

# DIMENSIONADO Y DISEÑO DE LA ELECTRODIÁLISIS

## (y II) Diseño de plantas

**Susial, P.✉, González-Bauza, J.C., Cabrera, I.C. y Fernández-Hernández, F.**

Departamento de Ingeniería de Procesos. Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales.

Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. 35017 Tafira Baja. Las Palmas (Islas Canarias).

### RESUMEN

Se enumeran las limitaciones de la operación básica de electrodiálisis, posibilitándose distintas estrategias para reducir los fenómenos de polarización y ensuciamiento mediante diferentes pretratamientos. Se diseñan las operaciones discontinuas y continuas, así como las de alta calidad y alta producción. Asimismo, se describe un procedimiento de dimensionado de la operación, por utilización de los parámetros ingenieriles de funcionamiento.

### INTRODUCCIÓN

El módulo básico de la electrodiálisis (**Figura 1 de la parte 1**) trabaja aproximadamente a conversión del 50%, sin embargo es posible mejorar la recuperación y alcanzar valores cercanos al 95%. Para conseguir mejorar la conversión se puede realizar la recirculación de la corriente concentrada. Con ello se obtienen algunas ventajas adicionales relacionadas con la recuperación y reducción del consumo hidráulico, ya que por una parte, se disminuye la cantidad de concentrados a evacuar (disminución de salmueras) y por otra, es posible trabajar a presión similar a la del circuito de desmineralización, sin embargo concentraciones demasiado elevadas en el circuito del concentrado disminuyen la selectividad de las membranas, aumentan el transporte de agua y se pueden alcanzar los productos de solubilidad de las diferentes sales.

## CONFIGURACIONES Y PROCESOS.

Con la finalidad de disminuir el consumo hidráulico, equivalente a mejorar la conversión y obtener un diluido muy homogéneo se diseñan los procesos discontinuo y semicontinuo. Ambas son las operaciones habituales por lotes (**Figura 1**), que en ésta operación requiere dos recipientes, cada uno de ellos equipado con una bomba para poder vehicular los fluidos, y trabajando en recirculación durante un periodo de tiempo tal que transcurrido el mismo, se habrán alcanzado las condiciones de desmineralización en el circuito del diluido o de sobreconcentración en el circuito del concentrado. La operación es función del volumen a tratar, de la salinidad alimentada, de la salinidad deseada y de la diferencia de potencial (**d.d.p.**) aplicada.

La operación por lotes presenta algunas importantes ventajas, ya que permite tratar una disolución sin considerar la salinidad, pues la relación de concentraciones entre el diluido y la salmuera puede llegar a alcanzar valores de 1/150; por otro lado se puede obtener un producto de exactamente la concentración deseada, y además las membranas trabajan con densidades de corriente que disminuyen en el transcurso de la operación. Por el contrario resulta inadecuada para **grandes instalaciones**, consideradas como tales aquellas cuyas capacidades de producción son **mayores a 500 m<sup>3</sup>/día**, fundamentalmente por el tamaño de los recipientes de almacenaje, y por la mayor dificultad en armonizar las concentraciones, mientras que si es de aplicación para **pequeñas unidades** de alrededor a **5 m<sup>3</sup>/día**.

Al aumentar la velocidad de circulación mejora la transferencia de materia aunque globalmente disminuye la eliminación de sales, por ello se debe establecer un compromiso entre la velocidad de paso del fluido y el tiempo de residencia en la célula. Es por lo que para mejorar la anterior relación y con la finalidad de aumentar la reducción salina hasta los valores diseñados, a continuación de un módulo se acopla en serie un segundo módulo y sucesivamente otros como en la **Figura 2**, hasta la especificación de dimensionado para la concentración de sales en el diluido.

Cada uno de los módulos así configurados describe una etapa, que para diferenciar de las precedentemente descritas se les puede indicar como etapas externas.

La configuración se dispone como una bancada y se piensa para trabajar como un proceso continuo que cumpla con la finalidad de mejorar la calidad del diluido. Si además se utiliza la recirculación del concentrado entonces no solo se mejora la calidad del diluido sino que aumenta la recuperación (**Figura 2**).

La configuración en continuo y paso único del diluido, permite obtener grandes producciones, ya que inherente con la necesidad de aumentar el flujo alimentado para aumentar la producción es aumentar el número de bancadas en paralelo. Ésta filosofía de disposición por bancadas y cada bancada con sus electrodiálizadores conectados en serie es utilizada en las instalaciones de gran capacidad de producción. No obstante, la configuración múltiple operando en continuo y a un solo paso, presenta algunos inconvenientes. Por un lado, las membranas no trabajan todas igual, pues lo harán a concentraciones y diferentes densidades de corriente diferentes, y por otro, hay que reseñar que toda variación en la concentración de la alimentación repercute obligatoriamente en la concentración de la corriente demineralizada.

Para obviar en lo posible los inconvenientes antes enumerados, se piensa en la configuración, también de funcionamiento múltiple en continuo pero con doble recirculación (**Figura 3**). Con este procedimiento se reduce ligeramente la conversión, cuando se compara con un idéntico diseño en el número de bancadas y del número de etapas que trabajen a un solo paso. Sin embargo, se armonizan las concentraciones de las corrientes por lo que la salinidad del producto será más estable y adecuada con el valor de diseño, y el trabajo de las membranas pierde aleatoriedad ya que la densidad de corriente será mucho más constante.

Por el contrario con la configuración a doble paso se consume más energía eléctrica en el bombeo, y también en el electrodiálizador, ya que las resistencias de las disoluciones aumentan, y en consecuencia para un mismo diseño disminuye la densidad de corriente (para un mismo diseño la **d.d.p.** sería igual) lo que para una producción dada obligará a aumentar la superficie de membrana.

## **FENÓMENOS LIMITANTES**

Cualquier membrana del electrodiálizador facilita la separación de una disolución diluida y una concentrada, por consiguiente entre ambos lados de la membrana existirá un gradiente de concentración. La ley de Fick muestra que inevitablemente en esas circunstancias existirá difusión desde el lado de mayor concentración hacia el de menor concentración, y ello sucederá tanto con membranas inertes como con membranas selectivas, aunque en estas últimas suceda en menor magnitud. Por tanto, el fenómeno difusivo disminuirá la eficacia del proceso realizado por las membranas, limitando la posibilidad de obtener una disolución muy diluida.

