



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

RECUPERACIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO DESDE UNA SOLUCIÓN DE ÁCIDO DÉBIL
DE PLANTA DE ÁCIDO SULFÚRICO USANDO EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

TESIS PARA OPTAR AL GRADO DE MAGÍSTER EN
CIENCIAS DE LA INGENIERÍA MENCIÓN QUÍMICA

CRISTIAN SANTANDER ARAYA
PROFESOR GUÍA:
LEANDRO HERRERA ZEPPELIN

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
FRANCISCO GRACIA CAROCA
CESAR SAEZ NAVARRETE

SANTIAGO DE CHILE
2014

RESUMEN DE LA TESIS PARA OPTAR AL
GRADO DE: Magister en Ciencias de la
Ingeniería, mención Química
POR: Cristian Santander A.
FECHA: 05/09/ 2014.
PROFESOR GUÍA: Leandro Herrera Z.

RECUPERACIÓN DE ACIDO SULFÚRICO DESDE UNA SOLUCIÓN DE ACIDO DÉBIL DE PLANTA DE ACIDO SULFÚRICO USANDO EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

La nueva norma chilena (2013) de emisión para fundiciones de cobre y fuentes emisoras de arsénico exige una fijación mínima de 95% para azufre y arsénico en todas las fundiciones de concentrado y establecimientos emisores del país, ha incentivado a revisar en forma global el proceso de fundición de concentrados de cobre.

Este trabajo tiene como objetivo desarrollar un tratamiento alternativo, para el efluente de planta de ácido de una Fundición de Concentrados. El efluente o ácido débil se produce en la limpieza húmeda de los gases metalúrgicos de la Fundición y contiene principalmente ácido sulfúrico y arsénico

El tratamiento actual usa neutralización con cal del ácido y precipitación del arsénico como arseniato férrico. El tratamiento propuesto, debe ser sustentable ambientalmente y su evaluación económica debe ser positiva comparada con el proceso actual.

El tratamiento alternativo seleccionado es Extracción por Solventes (SX) con el objetivo de recuperar una solución ácida limpia reutilizable, menor generación de desechos y un consumo de agua al menos igual que el tratamiento actual.

Las pruebas de extracción por solventes (Batch en laboratorio) se realizaron usando reactivos Alamine 308 y Cyanex 923. Los resultados muestran que el extractante Alamine 308 extrae ácido selectivamente, en cambio el reactivo Cyanex 923 extrae arsénico y co extrae ácido, dadas estas características, desde el punto de vista técnico ambos reactivos se pueden utilizar.

Se proponen tres alternativas de proceso incluyendo modificaciones al proceso actual de forma tal que se puedan implementar en planta y se realiza balance de masa para cada opción.

A pesar de que la tecnología de SX presenta baja eficiencia en la extracción de ácido sulfúrico y arsénico, la alternativa de extracción por SX de ácido con Alamine 308 resulta sustentable ambientalmente y con una evaluación económica neutra respecto del proceso actual, sin embargo, las otras opciones presentan algunos aspectos positivos por lo que no pueden ser descartadas.

Se recomienda continuar el estudio con pruebas continuas de laboratorio, con el objetivo de optimizar el proceso y evaluar nuevamente con información más detallada.

Dedicatoria

A Cecilia, Javiera y Clemente por su apoyo incondicional.

Agradecimientos

Agradezco a todos los que han colaborado en cada etapa para completar este trabajo.

A Yancko González R. y Héctor Leiva S., Gerentes de CIMM T&S de la época por su apoyo para iniciar un postgrado.

En el desarrollo de esta tesis, a los representantes de las empresas BASF, CYTEC y OXIQUM por el aporte de reactivos. A la jefa del laboratorio de soluciones acuosas Ema Fonseca por su disposición, a Gina por su colaboración, apoyo y empuje y especialmente al Profesor Leandro Herrera Z. por su constante ayuda, dedicación y exigencia.

Tabla de Contenido

1.	Introducción	9
2.	Antecedentes teóricos	11
2.1.	Descripción Planta de Ácido Sulfúrico producido a partir de Gases Metalúrgicos.	11
2.1.1	Limpieza de gases	12
2.1.1.1	Limpieza Seca de Gases.....	13
2.1.1.2	Esquemas tradicionales de enfriamiento y limpieza seca de gases metalúrgicos en la industria del cobre.	15
2.1.1.3	Limpieza Húmeda de gases	15
2.1.1.4	Limpieza húmeda de gases en la producción de cobre	17
2.1.2	Planta de ácido sulfúrico	19
2.1.3	Balance de agua y efluentes líquidos en planta de ácido sulfúrico	20
2.1.3.1	Tratamientos del efluente ácido débil.....	23
2.1.3.2	Tipos de plantas de tratamiento de ácido débil	24
2.1.3.3	Plantas de tratamiento de ácido débil con sulfidización	26
2.1.3.4	Análisis de alternativas de tratamiento.....	27
2.1.3.5	Descripción del proceso extracción por solventes (SX)	28
3.	Desarrollo Experimental	36
3.1.	Elección condiciones de prueba.....	36
3.2.1.	Solución de alimentación, Concentración de Ácido y Arsénico.....	36
3.2.2.	Fase Orgánica, Extractante, Modificador. Diluyente.....	36
3.2.3.	Temperatura de Extracción y Re extracción	37
3.2.4.	Otras condiciones experimentales, Tiempo de agitación.....	37
3.2.	Plan Experimental.....	37
3.2.1.	Pruebas exploratorias	37
3.2.1.1.	Preparación de soluciones.....	37
3.2.1.2.	Pruebas exploratorias de extracción y re extracción.....	37
3.2.2.	Pruebas bases de diseño	38
3.2.2.1.	Programa de pruebas.....	38
3.3.	Equipos y Materiales.....	40
3.3.1.	Equipos.....	40
3.3.2.	Materiales y Reactivos	40
3.4.	Metodología de Trabajo	40
4.	Resultados Experimentales	45
4.1	Resultados de Experimentos	46
4.2	Balances de masa para arsénico y ácido sulfúrico	48
4.3	Isotermas de Extracción y re extracción para arsénico y ácido sulfúrico	50

4.4	Isotermas de Extracción y Re extracción y Determinación del número de etapas en contracorriente (Diagrama de MC.Cabe Thiele) para CYANEX 923	52
4.5	Isotermas de Extracción y Re extracción y Determinación del número de etapas en contracorriente (Diagrama de MC.Cabe Thiele) para ALAMINE 308	58
5.	Simulación de Procesos	62
5.1.	Escenarios Simulados	62
5.1.1.	Proceso actual	63
5.1.2.	Proceso con recirculación	64
5.1.3.	Proceso con Extracción de Ácido Sulfúrico con Alamine 308	65
5.1.4.	Proceso con Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico con Cyanex 923	66
5.1.5.	Proceso con Extracción de Ácido Sulfúrico con Alamine 308 y Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico con Cyanex 923	67
5.2.	Balances de masa	69
5.3.	Resumen de Soluciones y Efluentes según alternativas de proceso	74
6.	Evaluación Económica	75
7.	Análisis de Resultados	80
8.	Conclusiones y Recomendaciones	87
	Bibliografía	89
	Anexos	91
	Anexo 1 Isoterma complementaria de Extracción de arsénico y ácido sulfúrico	92
	Anexo 2: Diagramas casos de proceso, simulación real en Super Pro 8.0	96
	Anexo 3 Evaluación Económica	104

Índice de Tablas

Tabla 2.1: Equipos de área limpieza húmeda de gases para fusión.....	18
Tabla 2.2: Ejemplos de ácido débil.....	23
Tabla 3.1: Programas de pruebas de extracción.....	39
Tabla 3.4: Programa de pruebas de re extracción	39
Tabla 4.5: Resultados experimentales Reactivo Cyanex 923.....	46
Tabla 4.6: Resultados experimentales Reactivo Alamine 308.....	47
Tabla 4.7: Balances de Masa para arsénico y ácido Sulfúrico, Pruebas Cyanex 923.	48
Tabla 4.8: Balances de Masa para arsénico y ácido Sulfúrico, Pruebas Alamine 308.....	49
Tabla 4.9: Isotermas de Ext. y Re Ext. para arsénico y ácido Sulfúrico Pruebas Cyanex 923.....	50
Tabla 4.10: Isotermas de Ext. y Re Ext. para arsénico y ácido Sulfúrico. Pruebas Alamine 308.	51
Tabla 4.11: Resumen de isotermas de extracción	52
Tabla 4.12: Resumen de isotermas de reextracción	53
Tabla 4.13: Resumen de resultados isoterma de extracción	58
Tabla 4.14: Resumen de resultados isoterma de re extracción	59
Tabla 5.15: Balance de masa Proceso actual.....	69
Tabla 5.16: Concentración soluciones de salida Proceso actual	69
Tabla 5.17: Balance de masa Proceso actual.....	70
Tabla 5.18: Concentración soluciones de salida Proceso con recirculación	70
Tabla 5.19: Balance con extracción de ácido sulfúrico (Alamine 308)	71
Tabla 5.20: Concentración soluciones de salida proceso con extracción de A. sulfúrico	71
Tabla 5.21: Balance Proceso Extracción de Arsénico y Co-extracción de A. Sulfúrico (Cyanex 923).....	72
Tabla 5.22: Concentración sol. de salida proceso Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Cyanex 923).....	72
Tabla 5.23: Balance Proceso Ext. de Ácido sulfúrico y Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Alamine 308-Cyanex 923).....	73
Tabla 5.24: Concentración sol. de salida Proceso Extracción de Ácido sulfúrico y Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Alamine 308-Cyanex 923).....	73
Tabla 5.25: Soluciones y efluentes generados por proceso actual	74
Tabla 5.26: Soluciones y efluentes generados según alternativas de proceso	74
Tabla 6.27: Supuestos y consideraciones Evaluación económica.....	76
Tabla 7.28: Etapa de Extracción.....	81
Tabla 7.29: Etapa de Re Extracción.	82
Tabla 7.30: Etapa de Extracción.....	83
Tabla 7.31: Etapa de Re Extracción.	83
Tabla 7.32: EPAS Proceso Actual	85
Tabla 7.33: EPAS Alternativas de proceso	85
Tabla 7.34: Indicadores de evaluación económica.....	86

Índice de Gráficos

Gráfico 4.1: Isotherma de Extracción Arsénico Solución Bajo Arsénico, Cyanex 923	53
Gráfico 4.2: Isotherma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Bajo Arsénico, Cyanex 923	54
Gráfico 4.3: Isotherma de Extracción Arsénico Solución Alto Arsénico, Cyanex 923	54
Gráfico 4.4: Isotherma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Alto Arsénico, Cyanex 923.	55
Gráfico 4.5: Isotherma de Re extracción Arsénico con Agua a 22°C, Cyanex 923.	55
Gráfico 4.6: Isotherma de Re extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 22°C, Cyanex 923.	56
Gráfico 4.7: Isotherma de Re extracción Arsénico con Agua a 50°C, Cyanex 923.	56
Gráfico 4.8: Isotherma de Re extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 50°C, Cyanex 923.	57
Gráfico 4.9: Isotherma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Bajo Arsénico, Alamine 308.....	59
Gráfico 4.10: Isotherma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Alto Arsénico, Alamine 308.....	60
Gráfico 4.11: Isotherma de Re Extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 22°C, Alamine 308.....	60
Gráfico 4.12: Isotherma de Re Extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 50°C, Alamine 308.....	61
Gráfico 4.13: Isotherma de Re Ext. Ácido Sulfúrico a 22°C con Agua acidulada a 15 g/l, Alamine 308	¡Error!

Marcador no definido.

Índice de Figuras

Figura 2.1: Planta de Ácido Sulfúrico producido a partir de Gases Metalúrgicos.	12
Figura 2.2: Diagrama de proceso con caldera recuperadora de calor	15
Figura 2.3: Diagrama de proceso sin caldera recuperadora de calor.....	15
Figura 2.4: Diagrama de flujo de limpieza húmeda	19
Figura 2.5: Proceso en planta de ácido sulfúrico de contacto simple.....	20
Figura 2.6: Diagrama de balance de agua en planta de ácido sulfúrico a partir de gases metalúrgicos ...	22
Figura 2.7: Diagrama de bloques del proceso de tratamiento del ácido débil con cal	24
Figura 2.8: Diagrama de bloques de ácido débil con sulfidización.....	26
Figura 2.9: Esquema simplificado Proceso SX	28
Figura 5.10: Diagrama de Proceso Actual	63
Figura 5.11: Diagrama de Proceso con Recirculación.....	64
Figura 5.12: Diagrama de Proceso con Alamine 308	65
Figura 5.13: Diagrama de procesos con Cyanex 923.....	66
Figura 5.14: Diagrama de procesos con Alamine 308 y Cyanex 239.....	68

1. Introducción

La producción de cobre a partir de concentrados sulfurados en Chile se obtiene comúnmente a través de la línea de producción pirometalúrgica que involucra los procesos de Fundición y Refinación Electrolítica. A partir de 1990 hasta 2010, el aumento de producción de cobre estaba equilibrado entre operaciones hidrometalúrgicas y pirometalúrgicas, sin embargo a partir de esa fecha la producción vía hidrometalurgia ha comenzado a descender y actualmente los nuevos proyectos en su mayoría corresponden a minerales sulfurados con producción de concentrados más complejos de tratar, principalmente por las impurezas presentes.

El diagrama de procesos típico de una fundición de concentrados considera: Fusión, conversión y refino, las dos primeras etapas generan gases ricos en SO_2 y arsénico, en los casos en que se encuentra presente en los concentrados. Estos gases se capturan, limpian y procesan para convertir el anhídrido sulfuroso en ácido sulfúrico en una planta de ácido sulfúrico para gases metalúrgicos y precipitar el arsénico como un óxido de arsénico en forma sólida.

Esta nueva etapa de mercado presenta oportunidades y riesgos para las fundiciones nacionales que deben estar preparadas para competir con las Fundiciones externas; por un lado aumentará la oferta de concentrados, pero también aumentarán las exigencias para producir a menores costos, con capacidad para tratamiento de concentrados con impurezas, todo esto en un marco de un elevado desempeño ambiental.

Uno de los aspectos más importante y controvertido es el desempeño ambiental de las fundiciones. El proceso de las fundiciones de concentrados de cobre, tiene la característica de generar gases con alto contenido de azufre y arsénico los que son dañinos para la vida animal y vegetal, por eso en algunos lugares todavía se las ve como poco amigables con el medio ambiente, sin embargo existen operaciones con altísimos estándares ambientales ubicadas en países con mayor desarrollo y políticas ambientales más restrictivas, por ejemplo la Fundición de Huelva en España y Rönnskär en Suecia. Se puede decir entonces que el proceso de fusión de concentrados de cobre no es contaminante per se y su comportamiento está dado por la responsabilidad ambiental de las empresas dueñas de los centros productivos y de la normativa ambiental de cada país.

En Chile, el año 2013 se promulgó una nueva norma de emisión para fundiciones de cobre y fuentes emisoras de arsénico que en su artículo 1° especifica como objetivo “*proteger la salud de las personas y el medio ambiente en todo el territorio nacional. Como resultado de su aplicación se reducirán las emisiones al aire de material particulado (MP), dióxido de azufre (SO_2), arsénico (As) y mercurio (Hg)*”. Tal como su objetivo lo indica, en lo principal la norma fija nuevas exigencias respecto a las emisiones de Dióxido de Azufre y de Arsénico, normando una fijación mínima de 95% para cada elemento en todas las fundiciones de concentrado y establecimientos emisores que existen en el país.

Sin duda que esta norma es muy importante, tanto para disminuir las emisiones de SO_2 y As a la atmósfera como para estandarizar las emisiones de cada operación,

es un gran avance para el país en términos ambientales y empuja a esta industria a modernizarse y competir con reglas similares a la industria de clase mundial.

La aplicación de la norma es sin lugar a dudas positivo, sin embargo, una mirada más amplia al proceso de fundición de concentrados nos muestra que siempre es posible mejorar cada etapa del proceso buscando un mejor desempeño a costos competitivos.

En este contexto, este trabajo tiene como objetivo desarrollar un tratamiento del efluente planta de ácido, alternativo al tratamiento más usado en la actualidad. La búsqueda de esta alternativa ha considerado los siguientes criterios:

- Definición de elementos claves a separar: ácido sulfúrico y arsénico
- incorporar las buenas prácticas ambientales definidas por la EPA
- Elección de tecnologías no tradicionales aplicables en el tratamiento de este efluente,
- Desarrollar innovaciones de proceso aplicables en otras plantas de ácido

Considerando estos criterios se han adoptado los siguientes objetivos para el proceso a desarrollar

- ✓ Recuperar ácido.
- ✓ Disminuir el yeso generado en las plantas tradicionales.
- ✓ Generar efluentes con baja presencia de elementos contaminantes.
- ✓ Mantener el consumo de agua actual de la planta de ácido.
- ✓ Proceso propuesto, competitivo a nivel de costos con el proceso actual.

2. Antecedentes teóricos

2.1. Descripción Planta de Ácido Sulfúrico producido a partir de Gases Metalúrgicos.

La línea de producción de cobre a partir de sulfuros genera en los humos de fundición; dióxido de azufre SO_2 (también denominado anhídrido sulfuroso y óxido de azufre IV) al oxidar el sulfuro presente en los minerales. En la actualidad las emisiones de SO_2 están normadas y restringidas, por lo que se debe tratar los gases generados a fin de cumplir con los estándares ambientales establecidos.

El tratamiento actualmente más común para los gases de fundición de cobre, es transformar el SO_2 en ácido sulfúrico H_2SO_4 , producto útil, principalmente en operaciones hidrometalúrgicas de lixiviación. Este proceso es habitualmente denominado “Planta de Ácido”.

Este tipo de plantas se caracteriza porque el gas SO_2 usado para fabricar ácido sulfúrico se produce en los hornos de fusión y conversión de los sulfuros de cobre (tanto como otros sulfuros metálicos que estén presentes), y que operan en un rango de temperatura de 1200-1280 °C. Dicho gas contiene polvos arrastrados o generados en el proceso, por este motivo se le debe enfriar y limpiar antes de comenzar la etapa de conversión a ácido sulfúrico.

La limpieza de los gases metalúrgicos, específicamente en la industria del cobre, se somete a etapas de limpieza seca seguida de limpieza húmeda de forma tal de eliminar los polvos y vapores presentes en el gas a tratar.

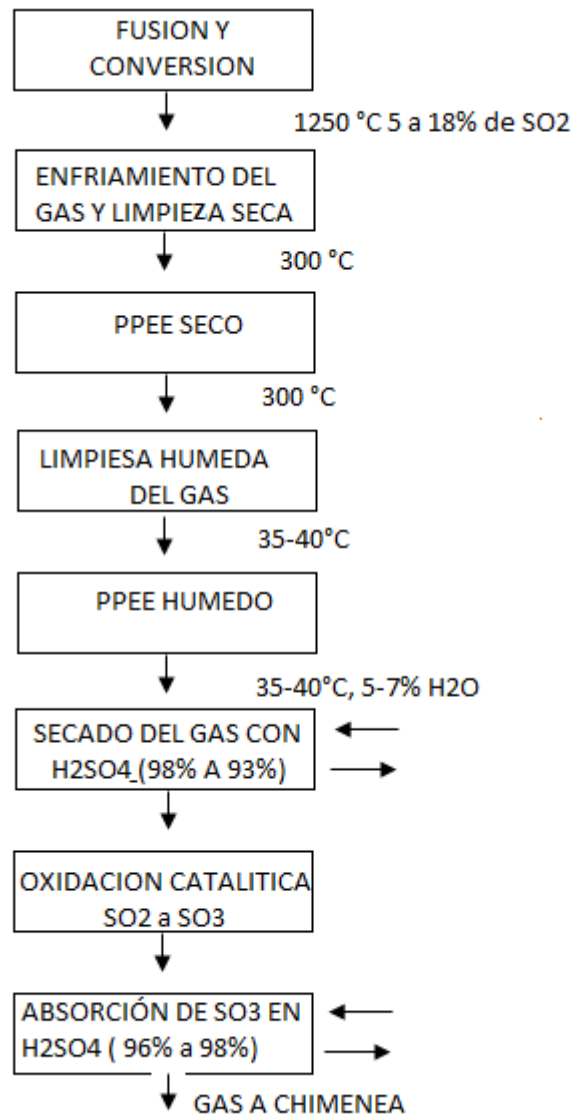
La eliminación de impurezas o rendimiento de la planta definirán los equipos o configuración de la planta y los valores de los parámetros de diseño dependen (además de la composición de los gases), de:

- ✓ Condiciones de seguridad y salud ocupacional para los operadores.
- ✓ Regulación ambiental
- ✓ Condiciones de proceso
- ✓ Estándares exigidos a los productos

Un *buen* diseño de planta debe considerar los siguientes principios [1]

- ✓ Baja pérdida de presión del gas en el tren de proceso
Permite bajos costos de operación
- ✓ Adaptable a condiciones variables de operación (flujo de gas variable)
Permite operar sin extremar medidas de control, menos mano de obra o prescindir de sistemas de control automático muy sofisticados, menos problemas operacionales y operación con alta eficiencia.
- ✓ Eliminación de partes móviles en contacto con el gas
Implica menor mantención
- ✓ Uso materiales resistentes a la corrosión
Permite extender la vida útil de los equipos, menor frecuencia de reparaciones y menos paradas de planta por mantención reparativa.

Figura 2.1: Planta de Ácido Sulfúrico producido a partir de Gases Metalúrgicos.



La Figura [2.1] representa cada una de las etapas de una planta de ácido sulfúrico a partir de gases metalúrgicos, destacándose enfriamiento y limpieza seca que incluye precipitadores electrostáticos (PPEE) secos, para una alta eliminación del polvo, limpieza húmeda para eliminación de vapores y precipitadores electrostáticos húmedos que retienen neblina acida.[2]

2.1.1 Limpieza de gases

Las principales emisiones de una fundición de concentrado de cobre son gases y polvos, entre los gases se encuentra SO₂ y Arsénico (el As está en estado sublimado en el gas; su punto de sublimación está en 613°C y bajo esa

temperatura aparece como un óxido, principalmente As(III) pero también de As(V)). En algunos casos, se observa también presencia de mercurio, cloro y flúor según si esos compuestos estaban o no en el mineral que se llevó a fusión.

El retiro del polvo de los gases se efectúa en ambiente seco, en cambio la limpieza de vapores y otros gases presentes (impurezas) se realiza en ambiente húmedo, mediante absorción y reacciones químicas.

Los equipos de eliminación de partículas operan básicamente introduciendo la corriente de gas con partículas a través de un volumen en el que actúan fuerzas externas sobre las partículas o incorporando obstáculos que permiten desviar la trayectoria de las partículas abandonando la dirección y/o sentido de la corriente del flujo de gas, acumulándolas en receptores que se descargan periódicamente.

La limpieza húmeda se realiza mediante lavado del gas, con agua u otro líquido, para eliminar el polvo, las partículas quedan atrapadas en las gotitas o en una capa de líquido, adicionalmente con el lavado también se pueden absorber impurezas gaseosas solubles en el agua o medio absorbente.

El diseño preliminar de los sistemas de control de emisión de partículas se basa generalmente en una caracterización del requisito de diseño, basado en cuatro variables:

- ✓ Concentración de partículas en la corriente a ser limpiada,
- ✓ Distribución del tamaño de las partículas que deben eliminarse
- ✓ Caudal de gas
- ✓ Tasa de emisión de partículas permitida.

Una vez identificados los sistemas que son capaces de proporcionar las eficiencias requeridas a los caudales indicados en el proyecto, estas se definen como opciones. La selección final generalmente se hace sobre la base del costo total de inversión y operación. El tamaño de un colector, y por lo tanto su costo, es proporcional al caudal volumétrico de gas que debe tratarse.

Los factores operativos que influyen en el costo operacional de equipo de separación son:

- ✓ Caída de presión a través de la unidad
- ✓ Potencia global requerida
- ✓ Cantidad de líquido necesario (si es un sistema de lavado en húmedo).

2.1.1.1 Limpieza Seca de Gases

La limpieza seca está enfocada en retirar las partículas sólidas presentes en el flujo de gases de fusión, que contienen SO_2 . Los dispositivos que eliminan las partículas de corrientes de gas se basan en uno o más de los siguientes mecanismos físicos: [3]

- ✓ Sedimentación. La corriente de gas que contiene partículas se introduce en un volumen de área de sección elevada, que disminuye considerablemente la velocidad del flujo de gas y las partículas se depositan en el fondo porque

su velocidad de sedimentación gravitacional es mayor que la disminuida velocidad de arrastre por el gas. Este equipo se denomina *cámara de sedimentación*.

- ✓ Migración de partículas cargadas en un campo eléctrico. El gas que contiene partículas se introduce en un dispositivo en el que se cargan eléctricamente a través de la exposición a una fuente de alto voltaje, inmediatamente después el flujo de gas con las partículas cargadas es sometido a un campo eléctrico. La fuerza electrostática resultante sobre las partículas genera la migración a una de las superficies del dispositivo, en el que se recogen. Estos equipos se denominan *precipitadores electrostáticos*.
- ✓ Deposición inercial. Cuando una corriente de gas cambia de dirección a medida que fluye en un sentido, las partículas en suspensión tienden a mantenerse en movimiento en su dirección original debido a su inercia. Dispositivos típicos de limpieza de este tipo son los *ciclones*.
- ✓ Movimiento browniano. Las partículas suspendidas en un gas están siempre en movimiento browniano. Cuando la corriente de gas fluye alrededor de obstáculos, el movimiento al azar natural de las partículas en algún momento logrará ponerlas en contacto con los obstáculos, en los que se adhieren y se colectan. El movimiento browniano es mayor para partículas de tamaño menor, por este motivo se espera que los dispositivos basados en este mecanismo será más efectivo para las partículas pequeñas.
- ✓ Filtración. El gas enfrenta una obstrucción de malla fina, donde las partículas quedan retenidas; esta operación genera pérdidas de carga significativas, de modo que no resulta útil para gases de fundición que deben llegar a la Planta de Ácido.

El parámetro clave que influye en la elección del equipo a emplear en cada caso específico es el diámetro de partícula, dado que los mecanismos físicos descritos anteriormente varían en gran medida en su eficiencia en función del tamaño y distribución de las partículas.

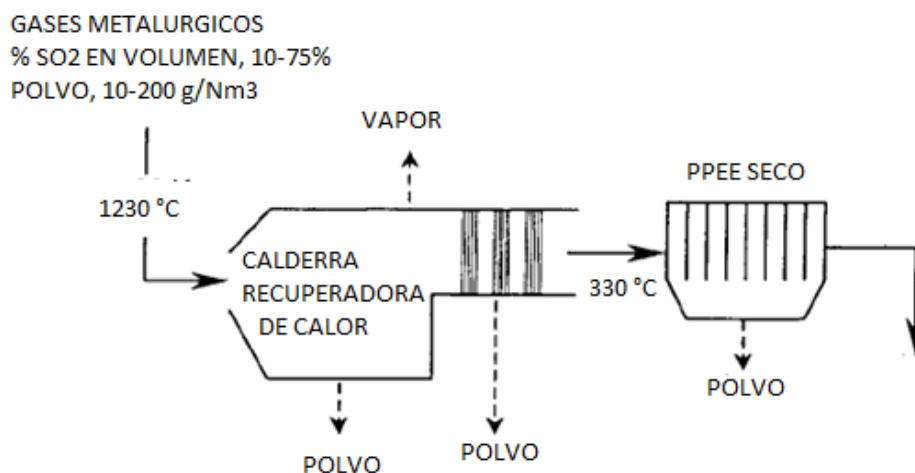
2.1.1.2 Esquemas tradicionales de enfriamiento y limpieza seca de gases metalúrgicos en la industria del cobre.

Existen dos diagramas de proceso ampliamente usados, estos están relacionados con el tipo de tecnología de fusión usada.

a) Con Caldera Recuperadora de Calor [4]

Normalmente, las operaciones que usan Horno Flash ocupan este esquema, que se observa en la figura 2.2, su particularidad es que recuperan calor en forma de vapor de agua.

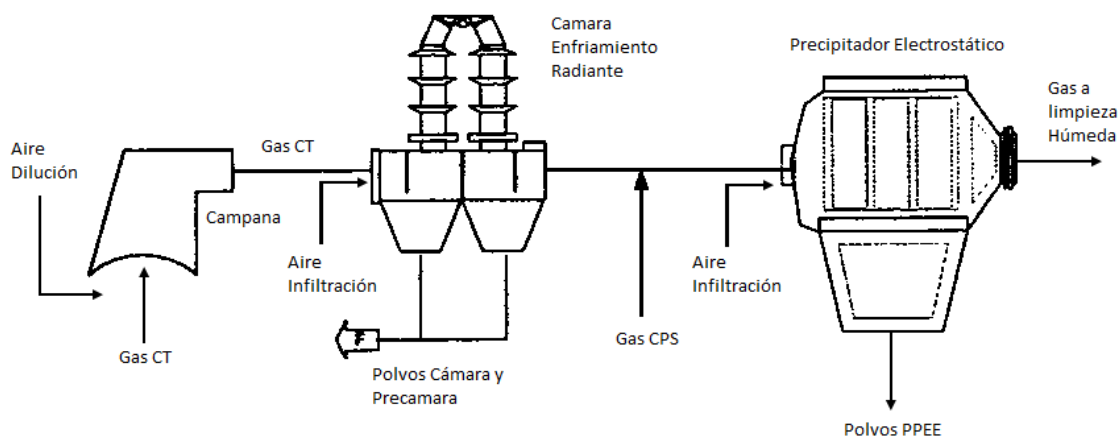
Figura 2.2: Diagrama de proceso con caldera recuperadora de calor



b) Sin Caldera Recuperadora de Calor [5]

Tecnología asociada a las operaciones que usan reactor de fusión Convertidor Teniente o similares, en este caso el enfriamiento es por radiación, aunque operaciones más actuales usan enfriamiento evaporativo. Figura 2.3

Figura 2.3: Diagrama de proceso sin caldera recuperadora de calor



2.1.1.3 Limpieza Húmeda de gases

El lavado en húmedo se aplica para sólidos muy finos y para la eliminación de impurezas gaseosas; los equipos lavadores o colectores húmedos emplean un

lavado con agua para eliminar las partículas directamente desde una corriente de gas, estos equipos según el mecanismo de lavado, se pueden agrupar en dos clases principales:

- ✓ Colectores en medio líquido, son aquellos en los que una matriz de gotas de líquido (spray o ducha) constituye el medio de recogida, típicamente estos equipos se denominan: Torres quench, torres vacías, torres de rocío, lavadores venturi.
- ✓ Colección en superficies húmedas son aquellos que colectan los sólidos o gases por medio de superficies húmedas, ejemplo típico son las torres con relleno.

La eliminación de partículas ocurre como resultado del encuentro entre partículas y gotas de agua en las zonas húmedas de un lavador de gases o son incorporadas en el film de líquido que cubre el relleno en las torres empacadas. Un lavador también opera como absorbedor, proporcionando la posibilidad de capturar simultáneamente los contaminantes gaseosos solubles en el medio de contacto. El medio líquido debe, luego, tratarse para su recirculación o descartarse de acuerdo a las exigencias ambientales.

El movimiento relativo entre las gotas, de aproximadamente 0,1 a 1,0 mm de diámetro, y las partículas es un factor importante en la eficiencia de recolección, porque la captura se produce por impacto e intercepción directa, por esta razón estos equipos deben mantener un buen control operacional de las velocidades de ambas fases.

Existen varios tipos de equipos, que se conocen con nombres comerciales o marcas, que funcionan bajo los mismos principios y se diferencian en el diseño. Actualmente los equipos se utilizan tanto en contra corriente como en co-corriente, en torres verticales u horizontales, observándose, también, diversas ofertas tecnológicas en los aspersores.

La mayor eficiencia de recolección de los colectores húmedos, se obtiene en un lavador Venturi, en el que el agua se introduce perpendicularmente al flujo de gas a alta velocidad, resultando en la formación de muy pequeñas gotas de agua (gran relación de área de transferencia por unidad de volumen de agua) por el flujo y altas velocidades relativas de agua y partículas.

La principal ventaja de los colectores húmedos es la amplia variedad de tipos, permitiendo seleccionar una unidad adecuada para el problema local en particular y separar efectivamente los sólidos de bajo tamaño presentes en el gas, ya que cada instalación tiene distintas propiedades de sólidos y gases.

