

Es realmente difusa la barrera entre la revisión de la investigación de un tema especializado y una contribución para la actualización docente. Esta sección recoge artículos de revisión que sean adecuados para la actualización de la enseñanza. Este artículo es la secuela del que apareció en esta misma sección del número anterior, denominado "INGENIERÍA DE LOS PROCESOS ELECTROQUÍMICOS ¿De dónde viene y en qué consiste?". Se presenta en éste un ejemplo sobre cómo pasar del nivel de laboratorio a la instalación industrial.

¿Qué camino entre laboratorio y planta electroquímica?

François Coëuret*

Abstract (What way from the laboratory to the electrochemical plant?)

The way used to transfer to the industrial electrochemical plant a result obtained at small scale in the laboratory is not known by many people and some could think that it is not difficult. The aim of the present contribution is to present one example of transferring way to industry. Taking an example which will appear here as no specific of a reaction, in spite of really it was, the paper tries to answer the question of why satisfactory results at the electrochemical laboratory scale do not pass at a bigger scale. The chosen example, which does not pretend to be exclusive of the problem, could catch attention to the methods used by the electrochemical engineer, and particularly to the importance of economical aspects.

Introducción

A veces, y con razón, el electroquímico universitario se hace las dos preguntas siguientes:

«¿Cuál será el camino que deberá seguir la reacción electroquímica, estudiada a muy pequeña escala en laboratorio, para poder llegar al nivel industrial?», (pregunta materializada en la figura 1);

«¿Por qué, a pesar de las satisfacciones justificadas que los investigadores electroquímicos encuentran en reacciones que "marchan bien" en un vaso de precipitados, éstas no pueden sobrepasar la (o las) etapa(s) de laboratorio?»

Aquí se tratará de responder a estas dos preguntas con un ejemplo que, sin ser exclusivo, quizá pueda explicar cómo, muy rápidamente en el camino entre laboratorio y

industria, el aspecto puramente químico o electroquímico se borra frente a los aspectos ingenieriles, tecnológicos y económicos. Esto es más crítico y común con procesos electro-orgánicos que con procesos inorgánicos. Aun si para los primeros se dominaran los mecanismos de reacción y los aspectos cinéticos, las consideraciones de ingeniería electroquímica son mucho más importantes para ellos que para los segundos. En efecto, para procesos electro-orgánicos existe por lo general un acoplamiento entre la reacción electroquímica desarrollada sobre el electrodo (reacción heterogénea) y reacciones químicas que pueden tener lugar en el seno del electrolito (reacciones en fase homogénea).

Estudio a micro-escala en el laboratorio

Cuando en su laboratorio, el químico/electroquímico ha conseguido dominar, mediante las técnicas analíticas electroquímicas (como por ejemplo la polarografía o la voltamperometría cíclica), el comportamiento (cinética de la reacción, mecanismo de reacción, etcétera) de una pareja electrodo-electrolito, y los rendimientos son buenos, inmediatamente sueña que su aplicación a la producción será posible, sobre todo si la transformación podría presentar un interés comercial. En realidad, es en este momento cuando surge toda una serie de cuestiones:

- si el estudio fue llevado sobre gota de mercurio y no es posible reproducirlo sobre otro material, la idea de ir más lejos no se puede llevar a efecto debido a los problemas graves causados por la contaminación mercurial;

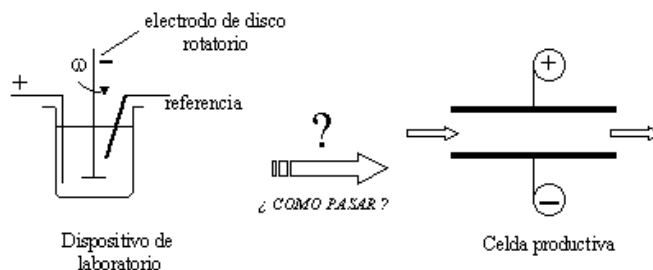


Figura 1. Punto de partida y objetivo.