Es asimismo limitante en la operación de electrodiálisis el fenómeno denominado como polarización por concentración. Mediante éste término se describe el proceso de variación del flujo, o modificación del transporte migratorio del contra-ion. El fenómeno es consecuencia del proceso de electrodiálisis y por tanto de la selectividad de las membranas, pero también es función de la temperatura, del tipo de fluido y de la velocidad con que sea circulado.

El fenómeno de concentración polarización se puede interpretar al considerar una membrana selectiva del tipo catiónica y a ambos lados de la misma una disolución de NaCl. Durante el proceso de electrodiálisis circulará una densidad de corriente, que en la disolución dependerá de los iones  $\text{Na}^+$  y  $\text{Cl}^-$ , por el contrario en la membrana catiónica dependerá casi exclusivamente del  $\text{Na}^+$ , como consecuencia del tipo de membrana. Por tanto, si al atravesar la membrana la corriente es exclusivamente transportada por los cationes, por algún mecanismo se debe estar aportando el

obligado exceso en la cantidad de cationes, para verificar el transporte de corriente, la respuesta no puede ser otra que la difusión es el mecanismo que se encarga de suministrar los cationes necesarios.

Durante el proceso de intercambio, se faculta que a un lado de la membrana disminuyan los cationes, originándose un gradiente de concentración entre la disolución y la membrana. Mientras la concentración en la disolución sea alta, la velocidad de difusión (por ley de Fick) será suficiente para aportar el exceso de cationes requerido por la membrana, realizándose el transporte de corriente. Sin embargo, la electrodiálisis estará reduciendo la concentración de la disolución, por lo que en el transcurso del tiempo se producirá, que a la superficie de la membrana los iones  $\text{Na}^+$  no llegarán con suficiente rapidez. En ese momento en el sistema se estará verificando una determinada limitación en la eficacia de la densidad de corriente. Es decir existe una densidad de corriente límite en el proceso de electrodiálisis, que entre otros factores dependerá de la membrana y de la concentración. Y si a esa situación se llegara, la única posibilidad para que el circuito del diluido siguiera aportando cationes, sería que se ionizara el agua, generando iones  $\text{H}^+$ .

En consecuencia la polarización por concentración genera unos procesos de gran importancia en el entorno de las membranas. Hay formación de capas con diferentes concentraciones, que aumentan la resistencia eléctrica y por tanto el consumo de energía, se puede llegar al transporte de corriente por los iones  $\text{H}^+$  y  $\text{OH}^-$  del agua, con lo que el rendimiento Faraday es menor, y además, las variaciones locales del pH podrían provocar precipitados, particularmente de Fe y Mg.

Para corregir o evitar en la medida de lo posible los anteriores inconvenientes se determina la densidad de corriente limitante. Las casas comerciales informan de diferentes correlaciones para su estimación, la mayoría de ellas función de la velocidad de circulación y de la concentración del

diluido. Una ecuación comúnmente aceptada como primera aproximación para cualquier tipo de membrana, y rigurosa para membranas Nepton, es la que sigue,

$$i_{Lim} = 145 \cdot c \cdot u^{0.6} \quad (1)$$

útil para la temperatura de 20 °C, en la cual **c** representa la concentración (**eq/L**) del circuito diluido, y la velocidad de circulación **u** se expresa en **cm/s** (valores normales función del separador), obteniéndose la densidad en **mA/cm<sup>2</sup>**. Normalmente al diseñar un módulo para una densidad de corriente, se aplica un **coeficiente de seguridad**, de tal manera que se suele tomar como **70% de la densidad de corriente límite**, resultando así su valor para condiciones comunes, dentro de los valores estándar.

Durante el transporte de iones que realiza el electrodiálizador, si el disolvente es polar, por atracción electrostática, una determinada cantidad de moléculas de disolvente son también transportadas. El suceso tiene su origen en la presión osmótica que se establece entre el diluido y el concentrado, limitando por ello el fenómeno osmótico las posibilidades de eliminación de sales por parte de las células. En la práctica éste fenómeno limita la utilización de la electrodiálisis para alcanzar disoluciones muy concentradas o muy diluidas, ya que se incrementan mucho los costes eléctricos. Sin embargo como ha sido citado para operaciones normales, el paso de agua no representa un problema al ser menor de 0.5% del flujo circulado.

Son también limitantes de la electrodiálisis, ya que afectan a su funcionamiento y específicamente a su rendimiento, las denominadas **fugas de corriente**. Ellas en síntesis representan una disminución de la eficacia de la corriente eléctrica total que circula por el electrodiálizador. Sea por las **fugas externas**, generadas normalmente por fenómenos de corrosión o por perturbaciones de los equipos eléctricos auxiliares al módulo, y cuyo valor se estima entre **1 y 2% de la corriente total**, sea por **fugas internas** del módulo, que principalmente se producen en los electrodos y en el circuito del concentrado, y normalmente serán consecuencia del efecto Joule, cuyo valor se acepta

comprendido entre 2 y 4% del total de la corriente circulada.

## **PRETRATAMIENTOS**

Como consecuencia del incremento salino de la corriente de concentrado por el trabajo del electrodiálizador, se pueden producir precipitados de diferentes sales ( $\text{CO}_3\text{Ca}$ ,  $\text{CO}_3\text{Mg}$ ) e hidróxidos que como anteriormente se indicó mayoritariamente pudieran ser de Mg y Fe. También se han citado los problemas que se pueden presentar por la polarización por concentración, al ser un fenómeno limitador del trabajo de las células, fundamentalmente por la posibilidad del flujo difusivo inverso, e incluso el problema del paso de diluido debido al fenómeno osmótico. No obstante ello ser importante, al punto que se deben aplicar estrategias para reducirlos y en la medida de lo posible eliminarlos, hay además que contabilizar otras circunstancias normalmente dependientes del origen del agua que aconsejan realizar lo que en conjunto se denomina pretratamientos (**Tabla 1**).

Respecto de la polarización por concentración se ha citado que para disminuirla, las células deben operarse al 70% de la densidad de corriente límite. No obstante ello ser adecuado pudiera no ser suficiente, quizás a causa de malas circulaciones locales del fluido, por lo que para tratar de reducir al mínimo éste fenómeno se puede acidificar el circuito del concentrado. Es normal que el concentrado circule a pH comprendido entre 2 y 6, siendo lo más común el pH=4.

