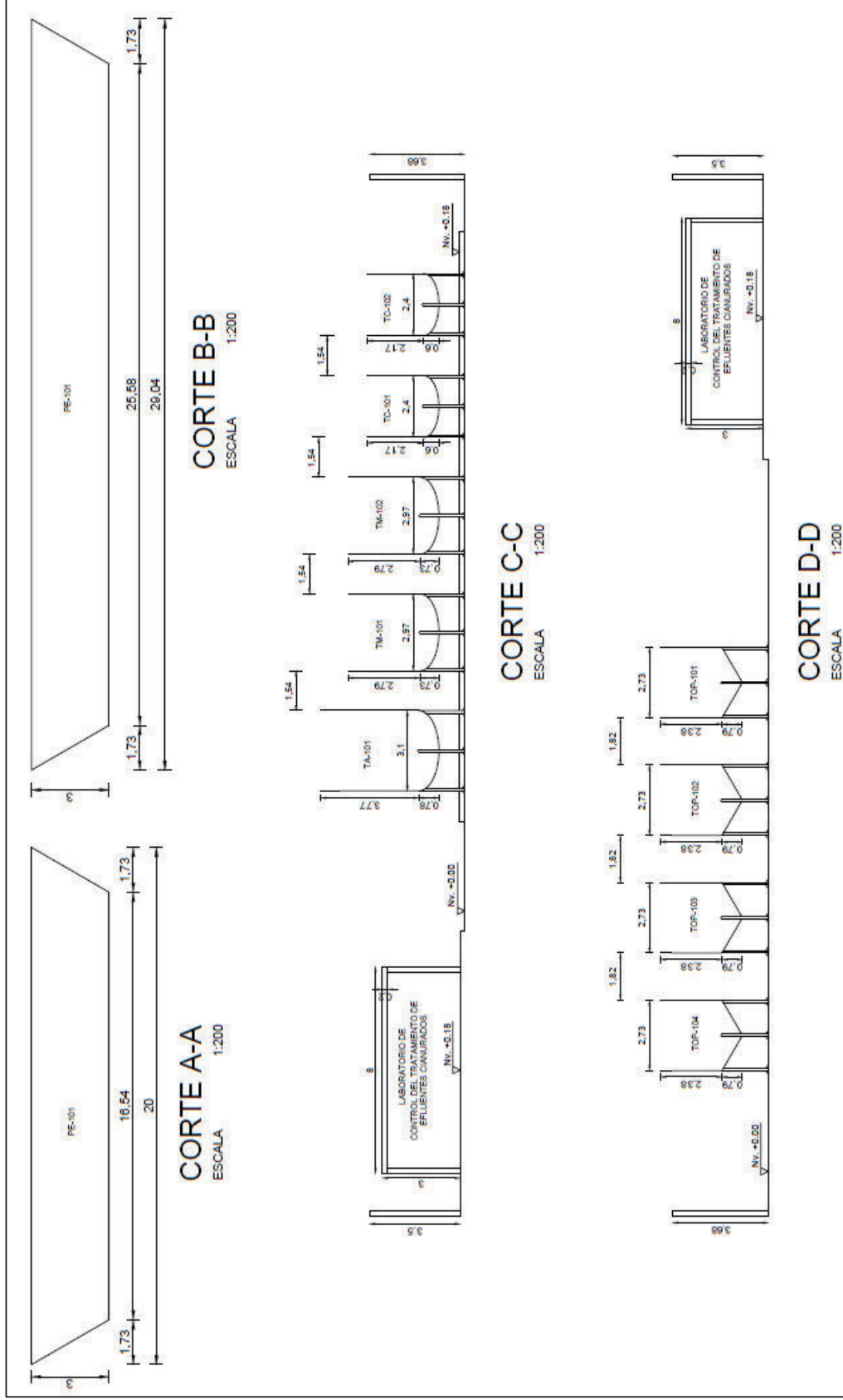


Figura 3.28. Cortes A-A; B-B; C-C y D-D de la distribución en planta

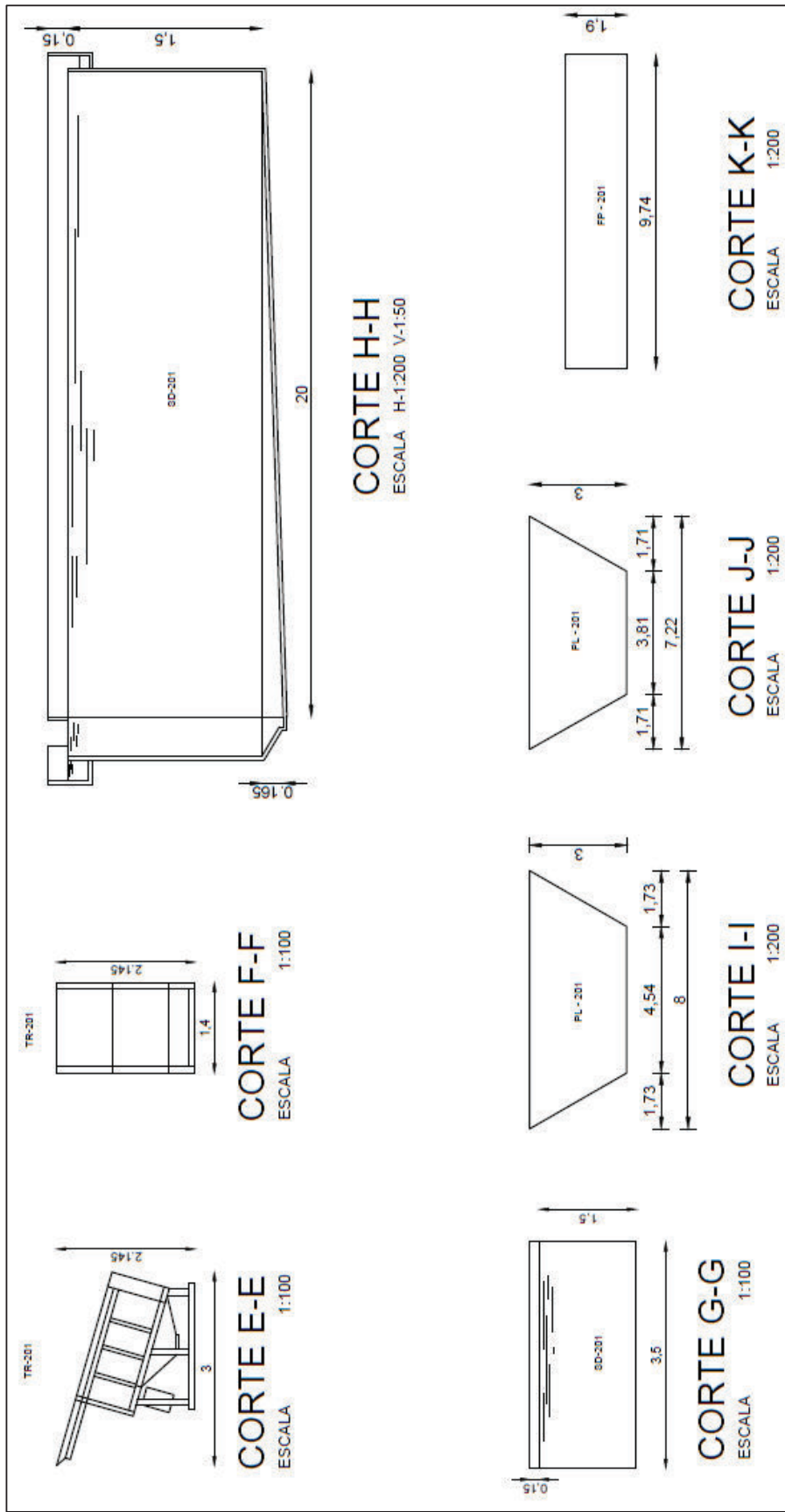


Figura 3.29. Cortes E-E; F-F; G-G; H-H; I-I; J-J y K-K de la distribución en planta

3.4. EVALUACIÓN DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN INDUSTRIAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS

Para la evaluación de la prefactibilidad económica de la implementación industrial de la planta de tratamiento de efluentes cianurados se consideró los gastos de inversión, costos variables y costos fijos del proyecto. A partir de estos costos se definió el precio en USD/m³ de efluente tratado a fin de obtener un TIR del 12 % que es la tasa de interés referencial que otorga el banco. El flujo de caja del proyecto se realizó para un tiempo de vida útil de 10 años.

3.4.1. GASTOS DE INVERSIÓN

En la Tabla 3.32 se muestra la inversión en maquinaria y equipos de la planta de tratamiento de efluentes cianurados.

Tabla 3.32. Inversión en maquinaria y equipos

Equipos	Código	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo Total (USD)
Tanque agitado de oxidación y precipitación	TOP-101 / TOP-104	4	6 000,00	24 000,00
Tanque agitado de preparación de lechada de cal	TC-101 / TC-102	2	4 500,00	9 000,00
Tanque agitado de preparación de Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	TM-101 / TM-102	2	8 000,00	16 000,00
Tanque de almacenamiento de H ₂ O	TA-101	1	10 000,00	10 000,00
Tromel de cribado	TR-201	1	6 000,00	6 000,00
Sedimentador rectangular	SD-201	1	12 000,00	12 000,00
Filtro prensa	FP-201	1	7 500,00	7 500,00
Bombas dosificadoras	BD-1 / BD-8	8	200,00	1 600,00
Bomba centrífuga	BC-1 / BC-5	5	1 500,00	7 500,00
Compresores Centrífugos	CC-1 / CC-4	4	5 000,00	20 000,00
Tubería y Accesorios	---	1	5 500,00	5 500,00
Total (USD)				119 100,00

Por otro lado, se consideró los gastos en la materia prima e insumos para el arranque de la planta, es decir los gastos en $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (97 % de pureza), CAG impregnado de Cu^0 y cal requeridos para el primer día de operación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados. Se determinó la inversión en construcciones tomándose en cuenta los costos de construcción de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados (PE-101), piscinas de almacenamiento de lodos (PL-201 / PL-202), el laboratorio de control de efluentes cianurados y la bodega de insumos y materia prima. Además, se consideró la inversión en el terreno cuyas medidas se muestran en el lay out de la planta de la Figura 3.25 y finalmente la inversión en activos diferidos que comprende los gastos en estudios ambientales y licencias de funcionamiento. En la Tabla 3.33 se presenta un resumen de los gastos de inversión requeridos para la implementación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados.

Tabla 3.33. Gastos de inversión del proyecto

Inversión Fija	Costo (USD)
Materia prima e insumos para arranque de la planta	1 601,80
Maquinaria y equipos	119 100,00
Construcciones	50 000,00
Terreno	100 000,00
Activos diferidos	2 000,00
Total (USD)	272 701,80

La Tabla 3.33 muestra que los mayores gastos de inversión en la implementación de la planta representan las construcciones y el terreno con 150 000,00 USD.

3.4.2. COSTOS DE OPERACIÓN Y CAPITAL DE TRABAJO

Se estimó los costos de operación anuales de mano de obra, materiales directos, servicios industriales, mantenimiento y depreciación de las construcciones, maquinaria y equipos empleados en la planta de tratamiento de efluentes cianurados. A partir de estos costos se calculó el capital de trabajo para la implementación de la planta.

3.4.2.1. Costos de mano de obra

En la Tabla 3.34 se presentan los costos anuales de mano de obra que requiere la planta de tratamiento de efluentes cianurados para su funcionamiento. Para el cálculo de estos costos se consideró el aporte al IESS (11,15 %), fondos de reserva (8,33 %), décimo tercero y décimo cuarto sueldos y vacaciones, cuyos resultados detallados se muestran en la Tabla AXIV.1 del Anexo XIV.

Tabla 3.34. Costos anuales de mano de obra

Cargo	Cantidad	Salario mensual (USD)	Salario anual con beneficios de ley (USD)
Jefe de producción	1	1 200,00	19 959,12
Operario	4	354,00	24 550,04
Administrador	1	1 000,00	16 691,60
Choferes	1	500,00	8 522,80
Costo anual (USD)			69 723,56

Todos los trabajadores de planta tendrán una carga horaria de 8 horas diarias, trabajarán 22 días consecutivos y descansarán 8 días.

Los operarios trabajarán en tres turnos de 6 AM-2PM, 2 PM-10 PM y 10 PM-6AM. Se contratarán cuatro operarios debido a que tres de ellos laborarán diariamente en diferentes turnos y un trabajador estará siempre de vacaciones.

3.4.2.2. Costos de insumos y materias primas

Los insumos y materias primas requeridos para la operación del planta son el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (97 % de pureza), CAG impregnado con Cu^0 y cal. El cálculo de las cantidades diarias requeridas de estos reactivos se obtuvieron del balance de masa mostrado en el Anexo XI. En la Tabla 3.35 se presentan los costos anuales de los insumos y materia prima, la cual evidencia que los costos de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ y CAG impregnado con Cu^0 son los más representativos con respecto al costo total de los insumos y materia prima, con un 78,24 % y 15,36 %, respectivamente.

Tabla 3.35. Costos anuales de insumos y materia prima

Reactivos	Cantidad diaria (kg)	Costo/ kg (USD)	Costo diario (USD)	Costo anual (USD)
Na ₂ S ₂ O ₅ (97 % pureza)	925,9	1,20	1 111,08	405 544,20
CAG impregnado con Cu ⁰	375	3,00	218,24	79 657,60
Cal	378	0,24	90,72	33 112,80
Costo anual (USD)				518 314,60

3.4.2.3. Carga fabril

La carga fabril, constituye los costos indirectos de operación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados. Es decir, costos de servicios industriales, depreciación de activos fijos y mantenimiento de equipos. Para el cálculo del costo de los servicios industriales se consideró el consumo energético de cada equipo de acuerdo a la Tabla 3.31, y se multiplicó por 0,08 ctvs, que es la tarifa eléctrica promedio para el sector industrial según lo establecido por el Consejo Nacional de electricidad (Asamblea Nacional, 2015, p. 17). No se consideró los costos de agua ya que en el sector minero este servicio generalmente proviene de ríos cercanos a las plantas de beneficio. En el caso de la depreciación de los activos fijos, se consideró que las construcciones tienen un tiempo de vida útil de 40 años y la maquinaria de 15 años. En la Tabla 3.36 se muestra un resumen de los costos indirectos que constituyen la carga fabril anual del proyecto.

Tabla 3.36. Carga fabril anual

Servicios Industriales			
Costo energético anual (USD)			143 631,36
Depreciación			
Item	Valor (USD)	Período Depreciación (Años)	Depreciación (USD)
Maquinaria	119 100,00	15	7 940,00
Edificaciones	50 000,00	40	1 250,0
Costo depreciación anual (USD)			9 190,00
Costo mantenimiento anual (USD)			11 910,00
Costo anual (USD)			164 731,40

3.4.2.4. Capital de trabajo

El capital de trabajo constituye el financiamiento requerido para solventar los costos operacionales de la puesta en marcha de un proyecto durante el período donde no se recibe ingresos. En el caso de la implementación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados se consideró que los ingresos por la venta de esta tecnología se empezarán a recibir a partir del primer mes de prestación de este servicio como se muestra en la Tabla 3.37.

Tabla 3.37. Capital de trabajo para la puesta en marcha del proyecto

Costos operacionales	Costo operacional mensual (USD)
Materia Prima e insumos	43 192,88
Mano de obra	5 810,30
Carga Fabril	13 727,62
Capital de Trabajo (USD)	62 730,80

3.4.3. INVERSIÓN TOTAL Y FINANCIAMIENTO

Para la puesta en marcha de la planta de tratamiento de efluentes cianurados se planteó que el 50 % de los gastos de inversión totales (inversión fija y capital de trabajo) se financien por las partes interesadas en implementar el proyecto y que el 50 % restante se adquiriera mediante un préstamo bancario. En la Tabla 3.38 se presenta los montos de inversión y financiamiento para la puesta en marcha de este proyecto.

Tabla 3.38. Inversiones y financiamiento para la puesta en marcha de la planta de tratamiento de efluentes cianurados

Inversiones	Valor (USD)
Inversión fija	272 701,80
Capital de trabajo	62 730,80
Inversión total	335 432,60
Financiamiento Bancario (50 %)	167 716,30

El préstamo bancario adquirido se pagará en un plazo de diez años, cuyos pagos serán a cuota fija con una tasa de interés del 10,21 %, siendo esta la tasa activa efectiva máxima del mes de marzo del 2015 para el segmento Productivo Empresarial (Créditos inferiores a 200 000,00 USD dirigidos a la pequeña y mediana industria), según lo establecido por el Banco Central del Ecuador. En la Tabla AXIV.3 del Anexo XIV se presenta la tabla de amortización del préstamo.

3.4.4. COSTOS FIJOS Y COSTOS VARIABLES

En la Tabla 3.39 se presentan los costos de la implementación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados, clasificados en costos fijos y variables.

Tabla 3.39. Costos fijos y variables anuales para la implementación de la planta

Costos	Costos Fijos (USD)	Costos Variables (USD)
Insumos y materia prima	---	518 314,60
Mano de obra	69 723,56	---
Mantenimiento	11 910,00	---
Servicios Industriales	---	143 631,36
Costo anual (USD)	81 633,56	661 945,96

Los costos fijos son aquellos que se generan independientemente del volumen de efluente detoxificado mientras que los costos variables son función del volumen de efluente tratado.

3.4.5. PRECIO DEL TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS

El precio en USD/m³ de efluente tratado por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰ se estableció tomando como referencia un TIR del 12 %, que es el interés referencial al cual otorga los créditos el Banco Central del Ecuador. El precio obtenido se comparó con el precio de otros tratamientos comerciales tales como el ácido de caro y el peróxido de hidrógeno que tienen un costo

referencial de 4 USD/kg cianuro total (Pesántez et al., 2008, p. 1). En la Tabla 3.40 se muestra el precio en USD/ m³ efluente detoxificado mediante proceso INCO modificado con CAG impregnado con Cu⁰ (desarrollado en este estudio) y el precio con ácido de caro y peróxido de hidrógeno.

Tabla 3.40. Precio en USD/m³ de efluente tratado con los procesos INCO modificado con CAG impregnado con Cu⁰, ácido de caro y peróxido de hidrógeno

Proceso	USD/ m ³ efluente tratado
INCO modificado con CAG impregnado con Cu ⁰	6,70
Peróxido de hidrógeno	1,73
Ácido de caro	1,73

La Tabla 3.40 evidencia que el precio del tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰ planteado en este estudio es de 6,70 USD/m³ de efluente tratado, mientras que otros tratamientos de destrucción de cianuro como el ácido de caro y el peróxido de hidrógeno tienen un costo de 1,73 USD/m³ de efluente tratado. Lo cual indica que el método planteado en este estudio 3,87 veces más caro que otros métodos encontrados en el mercado. Sin embargo, se debe considerar que el método INCO modificado con CAG impregnado con Cu⁰ a diferencia del ácido de caro permite llegar a los límites permisibles de descarga de cianuro de total y de metales (Cu, Fe, Zn, Cd y Ni) establecidos en el Texto Unificado de Legislación Ambiental, por lo que no necesita de otros métodos de detoxificación complementarios.

Por otro lado, en vista del alto precio del tratamiento planteado en este estudio se deberían realizar más investigaciones a fin de optimizar el empleo de Na₂S₂O₅, que es el reactivo que representa el mayor costo en el tratamiento, ascendiendo a 3,70 USD/m³ de efluente tratado. Además, considerando que la cantidad de reactivos empleados en el proceso INCO es función del contenido inicial de cianuro en el efluente, se podría emplear este proceso como un tratamiento complementario a otro (AVR, SART, ácido de caro, etc), a fin de llegar a los límites permisibles de cianuro y metales establecidos en la normativa ambiental vigente.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- Los porcentajes de remoción de CN^- de las soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN en ausencia de aire; 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (concentración inicial) y 50 mg/L Cu^{2+} (CuSO_4) a pH 9,5; 10,0 y 11,0 fue de 47,3 %; 32 % y 28 %, respectivamente en 480 min. Mientras que el porcentaje de remoción de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ fue de 18,8 %; 15,0 % y 0,0% a pH 9,5; 10,0 y 11,0, respectivamente.
- Independientemente del pH de trabajo la adición de los 50 mg/L Cu^{2+} (CuSO_4) a la soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN disminuyó el contenido de CN^- en 63,7 mg/L CN^- debido a la formación de iones cianocupratos.
- Los porcentajes de remoción de CN^- de las soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN tratadas con 2 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (concentración inicial); 276 NL/h aire; 400 RPM y 50 mg/L Cu^{2+} a pH 10,0 y 11,0 fueron de 84 % y 72 %, respectivamente en 480 min. Mientras que los porcentajes de remoción de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ fueron del 100 % a los 150 min a pH 10,0 y del 94,1 % a pH 11,0 a los 480 min, lo cual indica que a pH 10,0 se ve favorecida la oxidación de CN^- a CNO^- , en la cual el SO_3^{2-} obtenido del $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ pasa a ión sulfato (SO_4^{2-}).
- En el tratamiento de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN a pH 10,0; 50 mg/L Cu^{2+} ; 400 RPM; 276 NL/h aire y una concentración inicial de 3 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se obtuvo el 84 % de remoción de CN^- en 480 min. Mientras que al usar una concentración constante de 1 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (equivalente a añadir al inicio del proceso 3 000 mg/L $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) se tuvo este mismo porcentaje de remoción en 210 min, debido a que al ir añadiendo paulatinamente el $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ de acuerdo a las necesidades del proceso se minimiza la reacción directa del SO_3^{2-} con el O_2 .

- Las cinéticas de oxidación del proceso INCO de soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN bajo las mejores condiciones de operación (276 NL/h aire; pH 10,0 y concentración constante de 1 000 mg/L Na₂S₂O₅) con los diferentes catalizadores de Cu se ajustaron a una cinética de primer orden con respecto CN⁻. Las velocidades específicas de reacción más relevantes se obtuvieron con 50 mg/L Cu²⁺ obtenido a partir de CuSO₄ ($k_1 = 0,4285 \text{ h}^{-1}$), 50 g/L de CAG impregnado con CuSO₄ ($k_1 = 3,9630 \text{ h}^{-1}$), 50 g/L de CAG impregnado con Cu⁰ ($k_1 = 30,0640 \text{ h}^{-1}$) y 10 g/L Cu⁰ granular ($k_1 = 0,4225 \text{ h}^{-1}$).
- Los tiempos de oxidación del 98 % de CN⁻ de las soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN bajo las mejores condiciones de operación del proceso INCO (pH 10,0; 400 RPM; 276 NL/h aire y una concentración constante de 1 000 mg/L Na₂S₂O₅) fueron 210 min con 50 mg/L Cu²⁺ obtenido a partir de CuSO₄, 40 min con 50 g/L de CAG impregnado con CuSO₄, 8 min con 50 g/L de CAG impregnado con Cu⁰ y 195 min con 10 g/L Cu⁰ granular.
- El método INCO permitió oxidar el CN⁻ y precipitar el Cu presente en las soluciones sintéticas de 500 mg/L NaCN. Los mejores resultados en el tratamiento de detoxificación de estas soluciones se obtuvieron a pH 10,0; 1 000 mg/L Na₂S₂O₅ (concentración constante); 400 RPM; 276 NL/h aire; y 5 g/L CAG impregnado con Cu⁰, llegando a 0,28 mg/L CN_{TOTAL} y 1,22 mg/L Cu en 80 min. Al emplear dosificaciones mayores a 5 g/L de CAG impregnado con Cu⁰, el contenido de Cu luego de la precipitación fue mayor a 20 mg/L, que es un valor superior al establecido por la normativa ambiental vigente (1 mg/L Cu).
- La detoxificación de los efluentes cianurados industriales mediante el método INCO modificado (276 NL/h aire; pH 10,0; concentración constante de 1000 mg/L Na₂S₂O₅ y 5 g/L CAG impregnado con Cu⁰) permitió remover el CN_{TOTAL} del efluente Orenas de 432,50 mg/L a 0,06 mg/L CN_{TOTAL} en 90 min y del efluente Paz Borja de 112,50 mg/L a 0,05 mg/L CN_{TOTAL} en 40 min. Es decir, se alcanzó concentraciones inferiores a 0,1 mg/L de CN_{TOTAL} que es el límite de descarga a un cuerpo de agua dulce según lo establecido en el TULAS.

- El efluente cianurado Orenas con 0,31 mg/L Au; 0,54 mg/L Ag; 113 mg/L Cu; 0,02 mg/L Cd; 2,17 mg/L Zn; 1,25 mg/L Ni y 28,20 mg/L Fe, luego de la precipitación tuvo un contenido de metales de 0,27 mg/L Au; 0,06 mg/L Ag; 0,36 mg/L Cu; < 0,01 mg/L Cd; < 0,01 mg/L Zn; 0,10 mg/L Ni y 0,11 mg/L Fe; los mismos que cumplen con la normativa ambiental vigente. Lo cual indica que método INCO precipita los metales paulatinamente conforme se va dando la oxidación y que solamente remueve los complejos de CN_{WAD} y de Fe.
- El efluente cianurado Paz Borja con 0,14 mg/L Au; 0,81 mg/L Ag; 10,59 mg/L Cu; <0,01 mg/L Cd; 0,27 mg/L Zn; 0,90 mg/L Ni y 5,20 mg/L Fe, luego de la precipitación tuvo 0,13 mg/L Au; 0,20 mg/L Ag; 20,84 mg/L Cu; < 0,01 mg/L Cd; 0,07 mg/L Zn; 0,58 mg/L Ni y 3,49 mg/L Fe. En este caso el contenido de Cu aumenta al pasar del tiempo posiblemente debido a que el contenido de Fe es muy bajo comparado con el efluente Orenas (28,20 mg/L Fe) por lo que no es posible la precipitación de especies complejas insolubles con el Fe y el Cu.
- Los análisis de difracción de rayos X mostraron que el precipitado del efluente Orenas contiene hidróxido de Cu II, complejos de cianuro de Fe y Cu, sulfuros de Fe, Cu y Ni y sulfato de Fe, lo cual confirmó que el Fe juega un papel importante en el proceso de precipitación de los metales del efluente cianurado.
- Las operaciones unitarias a llevarse a cabo en el tratamiento de 300 m³/día de efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰ son almacenamiento, oxidación y precipitación, cribado, sedimentación y filtración. Para ello, la planta de tratamiento de efluentes cianurados contará con una piscina de almacenamiento de efluentes cianurados, cuatro tanques de oxidación y precipitación, un tromel de cribado, un sedimentador rectangular y dos piscinas de almacenamiento de lodos.
- La implementación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰ requiere una inversión total de 363 738,21 USD y el precio del tratamiento por m³ de efluente cianurado detoxificado es de 6,70 USD para alcanzar un TIR del 12 %.

4.2. RECOMENDACIONES

- Detoxificar efluentes cianurados por oxidación con SO_2 , aire y CAG impregnado con Cu^0 a escala piloto, a fin de definir otras variables importantes del proceso tales como la aireación y el tipo de agitación.
- Estudiar la oxidación del CN^- con el método INCO modificado con CA impregnado con Cu^0 en un proceso de tratamiento continuo del efluente cianurado.
- Buscar nuevas alternativas para disminuir la cantidad de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ empleado en tratamiento de los efluentes cianurados, con el objetivo de reducir los costos del tratamiento.
- Realizar estudios para recuperar los metales presentes en el precipitado obtenido del tratamiento de los efluentes cianurados por el método INCO.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Adams, M. (1990). The chemical behavior of cyanide in the extraction of gold.1. Kinetics of cyanide loss in the presence and absence of activated carbon. *Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy*, 90 (2), 37-44. Recuperado de <http://www.saimm.co.za/Journal/v090n02p037.pdf>
2. Adams, M. (1994). Removal of cyanide from solution using activated carbon. *Minerals Engineering*, 7(9), 1165-1177. doi: 10.1016/0892-6875(94)90004-3
3. Adams, M. (2013). Impact of recycling cyanide and its reaction products on upstream unit operations. *Minerals Engineering*, 53 (1), 241-255. doi: 10.1016/j.mineg.2013.04.012
4. Akcil, A. (2003). Destruction of cyanide in gold mill effluents: Biological versus chemical treatments. *Biotechnology Advances*. 21 (1), 501-511. doi:10.1016/S0734-9750(03)00099-5
5. Alibaba. (2015a). Catálogo de tromel de cribado. Recuperado de <http://spanish.alibaba.com/p-detail/Construido-en-el-%C3%BAltimo-aluvial-comercial-del-procesamiento-de-pantallas-tr%C3%B3mel-de-oro-para-Brasil-300003815504.html> (Febrero, 2015)
6. Alibaba. (2015b). Automatic Filter press machine. Recuperado de http://www.alibaba.com/product-detail/Automatic-filter-press-machine_917217499.html (Febrero, 2015)
7. Alibaba. (2015c). Bombas centrífugas de agua. Recuperado de http://www.alibaba.com/product-detail/bombas-de-agua-centrifugas_2016014361.html (Febrero, 2015)
8. ASTM International. (2009). *ASTM D2036-09, Standard Test Methods for Cyanides in Water*. doi: 10.1520/D2036-09

9. Asamblea Nacional. (2015). Ley Orgánica del Servicio Público de Energía Eléctrica. Recuperado de <http://www.conelec.gob.ec/normativa/Ley%20Org%C3%A1nica%20del%20Servicio%20P%C3%ABlico%20de%20Energ%C3%ADa%20El%C3%A9ctrica.pdf>. (Marzo, 2015)
10. Behnamfard, A. y Salarirad, M. (2009). Equilibrium and kinetic studies on free cyanide adsorption from aqueous solution by activated carbon. *Journal of Hazardous Materials*, 170 (1), 127-133. doi:10.1016/j.jhazmat.2009.04.124
11. Bhatnagar, A. Hogland, W. Marques, M. y Sillanpää, M. (2013). An overview of the modification methods of activated carbon for its water treatment application. *Chemical Engineering Journal*, 219 (1), 499-511. doi:10.1016/j.cej.2012.12.038
12. Blouin, J. y Peynaud, E. (2003). *Enología práctica: Conocimiento y elaboración del vino*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=C-lkDmQUkxEC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Junio, 2014)
13. Boening, D. y Chew, C. (1997). A critical review: General toxicity and environmental fate of three aqueous cyanide ions and associated ligands. *Water, Air, and Soil Pollution*, 109 (1), 67-79. Recuperado de <http://link.springer.com/article/10.1023/A:1005005117439#page-1> (Julio, 2014).
14. Botz, M. (2001). Overview of cyanide treatment methods. *Mining Environmental Management*, 1 (1), 1-10. Recuperado de <http://chemistry.mdma.ch/hiveboard/rhodium/pdf/cyanide.destruction.overview.pdf> (Junio, 2014)
15. Botz, M. Mudder, T. y Akcil, A. (2005). Cyanide treatment: Physical, chemical and biological processes. *Elsevier B.V.*, 15 (1), 672-702. doi:10.1016/S0167-4528(05)15028-5

16. Breuer, P. Jeffery, C. y Meakin, R. (2011). Fundamental investigations of the SO₂/air, peroxide and caro's acid cyanide destruction processes. *CSIRO Process Science and Engineering*. 1 (1), 1-13. Recuperado de <https://publications.csiro.au/rpr/download?pid=csiro:EP112870&dsid=DS2>. (Enero,2015)
17. Castillo, H. (2013). *Diseño de una planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación del ión cianuro con aire y carbón activado modificado con cobre y plata*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del Título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
18. Couper, J. Penney, W. Fair, J. y Walas, S. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, (3era ed.). Arkansas, Estados Unidos: Elsevier Butterworth-Heinemann
19. Dai, X., Simons, A. y Breuer. P. (2012). A review of copper cyanide recovery technologies for the cyanidation of copper containing gold ores. *Minerals Engineering*, 25 (1), 1-13. doi:10.1016/j.mineng.2011.10.002
20. Dash, R. Gaur, A. y Balomajumder, C. (2009). Cyanide in industrial wastewaters and its removal: A review on biotreatment. *Journal of Hazardous Materials*, 163 (1), 1-11. doi:10.1016/j.jhazmat.2008.06.051
21. Dash, R. Balomajumder, C. y Kumar, A. (2009). Removal of cyanide from water and wastewater using granular activated carbon. *Chemical Engineering Journal*, 146(3), 408-413. doi: 10.1016/j.cej.2008.06.021
22. Deveci, H. Yazici, E., Alp, I. y Uslu, T. (2006). Removal of cyanide from aqueous solutions by plain and metal-impregnated granular activated carbons. *International Journal of Mineral Processing*, 79(3), 198-208. doi: 10.1016/j.minpro.2006.03.002