* Actualmente consultor en ingeniería química/electroquímica (rue de Rennes, 35235 Thorigné-Fouillard, France), el autor era director de Investigación en la U.M.R CNRS n° 6607-EPUN-B.P.50609, 44306 Nantes Cedex3 (France).

Correo electrónico: francois.coëuret@wanadoo.fr

Recibido: 6 de junio de 2006; aceptado: 10 de febrero de 2007.

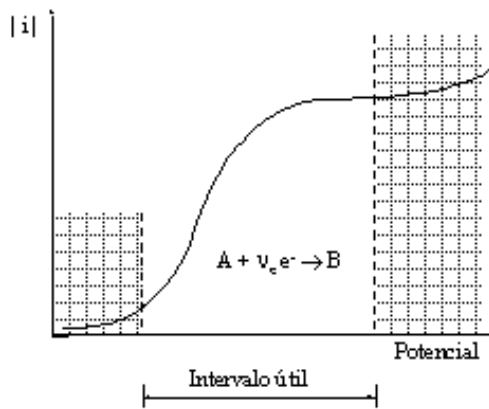


Figura 2. Onda polarográfica para la reacción considerada.

- si la reacción está dominada sobre el electrodo sólido (disco rotatorio, por ejemplo, lo que es el caso de la figura 1), la densidad de corriente de la operación debe ser suficientemente grande como para que se considere su operación industrial; sin embargo, si el material de electrodo puede encontrarse comercialmente bajo la forma de medio poroso, y su precio es aceptable, siempre se podrá al menos proyectar un electrodo poroso.

A este nivel se toma la PRIMERA DECISIÓN: ¿proseguir o abandonar el proyecto?

Admítase que la reacción pueda conducirse sobre un electrodo sólido y que se conozca el intervalo de potencial en el que la reacción tiene lugar (figura 2) con una densidad de corriente suficientemente grande para que sea factible su aplicación, y que se conozca también el intervalo óptimo de temperatura, la composición del electrolito, etcétera. Se pasa entonces al campo de la ingeniería electroquímica.

Primer estudio de ingeniería electroquímica

Conocidas las propiedades físico-químicas que intervienen en el problema considerado, se trata ahora de pensar en términos del flujo a tratar y de las concentraciones de entrada y de salida, lo que implica el concepto de tasa de conversión. El camino a seguir podría ser el siguiente:

- teniendo en cuenta cierto número de preguntas y de sus respectivas respuestas (electrolito conductor o poco conductor, desprendimiento gaseoso o no, celda a uno o dos compartimientos), el diseñador considerará uno o varios tipos de reactores electroquímicos aunque, en principio, intentará aplicar la configuración de electrodos planos paralelos, pensando en una extrapolación ulterior sencilla;
- se admite que existen condiciones de limitación difusional en el electrodo donde se desarrolla el proceso elec-

troquímico. Se hace entonces un cálculo de ingeniería electroquímica que conduce al tamaño del reactor que se debería utilizar (teniendo en cuenta también los problemas tecnológicos que presentarían los diferentes materiales programados en su construcción) y el número de reactores que deberían instalarse en serie o en paralelo, con o sin recirculación de electrolito, para asegurar la conversión deseada. Se trata aquí de estimaciones mínimas dado que se adoptaron condiciones de limitación difusional (figura 3), de tal manera que el tamaño del electrodo productivo que se deduce de los cálculos es su tamaño mínimo. En los cálculos de dimensionamiento, el coeficiente medio de transporte de materia se obtiene por medio de correlaciones extraídas de la bibliografía especializada; estas correlaciones corresponden a la geometría del reactor considerado y a condiciones hidrodinámicas bien precisas. La figura 4 presenta las diferentes etapas de este cálculo;