También se puede recurrir a la inversión de polaridad del sistema eléctrico e incluso a la inversión del flujo en el sistema hidráulico, no obstante estos suelen ser procedimientos menos económicos que la acidificación. Además la acidificación del circuito del concentrado, sea con ácido sulfúrico o con ácido clorhídrico, reduce la posible precipitación de sales e hidróxidos en el fluido acidificado, y puede ser utilizado para el circuito de limpieza de electrodos.

Cuando se considera la posible precipitación del  $\text{SO}_4\text{Ca}$ , entre otros procedimientos, deberá controlarse su límite de solubilidad, cuyo valor puede estimarse comprendido entre 400 y 1500 ppm, valores orientativos para las condiciones más comunes, y en todo caso función de las condiciones termodinámicas, por lo que en determinadas circunstancias pudiera no ser aconsejable la acidificación con ácido sulfúrico, para evitar incrementar el contenido de sulfatos; pudiendo también ser controlado utilizando antincrustantes, por ejemplo hexametáfosfato, cuya adición es práctica aconsejable si el Índice de Langelier es mayor de 2.

Puede pensarse como pretratamiento al problema de los carbonatos, generadores de incrustaciones, no solo la acidificación del circuito concentrado. Es también posible realizar su previa precipitación química, seguida de filtración e incluso un pretratamiento desmineralizador que reduzca a límites aceptables su concentración. No obstante estos no suelen ser procedimientos tan económicos como la acidificación.

Es aconsejable impedir que los fluidos circulen con partículas suspendidas, para evitar bloqueos o estrechamientos en los compartimentos, que originarían malas circulaciones locales de los líquidos incrementándose el riesgo de originarse polarizaciones. Para reducir estos inconvenientes, siempre que sea preciso, se deberá realizar la filtración de la alimentación. La utilización de filtros de lecho de arena y de cartucho de alrededor a 5  $\mu\text{m}$  suelen ser los procedimientos más comunes.

La eliminación de materia orgánica o coloidal, cuyo tamaño no es mayor a 0.5  $\mu\text{m}$ , es también aconsejable en la desmineralización del agua, ya que estas sustancias pueden taponar, por deposición, los poros de las membranas cuyo tamaño es menor a 5 nm. Además los coloides en general son partículas cargadas negativamente, por lo que las membranas aniónicas se pueden colmatar. En particular, sustancias orgánicas tales como los ácidos húmico y fúlvico, surfactantes y

proteínas, no deben estar presentes en la electrodiálisis. En conjunto estos fenómenos se conocen por ensuciamiento de las membranas. Su reducción y/o eliminación requiere pretratamientos que serán función de su presencia en el agua.

En general como pretratamientos, se puede realizar la previa coagulación-floculación de la materia orgánica y coloidal, siguiendo con su sedimentación. También se puede recurrir a la utilización de filtros de lecho con arena y carbón activo, e incluso a la utilización de una ultrafiltración. No obstante, cuando un módulo de electrodiálisis se ha colmatado se deberá recurrir a su limpieza química, para tal fin se realiza su lavado durante varias horas por circulación de una disolución de sosa al 2%.

Se conoce por envenenamiento de las membranas, al ataque que sobre el material de intercambio realizan ciertos metales y sustancias, entre ellas Fe, Mn, SiO<sub>2</sub>. El fenómeno de envenenamiento puede consistir en la fijación de estas sustancias sobre los centros activos del intercambiador, bloqueando su actividad, con lo cual la membrana de una parte aumentará su resistencia eléctrica y de otra verá reducida su selectividad.

Es por ello que en particular para las anteriores sustancias, es deseable concentraciones lo más bajas posibles en la alimentación (preferentemente el contenido deberá ser, Fe<0.1 ppm, Mn<0.1 ppm, SiO<sub>2</sub> <20 ppm). Para reducir las concentraciones a los valores máximos aconsejables anteriores, es posible recurrir a pretratamientos consistentes en realizar su oxidación, sea con aire, con cloro o con permanganato potásico, entre otros, para precipitarlos, y a continuación realizar una filtración.

El problema del transporte de agua que atraviesa las membranas desde el circuito del diluido hacia el circuito del concentrado, tiene su origen, como se indicó, en dos circunstancias, de un lado

por el fenómeno osmótico consecuencia del incremento de concentración en el circuito del concentrado, y por otro en el paso de iones por la membrana, ya que bien los iones transportan moléculas de agua por acción electrostática, bien por efecto convectivo.

En cualquier caso, el problema del paso de agua es función de la naturaleza de las membranas, de la concentración de las disoluciones, de la temperatura y de la densidad de corriente entre otros, por lo que es inherente a la operación de electrodiálisis, y solamente podrá reducirse hasta límites aceptables, ya sea por, selección adecuada de las membranas, aumentar el número de células, reducir la relación de concentraciones entre los circuitos concentrado y diluido, disminuir la densidad de corriente, disminuir la conversión, etc. Ello sugiere, siempre que las fugas de agua sean el problema, establecer un adecuado compromiso de rentabilidad. Sin embargo en circunstancias normales de diseño y operación de la electrodiálisis, como se ha indicado, el paso de agua no representa un serio problema.

## **DIMENSIONADO DE UN MÓDULO**

El procedimiento general que se detallará a continuación bajo la hipótesis de condiciones isotérmicas, permitirá tener una primera aproximación para los múltiples casos específicos existentes, y podrá ser ponderado con el trabajo de M. Hamada, en el que se indica el número de células o parejas de membranas, y por extensión la superficie útil de membranas, en función del flujo tratado y de la concentración de la alimentación, ya que al estar en él recopilados los dimensionados de diferentes instalaciones, se debe tomar como referencia, aunque tampoco en el citado artículo de M. Hamada, se indique específicamente la dependencia de la temperatura en el dimensionado de una planta.