23. Flynn, C. y MacGuill S. (1995). *Cyanide Chemistry: Precious metals processing and waste treatment*. Reno, Estados Unidos: Bureau of mines
24. Higuera, O. Tristancho, J. y Florez, L. (2007). Comportamiento electroquímico del cobre en soluciones cianuradas. *Scientia et Technica*, 36 (1), 239-244. Recuperado de <http://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/4792444.pdf> (Diciembre, 2014)
25. Indostra. (2008). Catálogo bomba dosificadora Dostec. Recuperado de http://indostra.com/docs/Indostra_itc_catalogo_bombas_dosificadoras_electricas_dostec40-50.pdf (Febrero, 2015)
26. Instituto Ecuatoriano de Normalización. (1998). Norma Técnica Ecuatoriana NTE INEN 2 169:98. Recuperado de http://www.grupoquimicomarcos.com/downloads/medios_de_preservacion_de_muestras.pdf (Agosto, 2014)
27. Játiva, J. y Ortiz, M. (2005). Estudio técnico financiero de la central térmica Esmeraldas en el período 2005-2015. En XIX Jornadas en Ingeniería Eléctrica y Electrónica, Quito, Ecuador. Recuperado de iecfie.epn.edu.ec/wss/VirtualDirectories/80/JIEE/historial/XIXJIEE/25Estudio%20tecnico%20financiero%20central%20termica%20esmeraldas.pdf (Marzo, 2015)
28. Johnson, C. (2014). The fate of cyanide in leach wastes at gold mines: An environmental perspective. *Applied Geochemistry*. doi:10.1016/j.apgeochem.2014.05.023
29. Kiruthika, A. y Shrinithya. (2008). Cyanide detoxification and recovery of gold from gold effluent. *Advanced Biotech*, 1 (1), 20-26. doi: 10.5772/56965
30. Kuyucak, N. y Akcil, A. (2013). Cyanide and removal options from effluents in gold mining and metallurgical processes. *Minerals Engineering*, 50-51 (1), 13-29. doi: 10.1016/j.mineng.2013.05.027

31. Linarte, R. (2001). *Destrucción de cianuros en efluentes de la industria minera mediante el empleo de reductores químicos*. Primer Congreso de Catálisis Industrial, Tizayuca, México. Recuperado de http://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&ved=0CBwQFjAA&url=http3A%2F%2Fwww.conflictosmineros.net%2Fagregar-documento%2Festudios-e-informes%2Fsustancias toxicas%2Fcianuro%2Fdestruccion-ddecianuro%2Fdownload&ei=wAsGVYeyAoekgwSixYOoCA&usg=AFQjCNGICSoXV-TtpYs0y1yolecoka-AWg&sig2=PPzMxA2FlysILCVuRb7O_g (Septiembre, 2014)
32. Logsdon, M. Hagelstein, K. y Mudder, T. (1999). *The management of Cyanide in gold extraction*. Recuperado de <http://static1.squarespace.com/static/516c6bb1e4b0e4e26c1d8e53/t/51b9546ae4b003975d41bbca/1371100266892/ICMMCY~1.PDF> (Junio, 2014)
33. Lu, J. Dreisinger, D. y Cooper, W. (2002). Thermodynamics of the aqueous copper–cyanide system. *Hydrometallurgy*, 66 (1), 23-36 doi:10.1016/S0304-386X(02)00081-6
34. MaCabe, L. y Smith, J. (2003). Operaciones básicas de Ingeniería Química. (1era ed.). Barcelona, España: Editorial Reverté, S.A.
35. Marsden, J. y House, I. (2006). The chemistry of gold extraction. (2da. ed.). Gran Bretaña, Inglaterra: Ellis Horwood Limited.
36. Ministerio del Ambiente. (2003). *Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundaria, Libro VI, Anexo 1*. Recuperado de <http://www.efficacitas.com/efficacitases/assets/Anexo%201.pdf> (Agosto, 2014)
37. Mosher, J. y Figueroa, L. (1996). Biological oxidation of cyanide: A viable treatment option for the minerals processing industry?. *Minerals Engineering*, 9 (1), 573-581. doi:10.1016/0892-6875(96)00044-1
38. Mott, R. (2006). *Mecánica de Fluidos*. (6ta Edición). Naucalpan de Juárez, México: Pearson Educación

39. Mudder, T., Botz, M. y Smith, A. (2001). *Chemistry and treatment of cyanidation wastes*. (2da Edicion). Londres, Inglaterra: Minig Journal Books LTD.
40. Nava, A. Elorza, E. Uribe, A. y Pérez, R. (2007). Análisis químico de cianuro en el proceso de cianuración: revisión de los principales métodos. *Revista de Metalurgia*, 43 (1), 20-28, doi:10.3989/revmetalm.2007.v43.i1.48
41. Oleson, J. y Lin H. (2004). Modeling of SO₂/air cyanide destruction process. En 2004 SME Annual Meeting. (pp.1-6). Denver, Colorado.
42. Organización Panamericana de la Salud y Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. (2005). Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores, UNATSABAR, 1(1), 1-28. Recuperado de <http://www.bvsde.ops-oms.org/tecapro/documentos/agua/158esp-diseno-desare.pdf> (Enero, 2015)
43. Peña, A. Vázquez, B. Jimenez, E. y Fociños R. (2014). Captación de agua mediante balsa de agua. *Burutek*. 1 (1), 1-42
44. Pesántez, D. de la Torre, E. y Guevara, A. (2008). Influencia del ion cúprico y del cobre metálico en la oxidación del cianuro libre con aire y carbón activado. *Revista Politécnica*, 1 (1), 1-7. Recuperado de http://revistapolitecnica.epn.edu.ec/ojs2/index.php/revista_politecnica2/articloe/view/276 (Enero, 2015)
45. Pesántez, D. (2010). *Estudio de la influencia de sales de cobre en la oxidación del ión cianuro con aire y carbón activado*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del Título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador

46. Ingresoll Rand. (2013). Catálogo de compresores de aire centrífugos. Recuperado de http://www.interempresas.net/FeriaVirtual/Catalogos_y_documentos/2540/Centac--catalogo.pdf (Febrero, 2015)
47. Sacher, W. y Acosta, A. (2012). *La minería a gran escala en Ecuador: Análisis y datos estadísticos sobre la minería industrial en el Ecuador*. (1era. ed.). Quito, Ecuador: Abya-Yala.
48. Sandoval, F. (2001). Small-scale mining in Ecuador. *Mining, Minerals and Sustainable Development*, 75(1), 3-28. Recuperado de <http://pubs.iied.org/pdfs/G00720.pdf?> (Agosto, 2014)
49. Sinnott, R. (2005). *Chemical engineering design*. (4ta Edición). Amsterdam, Boston: Elsevier Butterworth-Heinemann
50. Stavropoulos, G. Skodras, G. y Papadimitriou, K. (2013). Effect of solution chemistry on cyanide adsorption in activated carbon. *Applied Thermal Engineering*, 1 (1), 1-4. doi:10.1016/j.applthermaleng.2013.09.060
51. Teixeira, L. Montalvo, J. Yokoyama, L. Fonseca, F. y Marquez, C. (2013). Oxidation of cyanide in effluents by Caro's Acid. *Minerals Engineering*. 45 (1), 81-87. doi:10.1016/j.mineng.2013.01.008
52. Yazici, E. Deveci, H. y Alp, I. (2009). Treatment of cyanide effluents by oxidation and adsorption in batch and column studies. *Journal of Hazardous Materials*, 166 (1), 1362-1366. doi:10.1016/j.jhazmat.2008.12.050
53. Young, C. y Jordan, T. (1995). Cyanide remediation: Current and past technologies. 10th Annual Conference on Hazardous Waster Research. 104-129. Recuperado de <https://www.engg.ksu.edu/hsrc/95Proceed/young.pdf> (Agosto, 2014)

ANEXOS

ANEXO I

CALIBRACIÓN DEL ROTÁMETRO

Para la calibración del rotámetro marca ROTA se emplearon los equipos y materiales que se enlistan a continuación:

- 1 balde de 20 L con una llave de agua potable acoplada
- 1 probeta de 1000 mL
- mangueras
- 1 compresor Air America de 1HP
- 1 cronómetro
- 1 balanza analítica Meltier PE 11, 10 kg, 0,1 g

Inicialmente se armó el sistema de calibración como se presenta en la Figura AI.1, se llenó y se tapó el balde con agua. Posteriormente, se abrió la llave de agua a fin de generar vacío en el sistema (no fluye agua a través de la llave). Se abrió la válvula que permite el paso de aire procedente del compresor, hasta que el flotador del rotámetro se estabilizó a la altura deseada.

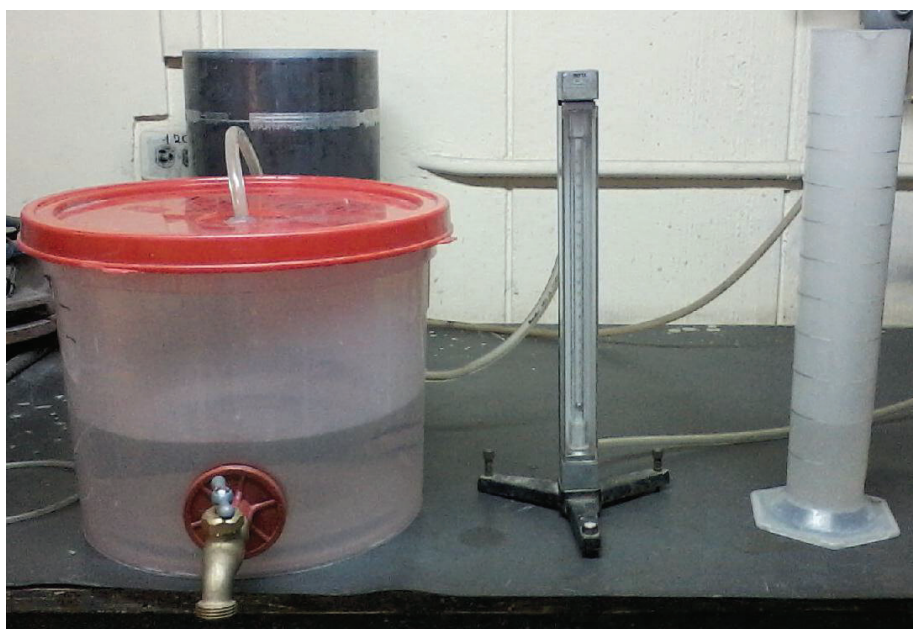


Figura AI.1. Esquema de los equipos empleados en la calibración del rotámetro

La presión del aire ejercida al interior del balde hizo que el agua empiece a fluir a través de la llave acoplada. Este flujo de agua se midió a partir de la masa de agua recolectada en la probeta en un tiempo determinado, para lo cual se usó un cronómetro.

Cada medición se realizó por tres veces consecutivas y se sacó el promedio del flujo obtenido para diferentes alturas marcadas por el flotador en el rotámetro.

El cálculo del flujo de aire medido se presenta en la ecuación AI.1. Finalmente, se corrigió el flujo de aire calculado con respecto a la presión y temperatura a condiciones estándar (1 atm y 25°C) para lo cual se empleó la ecuación AI.2.

$$Q_{\text{medido}} = \frac{m_a \times \rho_a}{t} \quad [\text{AI.1}]$$

Donde:

Q_{medido} : Caudal de agua recolectado (cm³/min)

m_a : Masa de agua recolectada (g)

ρ_a : Densidad del agua a temperatura ambiente (g/cm³)

t : Tiempo de recolección del agua

$$Q_{\text{corregido}} = Q_{\text{medido}} \times \frac{P_b - P_v}{760} \times \frac{530}{T} \quad [\text{AI.2}]$$

Donde:

$Q_{\text{corregido}}$: Caudal corregido a las condiciones ambientales (cm³/min)

P_b : Presión barométrica (mmHg)

P_v : Presión de vapor a temperatura ambiente (mmHg)

T : Temperatura absoluta de los gases (°R)

En Tabla AI.1 se presentan los datos obtenidos en la calibración del rotámetro, a partir de los cuales se obtuvo la curva de calibración del rotámetro presentada en la Figura AI.2.

Tabla AI.1. Flujos obtenidos para la calibración del rotámetro

Altura flotador	Q _{medido}	Q _{corregido}	Q _{corregido}
cm	cm ³ /min	cm ³ /min	NL/h
0,0	0,0	0,0	0,0
2,0	606,1	649,0	38,9
4,0	1270,4	1360,3	81,6
6,0	2050,9	2196,0	131,8
8,0	2989,6	3201,1	192,1
10,0	3442,6	3686,1	221,2
13,0	4306,0	4610,7	276,6

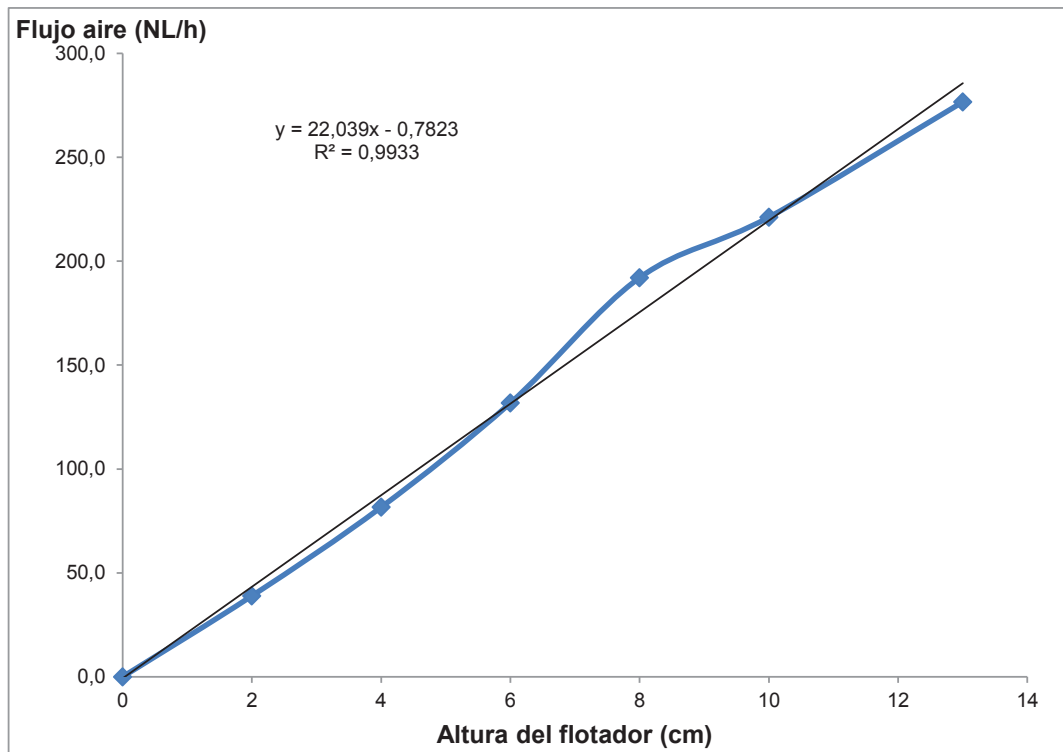


Figura AI.2. Curva de calibración del rotámetro

ANEXO II

DETERMINACIÓN DE CIANURO LIBRE POR VOLUMETRÍA

La determinación del contenido de CN^- por volumetría es un método analítico basado en la norma ASTM D2036-09, que tiene un límite máximo de detección de 5 mg/L. Este método se fundamenta en la reacción del nitrato de plata (AgNO_3) con el CN^- a pH alcalino, a fin de formar el complejo soluble $\text{Ag}(\text{CN})_2^-$. Cuando ya no hay presencia de CN^- , el complejo precipita como AgCN o reacciona con el indicador que generalmente es yoduro de potasio (KI) a fin de formar yoduro de plata (AgI). En los dos casos es posible detectar el punto final de la titulación a partir de la aparición de una turbidez permanente color amarilla, la cual requiere de un fondo oscuro para poder distinguirla de la transparencia de la solución original (Nava, Elorza, Uribe y Pérez, 2007, p. 23).

Procedimiento

Se preparó una solución de AgNO_3 1,8987 g/L, para lo cual se disolvió 1,6987 g de AgNO_3 en agua destilada y se aforó a 1 L. Como indicador se empleó KI al 10%, para ello se disolvió 10 g de KI en agua y se aforo en 1 L de agua. Se tomó una alícuota de la solución cinuarada (solución sintética de NaCN o del efluente cianurado) de 5 mL, a la cual se añadió 2 gotas de KI al 10%. Con una bureta se añadió gota a gota la solución de AgNO_3 , hasta llegar al punto de viraje. Finalmente, se realizó los cálculos estequiométricos a partir de la reacción química presentada en la ecuación AII.1, a fin conocer la concentración de CN^- , presente en la solución valorada.



Peso molecular AgNO_3 : 169,87 g/ mol

Peso molecular NaCN: 49,00 g/mol

Peso molecular CN^- : 26,01 g/mol

La ecuación All.1 muestra que 1 mol de AgNO_3 reacciona con 2 moles de NaCN , con esta relación se calculó el consumo de CN^- al reaccionar con 1 mL de AgNO_3 .

$$1 \text{ mL AgNO}_3 \times \frac{1,7333 \text{ g AgNO}_3}{1\,000 \text{ mL AgNO}_3} \times \frac{98 \text{ g NaCN}}{169,87 \text{ g AgNO}_3} \times \frac{26,01 \text{ g CN}^-}{49 \text{ g NaCN}} \\ = 5,308 \times 10^{-4} \text{ g CN}^-$$

Ejemplo de cálculo

Si se toma una alícuota de 5 mL y se consumen 2,5 mL de solución de AgNO_3 , la concentración de CN^- en 1 000 mL de solución cianurada es:

$$1\,000 \text{ mL sol. cianurada} \times \frac{2,5 \text{ mL AgNO}_3}{5 \text{ mL sol. cianurada}} \times \frac{5,308 \times 10^{-4} \text{ g CN}^-}{1 \text{ mL AgNO}_3} \\ \times \frac{1\,000 \text{ mg CN}^-}{1 \text{ g CN}^-} = 265,40 \text{ mg CN}^-$$

Cabe indicar, que en caso de ser necesario se pueden tomar alícuotas mayores a 5 mL, ya que al trabajar con efluentes industriales del proceso de cianuración fue necesario tomar alícuotas de 10 mL o mayores a fin de determinar con facilidad el punto de viraje en la titulación.

ANEXO III

DETERMINACIÓN DE CIANURO WAD Y CIANURO TOTAL POR DESTILACIÓN

La determinación de CN_{WAD} y CN_{TOTAL} por destilación es un método analítico con base en la norma ASTM D2036-09. Este método consiste en la descomposición de los complejos cianurados presentes en la muestra, mediante la acidificación de la misma a fin de producir vapores de ácido cianhídrico (HCN) que a través del proceso de destilación son recogidos en una solución de hidróxido de sodio (NaOH) para formar NaCN, que finalmente se cuantifica con el método colorimétrico piridina-pirazolona (Ver Anexo IV).

Reactivos para para la determinación de CN_{TOTAL}

- Solución de hidróxido de sodio 1 N: Se disolvió 40 g de NaOH en agua destilada y se aforó a 1 L.
- Ácido sulfúrico (1:1): Se añadió cuidadosamente con agitación y enfriamiento, 1 volumen de H_2SO_4 al 98 % a 1 volumen de agua destilada.
- Solución de cloruro de magnesio: Se disolvió 510 g de cloruro de magnesio ($MgCl_2 \cdot 6H_2O$) en agua destilada y se aforó a 1 L.

Procedimiento para la determinación de CN_{TOTAL}

- Se montó el equipo como se muestra en el esquema de la Figura AIII.1, el cual consiste en un balón de 1 000 mL con un tubo de entrada de aire, tiene acoplado un condensador enfriado con agua, un absorbedor de gases con un tubo dispersor que consiste en un filtro poroso que permite la salida del gas mediante burbujeo en la solución de NaOH y una camisa de calentamiento. Adicionalmente se cuenta con una bomba de vacío.
- Se añadió 10 mL de la solución de NaOH 1 N al absorbedor y se diluyó con agua hasta obtener la profundidad deseada del líquido (máximo 225 mL), a fin de que la solución pueda absorber de manera adecuada los gases de HCN.

- Por el tubo de ingreso de aire se colocó 500 mL de la muestra cianurada en el balón con una concentración máxima de 10 mg/L de CN^- , para lo cual se debe diluir la muestra de ser necesario.
- Se encendió el vacío del sistema mediante la bomba de vacío y se ajustó el flujo de aire aproximadamente a una burbuja por segundo en el balón de ebullición. Dicho flujo permitió arrastrar el HCN generado por la muestra desde del balón hasta el absorbedor de gases y a su vez evitar que el HCN escape a través de la entrada de aire.
- A través del tubo de entrada de aire del sistema se añadió 20 mL de la solución de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, se enjuagó el tubo de entrada de aire con unos pocos mL de agua y se permitió que el flujo de aire mezcle el contenido del matraz por 3 min. Posteriormente, se añadió cuidadosamente 50 mL de la solución de H_2SO_4 (1:1).
- Se encendió el agua de refrigeración del condensador y la manta de calentamiento.
- Una vez que se empezó a darse la ebullición, se dejó el reflujo por 1 h, al final del proceso se quitó el calentamiento pero se dejó el flujo de aire por 15 min adicionales.
- Se transfirió la solución absorbente del absorbedor de gases a un balón de 250 mL y se aforó con agua destilada.
- Se determinó el contenido de CN^- por el método colorimétrico piridina-pirazolona, cuyos cálculos se detallan en el ANEXO IV.

Reactivos para para la determinación de CN_{WAD}

- Solución de hidróxido de sodio 1 N: Se disolvió 40 g de NaOH en agua destilada y se aforó a 1 L.
- Solución buffer de acetato: Se disolvió 410 g de acetato de sodio trihidratado ($\text{NaC}_2\text{H}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) en 500 mL de agua. Se añadió aproximadamente 500 mL de ácido glacial acético hasta llegar a $\text{pH}=4,5$.
- Solución de acetato de zinc (100 g/L): Se disolvió 120 g de acetato de zinc [$\text{Zn}(\text{C}_2\text{H}_3\text{O}_2)_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$] en 500 mL de agua destilada y se aforó a 1 L.

- Rojo de metilo: Se disolvió 0,1 g de rojo de metilo en 100 mL de metanol.
- Ácido acético (1:9): Se diluyó 1 volumen de ácido glacial acético en 9 volúmenes de agua.

Procedimiento para la determinación de CN_{WAD}

El procedimiento para la determinación de CN_{WAD} es similar al empleado en la determinación CN_{TOTAL} , la única variación radica en los reactivos empleados para acidificar la muestra. Una vez instalado el equipo y añadido a través del tubo de entrada de aire los 500 mL de la muestra a destilar en el balón de ebullición se añadió 10 mL de la solución buffer de acetato, 10 mL de la solución de acetato de zinc y 2 gotas de rojo de metilo, se enjuago el tubo de entrada de aire con unos pocos mL de agua y se permitió que el flujo de aire mezcle el contenido del balón de ebullición por 3 min (En caso de que la solución no se torne rosada se debe añadir por la entrada del tubo de aire ácido acético (1:9) gota a gota), posteriormente se sigue el procedimiento descrito en la determinación de CN_{TOTAL} .

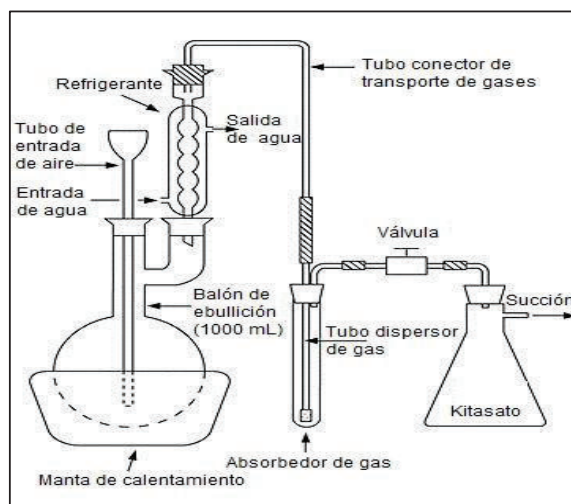


Figura AIII.1. Esquema del equipo de destilación de CN_{TOTAL} y CN_{WAD}

ANEXO IV

DETERMINACIÓN DE CIANURO LIBRE POR EL MÉTODO

COLORIMÉTRICO PIRIDINA-PIRAZOLONA

El método colorimétrico piridina-pirazolona es un proceso espectrofotométrico que permite cuantificar el contenido de CN^- en un rango de 0,002 a 0,204 mg/L. Las muestras analizadas por este método deben conservarse a 4° C y pH 12, por un tiempo máximo de 14 días, a fin de evitar pérdidas de cianuro debido a la presencia de agentes oxidantes, sulfuros y ácidos grasos.

En esta investigación, este método se empleó para determinar el contenido de CN_{WAD} y CN_{TOTAL} de los efluentes industriales del proceso de cianuración antes y después de ser detoxificados, los cuales fueron previamente sometidos al proceso de destilación descrito en el Anexo III.

Los equipos y reactivos empleados en este análisis fueron: 2 celdas de 25 mL, 1 probeta de 25 mL y 1 espectrofotómetro HACH DR 2800. En la Tabla AIV.1 se detallan las características de los reactivos y en la Figura AIV.1 se presenta el esquema de los equipos y reactivos empleados.

Tabla AIV.1. Reactivos empleados en la determinación de cianuro libre por el método colorimétrico piridina-pirazolona

Reactivo	Composición	Fabricante
Cyaniver 3	Fosfato de sodio di-básico Halane Fosfato de sodio monobásico	HACH COMPANY Lote: A3059
Cyaniver 4	Ácido ascórbico Ácido 3-piridina nitroftálico Sulfato de sodio	HACH COMPANY Lote: A3059
Cyaniver 5	Fosfato de potasio monobásico Sulfato de sodio 3-metil-1 fenil-2-pirazolina-5-ona Fosfato de sodio di-básico	HACH COMPANY Lote: A3024



Figura AIV.1. Esquema de los equipos y reactivos empleados en la determinación de cianuro libre por el método colorimétrico Piridina-Pirazolona

Procedimiento

- Se encendió el equipo y se presionó la opción STORED PROGRAMAS, a fin de ingresar a la lista de programas del HACH DR 2800 y se seleccionó el test 160 Cyanide.
- Se llenó la celda con 25 mL de muestra de la solución cianurada.
- Se añadió el Reactivo Polvo Cianuro Cyaniver 3, se agitó la celda por 30 s y posteriormente se dejó en reposo por 30 s adicionales.
- Se añadió el contenido del Reactivo Polvo Cianuro Cyaniver 4, se agitó la celda por 10 s, e inmediatamente se añadió el Reactivo Polvo Cianuro Cyaniver 5.
- Se agitó vigorosamente la celda hasta que todo el reactivo quedó completamente disuelto (en caso de existir cianuro la solución se torna rosa que con el tiempo se volverá azul) y se dejó la solución en reposo por un lapso de 30 min de reacción.
- Se llenó la otra celda con 25 mL de la muestra original (blanco).
- Se insertó la celda (blanco) en el soporte del espectrofotómetro con la línea de llenado hacia adelante y se presionó la opción ZERO del espectrofotómetro a fin de encerrar el equipo (display 0,000 mg/L CN⁻).
- Una vez encerrado el equipo y finalizado el tiempo de reacción (30 min) se insertó la primera celda, se presionó la opción READ y se obtuvo el resultado en mg/L CN⁻.

Ejemplo de cálculo

Se tiene una muestra de 10 mL de un efluente cianurado, la cual fue sometida al proceso de destilación obteniéndose 250 mL de solución absorbente. A fin de analizarla por el método colorimétrico se realizó una dilución 1:25 y posteriormente otra dilución 1:100. El equipo HACH DR2800 midió un valor de 0,173 mg/L CN^- . Para poder determinar la concentración de CN^- presente en la muestra original (10 mL de efluente cianurado), se determinó la cantidad de CN^- contenido en los 25 mL de muestra analizada por el método colorimétrico (Muestra Celda) y posteriormente se calculó la cantidad de solución absorbente presente en la misma, considerando que se realizó una dilución 1:100.

$$25 \text{ mL Muestra Celda} \times \frac{0,173 \text{ mg CN}^-}{1\ 000 \text{ mL Muestra Celda}} = 4,325 \times 10^{-3} \text{ mg CN}^-$$

$$25 \text{ mL Muestra Celda} \times \frac{1 \text{ mL sol. abasorbente}}{100 \text{ mL Muestra Celda}} = 0,25 \text{ mL Sol. absorbente}$$

A partir de estos cálculos se determinó que por cada 0,25 mL de solución absorbente hay $4,325 \times 10^{-3}$ mg CN^- , con lo cual se calculó la cantidad CN^- presente en los 250 mL de la solución absorbente obtenida del proceso de destilación y por ende el CN^- contenido en la muestra original. Finalmente, se calculó la concentración de CN^- mg/L de la muestra original.

$$250 \text{ mL Sol. absorbente} \times \frac{4,325 \times 10^{-3} \text{ mg CN}^-}{0,25 \text{ mL Sol. absorbente}} = 4,325 \text{ mg CN}^-$$

$$1\ 000 \text{ mL Muestra original} \times \frac{4,325 \times 10^{-3} \text{ mg CN}^-}{10 \text{ mL Muestra original}} = 432,5 \text{ mg CN}^-$$

$$[\text{CN}^-]_{\text{Muestra Original}} = 432,5 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ CN}^-$$

ANEXO V

DETERMINACIÓN DE METABISULFITO DE SODIO POR EL MÉTODO DE RIPPER SIMPLE

El método de Ripper simple consiste en una valoración de óxido reducción denominada yodimetría, que permite determinar la concentración SO_2 al emplear como reactivo valorante yodo (I_2) en medio ácido y en presencia de almidón como indicador. En esta investigación, este método permitió determinar la concentración de metabisulfito de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) presente en las soluciones cianuradas.

Reactivos

- Solución de yodo 0,05 N: Se disolvió 6,35 g de yodo sublimado y 9,55 g de yoduro de potasio (KI) en agua destilada y se aforó a 1 L.
- Ácido sulfúrico al (1:3): Se añadió cuidadosamente con agitación y enfriamiento, 1 volumen de H_2SO_4 al 98% a 3 volúmenes de agua destilada.
- Engrudo de almidón: Se mezcló 0,25 g de almidón con 100 mL de agua destilada hirviendo y se agitó por pocos minutos.

Procedimiento

Se tomó 5 mL de la solución cianurada, se añadió 1 mL de H_2SO_4 al 33 % y 2 gotas del engrudo de almidón. Para la valoración se colocó en una bureta la solución de yodo 0,05 N, la cual se dejó caer gota a gota en la solución cianurada hasta obtener una coloración azul, obteniéndose un gasto G.

Ejemplo de cálculo

Se tomó 5mL de alícuota de la solución cianurada y se tituló con 2 mL de I_2 0,05 N. Para determinar la concentración de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se partió de la reacción que se lleva a cabo en la valoración, la cual se presenta en la ecuación AV.1.



En esta ecuación el I₂ se reduce y el S se oxida de la siguiente manera:



A partir de la ecuación AV.1 y de las reacciones de oxidación y reducción presentadas en las ecuaciones AV.2 y AV.3 se calculó cuántos mg de SO₂ reaccionan con 1 mL de I₂ 0,05 N.

$$1 \text{ mL I}_2 \times \frac{0,05 \text{ eq I}_2}{1\,000 \text{ mL I}_2} \times \frac{1 \text{ mol I}_2}{2 \text{ eq I}_2} \times \frac{1 \text{ mol SO}_2}{1 \text{ mol I}_2} \times \frac{6400 \text{ mg SO}_2}{1 \text{ mol SO}_2} = 1,6 \text{ mg SO}_2$$

$$1 \text{ mL I}_2 = 1,6 \text{ mg SO}_2$$

Con la relación obtenida se calculó el contenido de SO₂ en mg/L presente en la solución cianurada, y posteriormente se calculó la concentración de Na₂S₂O₅ a partir de su peso molecular.

$$1\,000 \text{ mL sol. cianurada} \times \frac{2 \text{ mL I}_2}{5 \text{ mL sol. cianurada}} \times \frac{1,6 \text{ mg SO}_2}{1 \text{ mL I}_2} = 640 \text{ mg SO}_2$$

$$640 \text{ mg SO}_2 \times \frac{1 \text{ g SO}_2}{1\,000 \text{ mg SO}_2} \times \frac{1 \text{ mol Na}_2\text{S}_2\text{O}_5}{128 \text{ g SO}_2} \times \frac{190,11 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_5}{1 \text{ mol Na}_2\text{S}_2\text{O}_5} \\ \times \frac{1\,000 \text{ mg Na}_2\text{S}_2\text{O}_5}{1 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_5} = \frac{950,55 \text{ mg Na}_2\text{S}_2\text{O}_5}{\text{L sol. cianurada}}$$

ANEXO VI

DETERMINACIÓN DEL ÍNDICE DE YODO

La determinación de índice de yodo se realizó con base en la norma NTE INEN 1 988:94, para lo cual se siguió el procedimiento que se describe a continuación:

- Se pulverizó una muestra representativa de CAG virgen (>95 % a 45 μm).
- Se secó la muestra pulverizada por 4 h a 110°C y se enfrió la misma a temperatura ambiente en un desecador.
- Se pesó 1,000 g de CA pulverizado y seco en un erlenmeyer de 250 mL limpio, seco y con tapa.
- Se añadió 5 mL de ácido clorhídrico (HCl) al 5 % en el erlenmeyer, el cual se agitó delicadamente, a fin de humedecer completamente el CA pulverizado.
- Se colocó la mezcla sobre una plancha de calentamiento hasta llegar a la ebullición. La ebullición se mantuvo por 30 s y posteriormente se dejó enfriar la mezcla a temperatura ambiente.
- Se añadió 100 mL de una solución valorada de yodo 0,1 N a la mezcla fría, se tapó inmediatamente el erlenmeyer y se agitó energéticamente el contenido por 30 s.
- Se filtró el contenido del erlenmeyer con papel filtro cuantitativo. Los primeros 20 a 30 mL iniciales fueron descartados y el remanente fue recolectado en otro erlenmeyer.
- Se tomó 50 mL del remanente recolectado y se colocó en un erlenmeyer limpio y seco.
- Se tituló la muestra con una solución estándar de tiosulfato de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$) 0,1 N hasta que la solución adquirió un tono amarillo pálido.
- Se añadió 2 mL de una solución de almidón (2,5 g/L) y se continuó con la titulación hasta que la solución quedo completamente incolora.
- A partir del gasto obtenido de la solución estándar de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 0,1 N, se determinó el índice de yodo con base en las tablas del índice de yodo presentadas en la norma NTE INEN 1 988:94.

