

**MODELAMIENTO Y DISEÑO CONCEPTUAL DE LA SEPARACIÓN DE
LACTATO MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS**

**NEYFE NATHALY MURCIA BERDUGO
JHOAN SEBASTIAN CIFUENTES AGUILERA**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ, D.C.
2017**

**MODELAMIENTO Y DISEÑO CONCEPTUAL DE LA SEPARACIÓN DE
LACTATO MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS.**

**NEYFE NATHALY MURCIA BERDUGO
JHOAN SEBASTIAN CIFUENTES AGUILERA**

**Proyecto integral de grado para optar el título de:
INGENIERO QUÍMICO**

**Director
Yovanny Morales Hernández
Ingeniero químico**

**Co-director
Jaime Eduardo Arturo Calvache
MsC. Ingeniero químico**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ, D.C.
2017**

NOTA DE ACEPTACIÓN

Firma del jurado

Firma del jurado

Firma del jurado

Bogotá, D.C. Febrero, 2017

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. JAIME POSADA DÍAZ

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos.

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Posgrados

Dra. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS

Secretario General

Dr. JUAN CARLOS POSADA GARCÍA-PEÑA

Decano Facultad de Ingeniería

Ing. JULIO CÉSAR FUENTES ARISMENDI

Director de Investigación

Ing. ARMANDO FERNÁNDEZ CÁRDENAS

Director Programa ingeniería

Ing. LEONARDO DE JESÚS HERRERA GUTIÉRREZ

Las directivas de la Fundación Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

DEDICATORIA

Le dedico todo mi esfuerzo reflejado en este trabajo a Dios ya que Él fue el que me dio una familia, la cual me apoya, me entiende y me ha dado la fuerza para siempre seguir adelante. Todos ellos en conjunto han aportado a la construcción y culminación de mi carrera.

Neyfe Nathaly Murcia Berdugo

DEDICATORIA

Dedico este proyecto a quienes me enseñaron a ser todo lo que soy, mis padres, que siempre creyeron en mí, que me motivaron a seguir mis sueños y me han apoyado en cada etapa de mi vida; a mi hermano por su compañía incondicional; a mi abuela, por cuidarme y guiarme desde el cielo, y ser motivación e inspiración para culminar todos mis logros académicos. A mis amigos por su compañía, las experiencias y los conocimientos que me han compartido.

Jhoan Sebastian Cifuentes Aguilera

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos al ingeniero Yovanny Morales por ser parte de este proyecto y por la colaboración prestada en cualquier momento.

Agradecemos al ingeniero Jaime Arturo Calvache por su ayuda e interés en la realización de este proyecto.

CONTENIDO

| | pág. |
|--|------|
| INTRODUCCIÓN | 24 |
| OBJETIVOS | 26 |
| 1. MARCO DE REFERENCIA | 27 |
| 1.1 ÁCIDO LÁCTICO | 27 |
| 1.2 LACTATO DE SODIO | 28 |
| 1.3 FENOMÉENOS DE TRASFERENCIA DE MASA | 29 |
| 1.3.1 Migración iónica | 29 |
| 1.3.2 Electro-ósmosis | 29 |
| 1.3.3 Difusión iónica | 29 |
| 1.3.4 Ósmosis | 30 |
| 1.3.5 Ley de fick | 30 |
| 1.3.6 Ley de Faraday | 30 |
| | |
| 2. MEMBRANAS | 31 |
| 2.1 DESCRIPCIÓN DE LAS MEMBRANAS | 31 |
| 2.2 IDENTIFICACIÓN DE LOS DIFERENTES TIPOS DE MEMBRANAS | 32 |
| 2.2.1 Según su naturaleza química | 32 |
| 2.2.1.1 Membranas orgánicas | 32 |
| 2.2.1.2 Membranas inorgánicas | 33 |
| 2.2.1.3 Membranas mixtas | 33 |
| 2.2.2 Según su forma y función | 33 |
| 2.2.2.1 Membranas porosas | 33 |
| 2.2.2.2 Membranas homogéneas | 34 |
| 2.2.2.3 Membranas cargadas eléctricamente | 34 |
| 2.2.3 Según el tipo de módulo | 34 |
| 2.2.3.1 Módulo plano | 34 |
| 2.2.3.2 Módulos tubulares | 35 |
| 2.2.3.3 Módulos helicoidales | 35 |
| 2.2.3.4 Módulos espirales | 36 |
| 2.2.3.5 Módulos de fibras huecas | 36 |
| 2.3 PROCESOS DE SEPARACIÓN QUE UTILIZAN MEMBRANAS | 36 |
| 2.3.1 Procesos que utilizan gradiente de presión | 37 |
| 2.3.1.1 Microfiltración | 37 |
| 2.3.1.2 Ultrafiltración | 37 |
| 2.3.1.3 Ósmosis inversa | 37 |
| 2.3.1.4 Nanofiltración | 38 |
| 2.3.1.5 Separación de gases | 38 |
| 2.3.2 Procesos que utilizan gradiente de concentración | 38 |
| 2.3.2.1 Diálisis | 38 |
| 2.3.2.1 Pervaporación | 38 |
| 2.3.3 Procesos que utilizan gradiente de potencial eléctrico | 39 |

| | |
|---|----|
| 2.3.3.1 Electro-Electrodiálisis | 39 |
| 2.3.3.2 Electrodiálisis | 39 |
| 2.3.3.3 Electrodiálisis con membranas bipolares | 39 |
| | |
| 3. ELECTRODIÁLISIS | 40 |
| 3.1 PRINCIPIOS DE LA ELECTRODIÁLISIS | 40 |
| 3.2 VARIABLES DEL MODELO DE ELECTRODIÁLISIS | 44 |
| 3.3 SELECCIÓN DEL MEJOR TIPO DE MEMBRANA PARA EL PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS. | 47 |
| | |
| 4. SEPARACIÓN DE LACTATO MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS | 50 |
| 4.1 CÁLCULO DE LA SEPARACIÓN MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS | 50 |
| 4.1.1 Ecuaciones de transferencia de materia | 51 |
| 4.1.1.1 Migración iónica | 51 |
| 4.1.1.3 Difusión iónica | 53 |
| 4.1.2.1 Balance global en el compartimiento de concentrado | 56 |
| 4.1.2.2 Balance global en el diluido | 56 |
| 4.1.2.3 Balance global en el tanque de concentrado | 57 |
| 4.1.2.4 Balance de materia del lactato de sodio en el compartimiento de concentrado | 57 |
| 4.1.2.6 Balance de materia del lactato de sodio en el tanque de concentrado | 58 |
| 4.1.3 Consumo energético | 59 |
| 4.1.3.1 Corriente límite | 60 |
| 4.1.3.2 Voltaje de la pila | 61 |
| 4.2 MODELAMIENTO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN DE ELECTRODIÁLISIS PARA UN SISTEMA OBTENIDO DE LA FERMENTACIÓN DE RESIDUOS DE PIÑA (AGUA- LACTATO) MEDIANTE MATLAB | 63 |
| 4.2.1 Análisis de grados de libertad | 64 |
| 4.2.2 Especificación de los parámetros | 64 |
| 4.2.3 Algoritmo de solución | 67 |
| | |
| 5. RESULTADOS | 71 |
| 5.1 DETERMINACIÓN DE LAS MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN | 71 |
| 5.1.1 Variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido | 71 |
| 5.1.2 Variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado | 73 |
| 5.1.3 Variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido | 76 |
| 5.1.4 Variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado | 78 |
| 5.1.5 Variación del volumen del tanque de concentrado | 80 |
| 5.1.6 Variación de la intensidad de corriente | 82 |
| 5.1.7 Análisis de superficie de respuesta | 84 |
| 5.1.7.1 Análisis de superficie para el consumo energético | 86 |
| 5.1.7.2 Análisis de superficie para la concentración del tanque de concentrado | 89 |
| 5.1.7.3 Análisis de superficie para el tiempo de estado estacionario | 92 |

| | |
|--|-----|
| 5.2 ESPECIFICACIÓN DE CONDICIONES DE ENTRADA Y RESULTADOS DE LA SEPARACIÓN DE LACTATO DE SODIO-AGUA MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS | 94 |
| 6. CONCLUSIONES | 103 |
| 7. RECOMENDACIONES | 105 |
| BIBLIOGRAFÍA | 106 |

LISTA DE ILUSTRACIONES

| | pág. |
|--|------|
| Ilustración 1. Membranas simétricas y asimétricas. | 34 |
| Ilustración 2. Módulo plano. | 35 |
| Ilustración 3. Módulo tubular | 35 |
| Ilustración 4. Módulo espiral | 36 |
| Ilustración 5. Módulo fibra hueca | 36 |
| Ilustración 6. Ejemplificación de la permeabilidad de las membranas de intercambio iónico. | 40 |
| Ilustración 7. Compartimientos de diluido y concentrado en una pila de electrodiálisis. | 41 |
| Ilustración 8. Par de celdas en una pila de electrodiálisis. | 42 |
| Ilustración 9. Esquema general para los balances de materia. | 43 |
| Ilustración 10. Esquema con los fenómenos de transferencia de masa. | 44 |
| Ilustración 11. Paso a paso para determinar de las variables implicadas en el proceso de electrodiálisis. | 47 |
| Ilustración 12. Algoritmo iterativo para la solución de la separación mediante electrodiálisis del sistema lactato de sodio-agua. | 68 |
| Ilustración 13. Ecuaciones del algoritmo iterativo para la solución de la separación mediante electrodiálisis del sistema lactato de sodio-agua. | 69 |