Como desventajas están las elevadas necesidades de energía para mantener la caída de presión necesaria para el buen funcionamiento de la Planta, sobre todo cuando se trata de grandes flujos de gases

La eficiencia de recolección de los colectores húmedos está relacionada con la pérdida total de energía en el equipo; para trabajar con un alto poder lavador (por unidad de flujo de gas tratado) se requiere más energía; como casi toda la energía

se introduce en el gas (soplado), la pérdida de energía puede ser medida por la caída de presión de gas a través de la unidad.

Otra desventaja importante del lavado de gases es la generación de riles que se producen, dificultando la reutilización del agua, dado que las impurezas quedan absorbidas en el agua de lavado y el consumo de agua puede ser alto en algunos casos.

2.1.1.4 Limpieza húmeda de gases en la producción de cobre

Después que el gas sale de los PPEE secos (ver figura 1), se enfría con agua en un circuito abierto, torre vacía o de humidificación. Este enfriamiento rápido tiene dos efectos:

- ✓ Elimina el polvo remanente en el gas (a 1 o 2 mg/Nm³ de gas)
- ✓ Absorbe SO₃, Cloro(g), Flúor(g), Mercurio(g) y vapor de las impurezas (por ejemplo, As₂O₃).

Según sea necesario, a la salida de la torre de humidificación el gas ingresa a un lavador Venturi donde se retira el polvo más fino, luego el gas se enfría hasta 30-40°C por contacto directo con agua fría de proceso en una torre empacada, esta agua se enfría por contacto indirecto con agua fresca (agua de enfriamiento) en intercambiadores de calor, finalmente el gas sale de la sección de enfriamiento hacia precipitadores electrostáticos húmedos para eliminar las finas gotitas de líquido residual (niebla acida) en el gas.

La tabla 2.1 presenta los equipos del área de limpieza húmeda de gases para tres diferentes equipos de fusión, comunes en la industria del cobre.[6] Las configuraciones de equipos son levemente diferentes y se ajustan a las características del gas producido por cada equipo de fusión.

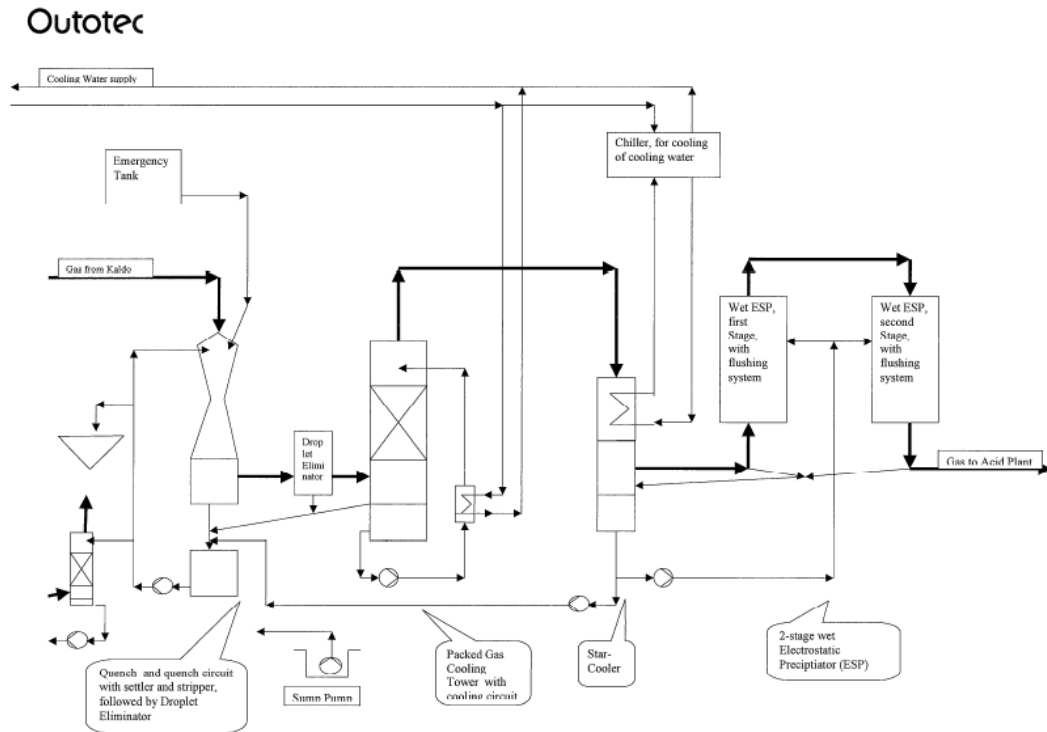
Tabla 2.1: Equipos de área limpieza húmeda de gases para fusión

	Equipo Fusión		
Equipos Limpieza húmeda	Noranda-Converter Custom Copper Smelting	Teniente Smelter, PS converter	Flash INCO
Primer equipo	Lavador Venturi (quench) con baja caída de presión seguido de torre de retención	Torre Quench	Cámara quench
Segundo Equipo	Lavador Venturi abertura ajustable (quench) con baja caída de presión y ciclonado	Lavador Venturi abertura fijo	Jet Reverso primario
Tercer equipo	Torre de condensación primaria	Torre de enfriamiento empacada	Columna con espuma
Cuarto equipo	PPEE Húmedo primario	PPEE Húmedo primario	Jet Reverso secundario
Quinto equipo	Torre de condensación secundaria	PPEE Húmedo secundario	PPEE Húmedo primario
Sexto equipo	PPEE Húmedo secundario		PPEE Húmedo secundario
Séptimo equipo	Sistema de eliminación de mercurio		Soplado de gas húmedo

La figura 2.4 presenta un diagrama de flujo de limpieza húmeda que muestra el flujo de gases y de aguas de proceso y aguas de enfriamiento [7]

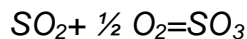
Figura 2.4: Diagrama de flujo de limpieza húmeda

Sketch: Wet Gas Cleaning System



2.1.2 Planta de ácido sulfúrico

Una vez que el gas SO_2 sale de los precipitadores electrostáticos húmedos va a una torre de secado con ácido sulfúrico al 93-95%, donde se extrae toda el agua presente en el gas como vapor, para pasar al convertidor catalítico donde se oxida a SO_3 según la siguiente reacción química exotérmica

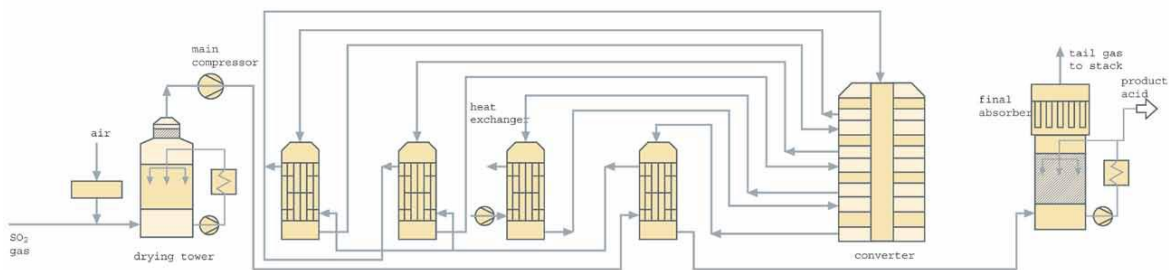


Esta reacción es muy lenta y sin un catalizador no podría realizarse, de modo que el gas debe pasar a través de lechos catalizadores para su conversión. Para que la reacción se produzca a una velocidad adecuada el sistema gas-lecho debe tener una temperatura mayor a $420\text{ }^\circ\text{C}$ y menor a $550\text{ }^\circ\text{C}$, por eso a la entrada y/o salida de cada paso existe un intercambiador de calor de forma tal de regular las temperaturas de proceso.

Existen diferentes configuraciones de equipos en plantas de ácido sulfúrico, por ejemplo existen plantas con doble absorción que generan menor emisión de SO_2 en los gases de cola, además de otras diferencias menores en los equipos, dependiendo del fabricante.

El siguiente esquema representa el proceso en una planta de ácido sulfúrico de contacto simple. [8]

Figura 2.5: Proceso en planta de ácido sulfúrico de contacto simple



2.1.3 Balance de agua y efluentes líquidos en planta de ácido sulfúrico

El proceso de fabricación de ácido sulfúrico a partir de gases metalúrgicos considera el tratamiento de gas SO_2 con impurezas, por lo que se debe limpiar antes de convertir a SO_3 , esta conversión es exotérmica y el calor generado es liberado al medio ambiente o utilizado para la producción de vapor, estas características principales del proceso determinan las necesidades de agua del mismo. Las siguientes operaciones consideran consumo de agua:

- ✓ Limpieza húmeda de gases
- ✓ Enfriamiento del sistema (proceso exotérmico)
- ✓ Dilución del ácido sulfúrico
- ✓ Agua para calderas (recuperación de calor)

Dependiendo del uso, la corriente usada puede generar efluentes que deben ser dispuestos satisfaciendo las exigencias ambientales. El principal efluente de una planta de ácido sulfúrico se denomina ácido débil y contiene ácido, regularmente del orden de 10%, (depende del proceso específico de la planta), metales disueltos y polvo.

Una breve descripción de la calidad del agua usada por cada corriente y la generación de RILes se indica a continuación:

Agua para Lavado de gases es agua de proceso, habitualmente sin tratar, en algunas plantas se usa con adición de neutralizantes en las torres de lavado, sin embargo la mayoría usa agua a pH natural; el RIL generado contiene ácido, metales disueltos y polvo. El volumen y concentraciones de impurezas dependen de las características de la corriente gaseosa tratada:

- la cantidad de ácido formado depende de la concentración de SO_3 en la corriente gaseosa,
- la concentración de metales disueltos depende de la capacidad de absorción de metales o compuestos en fase gas en el equipo de lavado,
- la presencia y remoción de polvos dependen de los polvos contenidos en el gas, esto queda definido por la eficiencia de la etapa anterior, limpieza seca.

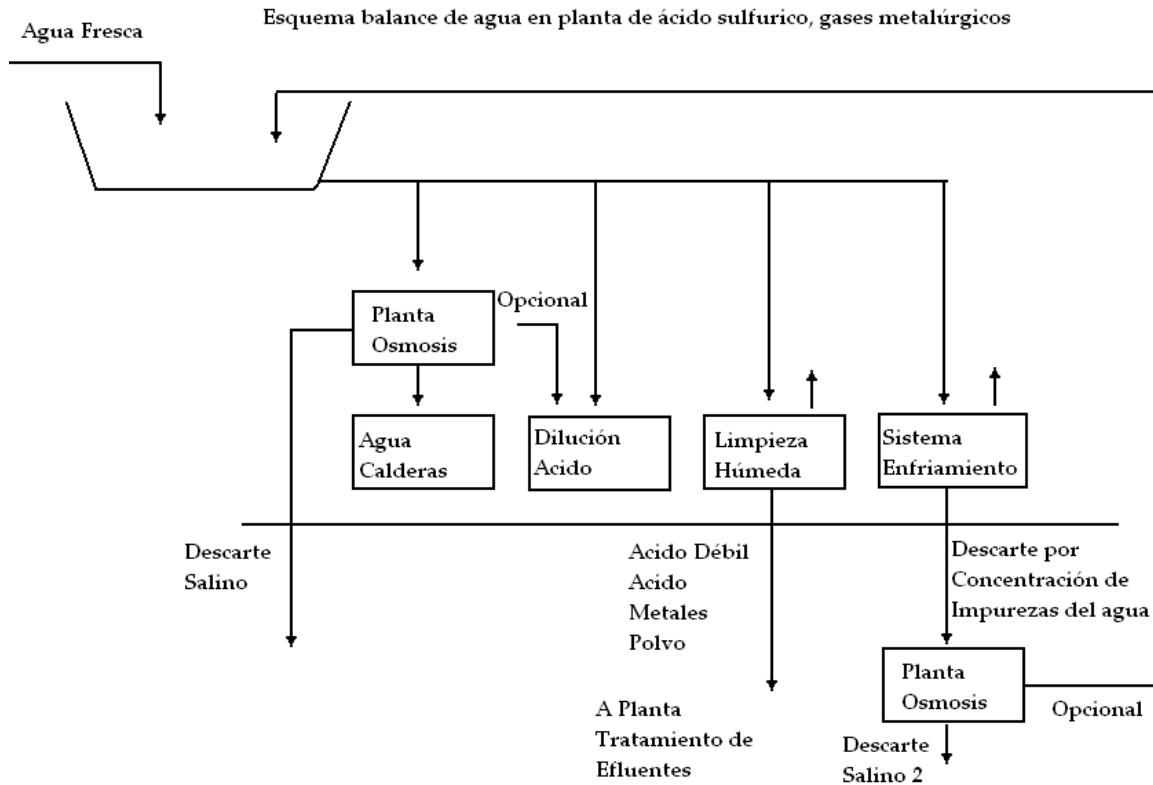
Agua de Refrigeración o enfriamiento, esta agua es usada en el sistema de refrigeración de la planta de ácido, para mantener la temperatura adecuada del proceso exotérmico, regularmente el circuito usa intercambiadores de calor de placas en la torre de enfriamiento del gas. El agua de enfriamiento del sistema se enfría en torres de refrigeración, cuya operación genera evaporación del orden de 2-5% del flujo tratado, esta evaporación genera una concentración de las impurezas presentes en el agua de procesos. Para controlar el aumento de iones disueltos, que generan sedimentación y acreciones en el sistema, este sistema genera un RIL de descarte continuo, el flujo generado dependerá de las concentraciones de impurezas en el agua de reposición, evaporación e inventario del sistema de enfriamiento.

Agua para dilución de ácido producto, esta agua se usa para diluir el ácido sulfúrico a una concentración deseada final, 98% (que permite disminuir los riesgos de su manejo), la calidad de agua para este uso depende de los requerimientos de calidad del ácido producto, por este motivo se puede usar agua desmineralizada, agua potable o de procesos cuando esta agua tiene bajas impurezas, esta corriente no genera RIL.

Agua para calderas, uso de agua desmineralizada. La planta de producción de agua para las calderas toma agua de proceso la que es tratada por osmosis inversa generando como RIL un descarte salino

La figura 2.6 presenta un diagrama del balance de agua en planta de ácido sulfúrico a partir de gases metalúrgicos.[9]

Figura 2.6: Diagrama de balance de agua en planta de ácido sulfúrico a partir de gases metalúrgicos



La figura indica la generación de RILs por cada corriente usada, incorporando una unidad de tratamiento opcional para el descarte del sistema de enfriamiento, cuyo uso es común en casos de operaciones con baja disponibilidad de agua.

Como se indicó antes, el ácido débil generado en la plantas de ácido sulfúrico es el RIL más importante dado que a diferencia de los otros descartes generados este tiene una concentración importante de ácido, metales y polvo que requieren disposición, sujeta a la normativa ambiental vigente.

Ejemplos de “ácido débil” generados en diferentes plantas

Tabla 2.2: Ejemplos de ácido débil

Elemento o Compuesto	Unidad	Acido Débil Pta 1	Acido Débil Pta 2	Acido Débil Pta 3	Acido Débil Pta 4	Acido Débil Pta 5	Acido Débil Pta 6-Tipo 1	Acido Débil Pta 6-Tipo 2
H ₂ SO ₄	g/l	54	80-150	20-50	26	70	300-400	8-10
As	g/l	6.7	2-5	4-6	8,8-18	5.9	8-10	0,2-0,6
Cu	g/l	4.1	0,5-1		0.14	0.9	0.9	0.9
Pb	g/l	4.7			0.03			
Zn	g/l		0,5-1					
Cl	g/l		1-5		0,5-1,5			
Bi	mg/l	0						
Cd	mg/l	0.3			30			
Sb	mg/l	0.06			120			
Hg	mg/l							
Flujo	m ³ /día		300	500	1920	715	10	180
Fusión	Kton/a		780	810	1400	1300	550	550
Referencia	10	[a]	[b]	[c]	[d]	[e]	[f]	[f]

2.1.3.1 Tratamientos del efluente ácido débil

El tratamiento para retirar impurezas de soluciones líquidas depende de los elementos a eliminar, en este caso los elementos o compuestos más importantes son ácido sulfúrico y arsénico. Para este tipo de soluciones, la neutralización con cal sigue siendo el método de tratamiento más aplicado. [11] Esto se debe principalmente a la alta eficiencia en neutralización del ácido y la eliminación de metales pesados disueltos que precipitan en las condiciones alcalinas producida por la cal, adicionalmente es muy importante que la cal es abundante y por lo tanto de bajo costo comparada con las alternativas.

No obstante lo anterior existen otras tecnologías de tratamiento de soluciones que contienen metales [12], que se listan a continuación:

- ✓ Floculación
- ✓ Skimming
- ✓ Flotación con aire disuelto
- ✓ Precipitación química
- ✓ Filtración multimedia
- ✓ Osmosis reversa
- ✓ Adsorción con carbón activado
- ✓ Intercambio iónico

Mejores Prácticas de tratamiento de efluentes

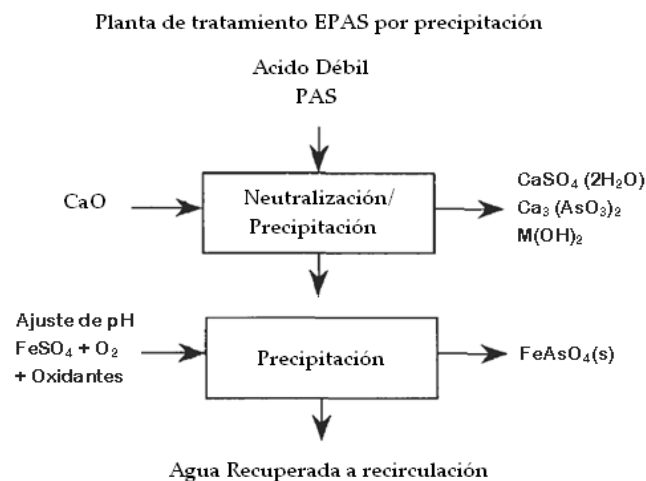
Además de la elección de una tecnología de tratamiento físico/químico, a medida del residuo, como características químicas y flujo; cumplimiento de normativas y costos de disposición; se emplean una serie de medidas complementarias para prevenir o reducir la descarga de contaminantes. Estos esfuerzos se denominan "*mejores prácticas de gestión EPA*". Allí se aconseja diseñar el tratamiento de efluentes considerando los siguientes objetivos:

- ✓ Maximizar la cantidad de materiales de desecho y residuos reciclables, en lugar de disponerlos como residuos, como las aguas residuales o materiales de desecho.
- ✓ Maximizar el reciclaje y la reutilización de las aguas residuales generadas en el sitio.
- ✓ Minimizar el uso de agua fresca en los procesos
- ✓ Minimizar la mezcla de efluentes o residuos
- ✓ Realizar tratamientos diferentes para cada uno de los efluentes generados

2.1.3.2 Tipos de plantas de tratamiento de ácido débil

El tipo de plantas más comunes son las plantas de precipitación con cal, en este caso el proceso global se realiza en dos etapas: la primera etapa consiste en la neutralización del ácido y aumento del pH de la solución tratada hasta un punto donde los metales que interesa eliminar son insolubles, en la segunda etapa se ajustan las condiciones para precipitar elementos que no reaccionan bajo las condiciones de trabajo de la etapa 1, un diagrama de bloques del proceso se presenta a continuación.

Figura 2.7: Diagrama de bloques del proceso de tratamiento del ácido débil con cal

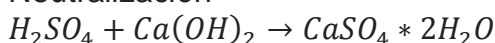


El proceso desde el punto de vista de las reacciones involucradas se divide en dos etapas que son las siguientes:

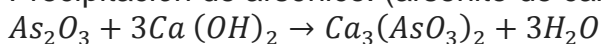
Etapa 1

Neutralización: pH en la entrada de la neutralización < 1, el pH se ajusta a niveles 8-10, mediante las siguientes reacciones:

Neutralización



Precipitación de arsénico: (arsenito de calcio)



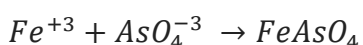
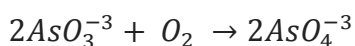
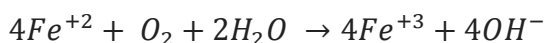
Precipitación de metales:

En forma de hidróxidos: $M^{2+} + Ca(OH)_2 \rightarrow M(OH)_2 + Ca^{2+}$, Metales precipitados: *Cu, Fe, Zn*

Etapa 2

Esta etapa se usa para precipitar metales que no precipitan en las condiciones de la etapa 1, en esta etapa el pH se ajusta a valores 10 – 11,5 como el Cd y el Ni que precipitan en este rango de pH y el arsénico y molibdeno que deben ser co-precipitados con otros metales, comúnmente Fe^{+3}

Adicionalmente se requiere modificar el estado de oxidación del Arsénico del As^{+3} a As^{+5} para que reaccione con Fe^{+3} , para lograr esto se sopla aire a través de lanzas y se adicionan oxidantes como H_2O_2 para la oxidación del As^{+3} a As^{+5} y el hierro Fe^{+2} a Fe^{+3} , lo que genera las siguientes reacciones:



Ventajas del proceso

- ✓ Reactivo principal (cal) de costo relativamente bajo
- ✓ Tecnología muy conocida

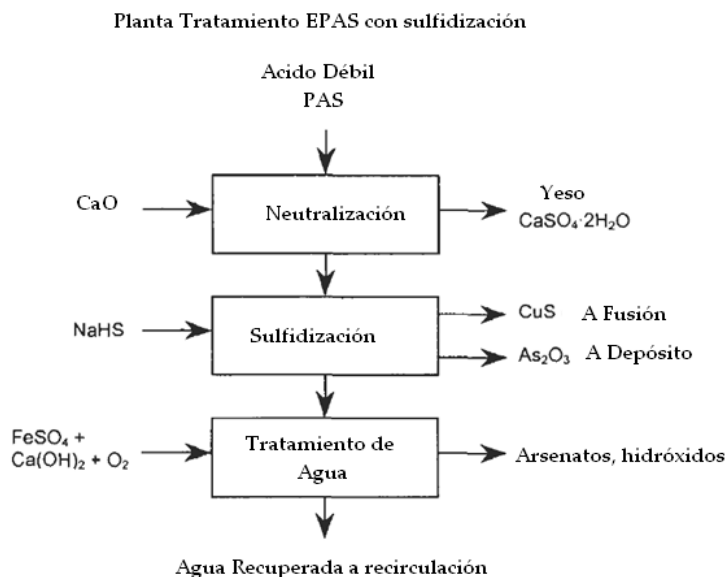
Desventajas del proceso

- ✓ El efluente tratado no cumple los estándares más exigentes.
- ✓ Genera precipitados finos, complicados de separar del líquido
- ✓ El proceso solo genera residuos sólidos, no recupera los metales presentes en la solución ni el ácido de la línea
- ✓ Los residuos sólidos generados son considerados sustancias peligrosas, por lo que se deben disponer en botaderos especiales y autorizados.

2.1.3.3 Plantas de tratamiento de ácido débil con sulfidización

Este tipo de plantas también utiliza la precipitación química para separar los metales presentes en la solución, existe una operación adicional al proceso presentado antes, este diseño de procesos genera un residuo sólido valioso que se reprocessará en la fundición. El residuo valioso no es puro y presenta valores de Cu, As y otros metales presentes en la solución. Al igual que el proceso anterior la última etapa busca eliminar el arsénico que no se eliminó en etapas anteriores. Un diagrama de bloques del proceso se presenta a continuación:

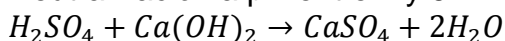
Figura 2.8: Diagrama de bloques de ácido débil con sulfidización



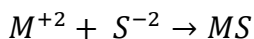
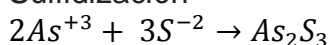
Las reacciones involucradas en esta operación son las siguientes:

Etapa 1

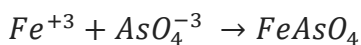
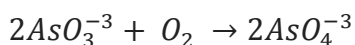
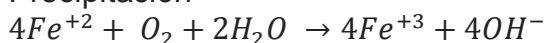
Neutralización a pH entre 4 y 6



Sulfidización



Precipitación



Ventajas del proceso

- ✓ Genera residuos valiosos
- ✓ Produce efluentes con bajos contaminantes
- ✓ Produce menor cantidad de residuos sólidos

Desventajas del proceso

- ✓ El reactivo principal (sulhidrato de sodio, NaHS) es de alto costo y su manejo debe ser cuidadoso
- ✓ Plantas con mayor cantidad de operaciones (mayor capex)

2.1.3.4 *Análisis de alternativas de tratamiento*

De acuerdo a lo indicado antes, los procesos de tratamiento de ácido débil más usados en la actualidad podrían ser mejorados minimizando sus desventajas y/o fortaleciendo sus aspectos positivos, un tratamiento adecuado desde el punto de vista ambiental deberá cumplir con los siguientes atributos:

- ✓ Generar productos valiosos a partir del efluente
- ✓ Disminuir la masa anual de residuos generados
- ✓ Minimizar el uso de agua fresca en los procesos
- ✓ Ser competitivo a nivel de costos con la operación actual.

Este trabajo tiene como uno de sus objetivos desarrollar un tratamiento alternativo a los más usados en la actualidad. La búsqueda de esta alternativa ha considerado los siguientes criterios:

- Definición de elementos claves a separar: ácido sulfúrico y arsénico
- Incorporar las buenas prácticas ambientales definidas por la EPA
- Elección de tecnologías no tradicionales aplicables en el tratamiento de este efluente
- Desarrollar innovaciones de proceso útiles para otras plantas de ácido

Considerando estos criterios se han adoptado los siguientes objetivos para el proceso a desarrollar

- ✓ Recuperar ácido
- ✓ Disminuir el yeso generado en las plantas tradicionales.
- ✓ Generar efluentes con baja presencia de elementos contaminantes.
- ✓ Mantener el consumo de agua actual de la planta de ácido
- ✓ Proceso propuesto, competitivo a nivel de costos con el proceso actual.

La revisión de bibliografía de los procesos con potenciales aplicaciones bajo los objetivos planteados en el punto anterior, ha permitido decidir explorar la opción del tratamiento del ácido débil a través de la técnica de extracción por solventes (SX).

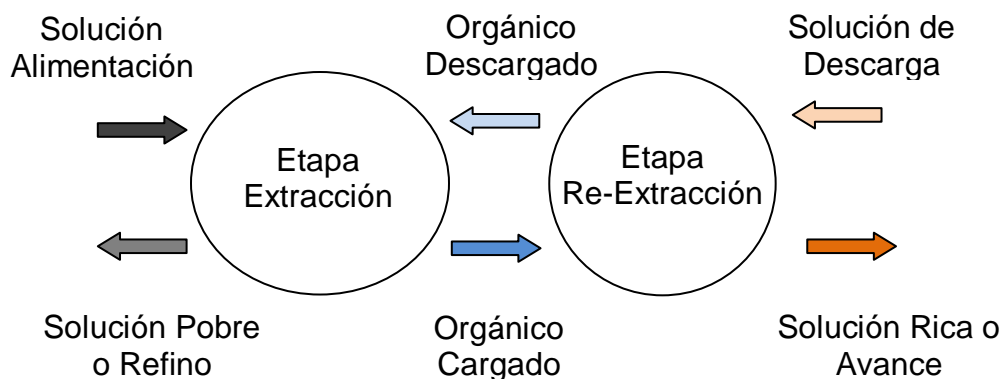
La Extracción por Solventes (SX) es una de las técnicas de separación más usadas por su simplicidad, rapidez y amplia aplicabilidad. La técnica considera la utilización de equipos relativamente sencillos y las reacciones son rápidas lo que permite un tamaño de planta reducido.

Se usa para de separar constituyentes de baja concentración, a partir de grandes flujos de solución, es un proceso que puede ser muy selectivo y existen configuraciones de planta que permiten obtener elevados rendimientos de recuperación del soluto de interés, amplia aplicación en recuperación de metales, purificación de reactivos químicos y materiales semiconductores; en tecnología nuclear se usa para la separación de diversos radioisótopos y para el reprocesamiento de combustibles nucleares.

2.1.3.5 Descripción del proceso extracción por solventes (SX)

El proceso de extracción por solventes puede ser descrito como la transferencia de un soluto o especie metálica disuelta desde una fase acuosa a una segunda fase acuosa inmiscible con la primera. En una segunda etapa esta fase cargada, transfiere el soluto extraído a una tercera fase acuosa. Esta característica de extracción y re extracción permite regenerar la fase extractante que también se denomina fase orgánica, permitiendo una transferencia de masa en operación continua.

Figura 2.9: Esquema simplificado Proceso SX



De acuerdo a las características del proceso SX, puede ser usado para:

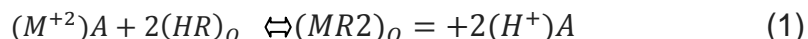
- ✓ Purificar soluciones, extrayendo el elemento de interés o eliminando impurezas
- ✓ Concentrar un elemento de interés

Desde el punto de vista industrial el proceso tiene gran aceptación dado que:

- ✓ Es relativamente fácil trabajar en procesos con reactivos líquidos
- ✓ Cinética de reacción rápida, baja inversión.
- ✓ Equipos simples
- ✓ Bajo consumo de energía

2.1.3.5.1 Química del proceso

El proceso se basa en una reacción reversible de un extractante R, que puede asociarse a un metal M o a protones H, según sea el pH del sistema reaccionante; por ejemplo para la reacción de un metal con valencia +2 tenemos



En la reacción el sub índice O indica fase orgánica y A fase acuosa. La fase orgánica está constituida por el reactivo orgánico o extractante, R, más un diluyente, esta dilución se realiza para mejorar propiedades físicas del extractante, como su viscosidad y densidad.

El sentido del desplazamiento de la reacción está dado por el pH de la solución acuosa, el proceso se desarrolla en 2 etapas: Extracción y Re extracción.

Cada Solvente o extractante tiene su mecanismo propio de extracción para el soluto con el que se contacta; este mecanismo puede incluir una reacción química u otras como solvatación.

Etapas de Extracción

La solución portadora del elemento de interés y de bajo pH, se contacta con la fase orgánica descargada (bajo contenido del metal de interés), por este motivo la reacción (1) se desplaza a la derecha, produciendo una fase orgánica cargada con el elemento de interés y una fase acuosa pobre en el elemento extraído. En un proceso industrial la etapa de extracción se puede desarrollar en varios reactores en serie, lo que permite lograr altos % de extracción.

Etapas de Re extracción (stripping)

La fase orgánica cargada en la etapa anterior se contacta ahora con una solución de descarga, cuya característica pH muy bajo, permite desplazar hacia el lado izquierdo la ecuación (1). Esta modificación de condiciones permiten descargar la fase orgánica del elemento de interés y transferirlo a la segunda fase acuosa en una corriente denominada solución rica o avance.

Fase Orgánica

La fase orgánica está constituida por un reactivo orgánico extractante, disuelto en un diluyente que permite obtener una solución con las características adecuadas para el proceso; viscosidad, densidad y costo adecuado por unidad de volumen. El extractante es el reactivo que tiene la capacidad de intercambiar iones con el soluto y por lo tanto es el que ejecuta el trabajo de la extracción; las características más importantes de estos son la selectividad y capacidad de extracción del elemento de interés

2.1.3.5.2 Conceptos fundamentales del proceso

Con el objetivo de caracterizar el proceso se han definido conceptos que permiten medir o controlar su comportamiento.

- ✓ Coeficiente de distribución (D). Al contactar una solución acuosa que contiene un elemento de interés m, en una concentración M, con una fase orgánica con capacidad de extraer el elemento m, el sistema alcanzará una condición de equilibrio entre las fases, en la cual cada fase tendrá su propia concentración, la que depende de la afinidad relativa de cada fase por dicho elemento. El coeficiente de distribución se define como la razón entre la concentración del metal en la fase orgánica y la concentración del metal en la fase acuosa en el equilibrio

$$D = \frac{\text{Concentración del metal en fase organica (equilibrio)}}{\text{Concentración del metal en fase acuosa (equilibrio)}}$$

Algunas variables que afectan el coeficiente de distribución son el pH en caso de extracciones que involucran transferencia de protones y la temperatura.