ANEXO VII

MUESTREO, MANEJO Y CONSERVACIÓN DE MUESTRAS DE AGUA

El muestreo, manejo y conservación de muestras de agua (efluentes industriales del proceso de cianuración) realizado en este estudio se basó en la norma NTE INEN 2 169:98, la cual establece las precauciones generales que se deben tomar para conservar y transportar muestras de agua y describe las técnicas de conservación más usadas. Esta norma se aplica particularmente cuando una muestra (simple o compuesta) no puede ser analizada en el sitio de muestreo y tiene que ser trasladada al laboratorio para su análisis. Siendo este el caso de las muestras tratadas en este estudio, que fueron muestras simples tomadas en las compañías mineras ubicadas en el cantón Camilo Ponce Enríquez y analizadas días después en el laboratorio del Departamento de Metalurgia Extractiva.

Manejo y conservación de muestras

Los recipientes empleados para el almacenaje de las muestras de los efluentes industriales fueron canecas de 20 L, las cuales se encontraban limpias y en perfectas condiciones al igual que las tapas, a fin de evitar cualquier tipo de contaminación. Los recipientes fueron tapados de tal manera que no exista aire sobre la muestra (con una funda en la tapa de la caneca). Durante la transportación, las muestras fueron almacenadas en un ambiente fresco y protegidas de la luz. Al arribo al laboratorio, se subió el pH de las muestras a 12 con NaOH 0,1N y se las almacenó en un lugar libre de luz, a fin de evitar las pérdidas de cianuro por volatilización (las muestras pueden almacenarse por un tiempo máximo de 15 días antes de ser caracterizadas y tratadas, debido a que un mayor tiempo de almacenaje puede ocasionar cambios en las propiedades químicas del efluente). Sin embargo, luego de que las muestras fueron detoxificadas el contenido de CN_{TOTAL} y CN_{WAD} fue determinado inmediatamente.

ANEXO VIII

DETERMINACIÓN DEL CONTENIDO DE COBRE EN EL CARBÓN

ACTIVADO GRANULAR IMPREGNADO CON SULFATO DE

COBRE

Para determinar el contenido de Cu presente en el CAG impregnado con CuSO_4 se siguió el siguiente procedimiento:

- Se pesó 1 g de CAG impregnado con CuSO_4 y, se colocó en un reactor de teflón al cual se añadió 3 mL de HNO_3 , se puso en el microondas por 2,5 min a potencia media y se dejó enfriar por 20 min en el congelador.
- Se añadió nuevamente 5 mL de HCl al reactor de teflón, se puso en el microondas por 2,5 min a potencia media y se dejó enfriar por 20 min en el congelador.
- Se colocó el CAG disgregado vía microondas con ácidos minerales en un erlenmeyer de 100 mL y se aforó con agua destilada.
- La muestra aforada se analizó por absorción atómica a fin de determinar el contenido de cobre presente en el CAG.

Para calcular el contenido en el CAG se determinó la cantidad de cobre presente en los 100 mL de la solución analizada por absorción atómica, que a su vez corresponde a la cantidad de cobre presente en la cantidad de CAG impregnado que se pesó al inicio del ensayo.

Peso de la muestra de CAG impregnado con CuSO_4 = 1,0000 g

Lectura del equipo de absorción atómica= 24,06 mg/L

$$100 \text{ mL sol} \times \frac{24,06 \text{ mg Cu}}{1\ 000 \text{ mL sol}} = 2,4 \text{ mg Cu} \quad \rightarrow \quad 2,406 \frac{\text{mg Cu}}{\text{g CAG}}$$

ANEXO IX

CÁLCULO DE LA VELOCIDAD ESPECÍFICA DE REACCIÓN

La velocidad específica de reacción (k_1), se determinó a partir de la regresión lineal de la gráfica $\ln [CN^-]$ versus el tiempo de oxidación, por tratarse de una cinética de primer orden con respecto al cianuro (Adams, 1994, p.1166). A continuación en la Tabla AIX.1 se presenta un ejemplo de cálculo con los datos de la Ficha Técnica N°24.

Tabla AIX.1. Datos para el cálculo de la constante de velocidad de reacción al emplear 50 g/L de CAG virgen; 1 000 mg/L $Na_2S_2O_5$; pH=10,0 y 276,6 NL/h aire

Tiempo min	Tiempo h	[CN ⁻] mg/L	ln [CN ⁻] mg/L
0	0,0	265,4	5,6
10	0,2	222,9	5,4
20	0,3	212,3	5,4
30	0,5	191,1	5,3
45	0,8	169,9	5,1
60	1,0	148,6	5,0
75	1,3	127,4	4,8
90	1,5	116,8	4,8
105	1,8	106,2	4,7
120	2,0	95,5	4,6
150	2,5	74,3	4,3
180	3,0	63,7	4,2
210	3,5	42,5	3,7
240	4,0	31,8	3,5
270	4,5	21,2	3,1
300	5,0	15,9	2,8
330	5,5	10,6	2,4
360	6,0	10,6	2,4
390	6,5	5,3	1,7

En la Figura AIX.1 se ilustra la gráfica $\ln [\text{CN}^-]$ en función del tiempo de oxidación. A partir de la regresión lineal de esta grafica se calculó la constante específica de reacción, la cual está en h^{-1} .

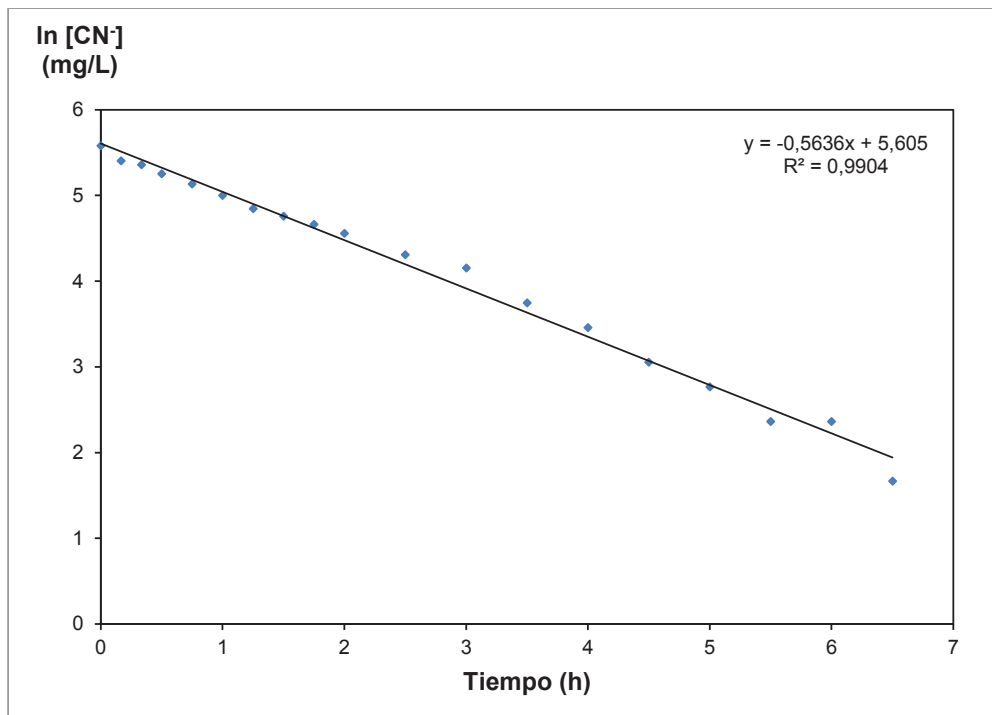


Figura AIX.1. $\ln [\text{CN}^-]$ en función del tiempo de oxidación al emplear 50 g/L de CAG virgen y 1 000 mg/L de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ a $\text{pH}=10,0$ y flujo de aire de 276,6 NL/h

Mediante la regresión lineal se obtuvo la ecuación AIX.1 presentada a continuación.

$$Y = -0,5636X + 5,605$$

[AIX.1]

$$R^2 = 0,9904$$

A partir de esta ecuación se determinó que la constante específica de reacción es:

$$k_1 = 0,5636 \text{ h}^{-1}$$

ANEXO X
FICHAS TÉCNICAS DE LOS ENSAYOS DE OXIDACIÓN DE
CIANURO

Ficha Técnica N° 1

Tabla AX.1. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 1

Parámetros de operación			
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L		
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	0,0 mg/L (sin Na ₂ S ₂ O ₅)		
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	0,0 mg/L (sin CuSO ₄)		
Flujo de aire	0,0 NL/h (sin aire)		
pH	9,5		
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	pH
	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	10,25
Solución sintética de NaCN al bajar el pH con HCl	1,9	201,7	9,48
Concentración de CN⁻ en función del tiempo			
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación
min		mg/L	%
0	9,48	201,7	24,0
60	9,55	201,7	24,0
120	9,58	201,7	24,0
180	9,68	201,7	24,0
240	9,46	191,1	28,0
300	9,46	180,5	32,0
360	9,46	180,5	32,0
420	9,55	180,5	32,0
480	9,51	180,5	32,0

Ficha Técnica N° 2

Tabla AX.2. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 2

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		0 mg/L (sin CuSO ₄)				
Flujo de aire		0 NL/h (sin aire)				
pH		9,5				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,27
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		1,9	201,7	2,0	1 000,0	9,5
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
		mg/L	%	mg/L	%	
0	9,5	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
60	9,57	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
120	9,60	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
180	9,64	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
240	9,55	191,1	28,0	1 000,0	0,0	
300	9,58	180,5	32,0	1 000,0	0,0	
360	9,55	180,5	32,0	1 000,0	0,0	
420	9,54	169,9	36,0	1 000,0	0,0	
480	9,66	159,2	40,0	1 000,0	0,0	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo)

Ficha Técnica N° 3

Tabla AX.3. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 3

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na ₂ S ₂ O ₅ (SO ₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu ²⁺ (CuSO ₄)	50,0 mg/L				
Flujo de aire	0,0 NL/h (sin aire)				
pH	9,5				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO ₃	[CN ⁻]	Gasto I ₂	[Na ₂ S ₂ O ₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,26
Solución sintética de NaCN con Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	1,9	201,7	2,0	1 000,0	9,55
Solución sintética de NaCN con CuSO ₄ al 5 %	1,3	138,0	2,0	1 000,0	9,53
Concentración de CN ⁻ y Na ₂ S ₂ O ₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN ⁻]	Oxidación	[Na ₂ S ₂ O ₅]	Consumo de Na ₂ S ₂ O ₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	9,55	201,7	24,0	1 000,0	0,0
0	9,53	138,0	48,0	1 000,0	0,0
60	9,57	127,4	52,0	1 000,0	0,0
120	9,52	127,4	52,0	937,5	6,3
180	9,53	127,4	52,0	937,5	6,3
240	9,53	127,4	52,0	937,5	6,3
300	9,57	116,8	56,0	875,0	12,5
360	9,54	116,8	56,0	875,0	12,5
420	9,56	106,2	60,0	812,5	18,8
480	9,53	106,2	60,0	812,5	18,8

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 4

Tabla AX.4. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 4

Parámetros de operación			
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L		
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	0,0 mg/L (sin Na ₂ S ₂ O ₅)		
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	0,0 mg/L (sin CuSO ₄)		
Flujo de aire	0,0 NL/h (sin aire)		
pH	10,0		
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	pH
	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	10,62
Solución sintética de NaCN al bajar el pH con HCl	2,5	265,4	10,04
Concentración de CN⁻ en función del tiempo			
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación
min		mg/L	%
0	10,04	265,4	0,0
60	10,04	265,4	0,0
120	10,05	265,4	0,0
180	10,05	265,4	0,0
240	10,06	265,4	0,0
300	10,06	265,4	0,0
360	10,06	254,8	4,0
420	0,06	254,8	4,0
480	10,07	244,2	8,0

Ficha Técnica N° 5

Tabla AX.5. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 5

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		0 mg/L (sin CuSO ₄)				
Flujo de aire		0,0 NL/h (sin aire)				
pH		10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,22
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,05
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
min		mg/L	%	mg/L	%	
0	10,05	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
60	10,05	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
120	10,08	254,8	4,0	1 000,0	0,0	
180	10,08	254,8	4,0	1 000,0	0,0	
240	10,09	254,8	4,0	1 000,0	0,0	
300	10,00	244,2	8,0	1 000,0	0,0	
360	10,00	244,2	8,0	1 000,0	0,0	
420	10,01	233,6	12,0	1 000,0	0,0	
480	10,01	222,9	16,0	1 000,0	0,0	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo)

Ficha Técnica N° 6

Tabla AX.6. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 6

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		50,0 mg/L				
Flujo de aire		0 NL/h (sin aire)				
pH		10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,23
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,21
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %		1,9	201,7	2,0	1 000,0	10,00
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
min		mg/L	%	mg/L	%	
0	10,21	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
0	10,00	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
60	10,00	201,7	24,0	923,1	7,7	
120	10,00	191,1	28,0	923,1	7,7	
180	10,05	191,1	28,0	923,1	7,7	
240	10,11	191,1	28,0	846,1	15,4	
300	10,14	180,5	32,0	846,1	15,4	
360	10,00	180,5	32,0	846,1	15,4	
420	10,00	180,5	32,0	846,1	15,4	
480	10,00	180,5	32,0	846,1	15,4	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 7

Tabla AX.7. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 7

Parámetros de operación			
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L		
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	0,0 mg/L (sin Na ₂ S ₂ O ₅)		
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	0,0 mg/L (sin CuSO ₄)		
Flujo de aire	0,0 NL/h (sin aire)		
pH	11,0		
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	pH
	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	10,48
Solución sintética de NaCN al subir el pH con NaOH	2,5	265,4	11,01
Concentración de CN⁻ en función del tiempo			
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación
min		mg/L	%
0	11,01	265,4	0,0
60	10,87	265,4	0,0
120	10,88	265,4	0,0
180	11,05	265,4	0,0
240	10,94	265,4	0,0
300	10,99	265,4	0,0
360	10,97	265,4	0,0
420	11,05	254,8	4,0
480	11,00	254,8	4,0

Ficha Técnica N° 8

Tabla AX.8. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 8

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		0 mg/L (sin CuSO ₄)				
Flujo de aire		0 NL/h (sin aire)				
pH		11,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,29
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	2,0	1 000,0	11,01
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
min		mg/L	%	mg/L	%	
0	11,01	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
60	10,93	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
120	10,93	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
180	11,06	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
240	11,05	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
300	11,01	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
360	10,97	254,8	4,0	1 000,0	0,0	
420	11,00	244,2	8,0	1 000,0	0,0	
480	10,89	244,2	8,0	1 000,0	0,0	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo)

Ficha Técnica N° 9

Tabla AX.9. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 9

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	50,0 mg/L				
Flujo de aire	0,0 NL/h (sin aire)				
pH	11,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,22
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	11,06
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	1,9	201,7	2,0	1 000,0	11,02
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	11,06	265,4	0,0	1 000,0	0,0
0	11,02	201,7	24,0	1 000,0	0,0
60	10,94	191,1	28,0	1 000,0	0,0
120	11,01	191,1	28,0	1 000,0	0,0
180	10,96	191,1	28,0	1 000,0	0,0
240	10,92	191,1	28,0	1 000,0	0,0
300	11,00	191,1	28,0	1 000,0	0,0
360	10,96	191,1	28,0	1 000,0	0,0
420	10,92	191,1	28,0	1 000,0	0,0
480	11,00	191,1	28,0	1 000,0	0,0

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 10

Tabla AX.10. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 10

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅		1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		0,0 mg/L				
Flujo de aire		276,6 NL/h				
pH		11,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,23
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	2,0	1 000,0	11,07
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo Min	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
		mg/L	%	mg/L	%	
0	11,07	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
30	11,06	254,8	4,0	1 000,0	0,0	
60	11,04	244,2	8,0	1 000,0	0,0	
90	11,03	233,6	12,0	1 000,0	0,0	
120	11,02	233,6	12,0	1 000,0	0,0	
150	11,06	222,9	16,0	1 000,0	0,0	
180	11,03	222,9	16,0	1 000,0	0,0	
210	11,04	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
240	11,05	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
270	11,06	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
300	11,08	201,7	24,0	1 000,0	0,0	
330	11,08	180,5	32,0	1 000,0	0,0	
360	11,07	180,5	32,0	1 000,0	0,0	
390	11,12	180,5	32,0	1 000,0	0,0	
420	11,06	169,9	36,0	1 000,0	0,0	
450	11,09	167,1	37,0	1 000,0	0,0	
480	11,07	148,6	44,0	1 000,0	0,0	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo)

Ficha Técnica N° 11

Tabla AX.11. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 11

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		10,0 mg/L				
Flujo de aire		276,6 NL/h				
pH		11,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,25
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	2,0	1 000,0	11,05
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %		2,4	254,8	2,0	1 000,0	11,03
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
min		mg/L	%	mg/L	%	
0	11,05	265,4	0,0	1 000,0	0,0	
0	11,03	254,8	4,0	1 000,0	0,0	
30	11,08	244,2	8,0	888,9	11,1	
60	11,05	233,6	12,0	888,9	11,1	
90	11,08	222,9	16,0	888,9	11,1	
120	11,10	212,3	20,0	833,3	16,7	
150	11,07	201,7	24,0	833,3	16,7	
180	11,08	201,7	24,0	833,3	16,7	
210	11,06	201,7	24,0	833,3	16,7	
240	11,09	191,1	28,0	833,3	16,7	
270	11,07	191,1	28,0	833,3	16,7	
300	11,06	191,1	28,0	833,3	16,7	
360	11,09	191,1	28,0	833,3	16,7	
420	11,04	169,9	36,0	777,8	22,2	
480	11,02	148,6	44,0	777,8	22,2	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 12

Tabla AX.12. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 12

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		2 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		10,0 mg/L				
Flujo de aire		276,6 NL/h				
pH		11,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,37
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	4,0	2 000,0	11,08
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %		2,5	254,8	4,0	2 000,0	11,04
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
min		mg/L	%	mg/L	%	
0	11,08	265,4	0,0	2 000,0	0,0	
0	11,04	254,8	4,0	2 000,0	0,0	
30	11,04	222,9	16,0	1 885,7	5,7	
60	11,04	212,3	20,0	1 885,7	5,7	
90	11,03	201,7	24,0	1 885,7	5,7	
120	11,03	201,7	24,0	1 885,7	5,7	
150	11,03	201,7	24,0	1 885,7	5,7	
180	11,02	201,7	24,0	1 885,7	5,7	
210	11,01	201,7	24,0	1 885,7	5,7	
240	11,00	191,1	28,0	1 885,7	5,7	
270	11,00	191,1	28,0	1 885,7	5,7	
300	11,00	180,5	32,0	1 885,7	5,7	
360	11,01	159,2	40,0	1 885,7	5,7	
420	11,01	148,6	44,0	1 771,5	11,4	
480	11,00	148,6	44,0	1 771,5	11,4	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 13

Tabla AX. 13. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 13

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	2 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	50,0 mg/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	11,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,37
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	4,0	2 000,0	11,24
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	1,9	201,7	4,0	2 000,0	11,20
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	11,24	265,4	0,0	2 000,0	0,0
0	11,20	201,7	24,0	2 000,0	0,0
30	11,07	191,1	28,0	1 941,1	2,9
60	11,00	191,1	28,0	1 705,9	14,7
90	11,00	169,9	36,0	1 470,6	26,5
120	11,10	169,9	36,0	1 470,6	26,5
150	11,00	169,9	36,0	1 352,9	32,4
180	11,09	159,2	40,0	1 294,1	35,3
210	11,09	148,6	44,0	1 176,4	41,2
240	11,00	138,0	48,0	941,2	52,9
270	11,00	138,0	48,0	882,3	55,9
300	11,00	127,4	52,0	705,9	64,7
360	11,00	127,4	52,0	529,4	73,5
420	11,00	95,5	64,0	294,1	85,3
480	11,00	74,3	72,0	117,6	94,1

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 14

Tabla AX.14. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 14

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		2 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		50,0 mg/L				
Flujo de aire		276,6 NL/h				
pH		10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,15
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	4,0	2 000,0	10,18
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %		1,9	201,7	4,0	2 000,0	10,10
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo min	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
		mg/L	%	mg/L	%	
0	10,18	265,4	0,0	2 000,0	0,0	
0	10,10	201,7	24,0	2 000,0	0,0	
30	10,04	180,5	32,0	1 285,7	35,7	
60	9,98	159,2	40,0	857,1	57,1	
90	10,10	148,6	44,0	428,6	78,6	
120	9,97	127,4	52,0	71,4	96,4	
150	10,00	106,2	60,0	0,0	100,0	
180	10,02	95,5	64,0	0,0	100,0	
210	10,28	84,9	68,0	0,0	100,0	
240	10,09	84,9	68,0	0,0	100,0	
270	9,94	74,3	72,0	0,0	100,0	
300	9,87	63,7	76,0	0,0	100,0	
360	9,91	63,7	76,0	0,0	100,0	
420	9,91	53,1	80,0	0,0	100,0	
480	10,00	42,5	84,0	0,0	100,0	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 15

Tabla AX.15. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 15

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		50,0 mg/L				
Flujo de aire		276,6 NL/h				
pH		10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,30
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,19
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %		1,9	201,7	2,0	1 000,0	10,00
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
min		mg/L	%	mg/L	%	
0	10,19	265,4	0,0	1 000,0	0,00	
0	10,00	201,7	24,0	1 000,0	0,00	
30	10,04	180,5	32,0	461,5	53,9	
60	10,08	159,2	40,0	230,8	76,9	
90	10,14	148,6	44,0	76,9	92,3	
120	10,15	138,0	48,0	0,0	100,0	
150	10,15	127,4	52,0	0,0	100,0	
180	10,13	116,8	56,0	0,0	100,0	
210	10,12	106,2	60,0	0,0	100,0	
240	10,12	106,2	60,0	0,0	100,0	
300	10,07	84,9	68,0	0,0	100,0	
360	10,08	63,7	76,0	0,0	100,0	
390	10,08	68,8	74,1	0,0	100,0	
420	10,09	63,7	76,0	0,0	100,0	
480	10,10	63,7	76,0	0,0	100,0	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 16

Tabla AX.16. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 16

Parámetros de operación						
Reactor		1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)		3 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)		50,0 mg/L				
Flujo de aire		276,6 NL/h				
pH		10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min		Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
		mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN		2,5	265,4	---	---	10,25
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %		2,5	265,4	6,0	3 000,0	10,13
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %		1,9	201,7	6,0	3 000,0	10,10
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo						
Tiempo min	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅	
		mg/L	%	mg/L	%	
0	10,13	265,4	0,0	3 000,0	0,0	
0	10,10	201,7	24,0	3 000,0	0,0	
30	10,04	180,5	32,0	2 666,6	11,1	
60	10,03	159,2	40,0	1 611,1	46,3	
90	9,98	138,0	48,0	1 055,5	64,8	
120	10,05	127,4	52,0	611,1	79,6	
150	10,01	116,8	56,0	444,4	85,2	
180	10,01	106,2	60,0	277,8	90,7	
210	10,01	84,9	68,0	55,6	98,1	
240	10,04	74,3	72,0	0,0	100,0	
270	10,04	74,3	72,0	0,0	100,0	
330	10,12	63,7	76,0	0,0	100,0	
360	10,00	63,7	76,0	0,0	100,0	
420	10,04	53,1	80,0	0,0	100,0	
480	10,02	42,5	84,0	0,0	100,0	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 17

Tabla AX.17. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 17

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	500,0 mg/L [□]				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	50,0 mg/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,12
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	1,0	500,0	10,09
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	1,9	201,7	1,0	500,0	10,11
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,09	265,4	0,0		
0	10,11	201,7	24,0		
30	10,83	191,1	28,0		
60	10,05	180,5	32,0		
90	10,13	169,9	36,0		
120	9,99	148,6	44,0		
150	10,00	138,0	48,0		
180	10,22	127,4	52,0		
210	10,03	95,5	64,0		
240	10,00	84,9	68,0		
270	10,00	74,3	72,0		
300	10,03	63,7	76,0		
330	10,00	21,2	92,0		
350	10,07	5,3	98,0		

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
 (El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 18

Tabla AX.18. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 18

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [°]				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	50,0 mg/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,22
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,02
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	1,9	201,7	2,0	1 000,0	10,17
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,02	265,4	0,0		
0	10,17	201,7	24,0		
10	10,03	191,1	28,0		
20	10,24	185,8	30,0		
30	10,28	180,5	32,0		
45	10,21	169,9	36,0		
60	10,08	148,6	44,0		
75	10,01	138,0	48,0		
90	10,06	127,4	52,0		
105	10,22	116,8	56,0		
120	10,09	95,5	64,0		
150	9,84	74,3	72,0		
180	10,00	53,1	80,0		
210	10,01	5,3	98,0		

(° Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 19

Tabla AX.19. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 19

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	2 000,0 mg/L [□]				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	50,0 mg/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,10
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	4,0	2 000,0	10,05
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	1,9	201,7	4,0	2 000,0	10,07
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,05	265,4	0,0		
0	10,07	201,7	24,0		
10	10,06	191,1	28,0		
30	10,05	169,9	36,0		
45	10,02	159,2	40,0		
60	10,21	148,6	44,0		
75	10,20	127,4	52,0		
90	10,11	116,8	56,0		
120	9,95	95,5	64,0		
150	10,05	79,6	70,0		
180	9,90	53,1	80,0		
195	10,01	31,8	88,0		
210	10,09	15,9	94,0		
220	10,00	5,3	98,0		

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
(El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 20

Tabla AX.20. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 20

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	40,0 mg/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,32
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,02
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	2,0	212,3	2,0	1 000,0	10,09
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,02	265,4	0,0		
2	10,09	212,3	20,0		
10	10,09	201,7	24,0		
20	10,09	191,1	28,0		
30	10,01	180,5	32,0		
45	10,02	169,9	36,0		
60	10,02	159,2	40,0		
75	10,00	138,0	48,0		
90	10,05	127,4	52,0		
105	10,05	116,8	56,0		
120	10,00	106,2	60,0		
150	10,09	84,9	68,0		
180	10,04	63,7	76,0		
210	10,04	31,8	88,0		
225	10,28	15,9	94,0		
240	10,15	5,3	98,0		

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
 (El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 21

Tabla AX.21. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 21

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	20,0 mg/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,17
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,02
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	2,2	233,6	2,0	1 000,0	10,00
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,02	265,4	0,0		
0	10,00	233,6	12,0		
20	10,04	212,3	20,0		
30	10,07	201,7	24,0		
60	10,00	191,1	28,0		
90	10,01	159,2	40,0		
120	10,13	138,0	48,0		
150	10,02	116,8	56,0		
180	9,97	106,2	60,0		
210	10,00	84,9	68,0		
240	10,00	74,3	72,0		
270	10,03	63,7	76,0		
300	10,14	47,8	82,0		
330	10,00	42,5	84,0		
360	10,01	21,2	92,0		
390	10,07	5,3	98,0		

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
 (El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 22

Tabla AX.22. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 22

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de CAG virgen	0,0 g/L (sin CAG virgen)				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,23
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,09
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	10,09	265,4	0,0	1 000,0	0,0
30	10,07	244,2	8,0	1 000,0	0,0
60	10,09	233,6	12,0	1 000,0	0,0
90	10,03	222,9	16,0	1 000,0	0,0
120	10,00	212,3	20,0	1 000,0	0,0
150	10,02	201,7	24,0	1 000,0	0,0
180	10,04	191,1	28,0	1 000,0	0,0
210	10,04	180,5	32,0	1 000,0	0,0
240	10,00	169,9	36,0	1 000,0	0,0
270	10,02	159,2	40,0	1 000,0	0,0
300	10,00	148,6	44,0	1 000,0	0,0
330	10,13	127,4	52,0	1 000,0	0,0

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

Ficha Técnica N° 23

Tabla AX.23. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 23

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de CAG virgen	25,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,31
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,07
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	10,07	265,4	0,0	1000,0	0,0
10	10,16	244,2	8,0	1000,0	0,0
20	10,00	222,9	16,0	1000,0	0,0
30	10,16	201,7	24,0	1000,0	0,0
45	10,03	191,1	28,0	1000,0	0,0
60	10,03	180,5	32,0	1000,0	0,0
75	10,08	159,2	40,0	1000,0	0,0
90	10,04	148,6	44,0	1000,0	0,0
105	10,08	127,4	52,0	1000,0	0,0
120	9,96	116,8	56,0	1000,0	0,0
150	10,04	95,5	64,0	1000,0	0,0
180	10,03	74,3	72,0	1000,0	0,0
210	10,09	53,1	80,0	1000,0	0,0
240	10,09	42,5	84,0	1000,0	0,0
270	10,08	31,8	88,0	1000,0	0,0
300	10,07	21,2	92,0	947,4	5,3
330	10,04	15,9	94,0	947,4	5,3

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

Ficha Técnica N° 24

Tabla AX.24. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 24

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de CAG virgen	50,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,36
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,00
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	10,00	265,4	0,0	1000,0	0,0
10	10,14	222,9	16,0	1000,0	0,0
20	10,01	212,3	20,0	947,4	5,3
30	10,09	191,1	28,0	894,7	10,5
45	10,02	169,9	36,0	894,7	10,5
60	10,05	148,6	44,0	894,7	10,5
75	10,07	127,4	52,0	894,7	10,5
90	10,04	116,8	56,0	894,7	10,5
105	10,03	106,2	60,0	894,7	10,5
120	10,03	95,5	64,0	894,7	10,5
150	9,98	74,3	72,0	894,7	10,5
180	10,15	63,7	76,0	894,7	10,5
210	10,05	42,5	84,0	894,7	10,5
240	10,08	31,8	88,0	894,7	10,5
270	10,01	21,2	92,0	894,7	10,5
300	10,15	15,9	94,0	894,7	10,5
330	10,04	10,6	96,0	894,7	10,5

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

Ficha Técnica N° 25

Tabla AX.25. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 25

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de CAG virgen	100,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,43
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,00
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	10,00	265,4	0,0	1 000,0	0,0
10	10,14	222,9	16,0	947,4	5,3
20	10,14	201,7	24,0	894,7	10,5
30	10,13	180,5	32,0	894,7	10,5
45	10,13	159,2	40,0	894,7	10,5
60	10,14	148,6	44,0	894,7	10,5
75	10,15	138,0	48,0	894,7	10,5
90	10,03	127,4	52,0	894,7	10,5
105	10,03	116,8	56,0	894,7	10,5
120	10,03	95,5	64,0	894,7	10,5
150	10,10	74,3	72,0	894,7	10,5
180	10,06	53,1	80,0	842,1	15,8
210	10,04	42,5	84,0	842,1	15,8
240	10,08	31,8	88,0	736,8	26,3
270	10,06	21,2	92,0	736,8	26,3
300	10,02	15,9	94,0	736,8	26,3
330	10,08	10,6	96,0	736,8	26,3

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

Ficha Técnica N° 26

Tabla AX.26. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 26

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de CAG virgen	200,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,26
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,11
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	10,11	265,4	0,0	1000,0	0,0
10	10,10	191,1	28,0	842,1	15,8
20	10,09	169,9	36,0	842,1	15,8
30	10,09	159,2	40,0	842,1	15,8
45	10,08	127,4	52,0	842,1	15,8
60	10,08	116,8	56,0	789,5	21,1
75	10,05	95,5	64,0	789,5	21,1
90	10,02	84,9	68,0	736,8	26,3
105	10,07	74,3	72,0	736,8	26,3
120	10,00	63,7	76,0	684,2	31,6
150	10,00	53,1	80,0	684,2	31,6
180	10,00	42,5	84,0	631,6	36,8
210	9,99	31,8	88,0	631,6	36,8
240	10,03	21,2	92,0	631,6	36,8
270	10,10	15,9	94,0	631,6	36,8
300	10,18	10,6	96,0	578,9	42,1
330	9,99	10,6	96,0	578,9	42,1