LISTA DE GRÁFICAS

| | pág. |
|---|------|
| Gráfica 1. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido. | 72 |
| Gráfica 2. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido. | 72 |
| Gráfica 3. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido. | 73 |
| Gráfica 4. Cambio del consumo energético con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido. | 73 |
| Gráfica 5. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado. | 74 |
| Gráfica 6. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado. | 75 |
| Gráfica 7. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado. | 75 |
| Gráfica 8. Cambio del consumo energético con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado. | 75 |
| Gráfica 9. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido. | 76 |
| Gráfica 10. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido. | 77 |
| Gráfica 11. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido. | 77 |
| Gráfica 12. Cambio del consumo energético con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido. | 77 |
| Gráfica 13. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado. | 78 |
| Gráfica 14. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado. | 79 |
| Gráfica 15. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado. | 79 |
| Gráfica 16. Cambio del consumo energético con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado. | 79 |
| Gráfica 17. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado. | 80 |
| Gráfica 18. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado. | 81 |

| | |
|--|----|
| Gráfica 19. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado. | 81 |
| Gráfica 20. Cambio del consumo energético con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado. | 81 |
| Gráfica 21. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación de la intensidad de corriente. | 82 |
| Gráfica 22. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación de la intensidad de corriente. | 83 |
| Gráfica 23. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación de la intensidad de corriente. | 83 |
| Gráfica 24. Cambio del consumo energético con respecto a la variación de la intensidad de corriente. | 83 |
| Gráfica 25. Diagrama de Pareto para el consumo energético del proceso. | 87 |
| Gráfica 26. Gráfica de efectos principales para el consumo energético del proceso. | 87 |
| Gráfica 27. Gráfica de interacción para el consumo energético del proceso. | 88 |
| Gráfica 28. Diagrama de superficie de respuesta estimada para el consumo energético del proceso. | 88 |
| Gráfica 29. Diagrama de Pareto para la concentración del tanque de concentrado. | 89 |
| Gráfica 30. Gráfica de efectos principales para la concentración del tanque de concentrado. | 90 |
| Gráfica 31. Gráfica de interacción para la concentración del tanque de concentrado. | 90 |
| Gráfica 32. Diagrama de superficie de respuesta estimada para la concentración del tanque de concentrado. | 91 |
| Gráfica 33. Diagrama de superficie de respuesta estimada para la concentración del tanque de concentrado modificando la intensidad de corriente. | 91 |
| Gráfica 34. Diagrama de Pareto para el tiempo de estado estacionario. | 92 |
| Gráfica 35. Gráfica de efectos principales para el tiempo de estado estacionario. | 93 |
| Gráfica 36. Gráfica de interacción para el tiempo de estado estacionario. | 93 |
| Gráfica 37. Diagrama de superficie de respuesta estimada para el tiempo de estado estacionario. | 94 |
| Gráfica 38. Cambio de la concentración de lactato de sodio a medida que transcurre el tiempo de ejecución para las condiciones especificadas en la Tabla 15. | 95 |
| Gráfica 39. Fenómenos de transferencia de masa para cada ion a medida que transcurre el tiempo de ejecución para las condiciones especificadas en la Tabla 15. | 96 |
| Gráfica 40. Fenómenos de transferencia de masa para el agua a medida que transcurre el tiempo de ejecución para las condiciones especificadas en la Tabla 16. | 97 |

| | |
|---|-----|
| Gráfica 41. Costos anuales operacionales, de equipos y totales a diferentes razones de reflujo. | 99 |
| Gráfica 42. Resultados arrojados por el programa ASPEN PLUS 8.6® para la separación de una mezcla ácido láctico-agua mediante una destilación en una columna RadFrac. | 101 |

LISTA DE CUADROS

| | pág. |
|--|------|
| Cuadro 1. Usos del ácido láctico en grandes industrias. | 27 |
| Cuadro 2. Usos del lactato de sodio en grandes industrias. | 29 |
| Cuadro 3. Variables del modelo de electrodiálisis. | 44 |
| Cuadro 4. Marcas comerciales de membranas de intercambio iónico utilizadas para electrodiálisis. | 47 |

LISTA DE TABLAS

| | pág. |
|--|------|
| Tabla 1. Criterios importantes para la selección de la membrana. | 48 |
| Tabla 2. Criterios para seleccionar la membrana a utilizar. | 48 |
| Tabla 3. Propiedades de la membrana Neosepta AICS y CIMS. | 49 |
| Tabla 4. Análisis de grados de libertad para la separación mediante electrodiálisis del sistema lactato-agua. | 64 |
| Tabla 5. Especificación de los parámetros necesarios para el desarrollo del modelo matemático. | 65 |
| Tabla 6. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido | 72 |
| Tabla 7. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado. | 74 |
| Tabla 8. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido. | 76 |
| Tabla 9. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado. | 78 |
| Tabla 10. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado. | 80 |
| Tabla 11. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación de la intensidad de corriente. | 82 |
| Tabla 12. Experimentos propuestos de forma aleatoria por el programa STATGRAPHICS Centurion XVI para el análisis de superficie de respuesta. | 85 |
| Tabla 13. Experimentos propuestos de forma aleatoria por el programa STATGRAPHICS Centurion XVI junto con los datos recolectados. | 85 |
| Tabla 14. Valores utilizados en cada variable de entrada para optimizar la respuesta C _{tank} . | 94 |
| Tabla 15. Variables especificadas para las concentraciones comunes obtenidas en una fermentación para obtener lactato de sodio (C _{d_e} y C _{c_e}). | 95 |
| Tabla 16. Resultados obtenidos por el modelo matemático para las condiciones de entrada presentadas en la Tabla 15. | 97 |
| Tabla 17. Resultados determinantes obtenidos por el modelo matemático para las condiciones de entrada presentadas en la Tabla 14. | 97 |
| Tabla 18. Resultados generales obtenidos para una columna de destilación a diferentes relaciones de reflujo. | 99 |
| Tabla 19. Costos anuales del proceso de Destilación. | 100 |

LISTA DE ECUACIONES

| | Pág. |
|---|------|
| Ecuación 1. Representación del fenómeno de migración iónica a partir de ley de Faraday. | 51 |
| Ecuación 2. Migración iónica del ion sodio. | 52 |
| Ecuación 3. Migración iónica del ion lactato. | 52 |
| Ecuación 4. Sumatoria de los números de transporte de los iones en disolución. | 52 |
| Ecuación 5. Número de transporte del ion sodio. | 52 |
| Ecuación 6. Número de transporte de ion lactato. | 52 |
| Ecuación 7. Número de transporte del agua. | 53 |
| Ecuación 8. Representación del fenómeno del Electro-ósmosis a partir de la ley de Faraday. | 53 |
| Ecuación 9. Fenómeno de difusión iónica. | 53 |
| Ecuación 10. Difusión iónica del ion sodio. | 54 |
| Ecuación 11. Difusión iónica del ion lactato. | 54 |
| Ecuación 12. Representación del fenómeno de ósmosis a partir de la ley de Fick. | 54 |
| Ecuación 13. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana aniónica en el compartimiento de diluido. | 54 |
| Ecuación 14. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana aniónica en el compartimiento de concentrado. | 55 |
| Ecuación 15. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana catiónica en el compartimiento de diluido. | 55 |
| Ecuación 16. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana catiónica en el compartimiento de concentrado. | 55 |
| Ecuación 17. Balance de materia global del compartimiento de concentrado. | 56 |
| Ecuación 18. Balance de materia global del compartimiento de concentrado en flujo volumétrico. | 56 |
| Ecuación 19. Balance global del compartimiento de diluido. | 56 |
| Ecuación 20. Balance de materia global del compartimiento de diluido en flujo volumétrico. | 56 |
| Ecuación 21. Balance de materia global en el tanque de concentrado. | 57 |
| Ecuación 22. Simplificación del balance de materia global en el tanque de concentrado. | 57 |
| Ecuación 23. Balance de materia del lactato de sodio en el compartimiento de concentrado. | 57 |
| Ecuación 24. Balance de materia del lactato de sodio en el compartimiento de diluido. | 57 |
| Ecuación 25. Balance de materia del lactato de sodio en el tanque de concentrado. | 58 |
| Ecuación 26. Representación de un polinomio de primer grado del teorema de Taylor. | 58 |

| | |
|--|----|
| Ecuación 27. Expresión obtenida para el polinomio de primer grado del teorema de Taylor con el reemplazo propuesto para la Ecuación 26. | 58 |
| Ecuación 28. Modelo de la diferencia hacia atrás con la simplificación del error de la aproximación de la derivada. | 59 |
| Ecuación 29. Términos de salida y acumulación del balance de materia del compartimiento de concentrado (Ecuación 23.) aplicando la diferencia hacia atrás. | 59 |
| Ecuación 30. Términos de salida y acumulación del compartimiento de concentrado (Ecuación 24.) aplicando la diferencia hacia atrás. | 59 |
| Ecuación 31. Términos de salida y acumulación del tanque de concentrado (Ecuación 25.) aplicando la diferencia hacia atrás. | 59 |
| Ecuación 32. Voltaje del módulo de electrodiálisis. | 61 |
| Ecuación 33. Resistencia eléctrica total de la pila de electrodiálisis. | 61 |
| Ecuación 34. Resistencia eléctrica en el concentrado. | 62 |
| Ecuación 35. Conductividad de la solución en el compartimiento de concentrado. | 62 |
| Ecuación 36. Resistencia eléctrica en el diluido. | 62 |
| Ecuación 37. Conductividad de la solución en el compartimiento de diluido. | 63 |
| Ecuación 38. Consumo energético del proceso de electrodiálisis. | 63 |