Los parámetros críticos a tener presentes en el dimensionado son la caída de presión, densidad de corriente, eliminación de sales y conversión, mientras que especificadas las condiciones

de la alimentación y del diluido, el primer paso será seleccionar el módulo, para lo que se debe conocer la producción. Para flujos pequeños (**menores a 5 m<sup>3</sup>/día**) los módulos más pequeños de la **Tabla 3 parte 1**, serán los seleccionados, y para producciones grandes (**mayores a 500 m<sup>3</sup>/día**) los módulos de 1 m o mayores deben ser los utilizados. Por ello admita que se desea obtener una producción de 500 m<sup>3</sup>/día de agua con 400 ppm, la alimentación tiene una salinidad de 3000 ppm y será recirculada un 89% de la corriente de concentrado para alcanzar una conversión global del 90%. El módulo de Ionics Inc. con espaciadores (MKIII) de 1 mm es la opción seleccionada.

A continuación se deberá determinar el **número de etapas hidráulicas (NEH)**, para ello se puede aceptar que la salinidad equivalente a NaCl será reducida desde **C<sub>1</sub> = 51.28** hasta **C<sub>N</sub> = 6.84 meq/L**, y como el módulo puede trabajar al **50%** de eliminación (**X**), al utilizar,

$$C_N = C_1 * (1 - X)^{NEH} \quad (2)$$

resulta que **NEH = 3**. Se podrá utilizar un módulo en configuración como en la **Figura 1 parte 1**, por tanto utilizando etapas hidráulicas (**EH**) internas y etapas eléctricas (**EE**) diferentes, o bien etapas externas como el diseño en la **Figura 2**, y una o más bancadas en configuración como en la **Figura 3**, y ello dependerá de la caída de presión, del número de pares de membranas por módulo y/o del tamaño de las membranas.

Probando a utilizar un único módulo con las **3 EH** y suponiendo una **velocidad mínima de 18 cm/s** en la primera **EH** (información del fabricante en la **Tabla 3 parte 1**), en las demás **EH** el fluido deberá ser circulado a **36 y 72 cm/s**, por tanto al emplear la **ecuación 2 parte 1**, se obtendrá respectivamente **0.30, 0.97 y 3.16 bar** para la caída de presión, y como la suma de las 3 pérdidas de carga resulta mayor que 5/1.2=4.2 bar (con un coeficiente de seguridad del 20%), se observa la necesidad de utilizar más de un módulo conectados en serie; podrían ser tres módulos en serie cada uno de ellos con una **EH** o bien un módulo con dos **EE** en disposición de dos y una **EH** para posibilitar menor caída de presión. Se puede probar inicialmente con ésta última configuración, de

manera que en la primera **EE** y por la primera **EH** el fluido será circulado a 18 cm/s, mientras que en la segunda **EH** lo será a 36 cm/s; pudiéndose circular la alimentación en la segunda **EE** y por su única **EH** a 36 cm/s.

Para el módulo seleccionado de la **Tabla 3 parte 1** a su mínima velocidad de 18 cm/s, siendo la producción de 500 m<sup>3</sup>/dia = 91.7 gpm, resulta que se necesitan **PC = 76.5\*91.7/18 = 390 células**. Esta cantidad correspondería a la primera **EH**, con lo que sí se sigue pensando en dimensionar un módulo con tres **EH** y dos **EE**, será necesario utilizar más de una bancada para poder estar por debajo de 500 parejas por módulo. Parece suficiente escoger dos líneas o bancadas, cada una de ellas produciendo 250 m<sup>3</sup>/dia. Pero en todo caso ya se dispone de una primera aproximación al dimensionado pues sería posible utilizar una bancada con tres pilas en serie y cada módulo con 390 parejas de membranas como en la **Figura 2**.

En la **Tabla 2 parte 1**, se indica que la **R<sub>M</sub>** de las membranas del módulo seleccionado es **11 Ω\*cm<sup>2</sup>** y la resistencia de los circuitos hidráulicos (**R<sub>H</sub>/Ω\*cm<sup>2</sup>**) se puede calcular por la expresión,

$$R_H = \frac{10}{C} * e \quad (3)$$

utilizando para la concentración (**C**) la media logarítmica entre la entrada y salida de la **EE** expresada en **eq/L**, mientras que el espesor (**e**) del separador es **0.1 cm**. Al realizar los balances de materia, la resistencia del diluido en la primera **EE** calculada empleando la **ecuación 3** resulta ser **R<sub>Hdil</sub> = 36.05 Ω\*cm<sup>2</sup>** y para el concentrado contabilizando la recirculación será al operar en igual forma **R<sub>Hconc</sub> = 2.33 Ω\*cm<sup>2</sup>**, por lo que para dos membranas por célula y con un 20% para el coeficiente de seguridad a fin de incluir la resistencia eléctrica debida a las perdidas, resultará que la resistencia promedio por celda en el primer circuito eléctrico del módulo es **R<sub>CE1</sub> = 72.46 Ω\*cm<sup>2</sup>**; calculando de la misma manera para el segundo circuito eléctrico, y siendo las resistencias del diluido y del concentrado **108.11** y **2.21 Ω\*cm<sup>2</sup>** respectivamente, resultará al contabilizar el

coeficiente de seguridad,  $R_{CE2} = 158.78 \Omega \cdot \text{cm}^2$ .

La **ecuación 1** utilizada para la concentración media logarítmica del diluido en cada una de las **EE** ( $C_{E1dil} = 27.74 \cdot 10^{-3}$ ,  $C_{E2dil} = 9.25 \cdot 10^{-3} \text{ eq/L}$ ) y velocidad de circulación mínima de 18 cm/s en la primera **EE** y de 36 cm/s en la segunda **EE**, resultan las densidades de corriente por celda en cada etapa,  $i_{E1Lim} = 22.78$  e  $i_{E2Lim} = 11.52 \text{ mA/cm}^2$ , y al aplicar el coeficiente de seguridad por concentración polarización (70%) resultan ser cada una de ellas  $i_{E1} = 15.95$  e  $i_{E2} = 8.06 \text{ mA/cm}^2$ , de tal manera que en cada célula de la primera **EE** será **d.d.p.** =  $15.95 \cdot 10^{-3} \cdot 72.46 = 1.16 \text{ V}$ ; mientras que para la segunda **EE** en cada célula resulta **d.d.p.** =  $8.06 \cdot 10^{-3} \cdot 158.78 = 1.28 \text{ V}$ , ambos dentro de los valores habituales, y por otra parte, la intensidad de corriente de cada **EE** será al considerar la membrana seleccionada de  $46 \cdot 10^2 \text{ cm}^2$ ,  $I_{E1} = 74.82$  e  $I_{E2} = 37.82 \text{ A}$ .