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

Ficha Técnica N° 27

Tabla AX.27. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 27

Parámetros de operación			
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L		
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	0,0 mg/L (sin Na ₂ S ₂ O ₅)		
Concentración de CAG virgen	50,0 g/L		
Flujo de aire	276,6 NL/h		
pH	10,0		
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	pH
	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	10,38
Solución sintética de NaCN al bajar el pH con HCl	2,5	265,4	10,00
Concentración de CN⁻ en función del tiempo			
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación
min		mg/L	%
0	10,00	265,4	0,0
10	10,02	244,2	8,0
20	10,17	233,6	12,0
30	10,06	233,6	12,0
45	10,08	222,9	16,0
60	10,08	212,3	20,0
75	10,06	201,7	24,0
90	10,05	180,5	32,0
105	10,06	169,9	36,0
120	10,06	159,2	40,0
150	10,02	116,8	56,0
180	10,00	106,2	60,0
210	10,07	84,9	68,0
240	10,00	63,7	76,0
270	10,03	42,5	84,0
300	10,01	31,8	88,0
330	10,05	26,5	90,0

Ficha Técnica N° 28

Tabla AX.28. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 28

Parámetros de operación			
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L		
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	0,0 mg/L (sin Na ₂ S ₂ O ₅)		
Concentración de CAG impregnado con CuSO₄	50,0 g/L		
Flujo de aire	276,6 NL/h		
pH	10,0		
Titulación de la solución sintética de NaCN	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	pH
	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	10,22
Solución sintética de NaCN al bajar el pH con HCl	2,5	265,4	10,16
Concentración de CN⁻ en función del tiempo			
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación
min		mg/L	%
0	10,16	265,4	0,0
2	10,10	212,3	20,0
5	10,13	191,1	28,0
10	10,07	159,2	40,0
15	10,16	148,6	44,0
20	10,06	138,0	48,0
30	10,18	116,8	56,0
45	10,01	95,5	64,0
60	10,07	74,3	72,0
90	10,03	63,7	76,0
105	10,01	58,4	78,0
120	10,03	53,1	80,0
180	10,11	31,8	88,0
240	10,01	21,2	92,0
330	10,01	10,6	96,0
Concentración de cobre residual (mg/L)			
Solución sintética cianurada sin filtrar		96,8	
Solución sintética cianurada filtrada		99,6	

Ficha Técnica N° 29

Tabla AX.29. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 29

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de CAG impregnado con CuSO₄	50 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,18
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,07
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	10,07	265,4	0,0	1 000,0	0,0
2	10,08	212,3	20,0	842,1	15,8
5	10,09	180,5	32,0	631,6	36,8
10	10,14	127,4	52,0	473,7	52,6
20	10,08	74,3	72,0	0,0	100,0
30	10,12	53,1	80,0	0,0	100,0
45	10,10	42,5	84,0	0,0	100,0
60	10,12	31,8	88,0	0,0	100,0
75	10,10	26,5	90,0	0,0	100,0
90	10,11	21,2	92,0	0,0	100,0
105	10,07	21,2	92,0	0,0	100,0
120	10,03	15,9	94,0	0,0	100,0
150	9,98	15,9	94,0	0,0	100,0
180	10,10	10,6	96,0	0,0	100,0
210	9,98	5,3	98,0	0,0	100,0

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

Ficha Técnica N° 30

Tabla AX.30. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 30

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na ₂ S ₂ O ₅ (SO ₂)	1 000,0 mg/L ^º				
Concentración de CAG impregnado con CuSO ₄	50,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO ₃	[CN ⁻]	Gasto I ₂	[Na ₂ S ₂ O ₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,34
Solución sintética de NaCN con Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,01
Concentración de CN ⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN ⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,01	265,4	0,0		
2	10,08	212,3	20,0		
5	9,98	180,5	32,0		
10	10,14	148,6	44,0		
15	10,28	116,8	56,0		
20	10,60	74,3	72,0		
25	10,00	53,1	80,0		
30	10,16	31,8	88,0		
35	10,10	10,6	96,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar	61,70				
Solución sintética cianurada filtrada	1,51				

(^º Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 31

Tabla AX.31. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 31

Parámetros de operación			
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L		
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	0,0 mg/L (sin Na ₂ S ₂ O ₅)		
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	50,0 g/L		
Flujo de aire	276,6 NL/h		
pH	10,0		
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	pH
	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	10,34
Solución sintética de NaCN al bajar el pH con HCl	2,5	265,4	10,11
Concentración de CN⁻ en función del tiempo			
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación
min		mg/L	%
0	10,11	265,4	0,0
2	10,14	106,2	60,0
4	10,08	74,3	72,0
6	9,98	42,5	84,0
8	10,34	31,8	88,0
10	10,24	21,2	92,0
12	10,20	15,9	94,0
15	10,15	15,9	94,0
20	10,25	10,6	96,0
25	10,17	10,6	96,0
30	10,06	5,3	98,0
Concentración de Cu residual (mg/L)			
Solución sintética cianurada sin filtrar		168,5	
Solución sintética cianurada filtrada		170,7	

Ficha Técnica N° 32

Tabla AX. 32. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 32

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	50,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,35
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,23
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,23	265,4	0,0		
2	10,05	95,5	64,0		
4	9,98	42,5	84,0		
6	10,15	10,6	96,0		
8	10,00	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar	179,3				
Solución sintética cianurada filtrada	38,47				

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 33

Tabla AX.33. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 33

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na ₂ S ₂ O ₅ (SO ₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de CAG impregnado con CuSO ₄	30,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO ₃	[CN ⁻]	Gasto I ₂	[Na ₂ S ₂ O ₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,28
Solución sintética de NaCN con Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,19
Concentración de CN ⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN ⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,19	265,4	0,0		
2	10,14	222,9	16,0		
5	10,05	201,7	24,0		
10	10,04	180,5	32,0		
15	10,02	159,2	40,0		
20	10,00	138,0	48,0		
25	10,11	127,4	52,0		
30	10,04	116,8	56,0		
40	10,05	106,2	60,0		
50	10,17	95,5	64,0		
60	10,09	74,3	72,0		
70	10,05	42,5	84,0		
80	10,02	10,6	96,0		
85	10,13	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar	57,00				
Solución sintética cianurada filtrada	0,88				

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 34

Tabla AX.34. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 34

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de CAG virgen	50,0 g/L				
Concentración de Cu²⁺ (CuSO₄)	50,0 mg/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,36
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,22
Solución sintética de NaCN con CuSO₄ al 5 %	1,9	201,7	2,0	1 000,0	10,14
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,22	265,4	0,0		
0	10,14	201,7	24,0		
30	10,14	138,0	48,0		
45	10,14	127,4	52,0		
60	10,14	111,5	58,0		
75	10,04	95,5	64,0		
90	10,12	84,9	68,0		
105	10,08	74,3	72,0		
120	10,06	63,7	76,0		
150	10,00	31,8	88,0		
180	10,01	21,2	92,0		
195	10,01	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar	50,00				
Solución sintética cianurada filtrada	0,40				

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
 (El primer t=0 min de la tabla corresponde a la solución de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 % y el segundo es una vez añadida la solución de CuSO₄ al 5 %)

Ficha Técnica N° 35

Tabla AX.35. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 35

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	30,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,20
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,07
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0,00	10,07	265,4	0,0		
2,00	10,06	169,9	36,0		
5,00	10,02	116,8	56,0		
10,00	10,00	53,1	80,0		
15,00	10,17	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar	155,00				
Solución sintética cianurada filtrada	32,86				

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 36

Tabla AX.36. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 36

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	20,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,21
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,09
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,09	265,4	0,0		
2	10,05	191,1	28,0		
5	10,05	159,2	40,0		
10	10,07	106,2	60,0		
15	10,09	63,7	76,0		
20	10,01	21,2	92,0		
25	10,07	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar		138,50			
Solución sintética cianurada filtrada		28,40			

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 37

Tabla AX.37. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N°37

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]				
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	10,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,23
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,07
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,07	265,4	0,0		
2	10,24	212,3	20,0		
5	10,35	191,1	28,0		
10	10,04	148,6	44,0		
15	10,03	106,2	60,0		
20	10,08	84,9	68,0		
25	10,00	53,1	80,0		
30	10,25	21,2	92,0		
35	10,30	10,6	96,0		
40	10,25	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar	134,80				
Solución sintética cianurada filtrada	22,69				

(□ Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 38

Tabla AX.38. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 38

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [Ⓟ]				
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	5,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,22
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,16
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,16	265,4	0,0		
2	10,18	233,6	12,0		
5	10,21	212,3	20,0		
10	10,31	191,1	28,0		
15	10,26	169,9	36,0		
20	10,29	159,2	40,0		
30	10,11	138,0	48,0		
40	10,06	106,2	60,0		
50	10,10	84,9	68,0		
60	10,00	63,7	76,0		
70	10,08	21,2	92,0		
80	10,11	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar		90,10			
Solución sintética cianurada filtrada		1,22			

([Ⓟ] Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 39

Tabla AX. 39. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 39

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [†]				
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	1,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,34
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,16
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,16	265,4	0,0		
2	10,15	254,8	4,0		
5	10,16	244,2	8,0		
10	10,19	233,6	12,0		
20	10,17	228,2	14,0		
30	10,18	212,3	20,0		
45	10,18	191,1	28,0		
60	10,24	180,5	32,0		
90	10,14	148,6	44,0		
120	10,16	116,8	56,0		
150	10,07	95,5	64,0		
180	10,08	63,7	76,0		
210	10,02	21,2	92		
220	10,05	5,3	98		
Concentración de Cu residual (mg/L)					
Solución sintética cianurada sin filtrar			54,60		
Solución sintética cianurada filtrada			1,01		

([†] Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 40

Tabla AX.40. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 40

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	0,0 mg/L (sin Na ₂ S ₂ O ₅)				
Concentración de Cu⁰	10,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,21
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,21	265,4	0,0		
10	10,13	244,2	8,0		
30	10,11	222,9	16,0		
45	10,13	212,3	20,0		
60	10,09	191,1	28,0		
90	10,16	159,2	40,0		
105	10,13	138,0	48,0		
120	10,13	127,4	52,0		
150	10,09	106,2	60,0		
180	10,11	84,9	68,0		
210	10,03	53,1	80,0		
240	10,05	42,5	84,0		
270	10,12	26,5	90,0		
300	10,09	21,2	92,0		
360	10,07	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)		Peso Cu⁰ (g)			
		Inicio del proceso del oxidación			10,0001
Solución sintética cianurada sin filtrar	176,80	Final del proceso de oxidación			9,8328
Solución sintética cianurada filtrada	176,80	Consumo de Cu⁰ (g)			0,1673

Ficha Técnica N° 41

Tabla AX.41. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 41

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L*				
Concentración de Cu⁰	10,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,25
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,13
Concentración de CN⁻ y Na₂S₂O₅ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación	[Na₂S₂O₅]	Consumo de Na₂S₂O₅
min		mg/L	%	mg/L	%
0	10,13	265,4	0,0	1000,0	0,0
10	10,12	233,6	12,0	941,2	5,9
30	10,08	212,3	20,0	823,5	17,6
45	10,03	201,7	24,0	764,7	23,5
60	10,14	180,5	32,0	705,9	29,4
75	10,11	169,9	36,0	705,9	29,4
90	10,06	159,2	40,0	705,9	29,4
105	10,02	138,0	48,0	647,0	35,3
120	10,12	127,4	52,0	588,2	41,2
150	10,16	95,5	64,0	294,1	70,6
180	10,01	53,1	80,0	58,8	94,1
210	10,04	31,8	88,0	0,0	100,0
240	10,07	21,2	92,0	0,0	100,0
320	10,02	5,3	98,0	0,0	100,0
Peso Cu⁰ (g)					
Inicio del proceso de oxidación				10,0000	
Final del proceso de oxidación				9,8852	
Consumo de Cu⁰ (g)				0,1148	

(*Indica que la solución de Na₂S₂O₅ al 20 % se añade solo al comienzo del ensayo, por lo que su concentración no se mantiene constante durante el proceso de oxidación de cianuro)

Ficha Técnica N° 42

Tabla AX.42. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 42

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L ^º				
Concentración de Cu⁰	10,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,36
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,13
Concentración de CN⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,13	265,4	0,0		
10	10,12	244,2	8,0		
20	10,10	222,9	16,0		
30	10,11	212,3	20,0		
45	10,14	201,7	24,0		
60	10,11	180,5	32,0		
75	10,13	169,9	36,0		
90	10,18	148,6	44,0		
105	10,09	132,7	50,0		
120	10,05	116,8	56,0		
150	10,04	84,9	68,0		
180	10,09	21,2	92,0		
195	10,03	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)		Peso Cu⁰ (g)			
		Inicio del proceso del oxidación			10,0010
Solución sintética cianurada sin filtrar	67,50	Final del proceso de oxidación			9,9381
Solución sintética cianurada filtrada	0,89	Consumo de Cu⁰ (g)			0,0629

(º) Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 43

Tabla AX.43. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 43

Parámetros de operación					
Reactor	1 L de solución sintética de NaCN 500,0 mg/L				
Concentración Na ₂ S ₂ O ₅ (SO ₂)	1 000,0 mg/L ^º				
Concentración de Cu ⁰	10,0 g/L				
Concentración de CAG virgen	40,0 g/L				
Flujo de aire	276,6 NL/h				
pH	10,0				
Titulación de la solución sintética de NaCN t=0 min	Gasto AgNO ₃	[CN ⁻]	Gasto I ₂	[Na ₂ S ₂ O ₅]	pH
	mL	mg/L	mL	mg/L	
Solución sintética de NaCN	2,5	265,4	---	---	10,38
Solución sintética de NaCN con Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	2,5	265,4	2,0	1 000,0	10,19
Concentración de CN ⁻ en función del tiempo					
Tiempo	pH	[CN ⁻]	Oxidación		
min		mg/L	%		
0	10,19	265,4	0,0		
10	10,18	212,3	20,0		
20	10,11	180,5	32,0		
30	10,13	148,6	44,0		
45	10,20	116,8	56,0		
60	10,08	63,7	76,0		
75	10,09	26,5	90,0		
90	10,11	5,3	98,0		
Concentración de Cu residual (mg/L)		Peso Cu ⁰ (g)			
		Inicio del proceso del oxidación			10,0017
Solución sintética cianurada sin filtrar	53,80	Final del proceso de oxidación			9,8991
Solución sintética cianurada filtrada	28,01	Consumo de Cu ⁰ (g)			0,1026

(^º Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)

Ficha Técnica N° 44

Tabla AX.44. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 44

Parámetros de operación										
Reactor	1 L de efluente cianurado de la compañía Minera Orenas S.A									
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L ^o									
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	5,0 g/L									
Flujo de aire	276,6 NL/h									
pH	10,0									
Titulación de la solución sintética de NaCN	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH					
	mL	mg/L	mL	mg/L						
Solución sintética de NaCN	1,5	159,2	---	---	10,32					
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	1,5	159,2	2,0	1 000,0	10,19					
Concentración de CN⁻ en función del tiempo										
Tiempo (min)	pH	[CN⁻] (mg/L)			Oxidación (%)					
0	10,19	159,2			0,0					
2	10,18	148,6			6,7					
5	10,15	127,4			20,0					
10	10,11	106,2			33,3					
15	10,25	84,9			46,7					
20	10,25	53,1			66,7					
25	10,16	31,8			80,0					
30	10,16	26,5			83,3					
35	10,21	21,2			86,7					
40	10,11	10,6			93,3					
45	10,09	5,3			96,7					
Cantidad total añadida de Na₂S₂O₅				3 000 mg/L						
Tiempo de Oxidación (min)	Contenido de cianuro y metales (mg/L)									
	CN_{TOTAL}	CN_{WAD}	CN⁻	Au	Ag	Cu	Cd	Zn	Ni	Fe
0	432,50	315,00	159,20	0,31	0,54	113,00	0,02	2,17	1,25	28,20
45	5,26	4,62	2,47	0,27	0,20	10,01	<0,01	<0,01	0,12	0,41
90	0,06	0,02	<0,01	0,27	0,06	0,36	<0,01	<0,01	0,10	0,11
Peso Precipitado				393,3 mg						

(^o Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
 En este ensayo se aumenta el tiempo de oxidación del efluente para llegar a los límites de descarga a un cuerpo de agua dulce, establecidos en el Anexo 1 del libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental

Ficha Técnica N° 45

Tabla AX.45. Datos del proceso de oxidación de cianuro del ensayo N° 45

Parámetros de operación										
Reactor	1 L de efluente cianurado de la compañía Minera Paz Borja									
Concentración Na₂S₂O₅ (SO₂)	1 000,0 mg/L [□]									
Concentración de CAG impregnado con Cu⁰	5,0 g/L									
Flujo de aire	276,6 NL/h									
pH	10,0									
Titulación de la solución sintética de NaCN	Gasto AgNO₃	[CN⁻]	Gasto I₂	[Na₂S₂O₅]	pH					
	mL	mg/L	mL	mg/L						
Solución sintética de NaCN	0,5	58,4	---	---	10,14					
Solución sintética de NaCN con Na₂S₂O₅ al 20 %	0,5	58,4	2,0	1 000,0	10,11					
Concentración de CN⁻ en función del tiempo										
Tiempo	pH		[CN⁻]		Oxidación					
min			mg/L		%					
0	10,11		58,4		0,0					
2	10,09		47,8		18,2					
5	10,02		42,5		27,3					
10	10,12		26,5		54,5					
15	10,02		8,0		86,4					
20	10,03		5,3		90,9					
Cantidad total añadida de Na₂S₂O₅			2 000 mg/L							
Parámetros del efluente cianurado antes y después del proceso de oxidación										
Tiempo de Oxidación (min)	Contenido de cianuro y metales (mg/L)									
	CN_{TOTAL}	CN_{WAD}	CN⁻	Au	Ag	Cu	Cd	Zn	Ni	Fe
0	112,50	87,50	58,40	0,14	0,81	10,59	<0,01	0,27	0,90	5,20
20	3,50	2,20	1,20	0,14	0,24	20,39	<0,01	0,15	0,74	3,78
40	0,05	0,02	<0,01	0,13	0,20	24,08	<0,01	0,07	0,48	3,49

([□] Indica que la concentración de Na₂S₂O₅ se mantiene constante durante todo el proceso de oxidación)
 En este ensayo se aumenta el tiempo de oxidación del efluente para llegar a los límites de descarga a un cuerpo de agua dulce, establecidos en el anexo 1 del libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiente

En la Tabla AX.46 se presentan los límites permisibles de descarga de metales a un cuerpo de agua dulce establecidos en el Anexo 1 del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundaria.

Tabla AX. 46. Límites de descarga a un cuerpo de agua dulce

Parámetros	Expresado como	Unidad	Límite máximo permisible
Cianuro total	CN ⁻	mg/L	0,10
Cobre	Cu	mg/L	1,00
Zinc	Zn	mg/L	5,00
Cadmio	Cd	mg/L	0,02
Niquel	Ni	mg/L	2,00
Hierro	Fe	mg/L	10,00

(Anexo 1 del libro VI del Texto Unificado de Legislación Ambiental, 2003, pp.331-332)

Ficha Técnica N° 46

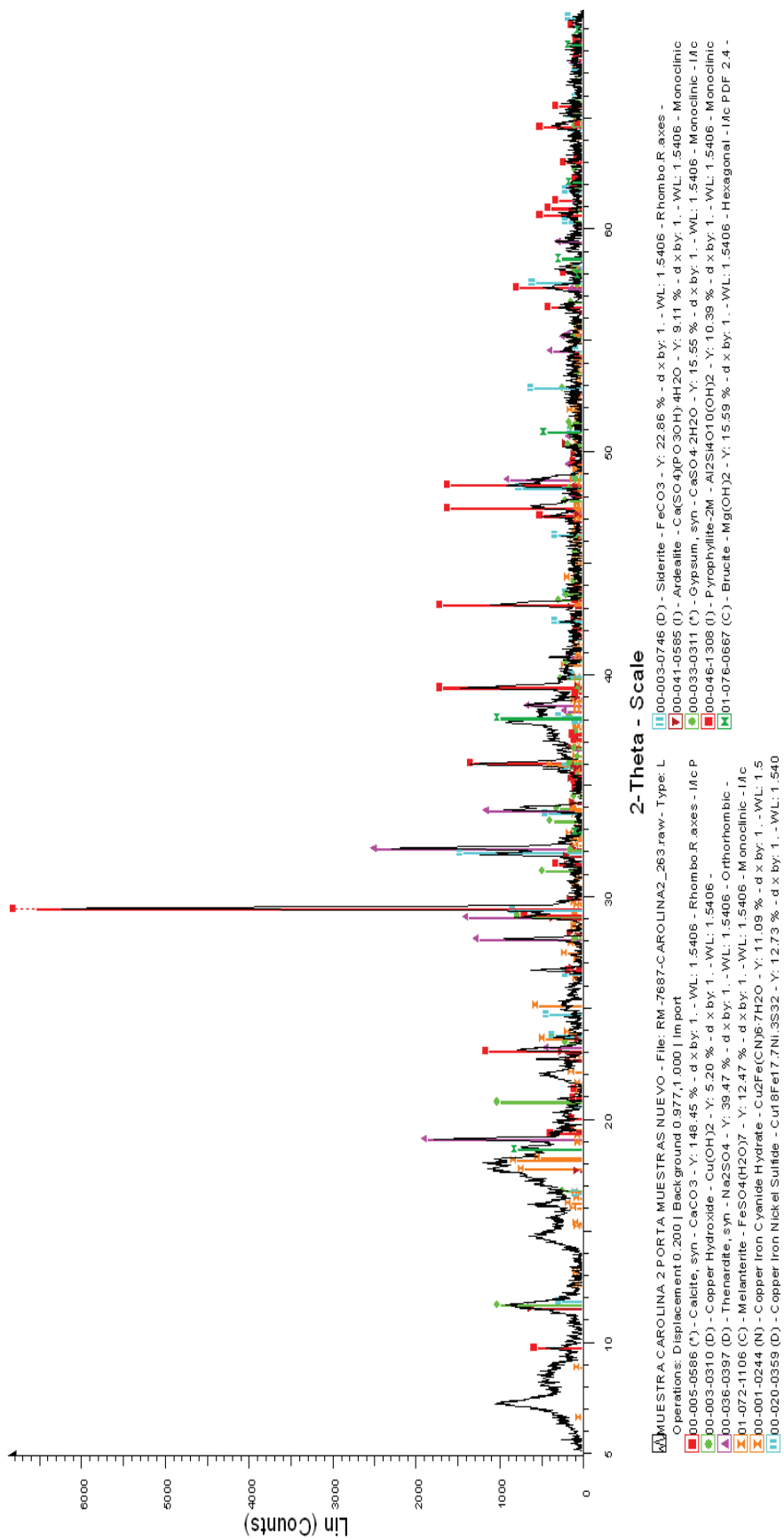


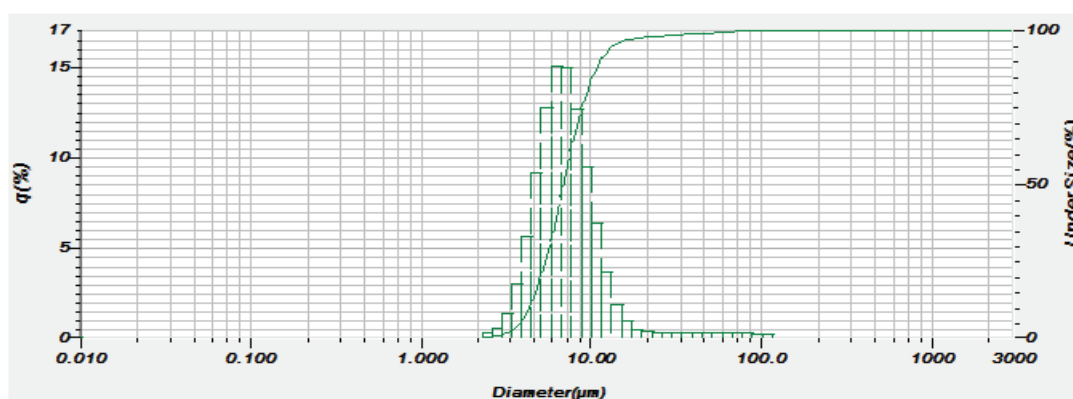
Figura AX. 1. Difractograma del precipitado del efluente cianurado detoxificado Orenas

Ficha Técnica N° 47

2015.01.14 10:32:

HORIBA Laser Scattering Particle Size Distribution Analyzer LA-950

Sample Name	: Precipitado Orenas	Median Size	: 6.87342(μm)
ID#	: 201501141023094	Mean Size	: 8.32591(μm)
Data Name	: 201501141023094	Std.Dev.	: 8.1518(μm)
Transmittance(R)	: 89.6(%)	Geo.Mean Size	: 7.1579(μm)
Transmittance(B)	: 83.0(%)	Geo.Std.Dev.	: 1.5809(μm)
Circulation Speed	: 3	Mode Size	: 6.3415(μm)
Agitation Speed	: 1	Span	: OFF
Ultra Sonic	: 03:00 (7)	Diameter on Cumulative %	: (1)10.00 (%) - 4.3961(μm)
Form of Distribution	: Manual		: (2)50.00 (%) - 6.8734(μm)
Distribution Base	: Volume		: (8)80.00 (%) - 9.4713(μm)
Refractive Index (R)	: COPPER HYDROXIDE[COPPER HYDROXIDE(1.720 - 0.000i),Water(1.333)]		
Refractive Index (B)	: COPPER HYDROXIDE[COPPER HYDROXIDE(1.720 - 0.000i),Water(1.333)]		
Material	: PSL		
Source	: DUKE SCIENTIFIC		
Lot Number	:		
Test or Assay. Number	:		



No.	Diameter(μm)	q(%)	UnderSize(%)	No.	Diameter(μm)	q(%)	UnderSize(%)	No.	Diameter(μm)	q(%)	UnderSize(%)	No.	Diameter(μm)	q(%)	UnderSize(%)
1	0.011	0.000	0.000	25	0.296	0.000	0.000	49	7.697	14.897	62.416	73	200.000	0.000	100.000
2	0.013	0.000	0.000	26	0.339	0.000	0.000	50	8.316	12.594	75.010	74	229.075	0.000	100.000
3	0.015	0.000	0.000	27	0.389	0.000	0.000	51	10.097	9.439	84.450	75	262.376	0.000	100.000
4	0.017	0.000	0.000	28	0.445	0.000	0.000	52	11.965	6.298	90.747	76	300.518	0.000	100.000
5	0.020	0.000	0.000	29	0.510	0.000	0.000	53	13.246	3.603	94.350	77	344.206	0.000	100.000
6	0.022	0.000	0.000	30	0.584	0.000	0.000	54	15.172	1.843	96.192	78	394.244	0.000	100.000
7	0.026	0.000	0.000	31	0.669	0.000	0.000	55	17.377	0.907	97.099	79	451.556	0.000	100.000
8	0.029	0.000	0.000	32	0.766	0.000	0.000	56	19.904	0.472	97.571	80	517.200	0.000	100.000
9	0.034	0.000	0.000	33	0.877	0.000	0.000	57	22.797	0.284	97.856	81	592.387	0.000	100.000
10	0.039	0.000	0.000	34	1.005	0.000	0.000	58	26.111	0.209	98.064	82	678.504	0.000	100.000
11	0.044	0.000	0.000	35	1.151	0.000	0.000	59	29.907	0.184	98.248	83	777.141	0.000	100.000
12	0.051	0.000	0.000	36	1.318	0.000	0.000	60	34.255	0.181	98.429	84	890.116	0.000	100.000
13	0.058	0.000	0.000	37	1.510	0.000	0.000	61	39.234	0.187	98.617	85	1019.515	0.000	100.000
14	0.067	0.000	0.000	38	1.729	0.000	0.000	62	44.938	0.194	98.811	86	1167.725	0.000	100.000
15	0.076	0.000	0.000	39	1.981	0.000	0.000	63	51.471	0.197	99.008	87	1337.481	0.000	100.000
16	0.087	0.000	0.000	40	2.269	0.000	0.000	64	58.953	0.195	99.203	88	1531.914	0.000	100.000
17	0.100	0.000	0.000	41	2.599	0.197	0.197	65	67.523	0.189	99.392	89	1754.613	0.000	100.000
18	0.115	0.000	0.000	42	2.976	0.557	0.755	66	77.339	0.180	99.572	90	2009.687	0.000	100.000
19	0.131	0.000	0.000	43	3.409	1.376	2.130	67	88.583	0.169	99.741	91	2301.841	0.000	100.000
20	0.150	0.000	0.000	44	3.905	2.973	5.103	68	101.460	0.148	99.889	92	2636.467	0.000	100.000
21	0.172	0.000	0.000	45	4.472	5.605	10.708	69	116.210	0.111	100.000	93	3000.000	0.000	100.000
22	0.197	0.000	0.000	46	5.122	9.131	19.839	70	133.103	0.000	100.000				
23	0.226	0.000	0.000	47	5.867	12.707	32.546	71	152.453	0.000	100.000				
24	0.259	0.000	0.000	48	6.720	14.973	47.519	72	174.616	0.000	100.000				

Figura AX. 2. Resultado de análisis del diámetro de partícula del precipitado por dispersión estática de luz láser

ANEXO XI

BALANCES DE MASA DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS

Los balances de masa y energía se realizaron con base en los resultados experimentales del tratamiento del efluente cianurado de la Compañía Minera Orenas S.A. Se ha tomado como base 1 día de producción, es decir 300 m³/día de efluentes que es lo que produce actualmente la Compañía mencionada.