NOMENCLATURA

| | |
|------------------|-----------------------------------|
| MIA | Membrana de intercambio aniónico |
| MIC | Membrana de intercambio catiónico |
| ED | Electrodiálisis |
| Lac. Na | Lactato de sodio |
| Adim | Adimensional |
| W | Agua |
| Sol. | Disolución de lactato de sodio |
| Na ⁺ | Ion Sodio |
| Lac ⁻ | Ion Lactato |

Variables electrodiálisis:

| | | |
|----------------------------------|--|--------------------------|
| C_{d_e} | Concentración del compartimiento de diluido a la entrada | <i>g Lac. Na/L</i> |
| $C_{c_e (t_0)}$ | Concentración del tanque al inicio del experimento | <i>g Lac. Na/L</i> |
| I | Intensidad de Corriente | <i>A</i> |
| Q_{d_e} | Caudal de entrada del compartimiento de diluido | <i>L/h</i> |
| Q_{c_e} | Caudal de entrada del compartimiento de concentrado | <i>L/h</i> |
| T_f | Tiempo de ejecución | <i>H</i> |
| V_{tank} | Volumen del tanque de concentrado | <i>L</i> |
| t_{lac_mia} | Número de transporte aniónico en las MIA | <i>Adim</i> |
| t_{Na+_mic} | Número de transporte aniónico en las MIC | <i>Adim</i> |
| $C_{satLac. Na (25^\circ C)}$ | Concentración de saturación para una disolución de Lac. de Na. | <i>g Lac. Na/kg sol.</i> |
| $\rho_{satLac. Na (25^\circ C)}$ | Densidad de saturación para una disolución de Lac. de Na. | <i>kg sol./L sol.</i> |
| D_{lac_mia} | Coefficiente de Difusión de los iones lactato- en las MIA | <i>dm²/s</i> |
| D_{Na+_mic} | Coefficiente de Difusión de los iones lactato- en las MIC | <i>dm²/s</i> |
| D_{W_mia} | Coefficiente de Difusión del agua en las MIA | <i>dm²/s</i> |
| D_{W_mic} | Coefficiente de Difusión del agua en las MIC | <i>dm²/s</i> |
| F | Constante de Faraday | <i>C/mol</i> |
| h_{Lac-} | Núm. de hidratación primario lac- | <i>Adim</i> |
| h_{Na+} | Núm. de hidratación primario Na+ | <i>Adim</i> |

| | | |
|------------------|---|-----------------------|
| λ_{Lac-} | Conductividad equivalente del ion lactato | $S.m^2/kmol$ |
| λ_{Na+} | Conductividad equivalente del ion sodio | $S.m^2/kmol$ |
| η | Rendimiento eléctrico | <i>Adim</i> |
| K_m | Coeficiente de transferencia de masa | dm/s |
| L | Espaciado entre membranas | dm |
| $Mm_{Lac. Na}$ | Masa molecular del lactato de sodio | $g Lac. Na/L Lac. Na$ |
| Mm_W | Masa molecular del agua | $g W/L W$ |
| N | Número de celdas | <i>Adim</i> |
| R_{mia} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIA | $\Omega.cm^2$ |
| R_{mic} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIC | $\Omega.cm^2$ |
| S | Área efectiva de las membranas | dm^2 |
| T_W | Número de transporte del agua | <i>Adim</i> |
| t_{lac-} | Número de transporte aniónico | <i>Adim</i> |
| t_{Na+} | Número de transporte catiónico | <i>Adim</i> |
| V_{Celda} | Volumen de la celda | L |
| Z | Carga iónica Lactato de sodio | <i>Adim</i> |
| ρ_W | Densidad del agua | $g W/L W$ |
| σ_{mia} | Espesor de las MIA | dm |
| C_{d_mia} | Concentración en la superficie de la MIA (Compartimiento diluido) | $mol Lac. Na./L$ |
| C_{d_mic} | Concentración en la superficie de la MIC (Compartimiento diluido) | $mol Lac. Na./L$ |
| C_{d_s} | Concentración del compartimiento de diluido a la salida | $mol Lac. Na./L$ |
| C_{c_e} | Concentración del compartimiento de concentrado a la entrada | $mol Lac. Na./L$ |
| C_{c_mia} | Concentración en la superficie de la MIA (Compartimiento concentrado) | $mol Lac. Na./L$ |
| C_{c_mic} | Concentración en la superficie de la MIC (Compartimiento concentrado) | $mol Lac. Na./L$ |
| C_{c_s} | Concentración del compartimiento de concentrado a la salida | $mol Lac. Na./L$ |
| D | Difusión iónica | $mol Lac. Na/h$ |
| D_W | Difusión de agua por Ósmosis | $mol W/L$ |
| $E_{Lac. Na}$ | Consumo eléctrico | $kWh/ Ton Lac. Na$ |
| M | Migración iónica | $mol Lac. Na/h$ |
| M_W | Migración de agua por Electro-Ósmosis | $mol W/h$ |
| Q_{d_s} | Caudal de salida de compartimientos de diluido | L/h |
| Q_{c_s} | Caudal de salida de los compartimientos de concentrado | L/h |
| Q_{tank} | Caudal de agua que rebosa del tanque | L/h |

| | | |
|-------|---|----------|
| Q_w | Caudal de agua que se transmite de compartimiento de diluido al compartimiento de concentrado | L/h |
| R | Resistencia eléctrica opuesta por un par de celdas | Ω |
| R_c | Resistencia eléctrica opuesta por la disolución concentrada | Ω |
| R_d | Resistencia eléctrica opuesta por la disolución diluida | Ω |
| V | Voltaje | V |
| K_c | Conductividad de la disolución en los compartimientos de concentrado | S/m |
| K_d | Conductividad de la disolución en los compartimientos de diluido | S/m |

RESUMEN

En los proyectos de investigación ejecutados por el grupo de biotecnología de la Universidad de América se realizó una vía biotecnológica de producción de ácido láctico a partir de residuos de piña, para posteriormente evaluar la separación del ácido láctico del caldo fermentado. En la separación y purificación del producto final se han presentado varios inconvenientes, pues los costos de producción, consecuencias ambientales y limitaciones legales han hecho de la extracción con solventes un proceso de separación de poca viabilidad.

Por lo anterior, para dar solución a la problemática de la separación y purificación del ácido láctico, el GPS, con el deseo de contribuir al desarrollo de la investigación, propuso estudiar una tecnología de separación de membrana denominada electrodiálisis, desarrollando un algoritmo que permita el modelamiento y el diseño conceptual de la técnica anteriormente mencionada. Posteriormente se analizó la viabilidad y factibilidad del proceso partiendo de la estimación del gasto energético y del grado de pureza alcanzado en el producto final. Para establecer las condiciones de operación del proceso se realizaron análisis de repeticiones y de superficie de respuesta, determinando la influencia de cada variable de entrada en la técnica. Finalmente se obtuvo un consumo energético de 76,8 kWh/Ton Lac. Na y una concentración máxima en el tanque de concentrado de 338,9 g Lac. Na/L, partiendo de una concentración a la entrada del compartimiento de diluido de 65 g Lac. Na/L, por lo que el proceso se considera poco viable si se usa como única alternativa de separación, pero podría tener buenos resultados al acoplarse a otras técnicas de separación.

Con este proyecto se pretende generar conocimiento en la aplicación de técnicas no convencionales de separación usando membranas, de la misma manera, el trabajo puede ser una base fundamental para el desarrollo de nuevos proyectos que tengan como objetivo el diseño y estudio de nuevas alternativas de separación y purificación de ácido láctico proveniente de una vía biotecnológica.

Palabras clave:

- Ácido láctico
- Lactato
- Electrodiálisis
- Membranas de intercambio iónico.

