



CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
EN ELECTROQUÍMICA



---

**“PRODUCCIÓN DE  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  y  $\text{NaOH}$  A PARTIR  
DE FOSFATO TRISÓDICO MEDIANTE  
ELECTRODIÁLISIS”**

TESIS PRESENTADA POR:

**I.Q. HUGO MANUEL HERNÁNDEZ HERNÁNDEZ**

PARA OBTENER EL GRADO DE:

**MAESTRÍA EN ELECTROQUÍMICA**

*Octubre, 2005.*

# Centro de Investigación y Desarrollo Tecnológico en Electroquímica

TESIS REALIZADA POR:

**I.Q. HUGO MANUEL HERNÁNDEZ HERNÁNDEZ**

DIRIGIDA POR

**Dr. GERMÁN OROZCO GAMBOA**  
**Dr. YUNNY MEAS VONG**

## SINODALES

**Dr. Yunny Meas Vong**  
Presidente

---

**Firma**

**Dr. Federico Castañeda Saldivar**  
Secretario

---

**Firma**

**Dr. Germán Orozco Gamboa**  
Vocal

---

**Firma**

**Dr. José Luis Nava Montes de Oca**  
Vocal

---

**Firma**



**Este trabajo fue realizado en el Centro de  
Investigación y Desarrollo Tecnológico en  
Electroquímica (CIDETEQ), bajo la dirección del**

**Dr. Germán Orozco Gamboa**

**Y**

**Dr. Yunny Meas Vong**

## RESUMEN

---

En este trabajo se estudió la producción de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  y  $\text{NaOH}$  a partir del Fosfato Trisódico utilizando un modulo de Electrodiálisis a nivel piloto, con un área de electrodo de  $0.02\text{m}^2$ . En una primera fase experimental se caracterizó el flujo en interior del electrodiálizador, encontrándose que a flujos mayores de  $0.8\text{ Lmin}^{-1}$  el flujo es de tipo pistón. En una segunda fase se estudio la migración del ión sodio en una membrana catiónica, y en una última fase se estudio la formación de dihidrogenofosfato de sodio, con base a un arreglo de membranas constituido por una membrana catiónica y otra bipolar.

## ABSTRACT

---

In this work, the production of  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  and  $\text{NaOH}$  from a trisodium phosphate aqueous solution using a pilot-scale electrolysers was studied. In the first experimental stage, the flow pattern was characterized as a piston type in the interior of the electrolysers, at flow rates larger than  $0.8 \text{ Lmin}^{-1}$ . In the second stage, the migration of the sodium ion in a cationic membrane was studied. In the last stage, the production of  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  was analysed, using a three-part membrane assembly, in this way two membranes were cationic and the remaining consisted on a bipolar membrane.

## AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer a **Dios**, porque es gracias a él que los sueños se hacen realidad, gracias a él existe la amistad, el amor y es gracias a él que yo tengo todo esto, tantos amigos y tanto amor. Gracias

A mi **madre (Rafaela Hernández Jerónimo)** porque gracias a ella he podido realizar este trabajo, agradezco su entusiasmo, su apoyo incondicional que siempre mostró para conmigo durante el transcurso de esta etapa de mi vida y sobre todo el cariño que siempre me ha dado. Por eso te doy mil gracias Mami

A mi **padre (Domingo Hernández García)** porque sin su apoyo no habría podido realizar este trabajo, su sabios consejos, en ocasiones su regaños pero se que lo hacia con la finalidad de ayudarme, su cariño incondicional, su confianza y sobre todo la amistad que siempre ha perdurado; por eso te doy mil gracias Padre

A mis **hermanos (Juan Carlos, Ana Laura y Raymundo David)** por su apoyo incondicional, por los buenos momentos que convivimos, por todo mil gracias

A mi a **asesor** y a los **maestros** que me apoyaron, gracias

A mis **amigos de generación (Jorge, Lucy y Alondra)** con los que pase momentos inigualables, días de tristeza y alegría por todo lo que convivimos se los agradezco mucho.

A mis amigos: **Cheche, Ada, Cesar, Carmelo, Yaya, Flor de Belem, Bibiana y a todos los demás** que de una o de otra manera me apoyaron durante la realización de este trabajo, les agradezco de todo corazón.

A **Eva, Yolanda, Adriana y Carlos** por su apoyo incondicional, por los consejos y por los buenos momentos que pasamos, muchísimas gracias.

A **Paty, Sandra, Mirna, Gris, Elena, Daniel, Ulises, Chevo, Nancy y Alicia.** Gracias por el apoyo que siempre me mostraron, se los agradezco infinitamente.

**Y a todas las personas con las que conviví en CIDETEQ,** también les agradezco.

Se agradece al CONCYTEG por el apoyo recibido a través del proyecto GTO-2003-C02-12053 para la realización del proyecto

“PRODUCCIÓN DE  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  y  $\text{NaOH}$  A PARTIR DE FOSFATO TRISÓDICO MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS”

# ÍNDICE

	<b>Pág.</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	I
<b>OBJETIVOS</b>	
<b>Objetivo General</b> .....	II
<b>Objetivos Particulares</b> .....	II
<b>CAPITULO I.- REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.</b>	
1.1.- Fosfatos.....	1
1.1.1.- Fosfatos en el mundo.....	1
1.1.2.- Fosfatos de sodio y sus aplicaciones.....	2
1.1.2.1.- Propiedades.....	2
1.1.2.2.-Producción.....	2
1.1.2.2.1.- Reacción inicial.....	2
1.1.2.2.2.- Producto Final.....	3
1.1.2.2.2.1.- Monosódico.....	3
1.1.2.2.2.2.- Disódico y trisódico.....	3
1.1.2.3.- Aplicaciones.....	5
1.1.3.- Antecedentes de la obtención de fosfatos.....	5
1.2.- Electrodiálisis.....	8
1.2.1.- Generalidades.....	8
1.2.2.- Componentes del modulo de electrodiálisis.....	9
1.2.2.1.- Electroodos.....	9
1.2.2.2.- Membranas.....	9
1.2.2.2.1.- Clasificación de la membranas.....	10
1.2.2.2.1.1.- Según su estructura física.....	10
1.2.2.2.1.2.- Según su capacidad de intercambio.....	10



1.2.2.2.1.3.- Según su estructura química.....	10
1.2.2.2.2.- Propiedades.....	11
1.2.2.2.3.- Membranas bipolares.....	12
1.2.2.3.- Promotores de Turbulencia.....	13
1.2.2.4.- Juntas.....	13
1.2.2.5.- Distribuidores de Flujo.....	13
1.2.2.6.- Rectificadores.....	13
1.3.- Caracterización del electrodiálizador.....	14
1.3.1.- Caracterización hidrodinámica.....	14
1.3.2.- Modelamiento de flujo.....	16
1.4.- Determinación de corriente límite.....	17
1.5.-Bibliografía.....	20

## **CAPITULO II. DESARROLLO EXPERIMENTAL.**

2.1.-Caracterización del electrodiálizador.....	25
2.1.1.- Especificaciones del electrodiálizador.....	25
2.1.2.- Caracterización Hidrodinámica del electrodiálizador.....	25
2.1.2.1.- Modelamiento de Flujo.....	25
2.1.2.2.- Influencia del gap y el caudal sobre la distribución de flujo.....	26
2.2.- Proceso de Electrodiálisis.....	27
2.2.1.- Reactivos utilizados.....	27
2.2.2.- Membranas utilizadas.....	28
2.2.3.- Arreglos propuestos.....	29
2.2.3.1.- Utilización de una Membrana Catiónica.....	29
2.2.3.2.- Utilización de dos Membranas Catiónicas y una Bipolar.....	32
2.2.4.- Determinación de corriente limite.....	34
2.2.5.- Electrodiálisis.....	35
2.3.-Bibliografía.....	36

### **CAPITULO III. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.**

#### **CARACTERIZACION DEL ELECTRODIALIZADOR**

3.1.- Influencia del gap y el caudal sobre el modelamiento de flujo.....	39
3.1.1.- Gap de 2.25 mm, entrada 1.....	40
3.1.2.- Gap de 3.75 y 5.25mm, entrada 1.....	41
3.1.3.- Coeficientes de dispersión.....	43
3.2.- Conclusiones de la caracterización del electrodilizador.....	46
3.3.- Bibliografía.....	47

### **CAPITULO IV. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.**

#### **PROCESO DE ELECTRODIALISIS**

4.1.- Determinación de corriente límite .....	49
4.1.1.- Primer Arreglo propuesto.....	49
4.1.2.- Segundo Arreglo propuesto.....	52
4.2.- Proceso de electrodiálisis.....	56
4.2.1.- Resultados del Primer arreglo propuesto.....	57
4.2.1.1.- Disolución 0.05 M de fosfato trisódico.....	58
4.2.1.2.- Disolución 0.1 M de fosfato trisódico.....	60
4.2.1.3.- Disolución saturada de fosfato trisódico.....	62
4.2.1.4.- Conclusión arreglo de una membrana catiónica.....	64
4.2.2.- Segundo arreglo propuesto.....	65
4.2.2.1.- Disolución 0.05 M de fosfato trisódico.....	65
4.2.2.2.- Disolución 0.1 M de fosfato trisódico.....	68
4.2.2.3.- Disolución saturada de fosfato trisódico.....	71
4.2.2.4.- Conclusión arreglo de dos membranas catiónicas y una bipolar.....	73
4.2.3.- Comparación de los dos arreglos propuestos.....	74
4.3.- Conclusiones generales del proceso de Electrodiálisis.....	75
4.4.- Bibliografía.....	76

<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>79</b>
--------------------------	-----------

**ANEXOS**

**I.- ARREGLOS DE MEMBRANA.**

1.1.- Arreglos propuestos utilizando una membrana aniónica y una catiónica y variando los productos de alimentación.....	A-3
1.2.- Arreglos propuestos utilizando una membrana catiónica y una aniónica y variando los productos de alimentación.....	A-6
1.3.- Arreglos propuestos utilizando dos membranas aniónicas y variando los productos de alimentación.....	A-9
1.4.- Arreglos propuestos utilizando dos membranas catiónicas y variando los productos de alimentación.....	A-12
1.5.- Arreglo propuesto utilizando una membrana catiónica.....	A-15
1.6.- Arreglo propuesto utilizando una membrana bipolar y dos membranas catiónicas.....	A-15

## INTRODUCCIÓN

Los fosfatos tienen una gran aplicación en diversas áreas de la industria, cada uno de los productos a base de fosfatos tiene un determinado valor agregado y debido a que no existen proveedores nacionales de estos productos, por lo tanto, se planteó como objetivo en nuestro proyecto desarrollar una tecnología nacional para la producción de estos fosfatos. Se consideró a la electrodiálisis como la técnica para realizar la purificación de materias primas ricas fosfatos, ya que es un proceso de purificación de un disolvente, por la eliminación del soluto indeseable a través de su migración por una membrana.

Varios estudios han demostrado que es factible obtener fosfatos utilizando este proceso de electrodiálisis, con base en los trabajos desarrollados se decidió investigar la obtención de fosfato disódico utilizando como materia prima fosfato trisódico 99 % puro. Este estudio se dividió en dos etapas, la primera consistió en la caracterización del flujo en el interior del electrodiálizador y la segunda referida al proceso de electrodiálisis.

La primera fase de estudio fue necesaria realizarla para determinar el tipo de flujo existente en nuestro electrodiálizador de placas paralelas, y con base en esta información determinar la los parámetros óptimos de operación del proceso de electrodiálisis.

En la segunda fase experimental se empezó con el diseño conceptualmente de diferentes tipos de arreglos intermembránicos, considerando membranas catiónicas, aniónicas y bipolares para evaluar que tipo de arreglo nos daba el producto de interés. Los arreglos escogidos se basan en la suposición de que la obtención del fosfato disódico a partir de fosfato trisódico, será factible si se considera la migración del ión sodio y no la de los iones fosfato.

## **Objetivo General**

Desarrollar el proceso de producción de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  y  $\text{NaOH}$ , mediante electrodiálizadores a partir de fosfato trisódico

## **Objetivos particulares**

1. Caracterizar el comportamiento del fluido en el interior del electrodiálizador.
2. Optimizar los parámetros de operación de la producción de fosfatos en electrodiálizadores de área de electrodo  $0.02 \text{ m}^2$  con diferentes arreglos de membranas
3. Determinar la relación flujo-corriente en un electrodiálizador con el arreglo de membranas de mejor rendimiento

# CAPÍTULO I

---

## REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

# 1.1.- FOSFATOS

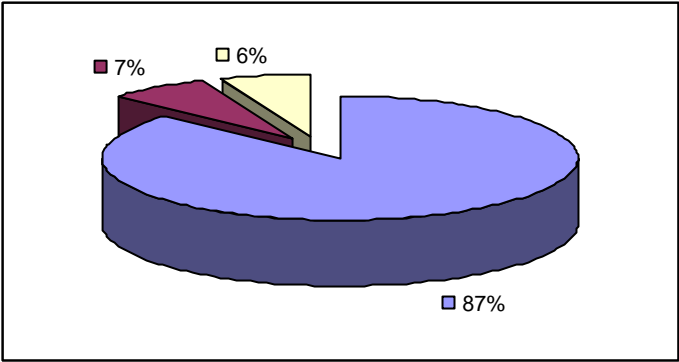
## 1.1.1.- Los fosfatos en el mundo.

A nivel mundial, son muy pocos los productores de fosfatos<sup>[1,6]</sup>, como se puede ver en la Figura 1.1, estos se localizan en diversas partes del continente. Los principales productores se encuentran en Estados Unidos y Europa.



**Figura 1.1.-** Producción de fosfatos a nivel mundial.

Los fosfatos tienen una gran aplicación en diversas áreas, por lo que es muy importante su aprovechamiento, en la Figura 1.2 se presentan las principales áreas de consumo de los fosfatos a nivel mundial<sup>[1,3,7]</sup>



**Figura 1.2.-** Consumo de fosfatos a nivel mundial, 87 % fertilizantes, 6% alimentación de animales y 7% industria alimenticia y otros usos.

Como se puede ver en la Figura 1.2, el mayor consumo de fosfatos a nivel mundial es en la fabricación de fertilizantes, seguida de la industria alimenticia y general y

finalmente para la alimentación de animales. Por otra parte diferentes clases de fosfatos, entre las que destacan los compuestos con base en sodio, calcio, amonio y potasio<sup>[2,5]</sup> por lo que nos enfocamos a los fosfatos a base de sodio.

### **1.1.2.- Fosfatos de sodio y sus aplicaciones** <sup>[10]</sup>

Los ortofosfatos de sodio (mono, di y los fosfatos trisódicos) tienen una amplia variedad de aplicaciones y tienen diferente valor agregado.

#### **1.1.2.1.- Propiedades**

Todas las formas son anhidras o contienen unas o más moléculas del agua. Las formas anhidras son polvos o gránulos blancos. Las formas hidratadas tienen forma de cristales o gránulos blancos o transparentes. La forma anhidra es higroscópica. El pH de los tres ortofosfatos se extiende del fosfato monosódico moderadamente ácido (pH=4) al fosfato disódico levemente alcalino (pH=9) y el fosfato trisódico fuertemente alcalino (pH=12)

#### **1.1.2.2.- Producción**

Los procesos para la obtención del fosfato monosódico, disódico y el fosfato trisódico son similares<sup>[1]</sup>, sin embargo varían en la relación del ácido fosfórico y el carbonato de sodio o hidróxido de sodio en la etapa del reactor, el tamaño, la cristalización y del equipo de secado. En la Figura 1.3 se presenta el diagrama del proceso general para la producción de fosfatos del sodio a partir del proceso del ácido fosfórico.

##### **1.1.2.2.1.- Reacción inicial**

Las sales del fosfato del sodio son producidas por una reacción ácido-base entre el ácido fosfórico y el hidróxido de sodio o el carbonato de sodio (soda ash) en un reactor<sup>[3,4]</sup>. En algunas empresas agregan hidróxido del potasio y el clorato de sodio a la mezcla de reacción inicial. El hidróxido del potasio se agrega para estabilizar el proceso de la cristalización que ocurre más adelante en el proceso de producción y el clorato de sodio se agrega como agente blanqueador



### Reacciones globales



El ácido fosfórico usado en la producción del fosfato del sodio se obtiene a partir del ácido fosfórico mercantil. Si en la planta se producen fosfatos grado alimenticio, entonces el ácido fosfórico debe ser de grado alimenticio, con los niveles de arsénicos por debajo de 1,0 PPM. El producto que resulta de la reacción inicial depende de la relación de sodio/fosfato presente en la mezcla de reacción, la reacción inicial produce una mezcla del fosfato monosódico ( $\text{H}_2\text{NaPO}_4$ ) y de fosfato disódico ( $\text{HNa}_2\text{PO}_4$ ), la cual se filtra para quitar cualquier sólido precipitado; este líquido filtrado se denomina licor de alimentación y se utiliza para la obtención de los fosfatos.

#### **1.1.2.2.2.- Producto Final**

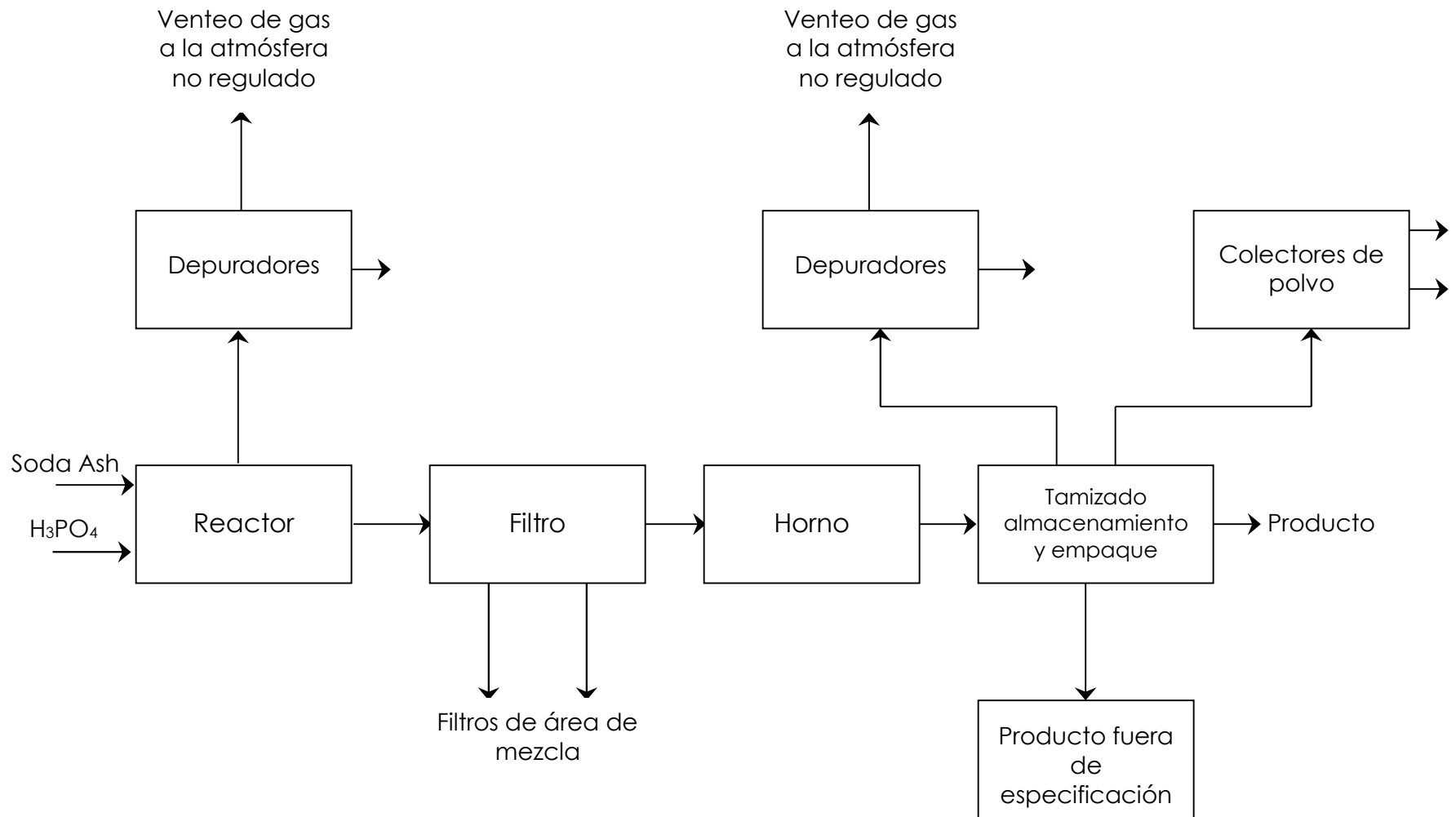
Los pasos siguientes en el proceso de producción del fosfato del sodio son determinados por los productos finales deseados

##### **1.1.2.2.2.1.- Monosódico**

Para este proceso, el ácido fosfórico se agrega al licor de la alimentación para ajustar la relación de sodio/fosfato, produciendo una disolución monosódica de fosfato, esta solución pasa a través de un filtro para quitar cualquier sólido precipitado, moho y suciedad.

##### **1.1.2.2.2.2.- Disódico y trisódico**

Si los productos solicitados son fosfato disódico o fosfato trisódico, el licor de la alimentación se mezcla con cantidades que varían de hidróxido del sodio para producir la relación correcta de sodio/fosfato. A la mezcla de reacción se agrega el ácido hasta que se alcanza el pH correcto. Un pH de aproximadamente 8,5 produce el fosfato disódico y un pH de aproximadamente 10 produce el fosfato trisódico. La solución que contiene estos fosfatos se envía a los cristalizadores después de la filtración. Los vapores y los gases de los cristalizadores se friegan y las aguas del depurador se regresan a los reactores. El polvo de los secadores se recoge en un sistema de la eliminación del polvo, se mezcla con agua y se regresa al reactor y dependiendo de las especificaciones se obtiene el producto final.



**Figura 1.3.-** *Diagrama de flujo de la producción de fosfatos de sodio*

### 1.1.2.3.- Aplicaciones

Los fosfatos de sodio tienen diversas aplicaciones en diferentes áreas de la industria, por lo que en la Tabla 1.1 se presentan las principales aplicaciones de los fosfatos de sodio

**Tabla 1.1.- Principales aplicaciones de los fosfatos de sodio** <sup>[8,9]</sup>

Tipo de sal	TIPO DE INDUSTRIA				
	Alimenticia	Del detergente	Automotriz	Tratamiento de aguas	General
<b>Fosfato Trisódico</b>	Controlador de pH y emulsificante, en la elaboración de Quesos. Clarificador de azúcar en los ingenios	En las formulaciones de detergentes para el lavado cáustico de metales	En el fosfatizado de lámina en carrocerías de automóviles para luego aplicar pintura	En la alimentación de calderas para precipitar la dureza en forma de Fosfatos	Para el teñido de telas y cueros. En el revelado de fotografías. En elaboración de fertilizantes
<b>Fosfato Disódico</b>	En la elaboración de Pastas, de cereales, como buffer en la elaboración de gelatinas.	En formulaciones de detergentes	No se encontró aplicación	bajar la alcalinidad de agua de alimentación de calderas	en la fabricación de esmaltes, cerámica y fertilizantes
<b>Fosfato Monosódico</b>	Como acidulante, en la fabricación del queso, para dar cuerpo a algunas bebidas en polvo	No se encontró aplicación	No se encontró aplicación	para reducir la alcalinidad del agua de alimentación de calderas y lograr un efecto de ablandamiento	en la fabricación de shampoo y fertilizantes

### 1.1.3.- Antecedentes de la obtención de fosfatos

Trabajos anteriores han demostrado que es técnicamente posible obtener fosfatos a partir de electrodiálisis. Loest<sup>[11]</sup> y colaboradores patentaron un proceso para la producción por electrodiálisis de fosfato de potasio monobásico, a partir de ácido fosfórico y sulfato de potasio obtenido por el proceso de digestión de la apatita con

ácido sulfúrico y producción de aluminio a partir de alunita. Los productos obtenidos por el proceso son ácido sulfúrico, fosfato de potasio monobásico y sulfato de potasio.

Hanley<sup>[12]</sup> colaboradores lograron concentrar ácido fosfórico de 0.1 a 1.0 M mediante electrodiálisis utilizando membranas para desalar agua.

Touaibia<sup>[13]</sup> y colaboradores, concentraron y purificaron ácido fosfórico industrial por electrodiálisis; esto utilizando una membrana de intercambio aniónico, cuya área era de 13.7 cm<sup>2</sup>, electrodos de platino y un gap de 2mm, además manteniendo un flujo de 4.5 dm<sup>3</sup>/h. Al llevar a cabo el proceso de electrodiálisis observaron que la concentración del ácido fosfórico estaba limitada por la pérdida de protones a través de la membrana aniónica; la concentración de ácido obtenido fue de 4M, este ácido se analizó y se encontró una baja concentración de impurezas de metales (Fe<sup>3+</sup>, Al<sup>3+</sup>, Mg<sup>2+</sup>)

En CIDETEQ se desarrolló la aplicación de la electrodiálisis para la obtención de fosfatos.<sup>[14,15]</sup> La primera fase de la investigación se refirió a la construcción de electrodiálizadores y el resultado fue un electrodiálizador piloto de área de electrodos de 0.02m<sup>2</sup>, en cuya evaluación se obtuvieron resultados satisfactorios. La segunda etapa de la investigación se refiere al proceso de electrodiálisis, en esta fase de investigación inicialmente se estudió la purificación de ácido fosfórico grado mercantil a grado alimenticio. Los resultados indicaron que se puede disminuir las impurezas hasta 20 veces de su concentración inicial de ácido mercantil, aunque existe una migración significativa de iones fosfato, además observaron la formación de complejos que dificulta el proceso de migración de los iones

Pisarska<sup>[16]</sup> y colaboradores estudiaron la síntesis de fosfatos de sodio, mediante el uso de membranas catiónicas, para esta síntesis utilizaron un arreglo con una sola membrana entre los dos electrodos, teniendo como producto de alimentación NaCl y H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, los cuales al llevar a cabo el proceso de electrodiálisis obtuvieron como productos: Cloro gas, hidrógeno y soluciones de fosfatos de sodio ( Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>, NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> )

Trivedi<sup>[17]</sup> y colaboradores estudiaron la conversión del fosfato trisódico (a concentraciones de 0.5, 1 y 1.5 N) en ácido fosfórico e hidróxido de sodio, para esto utilizando membranas bipolares, catiónicas y aniónicas; de la experimentación realizada llegaron a la conclusión de que efectivamente era posible obtener el ácido y el hidróxido. Obteniendo el ácido fosfórico a diferentes concentraciones (1.17, 2.05 y 2.63 N), estas obtenidas de las diferentes concentraciones del Fosfato trisódico. (0.5, 1, 1.5 N). Demostrando con esto que era técnicamente factible realizar este proceso

## 1.2.- ELECTRODIÁLISIS

### 1.2.1.- Generalidades

La electrodiálisis es una tecnología de membrana que permite, bajo la influencia de un campo eléctrico continuo, extraer sustancias ionizadas disueltas en una disolución acuosa, a través de membranas de intercambio iónico<sup>[18]</sup>. Un esquema general de una unidad de electrodiálisis se muestra en la Figura 1.4, con el objeto de ilustrar el funcionamiento del proceso.

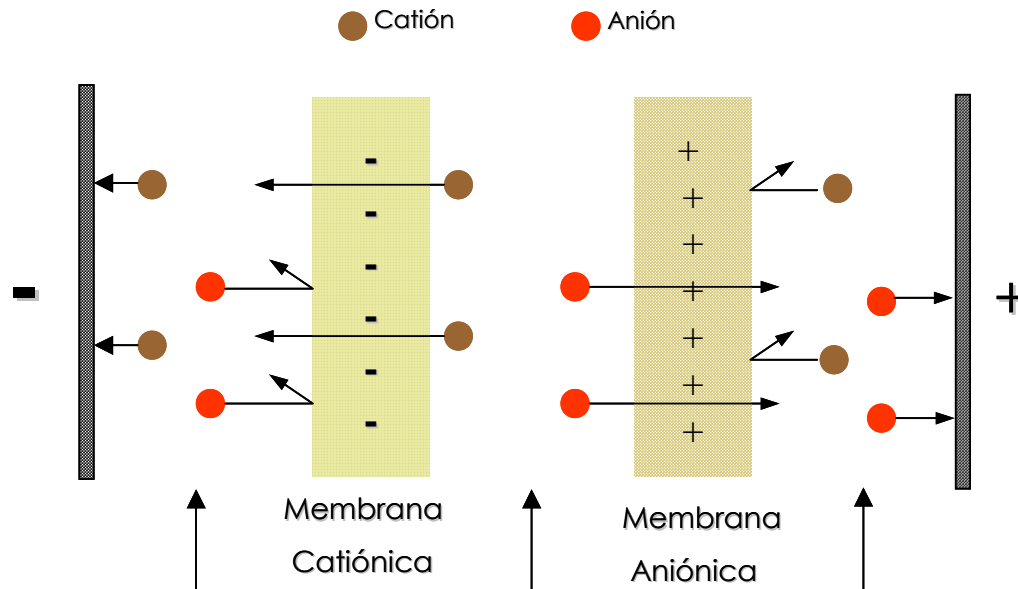


Figura 1.4.- Esquema general de electrodiálisis.

En la Figura 1.4 se aprecia un conjunto de membranas de intercambio catiónico (permeable sólo a cationes) y de intercambio aniónico (permeables solo a aniones) dispuestas alternativamente entre dos electrodos, de forma tal que se originan dos compartimentos, del primero se extraen los iones (compartimento diluido) y en el segundo se concentran (compartimento concentrado). Al aplicar una diferencia de potencial entre los electrodos, los aniones migran hacia el ánodo a través de la membrana de intercambio aniónico desde el compartimento diluido hacia el concentrado, donde quedan atrapados, pues en su camino se interpone la barrera constituida por la membrana de intercambio catiónico; de la misma forma, los cationes migran hacia el cátodo de los compartimentos diluidos hacia los concentrados, en donde son detenidos por las membranas de intercambio aniónico. El arreglo más sencillo, se conoce como par de celda y consiste en una membrana catiónica, una membrana aniónica y los dos espaciadores; un modulo de electrodiálisis puede tener

cientos de estos pares entre los electrodos; esta configuración también es conocida como de dos compartimentos, no es la única, existen también de tres o cuatro compartimentos, pero todas tienen el mismo principio antes descrito.<sup>[18,19,20]</sup> La distancia entre las membranas (gap) en los equipos industriales debe ser lo más pequeño posible. Este gap se logra por medio de espaciadores y/o promotores de turbulencia, que además de proporcionar un flujo uniforme, aumentan la transferencia de masa. Generalmente en los electrodiálizadores la corriente fluye entre los dos electrodos a través de los diferentes pares de celda que componen el módulo, la eficiencia la dan las membranas y las reacciones que se llevan a cabo en los electrodos; pero en ciertos casos estas reacciones carecen de importancia, excepto para proporcionar la fuerza impulsora del proceso, .<sup>[18]</sup>

### **1.2.2.- Componentes del modulo de electrodiálisis**

Los componentes básicos de un módulo de electrodiálisis son los siguientes:

#### **1.2.2.1.- Electrodos.**

Tienen una influencia sobre la naturaleza de los productos de reacción electroquímica, el consumo de energía eléctrica, la eficacia en corriente y la economía del proceso. Existen electrodos en diversos formatos, tanto planos como desplegados e incluso tridimensionales y a su vez pueden ser estáticos o bien dinámicos. Como cátodos los materiales más empleados son el cadmio, plomo, cinc, estaño, carbono, cobre, aluminio, níquel, platino, monel, inoxidable, hastelloy, aleaciones diversas, etc. Como materiales anódicos se emplean el titanio/platino, titanio/óxidos mixtos, carbono, dióxido de plomo, níquel, monel. <sup>[18,22,23]</sup>

#### **1.2.2.2.- Membranas**

Básicamente una membrana es una estructura polimérica entrecruzada con grupos intercambiadores de iones, cargados negativamente en las de intercambio catiónico y positivamente en las de intercambio aniónico. Los grupos de intercambio más usuales son los sulfonato y carboxilato para las catiónicas y el amonio cuaternario o amina terciaria para las aniónicas. Como materiales de refuerzo del polímero usualmente se utilizan mallas de poliéster, Polietileno (PE), politetrafluoroetileno (PTFE), Policloruro de Vinilo (PVC).<sup>[20,21, 24]</sup>

### 1.2.2.2.1.- Clasificación de las membranas<sup>[21,25,26,27]</sup>

#### 1.2.2.2.1.1.- Según su estructura física

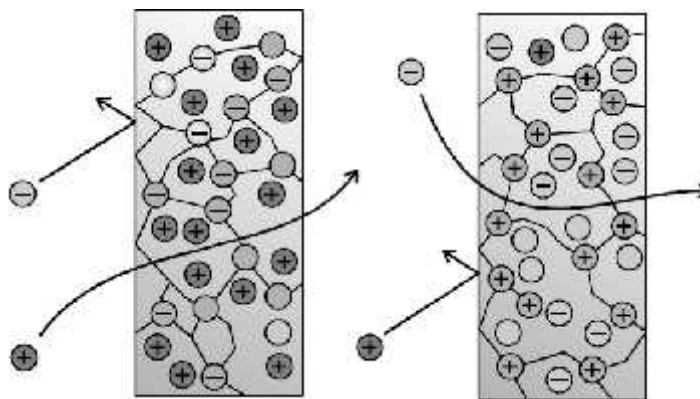
Existen dos tipos de membranas de intercambio iónico comercialmente disponibles

1. Heterogéneas.- están constituidas por dos fases poliméricas diferentes, contienen canales de flujo excesivamente grandes, presentan una alta resistencia eléctrica en disoluciones salinas diluidas y tienen baja resistencia mecánica en su estado altamente hinchado
2. Homogéneas.- Estas son las más empleadas comerciales, debido a que su composición es uniforme y presentan las mismas características en toda la membrana, es decir los grupos intercambiadores de iones están distribuidos de manera uniforme en la matriz polimérica

#### 1.2.2.2.1.2.- Según su capacidad de intercambio

Desde el punto de vista de su capacidad de intercambio (Figura 1.5) se clasifican en:

1. Catiónicas sólo permeables a los cationes.
2. Aniónicas, sólo permeables a los aniones.



**Figura 1.5.-** Membranas de intercambio iónico. Catiónica a la izquierda y Aniónica a la derecha

#### 1.2.2.2.1.3.- Según su estructura química

Desde el punto de vista de su estructura química las membranas se clasifican en:

1. Membranas perfluoradas.- Fueron inicialmente desarrolladas por DuPont a principios de los años 70's, conocidas bajo el nombre de Nafión y su estructura química se basa en un copolímero de tetrafluoroetileno y un éter vinílico perfluorado



que porta un grupo terminal sulfónico. La mayor parte de estas membranas son de tipo catiónico.