- el número (es un número mínimo) de celdas necesarias permite prever un cálculo de las inversiones totales que serían necesarias para efectuar la transformación, sobre todo el caudal que se quiere tratar, dado que puede estimarse el precio de la celda unidad. A este nivel, debe otra vez intervenir la decisión de proseguir o de abandonar el proyecto, teniendo en cuenta, por ejemplo, la existencia en el mercado de procesos en uso (y que no son necesariamente electroquímicos) para llevar a cabo la misma fabricación;
- sin embargo, y a fin de reducir las inversiones, se puede pensar en poner en juego electrodos porosos, con la precaución de que la conductividad del electrolito y la cinética de la reacción permitan prever una tasa de utilización del electrodo que sea suficientemente buena. En este caso se reconsidera entonces el cálculo del dimensionamiento. El conocimiento de la relación que liga la densidad de corriente y el potencial para la reacción considerada que tiene lugar en el material seleccionado, es útil para determinar el espesor a dar al electrodo. El cálculo conduce o no a una reducción suficiente de los costos de inversión para el conjunto de reactores. Una vez más, la inversión total previsible para

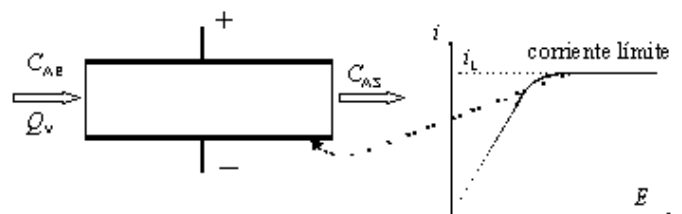


Figura 3. Hipótesis básica del primer estudio.

el total del proyecto es un elemento de decisión económica, pues es posible que exista otra vía que la vía electroquímica para efectuar la misma transformación, y que esa vía sea más económica.

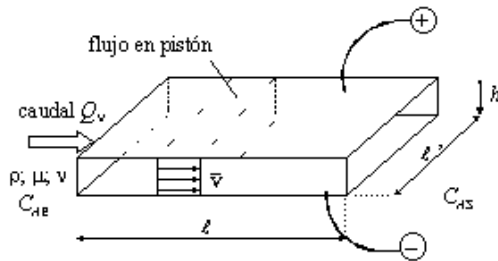
Este estudio desemboca entonces en la SEGUNDA DECISIÓN sobre si se prosigue o se abandona el proyecto.

Estudio de una planta semi-piloto

Si el proyecto de realización del proceso ha sobrepasado la barrera económica que, una vez más, es determinante, inde-

pendientemente del hecho de que el aspecto puramente electroquímico pueda ser interesante (en la industria, el aspecto económico prevalece lógicamente sobre la inclinación científica), entonces se puede comenzar a programar un estudio experimental a ser realizado sobre una planta mini-piloto.

Basándose en cálculos de diseño similares a los que permitieron tomar la segunda decisión positiva, y en la hipótesis de un flujo ideal del electrolito [en pistón; de mezcla perfecta], se construye un pequeño reactor electroquímico. Se trata de un modelo reducido de lo que podría ser posteriormente el reactor industrial.



Problema: conocer la relación h/l

Hipótesis:

- reacción catódica en condiciones de limitación difusional
- flujo turbulento en el canal:

$$Re = \frac{\bar{v}(2h)\rho}{\mu} \geq 4000$$

Relación (1):

$$\frac{C_{AS}}{C_{AE}} = \exp\left[\frac{-\bar{k}_d l}{\bar{v} h}\right] \Rightarrow \frac{\bar{k}_d l}{\bar{v} h} = -\ln \frac{C_{AS}}{C_{AE}}$$

Relación (2): Transporte de materia en régimen turbulento

$$\frac{\bar{k}_d 2h}{D_A} = 0.023 \left(\frac{\bar{v} 2h}{\nu}\right)^{0.8} \left(\frac{\nu}{D_A}\right)^{1/3}$$