- ✓ Selectividad (β). Dado que en la solución de alimentación del proceso existe más de un elemento, cada especie presente se distribuye en las dos fases, por lo tanto existirán tantos D como elementos se encuentren. La selectividad se define como la razón entre coeficientes de distribución de elementos distintos y define la posibilidad de separar efectivamente estos elementos.

$$\beta = \frac{D_m}{D_n}$$

- ✓ Razón O/A. Es la razón entre el flujo del reactivo orgánico y el flujo de reactivo acuoso, este parámetro es muy importante en el diseño del sistema dado que su control permite manejar la transferencia de masa entre fases.

$$O/A = \frac{FO}{FA}$$

- ✓ Isotermas de distribución. Un concepto más amplio que permite caracterizar el proceso de SX es un gráfico que integra el coeficiente de extracción para diferentes razones O/A a una misma temperatura, estos puntos permiten graficar el comportamiento del sistema para diferentes razones volumétricas de fase orgánica y fase acuosa, estos gráficos se pueden obtener para la etapa de extracción y re extracción. La combinación de la isoterma de distribución y la línea de operación constituye el diagrama de McCabe Thiele, que se usa para estimar el número teórico de etapas en contracorriente necesarias para obtener una extracción objetivo.

2.1.3.5.3 Antecedentes de tratamientos de soluciones que contienen ácido y arsénico mediante extracción por solventes.

La industria metalúrgica especialmente la extractiva, se asocia con generación de residuos y contaminación ambiental, por eso las regulaciones son cada vez más exigentes y se reglamenta las emisiones y generación de residuos sólidos y líquidos. Esta industria se basa, precisamente, en separar un metal de interés de todos los otros compuestos que se encuentren en el yacimiento; estos otros compuestos constituyen la carga ambiental del proceso.

En este contexto la descarga de ácido y metales al medio ambiente es muy restringida, y esto ha generado un creciente interés en el reciclaje, recirculación de aguas de proceso tratadas y disminución de residuos; estos objetivos han incentivado el desarrollo de nuevos e innovadores enfoques para la recuperación de ácido y metales a partir de residuos industriales.

El arsénico es una impureza típica en la industria del cobre, las principales experiencias en extracción de arsénico desde soluciones ácidas se registran en el tratamiento de electrolitos de descarte de refinería, solución que contiene principalmente cobre y ácido de acuerdo al proceso y arsénico, antimonio y bismuto como impurezas. En esta solución las concentraciones de ácido son del orden de 180-220 g/l y el Arsénico entre 8 y 12 g/l, se reporta experiencias industriales en refinерías de Bélgica, Australia, China y Japón [13], sin embargo no se ha encontrado datos de tratamiento de ácido débil producto de plantas de ácido sulfúrico de fundiciones de concentrado de cobre, mediante extracción por solventes.

La extracción de ácido sulfúrico desde soluciones acidas por SX se ha estudiado en diferentes industrias, por ejemplo en la industria del acero: específicamente en los procesos de decapado y galvanización [14]

También existen estudios para recuperar ácido sulfúrico desde electrolitos de níquel y zinc, la recuperación de otros ácidos también ha sido explorada, las investigaciones en estas nuevas aplicaciones son recientes y se deben optimizar para alcanzar aplicaciones industriales.

2.1.3.5.4 Extracción por solventes de Arsénico

La separación de arsénico desde soluciones acidas a través de la extracción por solventes, se ha aplicado a electrolitos de refinería desde los años 70, Hoboken Refinery, in Bélgica, [15] se reporta como la primera aplicación industrial consolidada. El extractante usado es Tetra Butil Phenol (TBP), sin embargo se ha reportado que este extractante es más efectivo para la extracción de arsénico V que arsénico III

Investigaciones posteriores han estudiado la aplicabilidad de otros reactivos para extraer arsénico, antimonio y bismuto, [15].

Los extractantes evaluados en la referencia anterior fueron: Organophosphorus Neutros; TBP, Cyanex 923, Cyanex 925, Ácidos Organophosphorus; P538 y DEHPA, Aminas primarias; N1923 y mezclas binarias entre ellos. La solución tratada contenía: Arsénico 3,5 g/l, Antimonio 0,21 g/l, Bismuto 1,2 g/l,

H_2SO_4 190 g/l. Otras condiciones de extracción consideradas en el trabajo: la extracción se realiza en un solo contacto, el tiempo de contacto es de 5 min, y la razón O/A=1.

Los resultados muestran una eficiencia de extracción de mayor a menor en el siguiente orden Cyanex 923, Cyanex 925, TBP, los otros extractantes estudiados no evidencian extracción de Arsénico.

Un aspecto importante de destacar es que el arsénico se encuentra comúnmente en las soluciones acidas con valencias +3 y +5, por este motivo existen estudios que evalúan por separado las extracciones del arsénico en sus diferentes estados de oxidación.

M. Wisniewski [16] presenta un estudio en que compara la eficiencia de extracción de arsénico desde soluciones acidas, con los reactivos Cyanex 925, Cyanex 301 y sus mezclas. Se evalúa por separado la extracción de arsénico (III) y arsénico (V). Los resultados más importantes indican que la eficiencia de extracción depende tanto del extractante, como de la concentración del ácido sulfúrico y del tipo de diluyente.

La extracción de arsénico aumenta con un aumento de la concentración de ácido sulfúrico en la alimentación acuosa. Cyanex 925 presenta mayor extracción de arsénico (V), mientras que Cyanex 301 y su mezcla con Cyanex 925 son mejores para el arsénico (III). Ambos extractantes presentan co extracción de ácido sulfúrico.

La etapa de re extracción o descarga del orgánico se realiza con agua, este procedimiento es efectivo para el Arsénico (III) y arsénico (V) aunque varias etapas son necesarias, en la primera etapa se descarga, preferentemente el ácido sulfúrico, en cambio la re extracción de arsénico con agua para el reactivo Cyanex 301 es muy baja. Otro estudio del mismo autor [17] Investiga la extracción de arsénico (III) y As (V) con Cyanex 923 disuelto en Exxsol 220/230 (50% v / v) a partir de soluciones que contienen ácido sulfúrico en un rango de 50-200 g/l de H_2SO_4

Cyanex 923 puede ser considerado como un reactivo eficaz para la extracción de arsénico, puede extraer arsénico (III) y arsénico (V). En el proceso SX la extracción del elemento de interés se mide en puntos porcentuales, entre la solución de alimentación al proceso respecto de la solución pobre o refino que sale del proceso, en este caso en particular se lograron extracciones de 40% y 63%, respectivamente para una solución con 200 g/l H_2SO_4 .

La extracción de As (III) y As (V) aumenta al aumentar la acidez de las soluciones de alimentación, Al mismo tiempo que aumenta de la co-extracción del ácido sulfúrico. Para la re extracción se puede usar agua.

Otro estudios evalúan la eficiencia de extracción para arsénico (V) solamente, [18] presenta isotermas de extracción y re extracción de arsénico (V) en una solución acida, para 4 extractantes: TBP, CYANEX 923, y 2-ethylhexanol y ENIM 100, se estableció que la extracción de arsénico depende significativamente en las

relaciones de volumen entre las fases, la extracción y re extracción requieren de varias etapas para alcanzar extracciones adecuadas. Se proponen 6 etapas de carga y 3 etapas de descarga, con razón $O/A=0,7$ para la extracción y $O/A=2$ para re extracción.

Los resultados obtenidos de mayor a menor eficiencia para los extractantes estudiados fueron los siguientes: ENIM 100 = TBP > CYANEX 923 > 2-etilhexanol. Un aspecto muy importante de considerar en la evaluación del reactivo es su solubilidad en la solución acuosa, en este aspecto CYANEX 923 presenta una menor solubilidad que el TBP.

F Alguacil [19] estudia la extracción de As(V) de soluciones acidas mediante Cyanex 925 disuelto en varios diluyentes. La extracción de arsénico depende de la temperatura y disminuye con su aumento, similar comportamiento presenta con la concentración de ácido sulfúrico, la extracción se mantiene aproximadamente constante hasta 300 g/L del ácido, luego desciende. Para aumentar la extracción del metal es necesario trabajar con concentraciones de Cyanex 925 superiores a 50 % v/v, aunque esto aumenta la co-extracción de ácido. La re extracción se puede llevar a cabo con agua, con altas razones O/A , para re extraer mayormente ácido, y bajas razones para el favorecer la descarga arsénico.

Las investigaciones revisadas también evalúan las variables más importantes que afectan el proceso, entre estas se encuentra:

Efecto de la concentración de ácido sulfúrico, que al aumentar su concentración, aumenta la extracción de arsénico alcanzando un máximo de 70-75% [13] de extracción para el rango de 160-200 g/l de ácido, para concentraciones mayores la extracción disminuye, aumentando la co-extracción de ácido.

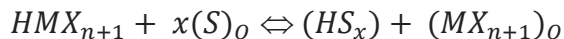
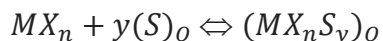
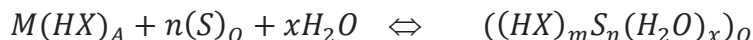
Efecto del ión cloruro, se estudió el efecto de la presencia de ión cloruro en la solución tratada en el rango de 0 a 3,5 g/l. La extracción de arsénico no cambia en todo el rango estudiado [15]

El estudio de tiempo de contactos entre 2 y 10 min, no modifica la extracción y al aumentar el % de extractante aumenta la extracción de As, Sb y Bi [15], Otra investigación indica como tiempo de equilibrio 5 min [18]

% de extractante. La extracción aumenta al aumentar el % de extractante, la mayoría de los autores fija el límite máximo en 50%, para evitar problemas de viscosidad

Descarga del extractante, el extractante cargado se puede descargar con agua, logrando descargar hasta un 50% en una etapa, Una solución que favorece la descarga es el tartrato de sodio 80 g/l que descarga 70,9 % en un contacto [15]

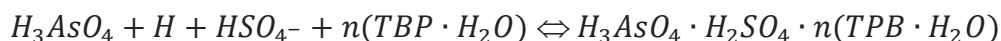
Los extractantes como el CYANEX 923, una mezcla de n-hexyl y n-octylphosphina oxido pueden extraer ácidos y metales, su química de extracción es como se muestra, primero para los ácidos y en segundo lugar, para los complejos de metal.



Dónde:

M es un catión de valencia n, X es un anión monovalente, S es el óxido de fosfina y los sub índices A y O la fase acuosa y orgánica respectivamente.

Para el caso de extracción de arsenico con TBP [20] tenemos la siguiente reacción:



2.1.3.5.5. Extracción por solventes de Ácido Sulfúrico

La extracción de ácido sulfúrico desde soluciones de descarte que lo contienen ha sido estudiada por diversos autores. Las soluciones de descarte portadoras de ácido sulfúrico típicas son: descarte de electrolitos de refinera de cobre, descartes de electrolitos de refinera de zinc, descartes de soluciones de decapado de la industria del acero, galvanizados y fabricación de oxido de titanio.

La eficiencia de extracción de ácido con diversos extractantes se ha reportado en varios trabajos, GW Stevens y K Gottliebse investigaron la recuperación de H_2SO_4 desde un electrolito de cobre con una amina terciaria: tris (2-etilhexil) amina (TEHA) y concluye que este extractante permite extraer ácido selectivamente, respecto del cobre.

Karen Voogt [21] realiza un estudio de extracción de ácido sulfúrico en planta piloto, desde un electrolito que contiene níquel y sodio con Alamine 308. En la selección del extractante estudió como posibles alternativas: Alamine 336, incluyendo tris (2-etilhexil) amina (TEMA), Alamine 310 los que fueron evaluados en laboratorio. TEHA fue eliminado de consideración debido a que no estaba disponible comercialmente. Alamine 308, Alamine 336 y Alamine 310 presentaron características físicas similares poco adecuadas para la extracción, al usar isodecanol como modificador Alamine 308 mejoró su desempeño por sobre los otros reactivos, lo que significó su elección para la prueba.

Felix W. Ntengwe [22] estudió la recuperación de ácido sulfúrico a partir de electrolitos de refinera utilizando un mezcla de alamine 336, isodecanol y shell sol 2325, reporta que la mezcla usada puede ser considerada como un extractante de ácido de esta solución, sin embargo presenta una baja eficiencia de re extracción

Archana Agrawal y S. Kumari, K.K. Sahu Estudiaron La recuperación de ácido sulfúrico y zinc a partir de la corriente de purga de zinc generada durante la extracción electrolítica de zinc en refineras de zinc, utilizando tris - (2 - etilhexil) amina (TEHA) disuelta en queroseno, bajo diferentes condiciones experimentales; entre los resultados más importantes se encontró que el aumento de la temperatura experimental en la etapa de extracción significa una disminución en la

extracción de ácido, en cambio una mayor temperatura de trabajo en la etapa de re extracción (pruebas a 30-45 y 60 °C), significa una mayor eficiencia, en cambio el tiempo de contacto estudiado entre 3 y 5 minutos no presenta diferencias en la extracción ni en la re extracción.

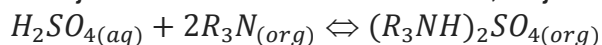
El mismo estudio indicado antes, realiza un análisis comparativo en la separación de ácido sulfúrico con TEHA y Cyanex 923 a partir de soluciones ácidas mediante el uso del diagrama de Mc Cabe – Thiele. Para el extractante TEHA se determinó la necesidad de 4 etapas para extraer ácido sulfúrico desde la fase acuosa a partir del valor inicial de 200 hasta los valores de 30 y 5 g/L cuando la concentración de octanol en fase orgánica fue 20 y 40 %vol, respectivamente. para el extractante Cyanex 923 se necesitaron 5 etapas para reducir la concentración de ácido sulfúrico 100-5 g/l. En la extracción de ácido sulfúrico, el reactivo Cyanex 928 presenta alta co extracción de arsénico.[23]

Un aspecto importante de destacar es que en la extracción de ácido sulfúrico no se logra concentrar el ácido desde la solución de alimentación a la solución rica o avance y esta última alcanza una concentración menor a la inicial, por ejemplo GW Stevens y K Gottliebsen alcanzan una concentración final de 120 g/l de ácido sulfúrico, para una solución inicial de 180 g/l. sin embargo esta solución es más pura.

Química de la extracción de Ácido [22]

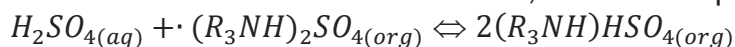
La extracción de ácido sulfúrico por aminas ternarias puede ser descrito por las siguientes ecuaciones:

A bajas concentraciones de ácido, bajo 1M tenemos:



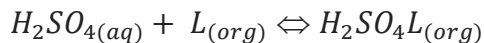
Luego, se requiere 2 moles de reactivo por un mol de ácido

Para altas concentraciones de ácido, la ecuación propuesta es:



Luego se requiere de un mol de reactivo por un mol de ácido.

Para el reactivo CYANEX 923 se propone la siguiente reacción de solvatación



3. Desarrollo Experimental

Este capítulo presenta y explica el desarrollo experimental del trabajo. Los objetivos y consideraciones para la elección de las condiciones de prueba, el plan experimental que permite alcanzar los objetivos planteados y detalles de la metodología experimental.

3.1. Elección condiciones de prueba

Las condiciones de prueba para este trabajo se han definido en base a los resultados obtenidos en pruebas o estudios reportados en trabajos publicados. Se ha seleccionado los reactivos y condiciones que reportan los mejores resultados para aplicar en este trabajo.

3.2.1. Solución de alimentación, Concentración de Ácido y Arsénico

Los elementos, cuyo comportamiento se estudiará son ácido y arsénico, otros elementos presentes en las soluciones de ácido débil no se consideraran, por tratarse de un estudio preliminar. La solución de alimentación considerada para la etapa experimental es una solución sintética que reproduce las características típicas de la solución ácido débil de las plantas de ácido sulfúrico de las fundiciones de cobre, Ver Tabla [2.2] del capítulo anterior.

Los rangos de concentraciones a estudiar son los siguientes:

Ácido Sulfúrico: 100 a 300 g/l

Arsénico Total disuelto 5 a 12 g/l

3.2.2. Fase Orgánica, Extractante, Modificador y Diluyente

De acuerdo al estudio del estado del arte en el capítulo anterior se ha decidido utilizar los siguientes reactivos en este estudio:

- a) Reactivo para recuperación de ácido sulfúrico ALAMINE 308.
- b) Reactivo para recuperación de ácido sulfúrico CYTEC 923.

Fase Orgánica para extracción de Ácido Sulfúrico. De acuerdo a antecedentes de literatura e información entregada por el proveedor se usó la siguiente formulación.

Extractante	Modificador	Diluyente
ALAMINE 308, 20%	ISODECANOL, 10%	Scaid 110, 70%

Fase Orgánica para extracción de arsénico. De acuerdo a antecedentes de literatura e información entregada por el proveedor se usó la siguiente formulación.

Extractante	Modificador	Diluyente
CYTEC 923, 50%	No	ShellSol 2046, 50%

Es importante destacar la disposición y ayuda de BASF y CYTEC en el aporte de Reactivos y el apoyo y recomendaciones de sus especialistas.

3.2.3. Temperatura de Extracción y Re extracción

De acuerdo a lo reportado en estudios anteriores la temperatura puede ser un importante factor especialmente en la etapa de re extracción para ambos extractantes, los rangos de temperatura interesantes de estudiar son:

Rango Temperatura de Extracción: 22°C-25°C (temperatura ambiental)

Rango Temperatura de Re extracción: 22°C-60°C.

3.2.4. Otras condiciones experimentales, Tiempo de agitación.

Otro aspecto importante de considerar en la etapa experimental es trabajar con un tiempo de agitación tal que permita asegurar que la reacción de transferencia ha ocurrido prácticamente en un 100%. De antecedentes recopilados se tiene como referencia para tiempo de agitación adecuado 3-5 min. En este caso se usará agitación manual en embudo decantador con un tiempo de 5 minutos y agitación moderada.

3.2. Plan Experimental

El plan experimental se ha estructurado en dos etapas; La primera, pruebas exploratorias cuyo objetivo es realizar experimentos a fin de verificar el procedimiento experimental definido, identificando probables desviaciones o bajo nivel de respuesta del sistema que pudieran afectar los resultados y proponer alternativas de mejora. En esta etapa preliminar también se prepararan las soluciones de alimentación a tratar.

En la segunda etapa, pruebas bases de diseño, se desarrolla la experimentación definitiva cuyos resultados serán la base del proceso.

3.2.1. Pruebas exploratorias

3.2.1.1. Preparación de soluciones

La primera etapa consiste en preparar una solución sintética que representa una solución de ácido débil de una planta de ácido sulfúrico que trata gases metalúrgicos.

La solución sintética a preparar para las pruebas consiste en una solución madre con alto arsénico, la concentración objetivo es lograr 11,5 g/l de AsTotal. Esta solución se diluirá para obtener concentraciones menores de AsTotal y se acidificará de acuerdo a planificación para lograr la concentración de ácido requerido por la prueba a desarrollar.

3.2.1.2. Pruebas exploratorias de extracción y re extracción

Las pruebas exploratorias de extracción y re extracción se realizan con el objetivo de verificar la aplicabilidad del procedimiento experimental y el comportamiento del proceso.

Las pruebas desarrolladas consistieron en extracciones y re extracciones para un tipo extractante, y una solución de alimentación con niveles alto y bajo para

arsénico y ácido (2x2), con una razón O/A 1:1, la experimentación permitió verificar el comportamiento adecuado las siguientes respuestas y condiciones de trabajo del sistema:

- ✓ Extracción de ácido y arsénico
- ✓ Re extracción de ácido y arsénico con agua.
- ✓ Separación de fases
- ✓ Arrastres de fase orgánica.
- ✓ Agitación

3.2.2. Pruebas bases de diseño

Para definir las pruebas bases de diseño, se planifica un diseño experimental con el objetivo de obtener información confiable. con recursos aceptables para este nivel de estudio.

Las variables a investigar están definidas por el conocimiento del sistema en estudio y los antecedentes reportados en otras investigaciones.

3.2.2.1. Programa de pruebas

Para realizar un programa de pruebas representativas, que entreguen información confiable y que a la vez impliquen un nivel de recursos aceptable para esta etapa de desarrollo, se ha decidido trabajar con un diseño factorial de dos factores con dos niveles modificado.

La ventaja de este programa de pruebas, de fijar solo dos niveles por factor, está en la economía del experimento y en la simplicidad del análisis de los resultados.

Este programa de pruebas no entrega la combinación óptima de factores de forma tal de optimizar el proceso, pero permite determinar si cada uno de ellos afecta la respuesta, en qué medida y la interacción entre ambos factores. De los dos niveles que definimos para cada factor, a uno lo llamaremos nivel bajo y al otro nivel alto.

Los niveles a investigar están determinados por el conocimiento del sistema en estudio y los antecedentes reportados en otras investigaciones.

Tabla 3.1: Programas de pruebas de extracción

Reactivo	Solución Alimentación	
	[Ácido]	[Arsénico]
CYANEX 923	Fijo 272 (g/l)	Alto 10,7 (g/l)
		Bajo 6,8 (g/l)
ALAMINE 308	Fijo 272 (g/l)	Alto 10,7 (g/l)
		Bajo 6,8 (g/l)

Tabla 3.4: Programa de pruebas de re extracción

Reactivo	[Solución Descarga]	[Temperatura]
CYANEX 923	Agua	Alto 50°C
		Bajo 22°C
ALAMINE 308	Agua	Alto 50°C
		Bajo 22°C
	Agua acida 15 (g/l)	Bajo 22°C

Variables a estudiar

Para el extractante CYANEX 923 se evaluará la extracción de Arsénico y la co-extracción de ácido, en el caso que la co-extracción de ácido se considere importante se reportarán los resultados, de la misma forma se procederá para las pruebas de re extracción.

Para el extractante ALAMINE 308 se evaluará la extracción de Ácido Sulfúrico Arsénico y la co-extracción de arsénico, en el caso que la co-extracción de arsénico resulte importante se reportarán los resultados, de la misma forma se procederá para las pruebas de re extracción.

3.3. Equipos y Materiales

Los equipos y materiales usados corresponden a equipamiento básico de un laboratorio de hidrometalurgia

3.3.1. Equipos

- ✓ Agitador
- ✓ Campana extractora de gases
- ✓ Calefactor
- ✓ Termómetro
- ✓ Cronómetro

3.3.2. Materiales y Reactivos

- ✓ Vasos precipitados (diversos volúmenes)
- ✓ Embudo decantador
- ✓ Probetas (diversos volúmenes)
- ✓ Termo
- ✓ Frascos para muestras
- ✓ Bidones
- ✓ Frascos de vidrio graduados
- ✓ Scaid 110
- ✓ ShellSol 2046
- ✓ Isodecanol
- ✓ CYTEC 923
- ✓ ALAMINE 308
- ✓ Ácido Sulfúrico p.a.
- ✓ As_2O_3 p.a.
- ✓ NaAsO_2 p.a.
- ✓ NaOH p.a.
- ✓ H_2O_2
- ✓ Polvos Metalúrgicos (fundición de cobre)

3.4. Metodología de Trabajo

Preparación de Soluciones, con el objetivo de obtener una solución con arsénico total disuelto mayor a 10 g/l, se preparó 3 soluciones de prueba con la siguiente metodología:

Solución 1 (Arsénico III)

Reactivos:

As_2O_3

Agua destilada

Ácido sulfúrico

Polvos Metalúrgicos

Metodología

Con esta metodología el arsénico en solución, una vez alcanzado el equilibrio, permanece mayoritariamente como As^{+3} . Se ajusta pH del agua hasta pH 4 (volumen 2 litros) en una vaso agitado, luego se adiciona As_2O_3 solido en forma controlada hasta notar presencia de precipitados, en este punto se detiene la adición y se agita hasta que todo el precipitado se disuelve, luego se repite la adición y agitación. Cuando se logra la máxima adición, se agrega ácido sulfúrico según planificación, verificando que no se formen precipitados, con este método se obtuvo la siguiente disolución de As_2O_3 y ácido sulfúrico.

Reactivo	As total g/l	Ácido Sulfúrico g/l	Tiempo agitación [h]
As_2O_3	8,3	61,9	6,0

Solución 2 (Arsénico V)

Reactivos:



Agua destilada

Agua oxigenada 50%

Ácido sulfúrico

Polvos Metalúrgicos

Metodología

Con esta metodología el arsénico en solución, una vez alcanzado el equilibrio, permanece mayoritariamente como As^{+5} . Se prepara una solución de agua destilada + 10% de agua oxigenada al 50% (1 litro). Se adiciona As_2O_3 solido en forma controlada hasta notar presencia de precipitados, luego se adiciona 20% de agua oxigenada y enraza hasta 2 litros. Se repite la adición de As_2O_3 y agita hasta que no se verifique presencia de precipitados, se detuvo la prueba porque la última adición de solidos no se disolvió, con esta técnica se obtuvo la siguiente disolución:

Reactivo	As total g/l	Ácido Sulfúrico g/l	Tiempo agitación [h]
As_2O_3	5,3	0,0	5,0

Solución 3 (Arsénico III)

Reactivos:



NaOH

Agua destilada

Agua oxigenada 50%

Ácido sulfúrico

Polvos Metalúrgicos

Metodología

Con esta metodología el arsénico en solución, una vez alcanzado el equilibrio, permanece mayoritariamente como As^{+3} . Se prepara una solución de agua destilada en la siguiente proporción

Agua destilada : 10 ml
 NaAsO_2 : 1.733 g
 NaOH : 1.1 g

Al agua destilada se agregó la totalidad de NaOH y se agitó hasta disolver completamente, luego se agrega el NaAsO_2 sólido en forma controlada hasta disolver totalmente, se verificó la disolución de completa del sólido, con esta técnica se obtuvo la siguiente disolución:

Reactivo	As total g/l	Ácido Sulfúrico g/l	Tiempo agitación [h]
NaAsO_2	72,9	0,0	4,0

Al agregar ácido a esta solución, no se generan precipitados. Por este motivo partiendo de esta base se preparan soluciones con ácido sulfúrico y arsénico de acuerdo a lo planificado.

Preparación de fase orgánica

La preparación de la fase orgánica no presenta mayor dificultad por cuanto se trata de preparar una solución a partir de líquidos solubles entre sí. Se trabaja mezclando de acuerdo a las proporciones finales deseadas. Se vacía en un vaso precipitado el componente que representa la mayor proporción de la mezcla, sobre este se adicionan los líquidos presentes en menor proporción.

Isotermas

La isoterma de distribución es un gráfico de la concentración de la especie extraída en la fase orgánica versus la concentración de la misma en fase acuosa, en el equilibrio a una temperatura dada.

Las isotermas se preparan para las etapas de extracción y re extracción y se conocen como isoterma de extracción e isoterma de re extracción.

Para obtener la isoterma se contactan distintas relaciones volumétricas de acuoso y orgánico y luego se analizan químicamente por el elemento de interés. Las dos fases se agitan hasta alcanzar el equilibrio, las concentraciones de cada fase forman un par ordenado que se ubicará sobre el gráfico.

Para graficar la isoterma de extracción se realizan los siguientes contactos

Contacto N°	Volumen		Razón O/A
	Fase Orgánica [ml]	Fase Acuosa [ml]	
1	120.0	40.0	3.0
2	80.0	40.0	2.0
3	40.0	40.0	1.0
4	60.0	40.0	1.5
5	40.0	60.0	0.7
6	40.0	80.0	0.5
7	40.0	120.0	0.3

Para graficar la isoterma de re extracción se realizan los siguientes contactos

Contacto N°	Volumen		Razón O/A
	Fase Orgánica [ml]	Fase Acuosa [ml]	
1	40.0	40.0	1.0
2	60.0	40.0	1.5
3	100.0	40.0	2.5
4	40.0	60.0	0.7
5	40.0	100.0	0.4

Una vez determinadas las concentraciones de acuso y orgánico mediante análisis químico se grafican los puntos obtenidos.

La isoterma de extracción se grafica de la siguiente forma: Eje X [Concentración del elemento de interés en fase acuosa (g/l)]. Eje Y [Concentración del elemento de interés en fase orgánica (g/l)]

La isoterma de re extracción se grafica de la siguiente forma: Eje X [Concentración del elemento de interés en fase orgánica (g/l)], Eje Y [Concentración del elemento de interés en fase acuosa (g/l)].

La determinación de las concentraciones se realiza por análisis químico a la fase acuosa, la concentración de la fase orgánica se determina por balance de masa.

De igual forma, en el caso de las isotermas de re extracción, la concentración del elemento de interés en la fase orgánica cargada se determina realizando análisis químico a la fase acuosa y balance de masa para la fase orgánica

Control de temperatura

Para controlar la temperatura de re extracción se trabajó calentando la solución de alimentación y la fase orgánica hasta la temperatura de trabajo en un sistema de baño con temperatura controlada.

El recipiente de agitación (termo) y el embudo decantador también se mantenían a la misma temperatura en el mismo baño.

Todas las pruebas fueron realizadas a la temperatura ambiental de 22 °C, exceptuando pruebas de re extracción realizadas a 50°C.

Análisis químicos

Los análisis químicos los realizó un laboratorio externo, para el envío se realizó una dilución 10:1 y se dejaron testigos de todas las muestras analizadas. Adicionalmente el laboratorio químico cuenta con su propia metodología de control de calidad.

4. Resultados Experimentales

Las pruebas experimentales [26] y los resultados obtenidos se diferencian de acuerdo al reactivo de extracción usado, Cytex 923 ó Alamine 308.

La presentación de los resultados de las pruebas experimentales sigue la siguiente estructura:

- Resultados de experimentos, presenta tablas con las lecturas o mediciones directas realizadas durante el experimento, separadas por reactivo usado.
- Balances de masa para arsénico y ácido sulfúrico, se presenta tablas, para cada reactivo y condiciones de proceso estudiadas, con balances de masa basados en los experimentos realizados, el objetivo de realizar este balance es determinar la concentración del elemento de interés en la fase orgánica, dado que los análisis químicos se realizan solo a la fase acuosa.
- Isotermas de Extracción y Re extracción, de acuerdo a los balances anteriores y la medición directa del experimento, se obtienen los pares ordenados que darán origen a la isoterma de extracción y Re extracción para cada reactivo y variable de proceso estudiada
- Diagramas de Mc Cabe Thiele, a fin de resumir la amplia información generada, se presenta una tabla resumen con las condiciones del proceso definidas para cada reactivo y variable de proceso estudiada. Adicionalmente se presentan los gráficos por cada diagrama de Mc Cabe Thiele obtenido.

4.1 Resultados de Experimentos

En las tablas siguientes, se presentan los resultados experimentales obtenidos en las pruebas realizadas por cada extractante usado. Del mismo modo se presentan balances de masa y las Isotermas de Extracción y re extracción.

