

## Producción de Ácido Sulfúrico por Medio del Tratamiento de Gases Residuales Generados en la Tostación de Piratas

Sergio Rosas<sup>(1,2)</sup>, César Luna<sup>(2)</sup>, Oscar Sánchez<sup>(2)</sup> y Esiquio Ortiz<sup>(2)\*</sup>

(1) Lapsolite SA de CV, Km 93.5 autopista México-Puebla, San Martín Texmelucan, Puebla-México

(2) Benemérita Universidad Autónoma de Puebla, Facultad de Ingeniería Química,  
Av. San Claudio s/n, Col. San Manuel, 72570 Puebla-México (e-mail: esiquio.ortiz@fiquim.buap.mx)

\* autor a quien debe ser dirigida la correspondencia

---

### Resumen

Se presenta el estudio técnico-económico para la obtención de ácido sulfúrico por medio del proceso de contacto doble. Con base en las características de los gases residuales generados por la tostación de piratas se selecciona la tecnología de limpieza del efluente y el proceso de producción de ácido sulfúrico. Para la limpieza de los gases se establece utilizar un tren de separación conformado por un separador ciclónico, un lavador Venturi, un eliminador de neblina y dos precipitadores electrostáticos de neblina ácida. Además, para la síntesis de trióxido de azufre se diseña un convertidor catalítico de cuatro camas. Finalmente, se presentan la estimación de los costos de capital y la factibilidad económica para dos concentraciones de producto.

*Palabras clave: ácido sulfúrico, tostación de piratas, gases residuales, precipitador electrostático*

## Production of Sulphuric Acid by Treatment of Residual Gases Generated by Pyrite Roasting

### Abstract

A technical-economical study of the sulphuric acid production by the double-contact process is presented. Based on the characteristics of the residual gases produced by pyrite roasting the effluent cleaning technology and the sulphuric acid production process were selected. To clean out the gaseous effluent a separation train that consists in a cyclone separator, a Venturi washer, a mist eliminator, and two electrostatic precipitators were considered. Also, for the sulphur trioxide synthesis a four-bed catalytic converter was designed. Finally, the capital cost estimation and the economic feasibility for two product concentrations are presented.

*Keywords: sulphuric acid, pyrite roasting, residual gases, electrostatic precipitator*

## INTRODUCCIÓN

De todos los productos de la industria química pesada, el ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) es quizá el más importante, y su manufactura se considera como distintiva de la madurez tecnológica de un país (Campbell et al., 1993). Si bien el  $H_2SO_4$  es un químico fundamental en la manufactura de productos de valor agregado, su precio es relativamente bajo por lo que las técnicas industriales de manufactura emplean materias primas disponibles con facilidad en grandes cantidades y de costo reducido. En este sentido una materia prima atractiva es el dióxido de azufre ( $SO_2$ ) producido en el procesamiento de piritas, ya que además de atender una problemática ambiental (Wayne, 2000) se obtiene una sustancia química apreciada en el mercado. En el presente trabajo se expone la adaptación de la tecnología de síntesis de ácido sulfúrico denominado proceso de contacto doble (doble absorción; Campbell et al., 1993) al tratamiento de los efluentes gaseosos generados por la tostación de piritas en la industria metalúrgica. Tales efluentes vienen acompañados de una gran cantidad de polvos y humos los cuales deben eliminarse antes de que la corriente se considere como materia prima. Para tal efecto también se seleccionó la tecnología y equipo apropiado para la limpieza de los gases residuales (Phillips, 2000). Como base del diseño se consideraron la composición de piritas mexicanas (INEGI, 2003) y el flujo anual promedio de los gases residuales generados por una planta industrial de tostación de piritas del Complejo Metalúrgico del Parque Industrial de la Ciudad de Coahuila, México (Rosas, 2004).

## SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

Uno de los frutos del desarrollo tecnológico es el diseño de procesos productivos. Sin embargo el diseño de un proceso químico adecuado al entorno socio-económico de un país en desarrollo requiere de consideraciones que normalmente no se toman en cuenta en los países industrializados. Identificar claramente las necesidades de un país en desarrollo es el primer paso para que éstas se puedan satisfacer aprovechando al máximo lo hecho en otros países. Así entonces, la selección del equipo de limpieza de los gases generados en la tostación se hizo considerando las composiciones de las piritas nacionales y el flujo de gases de desecho generados por la industria metalúrgica mexicana. La composición del mineral se estima en 46.6 % de hierro y 53.4 % de azufre aunque las piritas se extraen junto con diversos minerales de níquel, cobalto, cobre, zinc, plomo, plata, oro y arsénico (INEGI, 2003). Como paso previo a la síntesis de ácido sulfúrico los gases del proceso metalúrgico se limpian para eliminar aerosoles formados por la condensación de componentes metálicos (zinc o plomo), metales en fase gas (mercurio o arsénico) y compuestos gaseosos no metálicos (como ácido clorhídrico o monóxido de carbono). En la Figura 1 se muestra la distribución del proceso de doble absorción para producir ácido sulfúrico a partir de gases metalúrgicos (Campbell et al., 1993).

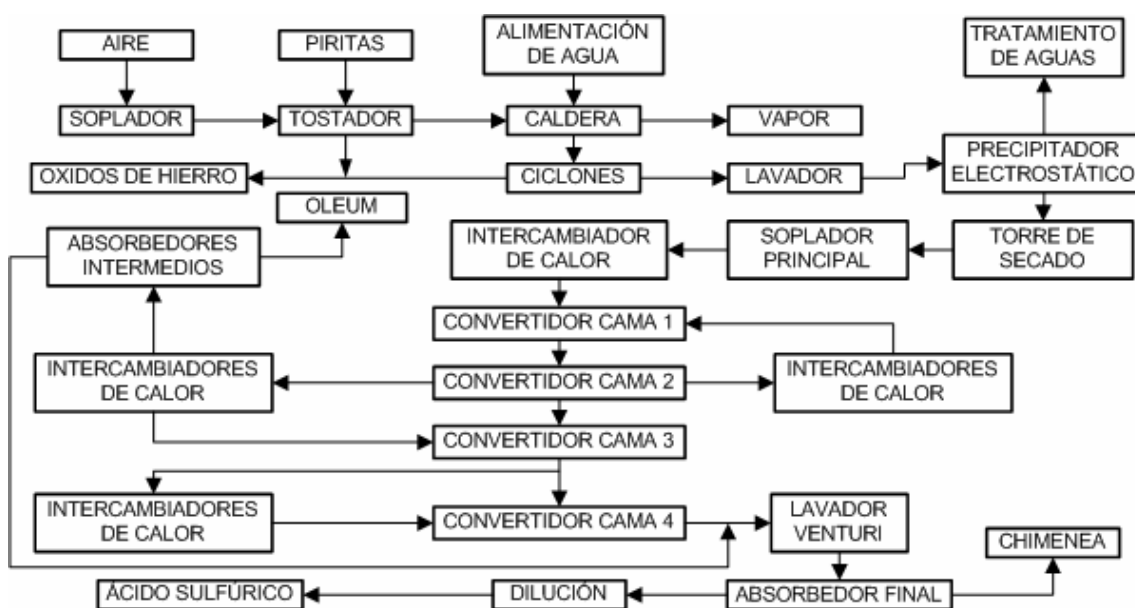


Fig. 1: Distribución de una planta productora de ácido sulfúrico por el proceso de doble absorción

Por otra parte, en la selección de la tecnología de producción de ácido sulfúrico se siguieron las recomendaciones dadas por Campbell et al. (1993) y las reseñadas en el documento ESA-EFMA (2000).

### **CARACTERÍSTICAS DEL GAS RESIDUAL**

El gas residual proveniente del proceso de tostación de piritas esta disponible con un flujo de 24,000 m<sup>3</sup>/h a 340 °C y contiene, en promedio, 10% en volumen de SO<sub>2</sub>. Con una carga de partículas de 5.5 g/m<sup>3</sup>, contiene además nitrógeno, humo metálico e impurezas minerales. La carga de polvos y aerosoles por m<sup>3</sup>, a condiciones normales de temperatura y presión, se estima en 58.2 g de hierro, 18.72 g de níquel, 16.56 g de cobalto, 4.6 g de cobre, 5.8 g de zinc, 15.4 g de arsénico, 0.36 g de mercurio, 0.14 g de ácido fluorhídrico y 0.22 g de ácido clorhídrico (Rosas, 2004).