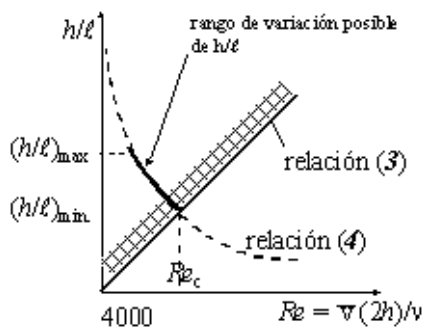
Relación (3): Dispersión axial despreciable = flujo en pistón

$$\frac{h}{l} > 0.51 \times 10^{-6} \left(\frac{\bar{v} 2h}{\nu}\right)^{1.05}$$

Solución:

$$(2)/(1) \rightarrow \text{relación (4): } \frac{h}{l} = \frac{0.023 Sc^{-2/3}}{[-\ln(C_{AS}/C_{AE})]} \left(\frac{\bar{v} 2h}{\nu}\right)^{-0.2}$$

(3) y (4) han de verificarse simultáneamente



$$Re_c = \frac{5.29 \times 10^{-3}}{(Sc^{2/3} [-\ln(C_{AS}/C_{AE})])^{0.8}}$$

$$Sc, C_{AS}/C_{AE} \rightarrow Re_c$$

$$Re < Re_c \rightarrow h/l$$

$$h \rightarrow l y \bar{v}$$

$$Re y l' \rightarrow Q_v \text{ a tratar por celda}$$

Figura 4. Ejemplo de desarrollo de los primeros cálculos

Este pequeño reactor se estudia a nivel de laboratorio, en funcionamiento discontinuo y en circuito cerrado, con un programa experimental que toma en cuenta lo siguiente:

- la densidad de corriente operatoria se elige inferior a la densidad de corriente límite
[por ejemplo $|\bar{i}| \approx 0.8 |\bar{i}_L|$],
la cual se calcula para las condiciones hidrodinámicas impuestas al sistema;
- se estudia la influencia de parámetros como el flujo de electrolito, la temperatura de proceso, concentración del componente electroactivo, y en particular sobre:
 - el rendimiento electroquímico de la transformación;
 - la selectividad de esta transformación;
 - la vida útil de los electrodos (ánodo y cátodo);
 - la resistencia mecánica y química de los materiales utilizados en la construcción del reactor.

En general, se constata una disminución del rendimiento, es decir del resultado obtenido con la celda, con respecto al estudio hecho en micro-escala, dado que el rendimiento farádico disminuye y la selectividad decae. En la hipótesis de que se ha establecido la fiabilidad de los materiales utilizados (electrodos, cuerpo del reactor), los resultados se transforman en el punto de partida de la etapa pre-industrial. En efecto, los resultados obtenidos permitieron:

- hacer aparecer las condiciones operatorias reales de un pequeño reactor que, a pesar de ser ideal desde el punto de vista hidrodinámico, esboza ya la realización final. Estos datos operatorios hacen caducos tanto los datos experimentales obtenidos en micro-escala piloto como los obtenidos con anterioridad por cálculo, y los reemplazarán en lo sucesivo;
- situar el funcionamiento del reactor con respecto a los cálculos de dimensionamiento que han conducido a la celda más pequeña (funcionamiento en condiciones de limitación por la difusión y, en consecuencia, en condiciones de productividad máxima).

Si se comprueba que el funcionamiento del reactor no es el de un reactor ideal, puede considerarse la posibilidad de buscar experimentalmente, con el método apropiado, la Distribución de los Tiempos de Residencia de modo que se elabore un modelo de flujo por asociación adecuada de reactores ideales.

Este estudio en mini-piloto permite tomar la TERCERA DECISIÓN sobre la continuación o no del proyecto.