Tabla 4.5: Resultados experimentales Reactivo Cyanex 923

Pruebas Extracción	Arsénico				Ácido Sulfúrico	
	Lectura As ppm	[As] Ac. g/l	Vol Org. ml.	Vol Ac. ml.	Lectura H+ g/l	[H+] g/l
Extracción	197,3	1,97	80,0	40,0	16,7	166,7
CYANEX	295,0	2,95	40,0	40,0	18,1	181,5
923	157,0	1,57	110,0	40,0	15,4	154,5
As: 6.8 g/l	459,8	4,60	40,0	80,0	21,1	210,9
H+: 269.7 g/l	514,2	5,14	40,0	110,0	21,9	219,5
Extracción	607,6	6,08	40,0	40,0	21,7	217,0
CYANEX	328,0	3,28	80,0	40,0	17,9	179,0
923	237,8	2,38	110,0	40,0	16,3	163,1
As: 10.7 g/l	731,8	7,32	40,0	80,0	22,6	226,2
H+: 269.7 g/l	805,1	8,05	40,0	110,0	23,2	231,7

Carga Máxima Fase Orgánica 7,87 g/l As, Acido sulfúrico 89,7 g/l

Pruebas Re extracción	Arsénico				Ácido Sulfúrico	
	Lectura As ppm	[As] Ac. g/l	Vol Org. ml.	Vol Ac. ml.	Lectura H+ g/l	[H+] g/l
Re-extracción	350,1	3,50	40,0	40,0	4,7	46,6
CYANEX	372,1	3,72	60,0	40,0	5,3	53,3
923	427,1	4,27	100,0	40,0	7,5	74,8
22°C	270,6	2,71	40,0	60,0	2,8	28,2
22°C	206,7	2,07	40,0	100,0	1,5	15,3
Re-extracción	531,3	5,31	40,0	40,0	3,9	39,2
CYANEX	662,2	6,62	48,0	35,0	7,4	73,6
923	372,5	3,73	40,0	60,0	2,6	25,8
50°C	273,5	2,74	40,0	100,0	1,8	18,4

Tabla 4.6: Resultados experimentales Reactivo Alamine 308

Pruebas Extracción	Arsénico				Ácido Sulfúrico	
	Lectura As ppm	[As] Ac. g/l	Vol Org. ml.	Vol Ac. ml.	Lectura H+ g/l	[H+] g/l
Extracción ALAMINE 308 As: 6.8 H+: 269.7	632,2	6,3	120,0	40,0	13,98	139,8
	662,1	6,6	80,0	40,0	17,41	174,1
	678,5	6,8	40,0	40,0	21,40	214,0
	587,4	6,8	60,0	40,0	19,25	192,5
	710,2	7,1	40,0	60,0	23,05	230,5
	702,4	7,0	40,0	80,0	23,54	235,4
	717,3	7,2	40,0	120,0	24,34	243,4
Extracción ALAMINE 308 As: 10.7 g/l H+: 269.7 g/l	1136,1	11,4	40,0	60,0	23,17	231,7
	1083,1	10,8	60,0	40,0	19,74	197,4
	1129,6	11,3	40,0	40,0	21,82	218,2
	1037,1	10,4	80,0	40,0	18,15	181,5
	1004,3	10,0	120,0	40,0	14,96	149,6
	1157,4	11,6	40,0	80,0	23,78	237,8
	1155,2	11,6	40,0	120,0	24,58	245,8

Carga Máxima Fase Orgánica 59,32 g/l H+

Pruebas Extracción	Arsénico				Ácido Sulfúrico	
	Lectura As ppm	[As] Ac. g/l	Vol Org. ml.	Vol Ac. ml.	Lectura H+ g/l	[H+] g/l
Re-extracción ALAMINE 308 22°C	22,8	0,2	40,0	60,0	0,74	7,4
	13,6	0,1	40,0	120,0	0,55	5,5
	40,6	0,4	40,0	40,0	1,29	12,9
	54,8	0,5	60,0	40,0	1,72	17,2
	50,7	0,5	120,0	40,0	2,94	29,4
Re-extracción ALAMINE 308 50°C	24,9	0,2	40,0	40,0	0,74	7,4
	53,8	0,5	75,0	30,0	1,40	14,0
	94,7	0,9	120,0	40,0	1,84	18,4
	27,5	0,3	40,0	80,0	0,37	3,7
Re-extracción ALAMINE 308 22°C H+: 15 g/l	18,3	0,2	40,0	120,0	0,31	3,1
	69,9	0,7	40,0	40,0	6,25	62,5
	98,1	1,0	60,0	40,0	6,38	63,8
	127,3	1,3	100,0	40,0	7,11	71,1
	51,5	0,5	30,0	45,0	6,13	61,3
	37,1	0,4	30,0	75,0	5,89	58,9

4.2 Balances de masa para arsénico y ácido sulfúrico

Tabla 4.7: Balances de Masa para arsénico y ácido sulfúrico, Pruebas Cyanex 923.

Pruebas	Balance Arsénico Extracción							Balance Acido Extracción				
	[As] Ac.	Vol Org.	Vol Ac.	Masa As Tot.	Masa As en Ac.	Masa As en Org.	[O/C] As	[H+] g/l	Masa H+ g.	Masa H+ en Ac. g.	Masa H+ en Ac. g.	[O/C] Ac
Extracción	1,97	80	40	0,27	0,08	0,2	2,4	166,7	10,8	6,7	4,1	51,5
CYTEC	2,95	40	40	0,27	0,12	0,2	3,8	181,5	10,8	7,3	3,5	88,3
923	1,57	110	40	0,27	0,06	0,2	1,9	154,5	10,8	6,2	4,6	41,9
As: 6.8 g/l	4,60	40	80	0,54	0,37	0,2	4,4	210,9	21,6	16,9	4,7	117,7
H+: 269.7 g/l	5,14	40	110	0,75	0,57	0,2	4,6	219,5	29,7	24,1	5,5	138,2
Extracción	6,08	40	40	0,43	0,24	0,2	4,6	217,0	10,8	8,7	2,1	52,7
CYTEC	3,28	80	40	0,43	0,13	0,3	3,7	179,0	10,8	7,2	3,6	45,4
923	2,38	110	40	0,43	0,10	0,3	3,0	163,1	10,8	6,5	4,3	38,8
As: 10.7 g/l	7,32	40	80	0,86	0,59	0,3	6,8	226,2	21,6	18,1	3,5	87,0
H+: 269.7 g/l	8,05	40	110	1,18	0,89	0,3	7,3	231,7	29,7	25,5	4,2	104,5

Carga Máxima Fase Orgánica 7,87 g/l As, acido sulfúrico 89,7 g/l

Pruebas	Balance Arsénico Re-extracción							Balance acido Re-extracción				
	[As] Ac.	Vol Org.	Vol Ac.	Masa As Tot.	Masa As en Ac.	Masa As en Org.	[O/C] As	[H+] g/l	Masa H+ g.	Masa H+ en Ac. g.	Masa H+ en Ac. g.	[O/C] Ac
Re Extracc.	3,50	40	40	0,31	0,14	0,2	4,4	46,6	3,6	1,9	1,7	42,6
Re-extracción	3,72	60	40	0,47	0,15	0,3	5,4	53,3	3,6	2,1	1,4	23,9
CYTEC	4,27	100	40	0,79	0,17	0,6	6,2	74,8	3,6	3,0	0,6	5,8
923	2,71	40	60	0,31	0,16	0,2	3,8	28,2	5,4	1,7	3,7	91,5
22°C	2,07	40	100	0,31	0,21	0,1	2,7	15,3	8,9	1,5	7,4	184,6
Re-extracción	5,31	40	40	0,31	0,21	0,1	2,6	39,2	3,6	1,6	2,0	49,9
CYTEC	6,62	48	35	0,38	0,23	0,1	3,0	73,6	3,1	2,6	0,5	11,4
923	3,73	40	60	0,31	0,22	0,1	2,3	25,8	5,4	1,5	3,8	95,1
50°C	2,74	40	100	0,31	0,27	0,0	1,0	18,4	8,9	1,8	7,1	177,0

Tabla 4.8: Balances de Masa para arsénico y ácido sulfúrico, Pruebas Alamine 308.

Pruebas	Balance Arsénico Extracción							Balance Acido Extracción				
	[As]	Vol	Vol	Masa	Masa	Masa	[O/C]	[H+]	Masa	Masa	Masa	[O/C]
	Ac.	Org.	Ac.	As Tot.	As en Ac.	As en Org.	As		H+	H+ en Ac.	H+ en Ac.	Ac
Extracción	g/l	ml.	ml.	g.	g.	g.	g/l	g/l	g.	g.	g.	g/l
Extracción ALAMINE 308 As: 6.8 H+: 269.7	6,3	120	40	0,27	0,25	0,02	0,16	139,8	10,8	5,6	5,2	43,3
	6,6	80	40	0,27	0,26	0,01	0,09	174,1	10,8	7,0	3,8	47,8
	6,8	40	40	0,27	0,27	0,00	0,01	214,0	10,8	8,6	2,2	55,7
	6,8	60	40	0,27	0,27	0,00	0,00	192,5	10,8	7,7	3,1	51,5
	7,1	40	60	0,41	0,43	-0,02	-0,45	230,5	16,2	13,8	2,4	58,8
	7,0	40	80	0,54	0,56	-0,02	-0,45	235,4	21,6	18,8	2,7	68,7
	7,2	40	120	0,82	0,86	-0,04	-1,12	243,4	32,4	29,2	3,2	79,1
Extracción ALAMINE 308 As: 10.7 g/l H+: 269.7 g/l	11,4	40	60	0,64	0,68	-0,04	-0,99	231,7	16,2	13,9	2,3	57,0
	10,8	60	40	0,43	0,43	-0,01	-0,09	197,4	10,8	7,9	2,9	48,2
	11,3	40	40	0,43	0,45	-0,02	-0,60	218,2	10,8	8,7	2,1	51,5
	10,4	80	40	0,43	0,41	0,01	0,16	181,5	10,8	7,3	3,5	44,1
	10,0	120	40	0,43	0,40	0,03	0,22	149,6	10,8	6,0	4,8	40,1
	11,6	40	80	0,86	0,93	-0,07	-1,75	237,8	21,6	19,0	2,6	63,8
	11,6	40	120	1,28	1,39	-0,10	-2,56	245,8	32,4	29,5	2,9	71,9

Carga Máxima Fase Orgánica Acido sulfúrico 59,3 g/l

Pruebas	Balance Arsénico Re-extracción							Balance acido Re-extracción				
	[As]	Vol	Vol	Masa	Masa	Masa	[O/C]	[H+]	Masa	Masa	Masa	[O/C]
	Ac.	Org.	Ac.	As Tot.	As en Ac.	As en Org.	As		H+	H+ en Ac.	H+ en Ac.	Ac
Re Extracción	g/l	ml.	ml.	g.	g.	g.	g/l	g/l	g.	g.	g.	g/l
Re-extracción ALAMINE 308 22°C	0,2	40	60	0,64	0,01	0,63	15,71	7,4	2,4	0,4	1,9	48,3
	0,1	40	120	1,28	0,02	1,27	31,69	5,5	2,4	0,7	1,7	42,8
	0,4	40	40	0,43	0,02	0,41	10,29	12,9	2,4	0,5	1,9	46,4
	0,5	60	40	0,43	0,02	0,41	6,77	17,2	3,6	0,7	2,9	47,9
	0,5	120	40	0,43	0,02	0,41	3,40	29,4	7,1	1,2	5,9	49,5
Re-extracción ALAMINE 308 50°C	0,2	40	40	0,43	0,01	0,42	10,45	7,4	2,4	0,3	2,1	52,0
	0,5	75	30	0,32	0,02	0,30	4,06	14,0	4,4	0,4	4,0	53,7
	0,9	120	40	0,43	0,04	0,39	3,25	18,4	7,1	0,7	6,4	53,2
	0,3	40	80	0,86	0,02	0,83	20,85	3,7	2,4	0,3	2,1	52,0
	0,2	40	120	1,28	0,02	1,26	31,55	3,1	2,4	0,4	2,0	50,1
Re-extracción ALAMINE 308 22°C H+: 15 g/l	0,7	40	40	0,43	0,03	0,40	10,00	62,5	4,5	2,5	2,0	50,1
	1,0	60	40	0,43	0,04	0,39	6,48	63,8	5,7	2,6	3,1	52,4
	1,3	100	40	0,43	0,05	0,38	3,77	71,1	8,1	2,8	5,2	52,2
	0,5	30	45	0,48	0,02	0,46	15,28	61,3	4,2	2,8	1,4	47,4
	0,4	30	75	0,80	0,03	0,77	25,82	58,9	5,8	4,4	1,4	45,5

4.3 Isotermas de Extracción y re extracción para arsénico y ácido sulfúrico

Tabla 4.9: Isotermas de Ext. y Re Ext. para arsénico y ácido sulfúrico Pruebas Cyanex 923.

Pruebas Extracción	Isoterma Extracción Arsénico		Isoterma Extracción Acido C-923	
	[Acuoso] As g/l	[O/C] As g/l	[Acuoso] As g/l	[O/C] As g/l
Extracción	2,0	2,4	166,7	51,5
CYTEC	3,0	3,8	181,5	88,3
923	1,6	1,9	154,5	41,9
As: 6.8 g/l	4,6	4,4	210,9	117,7
H+: 269.7 g/l	5,1	4,6	219,5	138,2
Extracción	6,1	4,6	217,0	52,7
CYTEC	3,3	3,7	179,0	45,4
923	2,4	3,0	163,1	38,8
As: 10.7 g/l	7,3	6,8	226,2	87,0
H+: 269.7 g/l	8,1	7,3	231,7	104,5

Pruebas Re Extracción	Isoterma Re extracción Arsénico		Isoterma Re extracción Acido C-923	
	[O/C] As g/l	[Acuoso] As g/l	[O/C] As g/l	[Acuoso] As g/l
Re-extracción	4,4	3,5	42,6	46,6
CYTEC	5,4	3,7	53,3	53,3
923	6,2	4,3	74,8	74,8
22°C	3,8	2,7	28,2	28,2
	2,7	2,1	15,3	15,3
Re-extracción	2,6	5,3	39,2	39,2
CYTEC	3,0	6,6	73,6	73,6
923	2,3	3,7	25,8	25,8
50°C	1,0	2,7	18,4	18,4

Tabla 4.10: Isotermas de Ext. y Re Ext. para arsénico y ácido sulfúrico. Pruebas Alamine 308.

Pruebas Extracción	Isoterma Extracción Acido ALAMINE 308	
	[Acuoso] As g/l	[O/C] As g/l
Extracción ALAMINE 308 As: 6.8 H+: 269.7	139,8	43,3
	174,1	47,8
	214,0	55,7
	192,5	51,5
	230,5	58,8
	235,4	68,7
	243,4	79,1
Extracción ALAMINE 308 As: 10.7 g/l H+: 269.7 g/l	231,7	57,0
	197,4	48,2
	218,2	51,5
	181,5	44,1
	149,6	40,1
	237,8	63,8
	245,8	71,9

Carga Máxima Fase Orgánica acido sulfúrico 59,3 g/l

Pruebas Re Extracción	Isoterma Extracción Acido ALAMINE 308	
	[Acuoso] As g/l	[O/C] As g/l
Re-extracción ALAMINE 308 22°C	48,3	18,0
	42,8	5,5
	46,4	12,9
	47,9	17,2
	49,5	29,4
Re-extracción ALAMINE 308 50°C	52,0	7,4
	53,7	14,0
	53,2	18,4
	52,0	3,7
Re-extracción ALAMINE 308 22°C H+: 15 g/l	50,1	62,5
	52,4	63,8
	52,2	71,1
	47,4	61,3
	45,5	58,9

4.4 Isotermas de Extracción y Re extracción y Determinación del número de etapas en contracorriente (Diagrama de Mc Cabe Thiele) para CYANEX 923

Inicialmente se graficó la respectiva isoterma de extracción o re extracción, luego se superpuso la línea de operación y determinó el número de etapas para la situación de equilibrio (diagrama de Mac Thiele)

El Reactivo Cyanex 923,[28] para efectos de estudio se ha considerado como un extractante de Arsénico que co extrae ácido sulfúrico como un contaminante, por este motivo el número de etapas de la extracción de ácido sulfúrico queda determinada por el número de etapas definidas anteriormente para el objetivo de extracción o re extracción de Arsénico

Un análisis de las extracciones alcanzadas para las diferentes condiciones estudiadas y su aplicabilidad al problema práctico, permitió establecer el caso a estudiar: solución con 10 g/l de As y 280 g/l de H₂SO₄. Para el caso de la re extracción la eficiencia del proceso es mayor a 50 °C, por lo tanto, se definen esos resultados como datos de entrada para el estudio global del proceso.

Las tablas siguientes presentan un resumen de los resultados de las isotermas de Extracción y re extracción y determinación del número de etapas en contracorriente del proceso, para las diferentes soluciones estudiadas (alto Arsénico y bajo Arsénico) y para las condiciones de proceso de usadas en la etapa de Re extracción (22°C y 50 °C)

Tabla 4.11: Resumen de isotermas de extracción

Unidad	Unidad	Isoterma de Extracción Arsénico Solución 6,0 g/l As, 279,2 g/l H ₂ SO ₄	Isoterma de Extracción Arsénico Solución 10,0 g/l As, 279,2 g/l H ₂ SO ₄
Extractante		CYANEX 923	CYANEX 923
[As]Ac. Entrada	g/l	6,0	10,0
[As]Ac. Salida	g/l	1,7	2,3
Extracción As	%	71,7%	77,0%
N° Etapas	c/u	2	4
O/A		1,3	1,3
[As] OC	g/l	4,0	7,5
[As] OD	g/l	0,8	1,8
		Coextracción de H ₂ SO ₄	Coextracción de H ₂ SO ₂
[H ₂ SO ₄]Ac Entrada	g/l	275,0	275,0
[H ₂ SO ₄]Ac Salida	g/l	180,0	215,0
Extracción H ₂ SO ₄	%	34,5%	21,8%
[H ₂ SO ₄] OC	g/l	120	103
[H ₂ SO ₄] OD	g/l	42	60

Tabla 4.12: Resumen de isotermas de reextracción

Unidad	Unidad	Isoterma de Re Extracción Arsénico Solución Agua a 22°C	Isoterma de Re Extracción Arsénico Solución Agua a 50°C
Extractante		CYANEX 923	CYANEX 923
[As] OC	g/l	7,5	7,5
[As] OD	g/l	4,8	2,0
Re Extracción As	%	36,0%	73,3%
N° Etapas	c/u	2	2
O/A		1,0	1,0
[As] Avance	g/l	4,5	7,5
[As] Refino	g/l	1,9	2,0
		Coextracción de H2SO4	Coextracción de H2SO4
[H2SO4] OC	g/l	110,0	110,0
[H2SO4] OD	g/l	75,0	70,0
Extracción H2SO4	%	31,8%	36,4%
[H2SO4] Avance	g/l	65	80
[H2SO4] Spent	g/l	30	45

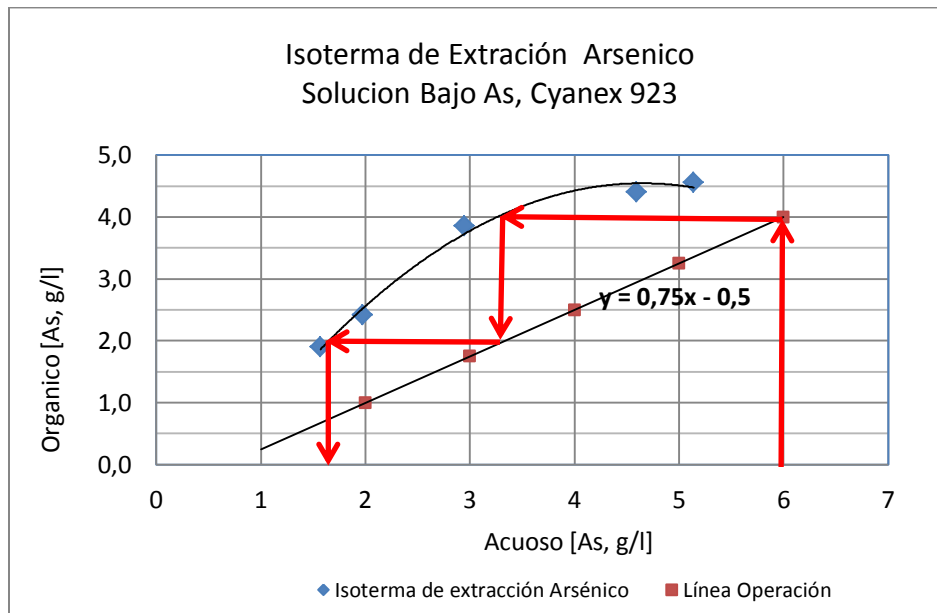
Gráfico 4.1: Isoterma de Extracción Arsénico Solución Bajo Arsénico, Cyanex 923


Gráfico 4.2: Isoterma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Bajo Arsénico, Cyanex 923

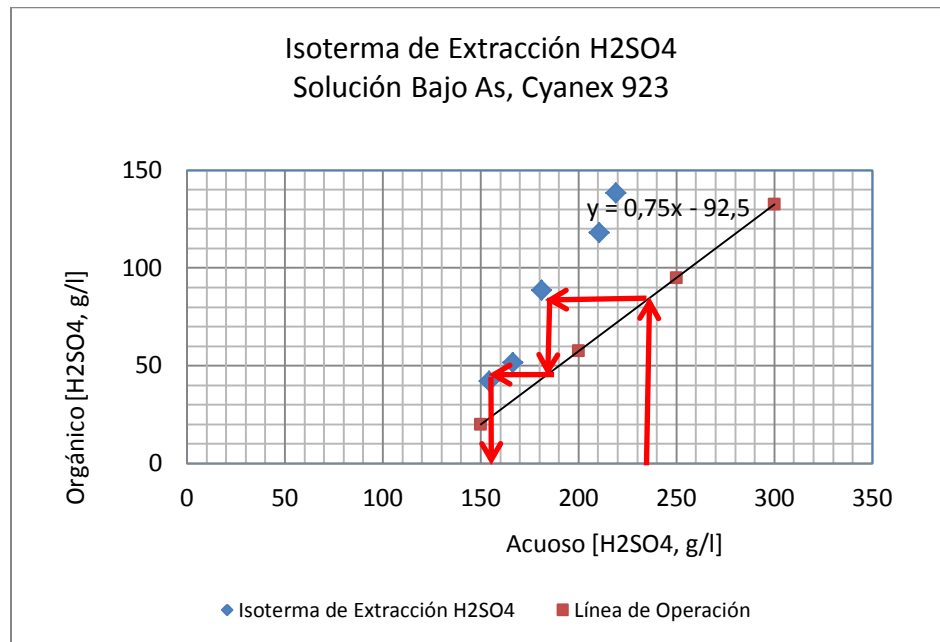


Gráfico 4.3: Isoterma de Extracción Arsénico Solución Alto Arsénico, Cyanex 923

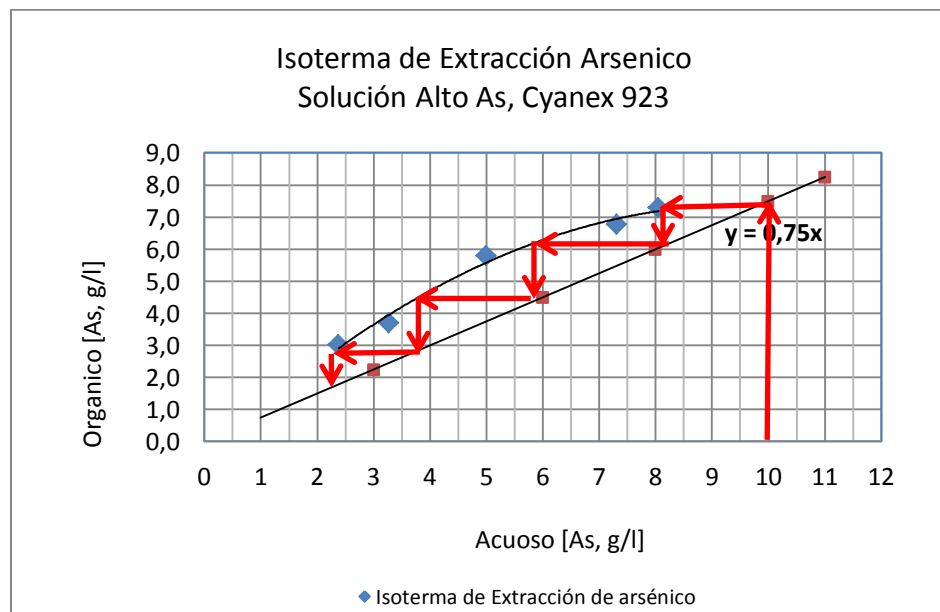


Gráfico 4.4: Isoterma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Alto Arsénico, Cyanex 923.

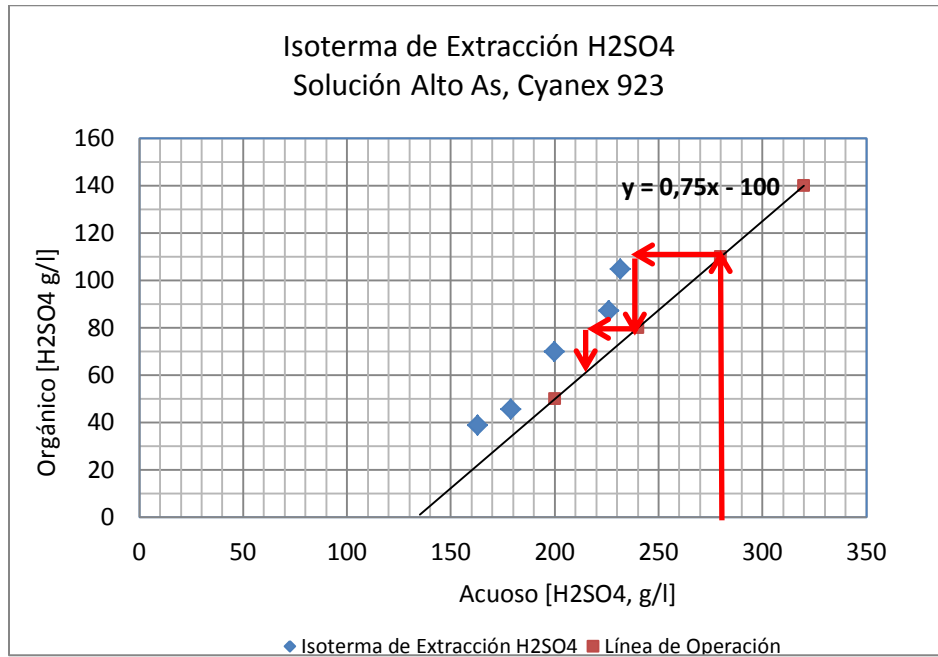


Gráfico 4.5: Isoterma de Re extracción Arsénico con Agua a 22°C, Cyanex 923.

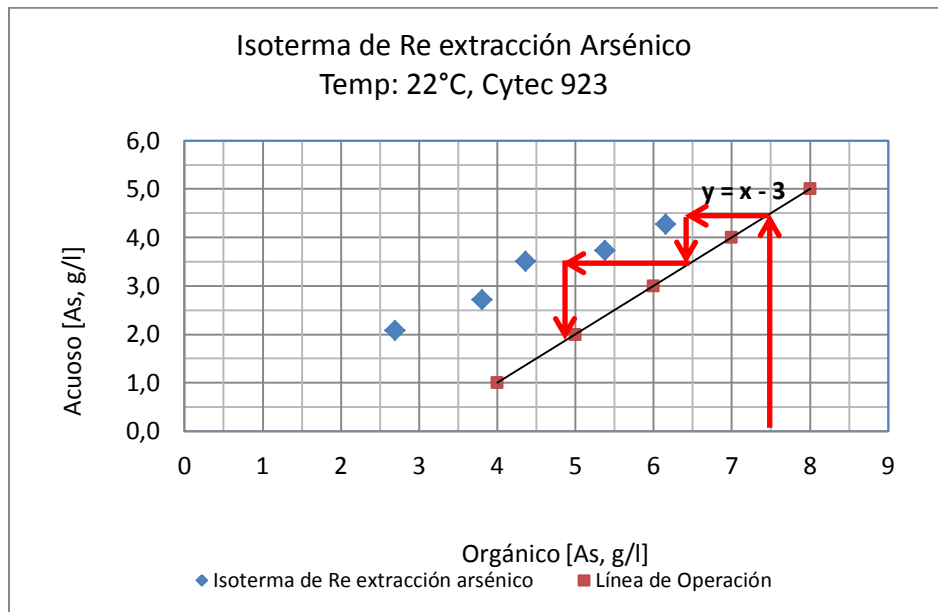


Gráfico 4.6: Isoterma de Re extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 22°C, Cyanex 923.

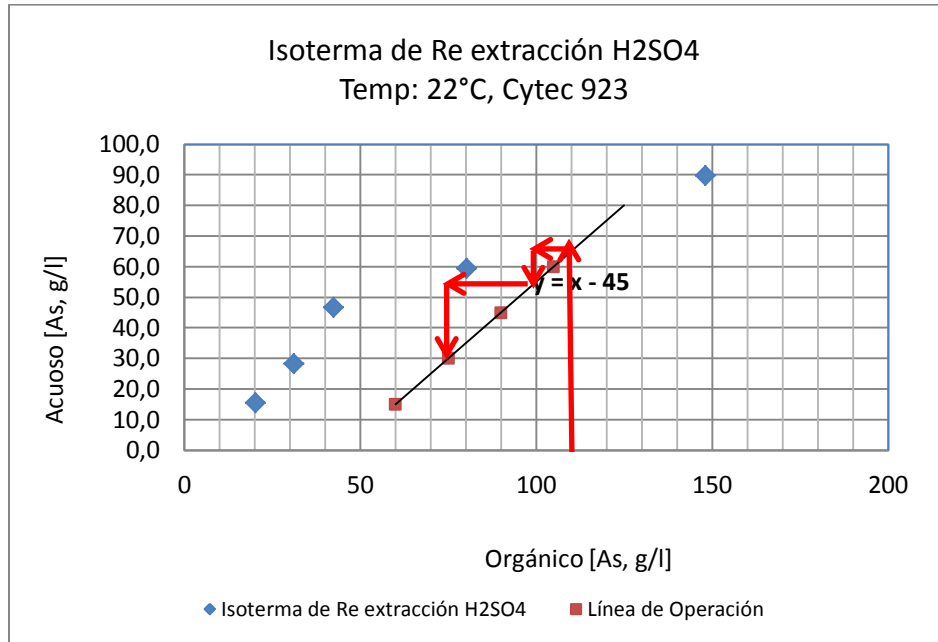


Gráfico 4.7: Isoterma de Re extracción Arsénico con Agua a 50°C, Cyanex 923.

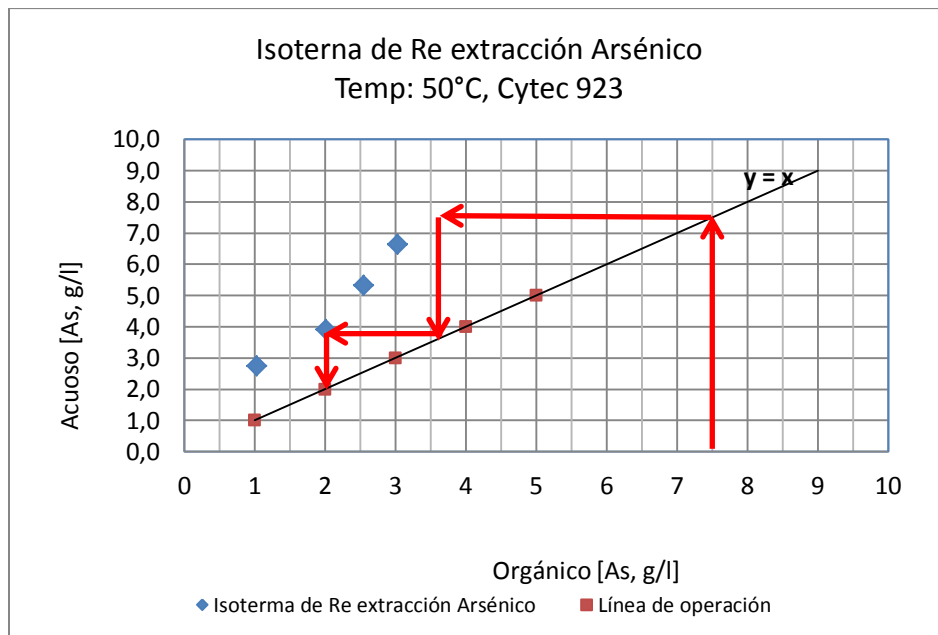
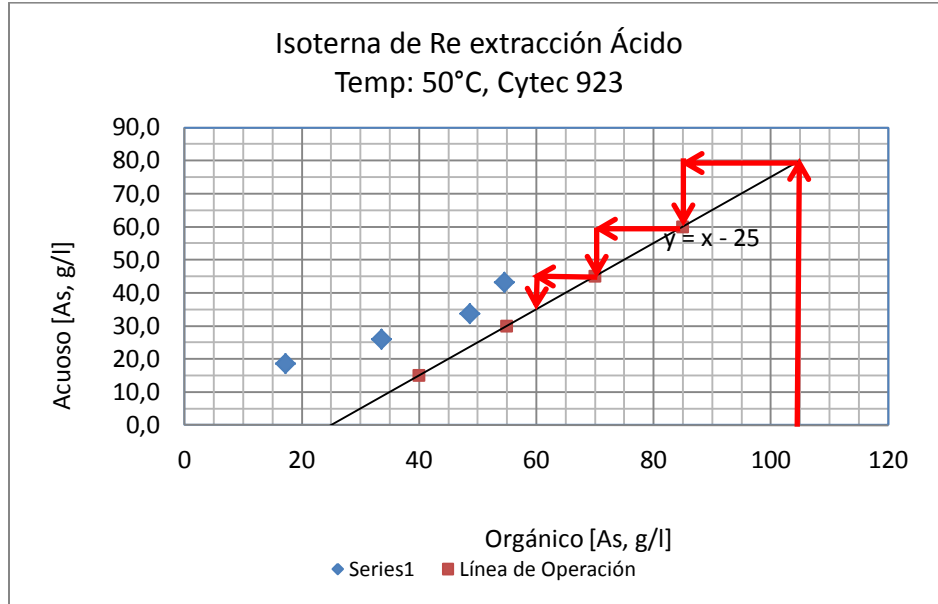


Gráfico 4.8: Isoterma de Re extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 50°C, Cyanex 923.