BALANCE DE MASA EN LOS TANQUES AGITADOS DE OXIDACIÓN Y PRECIPITACIÓN

Si se asume que la densidad del efluente cianurado es de 1 000 kg/m³ se tiene que diariamente se debe tratar:

$$300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{1\,000 \text{ kg ef. cianurado}}{1 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} = 300\,000 \text{ kg ef. cianurado}$$

Cálculo de la cantidad de Na₂S₂O₅ requerido

Los datos de la Ficha Técnica N°44 indican que para tratar 1 L de efluente cianurado se requiere trabajar con una concentración constante de 1 000 mg/L Na₂S₂O₅, lo que equivale a añadir 3 000 mg/L Na₂S₂O₅. Comercialmente el Na₂S₂O₅ tiene una pureza del 97 %, con lo cual se calculó la cantidad Na₂S₂O₅ impuro requerido para tratar los 300 m³/día de efluente cianurado.

$$\begin{aligned} & 300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{1\,000 \text{ L ef. cianurado}}{1 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{3 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_5\text{puro}}{1 \text{ L ef. cianurado}} \\ & \times \frac{100 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_5\text{impuro}}{97,2 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_5\text{puro}} \times \frac{1 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_5\text{impuro}}{1000 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_5\text{impuro}} \\ & = 925,9 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_5\text{impuro} \end{aligned}$$

El $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ se añade en solución al 20 %, cuya densidad es de 1200 kg/m^3 . La cantidad de solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % a emplearse es de:

$$\begin{aligned}
 & 925,9 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_{5\text{impuro}} \times \frac{97,2 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_{5\text{puro}}}{100 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_{5\text{impuro}}} \times \frac{1\,000 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_{5\text{puro}}}{1 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_{5\text{puro}}} \\
 & \quad \times \frac{100 \text{ mL Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 (20\%)}{20 \text{ g Na}_2\text{S}_2\text{O}_{5\text{puro}}} \times \frac{1200 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 (20\%)}{10^6 \text{ mL Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 (20\%)} \\
 & = 5\,400 \text{ kg Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 (20\%)
 \end{aligned}$$

De los cálculos anteriores se tiene que la cantidad de H_2O a emplearse diariamente en la preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % es de:

$$5\,400 \text{ kg Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 (20\%) - 925,9 \text{ kg Na}_2\text{S}_2\text{O}_{5\text{impuro}} = 4\,474,1 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Cálculo de la cantidad de lechada de cal requerida

En el tratamiento de detoxificación de efluentes cianurados se empleó de NaOH 1N para neutralizar el ácido producido en las reacciones de oxidación y mantener el pH en 10,0. Sin embargo, este reactivo es controlado por el Consejo Nacional de Control de Sustancias Estupefacientes y Psicotrópicas (CONSEP), por lo que a nivel industrial se emplea cal (CaO) en un rango de 3 a 5 g por gramo de CN_{WAD} a oxidar como se indica en la sección 1.1.3.2. De acuerdo a la Ficha Técnica N°44 el contenido de CN_{WAD} a oxidar es de 315 mg/L , por lo que si se trabaja con un valor promedio de 4 g cal por gramo de CN_{WAD} a oxidar, la cantidad de cal a emplearse es de:

$$\begin{aligned}
 & 300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{1\,000 \text{ L ef. cianurado}}{1 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{315 \text{ mg CN}_{\text{WAD}}}{1 \text{ L ef. cianurado}} \times \frac{1 \text{ g CN}_{\text{WAD}}}{1\,000 \text{ mg CN}_{\text{WAD}}} \\
 & \quad \times \frac{4 \text{ g cal}}{1 \text{ g CN}_{\text{WAD}}} \times \frac{1 \text{ kg cal}}{1\,000 \text{ g cal}} = 378 \text{ kg cal}
 \end{aligned}$$

La forma más común de añadir la cal al proceso es en forma de lechada de cal, que consiste en una mezcla de agua y cal. Esto disminuye la velocidad de sedimentación de la cal y es casi dos veces más rápida en reaccionar que la cal adicionada directamente. La lechada de cal, se hace normalmente con 6 partes de agua con 1 parte de cal (alrededor de 15 % de sólidos), por lo que la cantidad de agua a mezclarse con los 378 kg de cal es de:

$$378 \text{ kg cal} \times \frac{6 \text{ kg agua}}{1 \text{ kg cal}} = 2\,268 \text{ kg agua}$$

La cantidad de lechada de cal al 15 % a emplearse es de:

$$378 \text{ kg cal} \times \frac{7 \text{ kg lechada de cal al 15 \%}}{1 \text{ kg cal}} = 2\,646 \text{ kg lechada de cal (15 \% sólidos)}$$

Cálculo de la cantidad de CAG impregnado con Cu⁰ requerido

De acuerdo a los datos experimentales, los mejores resultados en el proceso de oxidación se obtienen al emplear 5 g/L de CAG impregnado con Cu⁰, el cual tiene un 20 % de Cu⁰ impregnado. La Tabla 3.12 indica que el Cu disuelto en la solución cianurada luego del proceso de oxidación es de 90 mg/L, de donde se obtuvo el número de veces que puede recircularse el CAG:

$$5 \text{ g CAG impregnado Cu}^0 * \frac{20 \text{ g Cu}}{100 \text{ g CAG impregnado Cu}^0} * \frac{1 \text{ reciclo}}{0,091 \text{ g Cu}} = 11 \text{ reciclos}$$

$$\begin{aligned} 300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} &\times \frac{1\,000 \text{ L ef. cianurado}}{1 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{5 \text{ g CAG impregnado Cu}^0}{1 \text{ L ef. cianurado}} \\ &\times \frac{1 \text{ kg CAG impregnado Cu}^0}{1\,000 \text{ g CAG impregnado Cu}^0} \times \frac{1}{11} \\ &= 136,4 \text{ kg CAG impregnado Cu}^0 \end{aligned}$$

Cálculo de la cantidad de aire requerido

El flujo de aire requerido para el tratamiento de 1 L efluente cianurado de 276 NL/h. Se tiene que el proceso de oxidación culmina en 90 min y que la densidad del aire a condiciones estándar (25°C y 1 atm) es de 1,1773 kg/m³, por lo que para tratar 300 m³ de efluente se requieren:

$$300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{90 \text{ min oxidación}}{1 \text{ L ef. cianurado}} \times \frac{276 \text{ L aire}}{60 \text{ min oxidación}} \\ \times \frac{1,1773 \text{ kg aire}}{1\,000 \text{ L aire}} = 146\,220,7 \text{ kg aire}$$

Cálculo de la cantidad de precipitado (lodo seco) generado

La Ficha Técnica N°44 muestra que el tratamiento de 1 L de efluente cianurado genera 393,3 mg de precipitado (lodo seco). A partir de este dato se tiene que la cantidad diaria de lodo seco será:

$$300 \text{ m}^3 \text{ efluente} \times \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \frac{393,3 \text{ mg precipitado}}{1 \text{ L efluente}} \times \frac{1 \text{ kg precipitado}}{10^6 \text{ mg precipitado}} \\ = 118 \text{ kg lodo seco}$$

Cálculo de la cantidad de efluente detoxificado

Para el cálculo de la cantidad de efluente detoxificado, se sumó la cantidad original de efluente tratado, las cantidades de solución de Na₂S₂O₅ al 20 % y lechada de cal (15 % sólidos) añadidas, y se restó la cantidad de lodo seco generado. En la Figura AXI.1 se presenta el balance de masa en tanque de oxidación y precipitación.

$$300\,000 \text{ kg ef. cianurado} + 5\,400 \text{ kg Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 + 2\,646 \text{ kg lechada de cal} \\ - 118 \text{ kg lodo seco} = 307\,928 \text{ kg ef. cianurado detoxificado}$$

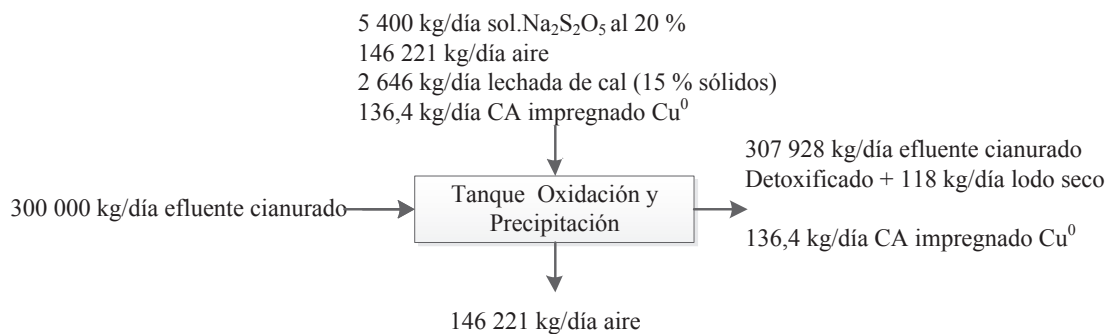


Figura AXI. 1. Balance de masa en el tanque de oxidación y precipitación

BALANCE DE MASA EN EL TROMEL DE CRIBADO

A fin de separar el CAG impregnado con Cu^0 del efluente cianurado detoxificado se empleó un Tromel de cribado. El catalizador separado es nuevamente recirculado al tanque de oxidación y precipitación. El balance de masa en el Tromel de cribado se presenta en la Figura AXI.2.

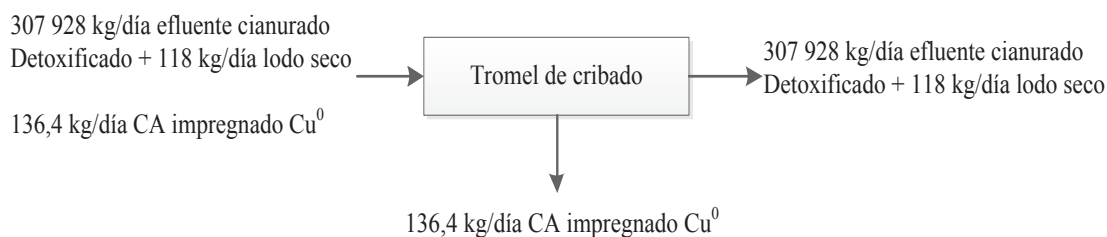


Figura AXI. 2. Balance de masa en el tromel de cribado

BALANCE DE MASA EN EL SEDIMENTADOR RECTANGULAR

Con el objetivo de separar el precipitado (lodo seco) del efluente cianurado detoxificado se empleará un sedimentador. El lodo separado mediante este equipo posee un 60 % de humedad, por lo que la cantidad efluente cianurado detoxificado presente en el lodo húmedo es de:

$$118 \text{ kg lodo seco} \times \frac{60 \text{ kg ef. cianurado detoxificado}}{40 \text{ kg lodo seco}}$$

$$= 177 \text{ kg ef. cianurado detoxificado}$$

A partir de la cantidad de lodo seco y del efluente detoxificado contenido en el mismo se tiene que la cantidad de lodo (60 % humedad) generado es de:

$$118 \text{ kg lodo seco} + 177 \text{ kg H}_2\text{O} = 295 \text{ kg lodo (60 \% humedad)}$$

El balance de masa en el sedimentador se presenta a continuación en la Figura AXI.3.

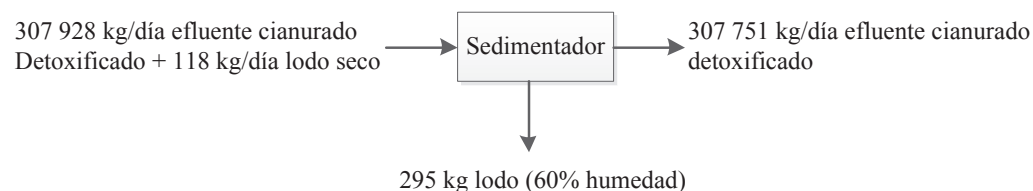


Figura AXI. 3. Balance de masa en el sedimentador

BALANCE DE MASA EN EL FILTRO PRENSA

El lodo húmedo (60 %) obtenido en el sedimentador será enviado a un filtro prensa a fin de obtener una torta con 5 % humedad, la cantidad de efluente cianurado detoxificado presente en la torta es de:

$$118 \text{ kg lodo seco} \times \frac{5 \text{ kg ef. cianurado detoxificado}}{95 \text{ kg lodo seco}}$$

$$= 6,2 \text{ kg ef. cianurado detoxificado}$$

A partir de la cantidad de lodo seco y de la humedad contenida en el mismo se tiene que la cantidad de lodo (5 % humedad) es de:

$$\begin{aligned} 118 \text{ kg lodo seco} + 6,2 \text{ kg ef. cianurado detoxificado} \\ = 124,2 \text{ kg lodo (5 \% humedad)} \end{aligned}$$

Inicialmente los 295 kg de lodo (60 % humedad) tienen 177 kg de efluente cianurado detoxificado y luego del filtrado 6,2 kg. Por ende la cantidad de efluente cianurado detoxificado filtrado es de:

$$(177 - 6,2) \text{ kg ef. cianurado detoxificado} = 170,8 \text{ kg ef. cianurado detoxificado}$$

El balance de masa en el filtro prensa se presenta en la Figura AXI.4.

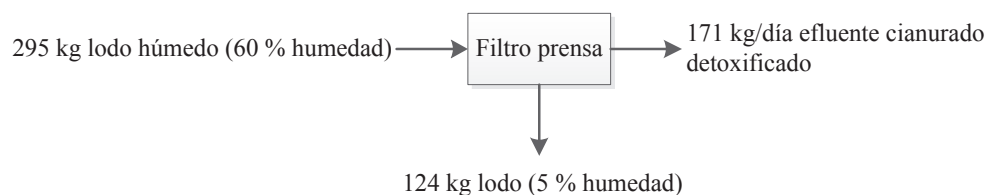


Figura AXI. 4. Balance de masa en el filtro prensa

ANEXO XII

DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS

Se definió el Diagrama de Gantt del proceso, a fin de realizar una planificación de las operaciones unitarias a llevarse a cabo y definir las capacidades y número equipos a emplearse. Este diagrama se presenta en la Figura AXII.1.

TANQUES AGITADOS DE OXIDACIÓN Y PRECIPITACIÓN

Los 4 tanques agitados de oxidación y precipitación fueron diseñados para tratar 12,5 m³ de efluente cianurado cada uno. Para su dimensionamiento se tomó en cuenta la cantidad de Na₂S₂O₅, cal y CAG impregnado de Cu⁰ empleado para tratar la cantidad de efluente mencionada. Estos cálculos se realizaron en base a los balances de masa presentados en el Anexo XI. El volumen efectivo de estos tanques (volumen de efluente más reactivos empleados) se calculó a partir de la ecuación AXII.1, en la cual se considera que los volúmenes son aditivos.

$$V_{\text{efectivo tanque ox/pre}} = V_{\text{ef. cianurado}} + V_{\text{Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al } 20\%} + V_{\text{lechada cal (15\% sólidos)}} + V_{\text{CAG impregnado Cu}^0} \quad [\text{AXII.1}]$$

Cálculo del volumen de la solución de Na₂S₂O₅ al 20 %

La Figura AXI.1 muestra que se requieren 5 400 kg solución de Na₂S₂O₅ al 20 % para tratar 300 m³ de fluente cianurado. La densidad de esta solución es de 1 200 kg/m³, de donde se tiene que para tratar 12,5 m³ de efluente cianurado se requieren:

$$12,5 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{5\,400 \text{ kg Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ (20\%)}}{300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ (20\%)}}{1\,200 \text{ kg Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ (20\%)}} = 0,19 \text{ m}^3 \text{ Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ (20\%)}$$

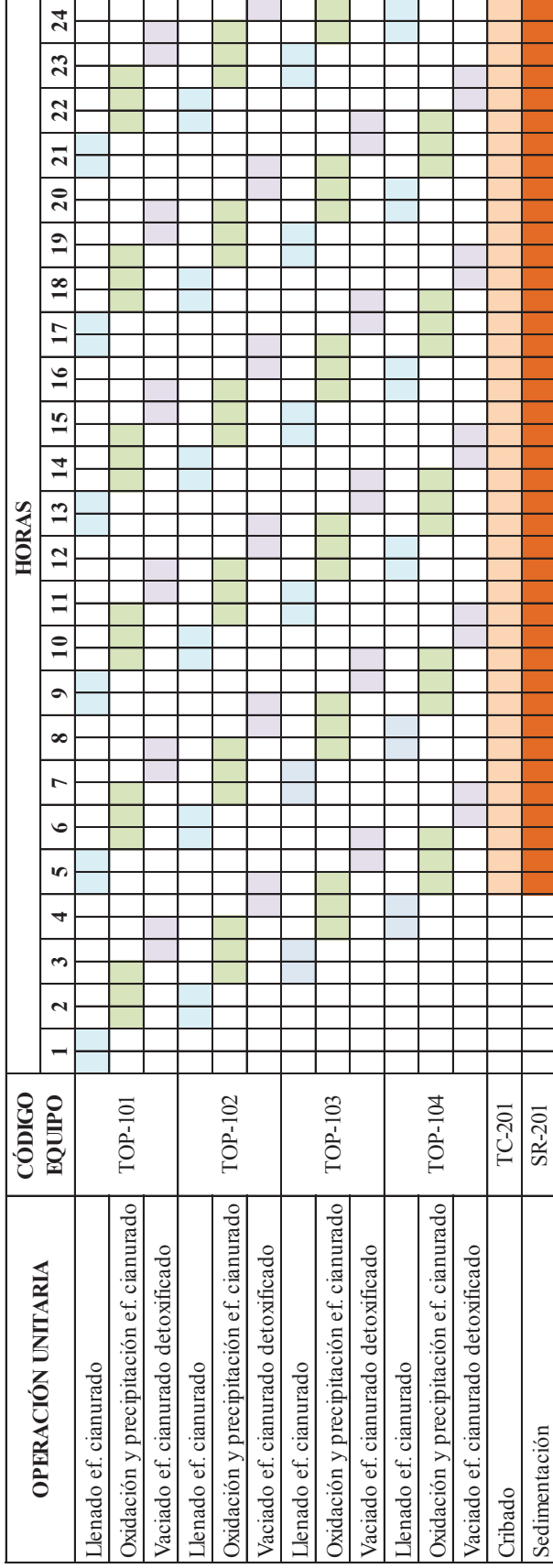


Figura AXII. 1. Diagrama de Gantt del tratamiento efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰

Cálculo del volumen de la lechada de cal (15 % de sólidos)

La Figura AXI.1 muestra que se requieren 2 646 kg lechada de cal (15 % sólidos) para tratar 300 m³ de efluente cianurado. La densidad de la lechada de cal es de 1 090 kg/m³, de donde se tiene que tratar 12,5 m³ de efluente cianurado se requieren:

$$12,5 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{2\,646 \text{ kg lechada cal}}{300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ lechada cal}}{1\,090 \text{ kg lechada cal}} \\ = 0,10 \text{ m}^3 \text{ lechada cal}$$

Cálculo del volumen del CAG impregnado Cu⁰

Los datos experimentales muestran que se necesitan 5 g de CAG impregnado con Cu⁰ por cada L de efluente cianurado tratado. La densidad de este catalizador es de 450 kg/m³. Por ende, para tratar 12,5 m³ de efluente cianurado se requieren:

$$12,5 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{5 \text{ g CAG impregnado Cu}^0}{0,001 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{1 \text{ kg CAG impregnado Cu}^0}{1\,000 \text{ g CAG impregnado Cu}^0} \\ \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ CAG impregnado Cu}^0}{450 \text{ kg CAG impregnado Cu}^0} = 0,14 \text{ m}^3 \text{ CAG impregnado Cu}^0$$

Cálculo volumen efectivo de los tanques agitados de oxidación y precipitación

A partir de los volúmenes calculados y reemplazando estos valores en la ecuación AXI.1, se tiene que el volumen de los tanques agitados de oxidación y precipitación es de:

$$V_{\text{efectivo tanque ox/pre}} = 12,5 \text{ m}^3 + 0,19 \text{ m}^3 + 0,10 \text{ m}^3 + 0,14 \text{ m}^3 = 12,93 \text{ m}^3$$

Criterios de diseño de los tanques agitados de oxidación y precipitación

En los tanques agitados de oxidación y precipitación se emplearán agitadores tipo turbina semiabierto. Este agitador se conoce como agitador de disco con álabes y se representa en la Figura AXII.2 b.

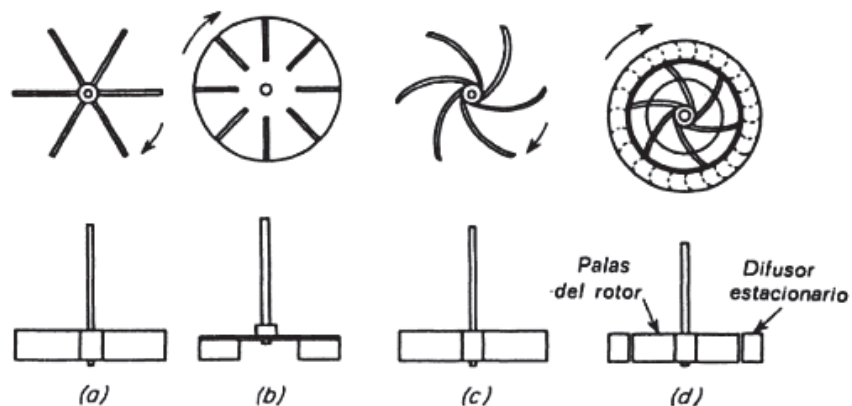


Figura AXII.2 Rodetes de agitadores de turbina: a) Abierto de palas verticales. b) De disco con álabes, c) De paletas verticales curvas. d) Cerrado de paletas curvas
(McCabe y Smith, 2003, p. 255)

Las medidas de un agitador de turbina se presentan en la Figura AXII.3, y los criterios de diseño de cada uno de sus componentes se presentan en las ecuaciones AXII.2- AXII.7.

$$\frac{H}{D_t} = 1 \quad \text{[AXII.2]}$$

$$\frac{D_a}{D} = \frac{1}{3} \quad \text{[AXII.3]}$$

$$\frac{J}{D} = \frac{1}{12} \quad \text{[AXII.4]}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad \text{[AXII.5]}$$

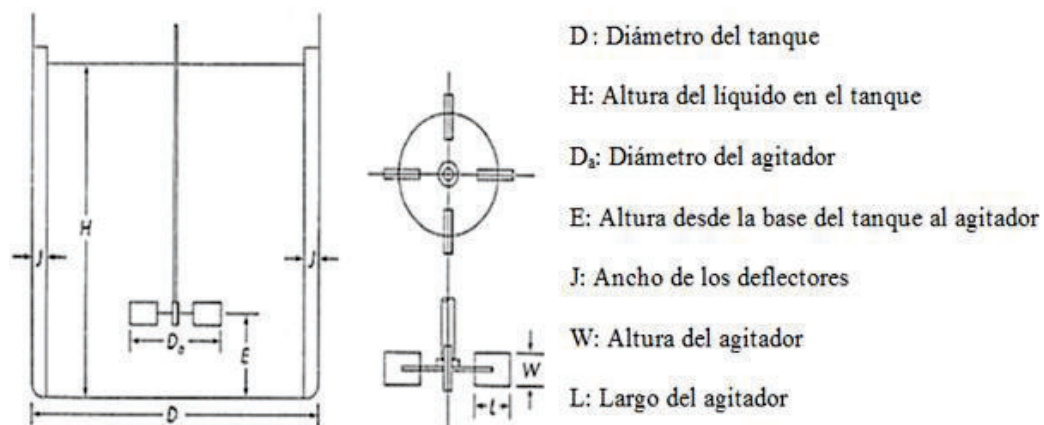


Figura AXII.3. Medidas de un agitador de turbina
(Couper, Penney, Fair y Walas, 2012, p.278)

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5} \quad \text{[AXII.6]}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad \text{[AXII.7]}$$

Debido a que los tanques de oxidación y precipitación tienen presencia de sólidos (CAG impregnado con Cu^0) se diseñará un tanque con fondo cónico abierto como se muestra en la Figura AXII.4. Estos tanques trabajan a presión atmosférica por lo que fueron diseñados según el Código API 650.

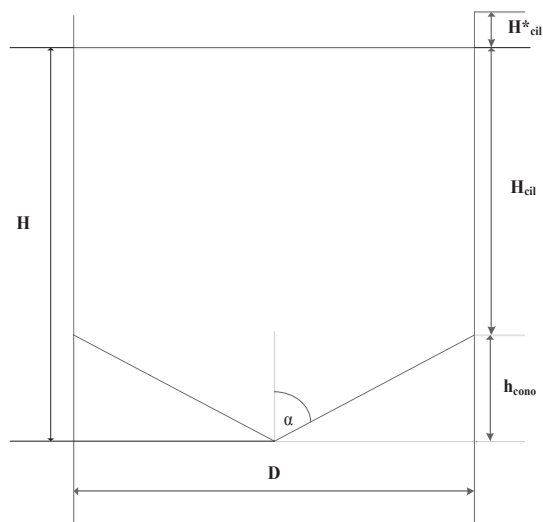


Figura AXII.4. Medidas de un tanque cilíndrico de fondo cónico

Estos tanques constan de una sección cilíndrica y otra cónica, cuyas expresiones del cálculo del volumen se presentan en las ecuaciones AXII.8 – AXII.10.

$$V_{\text{cilindro lleno}} = \pi \times \frac{D^2}{4} \times H_{\text{cil}} \quad [\text{AXII.8}]$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = \pi \times \frac{D^2}{4} \times H^*_{\text{cil}} \quad [\text{AXII.9}]$$

$$V_{\text{cono}} = \frac{1}{12} \times \pi \times D^2 \times h_{\text{cono}} \quad [\text{AXII.10}]$$

$$V_{\text{efectivo tanque ox/pre}} = V_{\text{cilindro lleno}} + V_{\text{cono}} \quad [\text{AXII.11}]$$

Los tanques deben estar lleno un máximo del 80 % de su capacidad, para lo cual se dejará un volumen del cilindro vacío, cuyo cálculo se hará con la ecuación AXII.12.

$$V_{\text{cilindro vacío}} = V_{\text{tanque agitado oxidación y precipitación}} \times 0,20 \quad [\text{AXII.12}]$$

Se asumió un semiángulo del fondo cónico (α) de los tanques de 60° y una altura del cono (h_{cono}) de 0,79 m. A partir de estos dos datos se calculó el diámetro (D) de los tanques con Pitágoras, según la ecuación AXII.13 presentada a continuación.

$$\tan 60^\circ = \frac{D}{2 \times h} \quad [\text{AXII.13}]$$

$$D = 2 \times 0,79 \text{ m} \times \tan 60^\circ = 2,73 \text{ m}$$

A partir del diámetro y la altura del cono se calculó el volumen del cono, con la ecuación AXII.10.

$$V_{\text{cono}} = \frac{1}{12} \times \pi \times 2,73 \text{ m}^2 \times 0,790 \text{ m} = 1,55 \text{ m}^3$$

Con el volumen del cono y el volumen efectivo de los tanques de oxidación y precipitación, se calculó el volumen del cilindro lleno a partir de la ecuación AXII.14.

$$V_{\text{cilindro lleno}} = V_{\text{tanque agitado de oxidación y precipitación}} - V_{\text{cono}} \quad [\text{AXII.14}]$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = 12,93 \text{ m}^3 - 1,55 \text{ m}^3 = 11,39 \text{ m}^3$$

A partir del volumen del cilindro lleno se calculó la altura del cilindro lleno (H_{cil}) de acuerdo a la ecuación AXII.8. Además, se calculó el volumen del cilindro vacío a partir de la ecuación AXII.12, y luego la altura del cilindro vacío (H^*_{cil}) con la ecuación AXII.9. Finalmente se calculó el volumen de diseño de los tanques con la ecuación AXII.15.

$$11,39 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(2,73 \text{ m})^2}{4} \times H \quad \rightarrow H_{\text{cil}} = 1,94 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = 12,93 \text{ m}^3 \times 0,20 = 2,59 \text{ m}^3$$

$$2,59 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(2,73 \text{ m})^2}{4} \times H^*_{\text{cil}} \quad \rightarrow H^*_{\text{cil}} = 0,44 \text{ m}$$

$$V_{\text{diseño tanque ox/pre}} = V_{\text{efectivo tanque ox/pre}} + V_{\text{cilindro vacío}} \quad [\text{AXII.15}]$$

$$V_{\text{diseño tanque ox/pre}} = 12,93 \text{ m}^3 + 2,59 \text{ m}^3 = 15,52 \text{ m}^3$$

El criterio de diseño presentado en la ecuación AXII.2 muestra que la relación de la altura del líquido medida desde la base de los tanques (H) con el diámetro de los tanques debe ser igual a 1. El cálculo de H se realizó sumando las alturas del cono y del cilindro del tanque.

$$H = 0,79 \text{ m} + 1,94 \text{ m} = 2,73 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = \frac{2,73 \text{ m}}{2,73 \text{ m}} = 1$$

El cálculo anterior muestra que H/D cumple con el criterio de diseño señalado. Cabe indicar que este es el resultado de varias iteraciones realizadas, en las cuales se asumió diferentes valores de h_{cono} , y posteriormente se calculó el D de los tanques con un semi ángulo de 60° . Una vez cumplido este primer criterio de diseño se calculó el diámetro de los agitadores (D_a) según la ecuación AXII.3. Luego se calculó el ancho de los deflectores (J) con la ecuación AXII.4. Estos tanques tendrán 4 deflectores a 90° cada uno a fin de evitar la formación de vórtices. Con la ecuación AXII.5 se calculó la altura medida desde la base de los tanques a los agitadores (E). Posteriormente, se obtuvo las dimensiones de ancho (W) y largo (L) de los agitadores con base en las ecuaciones AXII. 6 y AXII. 7, respectivamente.

$$\frac{D_a}{2,73 \text{ m}} = \frac{1}{3} \quad \rightarrow \quad D_a = 0,91 \text{ m} \quad \frac{J}{2,73 \text{ m}} = \frac{1}{12} \quad \rightarrow \quad J = 0,23 \text{ m}$$

$$\frac{E}{0,91 \text{ m}} = 1 \quad \rightarrow \quad E = 0,91 \text{ m} \quad \frac{W}{0,91 \text{ m}} = \frac{1}{5} \quad \rightarrow \quad W = 0,18 \text{ m}$$

$$\frac{L}{0,91 \text{ m}} = \frac{1}{4} \quad \rightarrow \quad L = 0,23 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia para mover los impulsores (agitadores) de los tanques agitados de oxidación y precipitación

Se asumió una potencia (P) de $1,5 \text{ kW/m}^3$ que corresponde a una agitación media de acuerdo a la Tabla AXII.1 y se calculó la potencia de los agitadores de acuerdo al volumen efectivo de los tanques.

$$12,97 \text{ m}^3 \times \frac{1,5 \text{ kW}}{1 \text{ m}^3} = 19,40 \text{ kW}$$

Tabla AXII.1. Requerimientos de energía para tanques agitados con baffles

Agitación	Aplicaciones	Energía (kW/m ³)
Leve	Combinación, mezcla	0,04-0,10
	Reacción homogénea	0,01-0,03
Media	Transferencia de calor	0,03-1,0
	Mezcla líquido-líquido	1,0-1,5
Severa	Suspensión de lodos	1,5-2
	Absorción de gas	1,5-2
	Emulsiones	1,5-2
Violenta	Suspensiones de lodos finos	>2

(Sinnott, 2005, p.473)

Se calculó el número de Reynolds según la ecuación AXII.16. El tipo de flujo depende de este número como se muestra a continuación:

Laminar: $N'_{Re} < 10$

Turbulento: $N'_{Re} > 10\ 000$

Transición: $10 < N'_{Re} < 10\ 000$

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

[AXII.16]

Donde:

D_a : Diámetro del agitador (m)

N : velocidad de agitación (rev/s)

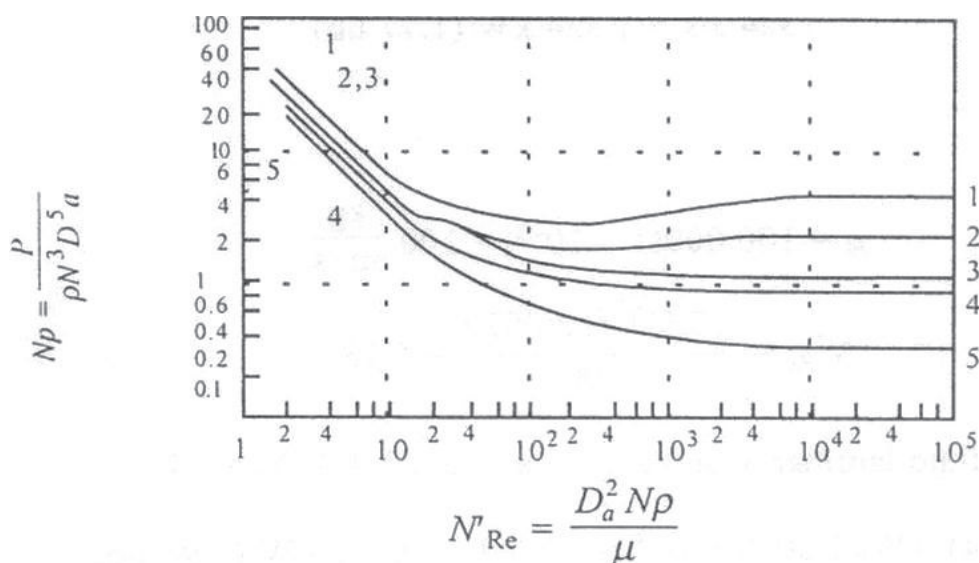
ρ : Densidad del efluente cianurado (kg/m³)

μ : Viscosidad del efluente cianurado (kg/ms)

Se asumió $N_{asumido} = 1$ rev/s, la densidad el efluente es de 1 000 kg/m³ y su viscosidad 0,001 kg/ms. Reemplazando estos datos en la ecuación anterior se obtuvo un número de Reynolds de:

$$N'_{Re} = \frac{(0,91 \text{ m})^2 \times 1 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}} = 8,30 \times 10^5$$

A partir del número de Reynolds y con la gráfica presentada en la Figura AXII.5 se encontró el número de potencia de los agitadores. Se usó la curva 1 del gráfico, que corresponde a una turbina del 6 aspas planas con $D_a/W=5$ y $D_t/J=12$. A partir de estos datos se obtuvo un número de potencia (N_p) de 4, el cual se reemplazó en la ecuación AXII.17, y se obtuvo el N_{real} .



Curva 1. Turbina de seis aspas planas ; $D_a/W = 5$; cuatro deflectores cada uno con $D_t/J = 12$.

Curva 2. Turbina abierta de seis aspas planas; $D_a/W = 8$; cuatro deflectores con $D_t/J = 12$.

Curva 3. Turbina abierta de seis aspas a 45° ; $D_a/W = 8$; cuatro deflectores con $D_t/J = 12$.

Curva 4. Propulsor; inclinación $2D_a$. cuatro deflectores con $D_t/J = 10$; también es válida para el mismo propulsor en posición angular y desplazado del centro sin deflectores.

Curva 5. Propulsor; inclinación $= D_a$. Cuatro deflectores con $D_t/J = 10$; también es válida para un propulsor en Posición angular desplazada del centro sin deflectores.

Figura AXII.5. Correlaciones de potencia para diversos impulsores y deflectores

$$N_p = \frac{P}{\rho \times N^3 \times D_a^5}$$

$$4 = \frac{19\,490 \text{ W}}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (N_{real})^3 \times (0,91 \text{ m})^5} \rightarrow N = 1,98 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

Con el N_{real} calculado se realizó un proceso iterativo hasta que el N_{asumido} coincida con el N_{real} , como se muestra en la Tabla AXII.2.