Extrapolación. Estudio de una planta piloto industrial

Sobre la base de los resultados obtenidos anteriormente para el proyecto, ahora procede construir un reactor electroquímico de tamaño industrial que se proyectará y se estudiará

experimentalmente como si fuera un elemento unitario de la futura unidad productiva. Entonces, un aumento de escala es necesario para dar las dimensiones a este reactor de tipo industrial. La figura 5 esquematiza el aumento de escala desde el mini-piloto hasta el piloto industrial.

Para garantizar la semejanza completa (incluido el rendimiento global) de dos sistemas **1** y **2** de tamaño diferente, es necesario que cada número adimensional conserve su valor cuando se pasa de **1** a **2**. Si esto responde a la base teórica del cambio de escala, a nivel de la aplicación no es posible en la mayoría de los casos. De ahí viene la dificultad de las extrapolaciones de los sistemas en general, y en particular los destinados al uso industrial. Por ser de difícil dominio, los métodos empleados en la industria para realizar extrapolaciones exitosas (o que conducen al fracaso) no se difunden, debido a intereses económicos. En cuestiones de desarrollo, ¿qué empresa difundiría sus métodos, si para llegar a dominarlos invirtió mucho dinero y muchos esfuerzos, que le permitieron llegar (o no) a una determinada fabricación que le asegurara su posición en el mercado y garantizara sus empleos? Es así que las extrapolaciones son parte de la *know-how* de los servicios de desarrollo industrial.

No es posible entrar aquí en los detalles de estas cuestiones de cambio de escala; para aclararlo al lector, sólo podemos mencionar enseguida, algunos elementos relativos al aumento de escala de un reactor de tipo canal paralelepípedo.

En el cambio de escala de un proceso o de un elemento de proceso (como lo sería un reactor electroquímico, por ejemplo), la semejanza completa tendría que aplicarse a varios puntos como:

- la *semejanza geométrica* que hace intervenir el factor de escala geométrica (o relación de las dimensiones que se corresponden en los sistemas **1** y **2**). Para que esta semejanza sea completa, este factor tendría que aplicarse a todas las dimensiones;
- la *semejanza dinámica* (o entre los flujos) que se caracteriza por el número de Reynolds;

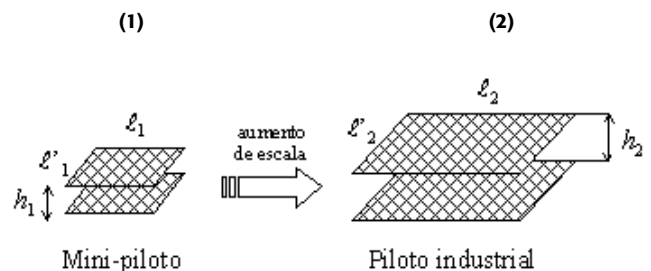


Figura 5. Aumento de escala de la celda

- la semejanza térmica;
- la semejanza desde el punto de vista del transporte de materia;
- la semejanza eléctrica;
- la semejanza química, si hay reacciones químicas en fase homogénea.

El lector adivinará la inextricabilidad del problema en su globalidad.

- Si, para simplificar, se supone que se trata de un sistema isotérmico y sin reacción química en fase homogénea, el problema es menos inextricable, pero queda siendo muy complejo. Sin embargo:

- si se aumentara el espesor h de acuerdo con el factor de escala, no sólo la tensión de celda, U_c , sería aumentada a través del término de caída óhmica (en consecuencia, el consumo energético también aumentaría), sino que se debilitaría la uniformidad de la distribución secundaria, ya que el valor del número de Wagner Wa , que cuantifica la uniformidad de la distribución secundaria de la corriente en una celda, sería más pequeño. En efecto, además de depender de la conductividad eléctrica del electrolito, γ , y de la pendiente de la curva de polarización, $\frac{d\eta}{di}$, el

número de Wagner $Wa = \frac{\gamma}{X} \frac{d\eta}{di}$ depende de la dimensión geométrica X que caracteriza la celda (es generalmente la distancia entre los dos electrodos), y disminuye cuando X aumenta, debilitando así, entonces, la uniformidad de la distribución de la corriente. Por otra parte, como el área A_e de electrodo plano por unidad de volumen del canal paralelepípedo es proporcional a $1/h$, al aumentar h disminuiría esta área por unidad de volumen ocupado. Éstas son las razones por las cuales se adopta generalmente, para la planta piloto industrial, el mismo valor de h que para el mini-piloto ($h_2 \approx h_1$), lo que se traduce por la aceptación de una distorsión geométrica;