2. Membranas no perfluoradas.- Se encuentran disponibles tanto en forma catiónica como aniónica.

#### **1.2.2.2.- Propiedades**

Las principales propiedades<sup>[18,28]</sup> a considerar en la selección de una membrana de intercambio iónico para un determinado proceso son:

1. Permselectividad.- Es su capacidad para separar preferencialmente unos iones de otros.
2. Resistencia eléctrica.- Es de suma importancia que sea lo más baja posible con objeto de minimizar el consumo específico de energía. La resistencia eléctrica de la membrana depende del tipo de grupos intercambiadores de iones, y del grado de entrecruzamiento, de la densidad de cargas fijadas a las membranas y del espesor de la membrana.
3. Resistencia mecánica y dimensional.- Deben tener una alta resistencia mecánica y una escasa variación de sus dimensiones para evitar su ruptura, cuando se trabaja con ellas. Sus propiedades dependen sobre todo del polímero base del que penden los grupos intercambiadores de iones, así como del material polimérico de refuerzo y del grado de entrecruzamiento.
4. Resistencia térmica.- Depende del polímero base; así como del material polimérico de refuerzo. Las membranas perfluoradas son estables a temperaturas de hasta 90°C, mientras que las no perfluoradas comerciales en general no pueden trabajar a temperaturas superiores a los 60°C.
5. Resistencia química.- debe ser alta, pues durante su aplicación las membranas se encuentran sometidas a diferentes ambientes químicos, como son: Cambios de pH, ambiente oxidante y reductor y presencia de disolventes orgánicos.

### 1.2.2.2.3.- Membranas bipolares

Una membrana bipolar es un material compuesto que consta de tres partes<sup>[21,29]</sup>:

1. Una cara constituida por grupos intercambiadores de aniones
2. Una cara constituida por grupos intercambiadores de cationes
3. Una interfase entre las dos caras anteriores

En definitiva una membrana bipolar se comporta como una membrana catiónica por una cara y por la otra como aniónica (Figura 1.6). Los lados iónicos de la membrana son permeables al agua, de tal forma que la interfase entre ambos se encuentra repleta de ella. Cuando la membrana se coloca entre dos electrodos con su capa de intercambio aniónico de cara al ánodo y su capa de intercambio catiónico mirando al cátodo y se circula a través de ella una corriente eléctrica continua, el transporte iónico se produce gracias a los protones e iones hidroxilo procedentes de la disociación del agua contenida en la interfase interna de la membrana.

La membrana bipolar posibilita la hidrólisis de la molécula de agua en sus iones componentes bajo el efecto del campo eléctrico<sup>[30]</sup>

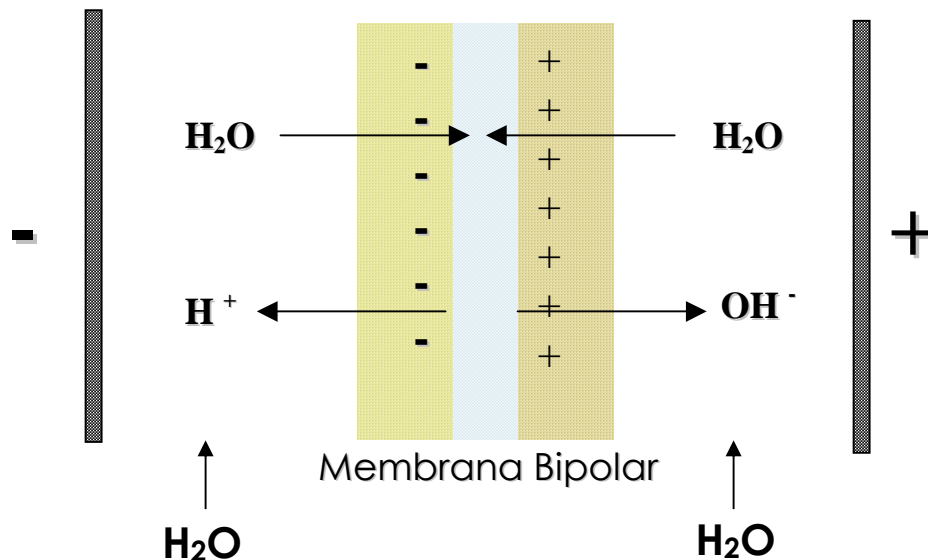


Figura 1.6.- Funcionamiento de una membrana bipolar

### **1.2.2.3.- Promotores de Turbulencia**

Usualmente están formados por redes de materiales poliméricos o bolas de vidrio, encontrándose localizados entre las membranas, de tal forma que el electrolito fluye a través de ellos. Su principal función consiste en incrementar la turbulencia y en consecuencia favorecer la transferencia de materia disolución-membrana-disolución<sup>[18, 31,32]</sup>

### **1.2.2.4.- Juntas**

Evitan fugas del electrolito en la celda y la mezcla de las corrientes que fluyen por los compartimentos concentrados y diluidos, estas deben tener una alta estabilidad química y mecánica<sup>[18, 31,32]</sup>.

### **1.2.2.5.- Distribuidores de Flujo**

Su misión consiste en distribuir el flujo a la entrada y salida de los compartimentos intermembránicos con el objeto de lograr una distribución de flujo uniforme en dichos compartimentos. Además permiten evitar la formación de zonas muertas en los canales de flujo de las celdas, donde se pueden producir reacciones que conduzcan a la formación de precipitados por la alteración del pH de la disolución en esas zonas, lo cual influiría negativamente sobre la eficacia del proceso y la vida media de los electrodos y membranas<sup>[18, 31,32]</sup>

### **1.2.2.6.- Rectificadores**

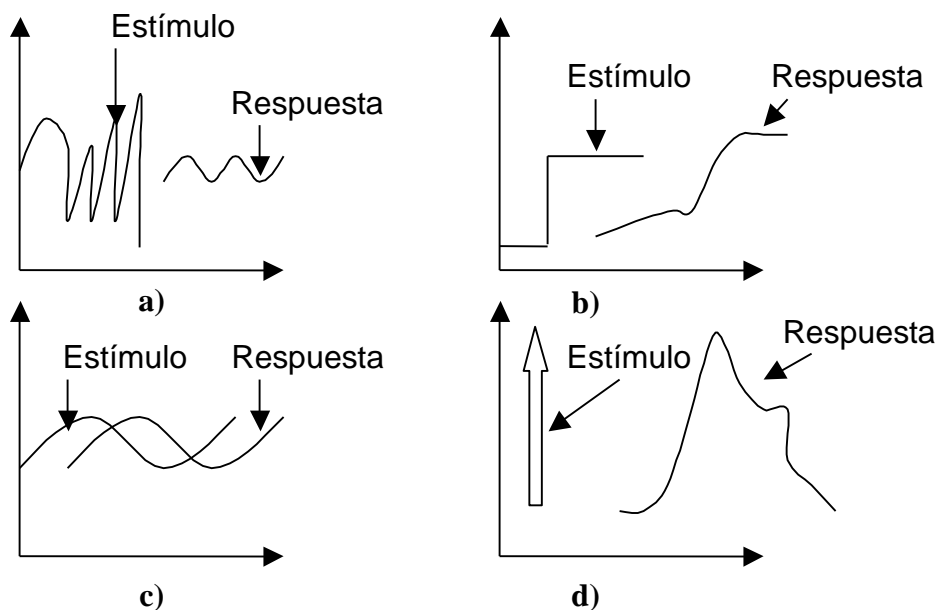
La corriente eléctrica constituye la fuerza primaria directora del proceso, el suministro de energía debe de realizarse a través de una fuente de alimentación de corriente continua, es preciso emplear aparatos adecuados para rectificar la corriente alterna en continua. Tales aparatos se denominan rectificadores<sup>[18, 31,32]</sup>.

### 1.3.- CARACTERIZACIÓN DEL ELECTRODIALIZADOR

Sin importar el tipo de celda seleccionada es importante conocer la forma en que se comportan los fluidos en el interior; esto se le conoce como caracterización hidrodinámica del reactor<sup>[35]</sup>.

#### 1.3.1.- Caracterización hidrodinámica

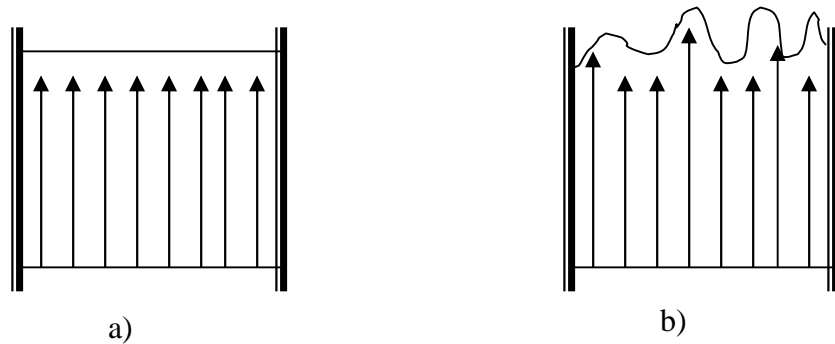
Para este estudio las pruebas más comunes son de tipo estímulo-respuesta, dentro de las cuales se encuentran las pruebas colorimétricas, conductimétricas, amperométricas y potenciométricas; estas pruebas requieren del uso de modelos para expresar numéricamente lo que sucede en el interior. El reactor se somete a un estímulo (ya sea aleatoria (random input), escalón (step input), sinusoidal (cyclic input) o de pulso unitario (pulse input)) a la entrada y se observa la respuesta a la salida del mismo<sup>[35,38]</sup>. Ejemplos de la caracterización estímulo-respuesta se presentan en la Figura 1.7.



**Figura 1.7.-** Técnicas estímulo-respuesta comúnmente usadas para el estudio de flujos en un reactor, a) aleatoria, b) escalón, c) sinusoidal y d) pulso unitario

La visualización del flujo con colorantes aporta información (en reactores tipo filtro prensa) acerca del tipo de dispersión presente en el reactor, ya que se aprecia fácilmente si existe una distribución uniforme de los fluidos en el interior de la celda, esto permite determinar si se tiene o no un flujo tipo pistón (deseado en este tipo de reactores). Existen diversos modelos matemáticos empleados para la caracterización del flujo dentro del reactor<sup>[38,42,43]</sup>.

Uno de los modelos matemáticos más empleados no sólo en reactores tipo filtro prensa (placas paralelas) es el Modelo de Dispersión Axial de Levenspiel [35,38,39,39,40]; este modelo asume que existe un flujo tipo pistón (Figura 1.8) en el área de reacción.



**Figura 1.8.-** a) Flujo tipo pistón, b) Flujo disperso.

Este modelo aplica como estímulo un impulso unitario (también conocido como impulso delta de Dirac) y teóricamente espera una respuesta en forma de distribución normal, es decir en forma de campana de Gauss. Entre más alejada esté la curva experimental de la teórica, más alejado se está de un flujo tipo pistón. La expresión matemática de este modelo para reactores de placas paralelas es la siguiente[35,40]:

$$E(t) = \frac{Pe^{1/2}}{2(\tau)^{1/2}} \exp\left[-\frac{Pe(1-\tau)^2}{4}\right] \dots\dots\dots(1.1)$$

Donde:

$$Pe = \frac{vl}{D_0} \dots\dots\dots (1.2)$$

$$\tau = \frac{t}{\dagger} \dots\dots\dots(1.3)$$

**E(t)** = Curva normalizada, [s<sup>-1</sup>]

**Pe** = Número adimensional *Péclet*, que expresa el grado de dispersión

**v** = Velocidad lineal [cm/s]

**l** = Longitud del reactor[cm]

**D<sub>0</sub>** = Coeficiente de dispersión axial [cm<sup>2</sup>/s]

**τ** = Factor adimensional de tiempo

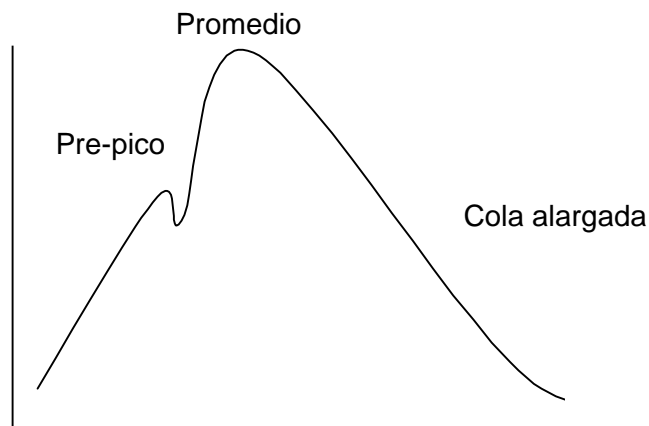
**t** = Cualquier tiempo de prueba [s]

**†** = Tiempo de residencia promedio

### **1.3.2.- Modelamiento de flujo**

Las curvas generadas con el modelo de dispersión axial de Levenspiel (ecuación 1.1), dan información del tiempo de residencia y del número de Péclet, e indican la presencia de zonas de alta o de baja velocidad que están asociadas a prepicos o colas en el Gaussiano<sup>[35]</sup> (Figura 1.9). Con el propósito de hacer más sencillo el entendimiento de estas gráficas se describen algunos términos comúnmente empleados para representar la forma de las curvas.

1. Zona de alta velocidad.- Se llama así cuando una parte del fluido sale más rápido que el promedio; también se le conoce como camino preferencial o corto circuito. Este fenómeno se evidencia cuando la curva de respuesta presenta un prepico (Figura 1.9)
2. Zona de baja velocidad.- Caso contrario, cuando existe una zona en la cual el fluido se transporta a una rapidez menor que la promedio, se dice que existe una zona de baja velocidad; este fenómeno también se le nombre zona de estancamiento. Esto es gráficamente representado por una disminución asintótica de la curva (Figura 1.9 la cola alargada).
3. Zona muerta. Esta es la parte del reactor por la cual prácticamente el fluido no pasa, es decir, existe una velocidad cero. Esta zona no es detectada por estas pruebas, aunque si puede ser apreciada por las pruebas colorimétricas



**Figura 1.9.- Forma de las zonas de alta y baja velocidad**

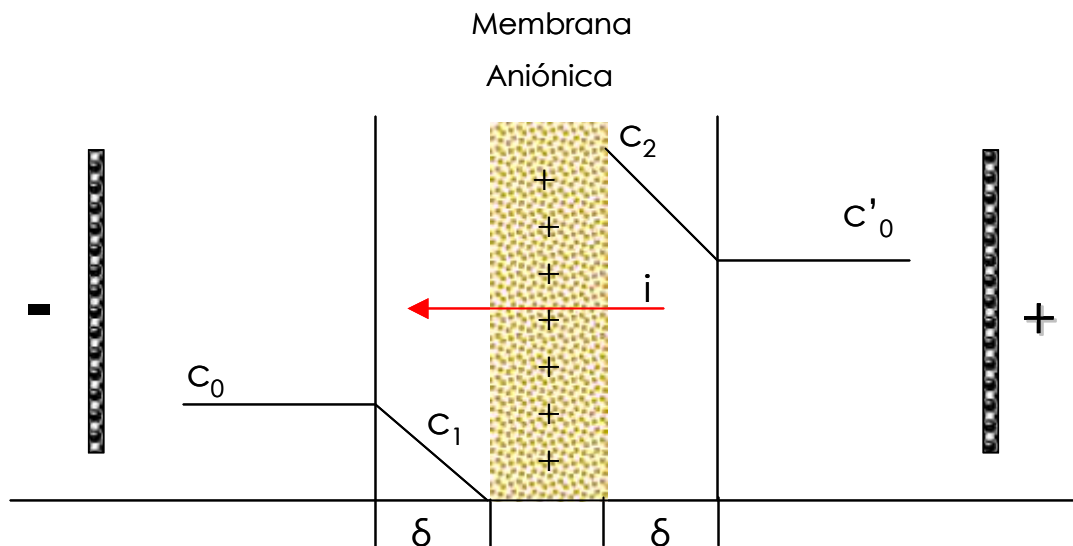
Los parámetros de tiempo de residencia de las partículas en el interior del reactor ( $\tau$ ) y el número adimensional de Péclet ( $Pe$ ), se determinan mediante el ajuste de los datos experimentales con la ecuación 1.1, que corresponde al modelo de dispersión axial de

Levenspiel. Al ajustar los datos experimentales se obtiene como resultado una curva gaussiana, derivada de la ecuación 1.1 y que se denominará curva modelo. Esta curva modelo se compara con la emanada de los datos reales (denominada curva experimental).

#### 1.4.- DETERMINACIÓN DE CORRIENTE LÍMITE.

El funcionamiento óptimo de un electrodiálizador implica la determinación de la corriente límite, a fin de que el ión de interés se desplace a través de la membrana y que no se produzca ningún otro proceso que pueda disminuir el rendimiento. Para ello hay que entender los procesos de transporte a través de las membranas.

En electrodiálisis, cuando aplicamos una corriente eléctrica, esta fluye en la disolución por medio de la migración de los cationes y aniones presentes en ella, mientras que en la membrana fluye principalmente por los contraiones, y debido a las movilidades de estos, provoca que exista un gradiente de concentración, lo que promueve a la formación de una capa delgada de difusión ( $\delta$ ) muy cercana a la membrana. (Figura 1.10).



**Figura 1.10.-** Gradientes de concentración formados durante el proceso de intercambio iónico de una membrana aniónica.

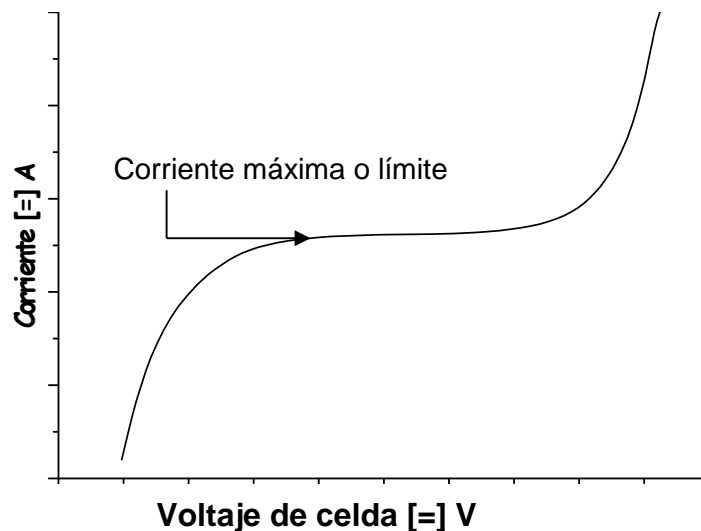
Las condiciones de frontera de la concentración son que la concentración en la superficie de la membrana ( $x=0$ ), es  $c=c_1$ , y que a una distancia igual al espesor de la capa delgada ( $x=\delta$ ) es igual a la concentración en el seno de la disolución  $c=c_0$ .

Ahora bien, al aplicar un campo eléctrico provoca que los aniones contenidos en la disolución migren por la membrana aniónica, esto hace que la concentración de aniones en el seno de la disolución ( $C_0$ ) disminuya conforme fluye la corriente, provocando el agotamiento de aniones en ese compartimiento hasta alcanzar una concentración muy cercana a cero ( $C_1$ ) en la superficie de la membrana (Figura 1.10). Cabe mencionar que además de la contribución por migración también se presenta un fenómeno de difusión, debida al gradiente de concentraciones presente en la capa delgada formada cerca de la membrana.

Por otra parte la resistencia óhmica se localiza principalmente en la capa donde la concentración del anión va disminuyendo, esta disminución provoca que la resistencia de la disolución aumente debido a que no hay suficientes aniones que transporten la carga, por otro lado un aumento adicional del potencial eléctrico puede provocar que algunas de las especies en la disolución, sufran alguna transformación o incluso provocar la descomposición del disolvente, es decir el rompimiento de la molécula de agua. Como la densidad de corriente es proporcional a la concentración del anión y si la concentración en la superficie de la membrana tiende a un valor muy cercano a cero, podemos decir que se presenta un valor de densidad de corriente límite debido a la migración del anión<sup>[22,45]</sup>

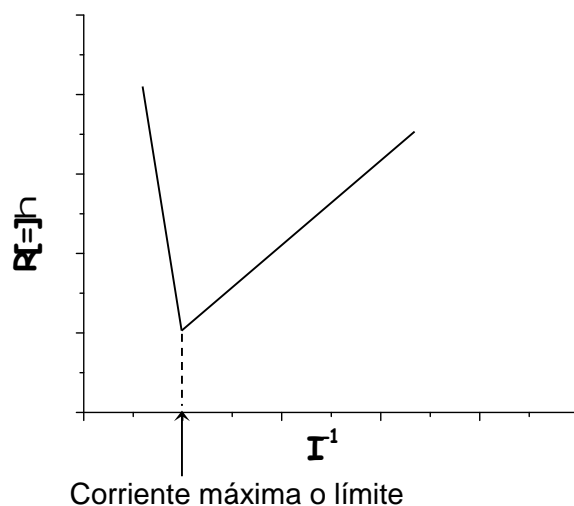
Esta analogía también se puede describir para el caso de utilizar una membrana catiónica. Debido a lo anterior los métodos tradicionales de determinar la densidad de corriente límite se basan en las curvas de polarización (corriente vs potencial de celda) como se muestra en la Figura 1.11





**Figura 1.11.-** Determinación de la corriente límite mediante gráficos  $I$  vs.  $E$

En ocasiones resulta difícil de determinar la corriente límite a través de las curvas de polarización debido a que en ciertos casos la meseta no está muy bien definida, por lo que algunos autores proponen hacerlo a través de las variaciones de la resistencia del compartimiento diluido, este método fue sugerido por Cowan y Brown<sup>[44]</sup>, que consiste en mediciones de resistencia del compartimiento diluido, en función del inverso de la corriente ( $I^{-1}$ ). Así, cuando la resistencia del compartimiento diluido es graficado vs el inverso de la corriente, un mínimo es obtenido correspondiente al valor de la corriente límite; esto se debe a que al aplicar la diferencia de potencial eléctrico las especies contenidas en disolución, ocasionan que la resistencia disminuya debido a la migración de los iones, pero conforme los iones migran por la membrana (aniones en el caso de las membranas aniónicas y cationes en el caso de las membranas catiónicas) debido al potencial eléctrico aplicado, la concentración de estos en ese compartimiento decrece; y además si se incrementa el potencial eléctrico se llega al punto en donde el medio puede sufrir electrólisis; por lo que a partir de esto es posible obtener la corriente límite; esto se muestra esquemáticamente en la Figura 1.12.



**Figura 1.12.-** Grafica de la resistencia  $R$  versus  $I^{-1}$  para la determinación de la corriente límite.

### 1.5.- BIBLIOGRAFIA

1. Environmental Protection Agency, RCRA 3007, Survey of Inorganic Chemicals Industry, Sodium phosphate listing background document for the inorganic chemical listing determination WASHINGTON, D.C
2. [www.chemistry.co.nz/deterg\\_inorganic.htm](http://www.chemistry.co.nz/deterg_inorganic.htm)
3. [Http://www.solutia.com/Investor/WorldwideLocations/STICarondelet.html](http://www.solutia.com/Investor/WorldwideLocations/STICarondelet.html)
4. [Http://www.scorecard.org/chemical-profiles/](http://www.scorecard.org/chemical-profiles/)
5. Kirk, R.E. and Othmer, D.F. (1982). Encyclopedia of Chemical Technology. (Vol.17, p.456) New York: John Wiley & Sons.
6. U.S. Geological Survey Minerals Yearbook—2002
7. F. Kezheng and X. Fang, The current situation and prospect of China's phosphate fertilizer and compound fertilizer market: IFA Production and International Trade Conference, Quebec City, Quebec, Canada, October 16-18, 2002, Proceedings: Paris, France, International Fertilizer Industry Association, 2002,
8. [www.crugroup.com](http://www.crugroup.com) (2005)
9. [www.vsep.com](http://www.vsep.com) (2005)
10. National Organic Standards Board Technical Advisory Panel Review Compiled by Organic Materials Review Institute for the USDA National Organic Program

11. W. Loest; (Broomfield, CO); T. J. Schaefer; (Boulder, CO). Production of monobasic potassium phosphate by electrodialysis, United States Patent 4 033 842 (1977).
12. T. R. Hanley, H. K. Chiu, R. J. Urban. Phosphoric acid concentration by electrodialysis, *AIChE*, 82 No. 248 (1986) 121-132.
13. Touaibia, D, Kerdjoudj H, Chérif A. T., Concentration and purification of wet industrial phosphoric acid by electro-electrodialysis, *J. Appl. Electrochem.*, 26 (1996) 1071-1073.
14. M. E. Hernández, L. A. Ramírez, G. Orozco, Purificación de Ácido Fosfórico Grado Mercantil por Electrodiálisis, Memorias del XVII Congreso de la Sociedad Mexicana de Electroquímica, Sociedad Mexicana de Electroquímica, ISBN 970-18-8034-X, Monterrey, Nuevo León, México, Mayo 2002.
15. L. A. Ramírez, Purificación de fosfatos grado mercantil por electrodiálisis, Tesis de Licenciatura, Universidad Veracruzana CIDETEQ S.C, Querétaro, México. (2002).
16. B. Pisarska, W. Gnot and R. Dylewski. Studies on the synthesis of sodium phosphates ( $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ ,  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ ) using membrane electrolysis. *Journal of Applied Electrochemistry* 32 (2002) 537-541
17. G.S. Trivedi, B.G. Shah, S.K. Adhikary, V.K. Indusekhar, R. Rangarajan, Studies on bipolar membranes Part III: conversion of sodium phosphate to phosphoric acid and sodium hydroxide, *Reactive and Functional Polymers* 39 (1) (1999) 91-97.
18. J. R. Ochoa G. Electrosíntesis y Electrodiálisis, España, 1996
19. J. Conlon, P.E. Membrane Processes, in : F. W. Pontius (ed.), *Water Quality and Treatment*, Mc Graw-Hill, Fourth Edition, 1990 USA
20. McRae, *Electrodialysis in : Stuki S., Process Technologies for water treatment*, Plenum Press, 1988, New York.
21. J. J. Krol, *Monopolar and bipolar ion exchange membranes*, The Netherlands,
22. Schoeman, M. A. Thompson, *Electrodiálisis, en Tratamiento del agua por procesos de membrana*, Editores J. Mallevalle, P. E. Odendaal, M. R. Wiesner, Mc Graw-Hill, Madrid 1998
23. Fumio Hine, *Electrode Process and Electrochemical Engineering*, Plenum Press, New York 1985.

24. Ludwing Hartiger, Handbook of Effluent Treatment and Recycling for Metal Finishing Industry, second edition, UK, 1994.
25. M. K. Turner, Effective Membrana Processes, Elsevier Applied Science, UK, 1991.
26. T. A. Davis, J. David Genders, D. Plectcher, A first course in ion Permeable Membranes.
27. A.G. Volkov and D.W. Deamer, CRC, Boca Raton Electrodialysis through liquid ion-exchange membranes and the oil-water interface, A.N. Popov, Liquid-liquid interfaces, FL 1996 Ch 15, pp 333-361, 1996.
28. H. Strahmann, Electrodialytic Membrane processes and their practical application, in Environmental Oriented Electrochemistry, Edited by C.A.C Sequiera, Elsevier, USA (1994).
29. F. G. Wilhelm, Bipolar Membrane Electrodiálisis, Ph.D. thesis, Twente University Press, 2001
30. Alawadhi, A. A. (1999) *Regional Report on Desalination*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
31. K. Rajeshwar, J. G. Ibañez, Environmental Electrochemistry, Academic Press, USA (1997)
32. Elsevier. Environment oriented of electrochemistry. Paises Bajos, 1994.
33. F. Goodridge y K. Scott. Electrochemical process engineering. USA, 1995
34. H. Vassos, W Ewing, *Electroquímica Analítica*. Primera Edición, Editorial Limusa, México (1987).
35. O. Levenspiel. Chemical reaction engineering. USA, 1972
36. J.M. Costa Fundamentos de electródica cinética electroquímica y sus aplicaciones. España 1981
37. A.J. Bard and L. R. Faulkner. Electrochemical methods, fundamentals and applications. USA 1980
38. L. A. Rodríguez, Diseño, construcción y caracterización de un electrodiálizador para tratamiento de agua. Tesis de maestría, CIDETEQ S.C, Querétaro, México. (2002)
39. C. Bengoa, A. Montillet, P. Legentilhomme, J. Legrand. Flow visualization and modelling of a filter-press type electrochemical reactor. Journal of Applied Electrochemistry, 27 (1997) 1313-1322

40. W. S. Wu, G. P. Rangaiah. Effect of gas evolution on dispersion in an electrochemical reactor. *Journal of Applied Electrochemistry*, 23 (1993) 113-119
41. R.E.W Jansson and R.J. Marshall. Axial dispersion in parallel channel electrochemical cell. *Electrochimica Acta* Vol. 27 No. 7. 823-831
42. P. Trinidad and F.C. Walsh. Hydrodynamic behaviour of FM01-LC reactor. *Electrochimica Acta* Vol. 41 No. 4 493-502
43. V. P. Herrani, J.L. Guiñon and J.G. Anton. A new technique for the visualization of the concentration boundary layer in an electrodiálisis cell. *Journal of Applied Electrochemistry*, 30 (2000) 809-816
44. V. H. Thang, W. Koschuh, K.D. Kulbe, S. Kromus, C. Krotscheck and S. Novalin. Desalination of high salt content mixture by two-stages electro dialysis as the first step of separating valuable substances from grass silage. Elsevier, *Desalination* 162 (2004) 343-353
45. A.E. Ramos y A.M. Rojas, Conceptos electroquímicos relacionados al proceso de transporte iónico en las membranas selectivas monopolares. Memorias del XX Congreso de la Sociedad Mexicana de Electroquímica y V Congreso de la Sociedad Mexicana de Hidrogeno, Puente de Ixtla, Morelos, Mayo 2005

# CAPÍTULO II

---

## DESARROLLO EXPERIMENTAL

El desarrollo experimental se dividió en dos secciones: La primera referida a las características del reactor; (Caracterización del electrodiálizador) y la segunda referida al proceso de Electrodiálisis; (Estudio de las variables para la formación de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  a partir de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ).

## 2.1.- CARACTERIZACIÓN DEL ELECTRODIALIZADOR

### 2.1.1.- Especificaciones del Electrodiálizador

El equipo utilizado es un reactor de tipo filtro prensa modelo DS-0 Asahi Glass escala piloto<sup>[1]</sup>, con un modo de operación tipo batch con recirculación. Las especificaciones del equipo se enumeran en la Tabla 2.1.