El número de pares de membranas de cada **EH** lo podemos ahora calcular utilizando la ecuación,

$$PC = \frac{96500 * Q * \Delta C}{\eta * \Phi * I} \quad (4)$$

en la que se ha de sustituir, la producción de  $250 \text{ m}^3/\text{dia} = 2.89 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$  para cada una de las dos bancadas, la diferencia de concentración  $\Delta C = 51.28 - 25.64 = 25.64 \text{ meq/L}$  en la primera **EH** y primera **EE** para el circuito del diluido, la intensidad de corriente  $I = 74.82 \text{ A}$  de la **EE**, además se tomará para la eficacia eléctrica  $\eta = 0.75$  y para el porcentaje de superficie útil de membrana en el módulo  $\Phi = 0.631$  (información del fabricante en la **Tabla 3 parte 1**). Al sustituir los datos anteriores se obtiene  $PC_{E1H1} = 202$  parejas de membranas.

Operando en igual manera para la segunda **EH** de la primera **EE** resulta, que la disminución de la concentración es  $\Delta C = 25.64 - 12.82 = 12.82 \text{ meq/L}$ , y sabemos que  $I = 74.82 \text{ A}$ , los demás datos similarmente, se obtiene  $PC_{E1H2} = 101$  parejas de membranas. En la misma forma para la

única **EH** de la segunda **EE**, siendo  $\Delta C = 12.82 - 6.41 = 6.41 \text{ meq/L}$ , menor que los 6.84 meq/L establecidos en el diseño, y siendo  $I = 37.82 \text{ A}$ , resulta  $PC_{E2H1} = 100$  parejas de membranas. El **módulo** dispondrá de **403 parejas de células**, número que es menor al máximo estándar de 500.

Verificamos la información del módulo ya que  $u(\text{cm/s}) = 76.5 * \text{gpm/PC}$ , y obtenemos para cada uno de ellos,  $u_{E1H1} = 76.5 * (91.7/2) / 202 = 17.4 \text{ cm/s}$ ;  $u_{E1H2} = 34.73 \text{ cm/s}$  y  $u_{E2H1} = 35.1 \text{ cm/s}$  resultados que concuerdan satisfactoriamente con las velocidades supuestas. Recapitulamos la caída de presión utilizando la **ecuación 2 parte 1** resultando 0.36 y 0.72 bar para la primera y segunda **EH** de la primera **EE** y 0.72 bar para la única **EH** de la segunda **EE**, con lo que la suma en las tres **EH** será 1.8 bar, muy inferior al máximo de 4.2 bar. Por todo lo cual la configuración final que se adopta para el dimensionado se muestra en la **Figura 4**.

En cada **EE** la **d.d.p.** se calcula por la ecuación,

$$V_E = i_E * R_C * PC_E + 50 \quad (5)$$

y siendo **d.d.p.** =  $i_E * R_C = 1.16 \text{ V}$  en la primera **EE** y  $PC_{E1} = 202 + 101 = 303 \text{ células}$ , mientras que **d.d.p.** =  $1.28 \text{ V}$  en la segunda **EE** y  $PC_{E2} = 100$ , se obtendrán los resultados, después de incluir en la **ecuación 5** los 50 voltios estimados como caída de tensión en los electrodos debido a fugas de corriente,  $V_{E1} = 401.5$  y  $V_{E2} = 178$  voltios.

Considerando la potencia eléctrica de los dos módulos electrodiálizadores con un rendimiento del 80%, se puede calcular el consumo para la producción de 500 m<sup>3</sup>/día, resultando,

$$W_E = \frac{401.5 * 74.82 + 178 * 37.77}{0.80 * 1000} * 2 * \frac{24}{500} = 4.41 \text{ kWh/m}^3$$

mientras que la energía requerida para el bombeo en los dos módulos (siendo  $\Delta p = 1.8 * 10^5 \text{ Pa}$ ), cada uno de ellos con dos circuitos hidráulicos, e incluyendo un coeficiente de seguridad para

contabilizar el circuito de limpieza de los electrodos se obtendrá,

$$W_H = 2.78 * 10^{-7} * \frac{1 (m^3 / s) * 1.8 * 10^5 (Pa)}{0.70} * 2 * 2 * 1.2 = 0.34 \text{ kWh/m}^3$$

por lo que el **consumo específico total** no será mayor que **4.75 kWh/m<sup>3</sup>**. Estos resultados se confirman utilizando la ecuación que sigue, a fin de determinar el consumo eléctrico sin contabilizar las pérdidas en electrodos y el efecto Joule,

$$W_E = \frac{V * \Delta C}{37.3 * \eta} = \frac{(1.16 + 1.28) * (51.68 - 6.41)}{37.3 * 0.8} = 3.69 \text{ kWh/m}^3$$

y para los dos módulos con dos circuitos hidráulicos, el consumo por bombeo se puede calcular por la ecuación siguiente,

$$W_H = 3.9 * 10^{-7} * \Delta p * 2 * 2 = 3.9 * 10^{-7} * 1.8 * 10^5 * 2 * 2 = 0.28 \text{ kWh/m}^3$$

resultando 3.97 kWh/m<sup>3</sup>, comparables a los obtenidos por dimensionado. Finalmente podemos verificar la **superficie útil de membrana** que se ha calculado, ya que se utilizan dos módulos cada uno de ellos con 403 parejas de membranas de 46\*102 cm<sup>2</sup>, las cuales tienen una superficie útil del 63.1% por información del fabricante, por tanto se obtiene **477 m<sup>2</sup>**, y al tomar la referencia del trabajo de M. Hamada, para una producción de 250 m<sup>3</sup>/día y 3000 ppm de salinidad se requieren entre 200 y 300 parejas de membranas de 1.4 m<sup>2</sup> de superficie útil por pareja, por tanto de 560 a 840 m<sup>2</sup> de membranas Selemion representadas por Asahi Glass Co. Ltd., en las que la eliminación de sales está comprendida entre 20 y 30% (información del fabricante en la **Tabla 3 parte 1**), de tal modo que ello implicará mayor cantidad de etapas, equivalentemente más superficie de membrana, de tal manera que multiplicando la superficie dimensionada y la relación entre los porcentajes de eliminación de sales se obtendrá un resultado a través del cual se puede aceptar que el dimensionado es suficientemente equiparable (477\*0.5/0.3 = 795 m<sup>2</sup>). En efecto Asahi Glass Co. Ltd. suministra información en sus catálogos respecto al dimensionado de una planta desmineralizadora cuya producción es de 5000 m<sup>3</sup>/día, que utiliza agua con 3000 ppm y la reduce