- el valor aplicado por h/l en el mini-piloto (sistema **1**), sea h/l_1 , puede haber sido determinado sobre la base de cálculos que suponen condiciones de limitación por la difusión y ausencia de dispersión axial, es decir admitiendo un flujo en pistón. Si se conserva la misma velocidad media, \bar{v} , de flujo del electrolito (evidentemente, el electrolito es el mismo en los dos equipos), el número de Reynolds $Re = \bar{v}(2h)/\nu$ conservaría también su valor. El cálculo de ingeniería electroquímica hecho para determinar h/l_1 , y que el lector interesado encontraría en los libros citados en la bibliografía, sería válido también

para el sistema **2**, pero el valor de h/l_2 sería inferior al valor h/l_1 . Para respetar las condiciones de ausencia de dispersión axial cuando se pasa de **1** a **2**, los valores de h/l_1 y de h/l_2 deberían satisfacer estas condiciones;

- la dimensión l'_2 podrá tomarse de manera que $l'_2/l'_1 = l_2/l_1$, ya que el flujo sería del tipo en pistón, pero criterios tecnológicos podrían también intervenir en la decisión sobre el valor de l'_2 .
- generalmente, cuando se trata de cambio de escala en un proceso, muy a menudo hay una semejanza determinante que se trata de satisfacer de manera prioritaria. En el presente caso de un reactor electroquímico, el aspecto más importante del problema sería la semejanza eléctrica, de tal modo que se adoptaría:
 - h constante, es decir un número de Wagner constante si las condiciones de cinética electroquímica quedan sin cambio; así se conservaría la uniformidad de la distribución de la corriente;
 - la misma tensión de celda, U_c .

Las condiciones operativas deducidas del uso del mini-piloto se aplican a este reactor de mayor tamaño; se le hace funcionar en servicio continuo, exactamente como si fuera una unidad de producción. Los rendimientos se revisan, pero esta vez sobre un tiempo elevado de funcionamiento, y a partir de ahí se corrigen las condiciones operativas. El rendimiento farádico y la selectividad caen y a veces en demasía con respecto a la unidad mini-piloto. Muy a menudo estas caídas se deben a la extrapolación misma. Aquí también la Distribución de los Tiempos de Residencia podrá, por un lado suministrar valiosa información sobre la evolución, en el aumento de escala, de la estructura hidrodinámica interna del reactor, y por el otro, ayudar a los arreglos tecnológicos y a la eventual elaboración de un modelo hidrodinámico del reactor en su versión definitiva.

Si el cambio de escala a partir del mini-piloto es demasiado importante para llegar al reactor final, se procede a una extrapolación por etapas, es decir que se consideran unidades piloto de tamaño progresivo hasta el reactor final. Sin embargo, no hay que olvidar que en tal caso (la verdad, raramente encontrada en electroquímica industrial) el costo del estudio correspondiente es tan oneroso que el costo total del proyecto puede resultar prohibitivo.

El reactor electroquímico a duplicar, tantas veces como sea necesario para garantizar la producción de una planta, ha alcanzado su diseño final, y sus posibilidades se conocen bien. Éstas pueden estar tan alejadas (bajo rendimiento) de lo que se había previsto, que el aspecto económico puede volver a poner en duda el proyecto. Es necesario entonces

tomar en consideración la CUARTA DECISIÓN y, ciertamente, contemplar luego un análisis de rentabilidad económica sobre la base de datos de funcionamiento del piloto definitivo, es decir sobre datos reales.