INTRODUCCIÓN

El ácido láctico es un ácido carboxílico o hidroxiaácido que puede obtenerse a partir de la fermentación láctica o síntesis química. Debido a su origen, su alta afinidad por el agua y su baja volatilidad, es complicado obtener el producto puro, y se debe tener en cuenta que el grado de pureza del ácido láctico obtenido determina el uso que se le puede dar, sus tratamientos posteriores y su posible precio en el mercado. La demanda de ácido láctico está en constante crecimiento, pues es materia prima fundamental en industrias como la alimenticia, la química, la farmacéutica y la producción de polímeros biodegradables.

Para el año 2006 la producción mundial de ácido láctico estaba comprendida entre 130.000 y 150.000 toneladas anuales¹, en 2011 la capacidad global de producción de ácido láctico fue de 500.000 toneladas anuales, con una producción promedio entre 300.000 y 400.000 toneladas por año². Teniendo en cuenta lo anterior, se pronostica que aumenten cerca de 0,9 millones de toneladas en 2016 a 1,3 millones de toneladas en 2021³. En Colombia la gran mayoría del ácido láctico es importado debido a los altos precios del proceso productivo. Estos altos costos se deben en gran parte al método de separación y purificación utilizado. Según el ministerio de industria y comercio la materia importada es mucho mayor que la exportada, pues por ejemplo, en el año 2015 se alcanzaron cifras de 484,492 toneladas y 5,618 toneladas respectivamente⁴, lo cual indica que la participación de Colombia en el mercado del ácido láctico es muy limitada respecto a la capacidad de producción global.

Las tecnologías de membrana han surgido como una importante alternativa para los procesos de separación en las últimas décadas, debido a que sus ventajas energéticas, ambientales y las facilidades de operación de estos procesos les permiten tener una alta competitividad frente a los procesos convencionales. Con el tiempo las membranas se han convertido en la solución a problemas de separación existentes en diferentes industrias, como la pureza y concentración de disoluciones macromoleculares, la separación de electrolitos y no electrolitos de bajo peso molecular de soluciones acuosas, la separación selectiva de iones

¹ WEE, Young-Jung; KIM, Jin-Nam y RYU, Hwa-Won. Biotechnological production of lactic acid and its recent applications. En: FOOD TECHNOLOGY AND BIOTECHNOLOGY. vol. 44, no. 2, p. 163-172

² Natrass L. & Dr. Higson A. (2011). Lactic Acid. *NNFCC Renewable Chemicals Factsheet*. Febrero.

³ Corbion. Industria Mundial De Bioplásticos Se Mantiene En Aumento. [Electronic(1)]. 2016. [Consultado el Enero 2016]. Disponible en: <http://www.plastico.com/temas/Industria-global-de-bioplasticos-se-mantiene-en-aumento+116871>

⁴ Ministerio de industria y comercio. Informe De Importaciones Colombianas y Balanza Comercial. [Print(0)]. Bogotá. 2015. [Consultado el Febrero 2016]. Disponible en: http://www.mincit.gov.co/publicaciones/15833/informes_de_importaciones_colombianas_y_balanza_comercial

metálicos pesados⁵, entre otros; adicionalmente estas tecnologías han ido evolucionando con el fin de obtener una mejoría en el desarrollo de las técnicas y aumentar su factibilidad económica frente a los procesos comunes.

El lactato es la forma ionizada del ácido láctico y al ser una sal, se considera un electrolito que permitirá desarrollar un proceso de electrodiálisis de una forma más sencilla y eficiente, además es más fácil, desde el punto de vista de selección de membrana y permeabilidad de ésta hacia cierto ion. El lactato puede obtenerse bien sea por vía biotecnológica (fermentación de residuos de piña en este caso) así como por conversión química de ácido láctico al ser neutralizado con alguna base, ya sea CaCO_3 , NaOH , KOH , etc. La base utilizada será fundamental para la determinación de los iones presentes en la mezcla, así como la elección de la membrana de intercambio iónico.

Teniendo en cuenta lo anterior el Semillero de Investigación de Procesos de Separación No Convencionales (GPS) de la Fundación Universidad de América, busca estudiar la factibilidad de la separación de lactato proveniente de la conversión química de ácido láctico obtenido mediante la fermentación de residuos de piña (*Ananas Comosus Merr*) utilizando un proceso de separación de membrana: Electrodiálisis.

La electrodiálisis es un proceso de separación que se basa en la transferencia de masa a través de una membrana, pero se caracteriza porque está influenciada por la acción de un campo eléctrico, es decir, ya no se maneja un gradiente de concentración, sino un gradiente de potencial eléctrico, lo cual la hace una excelente técnica para la separación y recuperación de electrolitos⁶. Se debe tener en cuenta que en la electrodiálisis se preparan soluciones de las sustancias ionizadas que se quieren recuperar, y se hace uso de varias membranas selectivas de intercambio iónico (Aniónicas y catiónicas). Tiene como ventaja que es de fácil operación, necesita pocos requisitos de mantenimiento y alcanza una eficiencia alta, pero no es muy buena alternativa a altos pH. La electrodiálisis no es un proceso convencional, pero se busca que en un futuro, con un mayor desarrollo en las propiedades de las membranas, que estas alcancen selectividades mucho mayores, haciendo al proceso más práctico y rentable.

En este proyecto se analizará mediante un Modelamiento y un diseño conceptual la alternativa de la Electrodiálisis con el fin de estimar si el método de separación es factible para la recuperación de lactato. Para lo anterior se estudiarán todas las variables del proceso de electrodiálisis, así como los parámetros de diseño de un electrodiálizador.

⁵ RAVENTÓS, Mercè y DUARTE, Sonia. Tecnología de membranas. En: Industria Alimentaria Tecnologías Emergentes. Ediciones UPC. Barcelona. p. 173-210.

⁶ ROA, Israel F. Medina. TRATAMIENTO DE AGUAS DE PRODUCCIÓN CON ELECTRODIÁLISIS.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Realizar un diseño conceptual de la separación por electrodiálisis de lactato proveniente de la fermentación de residuos de piña.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Establecer las variables de proceso implicadas en la técnica de electrodiálisis.
- Desarrollar un algoritmo para modelar la separación del lactato-agua mediante electrodiálisis.
- Evaluar el efecto de las variables en la separación del lactato-agua.

1. MARCO DE REFERENCIA

1.1 ÁCIDO LÁCTICO

El ácido láctico, fue descubierto en el año 1780 por el químico de nacionalidad sueca Carl Wilhelm Scheele, sustrayéndolo de la leche agria y reconocido como producto de fermentación gracias a Blondeaur en 1847. Es un ácido carboxílico que se puede obtener por dos vías: la síntesis química, la cual se basa en la reacción de acetaldehído con ácido cianhídrico (HCN) para dar lactonitrilo, que posteriormente será hidrolizado a ácido láctico y la vía biotecnológica que consiste en la fermentación de sustratos ricos en carbohidratos por bacterias u hongos⁷.

Se pueden producir dos isómeros ópticos del ácido láctico, gracias a que tiene un carbono asimétrico lo cual da lugar a actividad óptica, estos dos isómeros son el dextrógiro D (-) y el levógiro L (+) y una mezcla llamada forma racémica constituida por D(-) y por L (+) en iguales cantidades.

La configuración L(+) es metabolizada por el organismo humano y por esto es el que tiene importancia biológica; la vía química produce una mezcla de ácido láctico D y L ópticamente inactivo, conociendo lo anteriormente dicho el 90% del ácido láctico producido en el mundo se produce por vía biotecnológica pues produce enantiómeros D(-) ó L(+), ópticamente activos.

La demanda del ácido láctico ha estado en gran crecimiento gracias a la cantidad de usos que se le ha dado en la industria. En el Cuadro 1. se pueden ver los principales usos del ácido láctico respecto a la industria que lo utiliza:

Cuadro 1. Usos del ácido láctico en grandes industrias.

| Industria | Usos |
|-------------|---|
| Alimenticia | <ul style="list-style-type: none">- Acidulante- Preservante- Saborizante- Regulador de pH- Fortificantes minerales |
| Cosmética | <ul style="list-style-type: none">- Humectante- Agente rejuvenecedor de piel- Regulador de pH |
| Química | <ul style="list-style-type: none">- Agente anti-acné- Neutralizante- Solvente verde- Agente de limpieza- Agente desinfectante- Regulador de pH |

⁷ SERNA-COCK,L. y STOUVENEL,A. Rodríguez-de. Producción biotecnológica de ácido láctico: estado del arte biotechnological production of lactic acid: state of the art producción biotecnológica de ácido láctico: estado do arte. en: cyta-Journal of Food. vol. 5, no. 1, p. 54-65.

Cuadro 1. (Continuación)

| Industria | Usos |
|------------------|--|
| Farmacéutica | - Solución para diálisis - Desinfectante |
| Otras | Materia prima para: - Óxido de propileno - Acetaldehído - Ácido acrílico - Ácido propanoico - 2-3-Pentanodiona - Etil lactato - Ácido poliláctico |

El problema del ácido láctico obtenido por fermentación es la purificación y separación, gracias a su alta afinidad por el agua y a su baja volatilidad. Para solucionar esto, muchas industrias recuperan el ácido láctico como lactato de sodio, pero la pureza del producto depende de los tratamientos posteriores aplicados, los cuales son:

- Tratamiento con carbón activado
- Purificación con resinas de intercambio iónico
- Extracción con solventes o esterificación con metanol seguido por destilación e hidrólisis⁸.