**Tabla 2.1.-** Especificaciones del equipo.

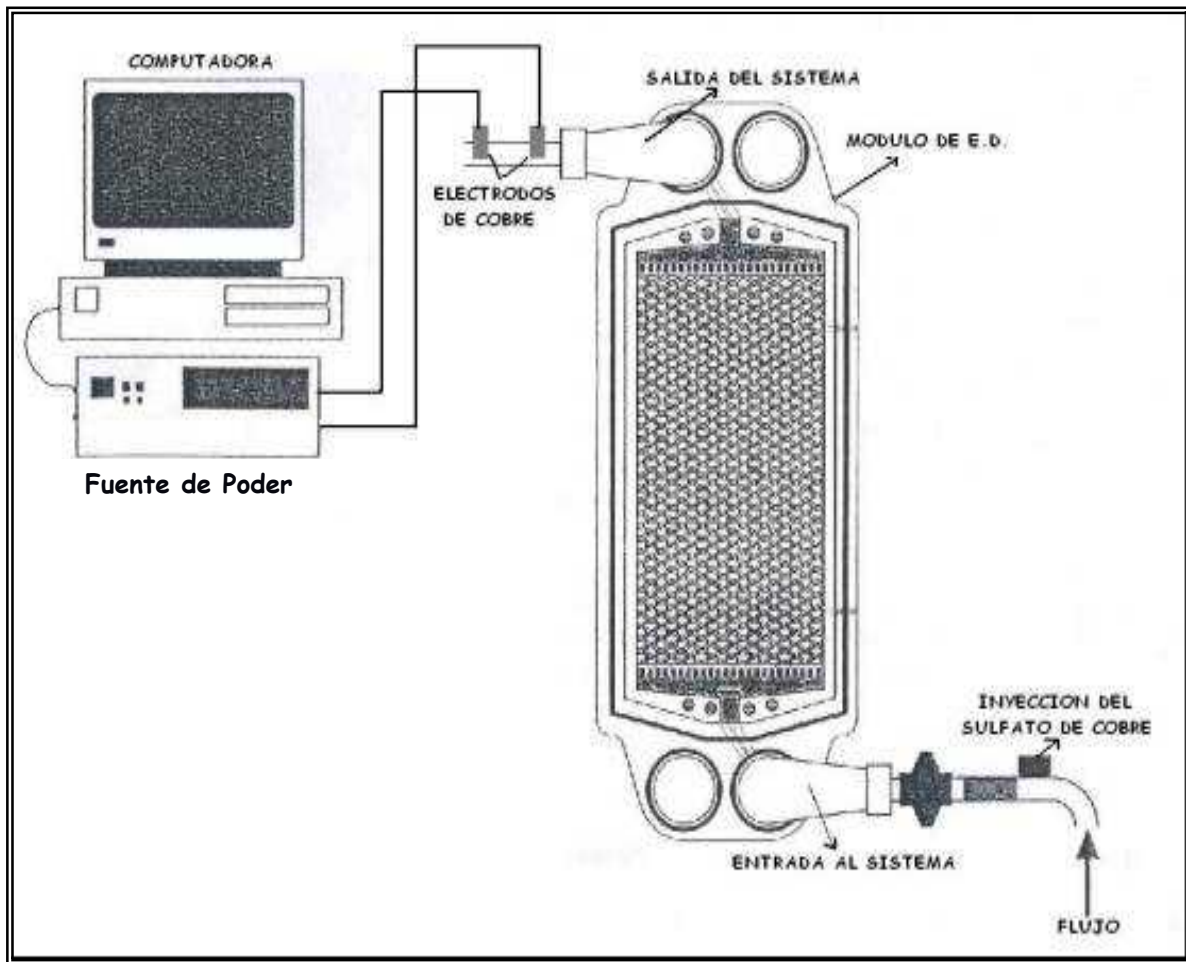
Descripción del equipo	
Tamaño de membrana	16 x 24 cm
Medida interior del marco de la celda	10 x 18 cm
Placa Electrónica Ánodo	Ti recubierto de Platino
Placa Electrónica Cátodo	Acero inoxidable 316 L
Distancia entre las membranas en presencia de un separador de polipropileno.	0.75 mm

### 2.1.2.- Caracterización Hidrodinámica del electrodiálizador.

#### 2.1.2.1.- Modelamiento de Flujo

Estos experimentos fueron realizados con la finalidad de conocer que tipo de flujo existente en el interior del electrodiálizador, el cual se desea que sea de tipo pistón debido a que de esta manera se evitan problemas de hidrodinámica.

Para poder determinar si en el interior del electrodiálizador existe un flujo de tipo pistón, se utilizó como herramienta un modelo matemático conocido como *Modelo de dispersión de Levenspiel*<sup>[2,3,4,5]</sup> (descrita anteriormente en el apartado 1.3); el cual supone un flujo de tipo pistón. La Figura 2.2 muestra el esquema de trabajo utilizado durante la realización de estos experimentos..



**Figura 2.2.-** Esquema utilizado para la realización de las pruebas de distribución del tiempo de residencia.

La Figura 2.2 muestra el esquema de trabajo utilizado durante la realización de estos experimentos

### 2.1.2.2.- Influencia del gap y el caudal sobre la distribución de flujo

Durante la realización de estas pruebas se hicieron variar algunos parámetros, como se muestra en la Tabla 2.2; con la finalidad de observar el efecto que pueden causar sobre la distribución de flujo dentro del electrodiálizador.<sup>[9]</sup>

**Tabla 2.2.-** Experimentos realizados para el modelamiento de flujo

Gap (mm)	Numero de Entradas	Flujo (L/min)	Velocidad lineal (cm/s)
2.25	2	0.8, 2.4, 4	6.30, 18.91, 31.52
3.75	2	0.8, 2.4, 4	3.78, 11.35, 18.91
5.25	2	0.8, 2.4, 4	2.70, 8.11, 13.51



Las pruebas hidrodinámicas fueron realizadas armando la celda (stack) con separadores que tenían promotores de turbulencia y distribuidores de flujo [6] marca Asahi y sin membrana. A continuación se aplicó un flujo constante (Tabla 2.2) circulando agua desionizada inicialmente y se inyectó 10 mL de una disolución de sulfato de cobre 0.25 M a la entrada del electrodiálizador, posteriormente se recabaron lecturas de corriente debida a la electrodeposición de Cu, que fueron medidas entre los dos electrodos de cobre a la salida del electrodiálizador, manteniendo entre ellos una diferencia de potencial de 1 V.

## 2.2.- PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS

### 2.2.1.- Reactivos utilizados

El fosfato trisódico,  $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} \cdot \frac{1}{2}\text{NaOH}$  utilizado en las pruebas de electrodiálisis fue proveído por Omega Chemicals S.A de C.V. y presenta las siguientes características mostradas en la Tabla 2.3

**Tabla 2.3.- Características del fosfato trisódico**

	Especificaciones		Especificaciones	
Apariencia	Cristalina	Fosfato trisódico	98 % min.	
Color	Blanco	SO4	0.50% máx.	
Solubilidad	12g/100 mL Disolvente	Cl	0.30% máx.	
Gravedad especifica	1.62	Agua insoluble	0.10% máx.	
PH	Muy alcalino >12			

Los otros reactivos utilizados en estas pruebas de Electrodiálisis se describen en la Tabla 2.4; todos grado analítico

**Tabla 2.4.- Características de los reactivos utilizados durante el proceso de Electrodiálisis**

Reactivo	Marca	Pureza	Nombre	Estado físico
NaOH	Alyt	97 %	Hidróxido de sodio	cristal
KCl	J.T. Baker	99.6 %	Cloruro de potasio	sólido
H <sub>2</sub> O		$\rho \geq 18.3 \text{ M}\Omega \cdot \text{cm}$	Agua desionizada	líquida

### 2.2.2.- Membranas utilizadas

Un criterio inicial a considerar para diseñar el proceso de Electrodiálisis depende del grado de desalación, esto se logra cuando el electrodiálizador proporciona la suficiente área de membrana y el tiempo de retención necesario para eliminar la fracción deseada de las especies iónicas disueltas en la disolución a tratar.

Con base en lo anterior se decidió utilizar los separadores de los equipos comercialmente disponibles, y se usaron membranas catiónicas y bipolares de la marca Neosepta de Tokuyama, cuyas características se presentan en la Tabla 2.5

**Tabla 2.5** Características de las membranas utilizadas.

<b>Características</b>	<b>Membrana Catiónica CMX</b>
Tipo	Alta estabilidad mecánica Cation ácido fuerte
Resistencia Eléctrica (0.5 M NaCl)	2.5-3.5 $\Omega$ -cm <sup>2</sup>
Numero de Transporte	0.98
Capacidad de intercambio iónico	1.5-1.8 meq g <sup>-1</sup>
Resistencia a la tensión	5-6 Kg/cm <sup>2</sup>
Espesor	0.17-0.19 mm
<b>Características</b>	<b>Membrana Bipolar BP-1</b>
Voltaje máximo (Water splitting)	1.2-2.2 V
Eficiencia (Water splitting)	98 %
Resistencia a la tensión	4-7 Kg/cm <sup>2</sup>
Espesor	0.20-0.35 mm

Las membranas de intercambio catiónico utilizadas, se activaron en una disolución de cloruro de potasio al 2%, durante 24 horas; esto con la finalidad de que las membranas se ensancharan y se permearan para que estuvieran listas para su utilización, posteriormente se cortaron las membranas a las medidas requeridas por el electrodiálizador. Por otro lado las membranas bipolares se sumergieron en agua destilada como la indicaba el manual de operación de dichas membranas, esto para garantizar un mayor tiempo de vida útil.

### **2.2.3.- Arreglos propuestos.**

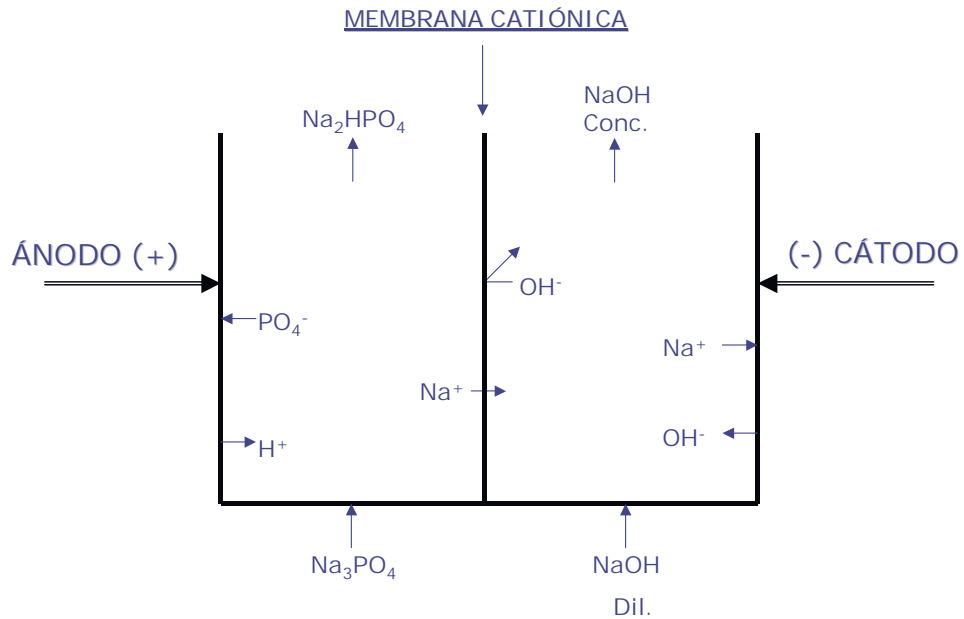
En un principio para el tratamiento del Fosfato Trisódico se propusieron diversos arreglos membránicos; esto mediante el uso de membranas de intercambio iónico (catiónicas, aniónicas y bipolares), separadores con promotores de turbulencia así como la variación de los productos de alimentación. Se analizaron 26 arreglos (Véase **Anexo I**), de los cuales se decidió trabajar con los siguientes arreglos propuestos.

- a. Entre los electrodos se introduce una sola membrana catiónica
- b. Entre los electrodos se introduce dos membranas catiónicas y una bipolar.

#### **2.2.3.1.- Utilización de una membrana catiónica.**

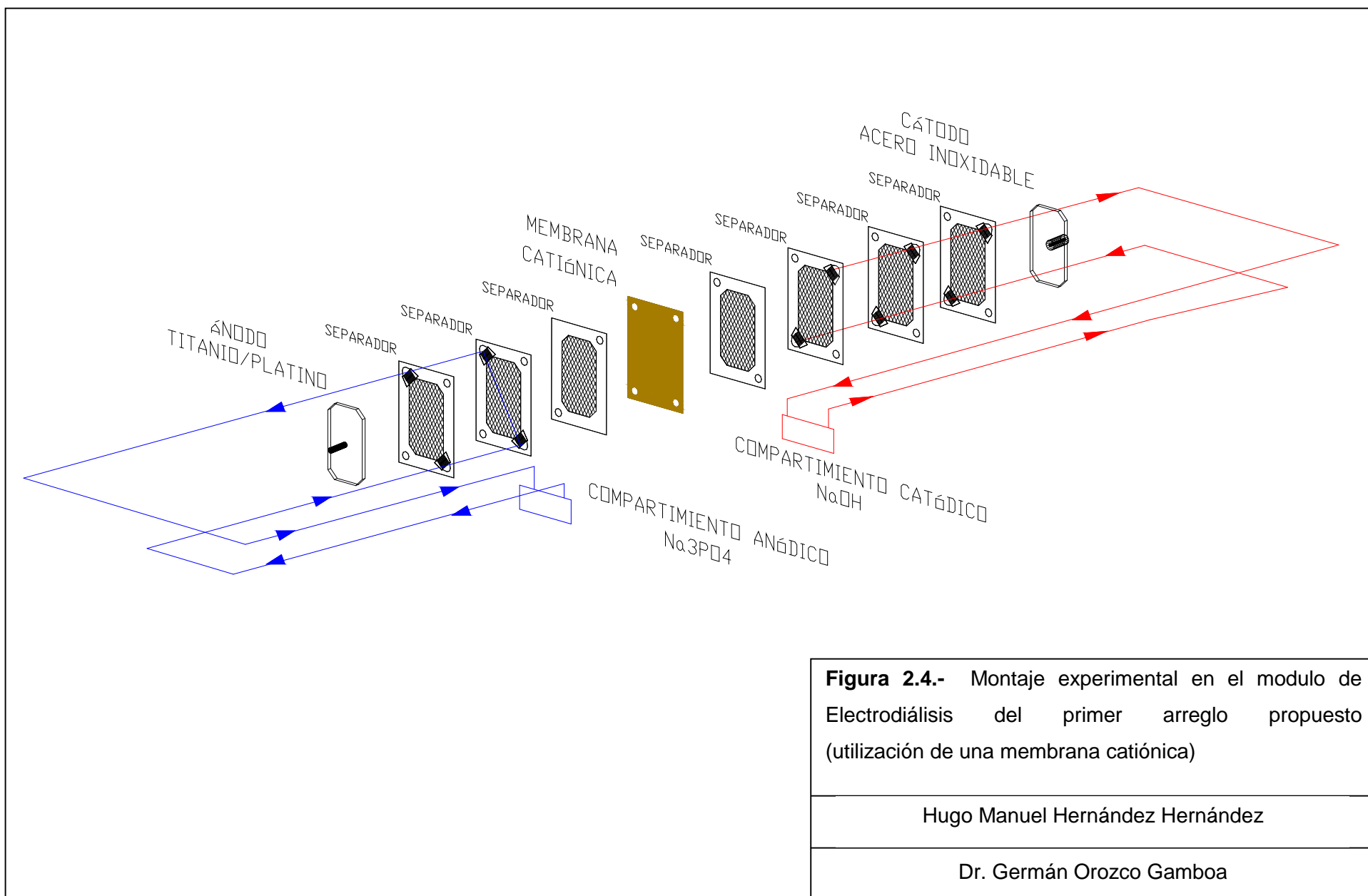
Para este arreglo propuesto se considero la alimentación de dos disoluciones; por el compartimiento anódico la introducción del Fosfato Trisódico, y por el lado del compartimiento catódico la alimentación de Hidróxido de Sodio. El arreglo se presenta en la Figura 2.3 y tiene dos compartimientos.

La disolución de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  se introdujo como anolito y  $\text{NaOH}$  como catolito y al aplicar la diferencia de potencial eléctrico entre los electrodos los  $\text{Na}^+$  migran por la membrana catiónica hacia el catolito, mientras que los  $\text{PO}_4^{3-}$  se quedan en el mismo compartimiento. Los cationes migrantes y los  $\text{OH}^-$ , que son producidos en el cátodo, están impedidos a migrar por la membrana catiónica, por lo que aumentan la concentración de sosa en éste compartimiento. Mientras que la disolución de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  se transforma gradualmente a  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  debido a la generación de protones en el ánodo. Los fenómenos descritos se ilustran en la Figura 2.3



**Figura 2.3.-** Arreglo propuesto (utilización de una membrana catiónica)

Ahora bien, en la Figura 2.4 se puede observar el esquema utilizado durante la experimentación, el cual consiste en la utilización de tres separadores (con promotor de turbulencia y distribuidores de flujo) entre el ánodo (titanio / platino) y la membrana catiónica y la utilización de cuatro separadores entre la membrana catiónica y el cátodo (acero inoxidable). Además se observa la dirección del flujo de alimentación de cada una de las disoluciones a tratar, así como las salidas de los productos obtenidos, los cuales se recirculan durante el proceso



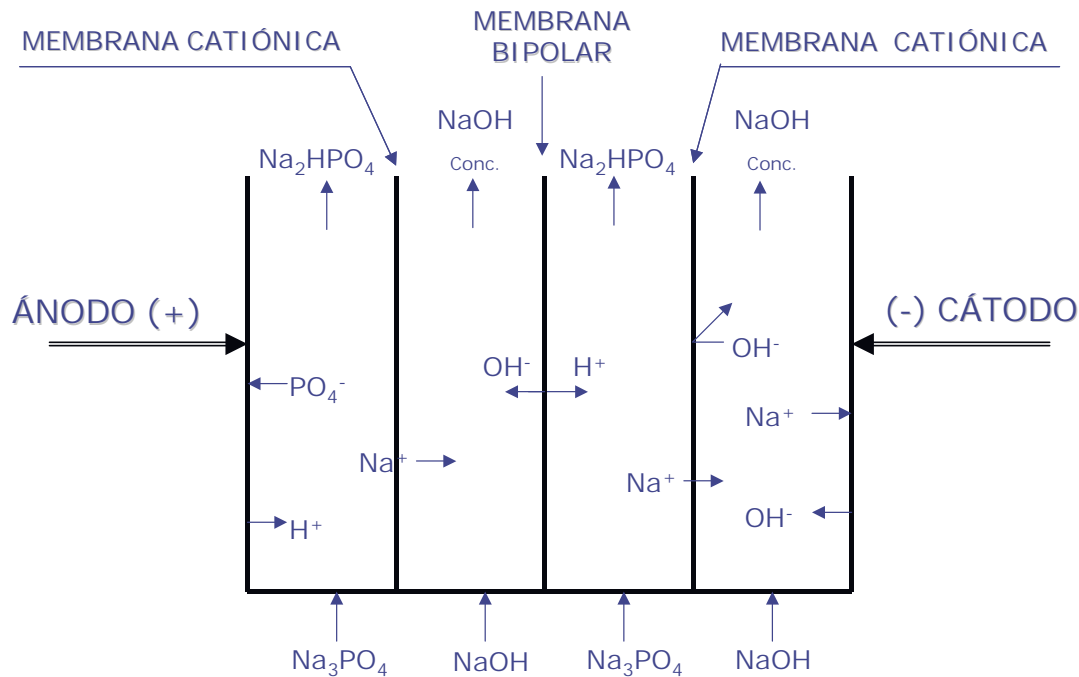
**Figura 2.4.-** Montaje experimental en el modulo de Electrodiálisis del primer arreglo propuesto (utilización de una membrana catiónica)

Hugo Manuel Hernández Hernández

Dr. Germán Orozco Gamboa

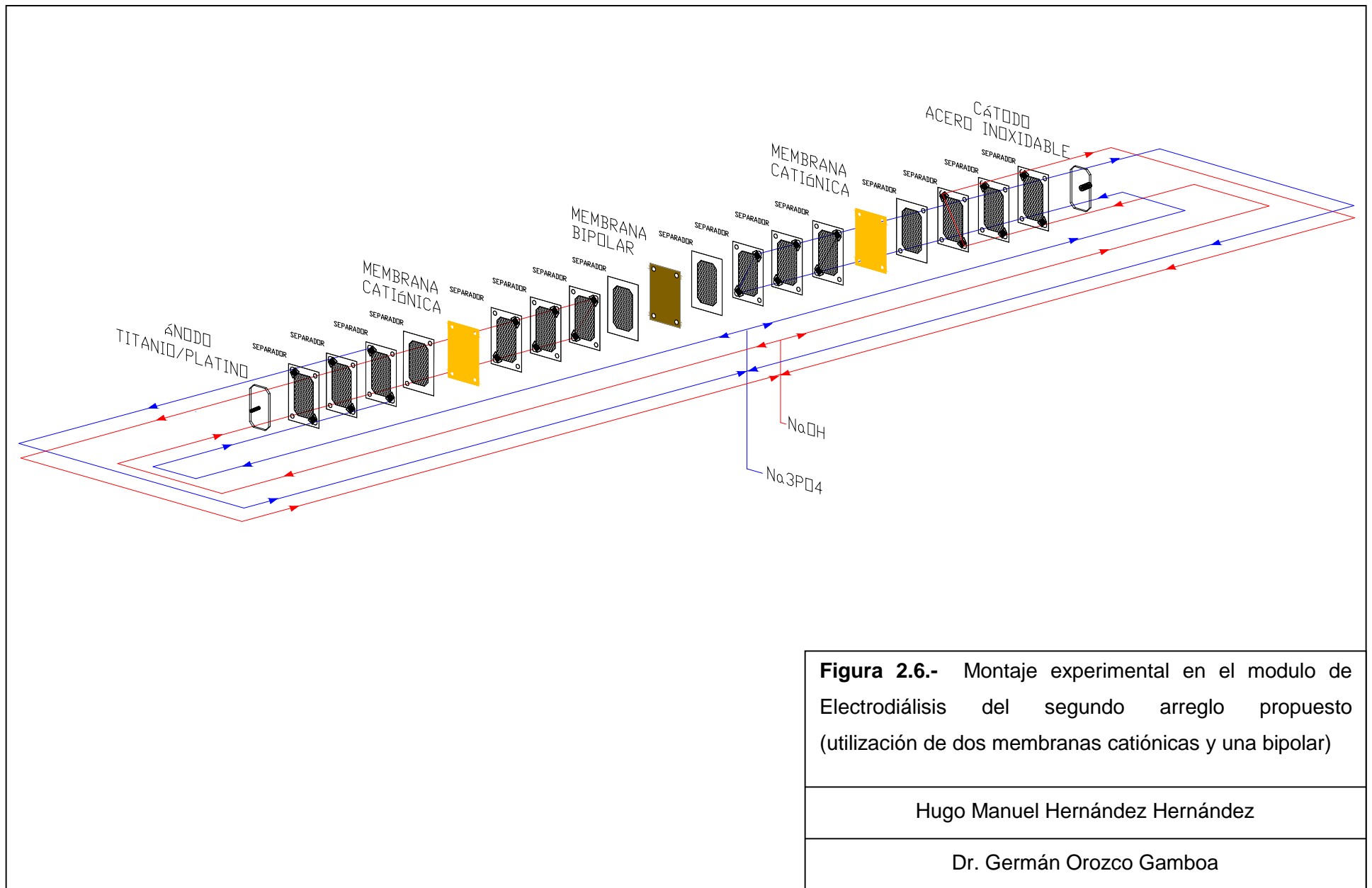
### 2.2.3.2.- Utilización de dos membranas catiónicas y una bipolar.

Para este arreglo propuesto se considero la alimentación de dos disoluciones, una de Fosfato Trisódico y otra de Hidróxido de Sodio. Por el compartimiento anódico, y el compartimiento del diluido se introducía el Fosfato Trisódico, a su vez por el lado del compartimiento catódico y el compartimiento del concentrado la alimentación de Hidróxido de Sodio.



**Figura 2.5.-** Arreglo propuesto (utilización de dos membranas catiónicas y una membrana bipolar)

En la Figura 2.5 se puede observar el segundo arreglo propuesto, en el cual se alimenta en los dos compartimientos diluidos la disolución de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  y por los dos compartimientos concentrados la disolución de  $\text{NaOH}$ . Cuando se aplica una diferencia de potencial eléctrico entre los dos electrodos, los  $\text{Na}^+$  de los compartimientos del diluido migran por las membranas catiónicas hacia los compartimientos del concentrado y los aniones  $\text{PO}_4^{3-}$  se quedan en el mismo compartimiento debido a que no pueden migrar por las membranas catiónicas. Por otra parte en los compartimientos concentrados los  $\text{OH}^-$  no pueden migrar hacia el próximo compartimiento, debido a las membranas catiónicas; provocando con ello que la disolución de  $\text{NaOH}$  se concentre y que de la disolución de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  se obtenga como producto  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  debido a la generación de iones hidroxilos y protones en la membrana bipolar, en el cátodo y ánodo respectivamente.



**Figura 2.6.-** Montaje experimental en el modulo de Electrodiálisis del segundo arreglo propuesto (utilización de dos membranas catiónicas y una bipolar)

Hugo Manuel Hernández Hernández

Dr. Germán Orozco Gamboa

En la Figura 2.6 se puede observar el esquema utilizado durante la experimentación, el cual consiste en la utilización de cuatro separadores (con promotor de turbulencia y distribuidores de flujo) entre cada compartimiento intermembránico, es decir cuatro separadores entre el ánodo ( titanio recubierto de platino ) y la membrana catiónica, entre la membrana catiónica y la membrana bipolar, entre la membrana bipolar y la membrana catiónica y entre la membrana catiónica y el cátodo (acero inoxidable). Además se observa la dirección del flujo de las disoluciones alimentadas.

#### **2.2.4.- Determinación de corriente Limite**

En esta etapa primero se realizan pruebas para determinar la corriente límite de cada uno de los arreglos propuestos en el apartado 2.2.3. Este valor de corriente límite nos permitirá trabajar de manera más eficiente el proceso de Electrodiálisis. Para la determinación de esta corriente límite se utilizaron dos métodos descritos en literatura [7,8] (descritos en el apartado 1.4); en el primero utilizando el apoyo de gráficos corriente vs potencial de celda (  $I$  vs  $E_{\text{celda}}$  ), y el segundo mediante gráficos de resistencia de la disolución del compartimiento diluido vs inverso de corriente (  $R$  vs  $I^{-1}$  ) [10,11]

Para obtener los gráficos  $I$  vs  $E_{\text{celda}}$  de los arreglos propuestos. primeramente se ensambló el modulo de Electrodiálisis como se muestra en la Figura 2.4 y 2.6 respectivamente. Una vez ensamblado el módulo de Electrodiálisis se llenaron los tanques de almacenamiento con las disoluciones a utilizar (Fosfato Trisódico e Hidróxido de Sodio). Posteriormente el modulo se conectó a una fuente de poder Marca Sorensen modelo DCS 60V–50A y se varió el potencial de celda entre los electrodos y se tomaron las lecturas de corriente; esto mediante el uso de un multímetro marca Fluke dual display modelo 45 acoplado a una computadora. Una vez realizado esto se procedió a graficar el potencial de celda en función de la corriente obtenida; para así poder determinar el valor de la corriente limite, necesaria para llevar a cabo el proceso de electrodiálisis.

De manera simultáneamente se monitoreo la conductividad de la disolución en el tanque de almacenamiento del compartimiento diluido, con un conductímetro marca Fisher Rosemount modelo 1054B con sensor tipo toroidal modelo 226; con estos valores de conductividad medidos y con las dimensiones de la celda (área transversal y



espesor del compartimiento) se estimo la conductancia de la disolución en el compartimiento diluido mediante la formula 2.1

$$K = \left( \frac{A}{d} \right) \dots\dots\dots(2.1)$$

Donde

A = Área transversal (cm<sup>2</sup>)

d = espesor del compartimiento (cm)

κ= conductividad de la disolución.(S/cm)

Ahora bien, con el inverso el valor de la conductancia se obtiene el valor de la resistencia eléctrica de la disolución es este compartimiento (R) y de esta manera se puede graficar la resistencia del compartimiento diluido en función del inverso de la corriente obtenida al realizar el barrido de potencial de celda, y por lo tanto se puede determinar el valor de la corriente límite, como se describe en el apartado 1.4 del Capitulo 1

### **2.2.5.- Electrodiálisis**

Se ensambló el modulo de Electrodiálisis como se muestra en la Figura 2.4 y 2.6 respectivamente. Una vez ensamblado el módulo de Electrodiálisis se llenaron los tanques de almacenamiento con las disoluciones a tratar (Fosfato Trisódico e Hidróxido de Sodio). Posteriormente, el modulo se conecto a una fuente de poder marca Sorensen modelo DCS 60V–50A, con la cual se aplicó una corriente constante entre los electrodos y para medir el valor de corriente aplicada se utilizo un multímetro marca Fluke dual display modelo 45.

También en el transcurso del proceso de electrodiálisis se monitoreo la conductividad con el apoyo de un conductímetro marca Fisher Rosemount modelo 1054B con sensor tipo toroidal modelo 226, el pH con un potenciómetro marca Hanna modelo pH 301 y la temperatura con un termómetro de rango de temperatura de 0-150°, tomándose las lecturas cada 15 minutos. Se determinó la concentración de sodio removido por espectrofotometría de emisión óptica con plasma (ICP) acoplado inductivamente para sodio. En la tabla 2.6 se describen las condiciones experimentales establecidas para la operación del proceso de electrodiálisis y para la obtención de la corriente limite.

**Tabla 2.6.-** Condiciones experimentales establecidas para el proceso de electrodiálisis y determinación de corrientes límites; para los dos arreglos propuesto

<b>Primer Arreglo</b>				
<b>Flujo (anolito) L/min</b>	<b>Concentración de la disolución en el anolito</b>	<b>Flujo (catolito) L/min</b>	<b>Concentración de la disolución en el catolito</b>	
2.4	0.05 M	2.4	0.1 M	
2.4	0.1 M	2.4	0.1 M	
2.4	Disolución Saturada	2.4	0.1 M	
<b>Segundo Arreglo</b>				
<b>Flujo (diluidos) L/min</b>	<b>Concentración de la disolución en los compartimientos Diluidos</b>	<b>Flujo (Concentrados) L/min</b>	<b>Concentración de la disolución en los compartimientos concentrados</b>	
3.3	0.05 M	2.5	0.1 M	
3.3	0.1 M	2.5	0.1 M	
3.3	Disolución Saturada	2.5	0.1 M	

### 2.3.- BIBLIOGRAFÍA

1. Asahi Glass. Operation manual for type DU0B electrodyalizer
2. C. Bengoa, A. Montillet, P. Legentilhomme, J. Legrand. Flow visualization and modelling of a filter-press type electrochemical reactor. *Journal of Applied Electrochemistry*, 27 (1997) 1313-1322.
3. W. S. Wu, G. P. Rangaiah. Effect of gas evolution on dispersion in an electrochemical reactor. *Journal of Applied Electrochemistry*, 23 (1993) 113-119.
4. A. Montillet, J. Comiti, J. Legrand. Application of metallic foams in electrochemical reactors of filter-press type. Part I: Flow characterization. *Journal of Applied Electrochemistry*, 23 (1993) 1045-1050
5. O. Levenspiel. *Chemical reaction engineering*. USA, 1972
6. M. E. Hernández, L. A. Ramírez, G. Orozco, Construcción de un electrodiálizador de área de electrodo de 0.02 m<sup>2</sup>, Memorias del XVII Congreso de la Sociedad Mexicana de Electroquímica, Sociedad Mexicana de Electroquímica, ISBN 970-18-8034-X, Monterrey, Nuevo León, México, Mayo 2002

7. J.M. Costa, Fundamentos de electródica cinética electroquímica y sus aplicaciones. España 1981
8. A.J. Bard and L. R. Faulkner. Electrochemical methods, fundamentals and applications. USA 1980.
9. P. Trinidad and F.C. Walsh. Hydrodynamic behaviour of FM01-LC reactor. Electrochimica Acta Vol. 41 No. 4 493-502
- 10.A.E. Ramos y A.M. Rojas, Conceptos electroquímicos relacionados al proceso de transporte iónico en las membranas selectivas monopolares. Memorias del XX Congreso de la Sociedad Mexicana de Electroquímica y V Congreso de la Sociedad Mexicana de Hidrogeno, Puente de Ixtla, Morelos, Mayo 2005
- 11.V. H. Thang, W. Koschuh, K.D. Kulbe, S. Kromus, C. Krostschek and S. Novalin Desalination of high salt content mixture by two-stages electro dialysis as the first step of separating valuable substances from grass silage. Elsevier, Desalination 162 (2004) 343-353

# CAPÍTULO III

---

## DISCUSIÓN DE RESULTADOS

### CARACTERIZACIÓN DEL ELECTRODIALIZADOR

### 3.1.- INFLUENCIA DEL GAP Y EL CAUDAL SOBRE EL MODELAMIENTO DE FLUJO

En la Tabla 3.1 se enumeran los dieciocho experimentos básicos para determinar el tipo de flujo en el electrodiálizador, y cada experimento se realizó por triplicado. Por lo anterior, para facilitar la discusión de resultados, se muestran solamente la presentación y discusión detallada de los datos correspondientes a la entrada 1 a las diferentes condiciones de operación. Cabe resaltar que los resultados obtenidos para la entrada 2 fueron similares a los reportados en la entrada 1 y permiten llegar a las mismas conclusiones, por lo que no se reportan en este apartado. Las condiciones estudiadas se muestran en su totalidad en la Tabla 2.2 de la sección 2.1.2.2.