Tabla AXII.2. Datos del proceso iterativo para el cálculo de N_{real}

N asumido (rev/s)	Re	Np	N_{real} (rev/s)
1,00	$8,28 \times 10^5$	4	1,98
1,98	$1,64 \times 10^6$	4	1,98

Cálculo del espesor de los tanques agitados de oxidación y precipitación

Los tanques agitados de oxidación y precipitación se construirán de acero inoxidable AISI 304 debido a la alta corrosividad que presenta el efluente cianurado. El espesor del cilindro y del cono de los tanques vienen dados por las ecuaciones AXII.18 y AXII.19, respectivamente.

$$t_{\text{cilindro}} = \frac{\gamma \times H \times D}{2 \times \sigma_t \times E_s} \quad [\text{AXII.18}]$$

$$t_{\text{cono}} = \frac{\gamma \times H^2 \times \text{tg } \alpha}{4 \times \sigma_t \times E_s \times \cos \alpha} \quad [\text{AXII.19}]$$

Donde:

t_{cilindro} : espesor del cilindro (cm)

$T_{\text{cilindro}} = ?$

t_{cono} : espesor del cono (cm)

$t_{\text{cono}} = ?$

γ : Peso específico del producto almacenado (kgf/cm^3)

$\gamma = 0,001 \text{ kg/cm}^3$

H: Nivel máximo del producto almacenado (cm)

$H = 273 \text{ cm}$

D: Diámetro del tanque (cm)

$D = 273 \text{ cm}$

σ_t : Tensión máxima admisible del acero AISI 304

$\sigma_t = 1733 \text{ kgf/cm}^2$

σ_a : Tensión máxima del acero AISI 304

$\sigma_a = 1444,2 \text{ kgf/cm}^2$

a: Coeficiente de seguridad

$a = 1,2$

E_s : Eficiencia de la soldadura (0,85)

$E_s = 0,85$

α : Semiángulo de la abertura del cono

$\alpha = 60^\circ$

La tensión máxima admisible del acero AISI 304 (σ_t) resulta de dividir la tensión admisible del material (σ_a) por el coeficiente de seguridad aplicado (a). Al reemplazar los datos en las ecuaciones AXII.18 y AXII.19 se obtiene los espesores del cilindro y del cono de los tanques.

$$t_{\text{cilindro}} = \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} \times 273 \text{ cm} \times 273 \text{ cm}}{2 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85} = 0,03 \text{ cm} = 0,3 \text{ mm}$$

$$t_{\text{cono}} = \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} \times (273 \text{ cm})^2 \times \tan 60^\circ}{4 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 \times \cos 60^\circ} = 0,05 \text{ cm} = 0,5 \text{ mm}$$

Cálculo del diámetro de la cañería de los tanques agitados de oxidación y precipitación

El diagrama de Gantt presentado en la Figura AXII.1 indica que el tiempo de vaciado de los tanques de oxidación y precipitación es de 1 h. Por lo que se calculó el diámetro de la cañería que permita este tiempo de vaciado. Se sugiere el empleo de la ecuación AXII. 20 para el cálculo de la sección transversal de la cañería de un tanque cilíndrico con fondo cónico (p.16).

$$\text{tiempo descarga} = \frac{\pi \times D^2 \times \sqrt{H}}{2 \times A_0 \times Cd \times \sqrt{2 \times g}} + \frac{\sqrt{2} \times \pi \times (\tan \alpha)^2 \times h_{\text{cono}}^{\frac{5}{2}}}{5 \times Cd \times A_0 \times \sqrt{g}} \quad [\text{AXII.20}]$$

Donde:

D: Diámetro del tanque agitado (m)	D= 2,73 m
H: Altura del fondo del tanque a la superficie del líquido (m)	H= 2,73 m
h_{cono} : Altura del fondo cónico del tanque	h_{cono} = 0,79 m
A_0 : sección transversal de la cañería (m)	A_0 = ?
Cd: Coeficiente de descarga de la boquilla de drenaje	Cd= 0,68
α : Semiángulo del cono	α = 60°

g: Aceleración de la gravedad (m/s²)

$$G = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$3600 \text{ s} = \frac{\pi \times (2,73 \text{ m})^2 \times \sqrt{2,73 \text{ m}}}{2 \times A_0 \times 0,61 \times \sqrt{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}} + \frac{\sqrt{2} \times \pi \times (\tan 60^\circ)^2 \times (0,79 \text{ m})^{\frac{5}{2}}}{5 \times 0,61 \times A_0 \times \sqrt{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}}$$

$$A_0 = 0,0022 \text{ m}^2$$

Una vez calculada la sección transversal del cilindro, se calculó del diámetro de la cañería del tanque agitado. Para lo cual se empleó la ecuación AXII.21 presentada a continuación:

$$d_0 = \sqrt{\frac{4 \times A_0}{\pi}} \quad \text{[AXII.21]}$$

$$d_0 = \sqrt{\frac{4 \times 0,0022 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,05 \text{ m} \sim 2 \text{ in}$$

TANQUES AGITADOS DE PREPARACIÓN DE LECHADA DE CAL

Se empleó dos tanques agitados para la preparación de la lechada de cal los cuales cuentan con agitadores tipo turbina de 6 aspas planas. Estos tanques tienen una capacidad de almacenamiento para 4 días de operación de la planta. El volumen efectivo de estos tanques se calculó con base en el balance de masa presentado en la Figura AXI.1, donde se observa que se requieren 2 646 kg/día de lechada de cal (15 % sólidos). Estos tanques son cilíndricos con fondo elipsoidal 2:1 cuyas medidas se muestran en la Figura AXII.6.

$$\begin{aligned} V_{\text{efectivo tanque lechada cal}} &= 4 \text{ días} \times \frac{2\,646 \text{ kg lechada cal}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ lechada cal}}{1\,090 \text{ kg lechada cal}} \\ &= 9,71 \text{ m}^3 \text{ lechada de cal} \end{aligned}$$

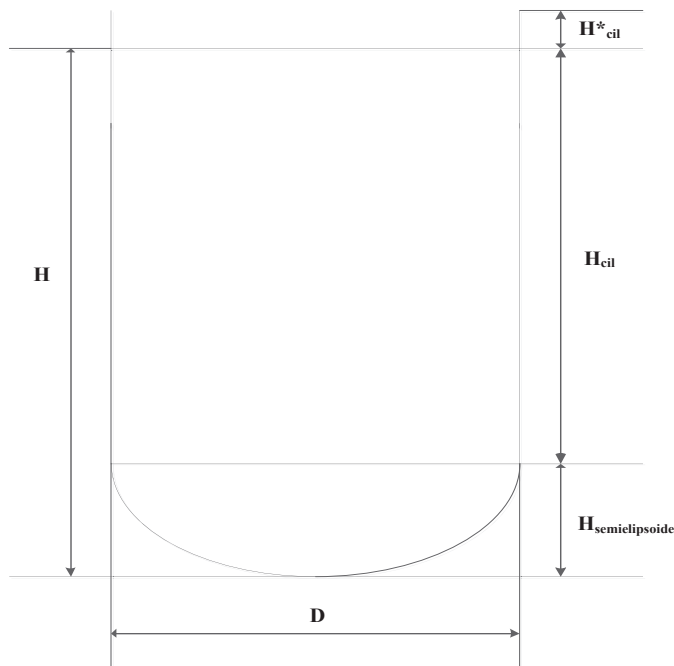


Figura AXII. 6. Medidas de un tanque cilíndrico de fondo elipsoidal 2:1

El volumen del cilindro vacío y lleno se calculó a partir de las ecuaciones AXII.8 y AXII.9, respectivamente. Mientras el volumen del fondo semielipsoidal se calculó con la ecuación AXII.22.

$$V_{\text{fondo semielipsoidal}} = \frac{\pi \times D^2 \times H_{\text{semiipsoide}}}{6} \quad [\text{AXII.22}]$$

El volumen efectivo del tanque comprende el volumen del cilindro lleno más el volumen del fondo semielipsoidal como se muestra en la ecuación AXII.23.

$$V_{\text{efectivo tanque lechada cal}} = V_{\text{cilindro lleno}} + V_{\text{fondo semielipsoidal}} \quad [\text{AXII.23}]$$

Para el diseño del tanque agitado de lechada de cal, inicialmente se asumió el diámetro del tanque (D), siendo este de 2,40 m. A partir de esto se calculó la altura del fondo elipsoidal de acuerdo a la ecuación AXII. 24.

$$H_{\text{semiipsoide}} = \frac{D}{4} \quad [\text{AXII.24}]$$

$$H_{\text{semielipsoide}} = \frac{2,40 \text{ m}}{4} = 0,60 \text{ m}$$

Posteriormente, se calculó el volumen de del fondo semielipsoidal con la ecuación AXII.22 y luego el volumen del cilindro lleno con la ecuación AXII.23. Luego se calculó la altura del cilindro lleno con base en la ecuación AXII.9.

$$V_{\text{fondo semielipsoidal}} = \frac{\pi \times (2,40 \text{ m})^2 \times 0,60 \text{ m}}{6} = 1,81 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = 9,71 \text{ m}^3 - 1,81 \text{ m}^3 = 7,90 \text{ m}^3$$

$$7,90 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(2,40 \text{ m})^2}{4} \times H \quad \rightarrow H_{\text{cil}} = 1,74 \text{ m}$$

A partir de la altura del semielipsoide y del cilindro lleno se calculó la altura total desde el fondo del tanque a la superficie del líquido con ecuación AXII.25.

$$H = H_{\text{semielipsoide}} + H_{\text{cil}} \quad \text{[AXII.25]}$$

$$H = 1,74 \text{ m} + 0,60 \text{ m} = 2,34 \text{ m}$$

El volumen y altura del cilindro vacío se calcularon con las ecuaciones AXII.12 y AXII.9, respectivamente y el volumen de diseño de los tanques agitados de preparación de cal se definió con base en la ecuación AXII.26.

$$V_{\text{cilindro vacío}} = 9,71 \text{ m}^3 \times 1,20 = 1,94 \text{ m}^3$$

$$1,94 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(2,40 \text{ m})^2}{4} \times H^*_{\text{cil}} \quad \rightarrow H^*_{\text{cil}} = 0,43 \text{ m}$$

$$V_{\text{diseño tanque lechada cal}} = V_{\text{efectivo tanque lechada cal}} + V_{\text{cilindro vacío}} \quad \text{[AXII.26]}$$

$$V_{\text{diseño tanque lechada cal}} = 9,70 \text{ m}^3 + 1,94 \text{ m}^3 = 11,64 \text{ m}^3$$

Finalmente, se calculó las dimensiones de los agitadores, con base en los criterios de diseño presentados en las ecuaciones AXII.2-AXII.8. Estos tanques poseen 4 deflectores a 90° cada uno a fin de evitar la formación de vórtices.

$$\text{Relación H/D:} \quad \frac{H}{D} = \frac{2,40 \text{ m}}{2,34 \text{ m}} = 0,98 \sim 1$$

$$\text{Diámetro del agitador:} \quad \frac{D_a}{2,40 \text{ m}} = \frac{1}{3} \quad \rightarrow D_a = 0,80 \text{ m}$$

$$\text{Ancho de los deflectores:} \quad \frac{J}{2,40 \text{ m}} = \frac{1}{12} \quad \rightarrow J = 0,20 \text{ m}$$

$$\text{Altura desde la base del tanque al agitador:} \quad \frac{E}{0,80 \text{ m}} = 1 \quad \rightarrow E = 0,80 \text{ m}$$

$$\text{Altura del agitador:} \quad \frac{W}{0,80 \text{ m}} = \frac{1}{5} \quad \rightarrow W = 0,16 \text{ m}$$

$$\text{Ancho del agitador:} \quad \frac{L}{0,80 \text{ m}} = \frac{1}{4} \quad \rightarrow L = 0,20 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia para mover los impulsores (agitadores) de los tanques agitados de preparación de lechada de cal

El cálculo de la potencia para mover los agitadores de los tanques de preparación de lechada de cal se realizó de la misma manera que en tanques agitados de oxidación y precipitación. Se escogió una potencia de 2 kW/m³ que corresponde a una agitación severa de acuerdo a la Tabla AXII.1 y se calculó la potencia de los agitadores tanque de acuerdo al volumen efectivo de los tanques.

$$9,7 \text{ m}^3 \times \frac{2,0 \text{ kW}}{1 \text{ m}^3} = 19,40 \text{ kW}$$

$$N'_{\text{Re}} = \frac{(0,80 \text{ m})^2 \times 2,46 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}} = 1,57 \times 10^6$$

Se obtuvo un número de potencia de 4, el cual se reemplazó en la ecuación AXII.17 y se obtuvo el N_{real} .

$$4 = \frac{19\,400\text{ W}}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (N_{\text{real}})^3 \times (0,91\text{ m})^5} \rightarrow N = 2,46 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

Cálculo del espesor de los tanques agitados de preparación de lechada de cal

Los tanques agitados de preparación de lechada de cal serán construidos de acero inoxidable AISI 304 debido a la corrosividad que presenta este reactivo. El espesor del cilindro y del fondo semielipsoidal del tanque están dados por las ecuaciones AXII.18 y AXII.27, respectivamente.

$$t_{\text{semi-elipsoide}} = \frac{P \times D}{2 \times \sigma_t \times E_s + 1,8 \times P} \quad [\text{AXII.27}]$$

Donde:

t_{cilindro} : espesor del cilindro (cm)	$t_{\text{cilindro}} = ?$
$t_{\text{semi-elipsoide}}$: espesor del fondo semielipsoidal (cm)	$t_{\text{semi-elipsoide}} = ?$
γ : Peso específico del producto almacenado (kgf/cm^3)	$\gamma = 0,001 \text{ kg}/\text{cm}^3$
H: Nivel máximo del producto almacenado (cm)	H = 234 cm
D: Diámetro del tanque (cm)	D = 240 cm
σ_t : Tensión máxima admisible del acero AISI 304	$\sigma_t = 1733 \text{ kgf}/\text{cm}^2$
σ_a : Tensión máxima del acero AISI 304	$\sigma_a = 1444,2 \text{ kgf}/\text{cm}^2$
a: Coeficiente de seguridad	a = 1,2
E_s : Eficiencia de la soldadura (0,85)	$E_s = 0,85$
P: Presión externa (kgf/cm^2)	P = 1,033 kgf/cm^2

$$t_{\text{cilindro}} = \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} \times 234\text{ cm} \times 240\text{ cm}}{2 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85} = 0,02\text{ cm} = 0,2\text{ mm}$$

$$t_{\text{semielipsoide}} = \frac{1,033 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2} \times 240 \text{ cm}}{2 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 + 1,8 \times 1,033 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2}} = 0,10 \text{ cm} = 1 \text{ mm}$$

TANQUES AGITADOS DE PREPARACIÓN DE LA SOLUCIÓN $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ AL 20 %

Se empleó dos tanques agitados para la preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % los cuales cuentan con agitadores tipo turbina de 6 aspas planas. Estos tanques tienen una capacidad de almacenamiento para 4 días de operación de la planta. El volumen efectivo de estos tanques se calculó con base en el balance de masa presentado en la Figura AXI.1, que indica que se requiere 5 400 kg/día de solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %.

$$V_{\text{efectivo tanque Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al 20 \%}} = 4 \text{ días} \times \frac{5\,400 \text{ Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5}{1\,200 \text{ Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5}$$

$$= 18,00 \text{ m}^3 \text{ Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al 20 \%}$$

Estos tanques son cilíndricos con fondo elipsoidal 2:1 y su diseño se realizó de forma similar a los tanques de preparación de lechada de cal por lo que solo se presentarán los resultados obtenidos de manera resumida. El diámetro asumido de este tanque (D) fue de 2,90 m.

$$H_{\text{semielipsoide}} = \frac{2,90 \text{ m}}{4} = 0,73 \text{ m}$$

$$V_{\text{fondo semielipsoidal}} = \frac{\pi \times (2,90 \text{ m})^2 \times 0,73 \text{ m}}{6} = 3,19 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = 18,00 \text{ m}^3 - 3,19 \text{ m}^3 = 14,81 \text{ m}^3$$

$$14,81 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(2,90 \text{ m})^2}{4} \times H \quad \rightarrow H_{\text{cil}} = 2,24 \text{ m}$$

$$H = 2,24 \text{ m} + 0,73 \text{ m} = 2,97 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = 18,00 \text{ m}^3 \times 0,20 = 3,60 \text{ m}^3$$

$$3,60 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(2,90 \text{ m})^2}{4} \times H_{\text{cil}}^* \rightarrow H_{\text{cil}}^* = 0,55 \text{ m}$$

$$V_{\text{efectivo tanque Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al } 20 \%} = 18,00 \text{ m}^3 + 3,60 \text{ m}^3 = 21,60 \text{ m}^3$$

Finalmente, se calculó las dimensiones de los agitadores tipo turbina, con las ecuaciones AXII.2 - AXII.8. Los tanques agitados de preparación de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % tienen 4 deflectores a 90° cada uno a fin de evitar la formación de vórtices.

Relación H/D: $\frac{H}{D} = \frac{2,97 \text{ m}}{2,90 \text{ m}} = 1,02 \sim 1$

Diámetro del agitador: $\frac{D_a}{2,90 \text{ m}} = \frac{1}{3} \rightarrow D_a = 0,97 \text{ m}$

Ancho de los deflectores: $\frac{J}{2,90 \text{ m}} = \frac{1}{12} \rightarrow J = 0,24 \text{ m}$

Altura desde la base del tanque al agitador: $\frac{E}{0,97 \text{ m}} = 1 \rightarrow E = 0,97 \text{ m}$

Altura del agitador: $\frac{W}{0,97 \text{ m}} = \frac{1}{5} \rightarrow W = 0,19 \text{ m}$

Ancho del agitador: $\frac{L}{0,97 \text{ m}} = \frac{1}{4} \rightarrow L = 0,24 \text{ m}$

Cálculo de la potencia para mover los impulsores (agitadores) de los tanques agitados de preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %

El cálculo de la potencia para mover los agitadores de los tanques de preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % se realizó de la misma manera que los tanques agitados de oxidación y precipitación. Se escogió una potencia de 1 kW/m^3 que corresponde a una agitación media de acuerdo a la Tabla AXII.1 y se calculó la potencia de los agitadores tanque de acuerdo al volumen efectivo de los tanques.

$$18 \text{ m}^3 \times \frac{1,0 \text{ kW}}{1 \text{ m}^3} = 18 \text{ kW}$$

$$N'_{Re} = \frac{(0,97 \text{ m})^2 \times 1,75 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}} = 1,63 \times 10^6$$

Se obtuvo un número de potencia de 4, el cual se reemplazó en la ecuación AXII.17 y se obtuvo el N_{real} .

$$4 = \frac{18\,000 \text{ W}}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (N_{\text{real}})^3 \times (0,97 \text{ m})^5} \rightarrow N = 1,75 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

Cálculo del espesor de los tanques agitados de preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %

Los tanques de preparación de solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % serán construidos de acero inoxidable AISI 304 debido a la corrosividad que presenta este agente reductor. Los espesores del cilindro y del fondo semielipsoidal de los tanques vienen dados por las ecuaciones AXII.18 y AXII.27, respectivamente.

t_{cilindro} : espesor del cilindro (cm)	$T_{\text{cilindro}} = ?$
$t_{\text{semi-elipsoide}}$: espesor del fondo semielipsoidal (cm)	$t_{\text{semi-elipsoide}} = ?$
γ : Peso específico del producto almacenado (kgf/cm^3)	$\gamma = 0,001 \text{ kg}/\text{cm}^3$
H: Nivel máximo del producto almacenado (cm)	$H = 297 \text{ cm}$
D: Diámetro del tanque (cm)	$D = 290 \text{ cm}$
σ_t : Tensión máxima admisible del acero AISI 304	$\sigma_t = 1733 \text{ kgf}/\text{cm}^2$
σ_a : Tensión máxima del acero AISI 304	$\sigma_a = 1444,2 \text{ kgf}/\text{cm}^2$
a: Coeficiente de seguridad	$a = 1,2$
E_s : Eficiencia de la soldadura (0,85)	$E_s = 0,85$
P: Presión externa (kgf/cm^2)	$P = 1,033 \text{ kgf}/\text{cm}^2$

$$t_{\text{cilindro}} = \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} \times 297 \text{ cm} \times 290 \text{ cm}}{2 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85} = 0,04 \text{ cm} = 0,4 \text{ mm}$$

$$t_{\text{semielipsoide}} = \frac{1,033 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2} \times 290 \text{ cm}}{2 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 + 1,8 \times 1,033 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2}} = 0,12 \text{ cm} = 1,2 \text{ mm}$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA

Se empleó un tanque de almacenamiento de agua con una capacidad de almacenamiento para 4 días de operación de la planta. El volumen efectivo de este tanque se calculó con base en el balance de masa de la Figura AXI.1, que indica que se requieren 4 474,1 kg/día de agua para la preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % y 2 268 kg/día de agua para la preparación de la lechada de cal.

$$V_{\text{efectivo tanque alm.agua}} = 4 \text{ días} \times \frac{(4 474,1 + 2 268,0) \text{ kg agua}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ agua}}{1 000 \text{ kg agua}}$$

$$= 26,97 \text{ m}^3 \text{ agua}$$

Este tanque es cilíndrico con fondo elipsoidal 2:1 y su diseño se realizó de forma similar al tanque de almacenamiento de cal. El criterio de diseño de este tanque es que la relación H_{total}/D debe ser de 1,5. La H_{total} del tanque comprende la altura del semielipsoide, del cilindro lleno y del cilindro vacío. El diámetro asumido del tanque fue de 3,10 m.

$$H_{\text{semielipsoide}} = \frac{3,10 \text{ m}}{4} = 0,78 \text{ m}$$

$$V_{\text{fondo semielipsoidal}} = \frac{\pi \times (3,10 \text{ m})^2 \times 0,78 \text{ m}}{6} = 3,90 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = 26,97 \text{ m}^3 - 3,90 \text{ m}^3 = 23,07 \text{ m}^3$$

$$23,07 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(3,10 \text{ m})^2}{4} \times H \quad \rightarrow H_{\text{cil}} = 3,06 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = 26,97 \text{ m}^3 \times 0,20 = 5,39 \text{ m}^3$$

$$5,39 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(3,10 \text{ m})^2}{4} \times H^*_{\text{cil}} \quad \rightarrow H^*_{\text{cil}} = 0,71 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 3,06 \text{ m} + 0,78 \text{ m} + 0,71 \text{ m} = 4,55 \text{ m}$$

$$V_{\text{efectivo tanque alm.agua}} = 26,97 \text{ m}^3 + 5,39 \text{ m}^3 = 32,36 \text{ m}^3$$

Al calcular la relación H_{total}/D se tiene que es de 1,5, por lo que cumple con el criterio de diseño del tanque.

$$\frac{H_{\text{total}}}{D} = \frac{4,55}{3,10} = 1,47 \sim 1,5$$

Cálculo del espesor del tanque de almacenamiento de agua

El tanque de almacenamiento de agua será construido de acero inoxidable AISI 304 debido gran durabilidad. El espesor del cilindro y del fondo semielipsoidal del tanque vienen dados por las ecuaciones AXII.18 y AXII.27, respectivamente.

t_{cilindro} : espesor del cilindro (cm)	$t_{\text{cilindro}} = ?$
$t_{\text{semiellipse}}$: espesor del fondo semielipsoidal(cm)	$t_{\text{semiellipse}} = ?$
γ : Peso específico del producto almacenado (kgf/cm^3)	$\gamma = 0,001 \text{ kgf}/\text{cm}^3$
H: Nivel máximo del producto almacenado (cm)	H= 384 cm
D: Diámetro del tanque (cm)	D= 310 cm
σ_t : Tensión máxima admisible del acero AISI 304	$\sigma_t = 1733 \text{ kgf}/\text{cm}^2$
σ_a : Tensión máxima del acero AISI 304	$\sigma_a = 1444,2 \text{ kgf}/\text{cm}^2$
a: Coeficiente de seguridad	a= 1,2
E_s : Eficiencia de la soldadura (0,85)	$E_s = 0,85$
P: Presión externa (kgf/cm^2)	P= 1,033 kgf/cm^2

$$t_{\text{cilindro}} = \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} \times 384 \text{ cm} \times 310 \text{ cm}}{2 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85} = 0,05 \text{ cm} = 0,5 \text{ mm}$$

$$t_{\text{semielipsoide}} = \frac{1,033 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2} \times 310 \text{ cm}}{2 \times 1444,2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 + 1,8 \times 1,033 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2}} = 0,13 \text{ cm} = 1,3 \text{ mm}$$

PISCINA DE ALMACENAMIENTO DE EFLUENTES CIANURADOS

La planta de tratamiento de efluentes cianurados cuenta con una piscina de almacenamiento de los efluentes provenientes del proceso de cianuración. Su capacidad de almacenamiento es de 1 500 m³, es decir almacena el efluente producido en 5 días. Esta piscina tiene forma de pirámide truncada rectangular invertida, cuyas vistas en perspectiva y en planta se presentan en la Figura AXII.7. El volumen de la pirámide truncada se calculó a partir de la ecuación AXII.28 mostrada a continuación.

$$V_{\text{pirámide truncada}} = \frac{h}{3} \times (A^* + B^* + \sqrt{A^* \times B^*}) \quad [\text{AXII.28}]$$

Donde:

A*: Área de la base mayor de la pirámide

B*: Área de la base menor de la pirámide

h: Altura de la pirámide

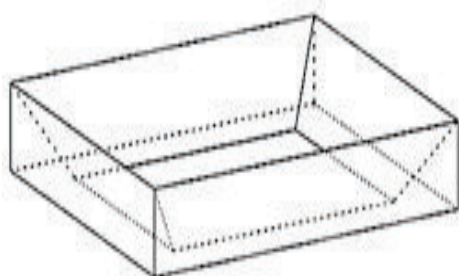
Las áreas de las bases de las pirámides se calculo según las ecuaciones AXII.29 y AXII.30. La nomenclatura empleada en las mismas está de acuerdo a la presentada en la Figura AXII.7.

$$A^* = a^* \times b^* \quad [\text{AXII.29}]$$

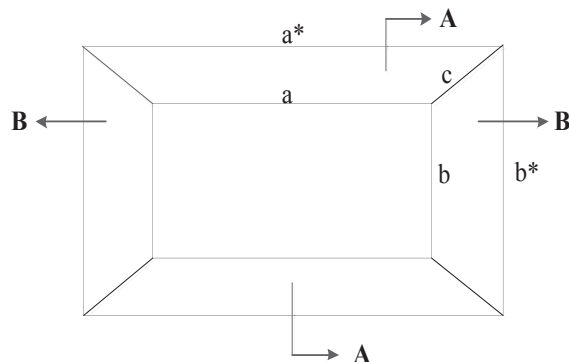
$$B^* = a \times b$$

[AXII.30]

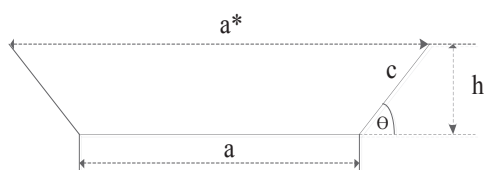
Piscina de almacenamiento de efluentes
cianurados



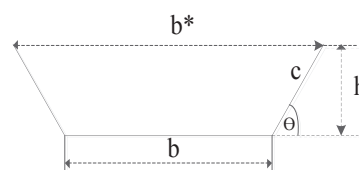
Vista en Perspectiva



Vista en Planta



Corte A



Corte B

Figura AXII.7. Vistas en perspectiva y en planta de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados

La altura de la pirámide (h) constituye la profundidad máxima que se puede excavar dependiendo del tipo de terreno. Para este caso h se consideró de 3 m asumiendo que se trata de un terreno compacto. El ángulo θ , se conoce como ángulo de talud y se asumió un valor de 60° . Debido a que por los cuatro lados de la piscina se tiene el mismo ángulo de talud y la misma altura, el ancho que aumenta por lado con respecto a los lados de la base menor es de $2X$ como se muestra en la Figura AXII.8. El cálculo de los lados de la base mayor (a^* y b^*) se realizó con las ecuaciones AXII. 31 y AXII.32 y el cálculo de X con el teorema de Pitágoras con base en la Figura AXII.8.

$$a^* = a + 2X$$

[AXII.31]

$$b^* = b + 2X$$

[AXII.32]

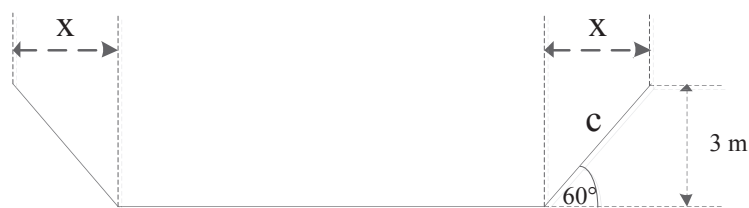


Figura AXII. 8. Vista en perspectiva de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados

$$\tan 60^\circ = \frac{3}{X} \quad \rightarrow X = 1,73 \text{ m}$$

Se asumió que a^* es 20 m y se reemplazó este valor y el de X en las ecuaciones AXII.31 y AXII.32.

$$20 \text{ m} = a + 2(1,73) \quad \rightarrow a = 16,54 \text{ m}$$

$$b^* = b + 2(1,73) \quad \rightarrow b = b^* - 3,46 \text{ m}$$

Al reemplazar los valores de a^* , a y b en las ecuaciones AXII.29 y AXII.30 se obtuvo lo siguiente:

$$A^* = 20 \text{ m} \times b^*$$

$$B^* = 16,54 \text{ m} \times (b^* - 3,46)$$

Al reemplazar el volumen de la piscina ($1\,500 \text{ m}^3$) y los valores de A^* y B^* en la ecuación AXII.28 se obtuvo el valor de b^* , a partir del cual se calculó el valor de b como se muestra a continuación:

$$1\,500 \text{ m}^3 = \frac{3}{3} \times ((20 \times b^*) + (16,54 \times (b^* - 3,46))) + \sqrt{(20 \times b^*) \times ((16,54 \times (b^* - 3,46)))}$$

$$b^* = 29,04 \text{ m}$$

$$b = b^* - 3,46 \quad \rightarrow b = 29,04 - 3,46 = 25,58 \text{ m}$$

De los cálculos realizados se obtuvo: $a^* = 20,00 \text{ m}$; $a = 16,54 \text{ m}$; $b^* = 29,04 \text{ m}$; $b = 25,58 \text{ m}$; $h = 3 \text{ m}$ y $\theta = 60^\circ$.

TROMEL DE CRIBADO

El tamaño de la superficie de cribado se calculó con la ecuación AXII. 33

$$A_{\text{superficie cribado}} = \frac{T}{C_1}$$

[AXII.33]

Donde:

T: Flujo

C_1 : área de tamizado en función de la abertura del tamiz (a).

El balance de masa en la Figura AXI.2 indica que flujo que ingresa al tromel de cribado es de $12,93 \text{ m}^3/\text{h}$ de efluentes cianurados detoxificados. En la Tabla AXII.3 se presenta la constante C_1 en función de la abertura del tamiz. El CAG impregnado con Cu^0 es de malla 4×8 , razón por la cual la malla debe ser inferior a $2,38 \text{ mm}$, por lo que se trabajará con $a = 2,36$ que corresponde a $7,5 \text{ m}^3/\text{hm}^2$.

Tabla AXII.3. Constante C_1 en función de la abertura del tamiz

a	(mm)	177,8	139,7	88,9	25,40	9,52	2,36	0,838
C_1	(m^3/hm^2)	102	85	61,8	33,5	19	7,5	3,8
	($\text{t}/\text{ft}^2\text{h}$)	18	14,8	10	5,5	3,2	1,1	0,5

$$A_{\text{superficie cribado}} = \frac{12,93 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{7,5 \frac{\text{m}^3}{\text{hm}^2}} = 1,72 \text{ m}^2$$

SEDIMENTADOR RECTANGULAR

Se diseñó un sedimentador rectangular el cual se divide en 4 zonas o partes como se muestra en la Figura AXII.9 presentada a continuación:

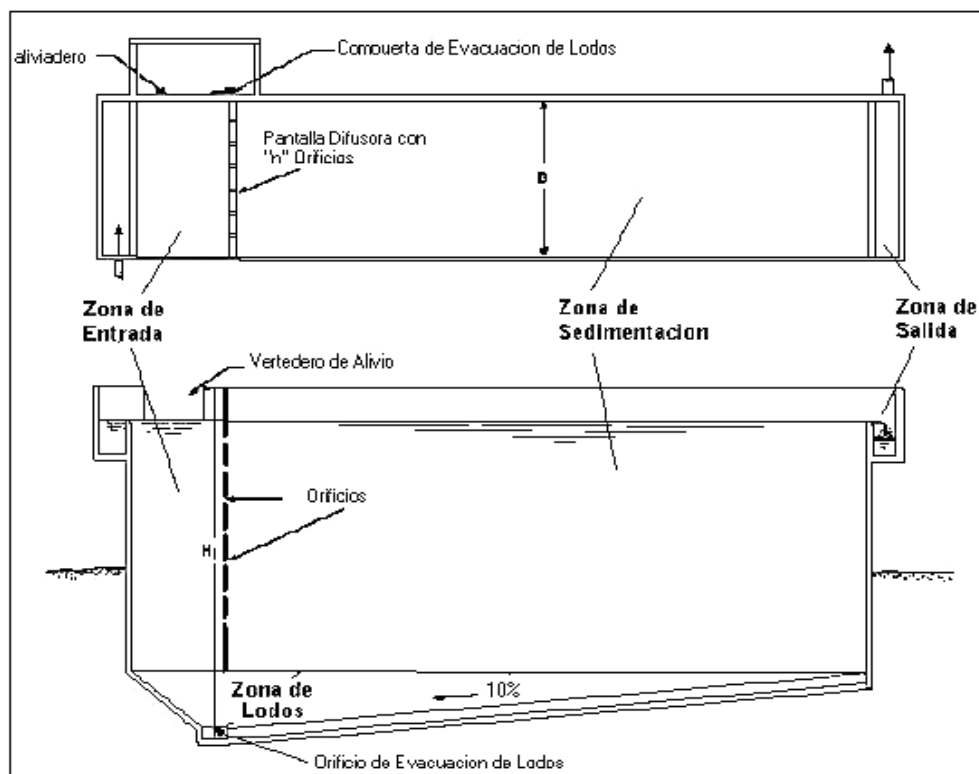


Figura AXII.9. Zonas del sedimentador rectangular (Planta y corte Longitudinal)
(Organización Panamericana de la Salud y Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, 2005, p.17)

Criterios de diseño del sedimentador rectangular

- a) Periodo de operación: 24 h/día
- b) Tiempo de retención: 2 - 10 h
- c) Carga superficial: 2 - 10 m³/m²/día.
- d) Profundidad del sedimentador: 1,5 – 2,5 m.
- e) Relación de las dimensiones de largo y ancho (L/B): 3 - 6
- f) Relación de las dimensiones de largo y profundidad (L/H): 5 - 20.
- g) Pendiente del fondo de la unidad: 5 - 10 % para facilitar el deslizamiento del sedimento.