4.5 Isotermas de Extracción y Re extracción y Determinación del número de etapas en contracorriente (Diagrama de MC.Cabe Thiele) para ALAMINE 308

Inicialmente se graficó la respectiva isoterma de extracción o re extracción, luego se superpuso la línea de operación y determinó el número de etapas para la situación de equilibrio (diagrama de Mc Cabe Thiele)

El Reactivo Alamine 308 [27] se considera como un extractante de Ácido Sulfúrico dado que presenta una co extracción despreciable de arsénico al menos en las condiciones estudiadas.

El número de etapas en extracción y re extracción de ácido sulfúrico quedan determinadas por la extracción objetivo del proceso.

Un análisis de las extracciones alcanzadas para las diferentes condiciones estudiadas y su aplicabilidad al problema práctico permitió establecer el caso a estudiar: solución con 10 g/l de As y 280 g/l de H_2SO_4 , para el caso de la re extracción la eficiencia del proceso es mayor a 50 °C, por eso se definen esos resultados como datos de entrada para un estudio global de proceso

La tabla siguiente presenta un resumen de los resultados de las isotermas de Extracción y re extracción y la determinación del número de etapas en contracorriente del proceso.

Tabla 4.13: Resumen de resultados isoterma de extracción

Unidad	Unidad	Isoterma de Extracción Acido Solución 6,0 g/l As, 279,2 g/l H_2SO_4	Isoterma de Extracción Acido Solución 10,0 g/l As, 279,2 g/l H_2SO_4
Extractante		ALAMINE 308	ALAMINE 308
[H_2SO_4]Ac Entrada	g/l	275,0	280,0
[H_2SO_4]Ac Salida	g/l	190,0	190,0
Extracción H_2SO_4	%	30,9%	32,1%
N° Etapas	c/u	3	3
O/A		1,3	1,3
[H_2SO_4] OC	g/l	78,0	80,0
[H_2SO_4] OD	g/l	18,0	10,0
		Coextracción de H_2SO_4 No Significativa	Coextracción de H_2SO_4 No Significativa

Tabla 4.14: Resumen de resultados isoterma de re extracción

Unidad	Unidad	Isoterma de Re Extracción Acido Solución Agua a 22°C	Isoterma de Re Extracción Acido Solución Agua a 50°C
Extractante		ALAMINE 308	ALAMINE 308
[H2SO4] OC	g/l	78,0	78,0
[H2SO4] OD	g/l	54,0	49,0
Extracción H2SO4	%	30,8%	37,2%
N° Etapas	c/u	2	2
O/A		1,0	1,0
[H2SO4]Ac Avance	g/l	28,0	38,0
[H2SO4]Ac Spent	g/l	4,0	9,0
		Coextracción de H_2SO_4 No Significativa	Coextracción de H_2SO_4 No Significativa

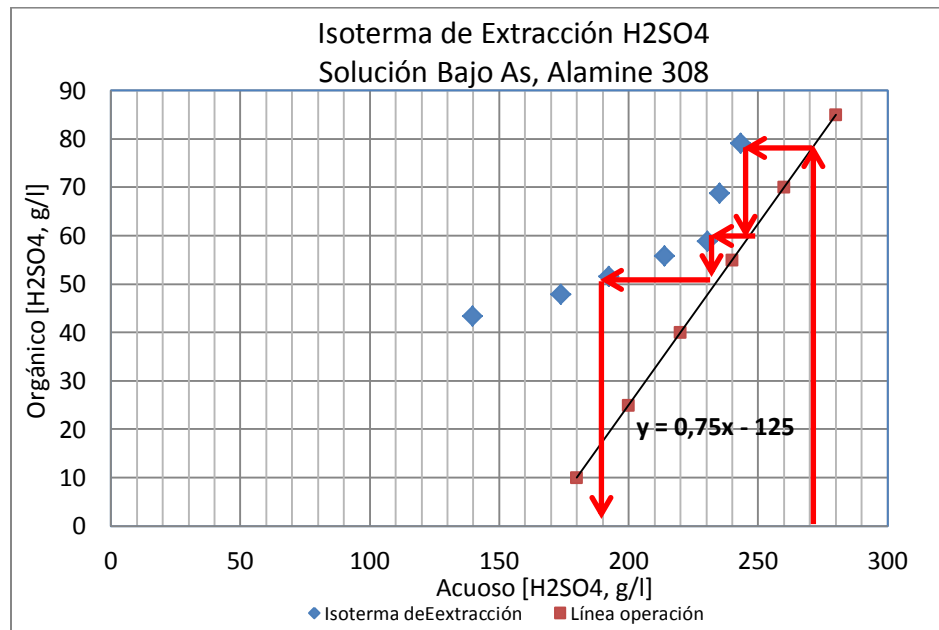
Gráfico 4.9: Isoterma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Bajo Arsénico, Alamine 308


Gráfico 4.10: Isoterma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Alto Arsénico, Alamine 308

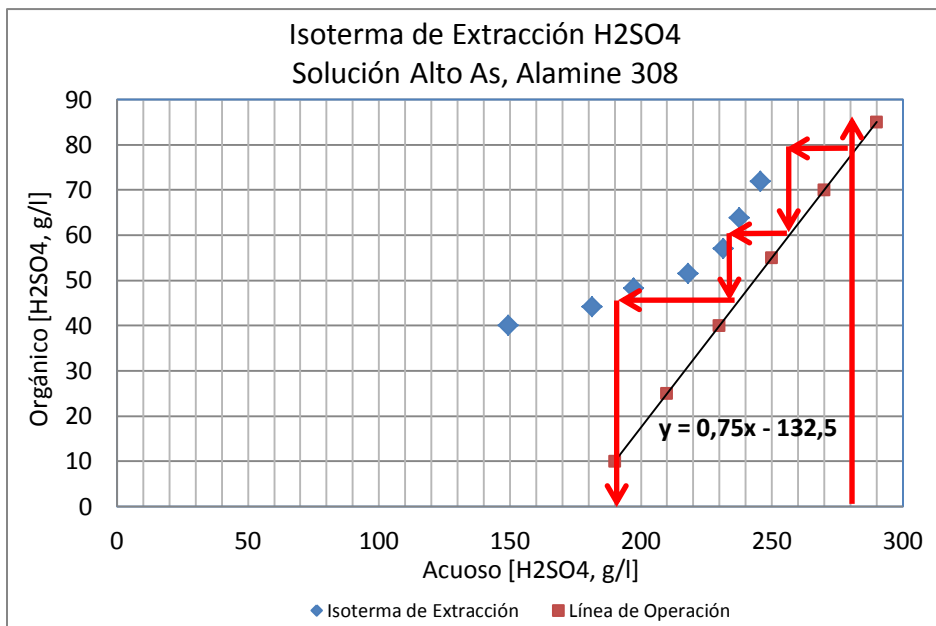


Gráfico 4.11: Isoterma de Re Extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 22°C, Alamine 308

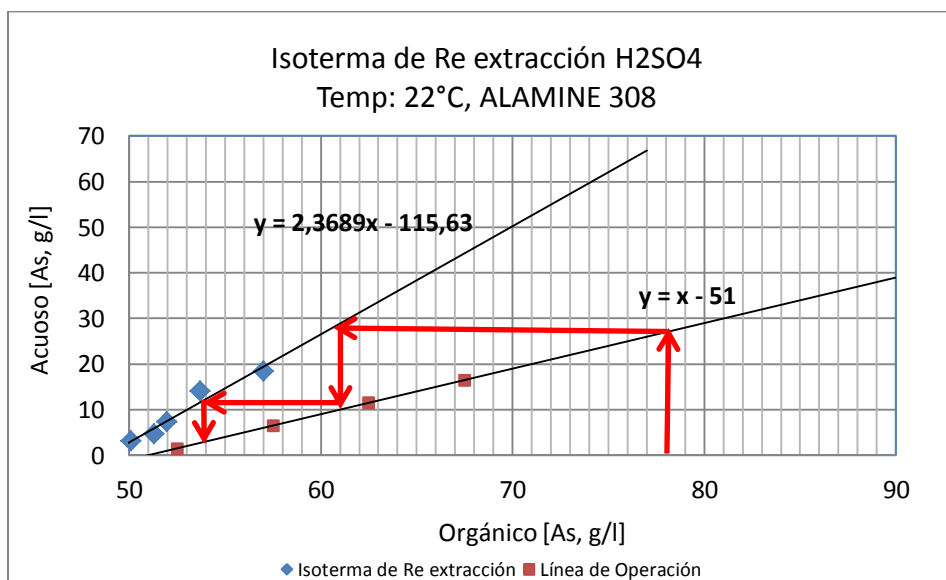
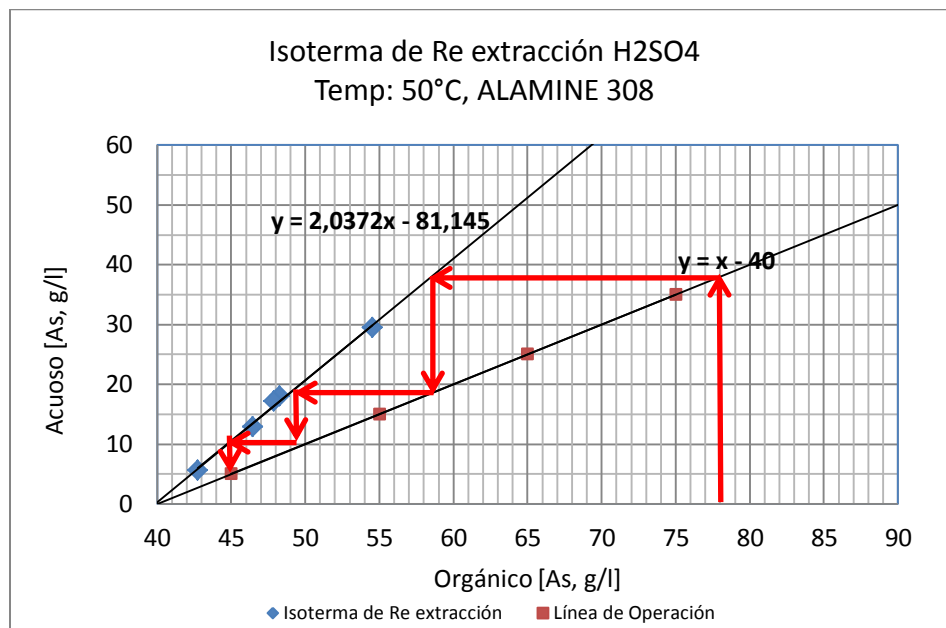


Gráfico 4.12: Isoterma de Re Extracción Ácido Sulfúrico con Agua a 50°C, Alamine 308



5. Simulación de Procesos

Este capítulo presenta la simulación del proceso para el tratamiento de ácido débil de plantas de ácido sulfúrico producido a partir de concentrados de cobre o EPAS (Efluente Planta de ácido Sulfúrico), incorporando en el tratamiento actual uno o dos procesos de limpieza de la solución usando extracción por solventes.

La simulación se realiza con el programa Super PRO Designer V 8.0, este permite realizar el balance de masa por elementos, con recirculaciones y calcular todas las salidas para una entrada conocida. Adicionalmente permite realizar evaluaciones económicas del proceso simulado.

Una limitación que presenta el programa es que no se pueden inicializar corrientes en lazo cerrado por lo que la circulación de fase orgánica en el proceso se simula en un lazo abierto, verificando que la entrada y salida de esta corriente coincidan en masas y concentraciones de cada uno de los elementos presentes en la corriente global.

La alimentación de los datos de proceso para la simulación se realiza en base a los resultados experimentales de este trabajo presentados en el capítulo anterior y otros datos conocidos de plantas de extracción por solventes (SX)

Para la simulación, la corriente global de entrada está compuesta por agua, ácido sulfúrico y arsénico. Se realizan los balances de masa para agua, ácido y arsénico, otros elementos presentes en las soluciones de ácido débil no se consideraran en este estudio por tratarse de un estudio preliminar.

Como se indica en el capítulo de antecedentes bibliográficos, en las plantas en operación los rangos de concentraciones de los elementos estudiados, son los siguientes:

Ácido Sulfúrico: 50 a 300 g/l
Arsénico Total disuelto 1 a 12 g/l

Por esta razón y para aprovechar la mayor eficiencia obtenida para soluciones más concentradas en arsénico y ácido sulfúrico verificadas en la etapa experimental, se consideró una modificación de la configuración del proceso actual que tiene por objetivo concentrar la solución EPAS actual.

Las concentraciones de la solución de alimentación al proceso SX para este estudio son las siguientes:

Ácido Sulfúrico: 274,3 g/l
Arsénico Total disuelto 11,01 g/l

5.1. Escenarios Simulados

Los escenarios simulados son los siguientes:

- i. Proceso Actual
- ii. Proceso con Recirculación
- iii. Extracción de Ácido Sulfúrico con Alamine 308
- iv. Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico con Cyanex 923

- v. Extracción de Ácido Sulfúrico con Alamine 308 y Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico con Cyanex 923.

A continuación se presenta un diagrama esquemático por cada caso simulado y se indican las modificaciones respecto del caso anterior y/o condiciones de proceso más importantes para la simulación, este diagrama no se usa para la simulación, solo es explicativo del proceso a evaluar.

Los diagramas reales usados programa Super Pro, correspondientes a las simulaciones se presentan en anexo 2

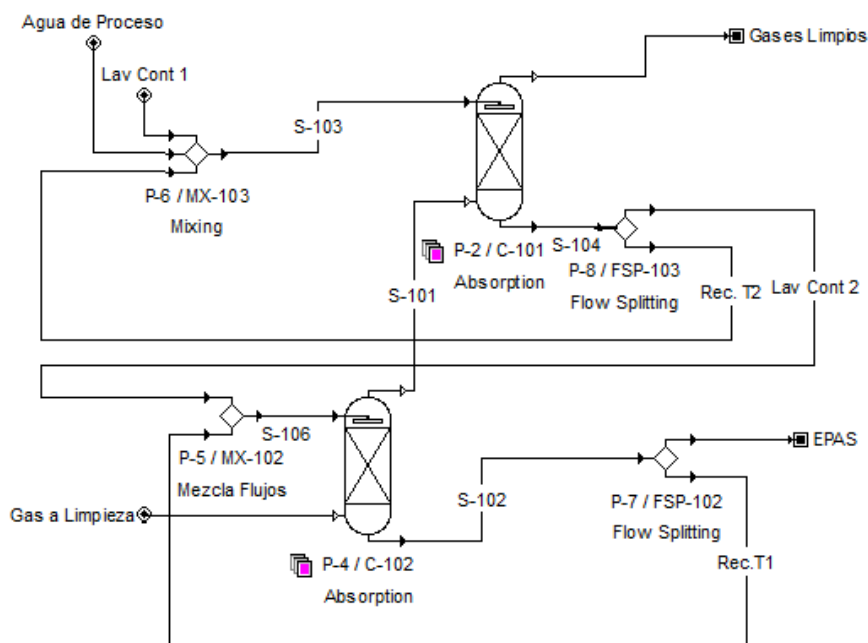
5.1.1. Proceso actual

Se presenta el diagrama del proceso actual de limpieza húmeda de gases metalúrgicos. El proceso es un lavado en contracorriente del gas, se presentan las 2 primeras torres de lavado (absorción), cada torre opera con recirculación interna para alcanzar una relación L/G adecuada para una correcta operación

En la torre 2 se inyecta la solución de lavado en contracorriente proveniente de las torres posteriores y adicionalmente agua de proceso. El rebose de esta solución de lavado se transporta a la torre N°1 donde se usa para el lavado del gas que entra al sistema.

El rebose de la torre N°1 genera El efluente Planta de Ácido Sulfúrico (EPAS). El diagrama del proceso actual es el siguiente:

Figura 5.10: Diagrama de Proceso Actual



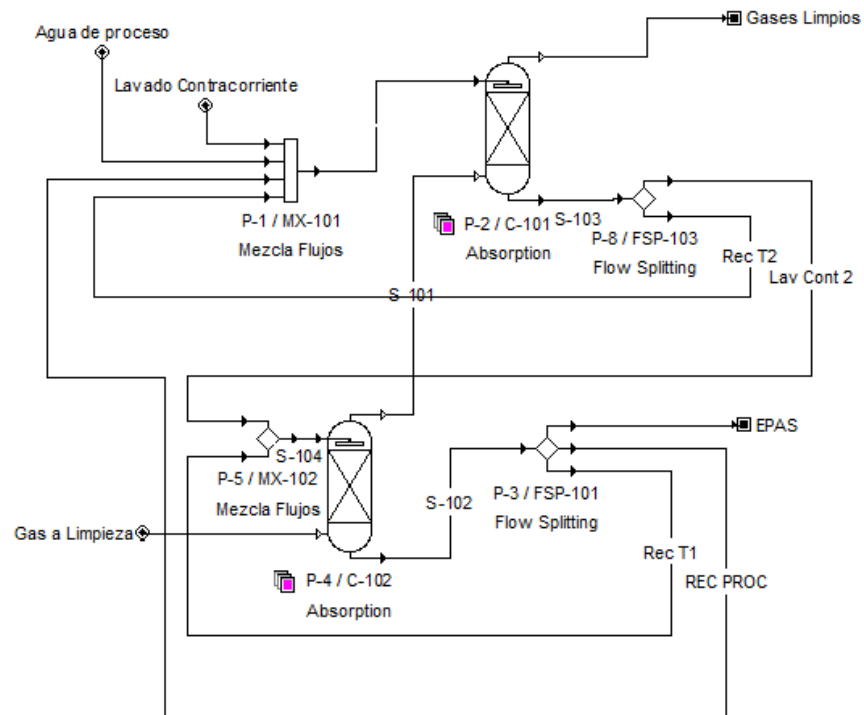
5.1.2. Proceso con recirculación

El proceso denominado con recirculación es una modificación del proceso actual que tiene como objetivo concentrar la solución EPAS.

Se recircula una fracción de la corriente EPAS a la Torre N°2, y se disminuye la adición de agua de proceso.

Esta modificación en el diagrama de operación es un paso intermedio para implementar la extracción por solventes en la corriente EPAS y por sí sola no constituye una nueva forma de operar a evaluar. El diagrama del proceso con recirculación es el siguiente:

Figura 5.11: Diagrama de Proceso con Recirculación



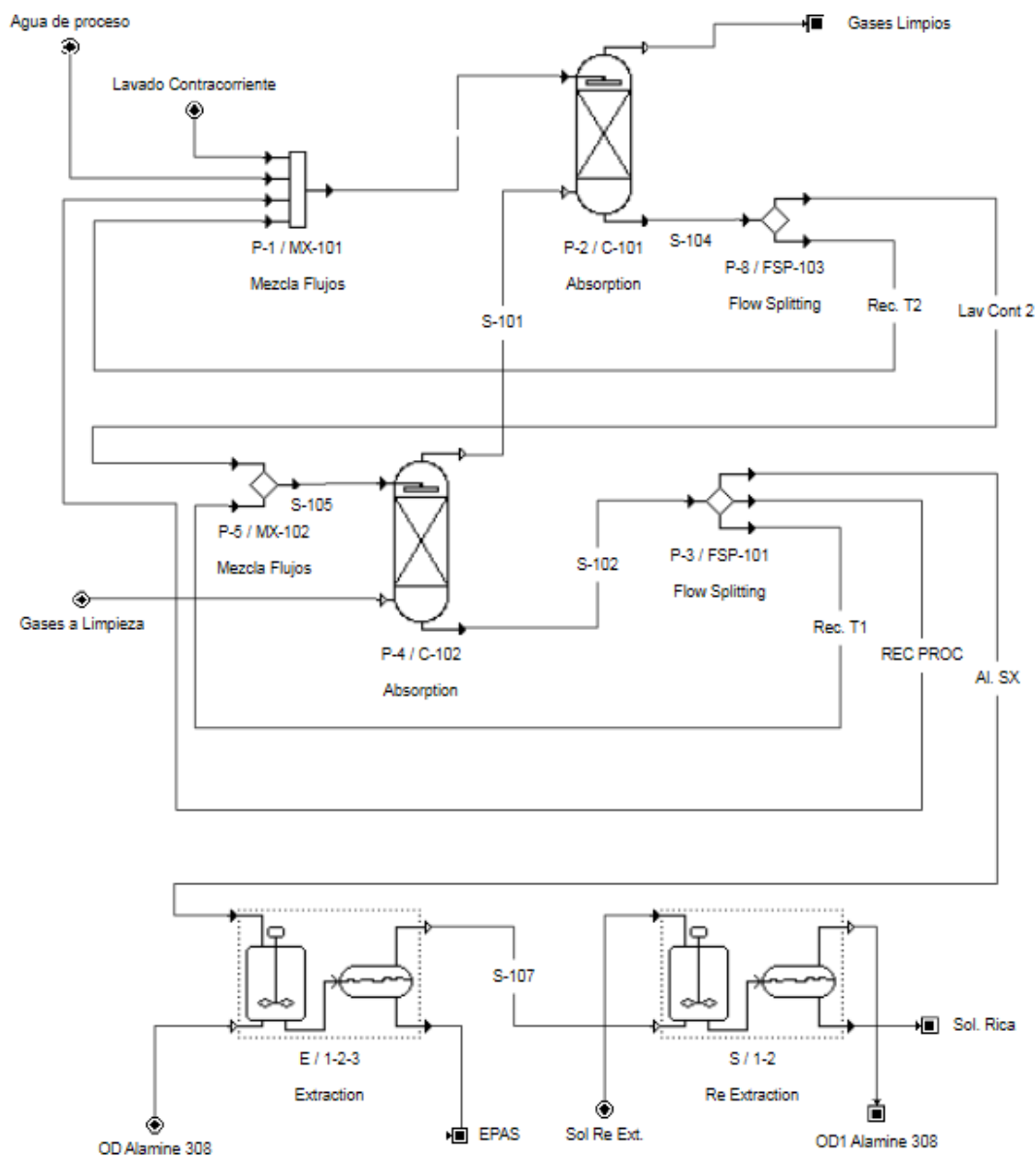
5.1.3. Proceso con Extracción de Ácido Sulfúrico con Alamine 308

Esta alternativa considera implementar un proceso de Extracción por solventes en la Corriente EPAS, la característica principal de este proceso es que se realiza con una fase orgánica en base al extractante Alamine 308 de Basf. Se usan 3 etapas de extracción y 2 etapas de re extracción a una temperatura de 50°C. La solución de Re extracción es agua.

La principal característica de este proceso es que la extracción del ácido sulfúrico presentó una buena selectividad respecto del arsénico y por lo tanto genera una solución rica limpia sin problemas para ser usada, por ejemplo en lixiviación.

El EPAS se continúa tratando con el proceso tradicional, pero con esta modificación se debe neutralizar menos ácido.

Figura 5.12: Diagrama de Proceso con Alamine 308



5.1.4. Proceso con Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico con Cyanex 923

Esta alternativa al igual que la anterior considera implementar un proceso de Extracción por solventes en la Corriente EPAS, la característica principal de este proceso es que se realiza con una fase orgánica en base al extractante Cyanex 923 de Cytec.

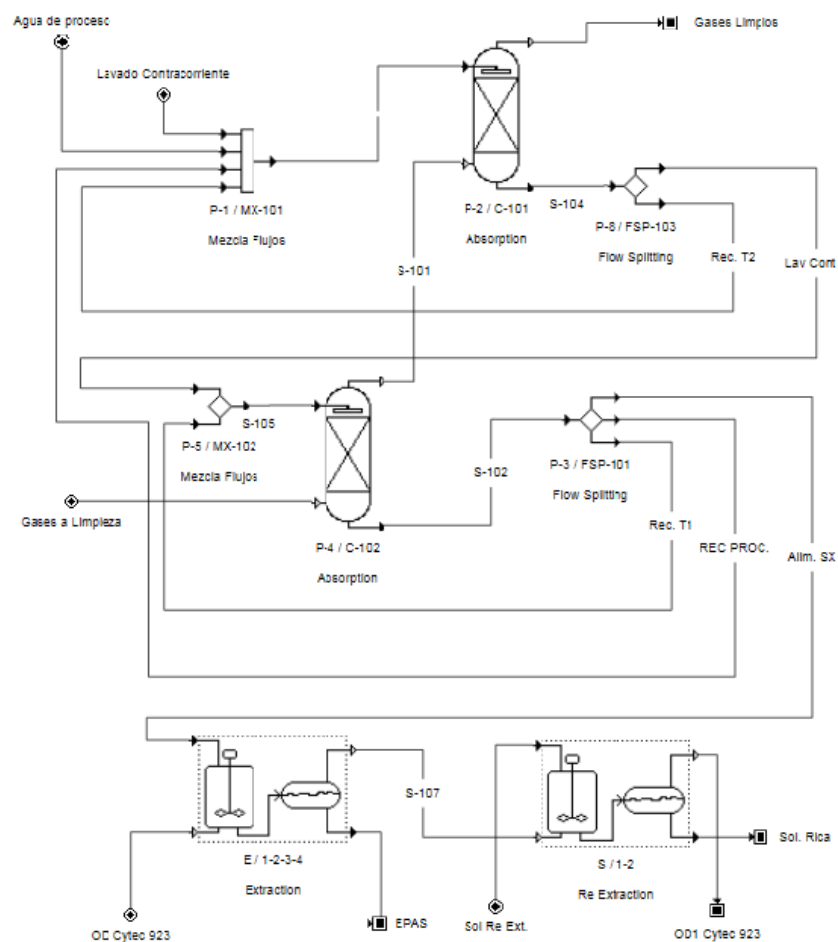
En el proceso se usan 4 etapas de extracción y 2 etapas de re extracción a una temperatura de 50°C.

La solución de re-extracción es agua. La extracción de arsénico presenta co-extracción de ácido sulfúrico, por lo tanto la solución rica generada contiene alta concentración de arsénico y ácido en una concentración menor. Esta solución rica producida debe ir al tratamiento tradicional y se considera el EPAS de esta alternativa de proceso.

Por su parte la solución de refino generado en este proceso presenta mayor acidez que el EPAS del proceso actual y la concentración de arsénico se ha reducido del orden de 50%.

Esta solución podría usarse en operaciones de lixiviación, dado que la acidez es mayor y que la concentración de Arsénico se reduce a la mitad de la solución del proceso actual que se usa en el proceso de lixiviación.

Figura 5.13: Diagrama de procesos con Cyanex 923



5.1.5. Proceso con Extracción de Ácido Sulfúrico con Alamine 308 y Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico con Cyanex 923.

Esta alternativa realiza un doble tratamiento de extracción por solventes del EPAS, en la primera etapa se extrae el ácido sulfúrico (Alamine 308) y luego se extrae el arsénico, con co-extracción de ácido.

En la primera etapa se usan 4 etapas de extracción y 2 de re extracción, en la segunda etapa se usan 3 etapas de extracción y 2 de re extracción, es decir es una combinación en serie de las alternativas anteriores.

Para las 2 soluciones de re extracción se usa agua, debido a los dos procesos de extracción esta alternativa genera 3 tipos de soluciones a descarte: EPAS, Solución Rica 1 y Solución Rica 2.

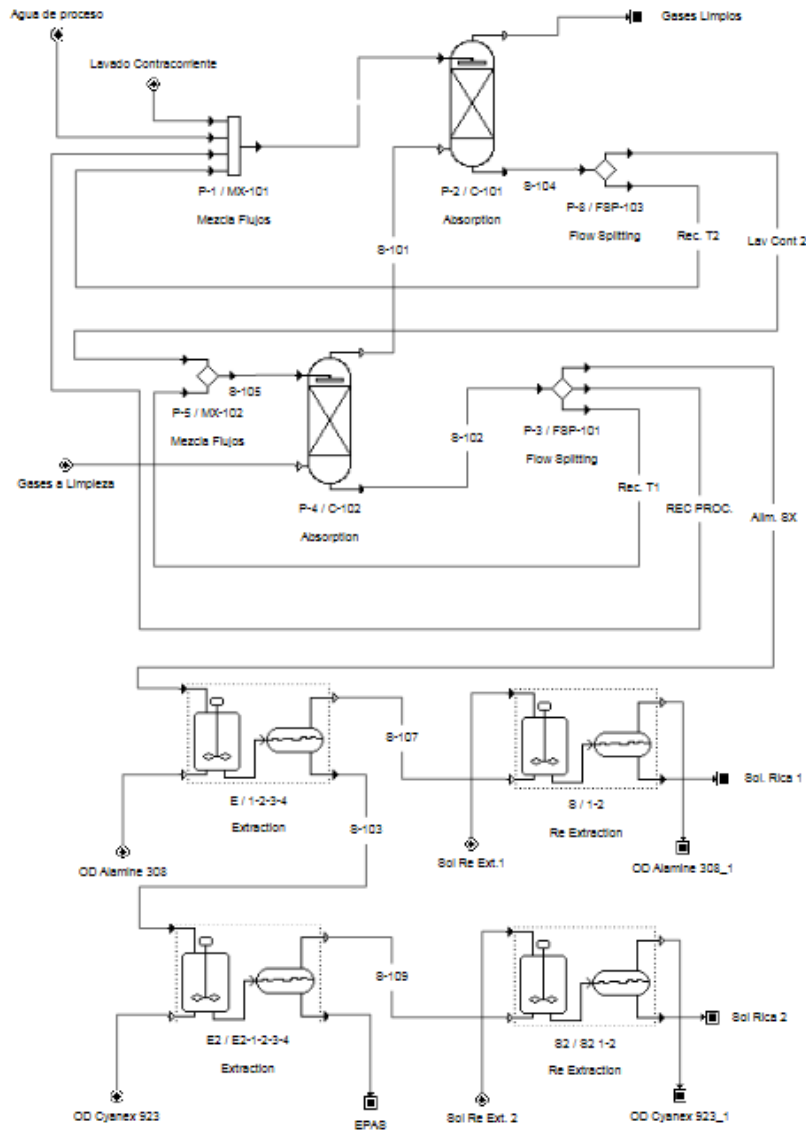
En la simulación se considera que la alimentación a la segunda planta de extracción por solventes contiene 190 g/l de ácido sulfúrico y 11,01 g/l de arsénico. Para esta solución se determinó el diagrama de Mac Cabe Thiele de acuerdo a los datos obtenidos para la solución con 275,0 g/l y 10,0 g/l de arsénico, que puede ser considerada una buena aproximación.

Las soluciones Rica 1 y Rica 2 son similares a las generadas en los procesos anteriores por separado y la concentración del EPAS ha reducido el arsénico del orden de 45% y el ácido en 50%.

La Solución Rica 2 presenta una composición rica en arsénico y baja en ácido sulfúrico, por lo que es adecuada para ser tratada en la planta actual de EPAS.

Para usos posteriores se considera que la Solución Rica 1 y Refino se mezclan generando una solución que podría ser usada en una operación de lixiviación.

Figura 5.14: Diagrama de procesos con Alamine 308 y Cyanex 239



5.2. Balances de masa

La simulación realizada con el Programa SuperPRO Designer 8.0, entrega los siguientes resultados para los diferentes balances de masa según el escenario evaluado

- Proceso Actual

Tabla 5.15: Balance de masa Proceso actual

	Proceso Actual					
	Agua		Ácido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	16.0					
Lavado Contracorriente	5.5		2.0			
Gases a limpieza	0		0.47		0.1	
EPAS	0	21.5		2.46		0.10
Perdidas	0	0	0	0.005	0	0.001
Total	21.5	21.5	2.465	2.465	0.1	0.1

Tabla 5.16: Concentración soluciones de salida Proceso actual

	Efluentes Proceso Actual			
	Volumen	Arsénico	Ácido	
Corriente	m3/h	g/l	g/l	Observación
EPAS	23.1	4.29	106.7	A Planta Tratamiento

- Proceso con recirculación de EPAS

Tabla 5.17.: Balance de masa Proceso actual

	Proceso con Recirculación de EPAS					
	Agua		Ácido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2.0					
Lavado Contracorriente	5.5		2.0			
Gases a limpieza	0		0.47		0.1	
EPAS	0	7.5		2.47		0.10
Pérdidas	0	0	0	0	0	0.001
Total	7.5	7.5	2.47	2.47	0.1	0.1

Tabla 5.18: Concentración soluciones de salida Proceso con recirculación

	Efluentes con Recirculación de EPAS			
	Volumen	Arsénico	Ácido	
Corriente	m3/h	g/l	g/l	Observación
EPAS	9.0	11.01	274.3	A Planta Tratamiento.