1.2 LACTATO DE SODIO

El lactato de sodio es una sal sódica proveniente del ácido láctico, el cuál puede ser producido por fermentación de los azúcares del maíz o remolacha.

La sal y sus soluciones se pueden encontrar en la industria como un líquido incoloro, inodoro, con un pequeño olor característico y con un leve sabor salino, también se encuentra en polvo blanco cristalino. A continuación en el Cuadro 2. Se muestran los usos más comunes del lactato de sodio en la industria química:

⁸ SUÁREZ ZULUAGA,Diego Andrés. Evaluación Y Simulación De La Producción De Ácido Láctico Con Lactobacillus Casei ATCC 7469. [Print(0)]: Universidad EAFIT, 2007. OHKOUCHI,Y. y INOUE,Y. Direct production of L ()-lactic acid from starch and food wastes using Lactobacillus manihotivorans LMG18011. En: Bioresource Technology. vol. 97, no. 13, p. 1554-1562.

Cuadro 2. Usos del lactato de sodio en grandes industrias.

| Industria | Usos |
|--------------|---|
| Alimenticia | <ul style="list-style-type: none"> - Saborizante en: <ul style="list-style-type: none"> ✓ Quesos ✓ Productos de confitería ✓ Helados ✓ Gelatinas de fruta ✓ Caramelos ✓ Margarinas ✓ Sopas ✓ Frutas en conserva - Industria cárnica: <ul style="list-style-type: none"> ✓ Conservante ✓ Regulador de pH ✓ Potenciador de sabor |
| Química | <ul style="list-style-type: none"> - Antioxidante - Inhibición del crecimiento de microorganismos patógenos como <i>Listeria monocytogenes</i> y <i>Salmonella sp</i>; esto se da gracias al ion lactato pues posee la capacidad de disminuir la actividad de agua circundante en el sistema alimenticio. - Actividad bacteriostática contra muchos organismos como <i>Clostridium botulinum</i>, <i>Escherichia coli</i> y <i>Staphylococcus aureus</i>. |
| Farmacéutica | <ul style="list-style-type: none"> - Elaboración de medicamentos que tratan los efectos de la deshidratación. - Componente importante para el tratamiento de arritmias del corazón. |

1.3 FENOMÉDOS DE TRASFERENCIA DE MASA

Es importante, para hablar de electrodiálisis conocer los cuatro fenómenos de transferencia de masa, los cuales tienen una gran influencia en el proceso como se mostrará más adelante. A continuación se describen los fenómenos.

1.3.1 Migración iónica. Es un fenómeno de transferencia de masa que mide la cantidad de los iones que son eléctricamente transferidos gracias al gradiente de potencial eléctrico.

1.3.2 Electro-ósmosis. Este fenómeno tiene mucha relación con la migración iónica, ya que este mide la cantidad de moléculas de agua que se adhieren a los iones y que a su vez también son transferidas.

1.3.3 Difusión iónica. La difusión iónica se presenta cuando existe un gradiente de concentración ya que al presentarse, los iones se van a transferir desde una mayor concentración a una menor.

1.3.4 Ósmosis. Este fenómeno tiene relación con la difusión iónica, ya que también se presenta cuando hay un gradiente de concentración pero en este caso son las moléculas de agua que se difunden desde la solución más diluida a la más concentrada.

Los fenómenos de transferencia de masa, son modelados por la ley de Fick y la ley de Faraday las cuales se explican a continuación.

1.3.5 Ley de Fick. permite modelar los procesos de difusión, calcula el flujo de solución que se difunde como consecuencia de un gradiente de concentración.

1.3.6 Ley de Faraday. Permite modelar los procesos de migración, calcula la migración de un mol de sal desde la solución diluida a la concentrada para una determinada intensidad de corriente.

2. MEMBRANAS

2.1 DESCRIPCIÓN DE LAS MEMBRANAS

Una membrana es una piel delgada que actúa con una permeabilidad selectiva, y cumplen con la función de envolver, aislar o delimitar estructuras determinadas⁹, también se puede definir en asociación con los procesos de separación, de concentración o purificación, como una barrera para separar dos fases y ser capaz de restringir el transporte de diversos componentes de una manera selectiva¹⁰. La función que ha hecho de las membranas objeto de estudio y el principal componente de muchas técnicas de separación es la permeabilidad selectiva, la cual limita el transporte de ciertas especies químicas, ya sea para su concentración o para su dilución.

Cada vez que avanza la ciencia y la investigación, se va generando un criterio muy importante, este es la viabilidad de las tecnologías con respecto al cuidado del medio ambiente y la economía del proceso; las tecnologías de membranas cumplen con esto, pues solo se necesita de gradientes ya sea de presión, concentración o potencial eléctrico para forzar el transporte de componentes de una solución a otra, realizando la separación a más bajo costo, obteniendo productos de mayor pureza y calidad, reduciendo el gasto energético sin alterar químicamente las sustancias trabajadas ya que son procesos netamente físicos.

Las membranas tienen diferentes usos con respecto a procesos de separación, los cuales son:

- Separación de mezclas de gases y vapores
- Separación de líquidos miscibles (mezclas orgánicas y mezclas acuoso/orgánico).
- Filtración de partículas de tamaño micro y submicrométrico desde líquidos hasta gases.
- La eliminación de macromoléculas y coloides de líquidos que contienen especies iónicas
- La separación selectiva de mezclas de gases y mezclas de vapor y gas
- El transporte selectivo de especies iónicas solamente¹¹.
- Concentración y purificación de disoluciones macromoleculares.
- Separación de electrólitos y no electrólitos de bajo peso molecular de soluciones acuosas.
- Fraccionamiento económico de la mezcla de gases

⁹ ROA, Op. Cit., p. 4

¹⁰ WANG, Lawrence K., et al. Handbook of Environmental Engineering: Membrane and Desalination Technologies; Volume 13.

¹¹ SCOTT, Keith. Handbook of Industrial Membranes. Elsevier, 1995.

- Difusión controlada de componentes activos en el campo de la biomedicina y la biología.¹²

Las principales aplicaciones de las membranas en procesos de separación se encuentran en el sector químico, en el tratamiento de aguas residuales o en la producción de agua potable o agua de uso industrial, también las técnicas de membrana han sido muy exitosas en países como Japón para la concentración y producción de sal de mesa y la desalinización de agua de mar; otras aplicaciones se pueden encontrar en el sector alimenticio, en lácteos, carnes, huevos, frutas y hortalizas, aceites y grasas.

El material utilizado para fabricar membranas es variado, entre los más utilizados están los polímeros orgánicos, materiales cerámicos y resinas, dependiendo de la clasificación de la membrana y el uso que se le dará.

Las membranas deben cumplir con los siguientes requisitos para su utilización:

- Deben ser eficientes en la separación, teniendo un umbral de separación definido y relacionado con el tamaño de los poros y la estructura química de la membrana.
- Poseer resistencia mecánica, química y térmica, propiedades que dependen del material utilizado.
- La permeabilidad debe ser alta relacionada con la estructura porosa¹³.

2.2 IDENTIFICACIÓN DE LOS DIFERENTES TIPOS DE MEMBRANAS

Actualmente, existen numerosos tipos de clasificación de las membranas, la primera de ellas son las naturales y las sintéticas; el enfoque de este proyecto es hacia las membranas sintéticas, las cuales se clasifican de la siguiente manera.

2.2.1 Según su naturaleza química. La composición de las membranas es un factor determinante en las membranas, ya sea para lograr mejores resultados con respecto a concentraciones de productos o para generar menores costos.

2.2.1.1 Membranas orgánicas. Las membranas orgánicas, son aquellas membranas fabricadas a partir de celulosa (acetato de celulosa), poliamidas, polisulfonas, polímeros acrílicos y polímeros fluorados. Sus principales características son:

- Resistencia limitada a los solventes

¹² RAVENTÓS, Mercè y DUARTE, Sonia. Tecnología De Membranas. [Print(0)]: 2005. p. 173-210. p. 6

¹³ GUIZARD, Christian. Clasificación de las membranas y de los procesos que las utilizan. En: Departamento De Ingeniería Química. Universidad De Los Andes.

- Corta duración
- Gama Variada de tamaño de poro
- Resistencia térmica limitada
- Baja resistencia a altas presiones¹⁴

2.2.1.2 Membranas inorgánicas. Las membranas inorgánicas, se obtienen a partir de materiales cerámicos, vidrio, carbón o metales, son mucho más actuales y sofisticadas que las membranas orgánicas. Sus principales características son:

- Alta resistencia química y térmica
- Resistencia a los solventes orgánicos
- Resistencia a medios corrosivos
- Su limpieza es fácil
- Alta resistencia mecánica y a altas presiones

2.2.1.3 Membranas mixtas. Las membranas mixtas, se utilizan solamente a nivel laboratorio, están fabricadas en materiales orgánicos e inorgánicos.