**Tabla 3.1.- Experimentos realizados para el modelamiento de flujo**

Número de prueba	Entrada	Gap (mm)	Flujo (L/min)
1	1	2.25	0.8
2	1	2.25	2.4
3	1	2.25	4.0
4	1	3.75	0.8
5	1	3.75	2.4
6	1	3.75	4.0
7	1	5.25	0.8
8	1	5.25	2.4
9	1	5.25	4.0
10	2	2.25	0.8
11	2	2.25	2.4
12	2	2.25	4.0
13	2	3.75	0.8
14	2	3.75	2.4
15	2	3.75	4.0
16	2	5.25	0.8
17	2	5.25	2.4
18	2	5.25	4.0

Como se ha visto reportado en la literatura, para determinar si existe flujo pistón en el interior de un reactor, es necesario conocer el valor de la relación entre el coeficiente de dispersión ( $D_0$ [cm<sup>2</sup>/s]) con la velocidad lineal ( $v$ [cm/s]) y la longitud del reactor ( $L$ [cm]), esto mediante la ecuación  $D_0/vL$  (como se observar en el apartado 1.3.1, esta ecuación corresponde al inverso del Número de Peclet de la ecuación 1.2); Si en esta relación  $D_0$  tiende a cero, la dispersión en el interior en el reactor es nula y por lo tanto el flujo en el interior se comporta de manera homogénea; es decir el flujo es tipo pistón.

Además se considera que si el valor de la relación  $D_0/vL$  es menor a 0.01 <sup>[1]</sup> el flujo tiende al comportamiento de tipo pistón.

En esta sección se presentan los resultados obtenidos correspondientes a cada una de las pruebas para la entrada 1, por lo que se muestran las curvas obtenidas de la normalización de los datos experimentales (curva E) (en donde el área bajo la curva es igual a la unidad) y las curvas teóricas, resultado del ajuste del modelo propuesto (ecuación 1.1 del capítulo 1) en función del factor adimensional de tiempo. ( $\theta = t/\tau$ ) (ecuación 1.3, del apartado 1.3.1)

### **3.1.1.- Gap de 2.25 mm, Entrada 1**

En la Figura 3.1 se puede observar los resultados de la curva normalizada versus factor adimensional de tiempo al operar con los flujos de 0.8, 2.4 y 4 L/min. Se comparan las curvas de los datos experimentales con las curvas calculadas con base en la ecuación 1.1, y se observa que las curvas experimentales corresponden cualitativamente a lo esperado por el modelo, esto es, una distribución de campana de Gauss de la respuesta respecto al estímulo, y por otra parte se puede observar que el máximo del tiempo adimensional corresponde a la unidad, por lo que se considera que la experimentación se realizó de manera correcta.<sup>[1]</sup> En la Tabla 3.1 se enlistan los coeficientes de dispersión obtenidos experimentalmente, y en la Tabla 3.2 (sección 3.1.3.) los valores del inverso del Número de Peclet calculadas a partir de estos coeficientes. Se observa que los inversos del Número de Peclet son menores a 0.01 si el flujo es de 2.4 L/min o mayor, por lo que a estas velocidades de flujo se tiende a un comportamiento de tipo pistón; Sin embargo con el flujo de 0.8 L/min el ajuste de las curvas no es muy bueno, ya que la curva experimental tiene una distribución gaussiana más grande, lo que indica que no se ajusta bien con el modelo, y además los valores encontrados de  $D/vL$  son mayores a 0.01, por lo que el comportamiento del flujo en el interior del reactor se aleja del tipo pistón. En resumen se puede decir que no existen desplazamientos a valores mayores a la unidad, por lo tanto, en la mayoría de los elementos del fluido el comportamiento tiende al tipo flujo pistón, pero cabe resaltar que con el flujo de 0.8 L/min la tendencia hacia el comportamiento de tipo pistón se aleja.

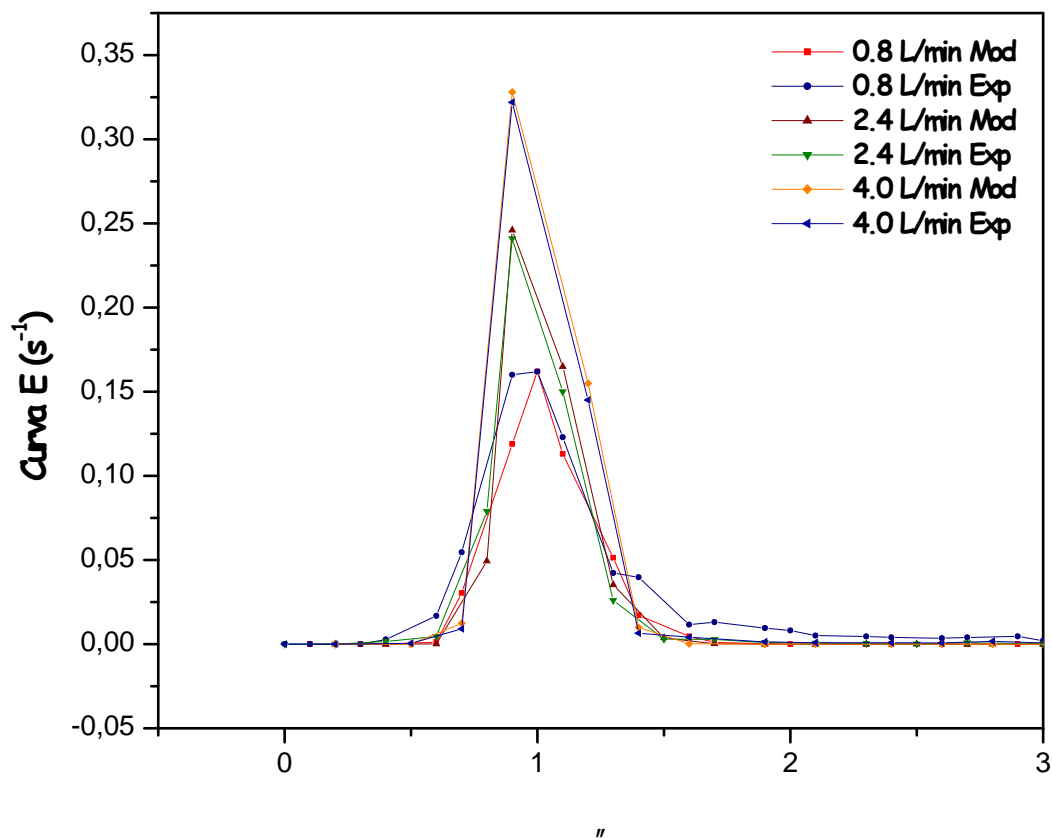


Figura 3.1.- Resultados de las pruebas a un Gap de 2.25 mm en la Entrada 1

### 3.1.2.- Gap de 3.75mm y 5.25mm, Entrada 1

A estas condiciones de gaps (Figuras 3.2 y 3.3) se observan resultados similares a los obtenidos con el gap de 2.25 mm, es decir, que al operar con los flujos de 2.4 y 4 L/min, las curvas experimentales y modelo se ajustan muy bien, en contraste con el flujo de 0.8 L/min donde el ajuste no es adecuado. Además se puede observar en la Tabla 3.2 que los valores a estas condiciones (3.75mm y 5.25mm) son menores a 0.01, por lo que la tendencia de estas velocidades de flujo es de tipo pistón. En cambio con el flujo de 0.8 L/min los valores encontrados de  $D_0/vL$  son mayores a 0.01, por lo que el comportamiento a este flujo en el interior del reactor se aleja del tipo pistón.

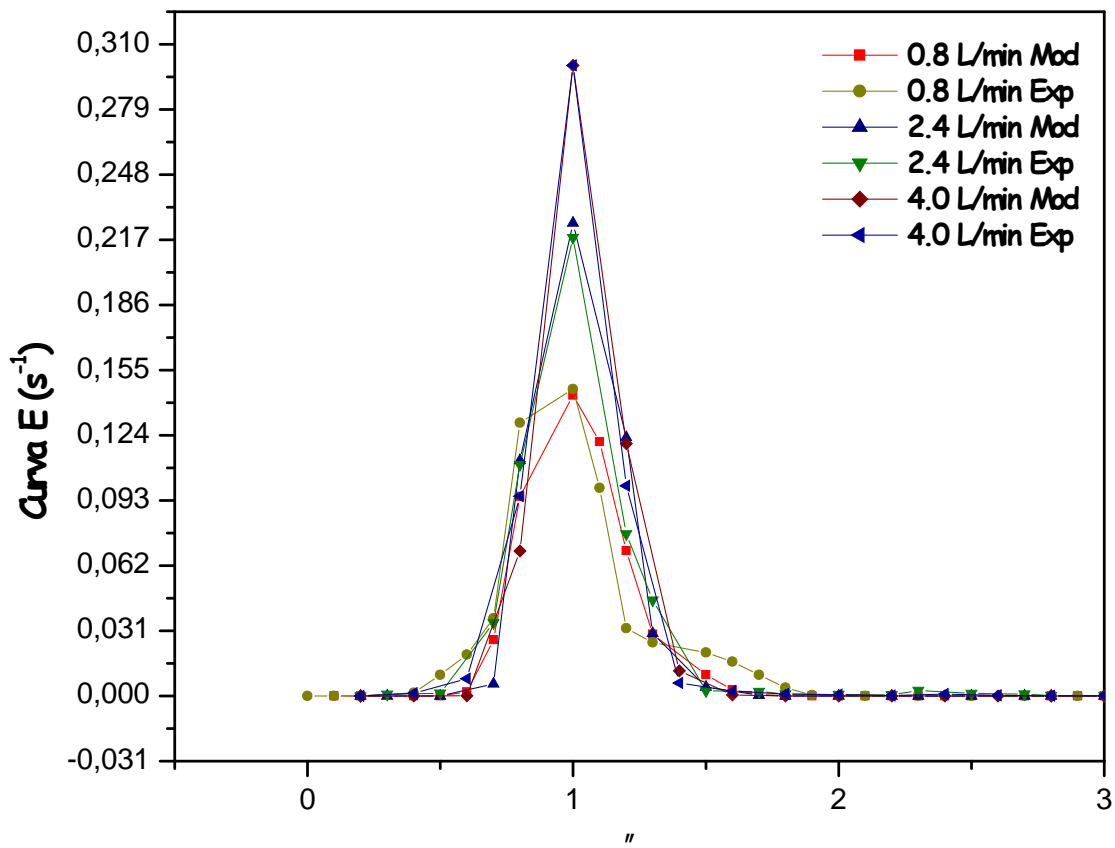


Figura 3.2.- Resultados de las pruebas a un Gap de 3.75 mm en la Entrada 1

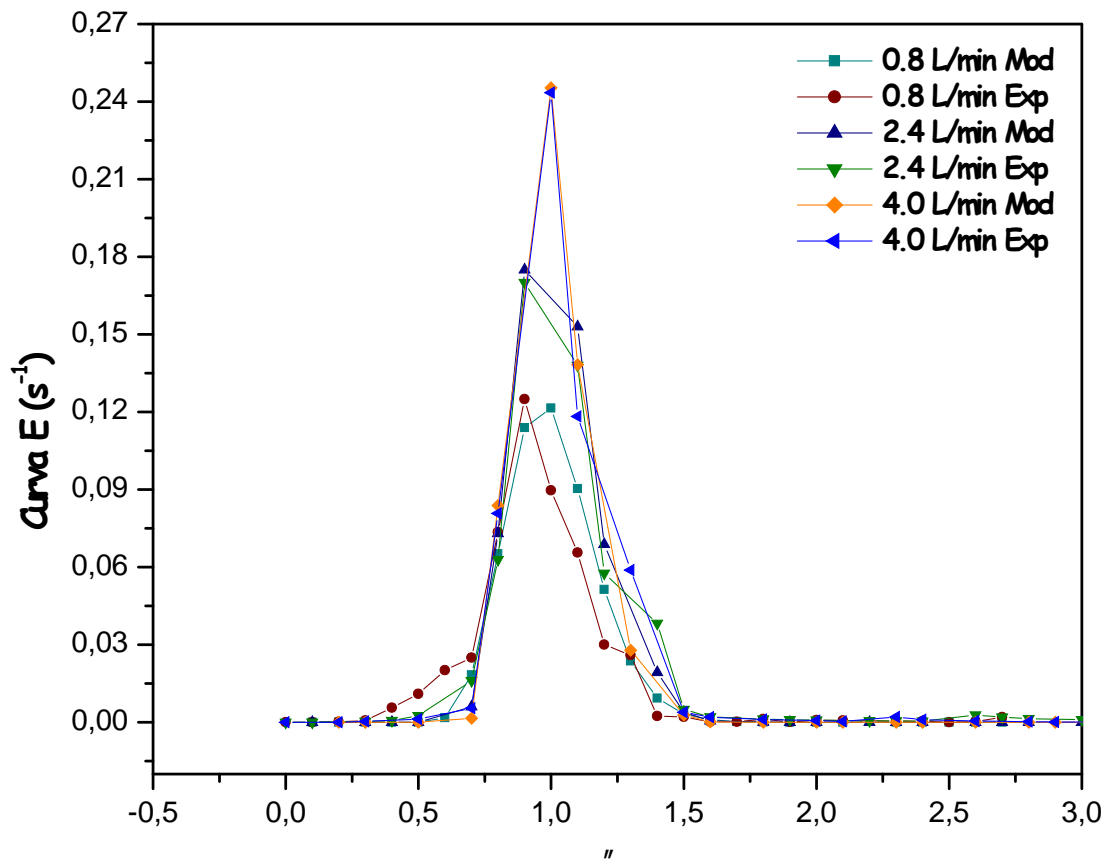


Figura 3.3.- Resultados de las pruebas a un Gap de 5.25 mm en la Entrada 1



### 3.1.3.-Coeficientes de dispersión.

El coeficiente de dispersión axial indica la dispersión existente al interior del reactor, es decir representa el grado de mezclado en el reactor<sup>[1,2]</sup> Para tener idea del grado de mezclado existente en el reactor tipo filtro prensa escala piloto, se obtuvieron los valores numéricos del coeficiente de dispersión axial para cada una de las condiciones experimentales estudiadas, esto mediante el ajuste de los datos experimentales con la ecuación 1.1.del apartado 1.3.1. <sup>[1,4]</sup>.

$$E(t) = \frac{Pe^{1/2}}{2 (\ )^{1/2}} \exp\left[\frac{-Pe(1- )^2}{4}\right] \dots\dots\dots(1.1)$$

Donde:

$$Pe = \frac{vl}{D_0} \dots\dots\dots ( 1.2 )$$

$$" = \frac{t}{\ddagger} \dots\dots\dots( 1.3 )$$

**E(t)** = Curva normalizada, [s<sup>-1</sup>]

**Pe** = Número adimensional *Péclet*, que expresa el grado de dispersión

**€** = Velocidad lineal [cm/s]

**I** = Longitud del reactor[cm]

**D<sub>0</sub>** = Coeficiente de dispersión axial [cm<sup>2</sup>/s]

**"** = Factor adimensional de tiempo

**t** = Tiempo de prueba [s]

**‡** = Tiempo de residencia promedio

El ajuste de la ecuación 1.1 se realizó de la siguiente manera, se tomó el valor del tiempo experimental de residencia a partir del máximo de las curvas experimentales, y se introdujeron los valores de los tiempos de prueba, para calcular  $\theta$  y simultáneamente se ajustaba el número adimensional de peclét (Pe), pero revisando la ecuación 1.2, al variar el número de Pe lo que hacemos es solo variar el coeficiente de dispersión, ya que la longitud del reactor y la velocidad lineal se mantienen constantes, por lo que sólo se muestran los resultados obtenidos en la Tabla 3.1. de este parámetro.

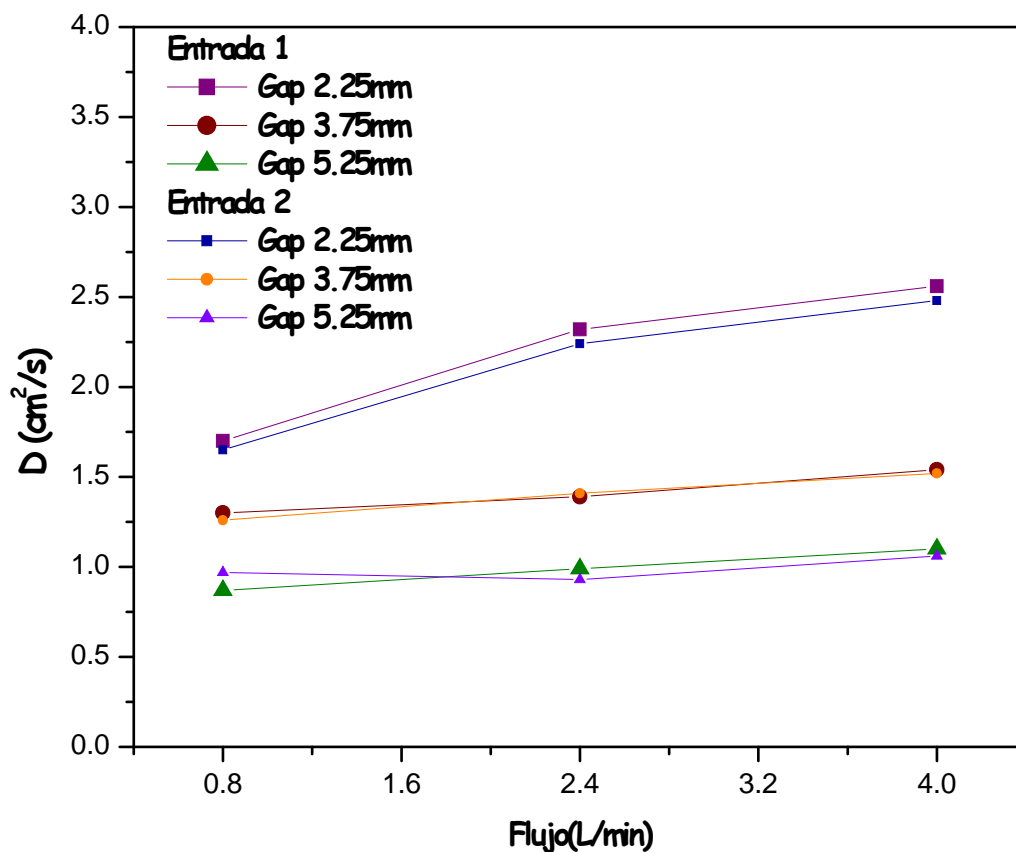
**Tabla 3.1.-** Coeficientes de dispersión obtenidos a las diferentes condiciones de operación para las dos entradas.

COEFICIENTES DE DISPERSIÓN ( $D_o$ [=]cm <sup>2</sup> /s)						
Flujo L/min	Gap (Entrada 1)			Gap (Entrada 2)		
	2.25mm	3,75mm	5.25mm	2.25mm	3,75mm	5.25mm
0.8	1.70	1.30	0.87	1.65	1.26	0.97
2.4	2.32	1.39	0.99	2.24	1.41	0.93
4	2.56	1.54	1.10	2.48	1.52	1.06

Estos valores numéricos del coeficiente de dispersión axial se consideran bajos a todas las condiciones estudiadas. Además en las secciones 3.1.1-3.1.2 se puede observar que las curvas tienen una forma de campana de Gauss, con poca anchura de la curva, lo que es indicador de muy poca dispersión al interior del reactor; y de acuerdo a lo reportado en literatura<sup>[1]</sup> corresponden al flujo pistón; mas sin embargo el ajuste de las curvas para el flujo de 0.8 L/min se considera que no es muy bueno, y los valores de  $D_o/vL$  son mayores a 0.01 (Tabla 3.2), por lo que se concluye que su comportamiento no es de tipo pistón. Por lo anterior se concluye que solamente los flujos de 2.4 y 4 L/min tienen un comportamiento cercano a flujo pistón bajo estas condiciones hidrodinámicas, y lo más recomendable es trabajar estos flujos.

En la Figura 3.4 se presenta la variación del coeficiente de dispersión con el flujo, y se observa que éste aumenta con la velocidad del flujo, es decir que el grado de mezclado al interior del reactor se incrementa conforme se aumenta el flujo. Podemos imaginar que las partículas al interior del reactor se comportan en forma poco ordenada, en otras palabras, estas se mueven en todas direcciones al aumentar el flujo, aumentando así la dispersión axial al interior del mismo. El efecto de altos valores de dispersión a bajos volúmenes del reactor fue observando también por Walsh<sup>[7]</sup>. La explicación de este fenómeno es que los efectos de entrada y salida son más importantes en volúmenes pequeños, esto es para gaps pequeños. Cabe mencionar que el promotor de turbulencia usado en este electrodiálizador disminuye los efectos de entrada y

salida dando un alto transporte de masa y una distribución uniforme de corriente<sup>[3,4,5,7,8]</sup>, y esto es atribuido a un incremento de la velocidad de flujo intersticial que mitiga la dispersión, y se considera que no se da pauta a que se establezcan perfiles de velocidad. Si se considera un flujo constante se observa que coeficiente de dispersión aumenta a menor volumen (menor gap), quizás sea debido a que el promotor de turbulencia establece volumen constante de homogenización a ese flujo, y que el porcentaje que este volumen disminuye cuando aumenta el volumen total, es decir aumenta el gap; ya que tiempo de homogenización también aumenta con el volumen total.



**Figura 3.4.-** Coeficientes de dispersión obtenidos a las diferentes condiciones experimentales para las dos entradas

Por otro lado, como ya se había mencionado al principio de este capítulo, una forma de determinar la existencia de un comportamiento del fluido de tipo pistón es mediante la relación  $D_0/vL$ , que se presenta en la Tabla 3.2. Como se menciono anteriormente el electrodiálizador tiende al flujo tipo pistón a flujos mayores a 0.8 L/min, por lo que debe operar el equipo a flujos altos.

**Tabla 3.2.-** Valores obtenidos de la relación  $D/vL$  para cada uno de las condiciones a los diferentes arreglos

Relación de valores $D/vL$ (Adimensional)						
Flujo L/min	Gap (Entrada 1)			Gap (Entrada 2)		
	2.25mm	3,75 mm	5.25mm	2.25mm	3,75 mm	5.25mm
0.8	0.01555	0.01976	0.01856	0.01503	0.01916	0.02056
2.4	0.00704	0.00706	0.00703	0.00679	0.00713	0.00659
4	0.00466	0.00468	0.00467	0.00453	0.00461	0.00451

### 3.2.-CONCLUSIONES DE LA CARACTERIZACION DEL ELECTRODIALIZADOR.

En todas las figuras antes mostradas no se observan prepicos, por lo que no se presentan zonas de alta velocidad, ni se presentan zona de bajo flujo<sup>[1]</sup>. Sin embargo al operar con el flujo de 0.8 L/min el ajuste de las curvas no es muy bueno, y además los valores encontrados para  $D/vL$ , son mayores a 0.01. Por lo que se concluye que sin importar el gap utilizado, y trabajando a flujos mayores de 0.8 L/min el fluido en el interior del reactor se comporta de tipo pistón. Por lo tanto el electrodilizador se debe operar a flujos de 2.4 L/min o mayores para no tener desviaciones en el sistema, y así evitar problemas de hidrodinámica, además se tendrá una distribución de corriente homogénea en todas las posiciones de la sección transversal de la celda, por lo tanto el consumo de energía será el menor posible.

### 3.3.-BIBLIOGRAFÍA.

1. O. Levenspiel. Chemical reaction engineering. USA, 1972.
2. L. A. Rodríguez, Diseño, construcción y caracterización de un electrodiálizador para tratamiento de agua. Tesis de maestría, CIDETEQ S.C, Querétaro, México. (2002).
3. C. Bengoa, A. Montillet, P. Legentilhomme, J. Legrand. Flow visualization and modelling of a filter-press type electrochemical reactor. *Journal of Applied Electrochemistry*, 27 (1997) 1313-1322
4. W. S. Wu, G. P. Rangaiah. Effect of gas evolution on dispersion in an electrochemical reactor. *Journal of Applied Electrochemistry*, 23 (1993) 113-119
5. R.E.W Jansson and R.J. Marshall. Axial dispersion in parallel channel electrochemical cell. *Electrochimica Acta* Vol. 27 No. 7. 823-831
6. P. Trinidad and F.C. Walsh. Hydrodynamic behaviour of FM01-LC reactor. *Electrochimica Acta* Vol. 41 No. 4 493-502
7. V. P. Herrani, J.L. Guiñon and J.G. Anton. A new technique for the visualization of the concentration boundary layer in an electrodiálisis cell. *Journal of Applied Electrochemistry*, 30 (2000) 809-816
8. A. Montillet, J. Comiti, J. Legrand. Application of metallic foams in electrochemical reactors of filter-press type. Part I: Flow characterization. *Journal of Applied Electrochemistry*, 23 (1993) 1045-1050

# CAPÍTULO IV

---

## DISCUSIÓN DE RESULTADOS

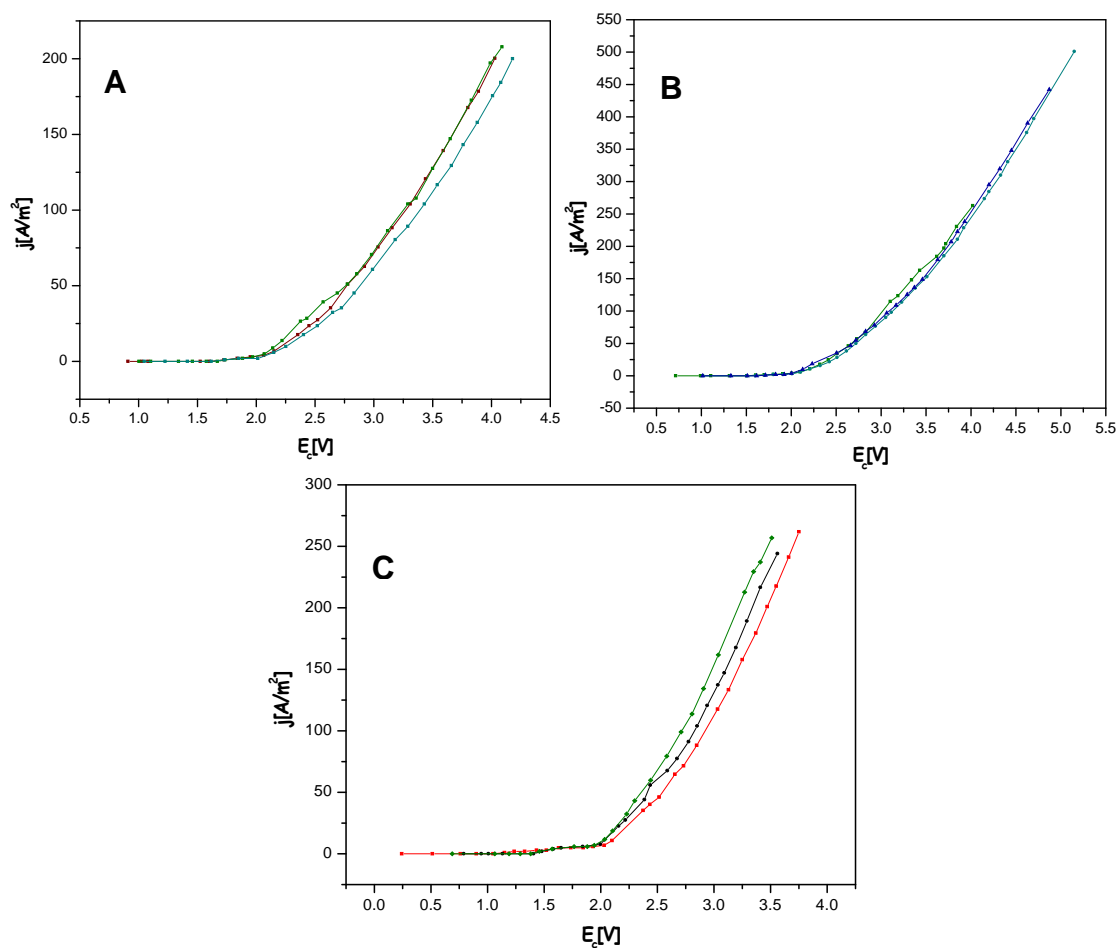
### PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS

## 4.1.- DETERMINACIÓN DE CORRIENTE LÍMITE

Primeramente se determinaron las corrientes a las cuales se trabajaría el modulo de electrodiálisis; Las cuales se determinan a partir de la medición de corrientes limite, para lo cual se realizaron barridos de potencial de celda y se tomaron las lecturas de corriente, con lo que posteriormente se graficaron obteniéndose los siguientes resultados.

### 4.1.1.- Primer Arreglo propuesto

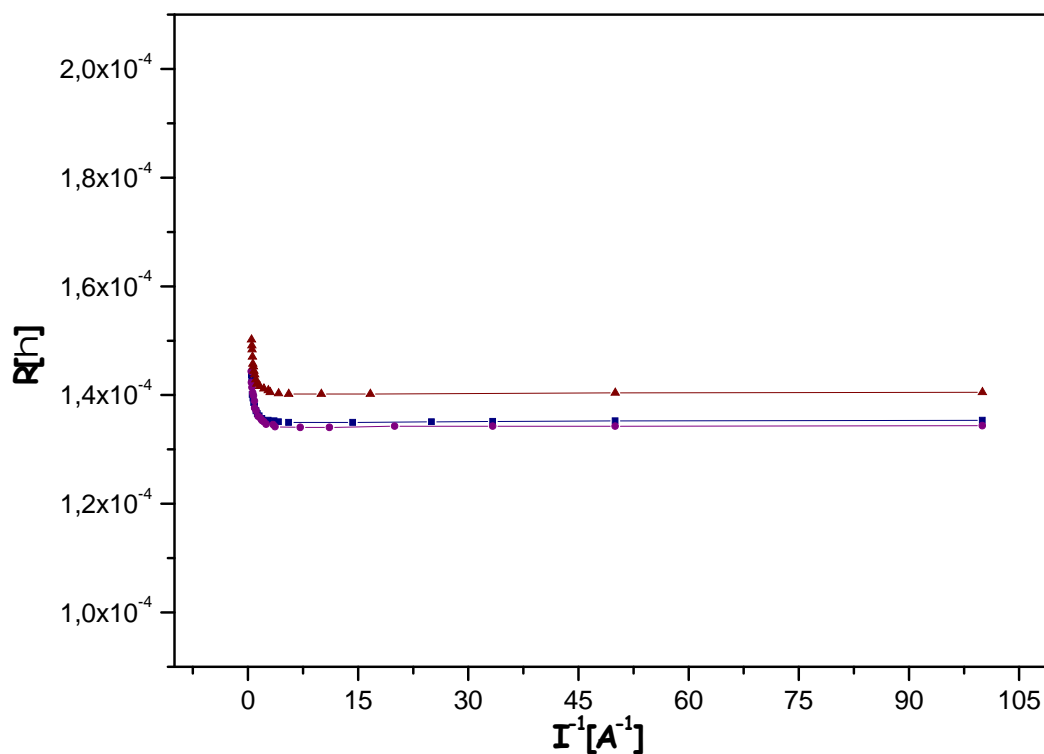
Para arreglo una sola membrana catiónica se trabajó con las condiciones de operación descritas en la Tabla 2.6 de la sección 2.2.5. En la Figura 4.1 se presentan los resultados obtenidos al realizar el barrido de potencial a las diferentes condiciones de operación antes establecidas, es decir utilizando el método de corriente versus potencial de celda ( $I$  vs  $E_c$ ), que se describió en el apartado 1.4 del capítulo 1.