### **DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPO**

La corriente de gas residual de la planta de tostación de piritas se hace pasar por un separador ciclónico para remover partículas gruesas con una eficiencia de colección del 90%. La descarga inferior del ciclón se recircula a la planta de tostación de piritas, mientras que los gases se dirigen al lavador Venturi para retirar las impurezas de níquel, cobalto, cobre, zinc, arsénico y mercurio por medio de la adición de ácido sulfúrico en solución acuosa en concentraciones cercanas al 30% en masa. El líquido de lavado se recircula para acumular las impurezas sólidas en un tanque decantador. Como paso previo al precipitador electrostático el gas se enfría en un eliminador de gotas operando con recirculación de condensados para balancear las pérdidas por vaporización. El gas frío parcialmente purificado pasa a dos precipitadores electrostáticos húmedos para asegurar que los ácidos fluorhídrico y clorhídrico no lleguen a la planta de producción de ácido sulfúrico. Las fuentes documentales consultadas para establecer los procedimientos de selección y diseño del equipo principal que conforma el tren de separación son las siguientes:

1. Separador tipo ciclón (Zenz, 2001)
2. Lavador tipo Venturi (Schiffner, 1996)
3. Eliminador de gotas (Ziebold, 2000)
4. Precipitador electrostático (Parker, 1997)

Después de aplicar el procedimiento de diseño dado por Parker (1997), se determina que para lograr una eficiencia total de colección de partículas del 99.19% cada precipitador electrostático debe brindar un área total de 319 m<sup>2</sup>. Con base en estos resultados se dimensiona cada precipitador electrostático con la capacidad de alojar 50 tubos de 0.2032 m (8 pulgadas) de diámetro y 5 metros de longitud, en el centro de cada tubo se localizará un electrodo. Los detalles del diseño y selección del equipo que conforma el tren de separación se reportan con amplitud por Rosas (2004).

En el diseño del equipo principal del proceso de producción de ácido sulfúrico se utilizaron las siguientes fuentes de información:

1. Convertidor catalítico (Shukla, 1997)
2. Columnas de absorción (Fair, 1994)
3. Intercambiadores de calor (Ludwig, 1995)
4. Chimenea de descarga (Nevers, 1998)

El gas limpio se alimenta a un convertidor catalítico de cuatro lechos, con catalizador de pentóxido de vanadio, en el cual se logra una conversión de 99.5% mol de dióxido de azufre (Shukla, 1997). El remanente que no reacciona se descarga a la atmósfera (ESA-EFMA, 2000). De acuerdo a las recomendaciones dadas por Shukla (1997) las partículas de catalizador que conforman los lechos empacados del convertidor son anillos cilíndricos de 4 mm de diámetro interno, 10 mm de diámetro externo y una longitud de 13 mm (Rosas, 2004). El gas de salida del segundo lecho del convertidor catalítico se envía a un sistema de enfriadores para posteriormente dirigirse a la primera columna de absorción. Para evitar la contaminación del producto y taponamientos en la columna de absorción se hace pasar el gas por un lavador Venturi para precipitar los finos de pentóxido de vanadio generados

en el convertidor catalítico. En la Figura 2 se presentan las temperaturas a la entrada y salida de los lechos empacados así como la conversión que se logra en cada uno de ellos. Cabe mencionar que el gas que se descarga a la atmósfera ya cumple la normatividad mexicana aplicable a plantas productoras de ácido sulfúrico, ya que por cada tonelada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> producido se arrojan 2.9 Kg de SO<sub>2</sub> por la chimenea de descarga. La norma aplicable especifica que para plantas nuevas se permite la descarga de 13 Kg de SO<sub>2</sub> por tonelada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> producido (Rosas, 2004).