- h) Velocidad en los orificios: $\leq 0,15$ m/s para no crear perturbaciones dentro de la zona de sedimentación.
- i) Descarga de lodos: ubicada en el primer tercio de la unidad, ya que el 80 % del volumen de los lodos se deposita en esa zona.
- j) Caudal por metro lineal de recolección en la zona de salida: ≤ 3 L/s.
- k) La relación de las velocidades de flujo y las dimensiones de largo y altura de estar de acuerdo a la ecuación AXII.34.

$$\frac{L_H}{H} = \frac{V_H}{V_s} \quad [\text{AXII.34}]$$

- l) La sección de la compuerta de la evacuación de lodos (A_2) debe mantener la relación mostrada en la ecuación AXII.35 (t es el tiempo de vaciado).

$$A_2 = \frac{A_s \times \sqrt{H}}{4850 \times t} \quad [\text{AXII.35}]$$

- m) La pantalla difusora debe ser entre 0,70 a 1,00 m de distancia de la pared de entrada como se muestra en la Figura AXII.10.

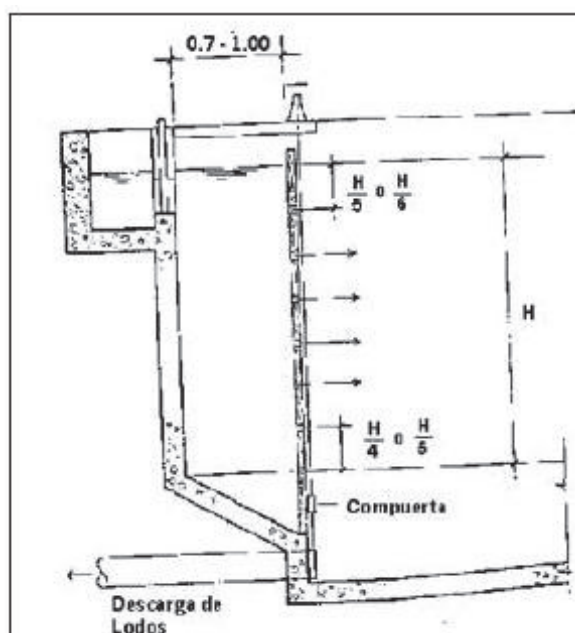


Figura AXII.10. Ubicación de la pantalla difusora del sedimentador rectangular

Dimensionamiento

Se determinó la velocidad de sedimentación de la partícula con la ecuación AXII.36 presentada a continuación.

$$V_s = \frac{1}{18} \times g \times \left(\frac{\rho_a - \rho}{\mu} \right) \times d^2 \quad [\text{AXII.36}]$$

Donde:

V_s : Velocidad de sedimentación de la partícula (cm/s)	$V_s = ?$
g : aceleración de la gravedad (cm/s ²)	$g = 980 \text{ m/s}^2$
ρ_a : Densidad del lodo sedimentado (g/cm ³)	$\rho_a = 2,11 \text{ g/cm}^3$
ρ : Densidad del efluente cianurado (g/cm ³)	$\rho = 1 \text{ g/cm}^3$
μ : Viscosidad cinemática del efluente cianurado a 20°C (cm ² /s)	$\mu = 1,0105 \times 10^{-2} \text{ cm}^2/\text{s}$
d : Diámetro de partícula del lodo sedimentado	$9,4713 \times 10^{-4} \text{ cm}$

$$V_s = \frac{1}{18} \times 980 \frac{\text{cm}}{\text{s}^2} \times \left(\frac{2,11 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} - 1 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}}{1,0105 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}}} \right) \times (9,4713 \times 10^{-4} \text{ cm})^2 = 0,00536 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

$$V_s = 0,00536 \frac{\text{cm}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} = 5,36 \times 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se calculó el caudal de diseño (Q) correspondiente al flujo de efluente detoxificado que ingresa al sedimentador. De acuerdo al balance de masa presentado en la Figura AXI.3, la cantidad de efluente detoxificado que ingresa al sedimentador es de 307 928 kg/día más 118 kg/día de lodo seco. Se sumó estas dos masas y se asumió que la densidad del efluente es de 1 000 kg/m³, con lo cual se obtuvo el caudal de diseño.

$$Q = \frac{(307\,928 + 118)\text{kg ef. cianurado}}{\text{día}} \times \frac{1\text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}}{1\,000\text{ kg ef. cianurado}}$$

$$= 308,046 \frac{\text{m}^3 \text{ ef. cianurado}}{\text{día}} \times \frac{1\text{ día}}{24\text{ h}} = 12,84 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Una vez obtenidos la velocidad de sedimentación (V_s) y el caudal diseño (Q) se calculó el área superficial de la unidad (A_s) de acuerdo a la ecuación AXII.37.

$$A_s = \frac{Q}{V_s} \quad \text{[AXII.37]}$$

$$A_s = \frac{12,84 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}}}{5,36 \times 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 66,51\text{ m}^2$$

Se asumió el ancho del sedimentador ($B= 3,50\text{ m}$) y se determinó la longitud de la zona de sedimentación (L_2) según la ecuación AXII.38.

$$L_2 = \frac{A_s}{B} \quad \text{[AXII.38]}$$

$$L_2 = \frac{66,51\text{ m}^2}{3,5\text{ m}} = 19,00\text{ m}$$

Se asumió la distancia de separación entre la entrada y la pantalla difusora ($L_1= 1,00\text{ m}$) de acuerdo al criterio de diseño y se calculó la longitud del sedimentador con la ecuación AXII.39. Posteriormente, se verificó que L/B cumpla con el criterio de diseño ($L/B= 3-6$).

$$L = L_1 + L_2 \quad \text{[AXII.39]}$$

$$L = 1,00\text{ m} + 19,00\text{ m} = 20,00\text{ m}$$

$$\frac{L}{B} = \frac{20,00\text{ m}}{3,5\text{ m}} = 5,71$$

Se asumió la profundidad ($H = 1,5 \text{ m}$) del sedimentador y se verificó que L/H cumpla con el criterio de diseño ($L/H = 5 - 20$).

$$\frac{L}{H} = \frac{20,00 \text{ m}}{1,5 \text{ m}} = 13,33$$

Se determinó la velocidad horizontal (V_H) de acuerdo a la ecuación AXII. 40.

$$V_H = \frac{100 \times Q}{B \times H} \quad [\text{AXII.40}]$$

$$V_H = \frac{100 \times 12,84 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \times \frac{(100 \text{ cm})^3}{1 \text{ m}^3}}{350 \text{ cm} \times 150 \text{ cm}} = 6,79 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

Se determinó el período de retención (T_0) con la ecuación AXII.41,y se verificó que cumpla con el criterio de diseño ($T_0 = 2-10 \text{ h}$)

$$T_0 = \frac{L \times H \times B}{Q} \quad [\text{AXII.41}]$$

$$T_0 = \frac{20,00 \text{ m} \times 1,50 \text{ m} \times 3,50 \text{ m}}{12,84 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 8,17 \text{ h} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 490,65 \text{ min}$$

Se calculó la altura máxima del sedimentador (H_{max}), con una pendiente del 10 % en el fondo de la unidad, como se muestra en la ecuación AXII.42.

$$H_{\text{max}} = H + 0,1 \times H \quad [\text{AXII.42}]$$

$$H_{\text{max}} = 1,5 \text{ m} + 0,1 \times 1,5 \text{ m} = 1,65 \text{ m}$$

Se calculó la altura del agua sobre el vertedero (H_2) a partir de la ecuación AXII.43, con un vertedero de salida de longitud de cresta igual al ancho de la unidad.

$$H_2 = \left[\frac{Q}{1,84 \times B} \right]^{\frac{2}{3}} \quad [\text{AXII.43}]$$

$$H_2 = \left[\frac{12,84 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{1,84 \times 3,5 \text{ m}} \right]^{\frac{2}{3}} = 0,0067 \text{ m}$$

Para el diseño de la pantalla difusora se asumió una velocidad de paso entre los orificios (V_0) de 0,1 m/s, con lo cual se determinó el área entre los orificios a partir de la ecuación AXII. 44.

$$A_0 = \frac{Q}{V_0} \quad [\text{AXII.44}]$$

$$A_0 = \frac{12,84 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{0,1 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,0357 \text{ m}^2$$

Posteriormente, se adoptó un diámetro de orificio (d_0) de 0,044 m a partir del cual se determinó el área de cada orificio (a_0) con base en la ecuación AXII.45.

$$a_0 = \pi \times \frac{d_0^2}{4} \quad [\text{AXII.45}]$$

$$a_0 = \pi \times \frac{(0,044 \text{ m})^2}{4} = 0,0015 \text{ m}^2$$

Se determinó el número de orificios de la pantalla difusora (n) y la altura de la pantalla difusora con orificios (h) a partir de las ecuaciones AXII.46. y AXII.47, respectivamente.

$$n = \frac{A_0}{a_0} \quad [\text{AXII.46}]$$

$$n = \frac{0,0357 \text{ m}^2}{0,0015 \text{ m}^2} = 23,8 \sim 24 \text{ orificios}$$

$$h = H - \frac{2}{5} \times H \quad [\text{AXII.47}]$$

$$h = 1,5 \text{ m} - \frac{2}{5} \times 1,5 \text{ m} = 0,90 \text{ m}$$

Se asumió el número de orificios ($n_f=4$) y el número de columnas ($n_c=6$) y se determinó el espaciamiento entre filas (a_1) y columnas (a_2) con las ecuaciones AXII.48 y AXII.49, respectivamente. Finalmente se calculó la carga superficial (C_s) con la ecuación AXII.50., a fin de determinar si cumple con el criterio de diseño.

$$a_1 = \frac{h}{n_f} \quad [\text{AXII.48}]$$

$$a_1 = \frac{0,9 \text{ m}}{4} = 0,23 \text{ m}$$

$$a_2 = \frac{B - a_1(n_c - 1)}{2} \quad [\text{AXII.49}]$$

$$a_2 = \frac{3,5 \text{ m} - 0,23 \text{ m} (6 - 1)}{2} = 1,18 \text{ m}$$

$$C_s = \frac{Q}{A_s} \quad [\text{AXII.50}]$$

$$C_s = \frac{12,84 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}}}{66,51 \text{ m}^2} = 4,63 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ día}}$$

FILTRO PRENSA

El filtro prensa separa el efluente cianurado detoxificado del lodo (60 % humedad) obtenido del sedimentador y reduce la humedad de la torta obtenida a un 5 %. El volumen efectivo de este filtro se determinó con la ecuación AXII. 51.

$$V_{\text{efectivo filtro prensa}} = \frac{V_{\text{lodo}} \times \%_{\text{s.lodo}} \times \rho_a \times \varphi_{\text{Lhr}}}{\varphi_{\text{Lh}} \times \%_{\text{ss}}} \quad [\text{AXII.51}]$$

Donde:

V_{lodo} : Volumen del lodo alimentado (l)	$V_{\text{lodo}} = 232,92 \text{ L}$
$\%_{\text{s.lodo}}$: Porcentaje de sólidos en el lodo de entrada	$\%_{\text{s.lodo}} = 0,60$
ρ_a : Densidad del agua (kg/L)	$\rho_a = 1 \text{ kg/L}$
φ_{Lhr} : Densidad relativa del lodo de entrada	$H = 2,11$
φ_{Lh} : Densidad del lodo húmedo (kg/L)	$\varphi_{\text{Lh}} = 1,28 \text{ kg/L}$
$\%_{\text{ss}}$: Porcentaje de sólidos secos obtenidos del filtro	$\%_{\text{ss}} = 0,05$

$$V_{\text{efectivo filtro prensa}} = \frac{232,92 \text{ L} \times 0,60 \times 1 \text{ kg/L} \times 2,11}{1,28 \text{ kg/L} \times 0,05}$$

$$V_{\text{filtro prensa}} = 4\,607,45 \text{ L}$$

El volumen de diseño del filtro prensa se calculó con la ecuación AXII.52.

$$V_{\text{diseño filtro prensa}} = 1,2 \times V_{\text{efectivo filtro prensa}} \quad [\text{AXII.52}]$$

$$V_{\text{diseño filtro prensa}} = 1,2 \times 4\,607,45 \text{ L} = 5\,528,94 \text{ L}$$

PISCINA DE ALMACENAMIENTO DE LODOS

La planta de tratamiento de efluentes cuenta con dos piscinas de almacenamiento del lodos (5 % humedad). La capacidad de cada piscina de almacenamiento es para 5 años de operación de la planta. El balance de masa presentado en la Figura AXI.4 muestra que diariamente se producen 124 kg lodo (5 % de humedad) con una densidad de 2 110 kg/m³, a partir de estos datos se calculó el volumen efectivo de las piscinas como se muestra a continuación.

$$V_{\text{piscina almacenamiento lodo}} = 5 \text{ años} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{124 \text{ kg lodo}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ lodo}}{2 \text{ 110 kg lodo}}$$

$$= 107,25 \text{ m}^3$$

El dimensionamiento de estas piscina de realizó de la misma forma que la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados. Se asumió una altura de 3 m y ángulo de talud de 60°. Se asumió que a* es 8 m y se reemplazó este valor y el de X en las ecuaciones AXII.31 y AXII.32.

$$8 \text{ m} = a + 2(1,73) \quad \rightarrow a = 4,54 \text{ m}$$

$$b^* = b + 2(1,73) \quad \rightarrow b = b^* - 3,46$$

Al reemplazar los valores de a*, a y b en las ecuaciones AXII.29 y AXII.30 se obtuvo lo siguiente:

$$A^* = 8 \text{ m} \times b^*$$

$$B^* = 4,54 \text{ m} \times (b^* - 3,46)$$

Se reemplazó el volumen de las piscinas (107,25 m³) y los valores de A* y B* en la ecuación AXII.28. Posteriormente, se obtuvo los valores de b* y b.

$$107,25 \text{ m}^3 = \frac{3}{3} \times ((8 \times b^*) + (4,54 \times (b^* - 3,46))) + \sqrt{(8 \times b^*) \times ((4,54 \times (b^* - 3,46)))}$$

$$b^* = 7,27 \text{ m}$$

$$b = b^* - 3,46 \quad \rightarrow b = 7,27 - 3,46 = 3,81 \text{ m}$$

Las dimensiones de las piscinas de almacenamiento de lodo son: a*= 8 m; a=4,54 m; b*= 7,27 m; b=3,81 m; h= 3m y $\theta=60^\circ$.

DIMENSIONAMIENTO DE LAS BOMBAS CENTRÍFUGAS

Para dimensionar las bombas se empleó la ecuación de Bernoulli presentada en la ecuación AXII.53.

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + f_{fr} + f_{acc} \quad [AXII.53]$$

Para el cálculo de la cabeza total de las bombas (H_B) se tomó como referencia dos sistemas: Bomba por debajo de la succión (impulsa el fluido desde la piscina de almacenamiento de efluentes hasta los tanques de oxidación y precipitación) y bomba por encima de la succión (impulsa el agua limpia hacia los tanques de preparación de lechada de cal y solución $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %), cuyos esquemas se presentan en la Figura AXII.11. Las ecuaciones AXII.54 y AXII.55 muestran el cálculo de la cabeza total de la bomba dependiendo del caso analizado (se tomó como punto de referencia el suelo).

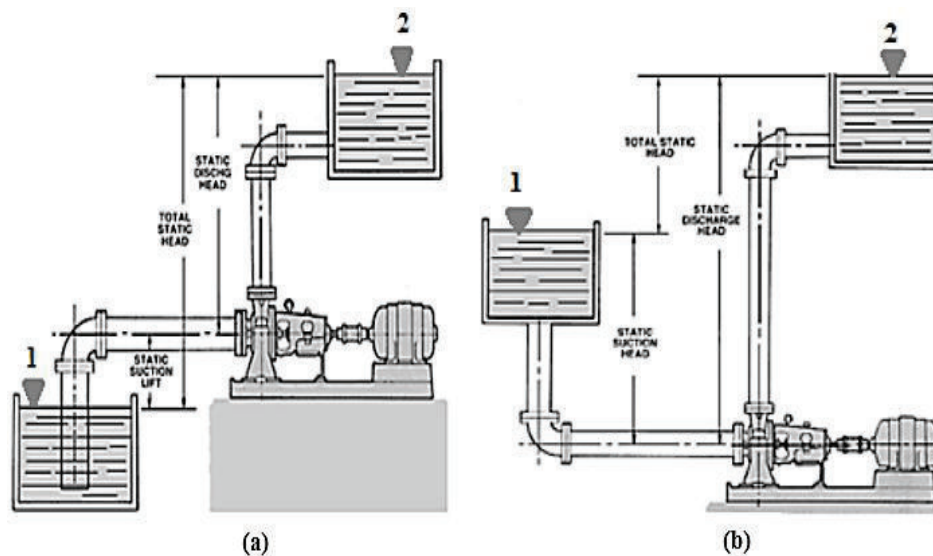


Figura AXII. 11. (a) Bomba por encima de la succión (b) Bomba por debajo de la succión

Bomba por encima de la succión

$$H_B = Z_2 - Z_1 + f_{fr} + f_{acc} \quad [AXII.54]$$

Bomba por debajo de la succión

$$H_B = Z_2 - Z_1 + f_{fr} + f_{acc} + \frac{v_2^2}{2g} \quad [AXII.55]$$

Donde:

z_2 y z_1 : Alturas en los puntos 1 y 2 (m)

v_2 : velocidad en el punto 2 (m/s)

f_{fr} = pérdidas de carga por fricción en la tubería de acero comercial

f_{fr} = pérdidas de carga por accesorios

Las pérdidas por fricción en la tubería se calcularon con base en la ecuación AXII. 56, donde L representa el largo de la tubería que es de acero inoxidable AISI 304 con un factor de rugosidad ($\varepsilon = 0,046$ mm), d representa el diámetro de la tubería que en todos los corresponde a un diámetro nominal de 2 in cédula 40 (espesor= 3,92 mm). El término f es el factor fricción de Darcy obtenido a partir del Diagrama de Moody (teniendo como datos $\frac{\varepsilon}{d}$ y el número de Reynolds (Re)), el cual se muestra en la Figura AXII.12.

$$f_{fr} = f \times \frac{L}{d} \times \frac{v_2^2}{2g} \quad [AXII.56]$$

Las pérdidas por accesorios se calcularon con base en la ecuación AXII.57, donde K es la cabeza de velocidad de cada accesorio. En la Tabla AXII.4 se presenta k para los diferentes accesorios empleados.

$$f_{acc} = (k_1 + k_2 + k_3 + K_n) \times \frac{L}{d} \times \frac{v_2^2}{2g} \quad [AXII.57]$$

Tabla AXII.4. Número de cargas de velocidad de accesorios

Accesorio	Número de cargas de velocidad (K)
Entrada	$k_1 = 0,50$
Salida	$k_2 = 1,00$
Codo 90°	$k_3 = 0,75$
Válvula de globo, abierta	$k_4 = 6,00$
Válvula de retención completamente abierta	$k_5 = 2,00$

(Mott, 2006, p.293)

Se calculó la potencia hidráulica (Pot h) de las bombas y posteriormente la potencia del motor (Pot motor) con la ecuaciones AXII. 58 y AXII.59, respectivamente. Se consideró que las bombas tienen una 40 % de eficiencia (η).

$$\text{Pot h} = Q \times H_B \times \gamma \quad [\text{AXII.58}]$$

$$\eta = \frac{\text{Pot h}}{\text{Pot motor}} \quad [\text{AXII.59}]$$

En la Tabla AXII.5 se muestra un resumen de los cálculos realizados. Se calculó la cabeza total y la potencia del motor de las bombas que impulsan el efluente desde la piscina de almacenamiento de efluente hasta los tanques de oxidación y precipitación (BE-101/ BE-104) y de la bomba que impulsa el agua limpia a los tanques de preparación de reactivos (BA-101). Se tomó como punto de referencia de piso.

Tabla AXII.5. Altura de cabeza total y potencia de las bombas

Código Bomba	Q (m ³ /h)	V (m/s)	Re	E/D	f	Hfr (m)	Hacc (m)	HB (m)	Pot h (kw)	Pot motor (kw)
BE-101 / BE-104	12,50	1,70	86692,75	0,001	0,023	0,6072	1,62	5,96	0,20	0,51
BA-101	18	2,50	126156,48	0,001	0,023	2,4402	2,87	5,72	0,28	0,70

A partir del caudal de las bombas y de la potencia de los motores calculados, se seleccionó las bombas centrífugas de catálogos.

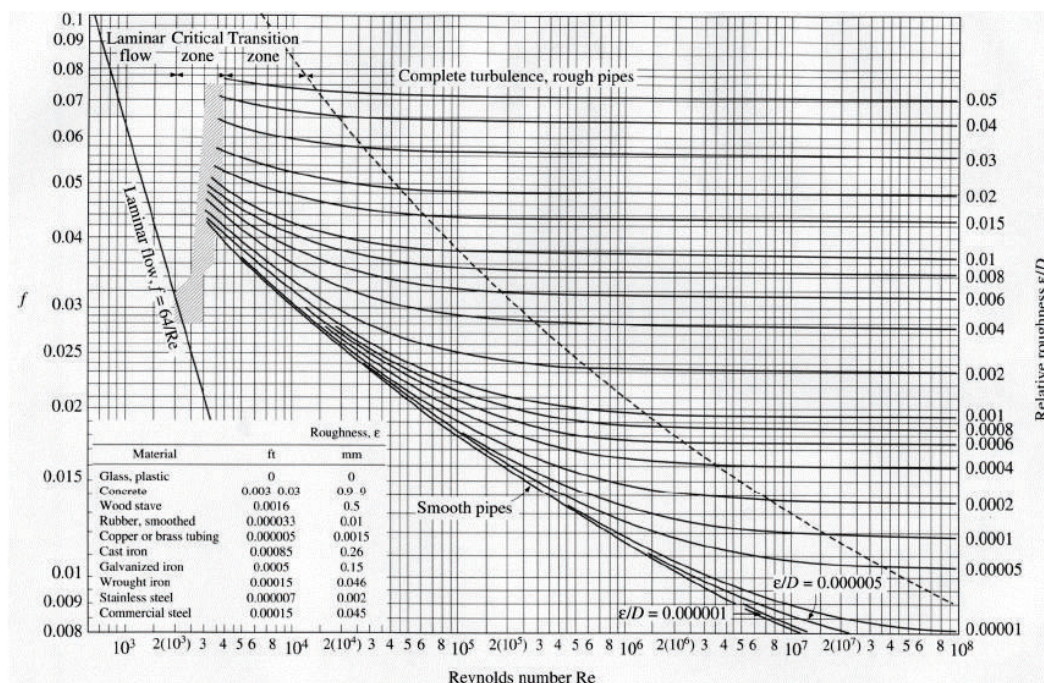


Figura AXII. 12. Diagrama de Moody
(Mott, 2006, p.237)

BOMBAS DOSIFICADORAS DE MEMBRANA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

Las bombas dosificadoras de membrana de desplazamiento positivo empleadas para dosificar la lechada de cal (15 % sólidos) y la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 % se seleccionaron de catálogos. El criterio de selección se realizó con base al flujo de reactivo que deben suministrar las bombas. Para ello se consideró la cantidad que se emplea para tratar $12,5 \text{ m}^3$ efluente (volumen para el cual fueron diseñados los tanques de oxidación y precipitación) en un lapso de 90 min (tiempo que tarda en oxidarse por completo el efluente cianurado).

Flujo de lechada de cal (15 % sólidos)

$$12,5 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{2 \text{ 646 kg lechada cal}}{300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{1 \text{ 000 L lechada cal}}{1 \text{ 090 lechada de cal}} = 101,15 \text{ L}$$

$$Q_{\text{efectivo lechada cal}} = \frac{101,15 \text{ L}}{1,5 \text{ h}} = 67,43 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Flujo de la solución $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %

$$12,5 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado} \times \frac{5\,400 \text{ kg lechada cal}}{300 \text{ m}^3 \text{ ef. cianurado}} \times \frac{1\,000 \text{ L lechada cal}}{1\,200 \text{ lechada de cal}} = 187,5 \text{ L}$$

$$Q_{\text{efectivo Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al } 20\%} = \frac{187,5 \text{ L}}{1,5 \text{ h}} = 125,00 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

La presión en el punto de inyección es la atmosférica, por lo que este factor no tuvo relevancia en la selección de las bombas. Finalmente se duplicó el caudal calculado en caso de que la instalación pueda requerir mayor producto químico en el futuro.

$$Q_{\text{diseño lechada cal}} = 67,43 \frac{\text{L}}{\text{h}} \times 2 = 134,86 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{diseño Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al } 20\%} = 125,00 \frac{\text{L}}{\text{h}} \times 2 = 250,00 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

ANEXO XIII

ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS

Tabla AXIII.1. Especificaciones técnicas de la piscina de almacenamiento de efluentes cianurados

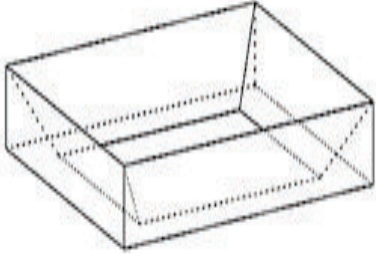
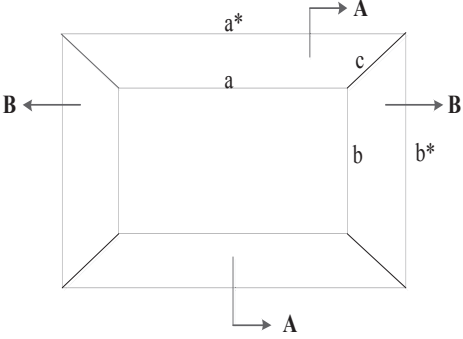
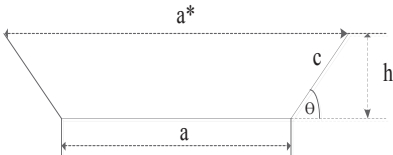
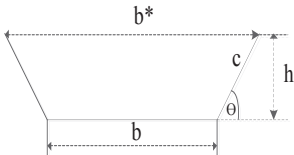
Nombre del equipo: Piscina de almacenamiento de efluentes cianurados	
Material de construcción: Piscina cubierta con geomembrana HDPE.	Número en planta: PE-101
<p style="text-align: center;">Dimensiones</p> <p>$V_{\text{piscina alm. efluentes}} = 1\,500\text{ m}^3$</p> <p>$a = 16\,540\text{ mm}$</p> <p>$a^* = 20\,000\text{ mm}$</p> <p>$b = 20\,580\text{ mm}$</p> <p>$b^* = 29\,040\text{ mm}$</p>	<p style="text-align: center;">Criterios de diseño</p> <p>Forma geométrica: Pirámide truncada rectangular invertida</p> <p>$h = 3000\text{ mm}$</p> <p>$\theta = 60^\circ$</p>
<p>Principio de funcionamiento: Almacena los efluentes cianurados provenientes el proceso de cianuración. Esta piscina tiene una capacidad de almacenamiento de $1\,500\text{ m}^3$, que corresponde a la cantidad producida en 5 días de operación de la planta de producción de oro.</p>	
<p>Modalidad de operación: Opera en continuo.</p>	
<p>Esquema del equipo:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: flex-start;"> <div style="text-align: center;"> <p>Piscina de almacenamiento de efluentes cianurados</p>  </div> <div style="text-align: center;"> <p>Vista en Perspectiva</p>  </div> </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: flex-start; margin-top: 20px;"> <div style="text-align: center;"> <p>Vista en Planta</p>  <p>Corte A</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Corte B</p> </div> </div>	

Tabla AXIII.2. Especificaciones técnicas de los tanques agitados de oxidación y precipitación

Nombre del equipo: Tanque agitado de oxidación y precipitación								
Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304		Número en planta: TOP-101 / TOP-104						
<p style="text-align: center;">Dimensiones</p> <p>$V_{\text{efectivo tanque ox/pre}} = 12,93 \text{ m}^3$ $V_{\text{diseño tanque ox/pre}} = 15,52 \text{ m}^3$</p> <p>$H = 2\,730 \text{ mm}$ $D_a = 910 \text{ mm}$ $D = 2\,730 \text{ mm}$ $J = 230 \text{ mm}$ $h_{\text{cono}} = 790 \text{ mm}$ $E = 910 \text{ mm}$ $H_{\text{cil}} = 1\,940 \text{ mm}$ $W = 180 \text{ mm}$ $H_{\text{cil}*} = 440 \text{ mm}$ $L = 230 \text{ mm}$ $\alpha = 60^\circ$ $P = 19,40 \text{ kW}$ $t_{\text{cilindro}} = 0,3 \text{ mm}$ $N = 119 \text{ RPM}$ $t_{\text{cono}} = 0,5 \text{ mm}$ $d_0 = 2 \text{ in}$</p>		<p style="text-align: center;">Criterios de diseño</p> <p>Factor de seguridad: 1,2 Forma geométrica: Cuerpo cilíndrico y fondo cónico Tipo de agitador: Turbina de disco de 6 palas planas Energía: 1,5 kW/m³</p> <table border="1" style="width: 100%; text-align: center;"> <tr> <td>$\frac{H}{D_t} = 1$</td> <td>$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$</td> <td>$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$</td> </tr> <tr> <td>$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$</td> <td>$\frac{E}{D_a} = 1$</td> <td>$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$</td> </tr> </table>	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$	$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{E}{D_a} = 1$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$	$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$						
$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{E}{D_a} = 1$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$						
<p>Principio de funcionamiento: A este tanque ingresa el efluente cianurado, el CAG impregnado de Cu⁰, la lechada de cal, y el Na₂S₂O₅ al 20 % para llevarse a cabo la oxidación y precipitación del proceso. Este tanque cuenta con un agitador de disco de 6 palas planas para dispersar el aire a través del líquido. El gas entra por la parte inferior del eje del rodete, las aletas lanzan grandes burbujas las cuales se rompen en pequeñas aumentando el área interfacial entre el aire y el líquido. Además este agitador permite que el CAG impregnado con Cu⁰ tenga buen contacto con el líquido y no se deposite en el fondo del tanque.</p>								
<p>Modalidad de operación: Opera en modo batch. Tiempo de llenado: 1 h, tiempo de oxidación y precipitación: 1,5 h y tiempo de vaciado: 1 h.</p>								
<p>Esquema del equipo:</p> <p>The diagram illustrates the geometry of the stirred tank reactor. The left view is a side elevation showing the total height H, the diameter D, the height of the conical bottom h_{cono}, the height of the cylindrical section H_{cil}, the distance from the top of the tank to the center of the agitator shaft H*, and the distance from the center of the shaft to the center of the tank D. The agitator shaft has a diameter E and is supported by bearings at a distance J from the tank wall. The agitator is a six-bladed disk with a diameter D_a, blade length L, and blade width W. The angle of the conical bottom is α.</p>								

Tabla AXIII.3. Especificaciones técnicas de los tanques agitados de preparación de lechada de cal

Nombre del equipo: Tanque agitado de preparación de lechada de cal							
Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304	Número en planta: TC-101 / TC-102						
Dimensiones	Criterios de diseño						
$V_{\text{efectivo tanque lechada de cal}} = 9,71 \text{ m}^3$ $V_{\text{diseño tanque lechada de cal}} = 11,64 \text{ m}^3$ $H = 2\,340 \text{ mm}$ $D_a = 800 \text{ mm}$ $D = 2\,400 \text{ mm}$ $J = 200 \text{ mm}$ $H_{\text{semiipsoide}} = 600 \text{ mm}$ $E = 800 \text{ mm}$ $H_{\text{cil}} = 1\,740 \text{ mm}$ $W = 160 \text{ mm}$ $H_{\text{cil}^*} = 430 \text{ mm}$ $L = 200 \text{ mm}$ $t_{\text{cilindro}} = 0,2 \text{ mm}$ $P = 19,40 \text{ kW}$ $t_{\text{semiipsoide}} = 1,0 \text{ mm}$ $N = 147 \text{ RPM}$	Factor de seguridad: 1,2 Forma geométrica: Cuerpo cilíndrico y fondo semielipsoidal 2:1 Tipo de agitador: Turbina de 6 palas planas Energía: 2 kW/m^3						
	<table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="border: 1px solid black; padding: 5px;">$\frac{H}{D_t} = 0,98 \sim 1$</td> <td style="border: 1px solid black; padding: 5px;">$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$</td> <td style="border: 1px solid black; padding: 5px;">$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$</td> </tr> <tr> <td style="border: 1px solid black; padding: 5px;">$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$</td> <td style="border: 1px solid black; padding: 5px;">$\frac{E}{D_a} = 1$</td> <td style="border: 1px solid black; padding: 5px;">$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$</td> </tr> </table>	$\frac{H}{D_t} = 0,98 \sim 1$	$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$	$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{E}{D_a} = 1$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
$\frac{H}{D_t} = 0,98 \sim 1$	$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$	$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$					
$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{E}{D_a} = 1$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$					
Principio de funcionamiento: Tanque agitado con un agitador tipo turbina de 6 palas planas, en el cual se prepara y almacena la lechada de cal (15 % de sólidos).							
Modalidad de operación: Opera en continuo.							
Esquema del equipo:							