**Figura 4.1.-** Gráficos  $I$  vs  $E_c$  para el primer arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas. **A)**  $Na_3PO_4$  0.05M y NaOH 0.1 M, **B)**  $Na_3PO_4$  0.1M y NaOH 0.1 M, **C)** NaOH 0.1M y Disolución Saturadas de  $Na_3PO_4$

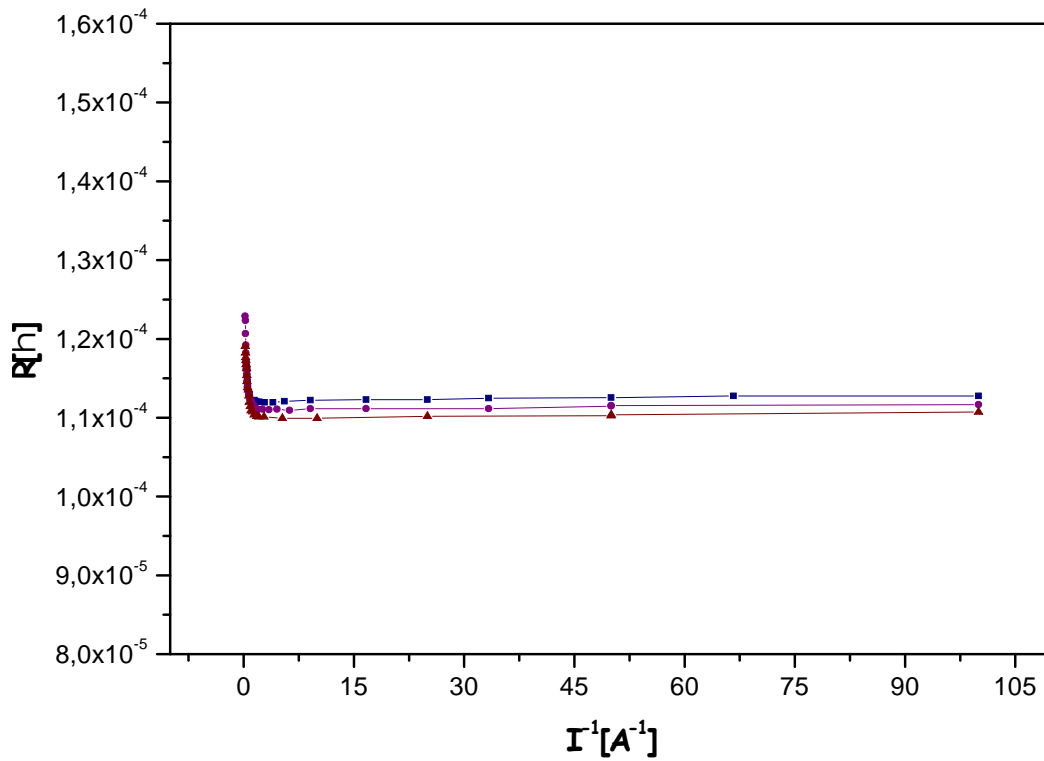
Cuando la contribución del transporte de masa por migración es pequeña y el transporte por difusión es mayor, se puede apreciar una meseta difusional, y por lo tanto se puede determinar la corriente límite; sin embargo si la contribución del transporte de masa por migración es demasiado grande y el transporte por difusión es pequeño; no es posible apreciar dicha meseta difusional, por lo que no se podría determinar la corriente límite con facilidad, como se puede apreciar en la Figura 4.1, observamos que no es posible determinar de manera sencilla el valor de corriente límite utilizando esta metodología, debido a falta de definición de la meseta difusional, y por lo tanto se considera que la corriente por migración es demasiado grande.

Debido a que con los gráficos  $I$  vs  $E_c$  no se pudo determinar el valor de la corriente límite, se decidió utilizar gráficos de resistencia de la disolución del compartimiento diluido ( $R$ ) versus inverso de corriente ( $I^{-1}$ );  $R$  vs  $I^{-1}$ . Esta técnica también se describió en el apartado 1.4. Los resultados son mostrados en las Figuras 4.2-4.4. (todas las pruebas se hicieron por triplicado para garantizar el resultado)

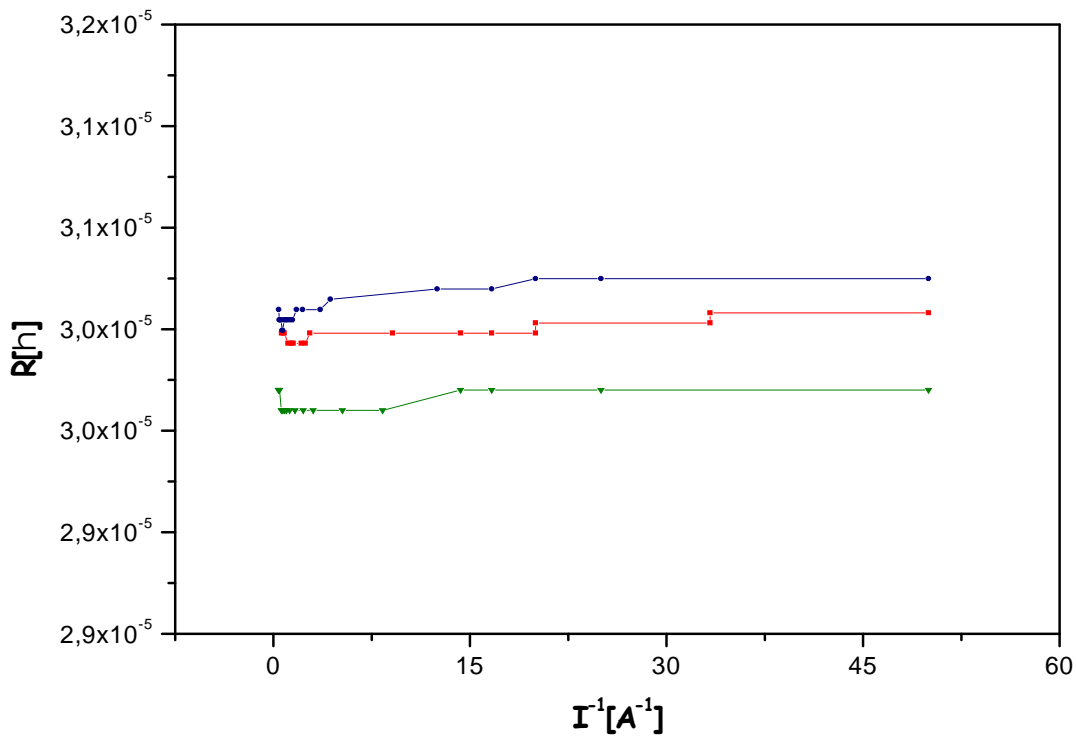


**Figura 4.2.-** Determinación de la corriente límite mediante el método de Gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  para el primer arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas para este sistema ( $Na_3PO_4$  0.05M y NaOH 0.1 M).





**Figura 4.3.-** Determinación de la corriente límite mediante el método de Gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  para el primer arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas para este sistema ( $Na_3PO_4$  0.1M y NaOH 0.1 M)



**Figura 4.4.-** Determinación de la corriente límite mediante el método de Gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  para el primer arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas para este sistema (Disolución Saturada de  $Na_3PO_4$  y NaOH 0.1 M)

Cabe mencionar que para la obtención de los gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  fue necesario monitorear la conductividad del compartimiento anódico y de allí calcular el valor de la conductancia con base en las dimensiones de la celda, ecuación 2.1 y así poder obtener el valor de la resistencia (inverso de la conductancia).

En las Figuras 4.2-4.4 se muestran los resultados obtenidos mediante la técnica de gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$ . Como se puede observar en todas las graficas se presenta un mínimo el cual es indicativo de corriente límite, como se describe en el apartado 1.4. Este mínimo se presenta cuando la concentración de la disolución en el compartimiento diluido tiende a ser cero en la capa de difusión sobre la superficie de la membrana, por lo que con esta técnica es posible obtener los valores de la corriente límite, el cual es uno de los factores necesarios para trabajar durante el proceso de electrodiálisis.

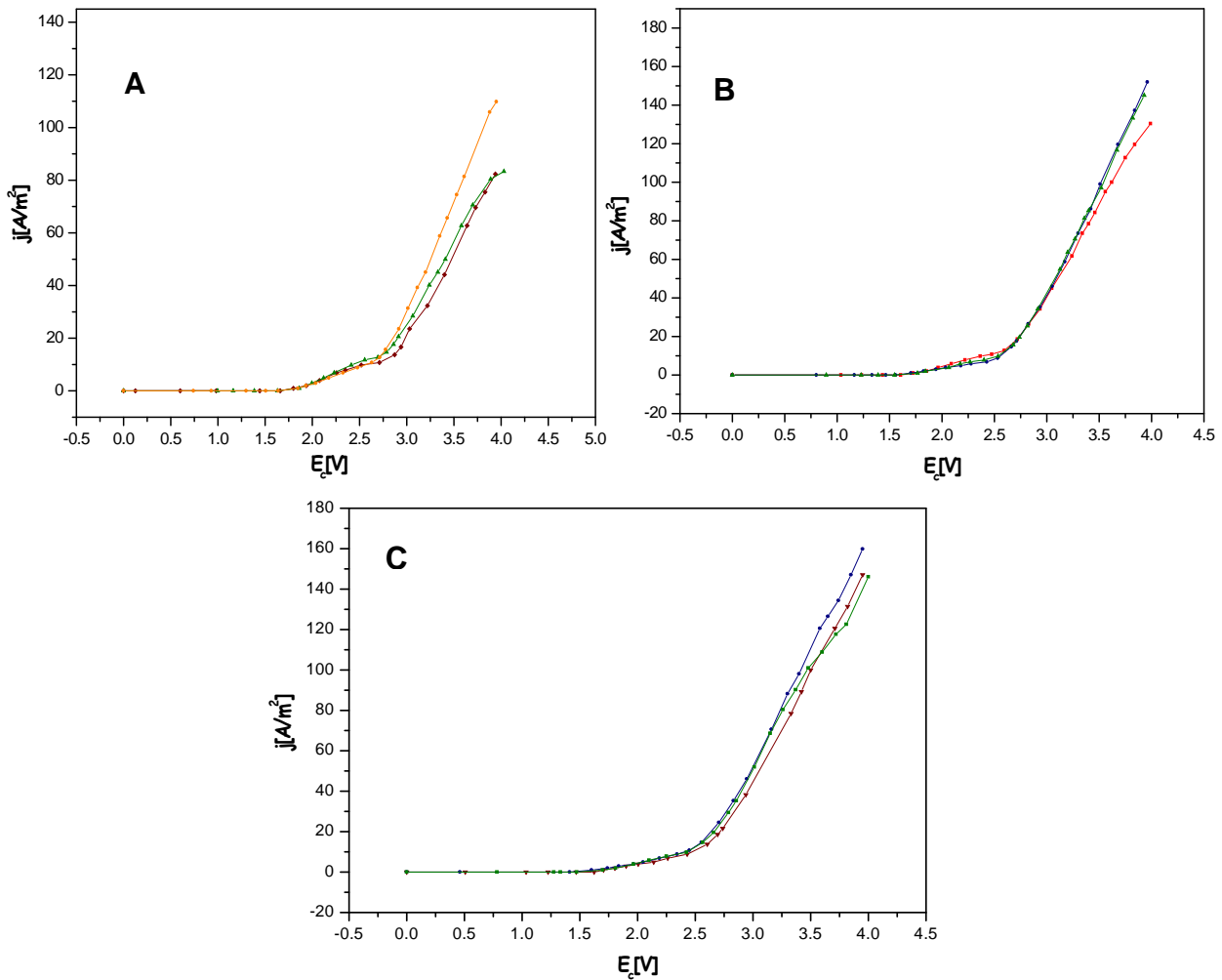
En la Tabla 4.1 se presentan los valores de corriente límite encontrados para cada una de las condiciones trabajadas con este arreglo propuesto (una membrana catiónica). Todas las pruebas realizadas durante la experimentación se hicieron por triplicado para garantizar la reproducibilidad del resultado obtenido.

**Tabla 4.1.-** Valores de las corrientes límites encontradas a las diferentes condiciones de operación establecidas para este arreglo. (Véase Tabla 2.7, capítulo 2)

Concentración de la disolución de $\text{Na}_3\text{PO}_4$	$I_{\text{Limite}}$ $I [=] \text{A}$
0.05 M	0.2657
0.1 M	0.3733
Saturada	0.6319

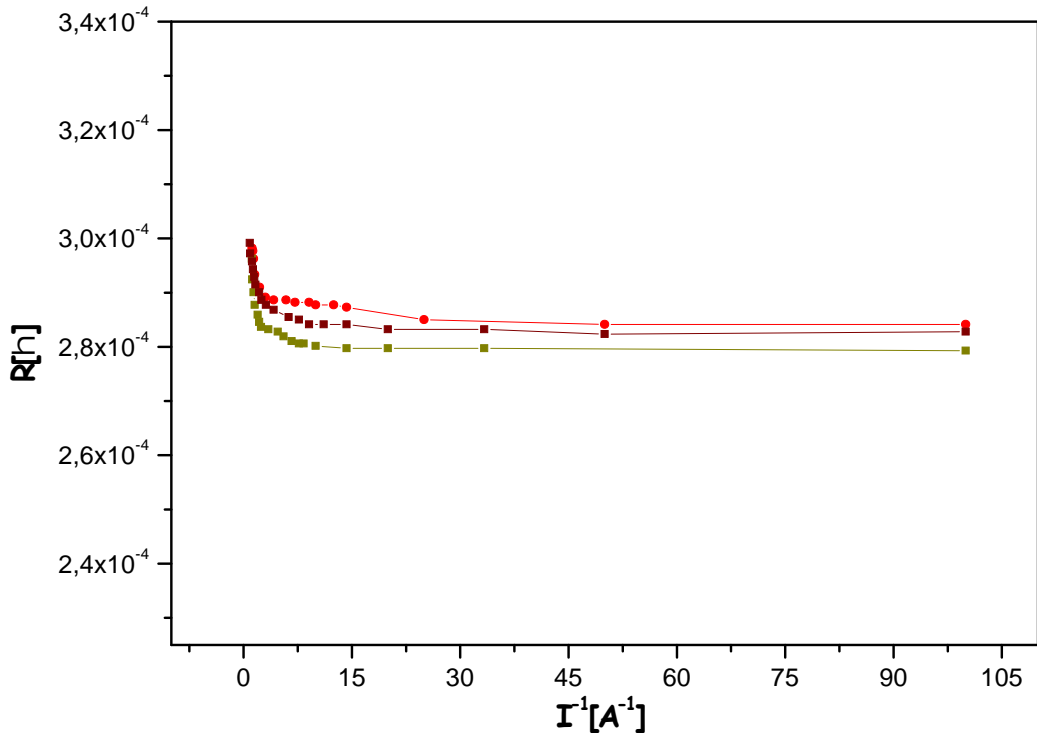
#### **4.1.2.- Segundo Arreglo propuesto**

En éste segundo arreglo (utilización de dos membranas catiónicas y una bipolar) se trabajó con las condiciones de operación descritas en la Tabla 2.6 de la sección 2.2.5. En la Figura 4.5 se presentan los resultados obtenidos en la determinación de la corriente límite mediante los gráficos de  $I$  vs  $E_c$ .

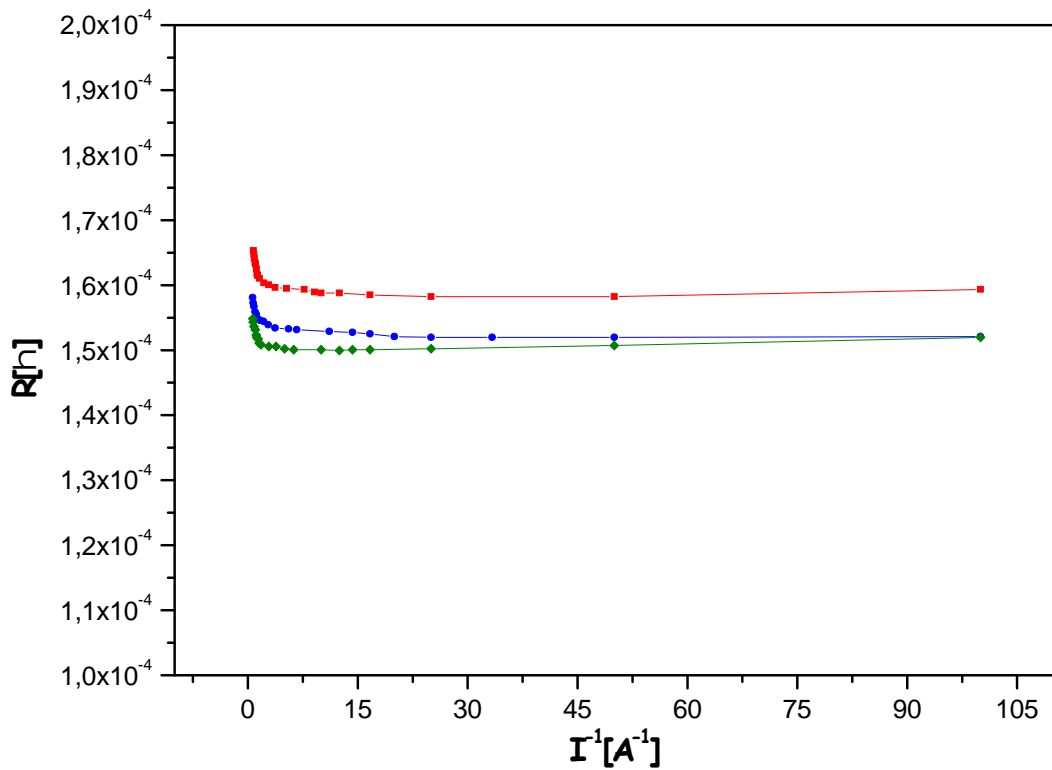


**Figura 4.5.-** Gráficos  $I$  vs  $E$  para el segundo arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas. **A)**  $Na_3PO_4$  0.05M y NaOH 0.1 M, **B)**  $Na_3PO_4$  0.1M y NaOH 0.1 M, **C)** NaOH 0.1M y Disolución Saturada de  $Na_3PO_4$

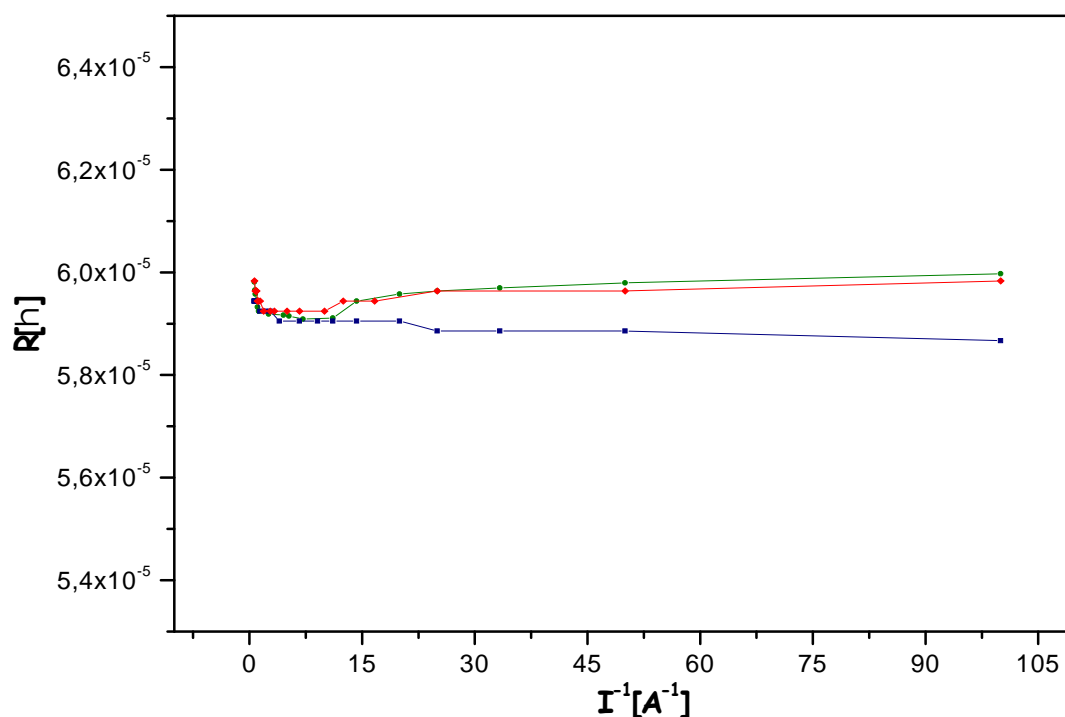
En este arreglo tampoco fue posible determinar la corriente límite, debido a que la contribución del transporte por migración es demasiado grande, al igual que con el primer arreglo estudiado se decidió utilizar la técnica de  $R$  vs  $I^{-1}$ , por lo que se monitoreo la conductividad del compartimiento anódico ( $Na_3PO_4$ ) y se calculó el valor de la conductancia considerando las dimensiones de la celda, para posteriormente obtener el valor de la resistencia. Los resultados obtenidos se muestran en las Figuras 4.6-4.8.



**Figura 4.6.-** Determinación de la corriente límite mediante el método de Gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  para el segundo arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas para este sistema ( $Na_3PO_4$  0.05M y NaOH 0.1 M)



**Figura 4.7.-** Determinación de la corriente límite mediante el método de Gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  para el segundo arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas para este sistema ( $Na_3PO_4$  0.1M y NaOH 0.1 M)



**Figura 4.8.-** Determinación de la corriente límite mediante el método de Gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  para el segundo arreglo propuesto a las condiciones de operación establecidas para este sistema (NaOH 0.1 M y Disolución Saturada de  $Na_3PO_4$ )

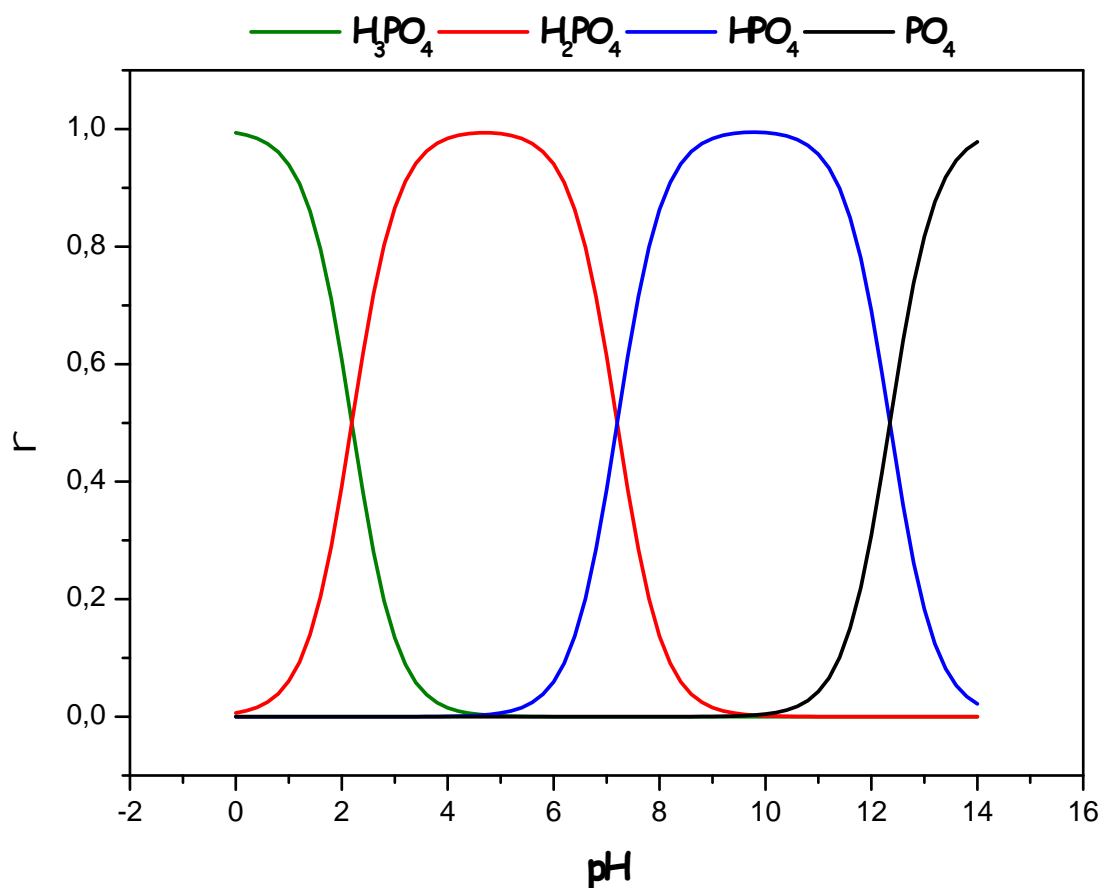
En las Figuras 4.6-4.8 se puede observar en todas las graficas se presenta un mínimo el cual es indicativo de la corriente límite, como se describe en el apartado 1.4. Con base en los gráficos  $R$  vs  $I^{-1}$  fue posible obtener los valores de corriente límite presentados en la Tabla 4.2.

**Tabla 4.2.-** Valores de corrientes límites encontradas a las diferentes condiciones de operación establecidas para este arreglo.

Concentración de la disolución de $Na_3PO_4$	$I$ Límite I[=]A
0.05 M	0.3817
0.1 M	0.5673
Saturada	0.8144

## 4.2.- PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS.

Una vez obtenidos los valores de corriente, se procedió a realizar el proceso de electrodiálisis para cada una de las condiciones experimentales de los dos arreglos propuestos. Se operó el proceso de electrodiálisis con un modo galvanostático (corriente constante), mientras se monitoreaba simultáneamente el pH, la conductividad y la temperatura de los compartimientos diluidos, tomándose muestras cada hora para determinar la cantidad de sodio removido y la formación de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  debido a la migración del sodio de los compartimientos diluidos. La formación de la especie  $\text{HPO}_4^{2-}$  se monitoreó mediante la medición de pH en el compartimiento diluido y se relacionó este valor de pH con los diagramas de distribución de especies (Figura 4.3) fuerza ionica nula. Cabe mencionar que se elaboró un diagrama con fuerza ionica 1, y se observó un cambio de 0.1 unidad de pH en los valores, por lo que se considera el diagrama de la Figura 4.3 representativo.



**Figura 4.3.-** Diagrama de distribución de especies de fosfatos en función del pH, donde r es la fracción de concentración de cada especie.

Como se puede apreciar en la Figura 4.3, en un rango de pH de entre 9 y 10.5 podemos observar que el fosfato se encuentra de un 98 a un 100 % en la especie de  $\text{HPO}_4^-$ , por lo se trato de llegar a ese rango de valores de pH en compartimiento. También se determinó el porcentaje de sodio removido<sup>[7,9,12]</sup> y la cantidad de energía consumida<sup>[7,8,11]</sup>, para esto utilizando las siguientes ecuaciones.

$$R = \left[ 1 - \frac{C_i}{C_F} \right] \times 100 \dots\dots\dots 4.1$$

Donde:

R = % de  $\text{Na}^+$  removido

$C_i$  = Concentración inicial  $\text{Na}^+$  (ppm)

$C_F$  = Concentración final  $\text{Na}^+$  (ppm)

$$EC = \int \frac{VIdt}{W} \dots\dots\dots 4.2$$

EC = Energía consumida (KWh/Kg)

V = Voltaje (V)

I = Corriente (A)

t = tiempo (h)

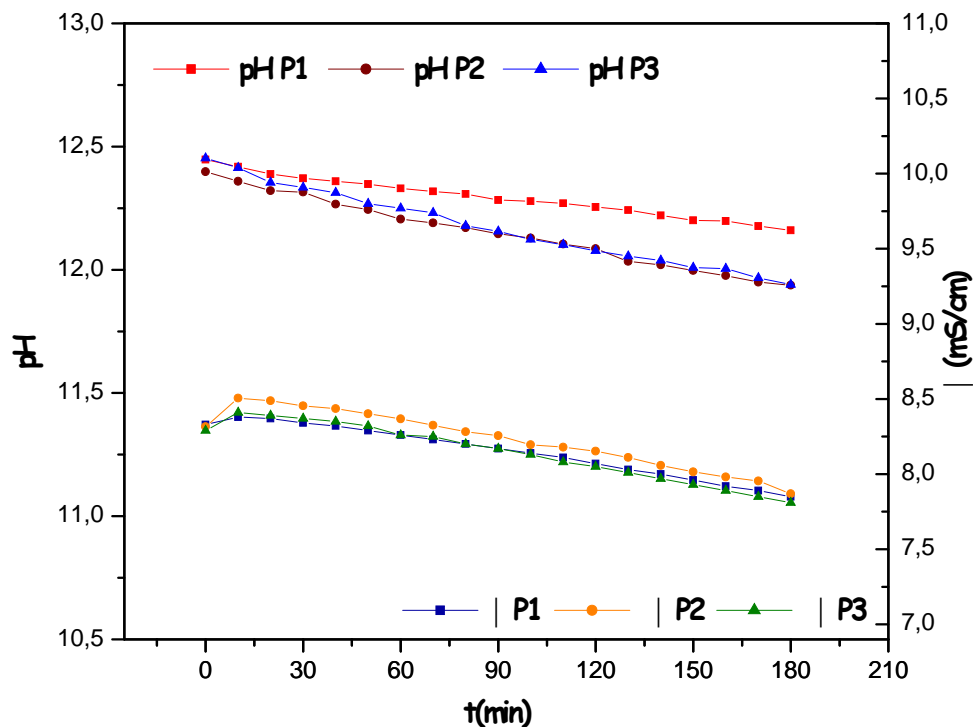
W = Peso del  $\text{Na}^+$  removido (Kg)

#### **4.2.1.- Resultados del Primer arreglo propuesto**

Como ya se menciona anteriormente, una vez obtenidos los valores de corriente para cada una de las condiciones experimentales descritas en la Tabla 2.6 del apartado 2.2.4, se procedió a realizar el proceso de electrodiálisis, este se llevo a cabo durante un periodo de tres horas. En todas las pruebas realizadas con este arreglo se monitoreó la variación del pH, la conductividad, la temperatura y el potencial en el compartimiento anódico, además se tomaron muestras cada hora para determinar la cantidad de sodio removido durante el proceso, esto para verificar si efectivamente se formaba como producto  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  debido a la migración del sodio. (Todas las pruebas se hicieron por triplicado)

#### 4.2.1.1.-Disolución 0.05 M de fosfato trisódico

En esta concentración se aplicó una corriente constante de 0.2125 durante 3 horas. En la Figura 4.4 se presenta la variación del pH del anolito en función del tiempo; como puede observarse existe un cambio mínimo de pH, de 12.4 a 11.9, debido a la generación de protones del ánodo, y posiblemente debido a la migración de los  $\text{Na}^+$  del anolito al catolito a través de la membrana catiónica, ya que cada protón generado debió sustituir a un ion sodio migrado. De acuerdo con el diagrama de distribución de especies, si se encuentra en este valor de pH (11.9), el porcentaje de especies contenidas en la disolución es de 26.7% de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  y 73.3 % de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , con lo que pudimos observar que efectivamente se formó la especie de interés, sin embargo no la pudimos obtener de manera pura, es decir, un 100 % del producto deseado.