- Proceso Extracción de Ácido Sulfúrico (Alamine 308)

Tabla 5.19: Balance con extracción de ácido sulfúrico (Alamine 308)

Corriente	Proceso con Extracción de Ácido (Alamine 308)					
	Agua		Ácido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2.0					
Lavado Contracorriente	5.5		2.0			
Gases a limpieza	0		0.47		0.1	
Solución Re Extracción	13.5					
Solución Rica		13.52		0.84		0.00
EPAS	0	7.5		1.62		0.10
Perdidas	0	0.013	0	0.003	0	0.001
Total	21.034	21.034	2.465	2.46	0.1	0.1

Tabla 5.20: Concentración soluciones de salida proceso con extracción de A. sulfúrico

Corriente	Efluentes Extracción de Ácido (Alamine 308)			
	Volumen	Arsénico	Ácido	Observación
	m ³ /h	g/l	g/l	
EPAS	9.0	11.61	189.6	A Planta de tratamiento
Solución Rica	14.05	0.00	39.9	A otros usos

- Proceso Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Cyanex 923)

Tabla 5.21: Balance Proceso Extracción de Arsénico y Co-extracción de A. Sulfúrico (Cyanex 923)

Corriente	Extracción de Arsenico-Coextracción Ácido Sulfúrico (Cyanex 923)					
	Agua		Ácido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2.0					
Lavado Contracorriente	5.5		2.0			
Gases a limpieza	0		0.47		0.1	
Solución Re Extracción	13.53					
Solución Rica		13.52		0.60		0.08
EPAS	0	7.5		1.87		0.02
Perdidas	0	0.013	0	0.003	0	0.005
Total	21.034	21.034	2.465	2.473	0.1	0.100

Tabla 5.22: Concentración sol. de salida proceso Extracción de Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Cyanex 923)

Corriente	Efluentes Extracción de Arsenico-Coextracción A. Sulfúrico (Cyanex 923)			
	Volumen	Arsénico	Ácido	Observación
	m ³ /h	g/l	g/l	
EPAS	8.6	2.24	217	Posibles Otros usos
Solución Rica	12.47	6.09	48,24	A Planta de tratamiento.

- Proceso Extracción de Ácido sulfúrico y Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Alamine 308-Cyanex 923)

Tabla 5.23: Balance Proceso Ext. de Ácido sulfúrico y Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Alamine 308-Cyanex 923)

Corriente	Ext. Ácido (Al-308) y Ext. Arsénico-CoExt. A. Sulfúrico (Cy-923)					
	Agua		Ácido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2.0					
Lavado Contracorriente	5.5		2.0			
Gases a limpieza	0		0.47		0.1	
Solución Re Extracción 1	13.52					
Solución Rica 1		13.52		0.84		0.00
Solución Re Extracción 2	11.90					
Solución Rica 2		11.90		0.50		0.08
EPAS	0	7.5		1.12		0.02
Perdidas	0	0	0	0.008	0	0.001
Total	32.921	32.921	2.465	2.466	0.1	0.100

Tabla 5.24: Concentración sol. de salida Proceso Extracción de Ácido sulfúrico y Arsénico y Co-extracción de Ácido Sulfúrico (Alamine 308-Cyanex 923)

Corriente	Efluentes Ext. Ácido (Al-308) y Ext. Arsénico-CoExt. A. Sulfúrico (Cy-923)			Observación
	Volumen	Arsénico	Ácido	
	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	8.2	2.49	136.6	Posibles otros usos
Solución Rica 1	14.06	0.00	39.9	A otros usos
Solución Rica 2	12.33	6.34	40.46	A Planta de tratamiento.

5.3. Resumen de Soluciones y Efluentes según alternativas de proceso.

Este punto presenta un resumen de los efluentes y soluciones generados por el proceso actual y para cada alternativa de proceso estudiada.

Tabla 5.25: Soluciones y efluentes generados por proceso actual

	Proceso Actual		
	Volumen m3/h	Arsénico g/l	Ácido Sulf. g/l
Agua de Proceso	16.0		
Solución Rica 1	No		
Solución Rica 2	No		
EPAS	23.1	4.29	106.7

Tabla 5.26: Soluciones y efluentes generados según alternativas de proceso

	Extracción Ácido Sulfúrico			Extracción de Arsénico-Ácido Sulfúrico			Ext. Ácido Sulf. y Arsénico-Ácido Sulf.		
	Volumen en m3/h	Arséni co g/l	Ácido Sulf. g/l	Volumen m3/h	Arsénico g/l	Ácido Sulf. g/l	Volumen m3/h	Arsénico g/l	Ácido Sulf. g/l
Agua de Proceso	2.0			2.0			2.0		
Solución Rica 1	14.05	0.00	39.9	12.47	6.09	48,24	14.06	0.00	39.9
Solución Rica 2	--	--	--	--	--	--	12.33	6.34	40.46
EPAS	9.0	11.61	189.6	8.6	2.24	217	8.2	2.49	136.6

6. Evaluación Económica

La evaluación económica realizada corresponde a una evaluación diferencial respecto del proceso actual.

El escenario de evaluación considera un horizonte de 25 años, de acuerdo a las evaluaciones típicas de este tipo de empresas.

Se han considerado consumo de reactivos, energía, agua, transporte y depósito de residuos de acuerdo a las bases de diseño del proceso y los costos operacionales de: Operación, mantenimiento y repuestos en base a factores de acuerdo a los estándares de la industria.

Con respecto a la inversión se consideró el valor por cada etapa de extracción/reextracción dimensionada de acuerdo a las bases de diseño, Este valor fue validado por una empresa proveedora de esta tecnología y se consideraron adicionalmente factores usuales en proyectos de montajes de plantas para el cálculo de la inversión total.

El horizonte de evaluación considerado es de 25 años, con una re inversión de un tercio de la inversión inicial en el año 12. No se considera valor residual ni cierre del proyecto.

En el flujo de caja se considera positivo los ahorros respecto del proceso actual y negativos los costos del nuevo proceso, que no se consideran en el caso del proceso actual.

Para el proceso de reextracción a 50 °C utilizado en todas las alternativas, No se considera costos de calentar las soluciones, dado que en la planta de limpieza de gases existen soluciones que pueden aportar el calor necesario.

La tablas de la evaluación económicas presentadas omiten del año 13 al 23 por motivos de edición, sin embargo esos flujos han sido considerados en la evaluación económica de las alternativas.

Un detalle de cada elemento considerado en el flujo de caja se presenta en la siguiente tabla:

Tabla 6.27: Supuestos y consideraciones Evaluación económica

Elemento de costo	Unidad	Criterio usado en evaluación
Agua	m3/año	Ahorro de Agua respecto del proceso actual, considera operación de 24 horas, 340 días/año
Precio Agua	US\$/m3	Tomado de Costo de agua en empresas mineras = US\$2/m3
Ahorro Total Agua	MUS\$/año	Ahorro Total anual por concepto de menor consumo de agua
Energía Base	MW	Datos de consumo de energía en procesos mineros, Cochilco
Energía Adicional	MW	Estimado en razón del volumen tratado por el nuevo proceso respecto del proceso actual, para la misma base de consumo.
Ahorro de Energía	MW	Ahorro de energía por tratamiento tradicional de Menor Flujo de EPAS
Consumo EE	MWh/año	Consumo de energía en el nuevo proceso. (Energía adicional - ahorro de energía)
Tarifa Energía + Pot	US\$/kWh	Estimación de tarifas SIC
Costo EE	MUS\$/año	Costo adicional en energía respecto del proceso actual
Cal	MUS\$/año	Ahorro por menor consumo de Cal
Reactivos Arsénico	MUS\$/año	Ahorro por menores consumos de reactivos para precipitar Arsénico.
Deposito	MUS\$/año	Ahorro por menor generación de lodos a depositar
Transporte	MUS\$/año	Ahorro en transporte de lodos (menos lodo)
Mano de Obra Oper	MUS\$/año	Costo RRHH, Gran Minería (4 Operadores)
Mantenimiento y Rep.	MUS\$/año	2% de la inversión (RRHH, Materiales y repuestos)
Ácido Recuperado	Ton/año	Ácido recuperado en la solución rica, se considera solo en el caso de producir una solución acida limpia, no se valoriza en los casos de producir una solución acida con presencia de arsénico (se considera igual a la actual a pesar de disminuir al menos el 50% de la concentración actual).
precio ácido	US\$/ton	Tomado de estimaciones de mercado del ácido sulfúrico, se considera 75% del valor estimado dado que es una solución acida.
Ingreso por Ácido	MUS\$/año	Valor total del ácido recuperado
Transporte	US\$/año	Corresponde a al nuevo costo de transportes de soluciones, se considera igual al ahorro del costo de transporte de lodos. Esto implica que el usuario se encuentra a poca distancia de y el transporte se puede realizar por cañerías.
Consumo Reactivos	US\$/año	Se refiere al consumo de reactivos del nuevo proceso.
Total	MUS\$/año	Flujo de caja
Inversión	MUS\$	Inversión del proyecto, calculado en base a cada etapa del proceso SX con factor adicional usual en proyectos de montaje. El valor de cada etapa es de US\$600.000 corresponde al suministro de una etapa en modalidad portátil para los flujos de diseño y considera todos los equipos e instrumentación necesaria para la operación, el factor adicional considerado corresponde a cañerías de conexión entre etapas, conexiones eléctricas, estanques de alimentación y descarga, movimientos de tierra, instalaciones secundarias y servicios. Supuesto: instalación en planta existente

Caso Extracción de ácido, Alamine 308

Elemento	Unidad	Año1	Año2	Año3	Año4	Año5	Año6	Año7	Año8	Año9	Año10	Año11	Año12	...	Año24	Año25
INGRESOS																
Agua	m3/año	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	...	114.240	114.240
Precio Agua	US\$/m3	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	...	2,0	2,0
Ahorro Total Agua	MUS\$/año	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	...	0,23	0,23
Ahorro Consumo Cal	MUS\$/año	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	0,87	...	0,87	0,87
Ahorro Reactivos Presio Arsénico	MUS\$/año	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	...	0,05	0,05
Ahorro Almacenamiento	MUS\$/año	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	...	0,23	0,23
Ahorro menor generacion	MUS\$/año	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	...	1,33	1,33
Acido Recuperado	Ton/año	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	4692,00	...	4692,00	4692,00
Precio acido	US\$/ton	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	...	75,00	75,00
Ingreso por Acido	MUS\$/año	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	0,35	...	0,35	0,35
EGRESOS																
Energía Base	MW	0,825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	...	825	825
Energía Adicional	MW	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	...	0,50	0,50
Ahorro de Energía	MW	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	...	0,32	0,32
Consumo EE Adicional	MWh/año	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	...	1.472	1.472
Tarifa Energía + Pot	US\$/kWh	180,0	180,0	180,0	180,0	180,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	...	100,0	100,0
Costo EE	MUS\$/año	- 0,26	- 0,26	- 0,26	- 0,26	- 0,26	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	...	- 0,15	- 0,15
Mano de Obra Oper.	MUS\$/año	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	...	-0,2784	-0,2784
Mantenimiento y Rep.	MUS\$/año	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	-0,17	...	-0,17	-0,17
Transporte Sol acida recuperada	US\$/año	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	-0,18	...	-0,18	-0,18
Consumo Nuevos Reactivos	US\$/año	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	-0,08	...	-0,08	-0,08
Total	MUS\$/año	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	...	1,06	1,06
Inversión		-8,4											-4,2			
Flujo de Caja		- 7,46	0,94	0,94	0,94	0,94	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	- 3,14	...	1,06	1,06

VAN	MUS\$	0,17
TIR	%	4%
Tasa Descuento	%	10%

Caso Extracción de Arsénico con co extracción de ácido, Cyanex 923

Elemento	Unidad	Año1	Año2	Año3	Año4	Año5	Año6	Año7	Año8	Año9	Año10	Año11	Año12	Año24	Año25
INGRESOS																
Agua	m3/año	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240
Costo Agua	US\$/m3	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Ahorro Total Agua	MUS\$/año	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23
Ahorro Consumo Cal	MUS\$/año	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14	2,14
Ahorro Reactivos Presip Arsénico	MUS\$/año	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17
Ahorro Almacenamiento	MUS\$/año	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58
Ahorro menor generacion residuos	MUS\$/año	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33	3,33
Acido Recuperado	Ton/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Precio acido	US\$/ton	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ingreso por Acido	MUS\$/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EGRESOS																
Energía Base	MW	0,825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825
Energía Adicional	MW	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
Ahorro de Energía	MW	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32
Consumo EE Adicional	MWh/año	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472	1.472
Tarifa Energía + Pot	US\$/kWh	180,0	180,0	180,0	180,0	180,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Costo EE	MUS\$/año	- 0,26	- 0,26	- 0,26	- 0,26	- 0,26	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15	- 0,15
Mano de Obra Oper	MUS\$/año	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784
Mantenición y Rep.	MUS\$/año	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19
Transporte Sol acida recuperada	US\$/año	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44	-0,44
Consumo Nuevos Reactivos	US\$/año	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12	-0,12
Total	MUS\$/año	2,27	2,27	2,27	2,27	2,27	2,39	2,39	2,39	2,39	2,39	2,39	2,39	2,39	2,39
Inversión		-9,6											-4,8		
Flujo de Caja		- 7,33	2,27	2,27	2,27	2,27	2,39	2,39	2,39	2,39	2,39	2,39	- 2,41	2,39	2,39

VAN	MUS\$	10,95
TIR	%	28%
Tasa Descuento	%	10%

Caso Extracción doble Alamine 308 y Cyanex 923

Elemento	Unidad	Año1	Año2	Año3	Año4	Año5	Año6	Año7	Año8	Año9	Año10	Año11	Año12	Año24	Año25
INGRESOS																
Agua	m3/año	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240	114.240
Precio Agua	US\$/m3	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Ahorro Total Agua	MUS\$/año	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23
.....																
Ahorro Consumo Cal	MUS\$/año	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38
Ahorro Reactivos Presip Ar	MUS\$/año	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21
Ahorro Almacenamiento	MUS\$/año	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64	0,64
	MUS\$/año	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49
Ahorro menor generacion residuos	MUS\$/año	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72
.....																
Acido Recuperado	Ton/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Precio acido	US\$/ton	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ingreso por Acido	MUS\$/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EGRESOS																
Energía Base	MW	0,825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825	825
Energía Adicional	MW	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94
Ahorro de Energía	MW	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53	0,53
Consumo EE Adicional	MWh/año	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357	3.357
Tarifa Energía + Pot	US\$/kWh	180,0	180,0	180,0	180,0	180,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Costo EE	MUS\$/año	- 0,60	- 0,60	- 0,60	- 0,60	- 0,60	- 0,34	- 0,34	- 0,34	- 0,34	- 0,34	- 0,34	- 0,34	- 0,34	- 0,34
.....																
Mano de Obra Oper	MUS\$/año	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784	-0,2784
Mantenión y Rep.	MUS\$/año	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19	-0,19
.....																
Transporte Sol acida recuperada	US\$/año	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49	-0,49
Consumo Nuevos Reactivos	US\$/año	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20	-0,20
.....																
Total	MUS\$/año	2,18	2,18	2,18	2,18	2,18	2,45	2,45	2,45	2,45	2,45	2,45	2,45	2,45	2,45
Inversión		-18											-9		
Flujo de Caja		- 15,82	2,18	2,18	2,18	2,18	2,45	2,45	2,45	2,45	2,45	2,45	- 6,55	2,45	2,45

VAN	MUS\$	2,02
TIR	%	6%
Tasa Descuento	%	10%

7. Análisis de Resultados

Experimentales

El plan experimental consistió en evaluar el comportamiento de dos reactivos de extracción por solventes para la extracción de ácido sulfúrico y Arsénico de una solución de ácido débil de una planta de ácido sulfúrico.

El objetivo es modificar el actual proceso de las plantas de tratamiento de ácido débil que neutralizan el ácido y precipitan el arsénico, generando una gran cantidad de lodo que debe disponerse en forma segura de acuerdo a la ley para residuos peligrosos, por un proceso de extracción por solventes que recupera ácido o extrae el arsénico de la solución dejando un efluente ácido con baja concentración de Arsénico

El estudio considera un efluente actual con una composición de 106 g/l de ácido sulfúrico y 4,65 g/l de Arsénico.

Modificación del circuito de lavado para concentrar el efluente.

Los experimentos realizados confirman que la extracción de ácido presenta una mayor eficiencia para concentraciones más altas de ácido sulfúrico que 106 g/l, como indicaban algunos trabajos anteriores. Por este motivo se modificó el proceso de lavado en contracorriente de forma tal de obtener un efluente más concentrado, que resulte más adecuado para el proceso de extracción por solventes, las concentraciones del efluente a tratar se definen en 10 g/l de arsénico y 280 g/l de ácido sulfúrico. Las pruebas para los dos extractantes se realizaron con una solución de: As 10 g/l y 279,2 g/l de ácido sulfúrico.

Comportamiento de los extractantes

Los reactivos evaluados son: ALAMINE 308 y CYANEX 923. En el caso del alamine 308 especificaciones de fabricantes y estudios anteriores indican que este reactivo extrae ácido sulfúrico con buena selectividad respecto del Arsénico. El Cyanex 923, es un reactivo que extrae arsénico desde soluciones acidas, pero a las vez co-extrae ácido sulfúrico.

Este estudio permitió confirmar la capacidad de extracción de ambos reactivos, técnicamente las dos opciones cumplen su función, sin embargo la extracción alcanzada es baja si se compara por ejemplo con los reactivos usados en la extracción por solventes de cobre.

En ambos casos se usó el máximo porcentaje de extractante recomendado por los fabricantes, La fase orgánica con reactivo Cyanex está compuesta por 50% de extractante y 50% de diluyente ShellSol 2306. La fase orgánica con Reactivo Alamine 308 está compuesta por 20% de extractante, 10% de Isodecanol y 70% de Scaid 110. Otro aspecto importante de considerar es que la comparación entre los reactivos no es directa por cuanto no son usados con objetivos similares e incluso pueden trabajar en forma complementaria.

Alamine 308

Los resultados obtenidos con el extractante Alamine 308 indican buena selectividad de ácido respecto del arsénico, no se observó una tendencia clara de co-extracción de arsénico en los experimentos realizados, por lo que se considera que este reactivo no presenta co-extracción de Arsénico en las condiciones estudiadas.

Con respecto a la extracción de ácido, presenta una baja eficiencia de extracción y re extracción por lo que es necesario trabajar con tres etapas de extracción para obtener extracciones del orden de 30-35% de extracción

En el caso de la re extracción, se optimizó y se consideró como variable relevante del proceso a la temperatura, por eso se realizaron pruebas de extracción a temperatura ambiente y a 50 °C, con esto se logró aumentar la extracción de 30,8 % a 37,2%. Para dos etapas en contra corriente.

Otro aspecto importante que queda definido por la eficiencia del extractante son las concentraciones de solución rica y solución pobre (refino) que genera el proceso. En este caso, la solución rica generada contiene solo 38 g/l de Ácido Sulfúrico, considerando que se parte de una solución de 274,3 g/l. El refino o solución pobre del tratamiento de extracción por solventes para la solución de alimentación de este estudio contiene 190 g/l de ácido sulfúrico.

La isoterma de extracción de ácido sulfúrico con Alamine 308 presenta un aumento de la pendiente entorno a los 225 g/l de ácido sulfúrico en la solución de entrada, lo que confirma la información de estudios anteriores que indican que el mecanismo de extracción por solvatación extrae 1 molécula de ácido por 2 moléculas del extractante para concentraciones de hasta 1M de ácido y 1 molécula de ácido por 1 molécula de extractante para soluciones más ácidas.

Las principales características del proceso diseñado para la extracción por solventes de ácido sulfúrico con Alamine 308 se presentan en las tablas siguientes:

Tabla 7.28: Etapa de Extracción.

Unidad	Unidad	Isoterma de Extracción Ácido Solución 10,0 g/l As, 279,2 g/l H ₂ SO ₄
Extractante		ALAMINE 308
[H ₂ SO ₄]Ac Entrada	g/l	280.0
[H ₂ SO ₄]Ac Salida	g/l	190.0
Extracción H ₂ SO ₄	%	32.1%
N° Etapas	c/u	3
O/A		1.3
[H ₂ SO ₄] OC	g/l	80.0
[H ₂ SO ₄] OD	g/l	10.0
		Coextracción de H ₂ SO ₂ No Significativa

Tabla 7.29: Etapa de Re Extracción.

Unidad	Unidad	Isoterma de Re Extracción Ácido Solución Agua a 50°C
Solución Re extracción		Agua
[H ₂ SO ₄] OC	g/l	78.0
[H ₂ SO ₄] OD	g/l	49.0
Extracción H ₂ SO ₄	%	37.2%
N° Etapas	c/u	2
O/A		1.0
[H ₂ SO ₄]Ac Avance	g/l	38.0
[H ₂ SO ₄]Ac Spent	g/l	9.0
		Coextracción de H ₂ SO ₂ No Significativa

La comparación de los resultados obtenidos, con la eficiencia del proceso de extracción por solventes para otros elementos, indican una eficiencia moderada del proceso.

Cytec 923

La fase experimental confirma la capacidad de extraer Arsénico y la co-extracción de Ácido al extraer arsénico de este extractante, dada la mayor extracción relativa de arsénico, se considera un como un extractante de arsénico.

La extracción de arsénico alcanza 77% y 21,8% de ácido sulfúrico en 4 etapas contracorriente, para una solución de alimentación que contiene 10 g/l de As y 275 g/l de ácido sulfúrico.

De acuerdo a los resultados obtenidos la extracción de arsénico predomina sobre la extracción de ácido en el sentido que el orgánico primero captaría el arsénico y luego la molécula de ácido sulfúrico, este resultado se puede observar en la prueba de extracción con bajo contenido de Arsénico (6 g/l), para igual contenidos de ácido (275 g/l), en esta se extrae menos arsénico 71.7% y más ácido 34,5%.

Para el caso de la re extracción se evaluó para una condición a temperatura ambiente de 22°C y para un proceso a 50°C, la re extracción de arsénico aumentó de 36,0% a 73,3% en cambio la re extracción de ácido solo aumentó de 31,4% a 36,4%. En este caso la temperatura tiene un efecto muy positivo sobre el proceso dado que aumenta la re extracción de arsénico y aumenta la selectividad del proceso dado que la extracción de ácido aumenta en una proporción muy baja respecto del arsénico al trabajar a una temperatura de 50°C.

Otro aspecto importante que queda definido por la eficiencia del extractante son las concentraciones de solución rica y solución pobre (refino) que genera el proceso. En

este caso, la solución rica generada contiene solo 38 g/l de Ácido Sulfúrico, a partir de una solución de 280 g/l.

El refino o la solución pobre del tratamiento de extracción por solventes para la solución de estudio contiene 2,3 g/l de arsénico y 215 g/l de ácido sulfúrico.

Las principales características del proceso diseñado para la extracción por solventes de arsénico y co-extracción de ácido sulfúrico con Cyanex 923 se presentan en las tablas siguientes:

Tabla 7.30: Etapa de Extracción.

Unidad	Unidad	Isoterma de Extracción Arsénico Solución 10,0 g/l As, 279,2 g/l H ₂ SO ₄
Extractante		CYANEX 923
[As]Ac. Entrada	g/l	10.0
[As]Ac. Salida	g/l	2.3
Extracción As	%	77.0%
N° Etapas	c/u	4
O/A		1.3
[As] OC	g/l	7.5
[As] OD	g/l	1.8
		Coextracción de H ₂ SO ₄
[H ₂ SO ₄]Ac Entrada	g/l	275.0
[H ₂ SO ₄]Ac Salida	g/l	215.0
Extracción H ₂ SO ₄	%	21.8%
[H ₂ SO ₄] OC	g/l	103
[H ₂ SO ₄] OD	g/l	60

Tabla 7.31: Etapa de Re Extracción.

Unidad	Unidad	Isoterma de Re Extracción Arsénico Solución Agua a 50°C
Solución Re Extracción		CYANEX 923
[As] OC	g/l	7.5
[As] OD	g/l	2.0
Re Extracción As	%	73.3%
N° Etapas	c/u	2
O/A		1.0
[As] Avance	g/l	7.5
[As] Refino	g/l	2.0
		Coextracción de H ₂ SO ₄
[H ₂ SO ₄] OC	g/l	110.0
[H ₂ SO ₄] OD	g/l	70.0
Extracción H ₂ SO ₄	%	36.4%
[H ₂ SO ₄] Avance	g/l	80
[H ₂ SO ₄] Spent	g/l	45

Simulaciones de proceso.

Una vez obtenidas las bases de diseño en la etapa experimental se integró la información obtenida en un balance de masa que evalúa diferentes alternativas de proceso a objeto de seleccionar aquellas que cumplan de forma más integral con el objetivo de este trabajo.

La evaluación del proceso completo a través del balance de masa simulado en Super Pro 8.0 permite incorporar al proceso actual, un proceso de extracción por solventes con bases de diseño definidas a partir de los datos obtenidos en la etapa experimental, que permite tratar el EPAS procesado actualmente en forma directa por neutralización y precipitación.

La evaluación y el impacto de las modificaciones implementadas al proceso de tratamiento de efluentes de planta de ácido sulfúrico se estudian con una simulación en el programa SuperPro Designer 8.0

Este programa permite simular el proceso completo incorporando todas las modificaciones que proyecta este trabajo para lograr los objetivos planteados, en las simulaciones se ha considerado lo siguiente: Resultados experimentales desarrollados en la primera etapa de este estudio, modificaciones al proceso de limpieza de gases actual de forma de generar una solución adecuada para el proceso de extracción por solventes a fin de lograr una alta eficiencia y finalmente una simulación considerando el uso de los dos extractantes en serie.

Para cada una de las alternativas se determina el balance de masa del sistema para agua, arsénico y ácido sulfúrico.

Por características del programa la simulación solo funciona en lazo abierto por lo que se debe buscar manualmente el cierre del balance para los flujos que trabajan en circuito cerrado como la fase orgánica de los procesos de extracción por solventes.

Respecto de los resultados obtenidos en la simulación se destaca lo siguiente: Los balances de masa se cierran adecuadamente y permite definir de forma confiable las bases para una evaluación económica de las alternativas de proceso.

Con el modelo se pueden explorar múltiples opciones de modificaciones en el proceso integral, sin embargo las propuestas en este trabajo son las más fáciles de implementar y generan menor impacto en el proceso actual, por eso se incorporan al final del proceso existente de forma tal de que su posible implementación a una escala mayor no implique una modificación al sistema actual y genere un menor rechazo en las Operaciones existentes.

Con la simulación se puede observar claramente los efectos de las modificaciones en el proceso global, como menor uso de agua de proceso y la recirculación del efluente

ácido que permite obtener un efluente más concentrado, adecuado para el tratamiento de extracción por solventes.

Como medida inicial para la implementación del proceso de extracción por solventes se modifica el flow sheet del proceso actual de forma tal de generar una solución más adecuada para el tratamiento, con esta modificación se logra concentrar la solución inicial de 106,7 g/l de ácido sulfúrico y 4,29 g/l de arsénico y obtener una solución de 274,3 g/l de ácido sulfúrico y 11,01 g/l de arsénico.

Sobre esta solución se simuló la implementación de tres alternativas de extracción por solventes.

- I. Extracción de ácido sulfúrico con Alamine 308
- II. Extracción de arsénico con co extracción de ácido sulfúrico usando Cyanex 923
- III. Extracción de Ácido sulfúrico y extracción de arsénico con co extracción de ácido sulfúrico usando Cyanex 923

En los tres casos se obtuvieron resultados positivos, generando una solución útil en diferentes calidades y cantidades, aprovechable en algún proceso de lixiviación cercano. Las características de los efluentes generados se presentan en la siguiente tabla, para efectos comparativos se presenta también la caracterización del EPAS del proceso actual

Tabla 7.32: EPAS Proceso Actual

	Proceso Actual		
	Volumen m3/h	Arsénico g/l	Ácido Sulfúrico g/l
Consumo de Agua	16.0		
EPAS	23.1	4.29	106.7

Tabla 7.33: EPAS Alternativas de proceso

	Extracción Ácido Sulfúrico			Extracción Arsénico-A. Sulfúrico			Extracción A. Sulf. y As-A. Sulfúrico		
	Volumen m3/h	Arsénico g/l	Ácido Sulf. g/l	Volumen m3/h	Arsénico g/l	Ácido Sulf. g/l	Volumen m3/h	Arsénico g/l	Ácido Sulf. g/l
Consumo de Agua	2.0			2.0			2.0		
Solución reutilizar	14.05	0.00	39.9	8.6	2.24	217	22.23	0.92	75.44
EPAS	9.0	11.61	189.6	12.47	6.09	48,24	12.33	6.34	40.46

De las tres soluciones generadas, con probabilidades de ser reutilizadas, se destaca la generada por la opción de extracción de ácido dado que genera una solución acida sin presencia de arsénico, con 39,9 g/l de ácido.

En cambio la solución a reutilizar en el proceso de extracción de arsénico y co extracción de ácido, genera una solución con mayor acidez, 217 g/l, no obstante presenta un contenido de arsénico de 2,24 g/l.

En el caso que se trabaja usando dos procesos de extracción por solventes en serie, se produce una solución con contenidos intermedios a los anteriores, ácido 75,4 g/l y Arsénico 0,92 g/l.

Desde el punto de vista ambiental la primera solución generada, libre de arsénico es la mejor alternativa, sin embargo considerando que las soluciones generadas en la opción 2 y 3, son mejores a la situación actual, se someterán a una evaluación económica las tres opciones.

Evaluación Económica

La evaluación económica de las 3 alternativas estudiadas presentan resultados positivos respecto del caso actual que considera el tratamiento tradicional de neutralización y precipitación de arsénico para la EPAS Actual: 23,1 m³/h, 4,26 g/l de Arsénico y 106,7 g/l de ácido sulfúrico.

La tabla siguiente presenta los indicadores de la evaluación económica

Tabla 7.34: Indicadores de evaluación económica

Caso Extraccion Acido con Alamine 308			Caso Extraccion de acido sulfurico con Alamine y Arsenico-Acido con CYanex 923			Caso Extraccion de Arsenico-Acido con CYANEX 923		
VAN	MUS\$	0.17	VAN	MUS\$	2.02	VAN	MUS\$	10.95
TIR	%	4%	TIR	%	6%	TIR	%	28%
Tasa Descuento	%	10%	Tasa Descuento	%	10%	Tasa Descuento	%	10%

Los resultados de esta tabla muestran mejor evaluada la opción de extracción de arsénico y co-extracción de ácido (Cyanex 923), sin embargo la solución a reutilizar contiene arsénico, aunque del orden de 50% de la solución inicial. La aceptación de esta alternativa de limpieza parcial se definirá en función de la normativa vigente, políticas de la empresa productora y criterios técnico-económicos.

Para el caso de la solución limpia generada, extracción de ácido sulfúrico con Alamine 308, el flujo de caja es levemente positivo, esto indica que su implementación sería económicamente neutra respecto del caso actual y ambientalmente óptima.

8. Conclusiones y Recomendaciones

Desde el punto de vista técnico se verificó la capacidad para extraer arsénico desde soluciones acidas del extractante Alamine 308, presentando una buena selectividad respecto del ácido sulfúrico, lo que permite calificarlo para este sistema como un extractante de arsénico.

Los resultados obtenidos indican una baja eficiencia de extracción y re extracción por lo que se requieren 3 etapas de extracción y 2 de re extracción, con esta configuración se logró alcanzar eficiencias de 32,1% y 37,2% respectivamente.