2.2.2 Según su forma y función. Dependiendo del tipo de aplicación o el proceso en el que serán utilizadas las membranas, algunas formas favorecerán más o menos el proceso.

2.2.2.1 Membranas porosas. Este tipo de membranas se caracterizan por ser pieles delgadas con orificios o poros, el diámetro de los poros puede ser menor de $1\mu\text{m}$, mayores a $1\mu\text{m}$ y existen algunos con diámetros mayores a $20\mu\text{m}$. La separación con membranas porosas se basa en mecanismos de tamizado determinados por el tamaño del poro y la partícula.¹⁵ Las membranas porosas se clasifican según su estructura, de la siguiente manera:

- Simétricas: El diámetro del poro no varía a lo largo de la membrana, se utilizan en procesos como microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración¹⁶ o en diálisis, los cuales son procesos que se basan en la separación por tamaño y masa molecular.
- Asimétrica: Está conformada por una película muy delgada de $0,1$ a $1\mu\text{m}$, la cual posee alta selectividad y dependiendo el material se determinan las características de separación, para soportar esta película delgada, se utiliza debajo de esta una subestructura gruesa de 100 a $200\mu\text{m}$ altamente porosa. Estas membranas se utilizan para procesos donde se necesitan gradientes de presión, como lo son la ósmosis inversa y ultrafiltración.

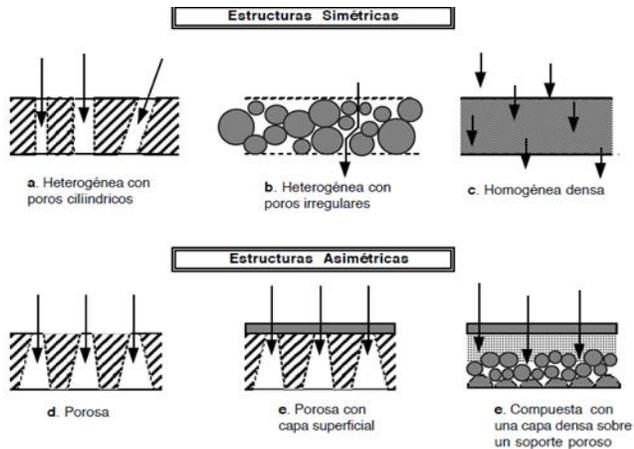
¹⁴ CARDENAS,A. Membranas Generalidades. Mérida: Universidad de los Andes, 2002. Citado por: ROA,Isrrael F. Medina. TRATAMIENTO DE AGUAS DE PRODUCCIÓN CON ELECTRODIÁLISIS.

¹⁵ ZULEHNER,W., et al. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. A23.

¹⁶ ROA,Isrrael F. Medina. Tratamiento De Aguas De Producción Con Electrodialisis. [Print(0)]: a.

2.2.2.2 Membranas homogéneas. Son películas densas, su funcionamiento se basa principalmente en el transporte de moléculas por difusión y depende de la solubilidad de las mismas dentro de la membrana. Las moléculas son transportadas por gradientes de presión concentración o potencial eléctrico. En la Ilustración 1. se pueden observar algunos ejemplos de membranas simétricas y asimétricas.

Ilustración 1. Membranas simétricas y asimétricas.



Fuente: Guizard, C. (1999). Clasificación de las membranas y de los procesos que las utilizan. *Departamento de ingeniería química. Universidad de los Andes.*

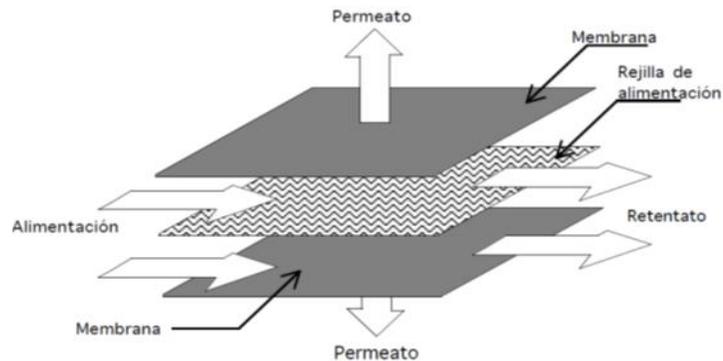
2.2.2.3 Membranas cargadas eléctricamente. Son también llamadas membranas de intercambio iónico, existen dos clases, las aniónicas las cuales tienen adheridas cargas positivas y las catiónicas las cuales tienen adheridas cargas negativas. Estas membranas se explican más a fondo en el Capítulo 3.

2.2.3 Según el tipo de módulo. La selección de los tipos de módulo depende del proceso de separación.

2.2.3.1 Módulo plano. Consiste en la circulación de líquidos por medio de placas que se encuentran separadas por membranas, la forma de la membrana se acopla al soporte dándole así resistencia mecánica. Este módulo se deriva de los modelos de filtro de prensa, se pueden ensamblar de forma horizontal o vertical. Este módulo es el utilizado en la electrodiálisis¹⁷.

¹⁷ ROA, Israel F. Medina. Tratamiento De Aguas De Producción Con Electrodiálisis. [Print(0)]: b.

Ilustración 2. Módulo plano.

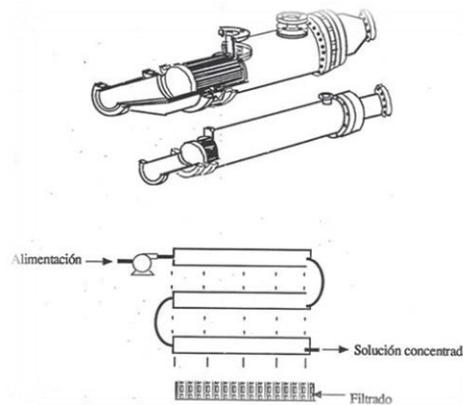


Fuente: Roa, I.F.M. tratamiento de aguas de producción con electrodiálisis

2.2.3.2 Módulos tubulares. Estos módulos se utilizan en todos los procesos de separación en fase líquida o gaseosa, se pueden ensamblar en serie o en paralelo. Para una mayor separación se utilizan tubos con múltiples canales.

Los soportes tubulares son fabricados en cerámica, metal, plástico, fibra y pueden medir hasta dos metros.

Ilustración 3. Módulo tubular



Fuente: Roa, I. F. M. tratamiento de aguas de producción con electrodiálisis.

2.2.3.3 Módulos helicoidales. Es un tipo de módulo antiguo y poco utilizado; consiste en un tubo flexible enrollado sobre si de forma helicoidal, se utilizaba anteriormente para evitar las pérdidas por fricción causadas por los empates en el caso de los filtros tubulares.

2.2.3.4 Módulos Espirales. Consiste en dos membranas separadas por un soporte interno y uno externo el cual recoge el filtrado. Las membranas y los soportes se encuentran doblados sobre un tubo que se encarga de recolectar el filtrado. Es de gran uso en la ósmosis inversa.

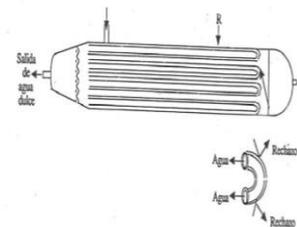
Ilustración 4. Módulo espiral



Fuente: Roa, I. F. M. tratamiento de aguas de producción con electrodiálisis.

2.2.3.5 Módulos de fibras Huecas. Este tipo de módulo consiste en una serie de pequeños tubos de diámetros muy pequeños (en micrómetros), permite obtener superficies de intercambio muy elevadas. Su uso es principalmente para el tratamiento de aguas por ósmosis inversa¹⁸.

Ilustración 5. Módulo fibra hueca



Fuente: Roa, I. F. M. tratamiento de aguas de producción con electrodiálisis.

2.3 PROCESOS DE SEPARACIÓN QUE UTILIZAN MEMBRANAS

Con el tiempo, se han introducido las membranas a los procesos industriales de separación y concentración, utilizando el principio básico de selectividad para permitir el paso de algunos compuestos y de otros no. Para que esta tecnología funcione se necesita una fuerza impulsora que en este caso es un gradiente, que permita la transferencia de masa a través de la interfase; encontramos tres tipos

¹⁸ Ibid., p. 13

de gradientes: De presión, de Concentración y de potencial eléctrico. En la industria, existen diferentes procesos para cada gradiente.

2.3.1 Procesos que utilizan gradiente de presión. Son procesos que trabajan a diferentes presiones con el objetivo de que la diferencia entre éstas, o el gradiente, impulse o permita la concentración de determinada especie. En estos procesos es especialmente importante el tamaño de los poros de las membranas.

2.3.1.1 Microfiltración. Se basa en la separación de partículas sólidas presentes en una corriente líquida o gaseosa mediante el uso de un tamiz mecánico (membrana). Para utilizar este proceso, las partículas deben poseer diámetros entre 0,1 a 10 μm y el líquido en donde están diluidas debe tener un peso molecular $> (0,1-1) \times 10^6$ g/mol. Las membranas utilizadas en esta técnica son simétricas con poros entre 0,1 y 10 μm y poseen un gradiente de presión de 0,1 a 2 bar. Esta técnica es una de las más desarrolladas a nivel mundial con usos como la filtración de partículas presentes en corrientes líquidas o gaseosas utilizadas en los sectores químicos, biológicos, farmacéuticos y de alimentos¹⁹, producción de agua pura, purificación de productos, tratamientos de aguas residuales entre otros.