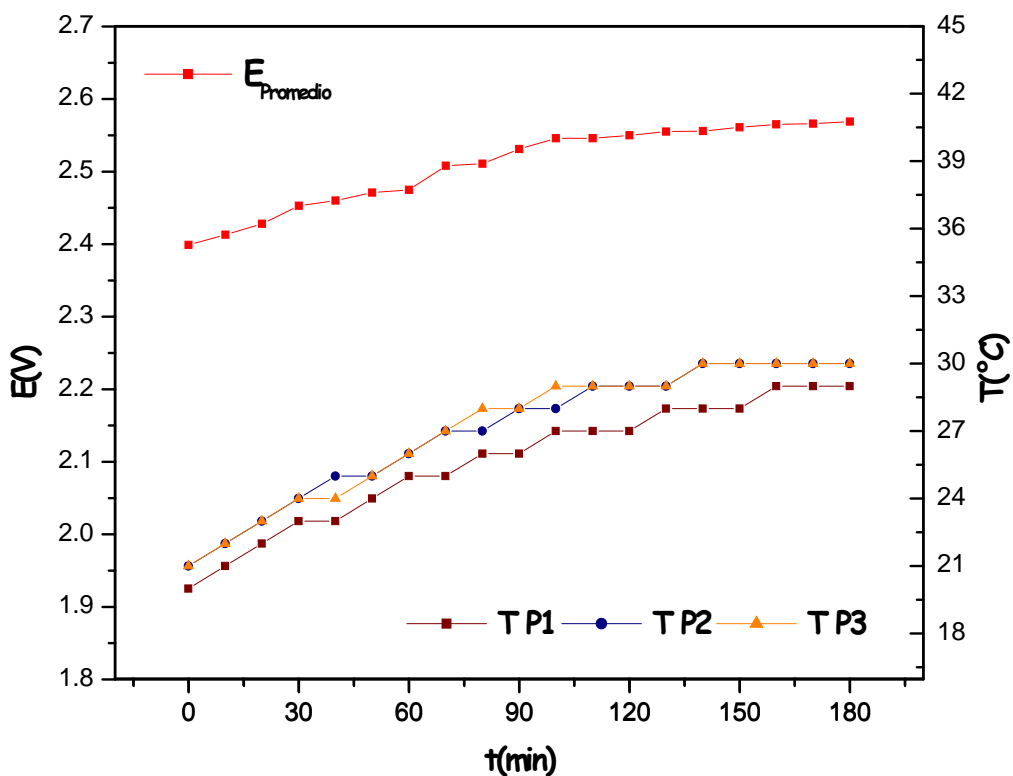


**Figura 4.4.-** Variación del pH y la conductividad en función del tiempo de electrodiálisis, disolución 0.5 M de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.2125$  A

Durante la realización del proceso de electrodiálisis, la conductividad disminuyó de 8.313 a 7.844 mS/cm, esto debido a la migración de los  $\text{Na}^+$  contenidos en el anolito hacia el compartimiento próximo (Figura 4.4). Se considera que los protones formados



se neutralizan por el exceso de sosa de la materia prima (recordar que la formula del producto comercial es  $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} \cdot 1/2\text{NaOH}$ ), además los protones se deben combinar con los  $\text{PO}_4^-$ , ya que se ha visto que los fosfatos tienden a formar puentes de hidrógeno<sup>[5]</sup>.



**Figura 4.5.-** Variación de la temperatura y el voltaje en función del tiempo de electrodiálisis, disolución 0.5 M de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.2125$  A

Cabe mencionar que para este arreglo no se calentó la disolución, sin embargo se puede observar que se incremento la temperatura (Figura 4.5), lo cual se debió a que como el proceso se operó de tipo batch con recirculación, el fluido se calentó por fricción. Además podemos observar la variación del voltaje de celda en función del tiempo, este es un parámetro también importante, ya que esta relacionado con la energía consumida asociada con la producción de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , este se incrementa conforme transcurre el proceso de electrodiálisis, de 2.4 a 2.58 V, debido a diversos factores, entre los que podemos mencionar las caídas ohmicas de las disoluciones, de la interfase disolución membrana.

En la Tabla 4.3 se presentan los resultados promedio obtenidos de las pruebas realizadas a esta condición, podemos observar la cantidad de sodio removido durante el proceso de electrodiálisis, parece que es muy poca la remoción, sin embargo si existe una migración significativa de  $\text{Na}^+$  para la formación del producto deseado, como se pudo ver con el diagrama de distribución de especies de acuerdo con el pH medido durante el proceso, obteniendo un porcentaje del 73.3 % de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$

**Tabla 4.3.- Resultados promedio, Primera condición experimental**

Horas	pH	$k^*$	T	Sodio Removido	Energía Consumida	Porcentaje de Remoción de $\text{Na}^+$
		mS/cm	°C	Kg.	KW*h/Kg	%
inicial	12.398	8.313	21	-	-	-
1	12.262	8.299	26	0.00045	1.187	8.7
2	12.139	8.090	28	0.00071	1.509	12.6
3	11.915	7.844	30	0.00095	1.704	16.2

Ñ Lecturas medidas con un conductímetro toroidal

Además conforme transcurrió el tiempo de operación del proceso de electrodiálisis, el porcentaje de remoción de sodio alcanzado fue de 16.2% (Tabla 4.3) esto es, de la cantidad de  $\text{Na}^+$  inicial contenida en la disolución, 0.00517 Kg., se lograron remover 0.00095 Kg y la energía utilizada para alcanzar esta remoción fue de 1.704 KW/hr/Kg.

#### 4.2.1.2.- Disolución 0.1 M de fosfato trisódico

Se aplicó una corriente constante de 0.2986 A al electrodiálizador, y con esta condición de operación, el pH vario de 12.5 a 12.1 como se muestra en la Figura 4.6 y en la Tabla 4.4. El valor de pH de 12.1 en el diagrama de distribución de especies (Figura 4.3) indica que el porcentaje de especies contenidas en la disolución es de 38.4% de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  y 61.6% de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , con lo que pudimos observar que efectivamente se formó la especie de interés, sin embargo no se pudo obtener una mayor pureza durante este periodo de tiempo, esto debido a la poca migración del  $\text{Na}^+$  del anolito al catolito, además la conductividad disminuyó conforme transcurrió el tiempo de electrodiálisis también por la migración de los  $\text{Na}^+$ .

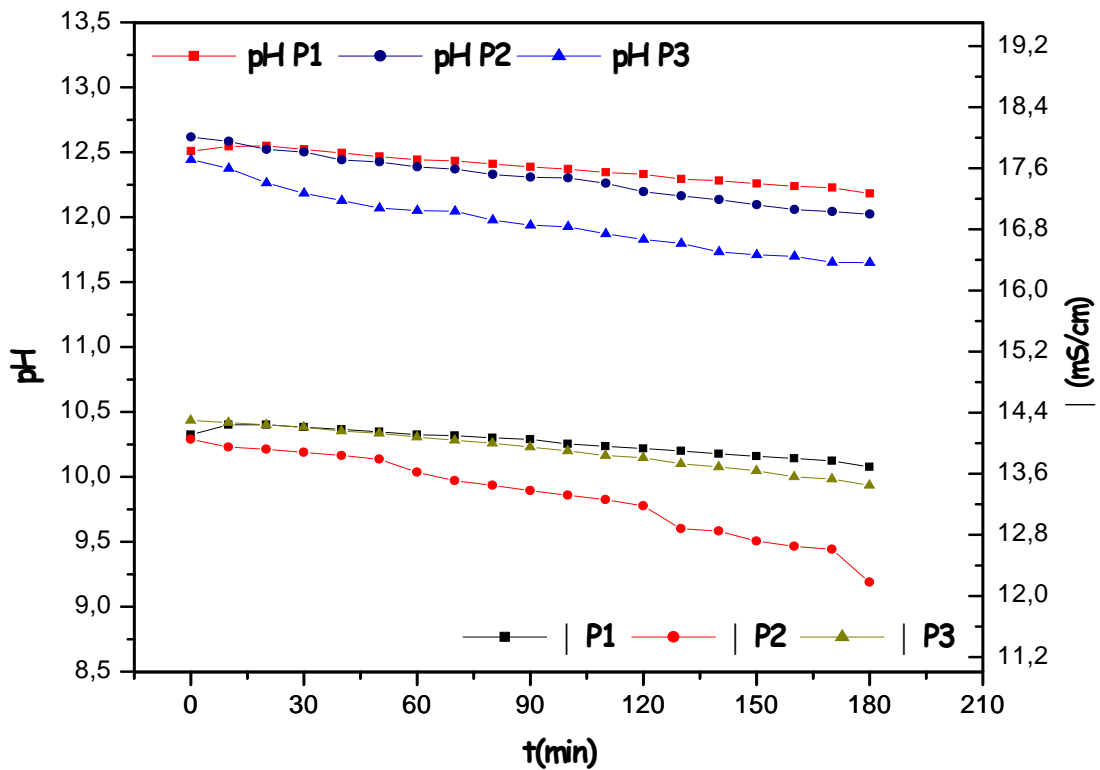


Figura 4.6.- Variación del pH y la conductividad en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución 0.1 M de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.2986$  A

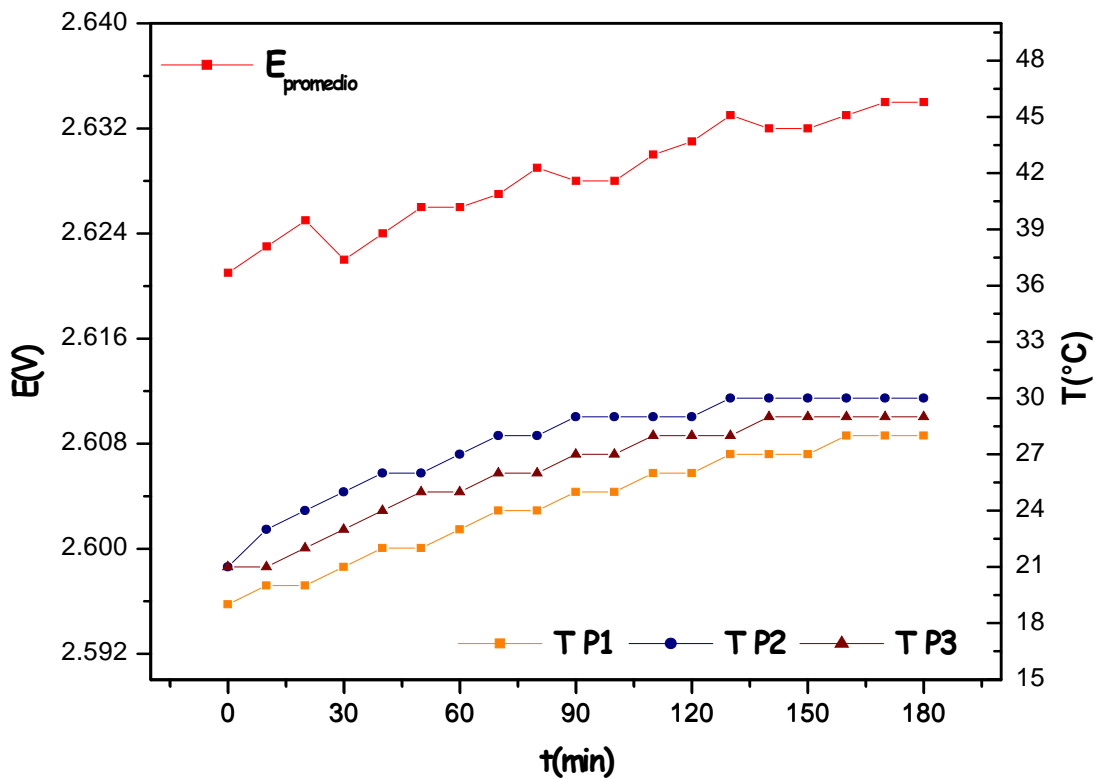


Figura 4.7.- Variación de la Temperatura y el voltaje en función del tiempo de electrodiálisis Disolución 0.1 M de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.2986$  A

En la Figura 4.7 podemos observar que el voltaje se incrementa con el tiempo, sin embargo el aumento fue mínimo comparado con la condición anterior, ya que sólo vario de 2.621 a 2.634 V. Por otra parte la temperatura también se incrementa, aproximadamente 10 °C; esto puede que sea debido a la recirculación de las disoluciones. En la Tabla 4.4 podemos observar la cantidad de sodio removido y el porcentaje de remoción conforme transcurrió el proceso de electrodiálisis. La cantidad de Na<sup>+</sup> inicial contenida en la disolución, fue de 0.01551 Kg, y se alcanzó una remoción del 12.6 % de este ión, esto es, migraron 0.00231 Kg de Na<sup>+</sup>, lo que a simple vista se podría considerar como un porcentaje bajo, sin embargo la energía consumida durante un periodo de 3 horas fue de 1.022 KWhr/Kg menor que el caso anterior.

**Tabla 4.4.- Resultados promedio, Segunda condición experimental**

Horas	pH	k <sup>*</sup>	T	Sodio Removido	Energía Consumida	Porcentaje de Remoción de Na <sup>+</sup>
		mS/cm	°C	Kg.	KW*h/Kg	%
inicial	12.508	14.152	21	-	-	-
1	12.393	13.935	25	0.00113	0.701	7.3
2	12.218	13.637	28	0.00189	0.837	11.0
3	12.094	13.107	29	0.00231	1.022	12.6

\* Lecturas medidas con un conductímetro toroidal.

#### 4.2.1.3.- Disolución saturada de fosfato trisódico

A esta condición de operación se aplicó una corriente constante de 0.50 A y los resultados obtenidos se comentan a continuación. Durante la experimentación se observó poca variación del pH en función del tiempo, (Figura 4.8), lográndose una diferencia de pH de una unidad, esto es, de 13.1 a 12.05, de acuerdo con esta diferencia podemos decir los protones formados sustituyeron a los iones sodio migrados, y de acuerdo con el diagrama de distribución de especies (Figura 4.3), a pH 12.05, el porcentaje de especies contenidas en la disolución es de 36% de Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> y 64% de Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>, evidentemente se formó la especie de interés, pero no con la pureza deseada. Cabe mencionar que la conductividad vario muy poco de 2.712 a 2.734 V durante todo el transcurso del proceso de electrodiálisis

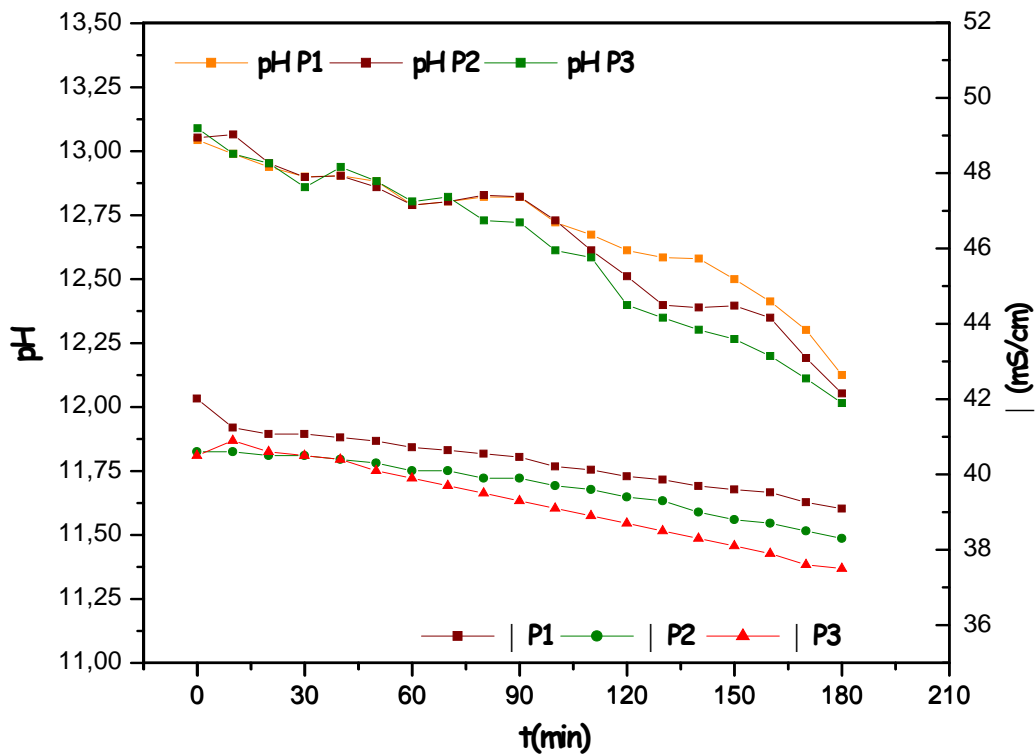


Figura 4.8.- Variación del pH y la conductividad en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución saturada de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.50 \text{ A}$

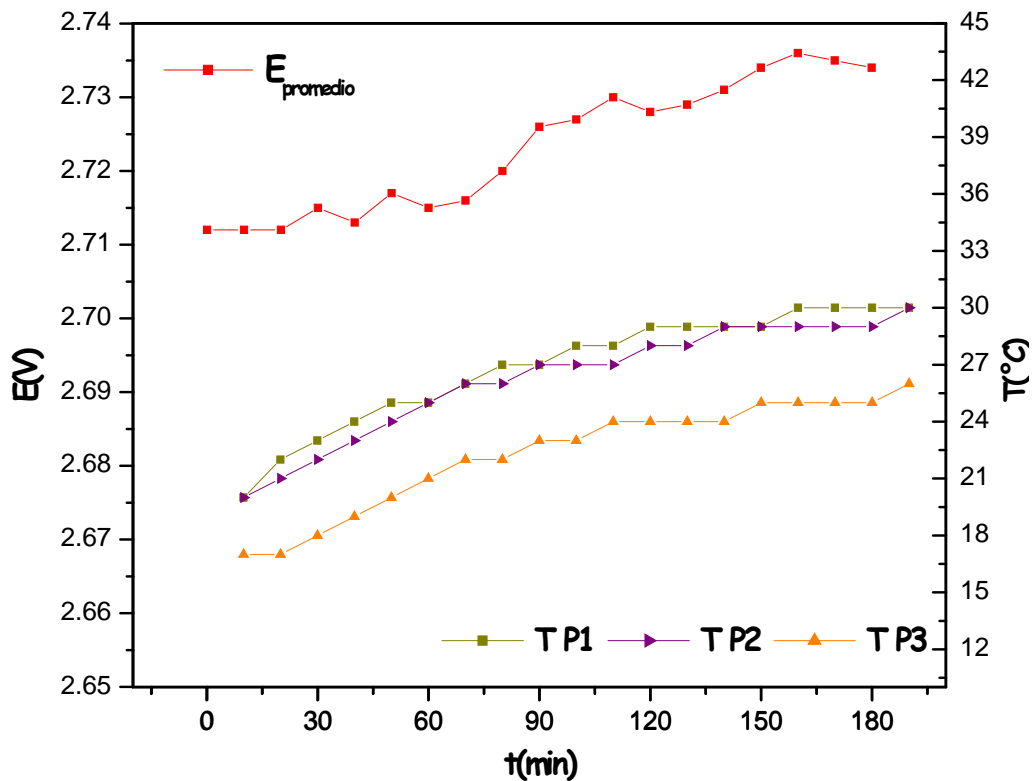


Figura 4.9.- Variación de la Temperatura y el voltaje en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución saturada de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.50 \text{ A}$

Conforme transcurrió el tiempo de operación del proceso, hubo un aumento en el voltaje y de 10 °C temperatura, (Figura 4.9). De las condiciones iniciales, la disolución tratada contenía 0.0864 Kg de Na<sup>+</sup>, lográndose remover 0.01879 Kg, dando con esto un porcentaje de remoción del 19.6% durante el tiempo de ejecución del proceso, para ello la energía consumida fue de 0.224 KWhr/Kg como se muestra en la Tabla 4.5.

**Tabla 4.5.- Resultados promedio, Tercera condición experimental**

Horas	pH	*	T	Sodio Removido	Energía Consumida	Porcentaje de Remoción de Na <sup>+</sup>
		mS/cm	°C	Kg.	KW*h/Kg	%
inicial	13.189	40.4	20	-	-	-
1	12.789	40.1	26	0.00806	0.156	9.3
2	12.511	39.4	28	0.01273	0.212	13.6
3	12.053	38.1	30	0.01879	0.224	19.6

\* Lecturas medidas con un conductímetro toroidal.

#### 4.2.1.4.- Conclusión del arreglo de una membrana catiónica.

Se considera que la poca variación del potencial y de la conductividad indica que no se efectuaba un proceso extensivo de electrólisis del medio, y que el proceso de electrodiálisis se efectuaba adecuadamente. La temperatura aumentaba por la fricción de la disolución pero esto favorece el proceso de migración, por lo que no se considera un problema.

De las tres concentraciones estudiadas se puede ver que efectivamente se forma la especie de interés; Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>, sin embargo en ninguno de los casos se obtiene una pureza de Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> como es deseado, pero se puede ver una gran diferencia entre las tres condiciones, en la cual destaca la disolución saturada, ya que con la energía consumida (0.224KWhr/Kg) obtiene un porcentaje de remoción de Na<sup>+</sup> aceptable (19.6% de remoción), comparada con las demás disoluciones.

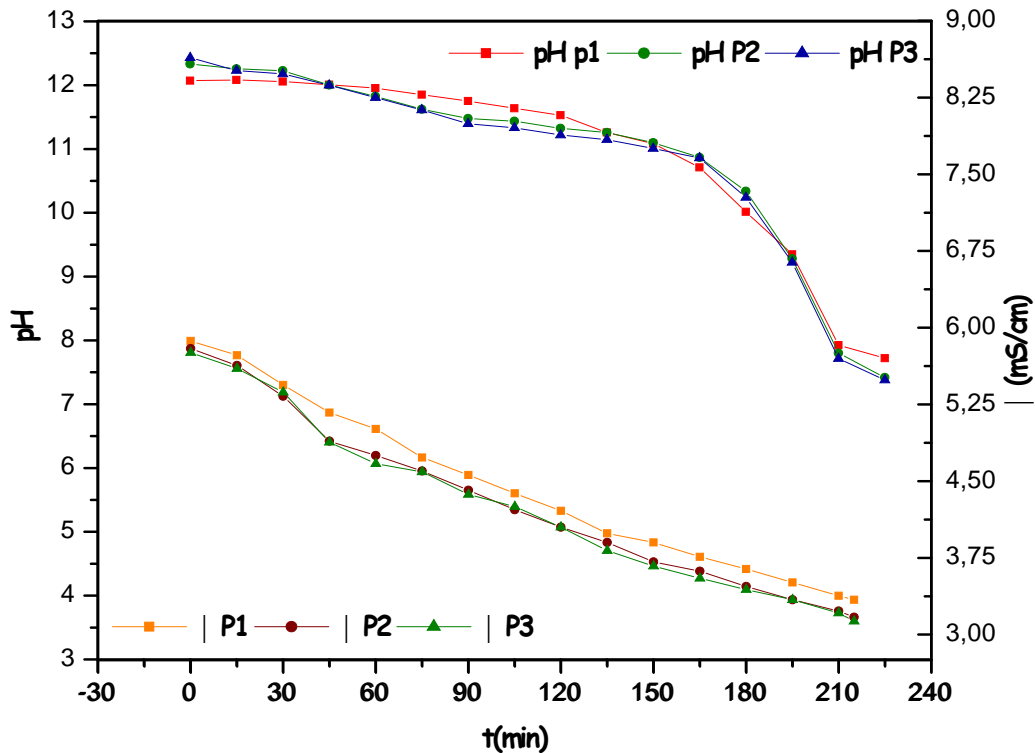
#### **4.2.2.- Resultados del Segundo Arreglo propuesto**

De igual manera que para el primer arreglo, después de determinar la corriente a utilizar, se procedió a efectuar el proceso de electrodiálisis a las condiciones de operación descritas en la Tabla 2.6 del apartado 2.2.4. En todas las pruebas realizadas con este arreglo se monitoreó la variación del pH, la conductividad, la temperatura y el potencial en el compartimiento diluido, además se tomaron muestras cada hora para determinar la cantidad de sodio removido durante el proceso, esto para verificar si efectivamente se formaba como producto  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  debido a la migración del sodio. (Todas las pruebas se hicieron por triplicado). Cabe mencionar que se trabajó a temperaturas mayores a  $40^\circ\text{C}$ , esto debido a las características de operación de las membranas bipolares.

##### **4.2.2.1.- Disolución 0.05 M de fosfato trisódico**

Una vez armado el módulo de electrodiálisis con las tres membranas se aplicó una corriente constante de 0.3054 A durante aproximadamente cuatro horas. En la Figura 4.10 y Tabla 4.6 podemos observar la variación del pH en función del tiempo de operación del proceso de electrodiálisis, esta variación se debió a la migración de los  $\text{Na}^+$  de los compartimientos diluidos hacia los concentrados, y de las combinaciones de los  $\text{PO}_4^-$  con los  $\text{Na}^+$  contenidos en ese compartimiento y con los protones generados tanto por el rompimiento de las moléculas de agua en la membrana bipolar como de los generados en el ánodo.

Como podemos observar, del proceso de electrodiálisis a esta condición alcanzamos un valor de pH de 9.213 (Tabla 4.6), que localizado en el diagrama de distribución de especies (Figura 4.3) encontramos que el porcentaje de especies contenidas en la disolución es de 98.19% de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , y 1.81% de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  con lo que pudimos observar que efectivamente se formó la especie de interés, durante un tiempo aproximado de 3 horas 25 minutos.

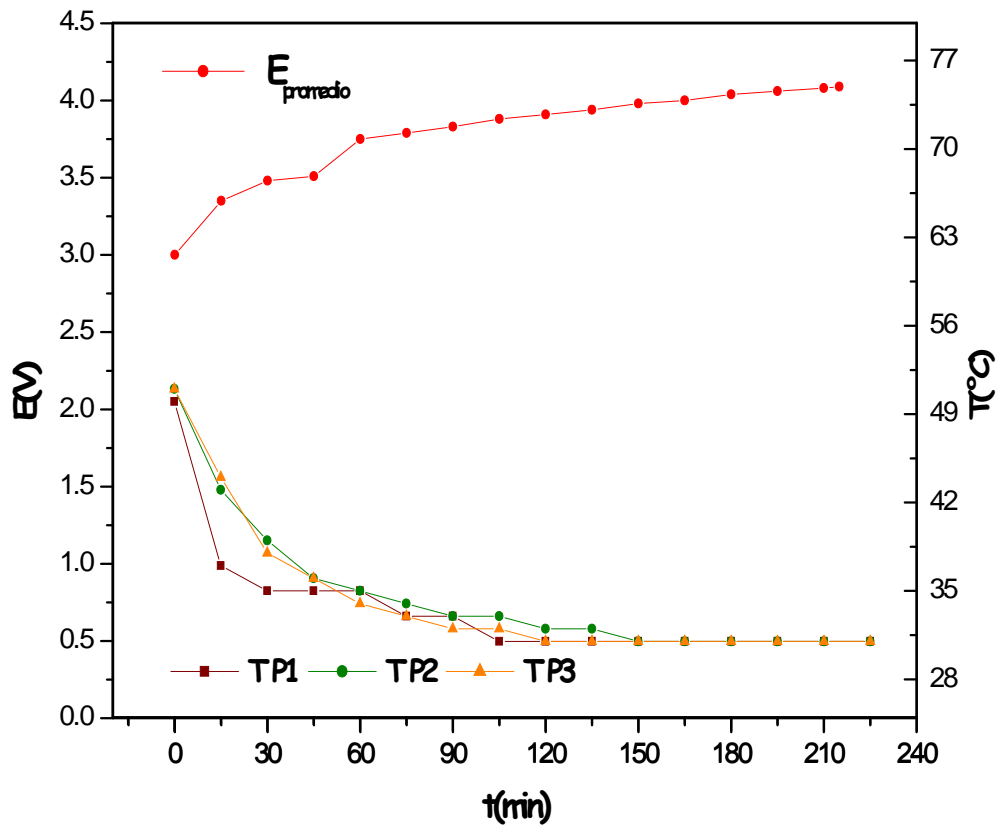


**Figura 4.10.-** Variación del pH y la conductividad en función del tiempo de electrodiálisis, disolución 0.05M de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.3054 \text{ A}$

Por otra parte la conductividad disminuyó conforme transcurrió el tiempo de operación del proceso (Figura 4.11), este cambio vario de 5.795 a 3.421 mS/cm, con lo que podemos ver que fue un cambio considerable, esto atribuido a la gran migración de los  $\text{Na}^+$  de los compartimientos diluidos a los concentrados.

En la Figura 4.12 podemos observar la disminución de la temperatura, esto debido a que las disoluciones se introducían a una temperatura mayor a  $40 \text{ }^\circ\text{C}$  y por la recirculación de las mismas, tendían a alcanzar un equilibrio térmico; para llegar a este equilibrio transcurrieron aproximadamente dos horas, hasta alcanzar una temperatura constante. Por otra parte podemos observar la variación del voltaje de celda en función del tiempo, este se incrementa conforme transcurre el proceso de electrodiálisis, de 3.26 a 4.03 V (Figura 4.12), debido a diversos factores entre los que podemos mencionar las caídas óhmicas de las disoluciones, de la interfase disolución membrana.





**Figura 4.12.-** Variación de la temperatura y el voltaje en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución 0.05M de  $Na_3PO_4$ ,  $I=0.3054 A$

Inicialmente la cantidad de  $Na^+$  en la disolución de fosfato trisódico era de 0.00517 Kg. y conforme se llevaba a cabo el proceso de electrodiálisis, la cantidad de  $Na^+$  en la disolución disminuía, logrando que con el transcurso del tiempo y en un lapso mayor a cuatro horas se llegara a remover 0.00256 Kg de  $Na^+$  , lo que significa el 48.5 % de remoción de este ión. (Tabla 4.6), consumiendo una cantidad energética de 1.6127KWh/Kg.

**Tabla 4.6.- Resultados promedio. Primera condición experimental**

Horas	pH	*	T	Sodio Removido	Energía Consumida	Porcentaje de Remoción de Na <sup>+</sup>
		mS/cm	°C	Kg.	KW*hr/Kg	%
Inicial	12.241	5.795	50	-	-	-
1	11.869	4.817	35	0.00177	0.55644	33.8
2	11.391	4.107	32	0.00208	1.00018	39.8
3	10.231	3.523	31	0.00248	1.36172	47.0
3.25	9.213	3.421	31	0.00256	1.61274	48.5

Ñ Lecturas medidas con un conductímetro toroidal.

#### 4.2.2.2.- Disolución 0.1 M de fosfato trisódico

Se aplicó una corriente constante de 0.4538 A durante seis horas, por lo que en la Figura 4.13 y Tabla 4.7 se presentan los cambios del pH en función del tiempo, este cambio se debió a la migración de los Na<sup>+</sup> de los compartimientos diluidos, y de las combinaciones de los PO<sub>4</sub><sup>-</sup> con los protones generados en la membrana bipolar, así como de los generados en el ánodo, lo que provocaron la disminución del pH hasta alcanzar el valor de 9.535, que localizado en el diagrama de distribución de especies (Figura 4.3) encontramos que el porcentaje de especies contenidas en la disolución es de 99.3% de Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>, y 0.7% de Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> observamos que efectivamente se formó la especie de interés, durante un lapso aproximado de 6 horas de electrodiálisis.

Por otro lado también la conductividad disminuyó conforme transcurrió el tiempo de operación del proceso (Figura 4.13), este cambio vario de 12.87 a 7.17mS/cm, con lo que podemos notar que fue un cambio considerable, esto atribuido a la gran migración de los Na<sup>+</sup> de los compartimientos diluidos a los concentrados.