hasta 500 ppm, en la que se utilizan 1600 parejas de membranas del modulo CS5. Al realizar unas simples operaciones en concordancia con el procedimiento descrito, resultará que para una eliminación salina del 30% se precisan 5 etapas y siendo  $u = 5 \text{ cm/s}$ , el número de parejas de membranas por etapa resultan ser para  $5000 \cdot 4.4 / 24 = 916.67 \text{ gpm}$ ,  $PC = 916.67 \cdot 1.8 / 5 = 330$ , por lo que para 5 etapas pueden necesitarse 1650 parejas de membranas.

## REFERENCIAS

**Asahi Glass Co. Ltd.**, "Technical Bulletin", Japan (1993)

**Asahi Glass Co. Ltd.**, "Technical Bulletin", Japan (1994)

**Baker, R.W.; Cussler, E.L.; Eykamp, W.; Koros, W.J.; Riley, R.L. and Strathmann, H.**

"Membrane separation Systems. Recent Development and Future Directions". Ed. Noyes Data Co., New Jersey (1991)

**Hamada, M.**,

"Brackish Water Desalination by Electrodialysis". Desalination & Water Reuse, 24, 8 (1992)

**Ionics Inc.**, "Technical Bulletin", USA (1984)

**Porter, M.C.**

"Handbook of Industrial Membrane Technology". Ed. Noyes Publications, New Jersey (1988)

**Rautembach, R. and Arbrecht, R.**

"Membrane Processes". Ed. J. Wiley and Sons, New York (1989)

**Spiegler, K.S. and Laird, A.D.K.**

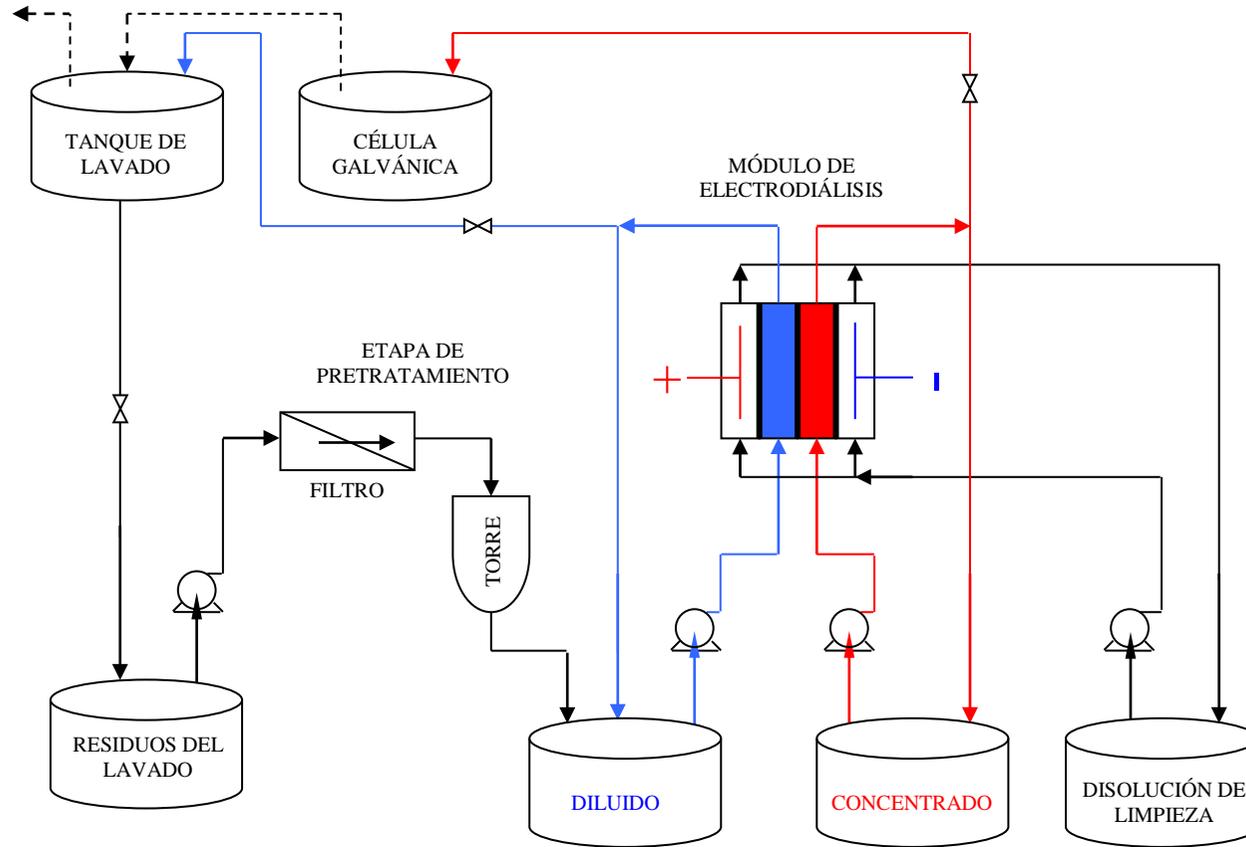
"Principles of Desalination". Ed. Academic Press, New York (1979)