2.3.1.2 Ultrafiltración. Se basa en el mismo principio de la microfiltración, la diferencia es que utiliza membranas asimétricas con diámetros de poros menores a 0,1 μm (retiene moléculas muy pequeñas), separa moléculas disueltas en algún líquido en función de su tamaño bajo presión por medio de la membrana, comprende un gradiente de presión entre 1 a 5 bar. Puede ser utilizada para la recuperación de pintura de carrocería de automóviles, concentración de leche y jugos de fruta, aislamiento y concentración de enzimas, virus y ácidos nucleicos en la industria farmacéutica, esterilización de aguas residuales, clarificación y estabilización del vino²⁰, entre otras.

2.3.1.3 Ósmosis inversa. Esta técnica es utilizada para remover solutos de bajo peso molecular tales como sales inorgánicas y moléculas orgánicas pequeñas de agua, aplicando presión (debe ser mayor a la presión osmótica del sistema) a la solución con mayor contenido de sal a través de una membrana semipermeable produciendo la migración del agua desde el lado concentrado al lado diluido, concentrando así la sal.

Esta técnica se basa en la solubilidad y difusividad del solvente en la membrana, la presión de operación es de 25 a 35 bar. Entre sus usos están la producción de

¹⁹ ROLDÁN MORENO, Jordi y SÁNCHEZ GARCÍA, Ángel J. Estudio técnico-económico de una planta desaladora de agua de mar por ósmosis inversa.

²⁰ RAVENTOS, Op. Cit., p. 7

agua potable a partir de agua de mar, fabricación de soluciones inyectables, separación de virus y bacterias, fabricación de agua ultra pura para diálisis renal.

2.3.1.4 Nanofiltración. Esta técnica es similar a la ósmosis inversa, el tamaño del poro de la membrana utilizada en la nanofiltración es de 1 nm, separa partículas entre 200 y 1000 daltons y sales minerales a bajas concentraciones²¹, maneja gradientes de presión de 10 a 40 bar. Las membranas utilizadas son asimétricas de tres niveles los cuales son:

- Primero, se compone de un soporte macroporoso, el cual tiene una buena resistencia mecánica.
- Posteriormente, tiene una capa mesoporosa que asegura la unión entre el soporte y la capa activa.
- Finalmente, una piel activa de material orgánico o inorgánico presenta una estructura microporosa con diámetros de poro en nanómetros.

2.3.1.5 Separación de gases. Se pueden utilizar membranas tanto porosas como no porosas, si se utilizan membranas porosas la separación se basa en la difusión a través de los poros; con el uso de las membranas no porosas la separación se basa en la diferencia de solubilidad que existe entre los componentes del gas en las membranas, como ejemplo se tiene la separación del oxígeno del aire. Entre sus usos se puede destacar la recuperación de hidrógeno de las corrientes gaseosas de refinería y la deshidratación del aire²².

2.3.2 Procesos que utilizan gradiente de concentración. Son aquellos que mediante fenómenos de difusión y diferencia de concentraciones, generan un equilibrio permitiendo que la solución menos concentrada alcance niveles de purificación similares a los niveles de la solución más concentrada.

2.3.2.1 Diálisis. Trabaja con dos partes importantes, la alimentación (mayor concentración) y el dializado (menor concentración); gracias a la diferencia de concentración, un flujo de soluto tiende a igualar las concentraciones por medio de una membrana, transfiriendo los solutos desde la alimentación al dializado. El uso más conocido es la diálisis sanguínea, la cual consiste en que el riñón es reemplazado por una membrana, separando los productos tóxicos producidos por el cuerpo humano; también es utilizado en la industria farmacéutica y cosmética.

2.3.2.1 Pervaporación. Se utilizan membranas homogéneas, su funcionamiento se centra en la separación de componentes volátiles que se encuentran en una mezcla líquida que después presenta una fase gaseosa, esta separación se

²¹ Roa, I. F. M. Tratamiento de aguas de producción con electrodiálisis.

²² CARDENAS, A. Membranas Generalidades, Universidad de los Andes, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería química. Mérida, 2002.

determina por la diferencia de las presiones de vapor y por la capacidad de permeabilidad que tenga la membrana.

La fuerza impulsora del proceso es la diferencia del potencial químico de los dos componentes entre las dos fases separadas por la membrana, la cual es generada por un gradiente de concentración dentro de la interfase de la membrana, este gradiente de potencial químico, por lo general es inducido al aplicar una presión de vacío en el lado de la fase gaseosa²³. Entre sus usos se encuentra la producción de alcohol puro, deshidratación de solventes orgánicos, la desalcoholización, etc.

2.3.3 Procesos que utilizan gradiente de potencial eléctrico. Son aquellos donde la fuerza impulsora es la aplicación de un campo eléctrico. Se caracteriza porque utiliza membranas de intercambio iónico, catiónicas y/o aniónicas.

2.3.3.1 Electro-Electrodiálisis. Usa como fuerza impulsora un campo eléctrico que combina en un solo proceso la electrólisis de agua y el transporte de iones a través de membranas permselectivas de intercambio de iones²⁴. Un gran ejemplo de este proceso es la producción de cloro y soda cáustica.

2.3.3.2 Electrodiálisis. Por medio de membranas de intercambio iónico (catiónicas y aniónicas) los iones son concentrados gracias a un gradiente de potencial, es de fácil operación y de bajo consumo de energía (capítulo 3).

2.3.3.3 Electrodiálisis con membranas bipolares. Tiene el mismo principio de la electrodiálisis, la diferencia, es el uso de membranas bipolares las cuales permiten la hidrólisis del agua y posibilita la producción ácidos y bases. Este proceso se utiliza para la regeneración de los efluentes de decapado de acero inoxidable y recuperar el HF, HNO y KOH.²⁵

²³ Sánchez, A., & Palacios, J. (2000). Criterios termodinámicos para la selección de una membrana polimérica, empleada en el proceso de pervaporación para la separación de MMA, ISB y PRP. *REVISTA de la SOCIEDAD*, 44(4), 281-288.

²⁴ Gómez, J. R. O., Balboa, C. G., Belaustegui, Y., Chausson, B. V., & Marquínez, R. (2003). *Revista de Ciencia, Tecnología y Medio Ambiente*.

²⁵ Alt, C. (2006). *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*.

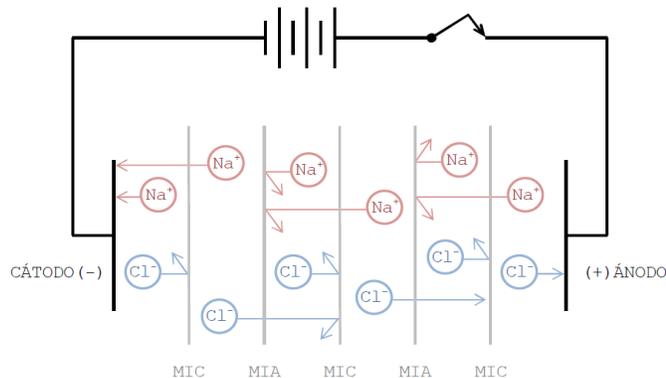
3. ELECTRODIÁLISIS

3.1 PRINCIPIOS DE LA ELECTRODIÁLISIS

La electrodiálisis es una técnica de separación no convencional, la cual se basa en la implementación de potencial eléctrico para realizar la separación de iones, presenta grandes ventajas industrialmente, pues es una técnica de membrana que reduce a la mitad el gasto energético, gracias a esto es económico, además el proceso es totalmente controlable. Debido a que es un proceso totalmente físico no altera el pH del caldo ni lo modifica químicamente y posee una alta velocidad de estabilización, el equipo utilizado es de fácil adaptación y de fácil operación.

Para comprender la electrodiálisis primero hay que hablar de las membranas de intercambio iónico las cuales son el elemento principal en el proceso, estas son realizadas en materiales poliméricos que poseen una carga eléctrica adherida a ellas. Existen dos clases de membranas de intercambio iónico, las catiónicas las cuales tienen adheridas cargas negativas como grupos sulfónico o carboxilo y las aniónicas que son aquellas que tienen adheridas cargas positivas como grupos de amonio cuaternario. Estas membranas pueden tener un espesor entre 50 y 200 micrómetros²⁶.

Ilustración 6. Ejemplificación de la permeabilidad de las membranas de intercambio iónico.