Principio de la optimización económica

Para servirse de manera rentable de un proceso electroquímico, es necesario hacer previamente una optimización económica. A continuación se verá sólo el principio de tal optimización.

En todos los procesos industriales, y particularmente los electroquímicos, el costo anual total es la suma de dos clases de contribuciones:

- el costo de amortización de las inversiones (gastos fijos), C_{inv} , generalmente proporcional al número de celdas instaladas. El costo por celda corresponde a la celda misma y a sus anexos, y puede admitirse un periodo de cinco años para amortizar estas inversiones;
- el costo de funcionamiento (energía eléctrica), $C_{func.}$, cuya importancia relativa varía según las condiciones de utilización del proceso. Si la producción está fijada *a priori* (caudal a tratar, tasa de conversión), una variable que fundamentalmente debería elegirse de manera óptima es la densidad de corriente operatoria. De esta densidad de corriente depende, en efecto, la tensión eléctrica a aplicar entre los bornes de cada celda, y el número total de celdas a instalar en el circuito hidráulico (en serie, o en paralelo, o de manera mixta) de la unidad de producción, datos que tienen una consecuencia directa sobre las dos contribuciones al costo total.

El costo total se escribe:

$$C_{total} = C_{inv} + C_{func.}$$

pudiendo estos tres costos referirse a la producción anual y, en consecuencia, expresarse en cualquier base monetaria, por ejemplo en $\text{Pesos} \times \text{tonelada}^{-1} \text{año}^{-1}$.

La figura 6 muestra la evolución de los costos C_{inv} , $C_{func.}$ y C_{total} los tres referidos a la producción anual, con la densidad de corriente media $|\bar{i}|$. Se observa que:

- cuando $|\bar{i}|$ aumenta, las inversiones referidas a la producción anual disminuyen. Sin embargo es necesario remarcar que el rendimiento farádico cambia generalmente con $|\bar{i}|$, de tal manera que la disminución del número de celdas necesarias no siempre es evidente *a priori*;
- por lo contrario, cuando $|\bar{i}|$ aumenta, los costos de funcionamiento también aumentan;
- de esto resulta que el costo total presenta un valor mínimo, industrialmente determinante, y que corresponde a una densidad de corriente operatoria óptima, cuyo valor se recomendaría al usuario, salvo en caso de problemas

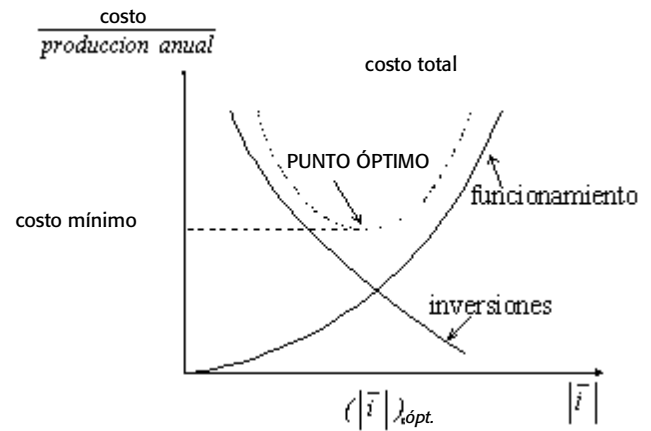


Figura 6. Variaciones de los costos con $|\bar{i}|$

particulares inherentes de la puesta en marcha de la instalación.

Un cálculo económico, indispensable a nivel de unidades grandes, debe tener en cuenta la posible variación en el tiempo del precio de las materias primas, de la energía eléctrica y de los suministros, dado que el mínimo del costo total depende de ellas.

Conclusión

En el ejemplo presentado aquí de desarrollo de un proyecto industrial que involucra un reactor electroquímico, se ha mostrado cuán preponderantes son las cuestiones que son propias del estudio y de los métodos del ingeniero, y cómo son determinantes los cálculos de optimización económica. Si bien el problema se inicia en el campo de la electroquímica, este problema pasa y encuentra una respuesta, positiva o negativa, en la aplicación de los métodos de la ingeniería electroquímica.