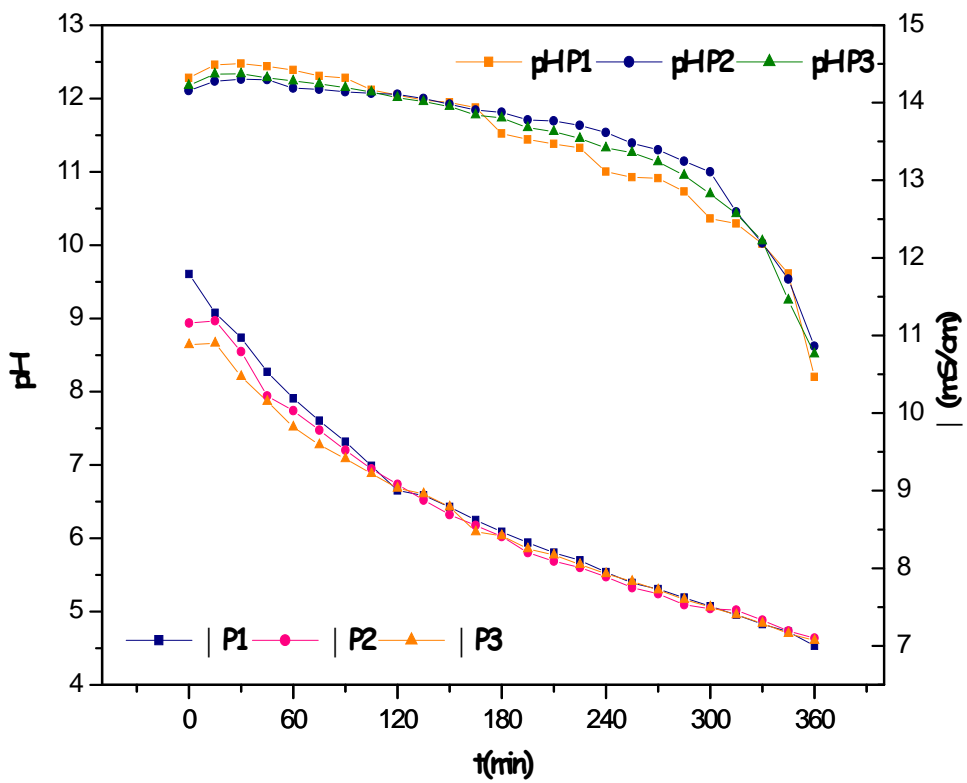


Figura 4.13.- Variación del pH y la conductividad en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución 0.1M de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.4538 \text{ A}$

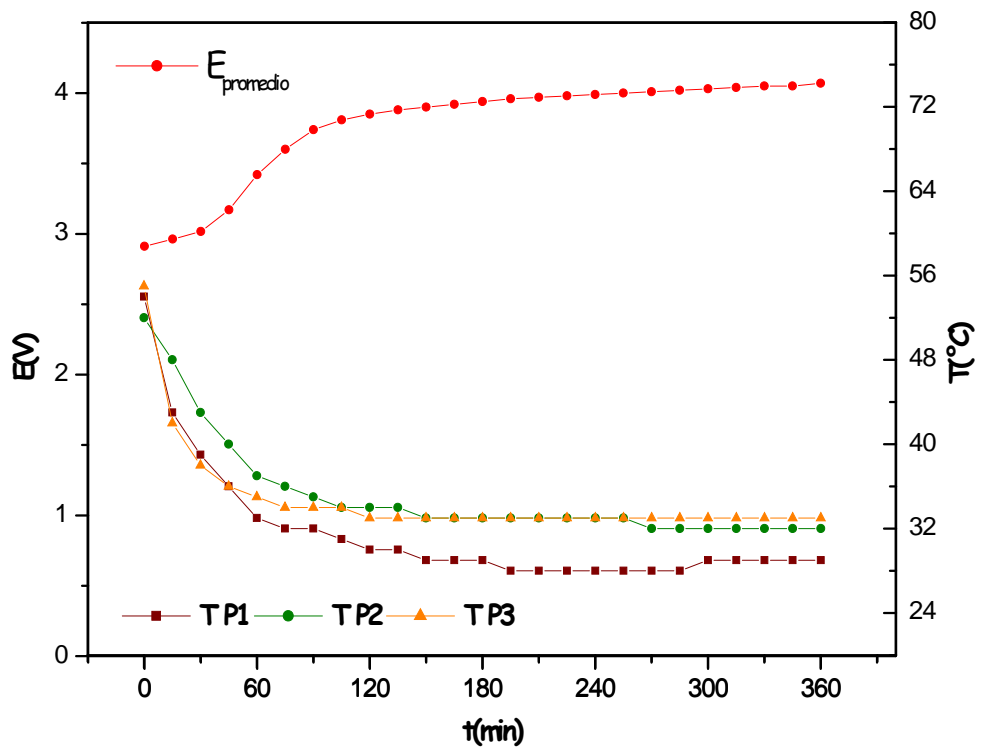


Figura 4.14.- Variación de la temperatura y el voltaje en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución 0.1M de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.4538 \text{ A}$

Por otra parte en la Figura 4.14 podemos observar la disminución de la temperatura, esto debido a que las disoluciones de introducían a una temperatura mayor a 40 °C y por la recirculación de las mismas, tendían a alcanzar un equilibrio térmico; para llegar a este equilibrio transcurrieron aproximadamente dos horas, hasta alcanzar una temperatura constante. Por otra parte podemos observar la variación del voltaje de celda en función del tiempo, este se incrementa conforme transcurre el proceso de electrodiálisis, de 3.23 a 4.11 V

**Tabla 4.7.- Resultados promedio, Segunda condición experimental**

horas	pH	*	T	Sodio Removido	Energía Consumida	Porcentaje de Remoción de Na <sup>+</sup>
		mS/ms	°C	Kg.	KW*hr/Kg	%
inicial	12.469	12.871	53	-	-	-
1	12.256	10.031	35	0.00290	0.5401	18.7
2	12.039	9.057	32	0.00388	0.8609	24.7
3	11.691	8.453	32	0.00472	1.0966	30.0
4	11.287	7.943	31	0.00529	1.3290	33.4
5	10.687	7.516	31	0.00604	1.4733	38.1
5.75	9.535	7.177	31	0.00659	1.6381	41.5

\* Lecturas medidas con un conductímetro toroidal.

En la Tabla 4.7 podemos observar la cantidad de sodio removido y el porcentaje de remoción conforme transcurrió el proceso de electrodiálisis, de la cantidad de Na<sup>+</sup> inicial contenida en la disolución, 0.01551 Kg, se alcanzó una remoción del 41.5 % de este ión, esto es, se removieron 0.00659 Kg de Na<sup>+</sup>, utilizando para ello una cantidad de energía de 1.6381 KWh/Kg

#### 4.2.2.3.- Disolución saturada de fosfato trisódico

A esta condición de operación se aplicó una corriente constante de 0.6515 A durante seis horas. Durante la experimentación pudimos observar la variación del pH en función del tiempo, alcanzándose una diferencia de pH de 12.93 a 11.91 (Figura 4.15 y Tabla 4.8) este cambio se debió a la migración de los  $\text{Na}^+$  de los compartimientos diluidos, y de las combinaciones de los  $\text{PO}_4^-$  con los  $\text{Na}^+$  contenidos en ese compartimiento y con los protones generados en la membrana bipolar como de los generados en el ánodo; de acuerdo con el diagrama de distribución de especies (Figura 4.3) encontramos que el porcentaje de especies contenidas en la disolución al valor de pH de 11.91 es de 72.02% de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , y 27.98% de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , notamos que se formó la especie de interés en ese lapso de tiempo de electrodiálisis, sin embargo no se obtuvo con la pureza requerida.

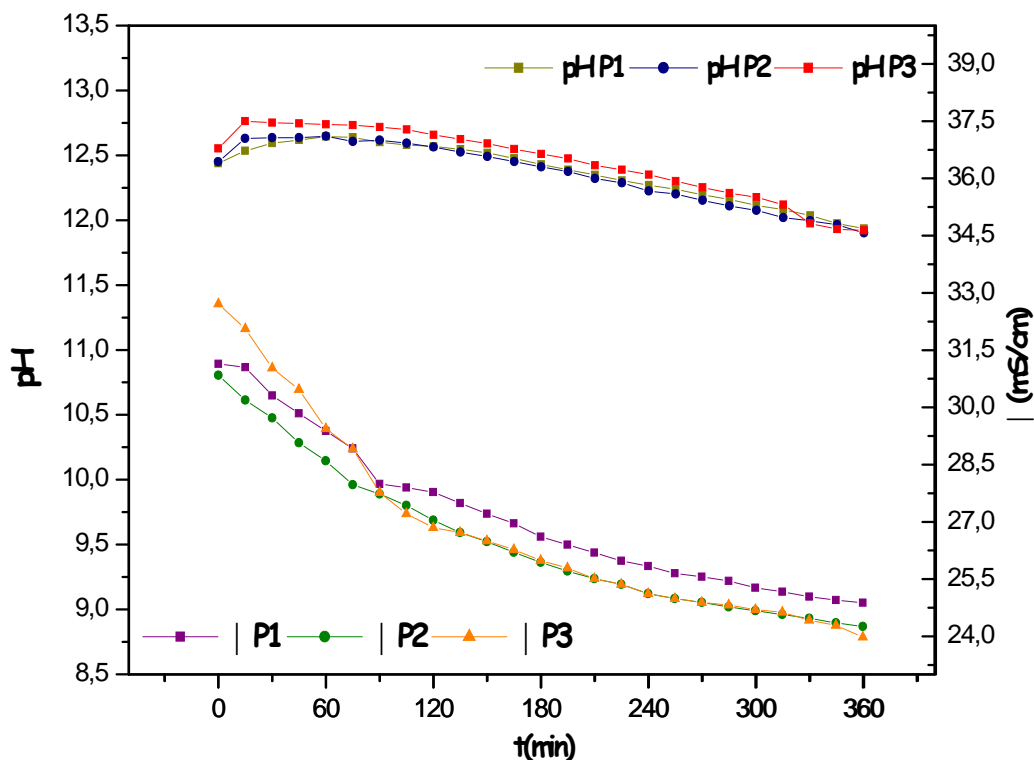
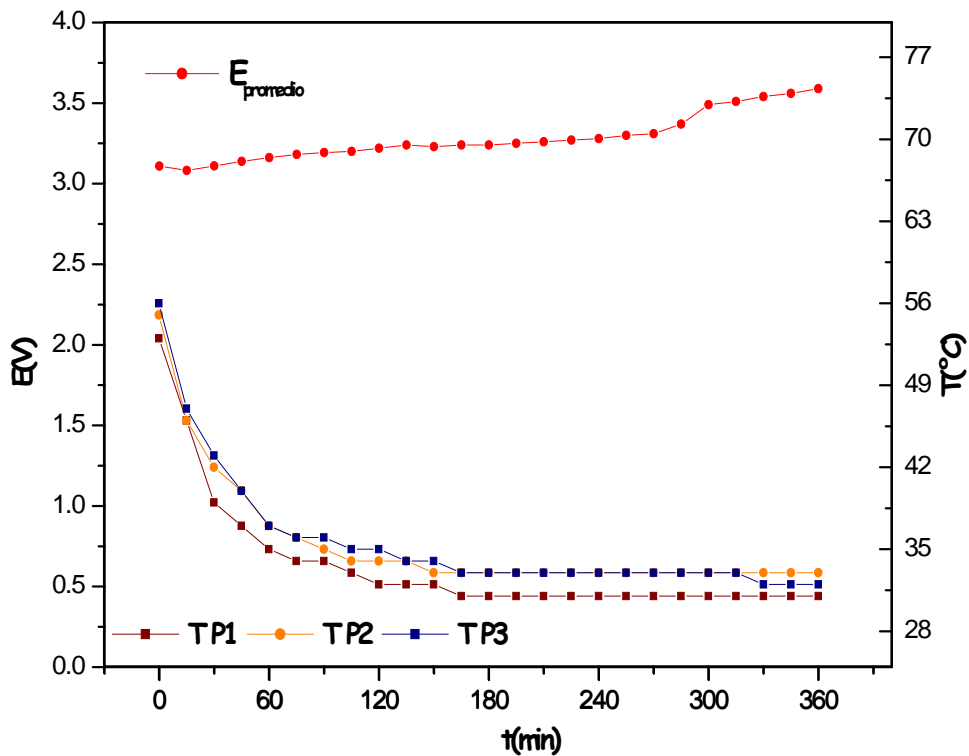


Figura 4.15.- Variación del pH y la conductividad en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución saturada de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.6515$  A



**Figura 4.16.-** Variación de la temperatura y el voltaje en función del tiempo de electrodiálisis, Disolución saturada de  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $I=0.6515 \text{ A}$

De igual manera la conductividad disminuyó conforme transcurrió el tiempo (Figura 4.15), este cambio vario de 30.84 a 23.83 mS/cm, con lo que podemos notar que fue un cambio considerable, esto atribuido a la gran migración de los  $\text{Na}^+$  de los compartimientos diluidos a los concentrados. Inicialmente la cantidad del ión sodio contenida en la disolución saturada de fosfato trisódico era de 0.0864 Kg. y al cabo de 6 horas de operación del electrodiálizador solo se pudo remover el 27.5 % del ión sodio, lo que significa que se removieron 0.0237 Kg de  $\text{Na}^+$  (Tabla 4.8), consumiendo para ello una cantidad de energía de 0.635 KWh/Kg

**Tabla 4.8.- Resultados promedio, Tercera condición experimental.**

Horas	pH	*	T	Sodio Removido	Energía Consumida	Porcentaje de Remoción de Na <sup>+</sup>
		mS/cm	°C	Kg.	KW*hr/Kg	%
inicial	12.937	30.84	51	-	-	-
1	12.677	28.47	36	0.0169	0.142	19.6
2	12.596	26.61	34	0.0200	0.243	23.1
3	12.450	25.59	32	0.0204	0.363	23.6
4	12.282	24.79	32	0.0216	0.465	24.9
5	12.122	24.32	32	0.0230	0.549	26.6
6	11.919	23.83	32	0.0237	0.635	27.5

\* Lecturas medidas con un conductímetro toroidal.

#### **4.2.2.4.- Conclusión arreglo de dos membranas catiónicas y una bipolar**

La temperatura vario y por condiciones experimentales no fue posible mantenerla a 50°C, por lo que se espero a que el sistema llegará a un equilibrio térmico. Esta variación de temperatura se observa en la variación del potencial, que una vez existiendo el equilibrio térmico fue poco lo que vario. La conductividad disminuyó en todos los casos verificando de esta manera la migración de los iones.

De las tres concentraciones estudiadas se concluye que efectivamente se forma la especie de interés, sin embargo a las concentraciones de 0.05 y 0.1 M de fosfato trisódico se obtiene el Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> con mayor pureza (de 98 a 99.5%). Cabe señalar que al trabajar con la disolución de menor concentración, el tiempo de operación necesario para obtener el producto de interés por electrodiálisis fue de tres horas, comparado con las seis horas de operación al utilizar la disolución de 0.1 M de fosfato trisódico. Ahora bien, con la disolución saturada de fosfato trisódico se obtuvo el Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> pero no de una pureza deseada, sin embargo se considera aceptable el porcentaje de remoción de sodio, además después de seis horas de operación se pudo observar que la cantidad de energía consumida (0.635 KW\*hr/Kg) fue mucho menor comparada con las disoluciones de concentración 0.05 y 0.1 M de fosfato trisódico (1.6127 y 1.6381 KW\*hr/Kg) respectivamente, por lo que se sugiere en futuras investigaciones aumentar la potencia a esta concentración.

### 4.2.3.- Comparación entre los dos arreglos propuestos

En las Tablas 4.9 se presenta un resumen de los resultados obtenidos entre los dos arreglos propuestos. Se observa que en todas las condiciones de operación estudiadas, se obtuvo  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  en el compartimiento diluido, sin embargo en las disoluciones de 0.05 y 0.1 M de fosfato trisódico tratadas con el segundo arreglo, que incluye una membrana bipolar y dos membranas catiónicas se obtiene esta especie con una pureza del 98 al 99 %.

A su vez vemos que para el primer arreglo propuesto el porcentaje de remoción del ión sodio fue de 19.6 % (Tabla 4.9), menor comparado con el 48.5 % de remoción obtenida para el segundo arreglo propuesto. Además la mayor pureza (73.3%) obtenida para el primer arreglo requirió un consumo energético de 1.704 KWh/Kg casi la misma cantidad de energía, 1.612 KWh/Kg, requerida para obtener una mayor pureza (98.2%) con el segundo arreglo. Por lo anterior se puede decir que la remoción de sodio es más eficiente en el segundo arreglo

**Tabla 4.9.-** Resultados obtenidos de la experimentación a las diferentes condiciones de operación para los dos arreglos propuestos

<b>Primer Arreglo propuesto</b>			
<b>Disolución <math>\text{Na}_3\text{PO}_4</math></b>	<b>Energía Consumida</b>	<b>Porcentaje de Remoción de <math>\text{Na}^+</math></b>	<b>Porcentaje de pureza obtenida de <math>\text{Na}_2\text{HPO}_4</math></b>
	KW*h/kg	%	%
0.05 M	1.704	16.2	73.3
0.1 M	1.022	12.6	61.6
Saturada	0.224	19.6	64.0

<b>Segundo Arreglo propuesto</b>			
0.05 M	1.612	48.5	98.2
0.1 M	1.638	41.5	99.3
Saturada	0.635	27.5	72.0



El mayor rendimiento del arreglo con membranas bipolares en comparación con el arreglo de una sola membrana se debe a la mayor temperatura de operación, sin embargo se considera que este factor no es el más determinante; ya que en los dos casos el equilibrio térmico mantuvo una temperatura de operación de 33 °C, durante por lo menos un 60 % del tiempo de operación. Ahora bien es importante resaltar que en el arreglo de membrana bipolar se tienen tres resistencias eléctricas debido a las membranas utilizadas, comparadas con la única resistencia del arreglo de una membrana catiónica, por lo que a priori se esperaría mejor rendimiento del arreglo de una sola membrana, lo que no es observado experimentalmente. Cabe resaltar que las resistencias en las disoluciones del compartimiento inicial con  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , aumenta por la migración de sodio en el segundo arreglo que en el primero, por lo que se esperaría también que el consumo energético para proceso fuese alto. Sin embargo la alta eficiencia de producción de protones y hidroxilos que realiza la membrana bipolar, permite que se produzcan los productos deseados, a bajo consumo energético.

#### **4.3.- CONCLUSIONES GENERALES DEL PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS**

En los dos arreglos se logro el objetivo de producir  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  y  $\text{NaOH}$ , mediante electrodiálizadores a partir de fosfato trisódico. Se recomienda con base en los resultados obtenidos, utilizar el arreglo propuesto con membranas bipolares para producir  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  y  $\text{NaOH}$  partiendo de una concentración 0.1 M.

#### 4.4.- BIBLIOGRAFÍA

1. J. R. Ochoa G. Electrosíntesis y Electrodiálisis, España, 1996
2. W. Loest;. (Broomfield, CO); T. J. Schaefer; (Boulder, CO). Production of monobasic potassium phosphate by electro dialysis, United States Patent 4 033 842 (1977).
3. T. R Hanley, H. K. Chiu, R. J.Urban. Phosphoric acid concentration by electro dialysis, AIChE, 82 No. 248 (1986) 121-132.
4. D. Touaibia, H. Kerdjoudj, A. T. Chérif. Concentration and purification of wet industrial phosphoric acid by electro-electrodialysis, J. Appl. Electrochem., 26 (1996) 1071-1073.
5. L. A. Ramírez, Purificación de fosfatos grado mercantil por electrodiálisis, Tesis de Licenciatura, Universidad Veracruzana CIDETEQ S.C, Querétaro, México. (2002).
6. M. E. Hernández, L. A. Ramírez, G. Orozco, Purificación de Ácido Fosfórico Grado Mercantil por Electrodiálisis, Memorias del XVII Congreso de la Sociedad Mexicana de Electroquímica, Sociedad Mexicana de Electroquímica, ISBN 970-18-8034-X, Monterrey, Nuevo León, México, Mayo 2002.
7. G.S. Trivedi, B.G. Shah, S.K. Adhikary, V.K. Indusekhar, R. Rangarajan, Studies on bipolar membranes Part III: conversion of sodium phosphate to phosphoric acid and sodium hydroxide, Reactive and Functional Polymers 39 (1) (1999) 91-97.
8. X. Tongwen, Y. Weihua. Citric acid production by electrodiálisis with bipolar membrane. Chemical Engineering and Processing 41 (2002) 519-524
9. T. Cherif, J. Molenat, and A. Elmidaoui, Nitric acid and sodium hydroxide generation by electro dialysis using bipolar membranes, J. Appl. Electrochem., 27 (1997) 1069-1074
10. R. Simons, Water splitting in ion exchange membranes, Electrochimica Acta, 30 (1985) 275-282.
11. M. Demircioglu, N. Kabay, E. Ersöz, I. Kurucaovali, Ç. Safak, N. Gizli Cost comparison and efficiency modeling in the electro dialysis of brine. Desalination 136 (2001) 317-323

- 12.. M. Demircioglu\* , N. Kabay\*, I. Kurucaovali, E. Ersoz, Demineralization by electro dialysis (ED) separation performance and cost comparison for monovalent salts *Desalination* 153 (2002) 329–333
- 13.V. Thang, W. Koschuh, K. Kulbe, S. Kromus, C. Krotscheck, S.Novalin. Desalination of high salt content mixture by two-stage electro dialysis as the first step of separating valuable substances from grass silage. *Desalination* 162 (2004) 343–353

# ANEXOS

---

# ANEXO I

---

## ARREGLOS DE MEMBRANA

En este anexo se muestran todos los esquemas de electrodiálisis propuestos, combinando los productos de alimentación y la utilización de membranas de intercambio iónico.

### I.1.- Arreglos propuestos utilizando una membrana aniónica y una catiónica y variando los productos de alimentación

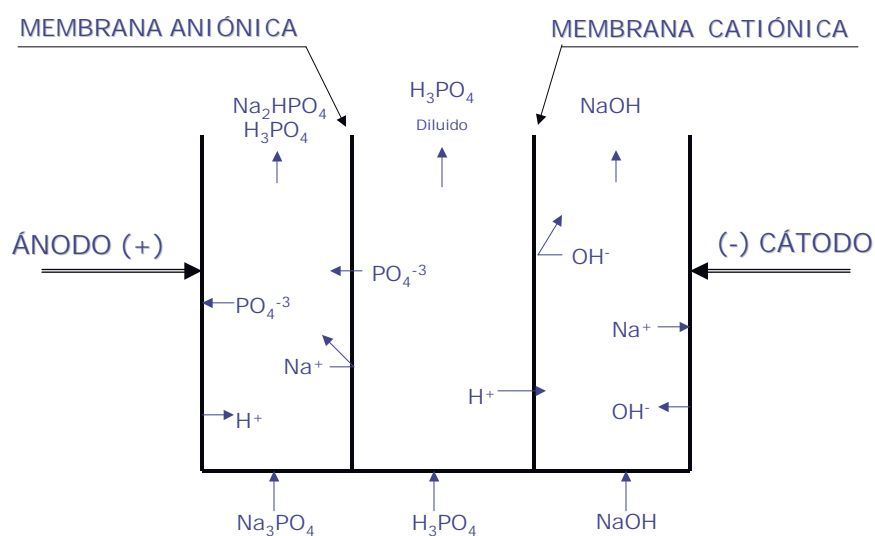


Figura I.1.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , catolito  $\text{NaOH}$

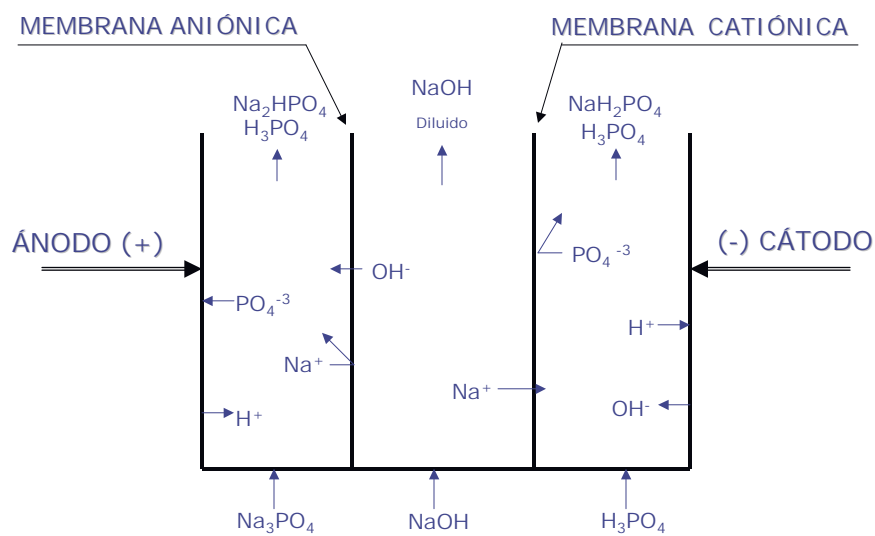
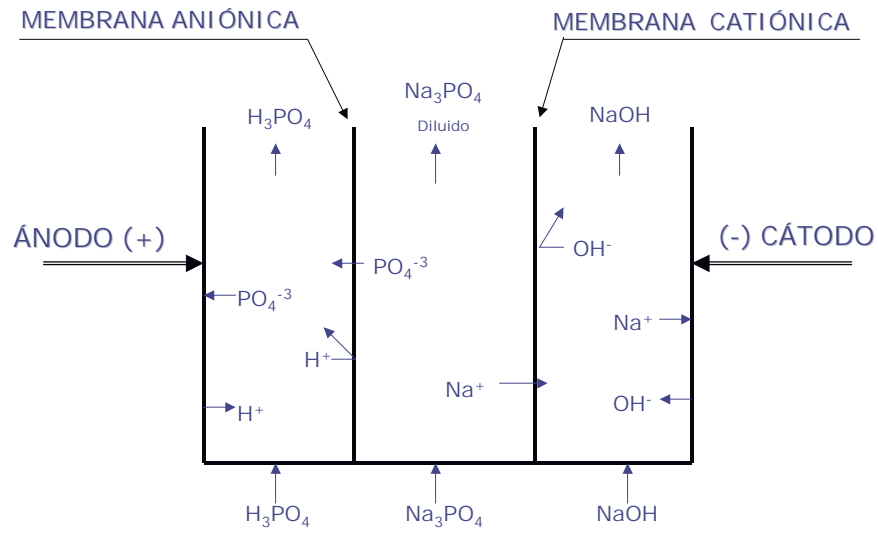
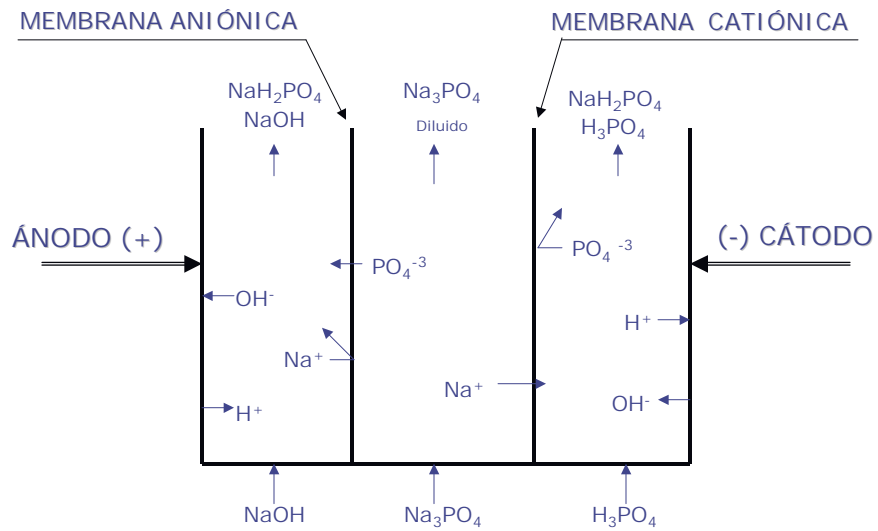


Figura I.2.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{NaOH}$ , catolito  $\text{H}_3\text{PO}_4$



**Figura I.3.-** *Productos de alimentación. Anolito  $H_3PO_4$ , central  $Na_3PO_4$ , catolito  $NaOH$*



**Figura I.4.-** *Productos de alimentación. Anolito  $NaOH$ , central  $Na_3PO_4$ , catolito  $H_3PO_4$*

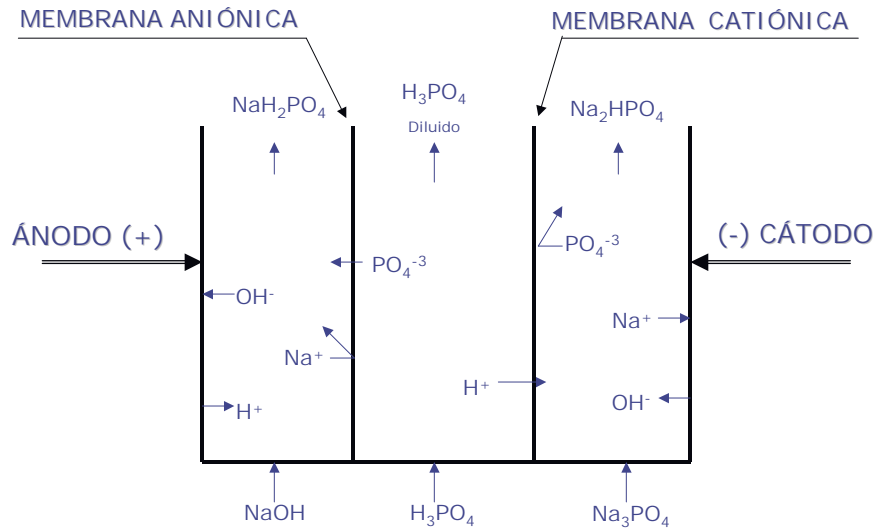


Figura I.5.- Productos de alimentación. Anolito NaOH, central  $H_3PO_4$ , catolito  $Na_3PO_4$

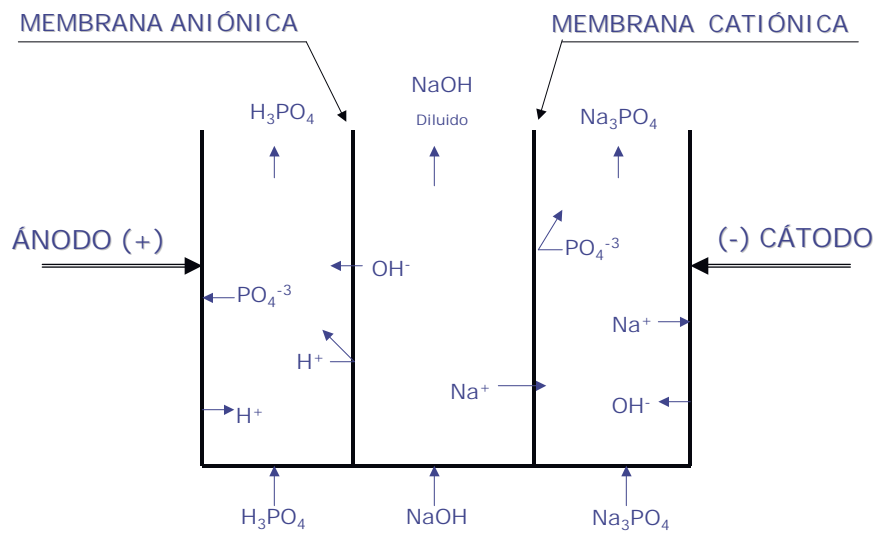
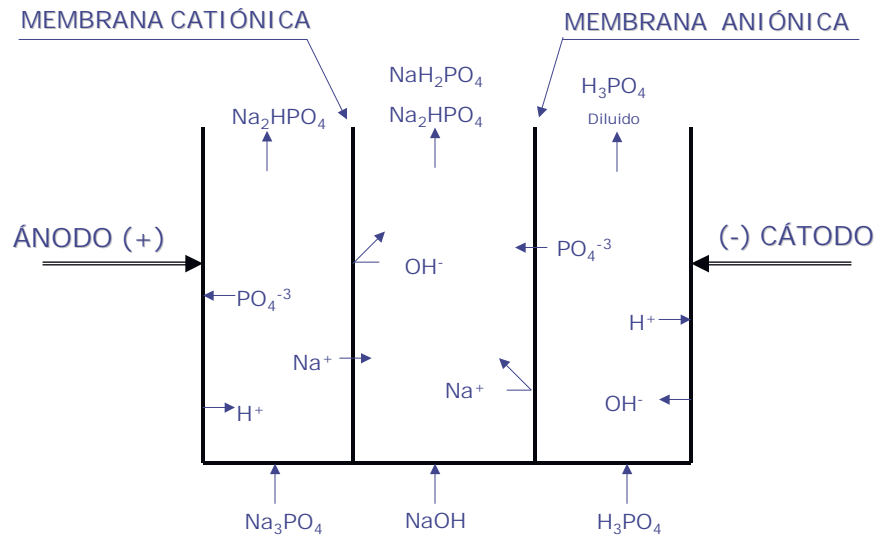


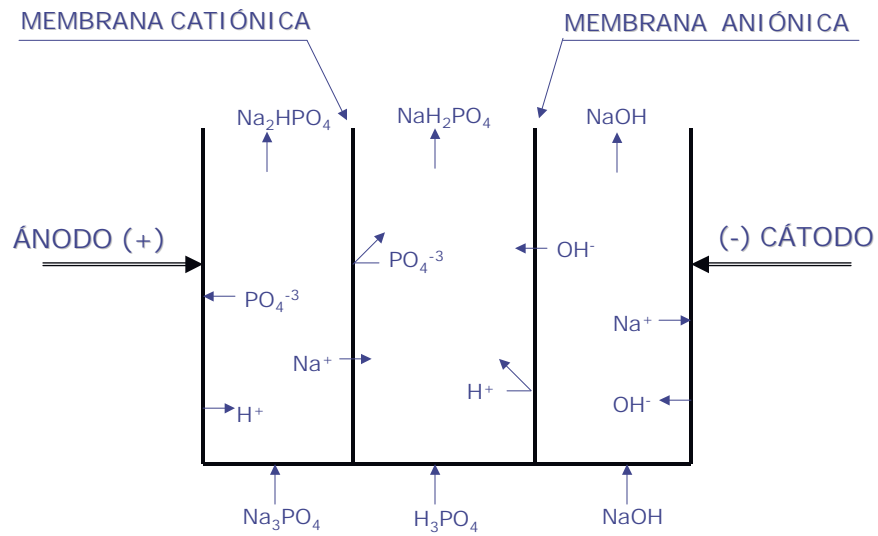
Figura I.6.- Productos de alimentación. Anolito  $H_3PO_4$ , central NaOH, catolito  $Na_3PO_4$