En el caso del Extractante Cyanex 923 el extractante extrae arsénico y co extrae ácido, en el caso del ácido, para las etapas de extracción y re extracción se logran eficiencias de 77,0% de y de 73,3% respectivamente, para el caso del arsénico se logran co extracciones de 21,8% y 36,4% para las etapas de re extracción y re extracción respectivamente, estos resultados indican que el extractante en evaluación presenta una baja eficiencia.

Los resultados obtenidos indican desde el punto de vista técnico del proceso de extracción por solventes, que ambas alternativas de extractantes son factibles de implementar para extraer ácido sulfúrico y/o arsénico, sin embargo la eficiencia del proceso es baja.

La simulación del proceso global modificado para cada alternativa de proceso estudiada ha sido realizada en Super Pro 8.0. Las simulaciones muestran que las 3 alternativas pueden ser implementadas en Planta.

En el proceso modificado, para cada alternativa se genera un EPAS y una solución que podría ser reutilizada. La alternativa de extracción de ácido sulfúrico con Alamine 308 produce una solución acida limpia de arsénico, en cambio la alternativa de extracción de arsénico con Cyanex 923 co-extrae ácido, generando una solución con potencial de reutilización que contiene una concentración del orden del 50% del efluente actual. El caso con ambos procesos de extracción en serie, generan una solución a reutilizar con contenidos de ácido sulfúrico y arsénico intermedios a los anteriores.

La evaluación económica de todas las alternativas es levemente positiva, frente al caso base de evaluación económica que es tratar el EPAS actual por la vía tradicional de neutralización y precipitación de arsénico, situación que en la práctica no se realiza dado que el EPAS se envía directo a operaciones de lixiviación.

La alternativa de extracción de arsénico y co-extracción de ácido con Cyanex 923 es la alternativa con mejores indicadores económicos, sin embargo la presencia de arsénico en la solución puede afectar su opción de recirculación y se requiere analizar otras consideraciones que escapen a los objetivos de este trabajo.

Desde el punto de vista ambiental, solo la alternativa de extracción de ácido sulfúrico con Alamine 308 se justifica dado que la solución con potencial de reutilización es la única que presenta concentraciones de arsénico similares a un tratamiento tradicional de Neutralización y precipitación, adicionalmente esta alternativa reduce los residuos

sólidos y reutiliza el ácido presente en la solución en otros procesos mineros, por lo que cumple los objetivos de este trabajo.

Las alternativas de proceso propuestas son factibles técnicamente pero de baja eficiencia, sin embargo a pesar de esto la evaluación económica de ellas resulta levemente positiva respecto del tratamiento tradicional, por este motivo se recomienda estudiar las alternativas presentadas a nivel de prueba de laboratorio continua y optimizar el proceso de forma tal mejorar los indicadores o descartar estas opciones.

La evaluación económica positiva de alternativas de proceso de baja eficiencia, respecto del tratamiento tradicional, muestran claramente que el proceso actual es muy ineficiente e invita a ser modificado, por esta u otra vía de tratamiento.

Bibliografía

- [1] Hugo Petersen - competence in gas cleaning systems downstream nonferrous metallurgical plants. A Schulze. The Southern African Institute of Mining and Metallurgy Sulphur and Sulphuric Acid Conference (2009)
- [2] Adaptado de Extractive Metallurgy of Copper 4ta edition. G.W.DAVENPORT Elsevier Science Ltd. (2002)
- [3] Fundamentals of Air Pollution Engineering, Chap. 7, Removal of Particles from Gas Streams. Flagan and Seinfeld Prentice Hall (1988).
- [4] Adaptado de Sulfuric Acid Manufacture William G. Davenport Tucson, Arizona, Matthew J. King Perth, Western Australia. Elsevier Science, (2005).
- [5] Adaptado de Estudio Modernización circuito cobre, Ingeniería de perfil DOE RUN PERU (2005).
- [6] Handbook of Sulphuric Acid Manufacturing. Douglas Louie (2005).
- [7] Handling of fluctuating and low-strength SO₂ gases an overview. Klaus Hasselwander. The Southern African Institute of Mining and Metallurgy Sulphur and Sulphuric Acid Conference (2009)
- [8] Outotec® Sulfuric Acid Plants in web. Outotec Oyj. (2012)
- [9] Adaptado de Comprehensive industry document sulphuric acid plant, COINDS/69 (2007)
- [10] (a) Treatment of copper smelting and refining wastes, Report of investigation 1994 D.K. Steele, K.S Gritton. (b) Extractive Metallurgy of Copper, G.W.DAVENPORT 4ta edition. (c), (d), (e), (f). Sistema de evaluación ambiental. Chile.
- [11] The Science of Treating Acid Mine Drainage and Smelter Effluents Bernard Aubé, P. Eng., M.A.Sc. aube@enviraube.com. infomine.com (2004).
- [12] Wastewater Treatment Technologies *Development Document for the CWT Point Source Category*, Chapter 8 <http://water.epa.gov> (2000).
- [13] Arsenic management in the metallurgical Industry, Armando Valenzuela, (2000). Mémoire présenté à la Faculté des études supérieures de l'université Laval pour l'obtention du grade de maître ès sciences (MSc.)
- [14] An overview of the recovery of acid from spent acidic solutions from steel and electroplating industries (Review) Archana Agrawal, K.K. Sahu Journal of Hazardous Materials, Available online (25 June 2009)
- [15] purification of copper electrolyte with Cyanex 923, Chun Wang. Kaixi Jlang, Daxingliu and Haibel Wang. Beijing General Research institute of Mining and Metallurgy Beijing, P.R. China. ISEC (2002)

- [16] Removal of arsenic from sulphuric acid solutions, M. Winiewski. Institute of Chemical Technology and Engineering, Poznan University of Technology, 60-965 Poznan, Poland, Journal of Radioanalytical and Nuclear Chemistry, Vol. 228, Nos 1 2 (1998) 105-108
- [17] Extraction of arsenic from sulphuric acid solutions by Cyanex 923, Institute "Chemical Technology and Engineering, Poznan University of Technology", 60-965 Poznan, Poland, Hydrometallurgy 46 (1997) 235-241
- [18] Effect of extractant on arsenic(V) recovery from sulfuric acid solutions M. B. Bogacki, M. Wigniewski, J. Szymanowski Institute of Chemical Technology and Engineering, Poznań University of Technology, P1. M. Skłodowskiej-Curie 2, 60-965 Poznań, Poland. Received September 17, (1997)
- [19] Extraction of As(V) from sulphuric acid solutions by Cyanex 925 F.J. Alguacil Rev. Metal. Madrid, 34. mayo, (1998)
- [20] Extraction of arsenic(III) and arsenic(V) with Cyanex 925, Cyanex 301 and their mixtures L. Iberhan, M. Wisniewski. Institute of Chemical Technology and Engineering, Poznan. University of Technology, Pl. M. Skłodowskiej Curie 2, 60-965 Poznan, Poland. Hydrometallurgy 63 (2002) 23–30
- [21] Pilot Plant study of sulfuric acid extraction from a nickel electrolyte using ALAMINE 308 Karen Voogt, Kathryn C Sole, and Lesley J Bryson, The Southern African Institute of Mining and Metallurgy Base Metals Conference (2009)
- [22] Removal of Sulphuric Acid from Electrowin Solutions by Reactive Extraction Using Alamine 336 in Isodecanol-Shell sol 2325 Solvent Mixture Felix W. Ntengwe Copperbelt University, School of Technology, Chemical Engineering Department, 4662 Jambo Drive, Riverside, Box 21692, Kitwe, Zambia. Int.J. ChemTech. Res. (2010), 2(4)
- [23] Liquid–liquid extraction of sulphuric acid from zinc bleed stream Archana Agrawal , S. Kumari, K.K. Sahu Metal Extraction and Forming Division, National Metallurgical Laboratory, Jamshedpur-831007, India. Hydrometallurgy 92 (2008) 42–47
- [24] Hidrometalurgia, Fundamentos, Procesos y Aplicaciones Esteban Domic Capitulo 14 Extracción por Solventes-SX. (2001)
- [25] Removing Arsenic from Copper Smelter Gases, JOM • September (1999)
- [26] Curso Panamericano de metalurgia extractiva teoría y práctica de Extracción por Solventes. Andrés Reghezza I. Universidad de Concepción. (1987)
- [27] Alamine® 308 Solvent Extraction Reagent Technical Information Mining Chemicals February (2012) Page 1 of 2, in web.
- [28] Mining Chemicals Handbook, Cytec (2002)

Anexos

Anexo 1 Isotherma complementaria de Extracción de arsénico y ácido sulfúrico

Para solución con contenido de alto arsénico (10 g/l) y ácido 190 g/l de ácido sulfúrico con el reactivo Cyanex 923

Isothermas de Extracción y Re extracción y Determinación del número de etapas en contracorriente (Diagrama de MC.Cabe Thiele) para CYANEX 923

Inicialmente se graficó la isoterma de extracción o re extracción, luego se superpuso la línea de operación y determinó el número de etapas para la situación de equilibrio (diagrama de Mac Thiele)

La solución de alimentación en este caso ya se procesó con Alamine 308 y por lo tanto contiene 190 g/l de ácido sulfúrico y 10 g/l de arsénico.

El Reactivo Cyanex 923, para efectos de estudio se ha considerado como un extractante de Arsénico que co extrae ácido sulfúrico como un contaminante, por este motivo el número de etapas de la extracción de ácido sulfúrico queda determinada por el número de etapas definidas para el objetivo de extracción o re extracción de Arsénico Para este caso la eficiencia de extracción de arsénico es de 77% y para la re extracción es de 73,3%, dado que se consideró similar a la solución inicial a tratar.

En el caso del ácido que, que se ve afectado por la menor acidez de entrada, la eficiencia de extracción es de 10,5% y la de re extracción de 34,9%.

Las tablas siguientes presentan un resumen de los resultados de las isothermas de Extracción y re extracción y determinación del número de etapas en contracorriente del proceso, solo para la solución con alto arsénico, que corresponde al caso de estudio (simulación)

Unidad	Unidad	Isotherma de Extracción Arsénico Solución 10,0 g/l As, 279,2 g/l H2SO4
Extractante		CYANEX 923
[As]Ac. Entrada	g/l	10.0
[As]Ac. Salida	g/l	2.3
Extracción As	%	77.0%
N° Etapas	c/u	4
O/A		1.3
[As] OC	g/l	7.5
[As] OD	g/l	1.8
		Coextracción de H2SO2
[H2SO4]Ac Entrada	g/l	190.0
[H2SO4]Ac Salida	g/l	170.0
Extracción H2SO4	%	10.5%
[H2SO4] OC	g/l	43
[H2SO4] OD	g/l	32

Unidad	Unidad	Isoterma de Re Extracción Arsénico Solución Agua a 50°C
Extractante		CYANEX 923
[As] OC	g/l	7.5
[As] OD	g/l	2.0
Re Extracción As	%	73.3%
N° Etapas	c/u	2
O/A		1.0
[As] Avance	g/l	7.5
[As] Refino	g/l	2.0
		Coextracción de H2SO2
[H2SO4] OC	g/l	43.0
[H2SO4] OD	g/l	28.0
Extracción H2SO4	%	34.9%
[H2SO4] Avance	g/l	20
[H2SO4] Spent	g/l	5

Grafico Isoterma de Extracción Arsénico Solución Alto Arsénico, acido 190 g/l Cyanex 923

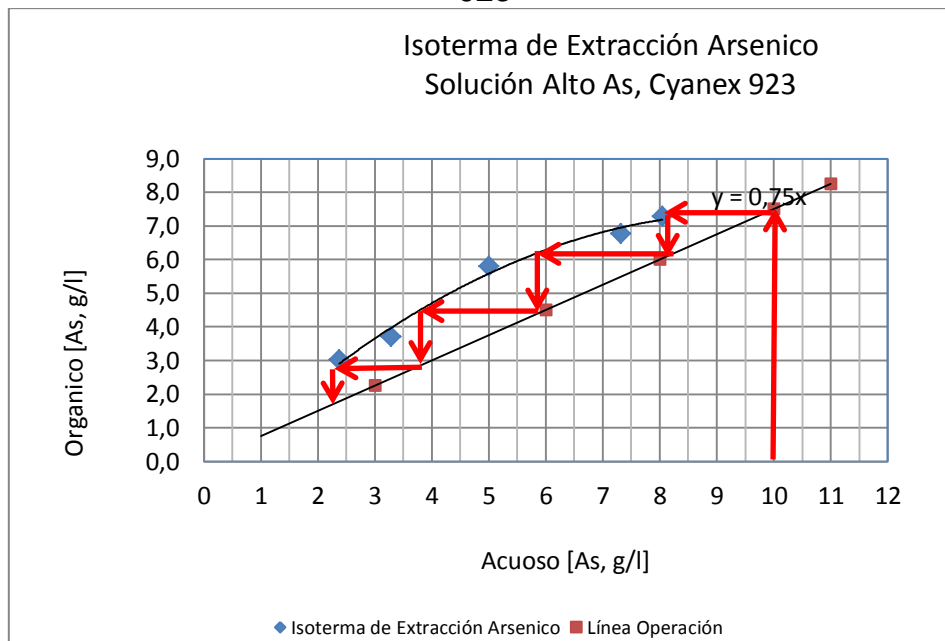


Grafico: Isoterma de Extracción Ácido Sulfúrico Solución Alto Arsénico, acido 190 g/l, Cyanex 923

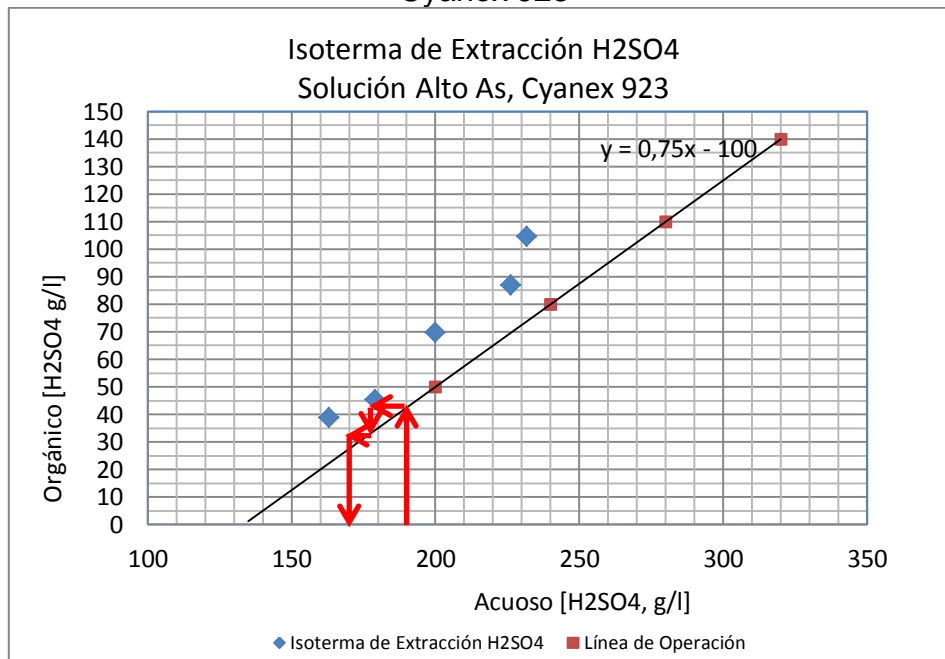


Grafico: Isoterma de Re Extracción Arsénico Temperatura 50°C, Cyanex 923

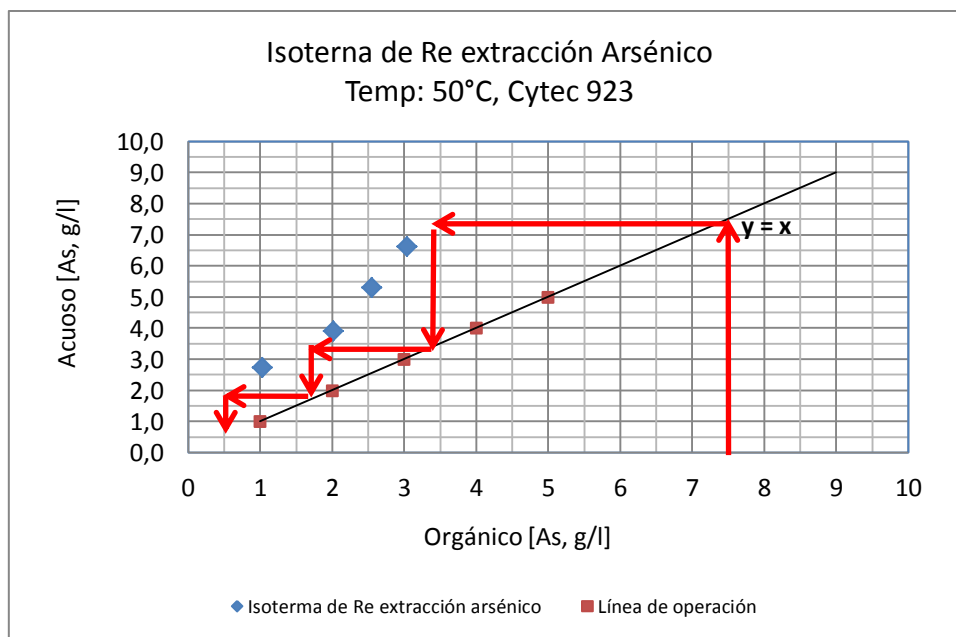
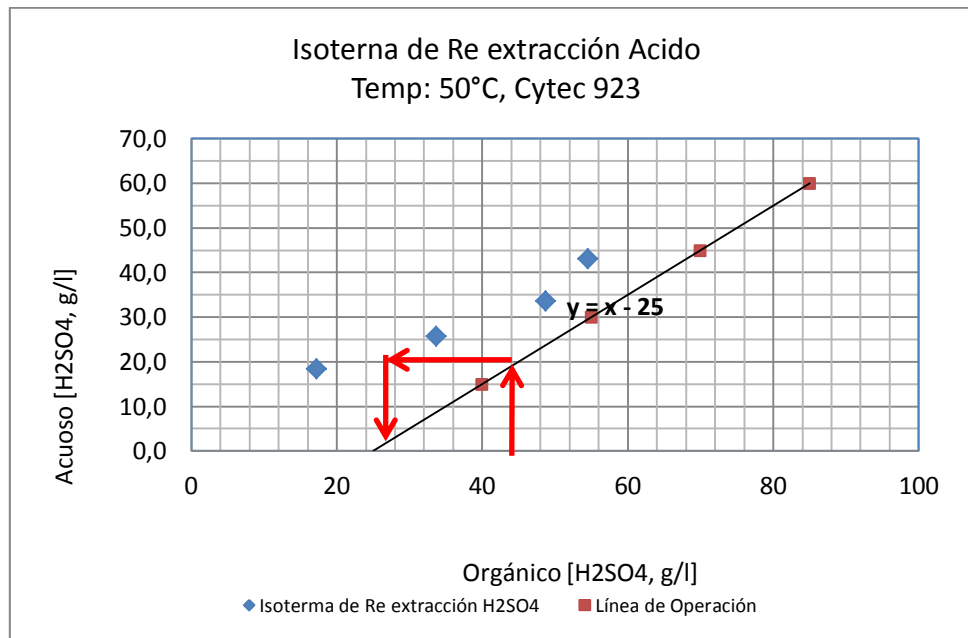


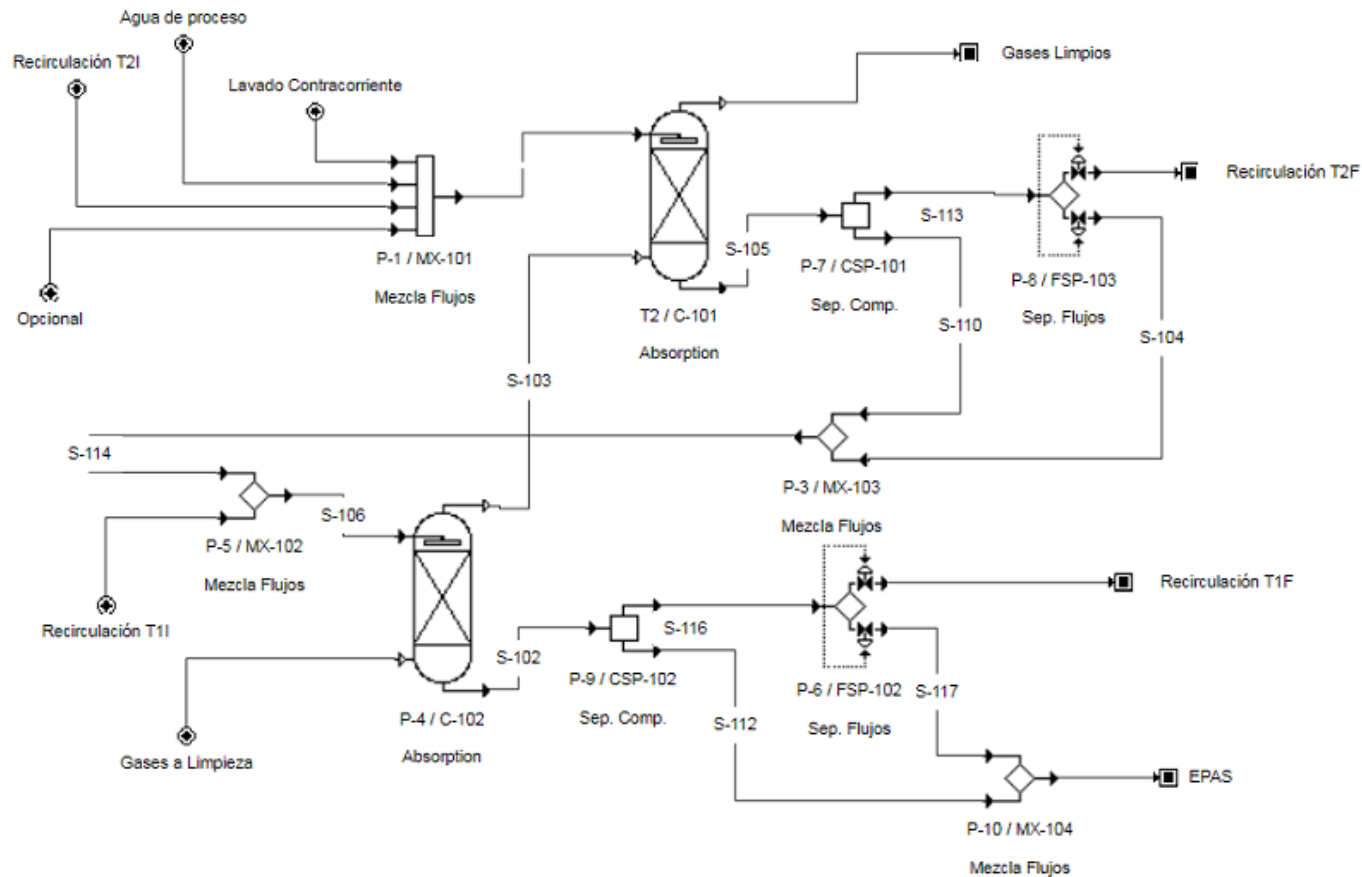
Grafico: Isoterma de Re Extracción Acido Sulfúrico Temperatura 50°C, Cyanex 923



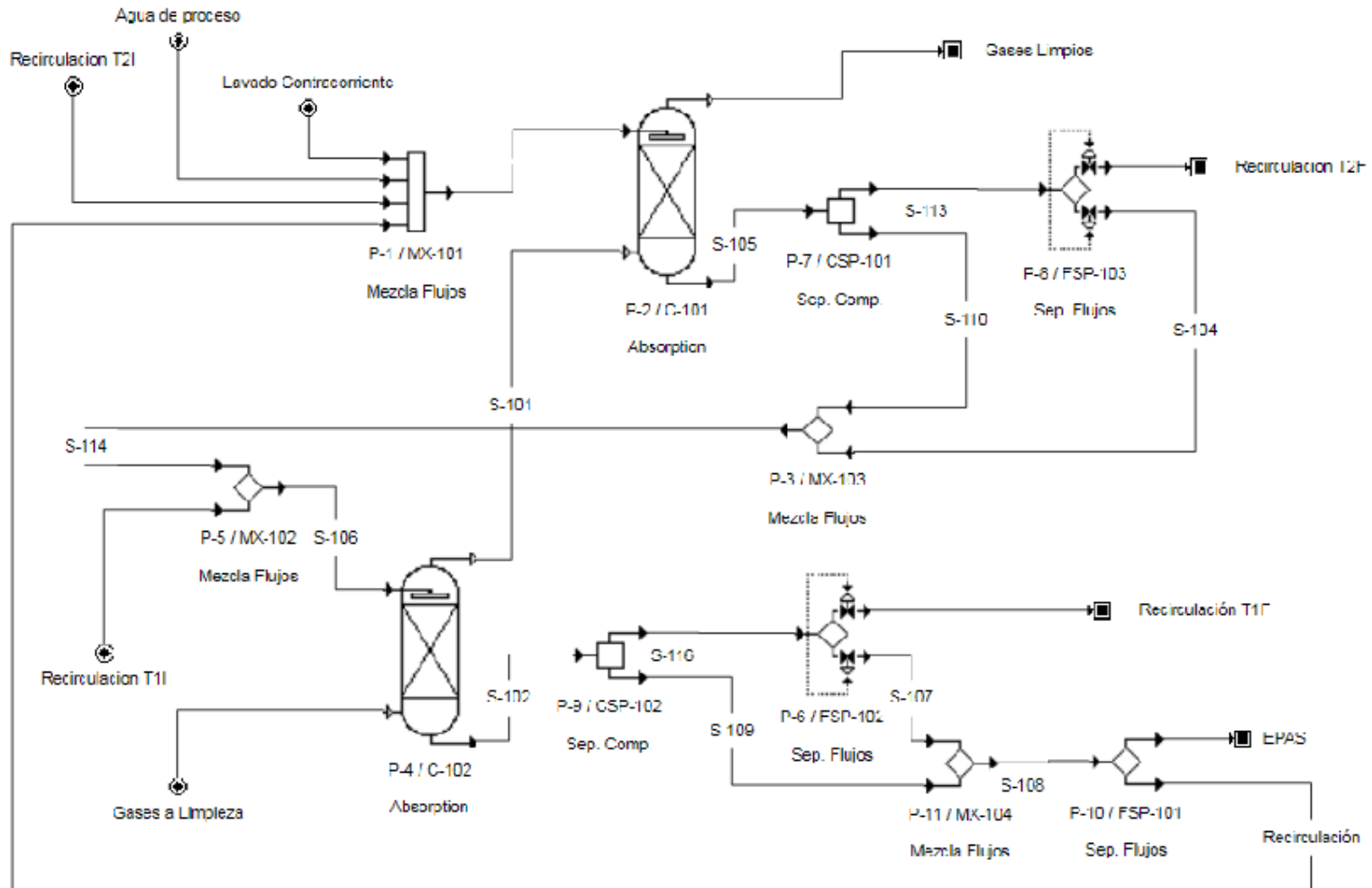
Anexo 2: Diagramas casos de proceso, simulación real en Super Pro 8.0

Este anexo presenta los diagramas reales de simulación para los casos de procesos simulados en SuperPro 8.0. incluyendo todas las herramientas que permiten simular el comportamiento del proceso y que en algunos casos son necesarias solo por efecto de la simulación.