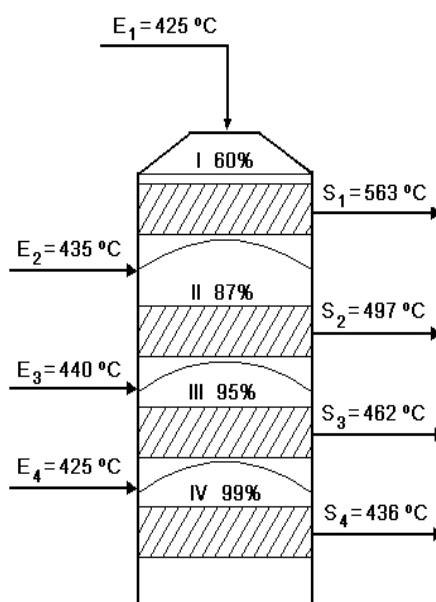


Fig. 2: Convertidor catalítico de cuatro lechos empacados

### ESTIMACIÓN DE COSTOS

El costo de capital de la planta proyectada se evalúa de la siguiente forma:

1. Se estiman los precios de los equipos principales (Peters et al., 2002).
2. Se actualizan los precios tomando los índices de costos de plantas químicas (Peters et al., 2002) y el índice de costos para equipos de control de contaminantes del aire (Vatavuk, 1995).
3. Se estiman los costos de capital por medio del Método de Hand (Brown, 2000).
4. Se evalúan los ingresos con base en el valor del ácido sulfúrico en el mercado y la producción establecida en las bases de diseño.
5. Se estima el costo total de producción, la utilidad bruta, la utilidad neta y el flujo de capital, considerando por separado la planta de lavado de gases (Planta I) y la planta de producción de ácido sulfúrico.

Como consecuencia de las demandas propias del mercado mexicano se consideran dos concentraciones distintas de ácido sulfúrico, mayor a 95% pero menor al 98.5% en masa (Planta II) y mayor o igual a 98.5% (Planta III). Los precios que se reportan son para el mercado mexicano del año 2002 y se presentan en dólares de Estados Unidos (USD). Los resultados de la estimación de costos se presentan en las Tablas 1, 2 y 3.

Tabla 1: Ingresos por ventas anuales

Planta	t/año	USD/t	Ingreso anual en USD
I	-	-	0
II	119 500	39.6	4 732 200
III	119 500	57.52	6 873 640

Tabla 2: Utilidad bruta anual

Planta	Ingreso anual	Costo de producción en USD	Utilidad bruta en USD
I	0	41 252	- 59 708
II	4 732 200	2 895 514	794 061
III	6 873 640	2 895 514	2 935 501

Tabla 3: Utilidad neta y flujo de capital

Planta	Impuestos %	Utilidad neta en USD	Flujo de capital en USD
I	35	- 38 810	- 20 354
II	35	516 140	1 558 765
III	35	1 908 076	2 950 701

### FACTIBILIDAD ECONÓMICA

La selección de un proyecto industrial no puede ser hecha arbitrariamente, debe ser el resultado de una decisión cuidadosa basada sobre consideraciones técnicas y económicas objetivas. La evaluación técnica económica es una herramienta analítica que responde a la pregunta sobre si un proyecto es o no rentable y si se recomienda su implementación a través de la asignación de los recursos financieros requeridos o, por el contrario, si se rechaza el proyecto por generar pérdidas financieras futuras al no ser capaz de originar flujos que amorticen las inversiones requeridas y los costos asociados al proyecto. Una vez que se calculó la inversión necesaria en activos fijos y capital de trabajo se está en condiciones de calcular el punto de equilibrio de operación de la unidad productiva y de determinar los flujos de capital, para el horizonte de evaluación, por medio de la proyección de los ingresos y egresos. Después de calcular los flujos netos de capital se evalúan los indicadores de rentabilidad del proyecto. En la evaluación de la factibilidad económica de las plantas de proceso propuestas se aplican los métodos del valor presente neto (VPN) y la tasa interna de retorno (TIR). Como complemento de tales métodos se calcula el período de recuperación del capital (PRC). Se considerará que se tiene disponible solo el 75% del capital necesario para la instalación de la planta de ácido sulfúrico por lo que será necesario considerar un préstamo bancario. Sobre dicho préstamo se aplicará una tasa de interés del 10% y pagos constantes para un período de amortización de 10 años. Dichas condiciones son cercanas a las encontradas en el entorno financiero de México del año 2002. Una vez que se establece el entorno financiero de las plantas de proceso proyectadas, se evalúan el valor presente neto, la tasa interna de retorno y el período de recuperación de la inversión utilizando la metodología dada por Peters et al. (2002). Los resultados del estudio de factibilidad económica se presentan en la Tabla 4. Tal como se esperaba, la planta productora de ácido sulfúrico en concentración superior al 98% es la alternativa más atractiva desde el punto de vista económico. Por otra parte, la planta de lavado de gases no ofrece recuperación del capital y su efecto se limita a la atención parcial al problema de la descarga de gases metalúrgicos a la atmósfera.