**I.2.- Arreglos propuestos utilizando una membrana catiónica y una aniónica y variando los productos de alimentación**



**Figura I.7.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{NaOH}$ , catolito  $\text{H}_3\text{PO}_4$**



**Figura I.8.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , catolito  $\text{NaOH}$**

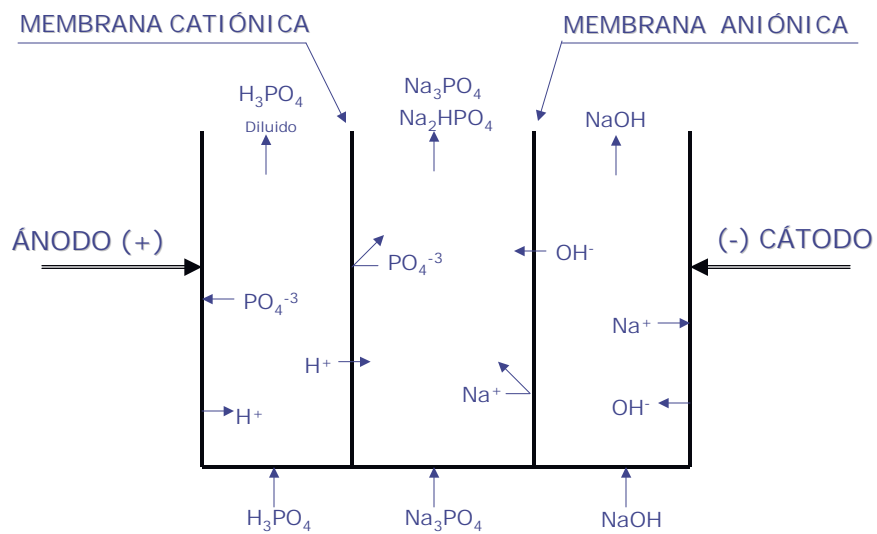


Figura I.9.- Productos de alimentación. Anolito  $H_3PO_4$ , central  $Na_3PO_4$ , catolito  $NaOH$

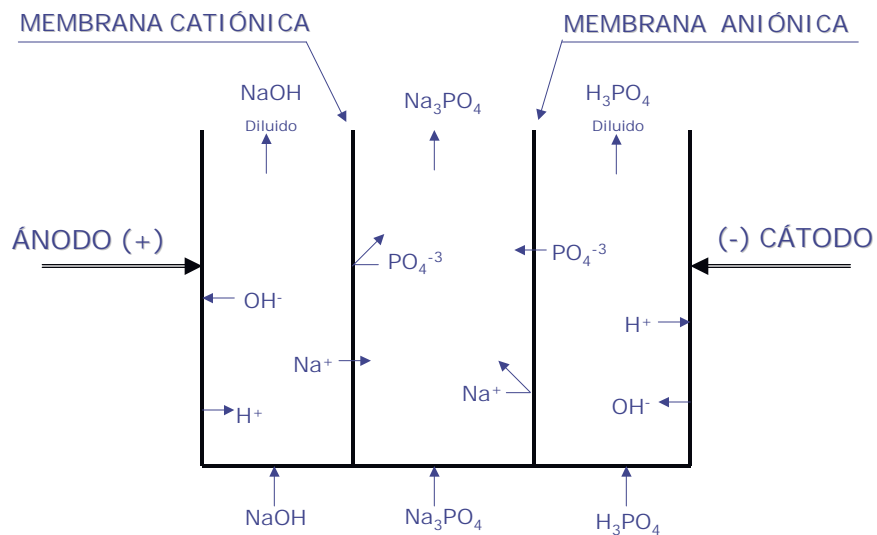


Figura I.10.- Productos de alimentación. Anolito  $NaOH$ , central  $Na_3PO_4$ , catolito  $H_3PO_4$

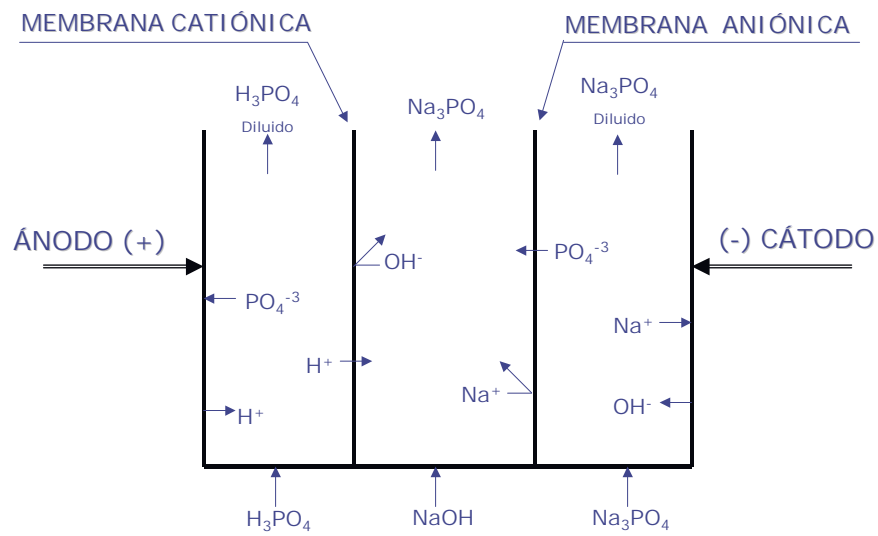


Figura I.11.- Productos de alimentación. Anolito  $H_3PO_4$ , central  $NaOH$ , catolito  $Na_3PO_4$

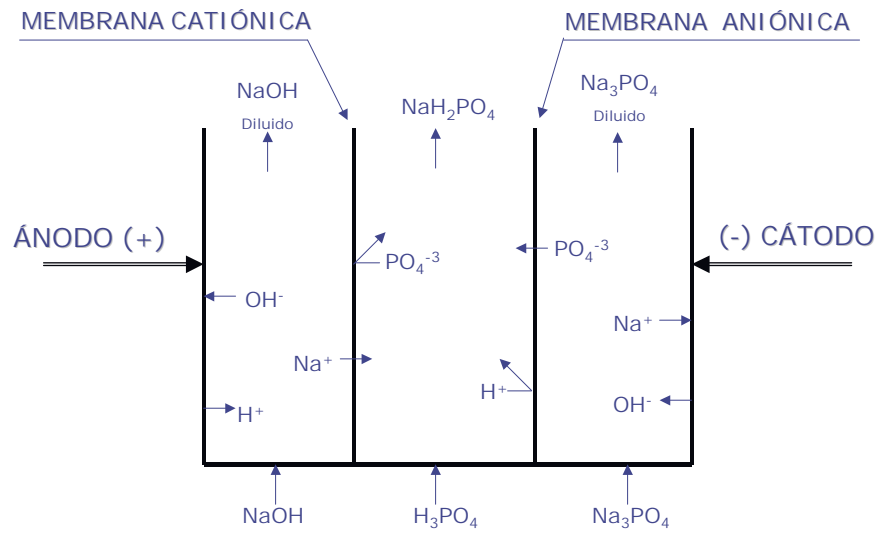


Figura I.12.- Productos de alimentación. Anolito  $NaOH$ , central  $H_3PO_4$ , catolito  $Na_3PO_4$

I.3.- Arreglos propuestos utilizando dos membranas aniónicas y variando los productos de alimentación

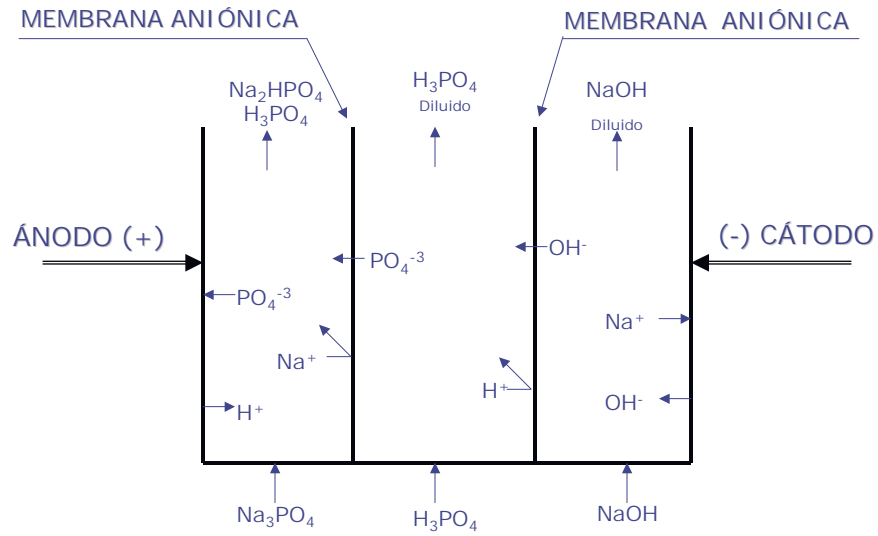


Figura I.13.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , catolito  $\text{NaOH}$

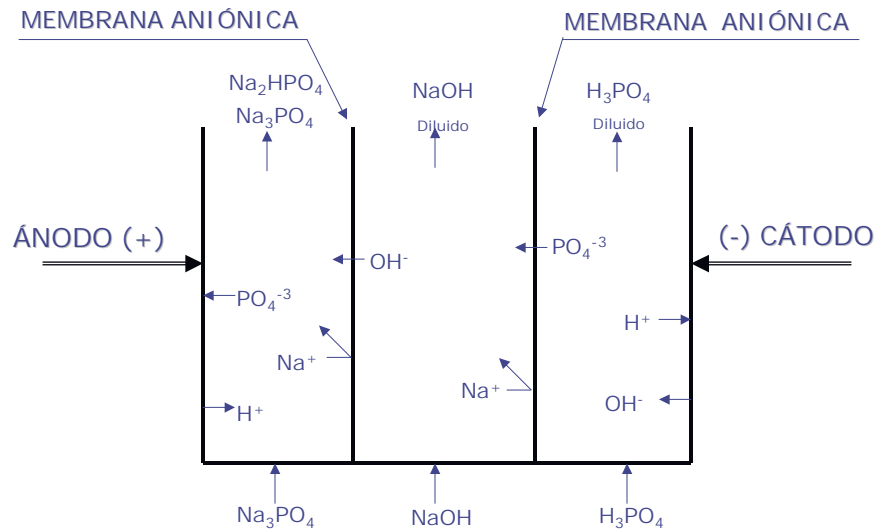


Figura I.14.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{NaOH}$ , catolito  $\text{H}_3\text{PO}_4$

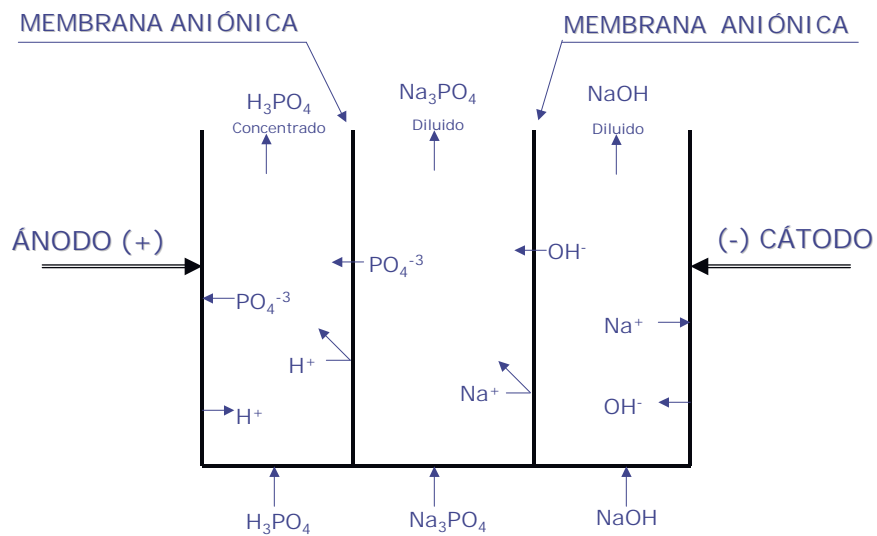


Figura I.15.- Productos de alimentación. Anolito  $H_3PO_4$ , central  $Na_3PO_4$ , catolito  $NaOH$

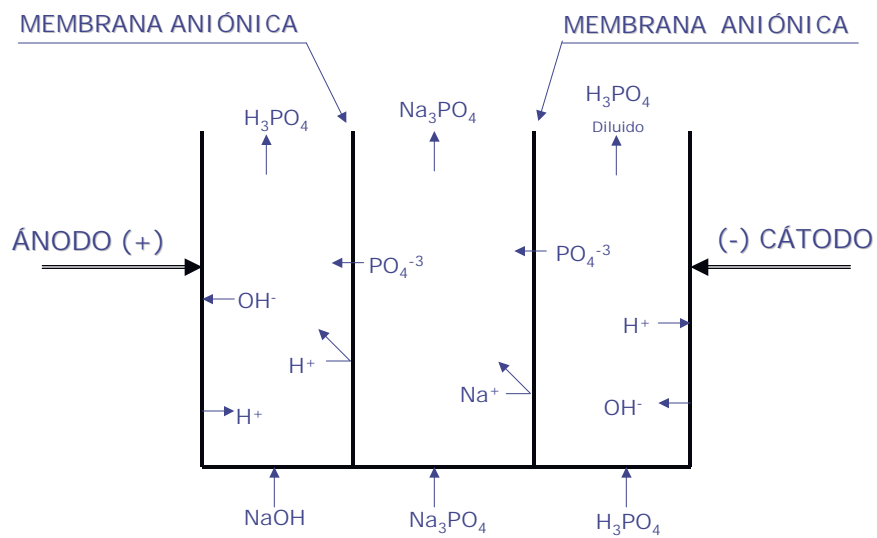
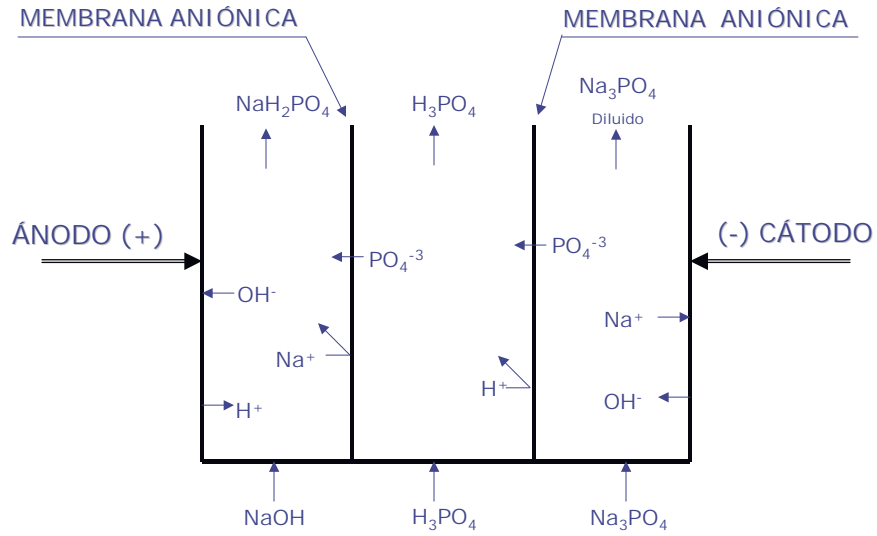
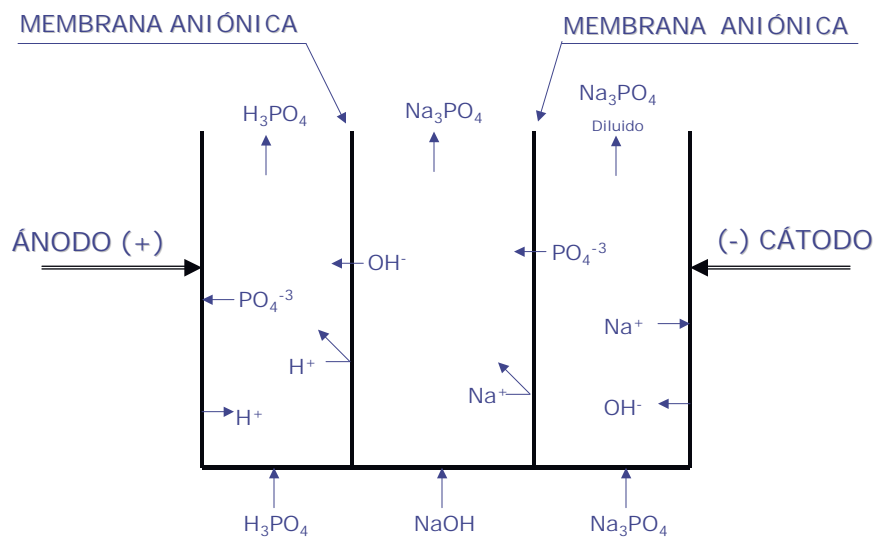


Figura I.16.- Productos de alimentación. Anolito  $NaOH$ , central  $Na_3PO_4$ , catolito  $H_3PO_4$

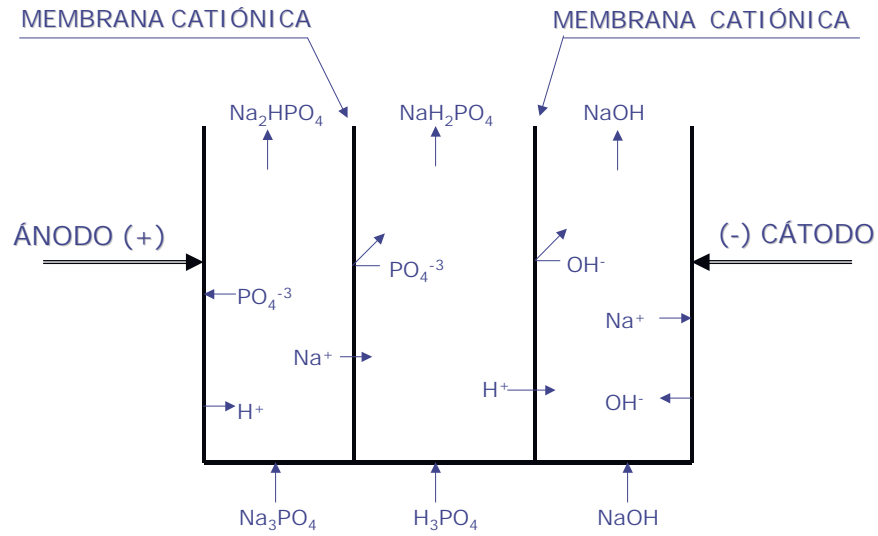


**Figura I.17.-** *Productos de alimentación. Anolito NaOH, central H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, catolito Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>*

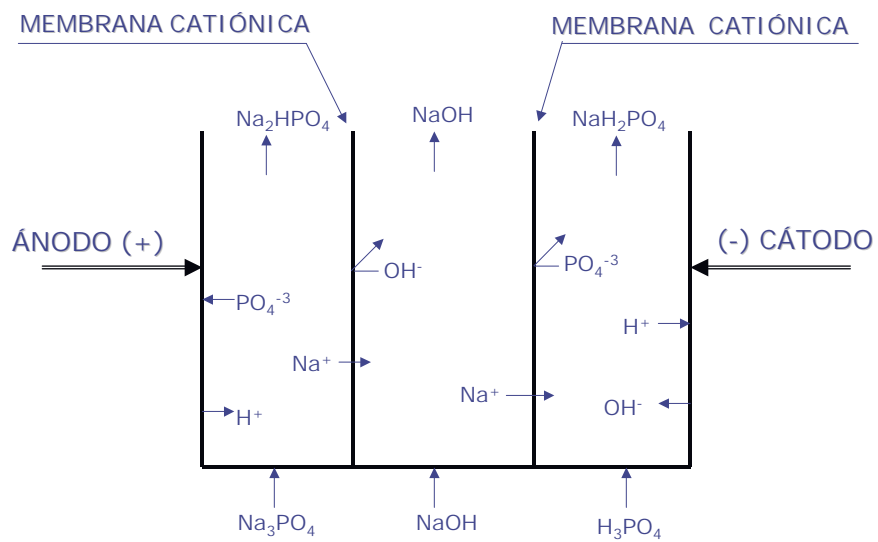


**Figura I.18.-** *Productos de alimentación. Anolito H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, central NaOH, catolito Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>*

**I.4.- Arreglos propuestos utilizando dos membranas catiónicas y variando los productos de alimentación**



**Figura I.19.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , catolito  $\text{NaOH}$**



**Figura I.20.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{NaOH}$ , catolito  $\text{H}_3\text{PO}_4$**

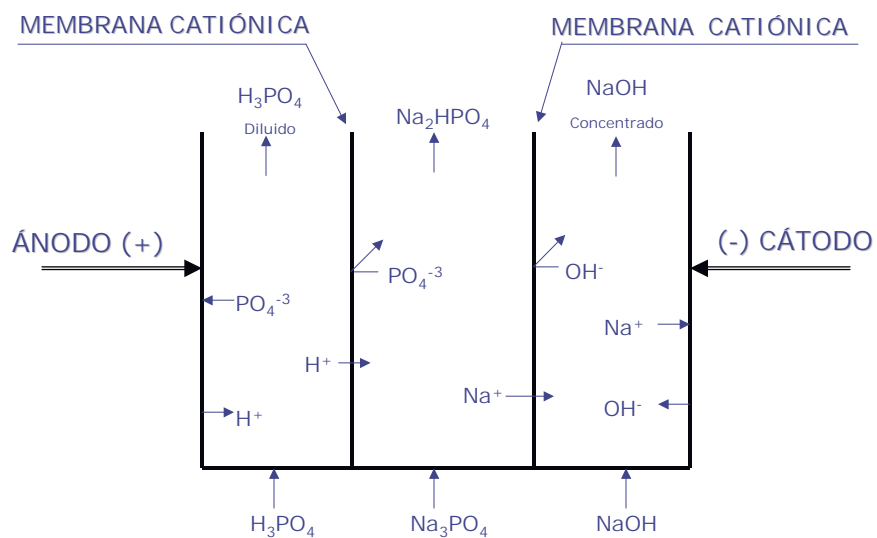


Figura I.21.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , central  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , catolito  $\text{NaOH}$

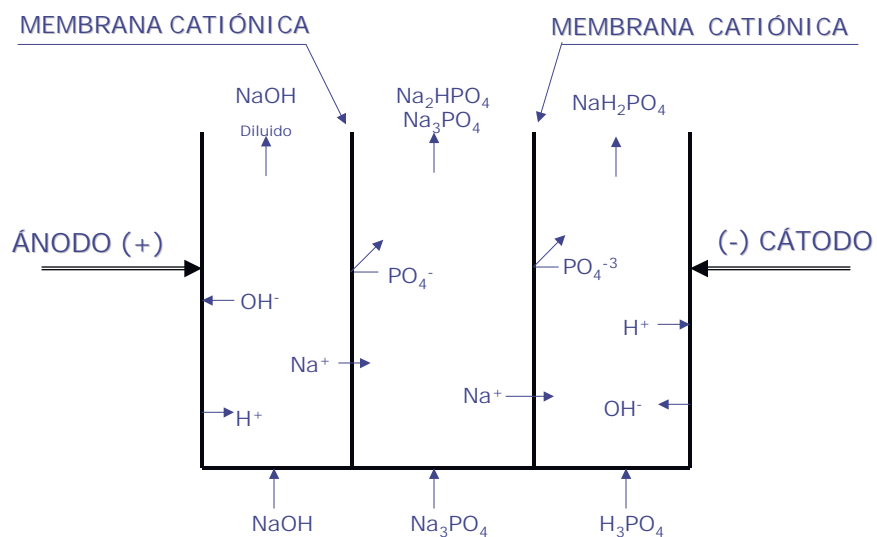


Figura I.22.- Productos de alimentación. Anolito  $\text{NaOH}$ , central  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , catolito  $\text{H}_3\text{PO}_4$



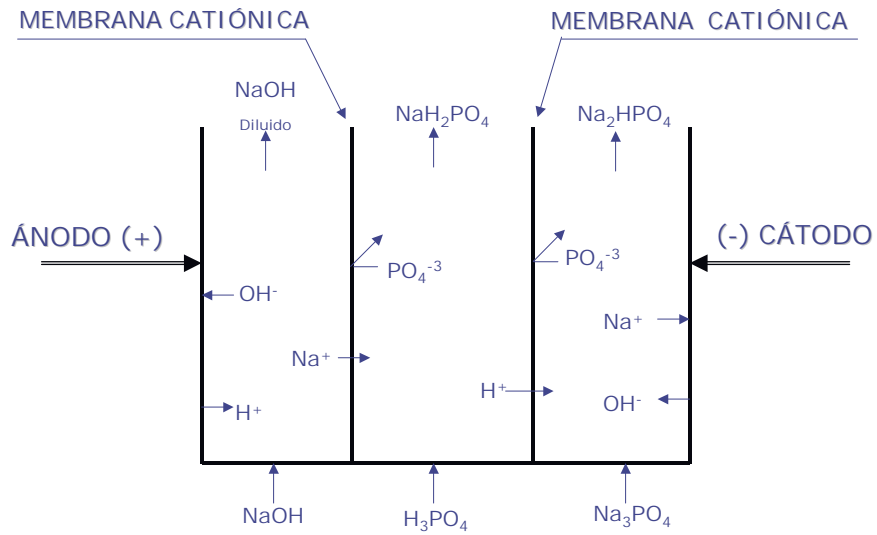


Figura I.23.- Productos de alimentación. Anolito NaOH, central H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, catolito Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>

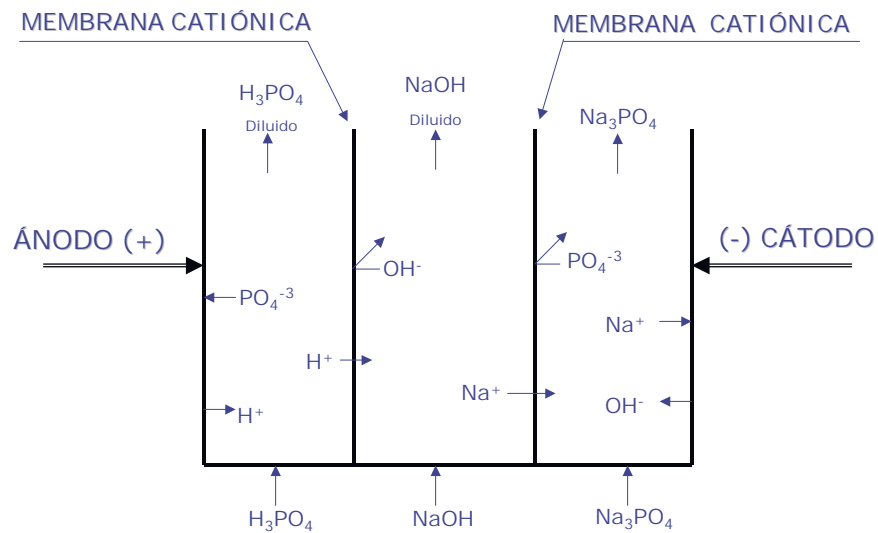


Figura I.24.- Productos de alimentación. Anolito H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, central NaOH, catolito Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>

### I.5 Arreglo propuesto, utilizando una membrana catiónica

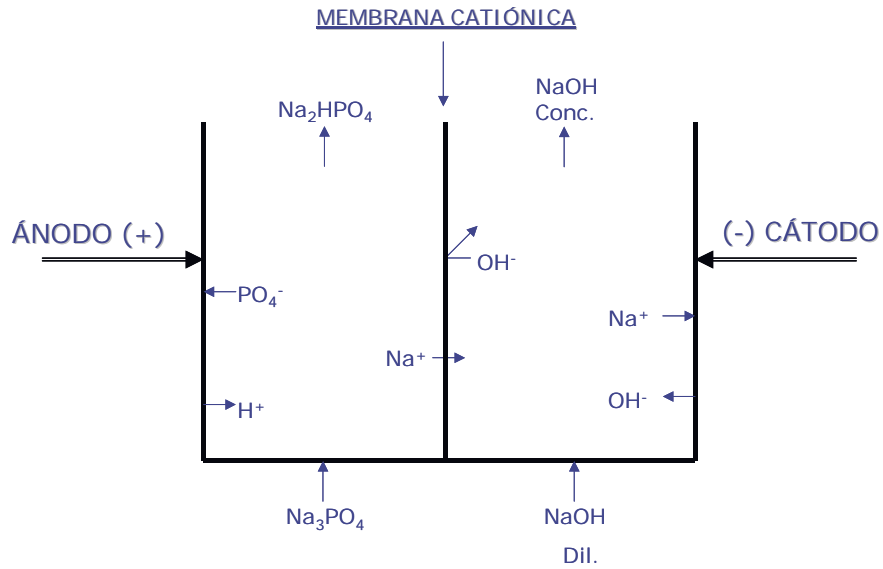


Figura I.25.- *Productos de alimentación. Anolito  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , catolito NaOH*

### I.6 Arreglo propuesto, utilizando una membrana bipolar y dos catiónicas

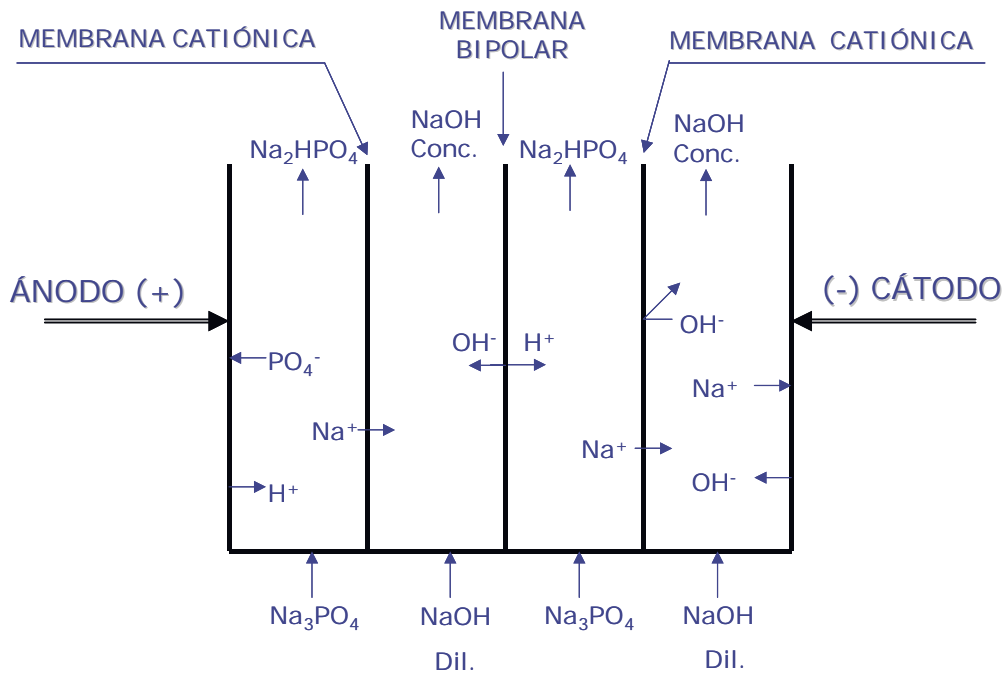


Figura I.26.- *Productos de alimentación. Compartimientos diluidos  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ , Compartimientos concentrados NaOH*

# CONCLUSIONES

---

## **1.- Modelamiento de flujo.**

Los flujos mayores de 0.8 L/min se comportan como flujo pistón, sin importar el gap utilizado. Se concluye que el electrodiálizador se debe operar a flujos de 2.4 L/min o mayores para no tener desviaciones en el sistema, y así evitar problemas de hidrodinámica, además se tendrá una distribución de corriente homogénea en todas las posiciones de la sección transversal de la celda, por lo tanto el consumo de energía será el menor posible.

## **2.- Proceso de electrodiálisis**

La consideración inicial de la obtención de  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , se cumple para todas las condiciones estudiadas, sin embargo en la disolución de 0.1 M de fosfato trisódico tratadas con el segundo arreglo propuesto, que incluye una membrana bipolar y dos membranas catiónicas, se obtiene esta especie con muy alta pureza, por lo que se recomienda operar en estas condiciones. El proceso planteado con participación de una membrana bipolar produce también una disolución concentrada de NaOH, por lo que tanto los productos del anolito, del catolito, y los compartimientos concentrados y diluidos producen productos de alto valor agregado. Se considera que existe factibilidad técnica para realizar este proceso de electrodiálisis a nivel industrial.