**Siwak, L.R.**,

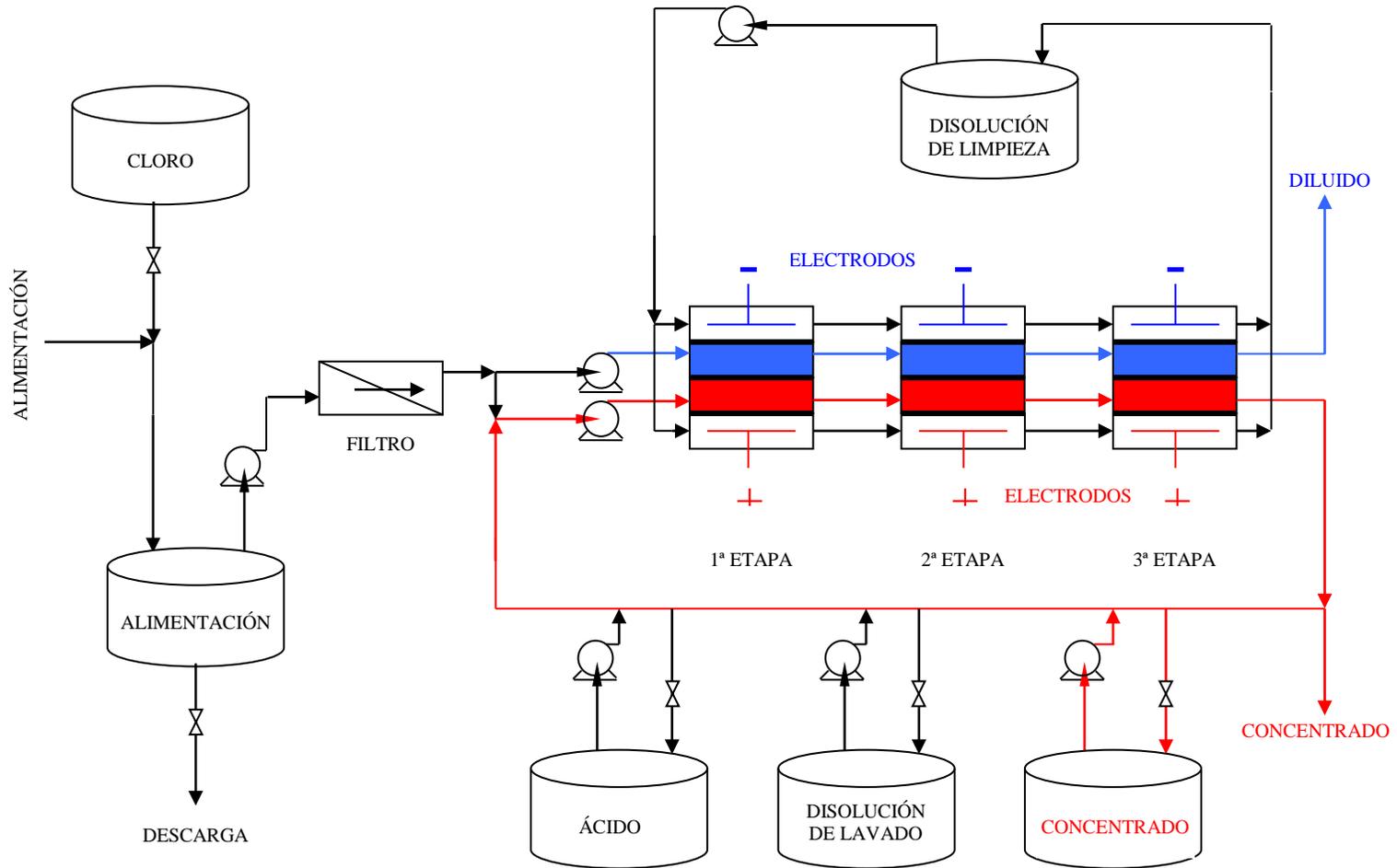
"Electrodialysis Reverse and Why EDR Works". Desalination & Water Reuse, 24, 16 (1992)

**Tokuyama Soda**, "Technical Bulletin", Tokyo (1987)

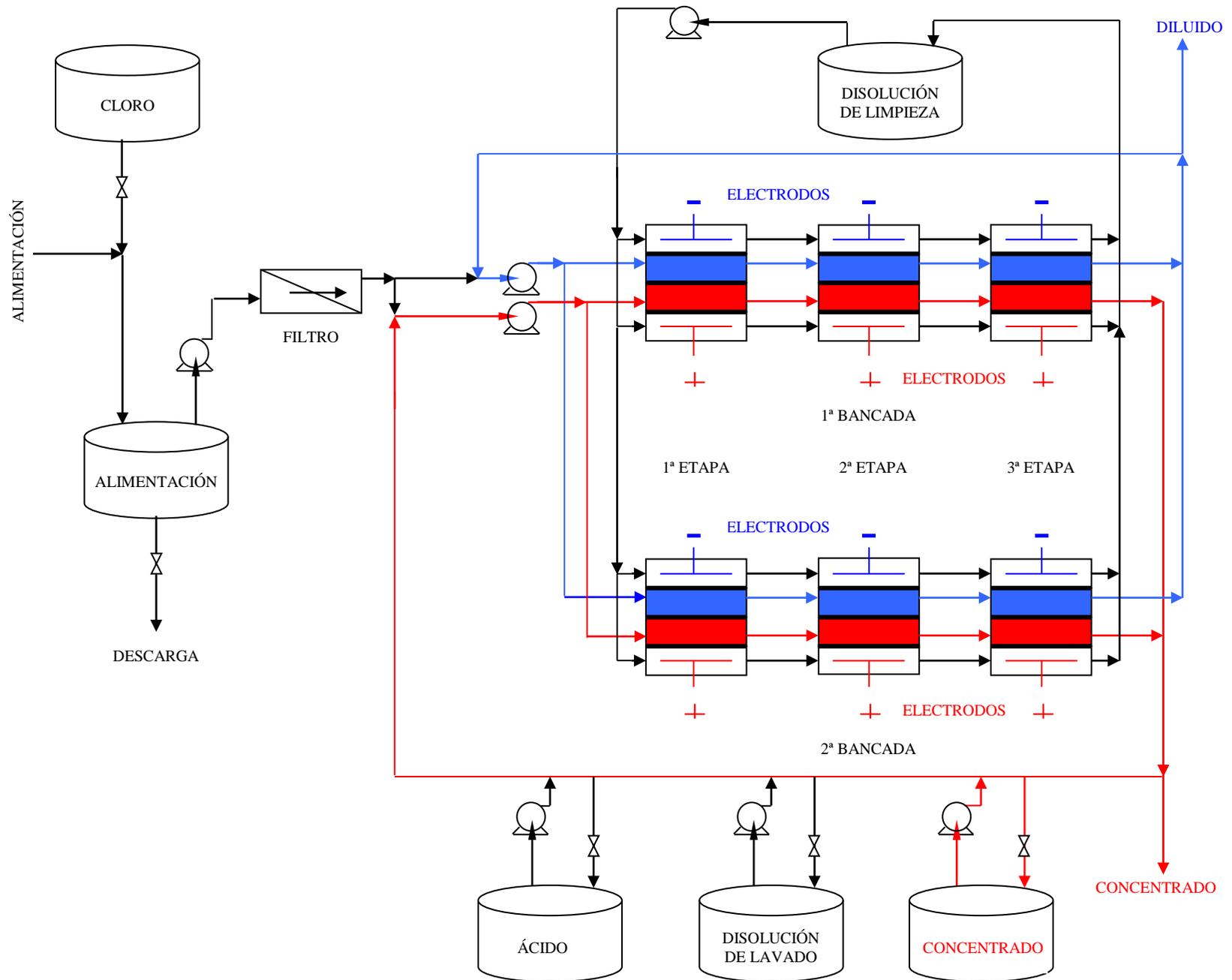
**Figura 1.-** Proceso por semilotes para recuperación de residuos galvánicos.