Como fue presentado, los cálculos de dimensionamiento reposan al principio sobre consideraciones de limitación por la difusión. Sin embargo, esto no corresponde a una situación deseada en la práctica, ya que, como se puede comprender al mirar la figura 2, la densidad de corriente operatoria y el potencial de un electrodo en condiciones de difusión límite no están ligados de manera biunívoca. Solamente, el hecho de adoptar estas consideraciones en los primeros cálculos constituye una aproximación útil para tener una primera idea de la importancia del proyecto. Se ha visto que los datos realmente utilizados en el posterior desarrollo del proyecto se obtienen gracias a pequeñas instalaciones. En esta ocasión se subrayaron las dificultades inherentes al cambio de escala.

Bibliografía

El texto que se da aquí al lector electroquímico, con vistas a su información sobre aspectos de desarrollo industrial, proviene esencialmente del libro titulado *Ingénierie des Procédés Electrochimiques*, por F. Cœuret, editado en septiembre 2003 en las Ediciones Ellipses (Paris) [ISBN 2-7298-1512-0], libro que es la versión en francés y actualizada del libro *Introducción a la Ingeniería Electroquímica* que publicó el mismo autor en 1992 en la Editorial Reverté (Barcelona) [ISBN 84-291-7117-7].

Se recomienda al lector no familiarizado con la disciplina ir a cualquier de esos dos libros equivalentes o a los libros que se citan en ellos. En efecto, estos dos libros ofrecen una bibliografía general, así como la bibliografía específica sobre la cual fueron construidos.

Conviene recordar que el *know-how* de las empresas en cuestiones de investigación y desarrollo no se difunde en textos, y más bien se protege. El contenido de la presente contribución proviene esencialmente de una experiencia personal de asesoramiento a la industria.

Símbolos y términos

A_e	área del electrodo productivo, m^2
C_{AE}	concentración de A a la entrada, $kg \cdot m^{-3}$ o $mol \cdot m^{-3}$
C_{AS}	concentración de A a la salida, $kg \cdot m^{-3}$ o $mol \cdot m^{-3}$
$C_{func.}$	costo de funcionamiento, $Pesos \cdot tonelada^{-1} \cdot año^{-1}$

$C_{inv.}$	costo de inversión, $Pesos.tonelada^{-1} \cdot año^{-1}$
C_{total}	costo total, $Pesos.tonelada^{-1} \cdot año^{-1}$
D_A	coeficiente de difusión molecular de A, m^2s^{-1}
E	potencial de electrodo, V
h	distancia entre los electrodos, m
i	densidad de corriente, $A \cdot m^{-2}$
i_L	densidad de corriente límite, $A \cdot m^{-2}$
\bar{K}_d	coeficiente medio de transporte, $m \cdot s^{-1}$
l	longitud del electrodo plano, m
l	ancho del electrodo plano, m
Q_V	caudal volumétrico, $m^3 \cdot s^{-1}$
Re	número de Reynolds ($= \bar{v} 2h\rho/\nu$)
Re_c	número de Reynolds crítico
Sc	número de Schmidt ($= \nu / D_A$)
U_c	tensión de celda, V
\bar{v}	velocidad media de flujo, $m \cdot s^{-1}$
Wa	número de Wagner
X	dimensión geométrica característica, m
X_A	tasa de conversión de A ($= 1 - C_{AS}/C_{AE}$)

Letras griegas

γ	conductividad eléctrica del electrolito, $ohmio^{-1} \cdot m^{-1}$
η	sobrepotencial de electrodo, V
μ	viscosidad dinámica, $kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$
ν	viscosidad cinemática ($= \mu/\rho$), $m^2 \cdot s^{-1}$
ρ	masa específica, $kg \cdot m^{-3}$