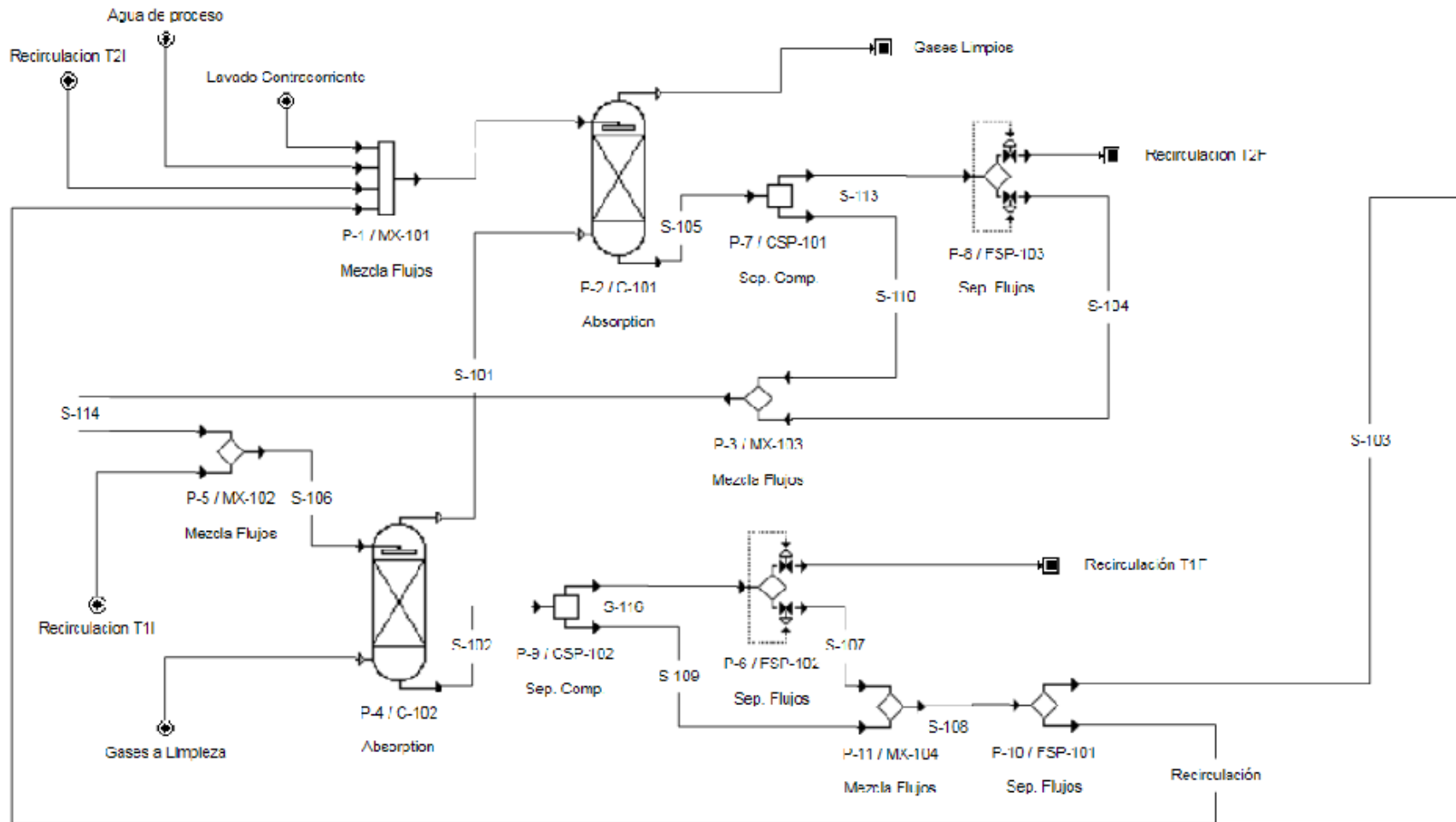
1. Caso proceso actual

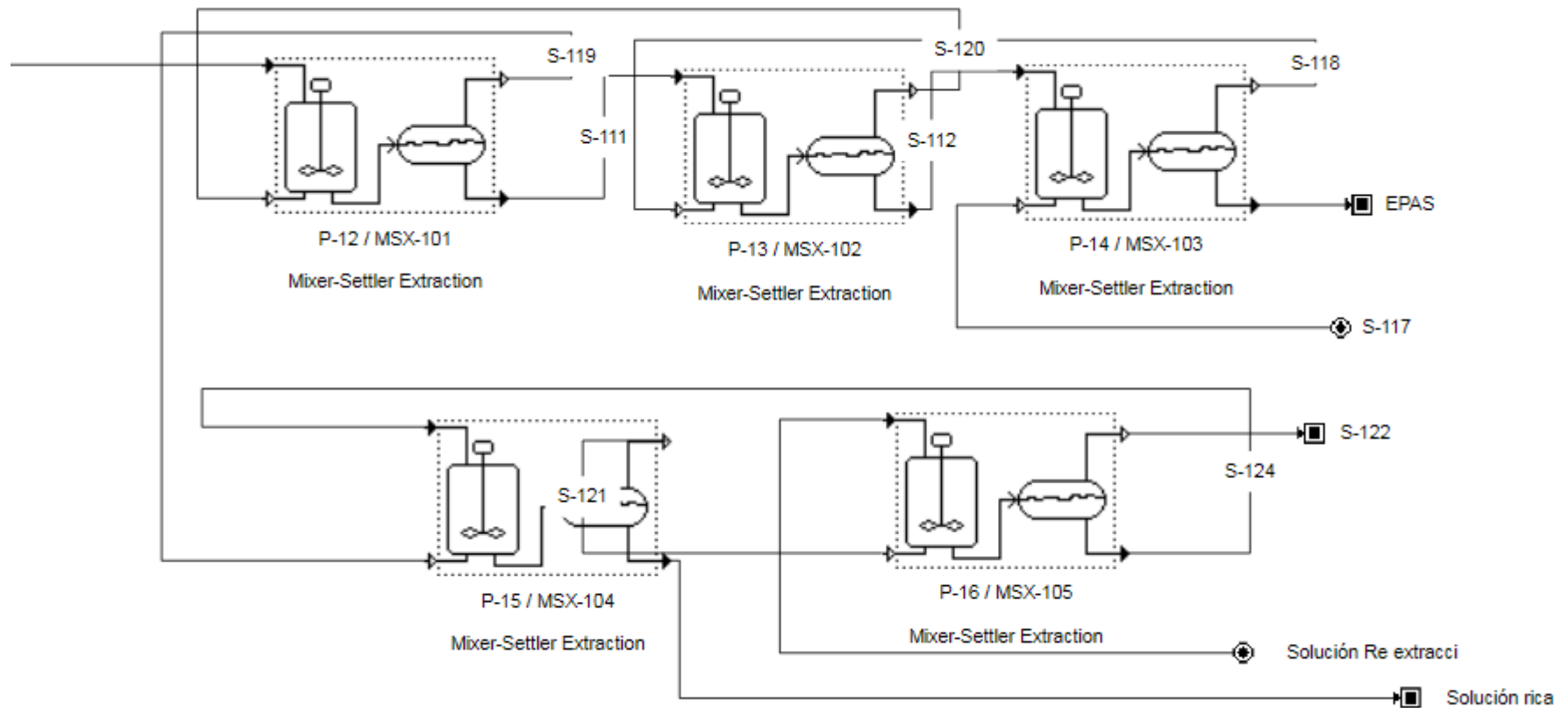


2. Caso Proceso con recirculación

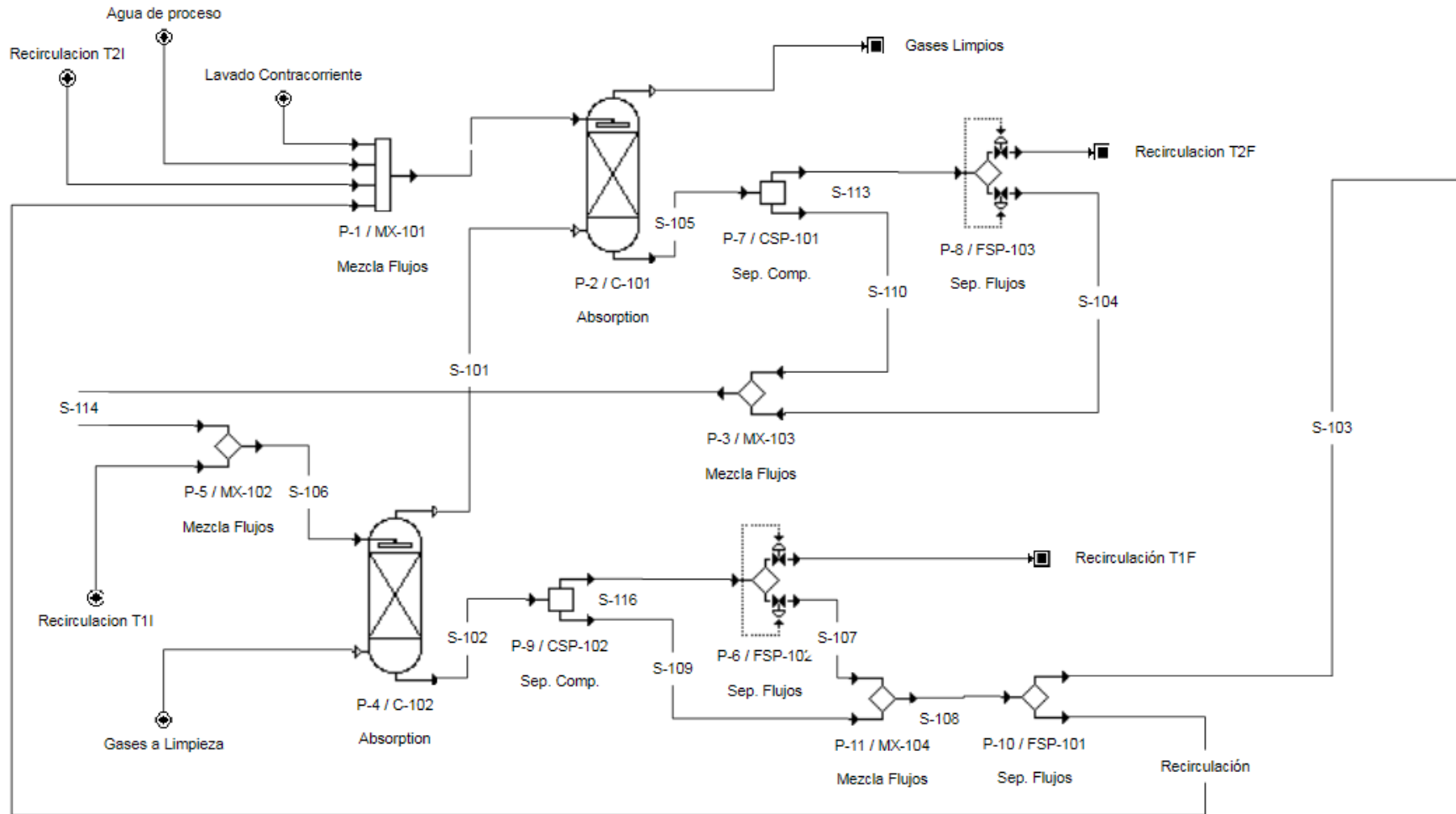


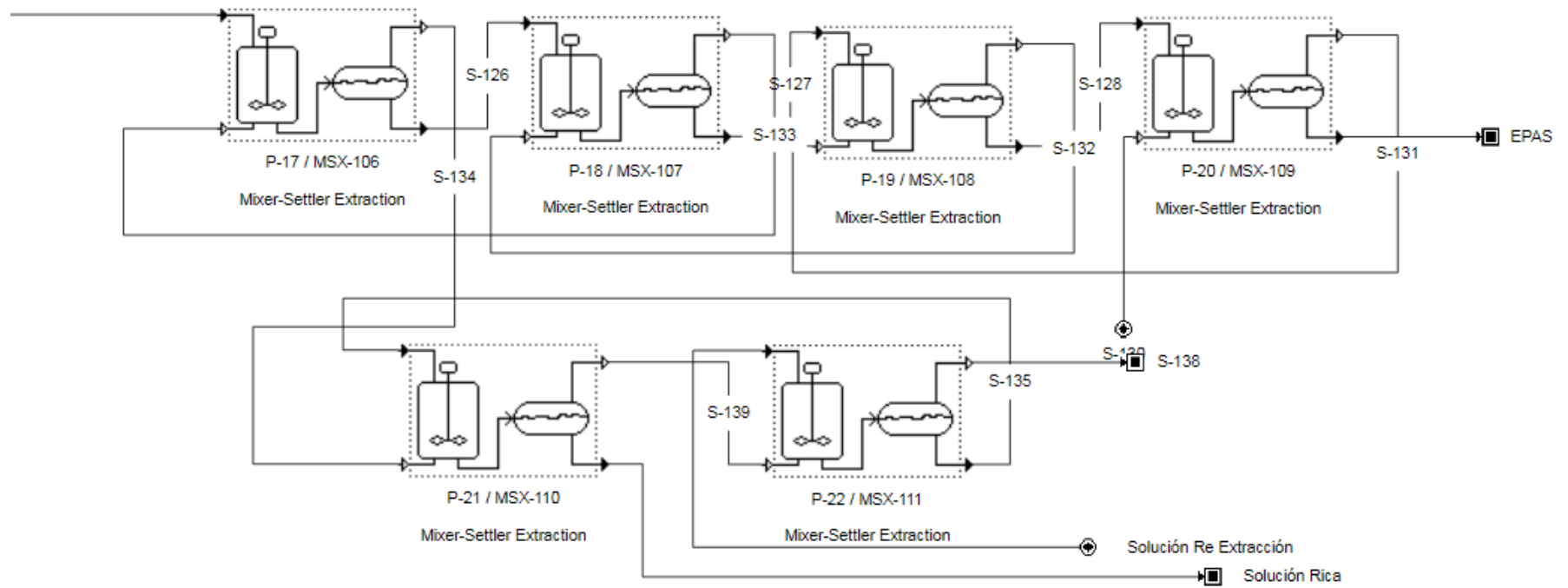
3. Caso proceso con extracción de ácido sulfúrico (Alamine 308)



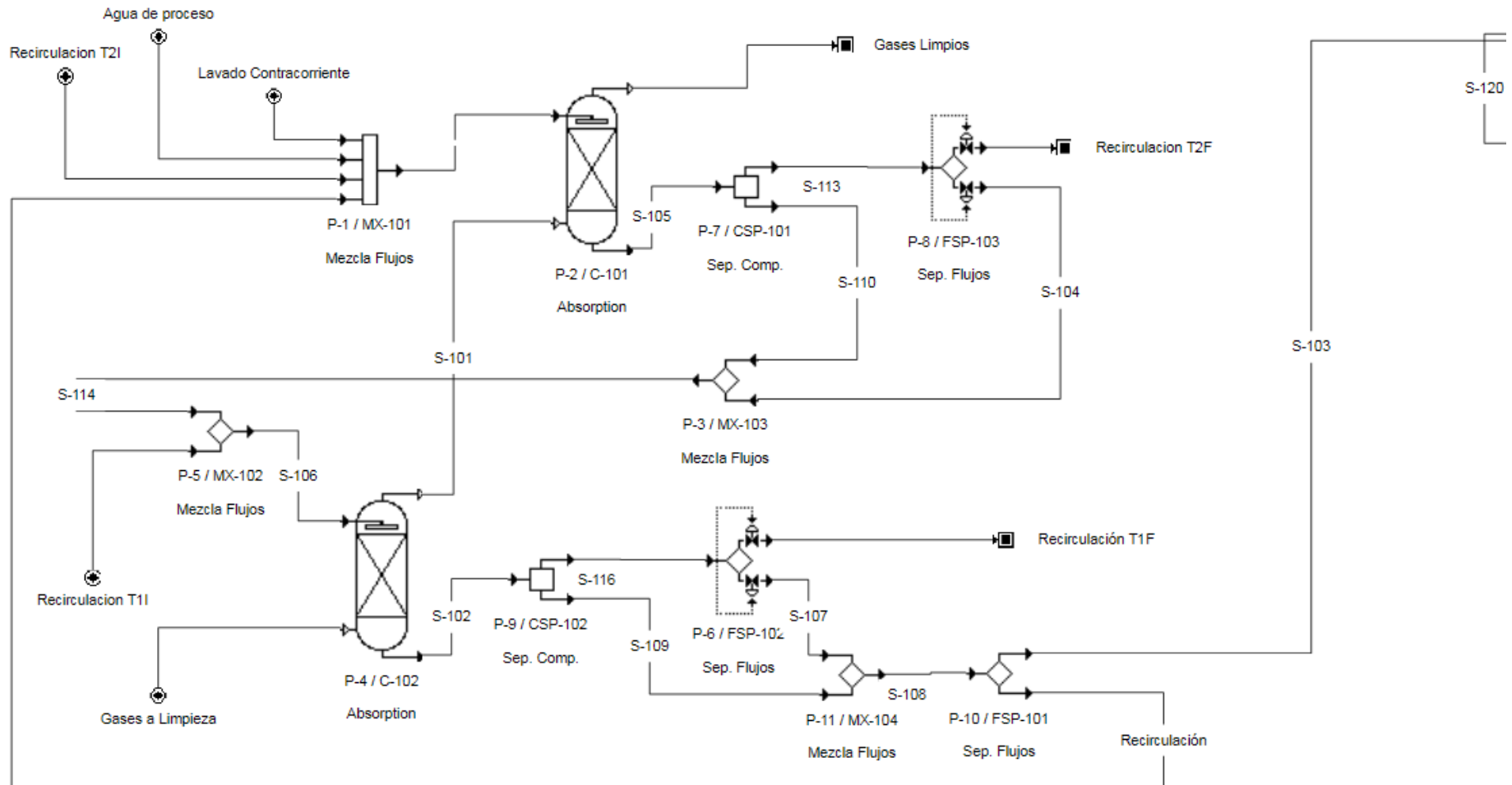


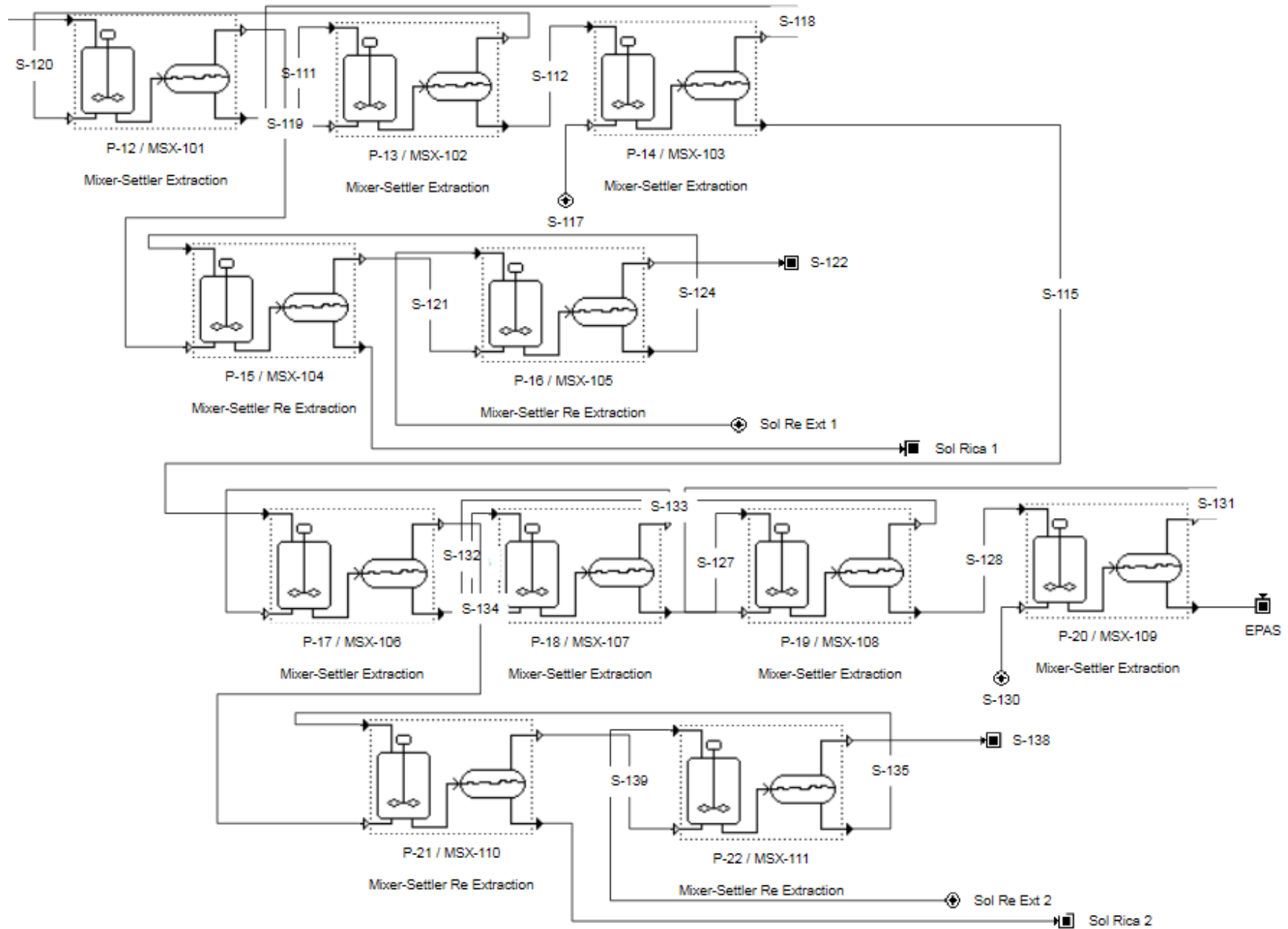
4. Caso proceso con extracción de arsénico con co extracción de ácido sulfúrico (Cyanex 923)





5. Caso proceso con extracción de ácido sulfúrico y extracción de arsénico con co extracción de ácido sulfúrico (SX con Alamine 308 y Cyanex 923 en serie)





Anexo 3 Evaluación Económica

3.1.- Balances de masa y concentración de las soluciones generadas

3.1.1.- Alamine 308

	Caso Base					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	16,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
EPAS	0	21,5		2,46		0,10
Perdidas	0	0	0	0,005	0	0,001
Total	21,5	21,5	2,465	2,465	0,1	0,1

	Efluentes Caso Base			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
Corriente	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	23,1	4,29	106,7	A Planta Tratamiento, No recircula

	Con Recirculación					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
EPAS	0	7,5		2,47		0,10
Pérdidas	0	0	0	0	0	0,001
Total	7,5	7,5	2,47	2,47	0,1	0,1

	Efluentes Caso con recirculación			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
Corriente	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	9,0	11,01	274,3	atamiento, No recircula

	Extracción de Acido (Alamine 308)					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
Solución Re Extracción	13,5					
Solución Rica		13,52		0,58		0,00
EPAS	0	7,5		1,89		0,10
Perdidas	0	0,013	0	0,003	0	0,001
Total	21,034	21,034	2,465	2,465	0,1	0,1

	Efluentes Extracción de Acido (Alamine 308)			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
Corriente	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	9,0	11,61	189,6	A otros usos
Solución Rica	14,05	0,00	39,9	A Planta de tratamiento, Si recircula

3.1.2.- Cyanex 923

Corriente	Caso Base					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	16,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
EPAS	0	21,5		2,46		0,10
Perdidas	0	0	0	0,005	0	0,001
Total	21,5	21,5	2,465	2,465	0,1	0,1

Corriente	Extracción de Arsenico-Coextracción Acido Sulfurico (Cyanex 923)					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
Solución Re Extracción	13,53					
Solución Rica		13,52		0,60		0,08
EPAS	0	7,5		1,87		0,02
Perdidas	0	0,013	0	0,003	0	0,005
Total	21,034	21,034	2,465	2,473	0,1	0,100

Corriente	Efluentes Caso Base			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	23,1	4,29	106,7	A Planta Tratamiento, No recircula

Corriente	Efluentes Extracción de Arsenico-Coextracción Acido Sulfurico (Cyanex 923)			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	8,6	2,24	217	A Planta Tratamiento, No recircula
Solución Rica	14,05	6,09	48,24	A Planta de tratamiento, Si recircula

Corriente	Con Recirculación					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
EPAS	0	7,5		2,47		0,10
Pérdidas	0	0	0	0	0	0,001
Total	7,5	7,5	2,47	2,47	0,1	0,1

Corriente	Efluentes Caso con recirculación			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	9,0	11,01	274,3	A Planta Tratamiento, No recircula

3.1.3.- Alamine308 + Cyanex 923

	Caso Base					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	16,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
EPAS	0	21,5		2,46		0,10
Perdidas	0	0	0	0,005	0	0,001
Total	21,5	21,5	2,465	2,465	0,1	0,1

	Efluentes Caso Base			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
Corriente	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	23,1	4,29	106,7	A Planta Tratamiento, No recircula

	Con Recirculación					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
EPAS	0	7,5		2,47		0,10
Pérdidas	0	0	0	0	0	0,001
Total	7,5	7,5	2,47	2,47	0,1	0,1

	Efluentes Caso con recirculación			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
Corriente	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	9,0	11,01	274,3	A Planta Tratamiento, No recircula

	Extracción de Acido (Al-308) y Arsenico-Coextracción Acido Sulfurico (Cy-923)					
	Agua		Acido		Arsénico	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Corriente	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h	ton/h
Agua de proceso	2,0					
Lavado Contracorriente	5,5		2,0			
Gases a limpieza	0		0,47		0,1	
Solución Re Extracción 1	13,52					
Solución Rica 1		13,52		0,84		0,00
Solución Re Extracción 2	11,90					
Solución Rica 2		11,90		0,50		0,08
EPAS	0	7,5		1,12		0,02
Perdidas	0	0	0	0,008	0	0,001
Total	32,921	32,921	2,465	2,466	0,1	0,100

	Efluentes Extracción de Arsenico-Coextracción Acido Sulfurico (Cyanex 923)			
	Volumen	Arsenico	Acido	Observación
Corriente	m3/h	g/l	g/l	
EPAS	8,2	2,49	136,6	A Otros usos
Solución Rica 1	14,06	0,00	59,9	A otros usos
Solución Rica 2	12,33	6,34	40,46	A Planta de tratamiento, Si recircula
Solución Otros Usos Prom.	22,23	0,92	88,09	

3.2.- Consumo de reactivos tratamiento de efluentes caso base

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 24	Año 25
H2SO4 en Solucion	kg/l	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11		0,11	0,11
As en Solución	g/l	4,29	4,29	4,29	4,29	4,29	4,29	4,29	4,29	4,29	4,29		4,29	4,29
Efluente	l/h	23.059	23.059	23.059	23.059	23.059	23.059	23.059	23.059	23.059	23.059		23.059	23.059
Consumo de Cal/acido	kg/kgAcido	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77
Consumo de Cal/acido		0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08
Consumo de Cal/acido	ton/dia	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12	45,12
Consumo de Cal/As	kg/kgAs	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85
Consumo de Cal/As		0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Consumo de Cal/As	ton/dia	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39	4,39
Consumo Total de Cal	ton/dia	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51	49,51
Días Operación		323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323
Consumo Total de Cal	ton/año	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992	15.992
Precio Cal	US\$/ton	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200
Total Cal Año	US\$/año	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335	3.198.335
Lodo producido	ton/año	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669	32.669
Precio Transporte	US\$/ton	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Total Transporte	US\$/año	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374	653.374
Precio Construcción	m3	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99
Precio Materiales	m3	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43
Costo Construcción	US\$/año	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360	326.360
Costo Materiales	US\$/año	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747	536.747
Total Almacenamiento	US\$/año	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107	863.107
Peroxido de hidrogeno	Kg/m3	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17
	kg/año	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388	30.388
	US\$/Kg	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94
	US\$/año	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504	28.504
Sulfato Ferroso	Kg/Kg-As	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39
	kg/año	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852	766.852
	US\$/Kg	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43
	US\$/año	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213	328.213
Polielectrolito A	g/Kg-H2SO4	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39
	kg/año	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390	7.390
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582	16.582
Polielectrolito B	g/Kg-H2SO4	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40
	kg/año	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423	64.423
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565	144.565
Total Reactivos Arsenico	US\$/año	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864	517.864
Total		5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680	5.232.680

3.3.- Consumo de reactivos tratamiento de efluentes alternativa evaluación

3.3.1.- Alamine 308

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 24	Año 25
H2SO4 en Solucion	kg/l	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19
As en Solución	g/l	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61	11,61
Efluente	l/h	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990	8.990
Consumo de Cal/acido	kg/kgAcido	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77
Consumo de Cal/acido		0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15
Consumo de Cal/acido	ton/dia	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46	31,46
Consumo de Cal/As	kg/kgAs	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85
Consumo de Cal/As		0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
Consumo de Cal/As	ton/dia	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63	4,63
Consumo Total de Cal	ton/dia	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10	36,10
Días Operación		323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323
Consumo Total de Cal	ton/año	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659	11.659
Precio Cal	US\$/ton	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200
Total Cal Año	US\$/año	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870	2.331.870
Lodo producido	ton/año	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818	23.818
Precio Transporte	US\$/ton	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Total Transporte	US\$/año	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368	476.368
Precio Construcción	m3	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99
Precio Materiales	m3	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43
Costo Construcción	US\$/año	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946	237.946
Costo Materiales	US\$/año	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336	391.336
Total Almacenamiento	US\$/año	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282	629.282
Peroxido de hidrogeno	Kg/m3	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17
	Kg/año	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847	11.847
	US\$/Kg	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94
	US\$/año	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113	11.113
Sulfato Ferroso	Kg/Kg-As	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39
	Kg/año	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106	809.106
	US\$/Kg	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43
	US\$/año	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298	346.298
Poliectrolito A	g/Kg-H2SO4	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39
	Kg/año	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153	5.153
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564	11.564
Poliectrolito B	g/Kg-H2SO4	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40
	Kg/año	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925	44.925
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812	100.812
Total Reactivos Arsenico	US\$/año	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786	469.786
Total		3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306	3.907.306

3.3.2.- Cyanex 923

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	...	Año 24	Año 25
H2SO4 en Solucion	kg/l	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
As en Solución	g/l	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09
Efluente	l/h	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050	14.050
Consumo de Cal/acido	kg/kgAcido	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77
Consumo de Cal/acido		0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04
Consumo de Cal/acido	ton/dia	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51	12,51
Consumo de Cal/As	kg/kgAs	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85
Consumo de Cal/As		0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Consumo de Cal/As	ton/dia	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80
Consumo Total de Cal	ton/dia	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31	16,31
Días Operación		323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323
Consumo Total de Cal	ton/año	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268	5.268
Precio Cal	US\$/ton	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200
Total Cal Año	US\$/año	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615	1.053.615
Lodo producido	ton/año	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762	10.762
Precio Transporte	US\$/ton	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Total Transporte	US\$/año	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238	215.238
Precio Construcción	m3	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99
Precio Materiales	m3	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43
Costo Construcción	US\$/año	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512	107.512
Costo Materiales	US\$/año	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818	176.818
Total Almacenamiento	US\$/año	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330	284.330
Peroxido de hidrogeno	Kg/m3	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17
	Kg/año	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516	18.516
	US\$/Kg	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94
	US\$/año	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368	17.368
Sulfato Ferroso	Kg/Kg-As	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39
	Kg/año	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296	663.296
	US\$/Kg	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43
	US\$/año	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891	283.891
Polielectrolito A	g/Kg-H2SO4	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39
	Kg/año	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049	2.049
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598	4.598
Polielectrolito B	g/Kg-H2SO4	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40
	Kg/año	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864	17.864
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087	40.087
Total Reactivos	US\$/año	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943	345.943
Total		1.899.126	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796	1.614.796

3.3.3.- Alamine 308 + Cyanex 923

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 24	Año 25
H2SO4 en Solucion	kg/l	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04
As en Solución	g/l	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34	6,34
Efluente	l/h	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60	12325,60
Consumo de Cal/acido	kg/kgAcido	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77
Consumo de Cal/acido		0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Consumo de Cal/acido	ton/dia	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21
Consumo de Cal/As	kg/kgAs	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85
Consumo de Cal/As		0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Consumo de Cal/As	ton/dia	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47	3,47
Consumo Total de Cal	ton/dia	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67	12,67
Días Operación		323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323	323
Consumo Total de Cal	ton/año	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094	4.094
Precio Cal	US\$/ton	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200	200
Total Cal Año	US\$/año	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794	818.794
Lodo producido	ton/año	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363	8.363
Precio Transporte	US\$/ton	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Total Transporte	US\$/año	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268	167.268
Precio Construcción	m3	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99	9,99
Precio Materiales	m3	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43	16,43
Costo Construcción	US\$/año	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550	83.550
Costo Materiales	US\$/año	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411	137.411
Total Almacenamiento	US\$/año	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961	220.961
Peroxido de hidrogeno	Kg/m3	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17
	Kg/año	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243	16.243
	US\$/Kg	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94	0,94
	US\$/año	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236	15.236
Sulfato Ferroso	Kg/Kg-As	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39	5,39
	Kg/año	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775	605.775
	US\$/Kg	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43
	US\$/año	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272	259.272
Polielectrolito A	g/Kg-H2SO4	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39	0,39
	Kg/año	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508	1.508
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383	3.383
Polielectrolito B	g/Kg-H2SO4	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40	3,40
	Kg/año	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144	13.144
	US\$/Kg	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24	2,24
	US\$/año	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495	29.495
Total Reactivos	US\$/año	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386	307.386

Total **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **1.293.447** **....** **1.293.447** **1.293.447**

3.4.- Consumo de reactivos de la alternativa en evaluación (nuevo proceso)

3.4.1.- Alamine 308

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 24	Año 25
Solucion Pobre1	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Solucion Rica 1	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Solucion Pobre1	m3/h	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00
Solucion Rica 2	m3/h	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05	14,05
Arrastres Solucion pobre 1	ppm	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Arrastres Solucion rica 2	ppm	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Arrastres Solucion pobre 1	ppm	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Arrastres Solucion rica 2	ppm	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Consumo Ext SP1	m3/año	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Consumo Ext SP2	m3/año	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Consumo Ext SP3	m3/año	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94
Consumo Ext SP4	m3/año	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29
Fase Organica Ext 1 (Cyanex)	m3/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fase Organica Ext 2 (Alamine)	m3/año	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23	5,23
% Extractante Cytec	%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%
% Extractante Alamine	%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%
Consumo Organico Cyanex 923	m3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Consumo Organico Alamine 308	m3	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57
Precio Cyanex 923	US\$/kg	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Precio Alamine 308	US\$/kg	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Precio Diluyente	US\$/kg	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24
Costo Cyanex 923	US\$/año	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo Alamine 308	US\$/año	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08
Costo Diluyente	US\$/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Costo Total reactivos	US\$/año	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08

3.4.2.- Cyanex 928

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 24	Año 25
Solucion Pobre1	m3/h	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59	8,59
Solucion Rica 1	m3/h	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47	12,47
Solucion Pobre1	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Solucion Rica 2	m3/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Arrastres Solucion pobre 1	ppm	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Arrastres Solucion rica 2	ppm	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Arrastres Solucion pobre 1	ppm	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Arrastres Solucion rica 2	ppm	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Consumo Ext SP1	m3/año	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80	2,80
Consumo Ext SP2	m3/año	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04
Consumo Ext SP3	m3/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Consumo Ext SP4	m3/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fase Organica Ext 1 (Cyanex)	m3/año	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84	4,84
Fase Organica Ext 2 (Alamine)	m3/año	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
% Extractante Cytec	%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%
% Extractante Alamine	%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%
Consumo Organico Cyanex 923	m3	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42	2,42
Consumo Organico Alamine 308	m3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Precio Cyanex 923	US\$/kg	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Precio Alamine 308	US\$/kg	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Precio Diluyente	US\$/kg	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24
Costo Cyanex 923	US\$/año	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12
Costo Alamine 308	US\$/año	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costo Diluyente	US\$/año	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
Costo Total reactivos	US\$/año	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12

3.4.3.- Alamine 308 + Cyanex 923

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 24	Año 25
Solucion Pobre1	m3/h	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2	8,2
Solucion Rica 1	m3/h	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06	14,06
Solucion Pobre1	m3/h	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20	8,20
Solucion Rica 2	m3/h	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33	12,33
Arrastres Solucion pobre 1	ppm	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Arrastres Solucion rica 2	ppm	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Arrastres Solucion pobre 1	ppm	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Arrastres Solucion rica 2	ppm	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Consumo Ext SP1	m3/año	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68
Consumo Ext SP2	m3/año	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29	2,29
Consumo Ext SP3	m3/año	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68	2,68
Consumo Ext SP4	m3/año	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01	2,01
Fase Organica Ext 1 (Cyanex)	m3/año	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97	4,97
Fase Organica Ext 2 (Alamine)	m3/año	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69	4,69
% Extractante Cytec	%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%
% Extractante Alamine	%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%
Consumo Organico Cyanex 923	m3	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49	2,49
Consumo Organico Alamine 308	m3	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41	1,41
Precio Cyanex 923	US\$/kg	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Precio Alamine 308	US\$/kg	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Precio Diluyente	US\$/kg	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24	1,24
Costo Cyanex 923	US\$/año	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12
Costo Alamine 308	US\$/año	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
Costo Diluyente	US\$/año	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Costo Total reactivos	US\$/año	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20