Tabla AXIII.4. Especificaciones técnicas de los tanques agitados de preparación de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %

Nombre del equipo: Tanque agitado de preparación de la solución $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %							
Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304	Número en planta: TM-101 / TM-102						
<p align="center">Dimensiones</p> <p>$V_{\text{efectivo tanque Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al } 20\%} = 18,00 \text{ m}^3$ $V_{\text{diseño tanque Sol. Na}_2\text{S}_2\text{O}_5 \text{ al } 20\%} = 21,60 \text{ m}^3$</p> <p>H= 2 970 mm $D_a = 970 \text{ mm}$ D= 2 900 mm J=240 mm $H_{\text{semielipsoide}} = 730 \text{ mm}$ E= 970 mm $H_{\text{cil}} = 2\ 240 \text{ mm}$ W= 190 mm $H_{\text{cil}^*} = 5\ 500 \text{ mm}$ L= 240 mm $t_{\text{cilindro}} = 0,4 \text{ mm}$ P= 18,00 kW $t_{\text{semielipsoide}} = 1,2 \text{ mm}$ N= 105 RPM</p>	<p align="center">Criterios de diseño</p> <p>Factor de seguridad: 1,2 Forma geométrica: Cuerpo cilíndrico y fondo semielipsoidal 2:1 Tipo de agitador: Turbina de 6 palas planas Energía: 1 kW/m³</p> <table border="1"> <tr> <td>$\frac{H}{D_t} = 1,02 \sim 1$</td> <td>$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$</td> <td>$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$</td> </tr> <tr> <td>$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$</td> <td>$\frac{E}{D_a} = 1$</td> <td>$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$</td> </tr> </table>	$\frac{H}{D_t} = 1,02 \sim 1$	$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$	$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{E}{D_a} = 1$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
$\frac{H}{D_t} = 1,02 \sim 1$	$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$	$\frac{W}{D_t} = \frac{1}{5}$					
$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{E}{D_a} = 1$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$					
Principio de funcionamiento: Tanque agitado con un agitador tipo turbina de 6 palas planas, en el cual se prepara y almacena de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ al 20 %.							
Modalidad de operación: Opera en continuo.							
<p>Esquema del equipo:</p>							

Tabla AXIII.5. Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de H₂O

Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de H ₂ O	
Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304	Número en planta: TA-101
<p style="text-align: center;">Dimensiones</p> $V_{\text{efectivo tanque alm. agua}} = 26,97 \text{ m}^3$ $V_{\text{diseño tanque alm. agua}} = 32,36 \text{ m}^3$ $H_{\text{total}} = 4550 \text{ mm}$ $D = 3100 \text{ mm}$ $H_{\text{semielipsoide}} = 780 \text{ mm}$ $H_{\text{cil}} = 3060 \text{ mm}$ $H_{\text{cil}^*} = 710 \text{ mm}$ $t_{\text{cilindro}} = 0,5 \text{ mm}$ $t_{\text{semielipsoide}} = 1,3 \text{ mm}$	<p style="text-align: center;">Criterios de diseño</p> <p>Factor de seguridad: 1,2</p> <p>Forma geométrica: Cuerpo cilíndrico y fondo semielipsoidal 2:1</p>
	$\frac{H_{\text{total}}}{D} = 1,47 \sim 1,5$
<p>Principio de funcionamiento: Tanque de almacenamiento de agua para preparación de la lechada de cal (15 % sólidos) y la solución de Na₂S₂O₅ al 20%. Tiene una capacidad de almacenamiento para 4 días de operación de la planta de tratamiento de efluentes.</p>	
<p>Modalidad de operación: Opera en batch.</p>	
<p>Esquema del equipo:</p> <p>El diagrama muestra un tanque con un fondo semielipsoidal. Las dimensiones indicadas son: H (altura total del tanque), D (diámetro), H_{cil} (altura del cuerpo cilíndrico), H_{cil}[*] (altura cilíndrica efectiva desde el nivel del agua), H_{total} (altura total efectiva) y H_{semielipsoide} (altura del fondo semielipsoidal). Una línea horizontal punteada indica el nivel del agua.</p>	

Tabla AXIII.6. Especificaciones técnicas del tromel de cribado

Nombre del equipo: Tromel de cribado							
Marca: hengcheng		$A_{\text{superficie cribado}} = 1,72 \text{ m}^2$		Número en planta: TC-201			
Modelo: gt1015							
Catálogo							
Modelo	Capacidad (t/h)	Energía (kw)	Diámetro tambor (mm)	Longitud tambor (mm)	Tamaño malla de pantalla (mm)	Dimensiones (mm)	Peso (t)
gt0510	1-10	1,5	500	1 00	< 3 ~ 10	1 800*1 020*1 500	1,0
gt1015	5-20	4,0	1 000	1 500		3 000*1 400*2 145	2,2
gt1020	10-40	5,0	1 000	2 000		3 460* 1 400*2 145	2,8
gt1225	20-60	7,5	1 200	2 500		4 146* 1 600*2 680	4,2
gt1530	30-90	11,0	1 200	3 000		4 460*1 600*2 820	5,1
gt1545	50-120	15,0	1 500	4 500		5 960*1 900*3 080	6,0
gt1848	80-200	22,0	1 800	4 800		6 500*2 300*4 000	7,5
gt2055	120-250	30,0	2 000	5 500		7 500*2 500*4 000	8,6
(Alibaba, 2015)							
Principio de funcionamiento: El tromel de cribado separa el CAG impregnado con Cu^0 del efluente cianurado tratado.							
Modalidad de operación: Opera en continuo.							
Esquema del equipo:							
<p>Alimentación</p> <p>Malla de pantalla</p> <p>Tubería de Agua[®]</p> <p>Descarga CA impregnado con Cu metálico</p> <p>Ruedas de apoyo</p> <p>Base de acero</p> <p>Motor</p> <p>Descarga efluente cianurado tratado</p>							
(Alibaba, 2015)							

Tabla AXIII.7. Especificaciones técnicas del sedimentador rectangular

Nombre del equipo: Sedimentador rectangular	
Número en planta: SR-201	
Dimensiones	Criterios de diseño
Caudal: $Q= 12,84 \text{ m}^3/\text{h}$ Carga superficial: $C_s= 4,63 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$. Largo: $L=20\ 000 \text{ mm}$ Ancho: $B= 3\ 500 \text{ mm}$ Profundidad: $H= 1\ 500 \text{ mm}$ Periodo de retención: $T_o= 8,17 \text{ h}$ Altura máxima: $H_{\text{máx}}= 1\ 650 \text{ mm}$ Velocidad en los orificios: $V_o= 0,1 \text{ m/s}$ Número orificios: $n=24$ Altura de pantalla difusora: $h= 900 \text{ mm}$	Periodo de operación: 24 h/día Tiempo de retención: 2- 10 h Carga superficial: 2 - 10 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$. Profundidad del sedimentador: 1 500 – 2 500 mm Relación largo y ancho (L/B): 3 - 6 Relación largo y profundidad (L/H): 5 - 20. Pendiente del fondo de la unidad: 10 % Velocidad en los orificios: 0,1 m/s Pantalla difusora: 0,7 - 1,00 m de distancia de la pared de entrada.
Principio de funcionamiento: Separa el lodo precipitado del efluente cianurado mediante sedimentación. El lodo se deposita en la zona de lodos y es evacuado a través del orificio de evacuación de lodos. .	
Modalidad de operación: Opera en continuo.	
Esquema del equipo:	
(Organización Panamericana de la Salud y Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, 2005, p.17)	

Tabla AXIII.8. Especificaciones técnicas del filtro prensa

Nombre del equipo: Filtro prensa										
Marca: Blackstone Modelo: F400/1500 Energía: 2,2-5,5 kw Tiempo de filtrado: 8 h V_{diseño filtro prensa} = 5 528,94 L					Número en planta: FP-201					
Catálogo										
Modelo filtro prensa	Área de Filtrado	Tamaño placa filtro (mm)	Espesor de la torta (mm)	Número de placa	Volumen de la cámara (L)	Presión del Filtro (Mpa)	tamaño			Peso (kg)
							Largo (mm)	Ancho (mm)	Alto (mm)	
F100/1250	100	1250*1250	30	36	1519	0.5	4500	1750	1550	4960
F120/1250	120			43	1807		4910			5420
F140/1250	140			50	2094		5320			5890
F160/1250	160			58	2423		5800			6410
F180/1250	180			65	2710		6210			6870
F200/1250	200			72	2998		6720			7330
F250/1250	250			90	3737		7750			8480
F200/1500	200	1500*1500	30	50	2999	0.5	6150	2130	1900	12500
F250/1500	250			63	3764		7060			14500
F300/1500	300			76	4528		7940			16500
F350/1500	350			89	5292		8850			18500
F400/1500	400			101	5998		9740			20300
F450/1500	450			114	6762		10650			22300
F500/1500	500			127	7527		11570			24200

(Alibaba, 2015)

Principio de funcionamiento: Filtro de separación sólido-líquido a través de filtración a presión. A este equipo ingresa el lodo de sedimentador (60 % humedad) y se obtiene una torta con 5 % humedad.

Modalidad de operación: Opera en batch.

Esquema del equipo:

(Alibaba, 2015)

Tabla AXIII.9. Especificaciones técnicas de la piscina de almacenamiento de lodos

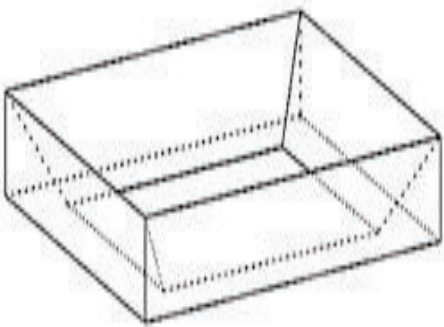
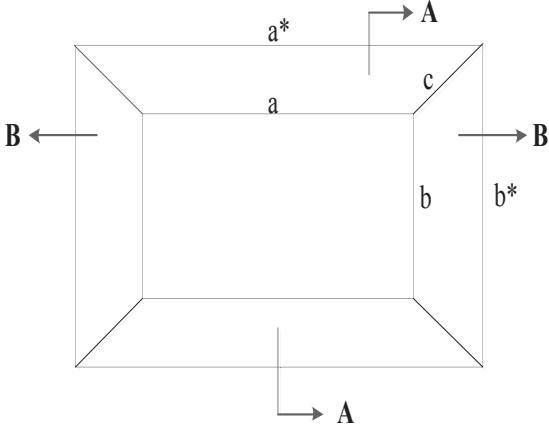
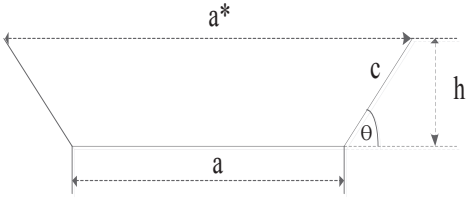
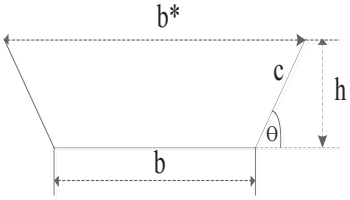
Nombre del equipo: Piscina de almacenamiento de lodos	
Material de construcción: Piscina de concreto	Número en planta: PL-201 / PL-202
Dimensiones	Parámetros de diseño
$V_{\text{piscina alm. efluentes}} = 107,25 \text{ m}^3$ $a = 4\,540 \text{ mm}$ $a^* = 8\,000 \text{ mm}$ $b = 3\,810 \text{ mm}$ $b^* = 7\,270 \text{ mm}$	Forma geométrica: Pirámide truncada rectangular invertida $h = 3000 \text{ mm}$ $\theta = 60^\circ$
Principio de funcionamiento: Almacena el lodo (5 % humedad) que sale del filtro prensa. Esta piscina almacena el lodo producido en 5 años de operación de la planta de producción de oro.	
Modalidad de operación: Opera en continuo.	
Esquema del equipo:	
Piscina de almacenamiento de efluentes cianurados 	Vista en Perspectiva 
Vista en Planta	
 Corte A	 Corte B

Tabla AXIII.10. Especificaciones técnicas de las bombas centrífugas

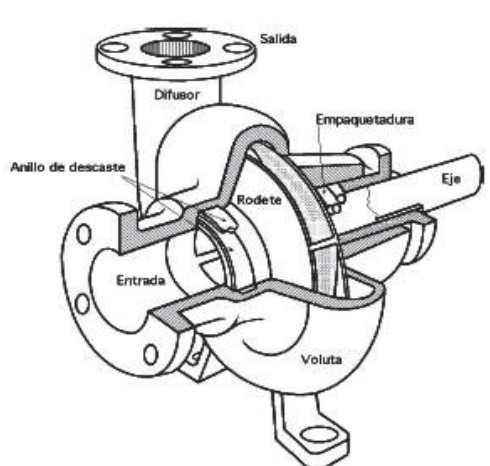
Nombre del equipo: Bomba centrífuga																																												
Bomba de transporte de efluente cianurado a tanques de oxidación y precipitación	Bomba de transporte de agua para preparación de reactivos																																											
Marca: An Pump Caudal: 12,5 m ³ /h Modelo: QI50 Energía: 0,51 kW Cabeza: 5,96 m Número en planta: BE-101/BE-104	Marca: An Pump Caudal: 18 m ³ /h Modelo: QI65 Energía: 0,70 kW Cabeza: 5,72 m Número en planta: BA-101																																											
Catálogo																																												
	<table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2">Tipo de bomba</th> <th>Capacidad</th> <th>Cabeza</th> <th>Energía motor</th> </tr> <tr> <th>(m³/h)</th> <th>(m)</th> <th>(kW)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>QI 50</td> <td>3.1 - 14</td> <td>3.7-82</td> <td>0.55-11</td> </tr> <tr> <td>QI 65</td> <td>6.1 - 30</td> <td>3.8-115.4</td> <td>0.55-30</td> </tr> <tr> <td>QI 80</td> <td>12-60</td> <td>3.6-128</td> <td>0.55-37</td> </tr> <tr> <td>QI 100</td> <td>24.3 - 120</td> <td>3.7-133</td> <td>1.1-75</td> </tr> <tr> <td>QI 125</td> <td>51.4 - 240</td> <td>8.4-133</td> <td>4-110</td> </tr> <tr> <td>QI 150</td> <td>104 - 240</td> <td>13-53</td> <td>11-45</td> </tr> <tr> <td>QI 200</td> <td>194-460</td> <td>13.1-55</td> <td>22-90</td> </tr> <tr> <td>QI 250</td> <td>320-760</td> <td>22.6-52</td> <td>75-132</td> </tr> <tr> <td>QI 300</td> <td>530-1200</td> <td>21.9-38</td> <td>90-132</td> </tr> </tbody> </table> <p style="text-align: center;">(Alibaba, 2015)</p>	Tipo de bomba	Capacidad	Cabeza	Energía motor	(m ³ /h)	(m)	(kW)	QI 50	3.1 - 14	3.7-82	0.55-11	QI 65	6.1 - 30	3.8-115.4	0.55-30	QI 80	12-60	3.6-128	0.55-37	QI 100	24.3 - 120	3.7-133	1.1-75	QI 125	51.4 - 240	8.4-133	4-110	QI 150	104 - 240	13-53	11-45	QI 200	194-460	13.1-55	22-90	QI 250	320-760	22.6-52	75-132	QI 300	530-1200	21.9-38	90-132
Tipo de bomba	Capacidad		Cabeza	Energía motor																																								
	(m ³ /h)	(m)	(kW)																																									
QI 50	3.1 - 14	3.7-82	0.55-11																																									
QI 65	6.1 - 30	3.8-115.4	0.55-30																																									
QI 80	12-60	3.6-128	0.55-37																																									
QI 100	24.3 - 120	3.7-133	1.1-75																																									
QI 125	51.4 - 240	8.4-133	4-110																																									
QI 150	104 - 240	13-53	11-45																																									
QI 200	194-460	13.1-55	22-90																																									
QI 250	320-760	22.6-52	75-132																																									
QI 300	530-1200	21.9-38	90-132																																									
<p>Principio de funcionamiento: Las bombas transfieren energía a la corriente de un fluido para impulsarlo de un punto de baja presión estático a otro de mayor presión.</p>																																												
<p>Modalidad de operación: Opera en batch.</p>																																												
<p>Esquema del equipo:</p>  <p style="text-align: center;">(Alibaba, 2015)</p>																																												

Tabla AXIII.11. Especificaciones técnicas de las bombas dosificadoras de membrana de desplazamiento positivo







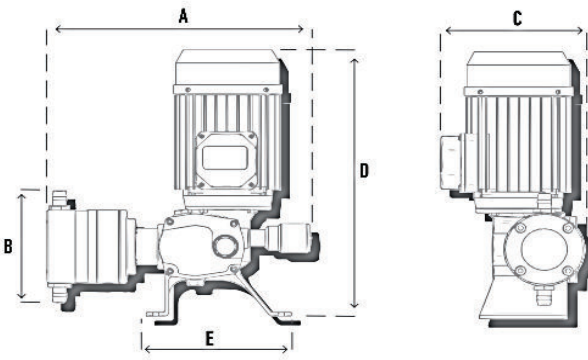












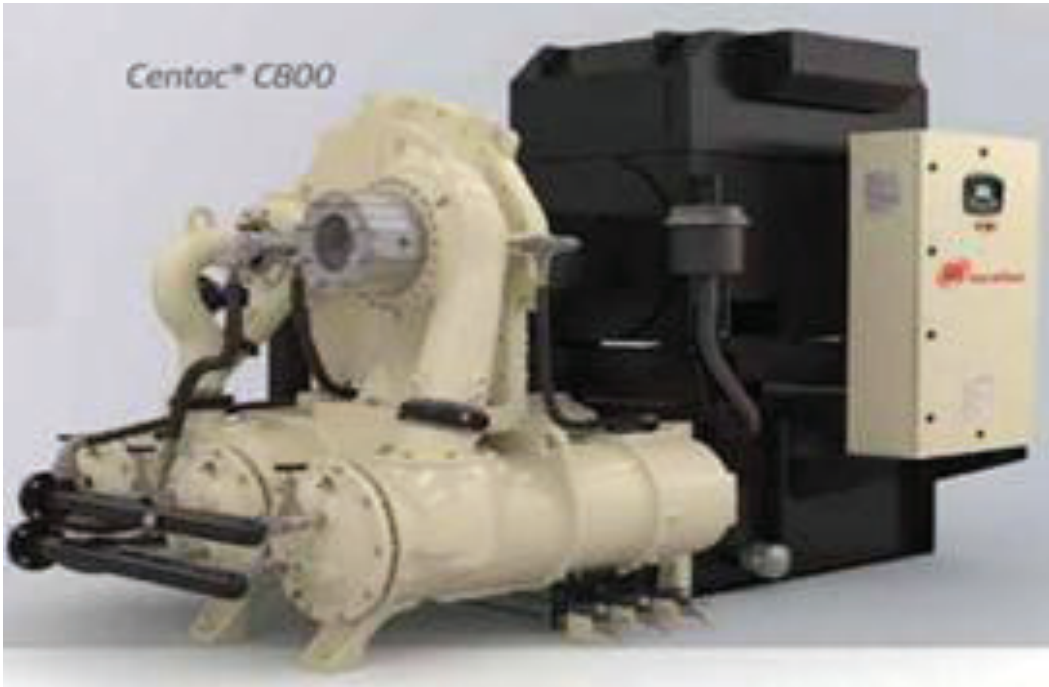
Nombre del equipo: Bomba dosificadora de membrana de desplazamiento positivo																																																																							
Bomba dosificado de solución de Na₂S₂O₅	Bomba dosificadora de lechada de cal (15 % sólidos)																																																																						
Marca: DOSTEC 40 Modelo: 6D-AD43-D115_M Trifásica: 230/400 V 50Hz Q diseño Sol. Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 % = 250,00 L/h Potencia = 0,37 Kw Número en planta: BM-101/BM-104	Marca: DOSTEC 40 Modelo: 6D-AD43-D95_M Trifásica: 230/400 V 50Hz Q diseño lechada cal = 134,86 L/h Energía = 0,37 Kw Número en planta: BC-101/BC-104																																																																						
Catálogo																																																																							
<table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2">MODELO</th> <th colspan="2">CAUDAL</th> <th colspan="2">PRESION</th> </tr> <tr> <th>L/H</th> <th>GPH</th> <th>BAR</th> <th>PSI</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>MEMBRANA</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>71-LD44-D163_M</td> <td>900</td> <td>23,7</td> <td>5</td> <td>72</td> </tr> <tr> <td>71-LD43-D163_M</td> <td>550</td> <td>14,5</td> <td>7</td> <td>101</td> </tr> <tr> <td>71-LD43-D142_M</td> <td>400</td> <td>10,5</td> <td>10</td> <td>145</td> </tr> <tr> <td>*60-AD53-D115_M</td> <td>301</td> <td>79,5</td> <td>5</td> <td>72</td> </tr> <tr style="border: 2px solid green;"> <td>60-AD43-D115_M</td> <td>251</td> <td>66,3</td> <td>5</td> <td>72</td> </tr> <tr> <td>60-AD42-D115_M</td> <td>209</td> <td>55,2</td> <td>5</td> <td>72</td> </tr> <tr> <td>*60-AD53-D95_M</td> <td>173</td> <td>45,7</td> <td>8</td> <td>116</td> </tr> <tr style="border: 2px solid green;"> <td>60-AD43-D95_M</td> <td>144</td> <td>38</td> <td>8</td> <td>116</td> </tr> <tr> <td>60-AD42-D95_M</td> <td>120</td> <td>31,7</td> <td>8</td> <td>116</td> </tr> <tr> <td>*60-AD51-D95_M</td> <td>86</td> <td>22,7</td> <td>8</td> <td>116</td> </tr> <tr> <td>60-AD43-D69_M</td> <td>69</td> <td>18,2</td> <td>10</td> <td>145</td> </tr> </tbody> </table>		MODELO	CAUDAL		PRESION		L/H	GPH	BAR	PSI	MEMBRANA					71-LD44-D163_M	900	23,7	5	72	71-LD43-D163_M	550	14,5	7	101	71-LD43-D142_M	400	10,5	10	145	*60-AD53-D115_M	301	79,5	5	72	60-AD43-D115_M	251	66,3	5	72	60-AD42-D115_M	209	55,2	5	72	*60-AD53-D95_M	173	45,7	8	116	60-AD43-D95_M	144	38	8	116	60-AD42-D95_M	120	31,7	8	116	*60-AD51-D95_M	86	22,7	8	116	60-AD43-D69_M	69	18,2	10	145	
MODELO	CAUDAL		PRESION																																																																				
	L/H	GPH	BAR	PSI																																																																			
MEMBRANA																																																																							
71-LD44-D163_M	900	23,7	5	72																																																																			
71-LD43-D163_M	550	14,5	7	101																																																																			
71-LD43-D142_M	400	10,5	10	145																																																																			
*60-AD53-D115_M	301	79,5	5	72																																																																			
60-AD43-D115_M	251	66,3	5	72																																																																			
60-AD42-D115_M	209	55,2	5	72																																																																			
*60-AD53-D95_M	173	45,7	8	116																																																																			
60-AD43-D95_M	144	38	8	116																																																																			
60-AD42-D95_M	120	31,7	8	116																																																																			
*60-AD51-D95_M	86	22,7	8	116																																																																			
60-AD43-D69_M	69	18,2	10	145																																																																			
(Indostra, 2008, p. 2)																																																																							
Principio de funcionamiento: Dosifica la lechada de cal (15 % sólidos) y la solución de Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 % con alto rendimiento y precisión.																																																																							
Modalidad de operación: Opera en batch.																																																																							
Esquema del equipo:																																																																							
<table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="2">DOSTEC 40</th> <th colspan="5">mm</th> </tr> <tr> <th></th> <th></th> <th>A</th> <th>B</th> <th>C</th> <th>D</th> <th>E</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td></td> <td>D69</td> <td>280</td> <td>154</td> <td>195</td> <td>370</td> <td>150</td> </tr> <tr> <td></td> <td>D95</td> <td>285</td> <td>184</td> <td>195</td> <td>370</td> <td>150</td> </tr> <tr> <td></td> <td>D115</td> <td>285</td> <td>204</td> <td>207</td> <td>370</td> <td>150</td> </tr> </tbody> </table> <table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="2">DOSTEC 40</th> <th colspan="5">in</th> </tr> <tr> <th></th> <th></th> <th>A</th> <th>B</th> <th>C</th> <th>D</th> <th>E</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td></td> <td>D69</td> <td>11</td> <td>6</td> <td>7.6</td> <td>14.5</td> <td>6.1</td> </tr> <tr> <td></td> <td>D95</td> <td>11.2</td> <td>7.2</td> <td>7.6</td> <td>14.5</td> <td>6.1</td> </tr> <tr> <td></td> <td>D115</td> <td>11.2</td> <td>8</td> <td>8.1</td> <td>14.5</td> <td>6.1</td> </tr> </tbody> </table> 		DOSTEC 40		mm							A	B	C	D	E		D69	280	154	195	370	150		D95	285	184	195	370	150		D115	285	204	207	370	150	DOSTEC 40		in							A	B	C	D	E		D69	11	6	7.6	14.5	6.1		D95	11.2	7.2	7.6	14.5	6.1		D115	11.2	8	8.1	14.5	6.1
DOSTEC 40		mm																																																																					
		A	B	C	D	E																																																																	
	D69	280	154	195	370	150																																																																	
	D95	285	184	195	370	150																																																																	
	D115	285	204	207	370	150																																																																	
DOSTEC 40		in																																																																					
		A	B	C	D	E																																																																	
	D69	11	6	7.6	14.5	6.1																																																																	
	D95	11.2	7.2	7.6	14.5	6.1																																																																	
	D115	11.2	8	8.1	14.5	6.1																																																																	
(Indostra, 2008, p. 2)																																																																							

Tabla AXIII.12. Especificaciones técnicas de los compresores centrífugos

Nombre del equipo: Compresor de aire centrífugo				
Marca: Centac				
Modelo: C800				
$Q_{\text{aire}} = 57,5 \text{ m}^3/\text{min}$				
Número en planta: CC-101/CC-104				
Catálogo				
Modelo	Caudal		Potencia	
	(m ³ /min)	(cfm)	(kw)	(cv)
C800	65-150	2300-5300	100-900	150-1000
C1000	127-212	4500-7500	700-1300	900-1750
Presión estándar: 45-185 psig				
(Ingersoll Rand, 2013, p. 7)				
Principio de funcionamiento: Suministra el aire requerido para que se lleve a cabo el proceso de oxidación del efluent ⁴ cianurado en los tanques agitados de oxidación y precipitación. El aire ingresa por la parte inferior del eje del rodete de los agitadores.				
Modalidad de operación: Opera en batch.				
Esquema del equipo:				
				
(Ingersoll Rand, 2013, p. 7)				

ANEXO XIV
ANÁLISIS DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES
CIANURADOS

En la Tabla AXIV.1 se presentan los costos detallados de manos de obra, para lo cual se consideró que el aporte al IESS es del 11,15 % y los fondos de reserva del 8,33 %, de acuerdo a lo establecido por el Instituto Ecuatoriano de seguridad Social.

Tabla AXIV. 1. Costos anuales detallados de mano de obra de la planta de tratamiento de efluentes cianurados

Cargo	Cantidad	Salario Mensual (USD)	Aporte al IESS mensual (USD)	Fondo de Reserva mensual (USD)	Décimo tercer sueldo (USD)	Décimo cuarto sueldo (USD)	Vacaciones anual (USD)	Total (USD)
Jefe de producción	1	1 200,00	133,80	99,96	1 200,00	354,00	1 200,00	19 959,12
Operarios	4	354,00	39,47	29,49	354,00	354,00	354,00	24 550,04
Administrador	1	1 000,00	111,50	83,30	1 000,00	354,00	1 000,00	16 691,60
Choferes	1	500,00	55,75	41,65	500,00	354,00	500,00	8 522,80
Total anual (USD)								6 9723,56

En la Tabla AXIV.2 se presenta el consumo energético anual de la planta de tratamiento de efluentes cianurados y en la Tabla AXIV.3 en la tabla se muestra la tabla de amortización de préstamo bancario adquirido para la implementación del proyecto, el cual se pagará a 10 años plazo a una tasa de interés del 10,21 %.

Tabla AXIV.2. Costo energético anual de la planta de tratamiento de efluentes cianurados

Maquinaria	Unidades	Potencia (kW)	Tiempo de operación (h/día)	Consumo energético diario (kWh)
Tanque agitado de ox/ precipitación	4	19,40	9	698,40
Tanque agitado de preparación de cal (15 % sólidos)	1	19,40	24	465,60
Tanque agitado de preparación de solución Na ₂ S ₂ O ₅ al 20 %	1	18,00	2	36,00
Tromel de cribado	1	4,00	24	96,00
Filtro prensa	1	3,80	8	30,40
Bombas dosificadoras	8	0,55	9	39,60
Bomba centrífuga (ef. Cianurado)	4	0,55	2	19,80
Bomba centrífuga (agua)	1	0,70	9	1,40
Compresor centrífugo	4	100,00		3 600,00
Consumo energético anual (kW-h/año)				1 795 392,00
Costo energético anual (USD)				14 3631,36

Tabla AXIV.3. Tabla de amortización del préstamo bancario a 10 años plazo

Tiempo	Interés (USD)	Pago cuotas (USD)	Cuota (USD)	Saldo (USD)
0	0,00			
1	18 568,84	29 865,90	11 297,06	- 170 572,04
2	17 415,41	29 865,90	12 450,49	- 158 121,55
3	16 144,21	29 865,90	13 721,69	- 144 399,86
4	14 743,23	29 865,90	15 122,67	- 129 277,19
5	13 199,20	29 865,90	16 666,70	- 112 610,49
6	11 497,53	29 865,90	18 368,37	- 94 242,12
7	9 622,12	29 865,90	20 243,78	- 73 998,34
8	7 555,23	29 865,90	22 310,67	- 51 687,67
9	5 277,31	29 865,90	24 588,59	- 27 099,08
10	2 766,82	29 865,90	27 099,08	\$ 0,00

En la Tabla AXIV.4 se presenta el flujo de caja del proyecto de implementación de una planta de tratamiento de efluentes cianurados por oxidación con SO₂, aire y CAG impregnado con Cu⁰, el cual tiene un tiempo de vida útil de 10 años para obtener un TIR del 12 %.

Tabla AXIV.4. Flujo de caja del proyecto de implementación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingresos por Ventas (USD)		733 650,00	733 650,00	733 650,00	733 650,00	733 650,00	733 650,00	733 650,00	733 650,00	733 650,00	733 650,00
Costos Variables (USD)		-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96	-661 945,96
Costos Fijos (USD)		-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56	-81 633,56
Intereses (USD)		-17 123,83	-16 060,16	-14 887,89	-13 595,93	-12 172,06	-10 602,81	-8 873,34	-6 967,29	-4 866,64	-2 551,51
Utilidad Bruta (USD)		-27 053,36	-25 989,68	-24 817,41	-23 525,45	-22 101,58	-20 532,33	-18 802,86	-16 896,81	-14 796,16	-12 481,03
Depreciación (USD)		-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00	-9 190,00
Utilidades antes de Impuestos (USD)		-36 243,36	-35 179,68	-34 007,41	-32 715,45	-31 291,58	-29 722,33	-27 992,86	-26 086,81	-23 986,16	-21 671,03
Utilidad Neta (USD)		-36 243,36	-35 179,68	-34 007,41	-32 715,45	-31 291,58	-29 722,33	-27 992,86	-26 086,81	-23 986,16	-21 671,03
Depreciación (USD)		9 190,00	9 190,00	9 190,00	9 190,00	9 190,00	9 190,00	9 190,00	9 190,00	9 190,00	9 190,00
Inversiones (USD)		-272 701,80									
Capital de Trabajo (USD)		-62 730,79									
Valor de Desecho (USD)											1 389 004,94
Préstamo (USD)		167 716,30									
Amortización préstamo (USD)			-27 541,78	-27 541,78	-27 541,78	-27 541,78	-27 541,78	-27 541,78	-27 541,78	-27 541,78	-27 541,78
Flujo Neto (USD)		-167 716,30	-54 595,13	-52 359,19	-51 067,22	-49 643,35	-48 074,11	-46 344,64	-44 438,59	-42 337,93	-40 982,14
Valor Actual (USD)		-167 716,30	-48 745,65	-42 674,95	-37 268,23	-32 454,14	-24 355,84	-20 963,96	-17 948,00	-15 267,48	434 336,14
Reposición (USD)			-216 461,95	-259 136,90	-296 405,13	-328 859,28	-381 384,09	-402 348,05	-420 296,05	-435 563,53	-1 227,39