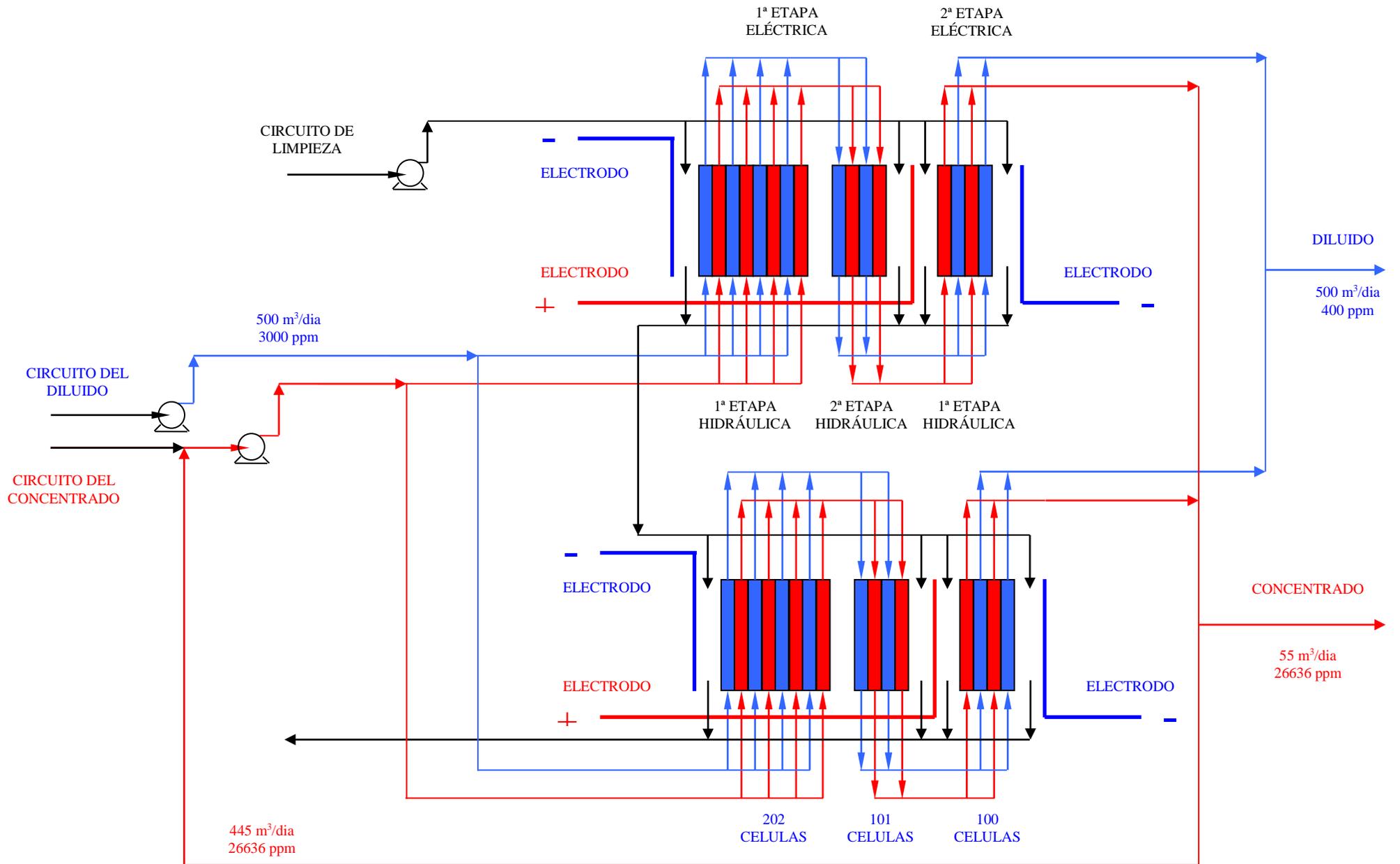
**Figura 2.-** Proceso continuo en paso único de la Electrodiálisis multietapa.



**Figura 3.-** Proceso continuo en doble paso y alta producción de la Electrodialisis multietapa.



**Figura 4.-** Diseño de la instalación de ED dimensionada para 500 m<sup>3</sup>/día y 400 ppm.



**Tabla 1.- Resumen de los Pretratamientos en Electrodialisis.**

<b>Contaminante</b>	<b>Método de tratamiento</b>
Productos orgánicos	Torres de lecho, Carbón activado, Ultrafiltración
Bacterias	Cloración, Ozonación, Radiación UV, Floculación-coagulación, Sedimentación, Microfiltración, Ultrafiltración
Coloides y Turbidez	Floculación-coagulación, Sedimentación, Filtración de lecho, Microfiltración, Ultrafiltración
Cloro	Carbón activado, Oxidantes
Sulfídrico	Aireación, Cloración, Intercambio aniónico
Fe, Mn	Aireación, Cloración, Coagulación-floculación-filtración, Intercambio catiónico
SiO <sub>2</sub>	Aireación, Cloración, Intercambio aniónico,
Ca, Mg	Acidificación, Antincrustantes, Intercambio catiónico