Tabla 4: Factibilidad económica de las plantas de proceso proyectadas

Planta	VPN en millones de USD	TIR, %	PRC, años
I	-	-	-
II	1.587	6	0.43
III	14.179	53	0.23

### CONCLUSIONES

Se adaptó el proceso de doble absorción como alternativa de tratamiento a las emisiones gaseosas generadas por la planta de tostación de piritas de hierro del Parque Industrial de la Ciudad de Coahuila, México. Con la instalación de una planta de proceso anexa se evitará la emisión de gases ácidos a la atmósfera y se producirá ácido sulfúrico en las concentraciones habitualmente demandadas por el mercado mexicano. De esta forma se producirían 170.5 toneladas métricas por día de ácido sulfúrico de 98.5% de pureza a partir de una carga de 24,000 m<sup>3</sup>/h de gases con una

concentración volumétrica de dióxido de azufre del 8 al 12 %. En la tecnología de limpieza de las emisiones gaseosas se considera la utilización de precipitadores electrostáticos húmedos y lavadores Venturi. Asimismo, para la producción de ácido sulfúrico se diseñó un convertidor catalítico con cuatro lechos empacados y se establece que dos columnas de absorción en serie resultan suficientes para la síntesis de ácido sulfúrico. Finalmente, los resultados de factibilidad económica adelantan la viabilidad de las plantas de ácido sulfúrico proyectadas.

## REFERENCIAS

Brown, R.T.; *Capital Cost Estimating*, Hydrocarbon Processing, 93-100 (2000).

Campbell, F.T., R. Pfefferkorn y J.F. Rounsaville; *Sulfuric Acid and Sulfur Trioxide*, Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5a. edición, 635 – 699. Weinheim-VCH, Deerfield Beach, Florida, USA (1993).

de Nevers, N.; *Contaminación del Aire*, Ingeniería de control de la contaminación del aire, 1a. edición, 82-125, McGraw-Hill, México D.F., México (1998).

ESA-EFMA, European Sulphuric acid Association and European Fertilizer Manufacturer Association: *Best Available Techniques Production of Sulphuric Acid* (en línea), 2000. <http://www.efma.org>. Acceso: 30 de agosto (2006).

Fair, J.R.; Industrial applications of absorption, stripping and distillation for environmental control, Course notes AIChE, secciones 9-3 a 9-50 (1994).

INEGI (Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática), *La minería en México*, Serie de estadísticas sectoriales, 40-62, México D.F., México (2003).

Ludwig, E.E.; *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Vol. 3, 2a. edición, Gulf Publishing Company (1995).

Parker, K.R.; *The wet electrostatic precipitator: design and applications*, Applied electrostatic precipitation, 1a. edición, 382-401, Chapman-Hall, USA (1997).

Peters, M.S., K.D. Timmerhaus y R.E. West; *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5a. edición, 435-460, McGraw-Hill (2002).

Phillips, H.W.; *Select the proper gas cleaning equipment*, Chem. Eng. Prog. 19–38 (2000).

Rosas, S.; *Diseño y costo de inversión de una planta de ácido sulfúrico*, Tesis de Maestría en Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería Química, Benemérita Universidad Autónoma de Puebla, México (2004).

Schiffner, K.C.; *Wet Scrubbers*, 2a. edición, 25-43, Technomic, New York, USA (1996).

Shukla, S.P.; *Sulphuric 32 C-77/604* (1997). <http://sulphuric.tripod.com/>. Acceso: 30 de agosto (2006).

Vatavuk, M.W.; *Air Pollution Control – Escalate Equipment Costs*, Chemical Engineering, 194-203 (1995).

Wayne, T.D.; *Sulfuric Acid*, Air Pollution Engineering Manual, 2a. edición, 423 – 432, John Wiley & Sons, New York, USA (2000).

Zenz, F. A.; *Cyclone design tips*, Chemical Engineering, 60–64 (2001).

Ziebold, S.A.; *Demystifying mist eliminator selection*, Chemical Engineering, 94-102 (2000).