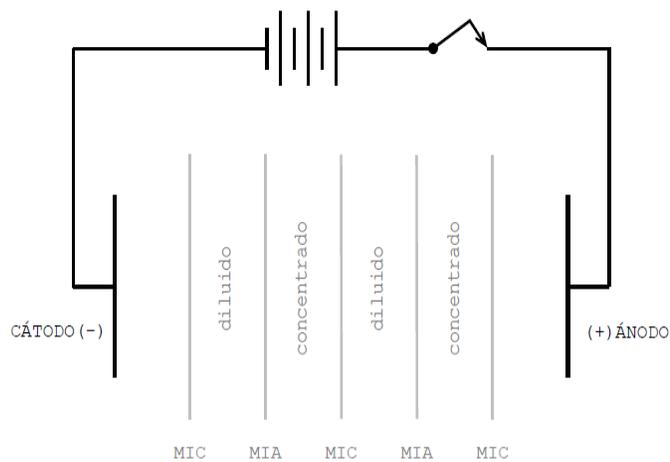
Fuente: Bonet Rimbau, N. (2010). Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

En la Ilustración 6., se muestra como es el funcionamiento de un electrodiálizador (equipo utilizado para la electrodiálisis) donde este está compuesto por dos electrodos (cátodo y ánodo) y las membranas de intercambio iónico anteriormente

²⁶ BONET RIMBAU, N. (2010). Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

nombradas, las cuáles están en posiciones alternadas; como se puede observar, las cargas positivas son permeables en la membrana de intercambio catiónico²⁷ y las cargas negativas son rechazadas por esta misma, de manera inversa sucede con las membranas de intercambio aniónico donde las cargas negativas son permeables y las cargas positivas son rechazadas. Esta transferencia de iones se da gracias a la aplicación de una corriente eléctrica continua; por lo anteriormente dicho se irán formando compartimientos de iones concentrados y de agua diluida como se muestra en la Ilustración 7.

Ilustración 7. Compartimientos de diluido y concentrado en una pila de electrodiálisis.



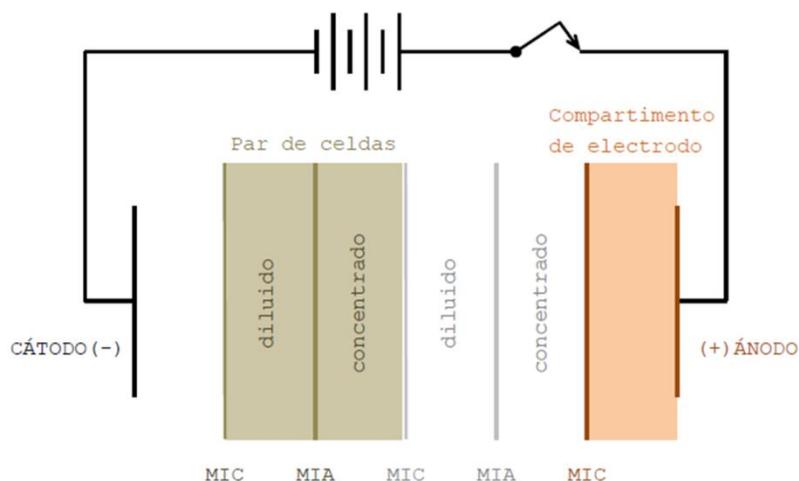
Fuente: Bonet Rimbau, N. (2010). Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis

Para facilidad de cálculos, se realizara la modelización solamente a una celda de electrodiálisis la cual está compuesta por una membrana de intercambio catiónico, una membrana de intercambio aniónico, un espaciador de flujo de agua diluida y un espaciador de agua concentrada, se muestra gráficamente una celda de electrodiálisis en la Ilustración 8.

Una pila típica de electrodiálisis usada a nivel industrial puede tener entre 500 y 2000 pares de celdas.

²⁷ Ibid., p. 19.

Ilustración 8. Par de celdas en una pila de electrodiálisis.



Fuente: Bonet Rimbau, N. (2010). Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

El funcionamiento de una pila de electrodiálisis consiste en que una corriente de agua entra por el diluido y otra corriente entra por el concentrado, los flujos pasarán por las membranas donde los iones serán eléctricamente transferidos a través de las MIA y MIC, desde los compartimentos de diluido a los de concentrado, donde la corriente de concentrado tiene una recirculación para así alcanzar la concentración requerida.

El flujo de agua que circula por los compartimentos adyacentes no se mezcla con las corrientes de diluido ni de concentrado, su función es dar salida a los gases producidos en la reacción de los electrodos. Una característica importante es que la ED permite recuperar el ion removido en una solución más concentrada y esto permite la reutilización.

Existen otros mecanismos a parte de un potencial de corriente continua que también dan lugar al transporte de iones a través de la pila de ED²⁸.

- Hay que tener en cuenta que los iones se encuentran en solución con el agua y gracias a esto, estos iones cuando son atraídos por los electrodos arrastran en su movimiento a algunas moléculas de agua, a esto se le llama electro-ósmosis.

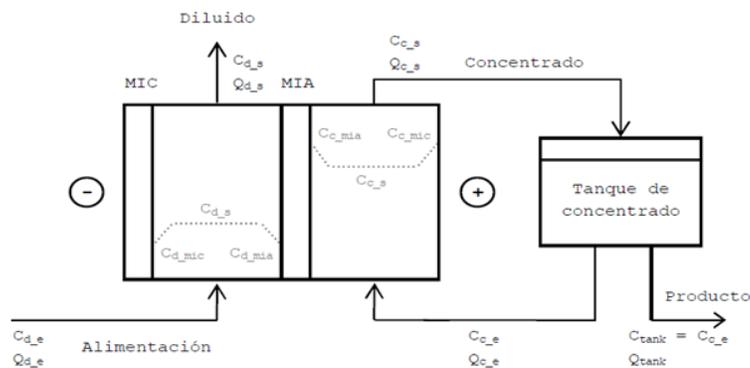
²⁸ FIDALEO, Marcello y MORESI, Mauro. Optimal strategy to model the electrodialytic recovery of a strong electrolyte. En: Journal of Membrane Science. vol. 260, no. 1, p. 90-111

- Va a existir un gradiente de concentración (diferencia de concentración) ya que hay compartimientos de diluido y concentrado, cuando la concentración de los iones en el compartimiento de concentrado es muy alta a comparación con el compartimiento de diluido, se genera un flujo de partículas que tiende a homogenizar las disoluciones a esto se le llama difusión iónica.
- Al mismo tiempo un flujo de moléculas de agua difunde desde las disoluciones más diluida a las más concentradas a esto se le llama osmosis.
- La migración iónica es la cantidad de iones que se transfieren eléctricamente gracias al gradiente de potencial.

Los mecanismos de transferencia de masa pueden ser representados por ecuaciones matemáticas, como la ley de Faraday la cual describe procesos de migración, determina la migración de sal para cierto valor intensidad de corriente, también calcula la cantidad de moléculas de agua que acompañan la migración de los iones, por otro lado está la ley de fick la cual describe los procesos de difusión²⁹.

La idea del proceso es hacer fluir la mezcla por cada uno de los compartimientos haciendo que los iones sobrantes se dividan y el agua quede libre de estos. A continuación se muestra el proceso en un esquema completo donde el producto es el concentrado ya que requerimos lactato con un porcentaje alto de concentración, se realizaran balances de materia en el compartimiento de diluido, concentrado, en la superficie de las membranas y en el tanque de concentrado.

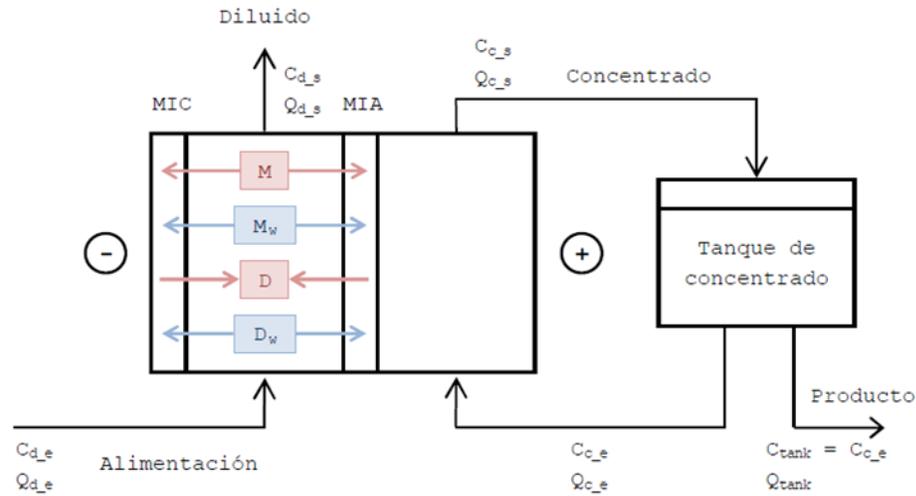
Ilustración 9. Esquema general para los balances de materia.



Fuente: Bonet Rimbau, N. (2010). Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

²⁹ BONET, Op. cit.,p.96

Ilustración 10. Esquema con los fenómenos de transferencia de masa.



Fuente: Bonet Rimbau, N. (2010). Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis

En la Ilustración 10. se representa el esquema del electrodiálizador con los fenómenos de transferencia de iones que se tendrán en cuenta a la hora de realizar los balances de materia.

3.2 VARIABLES DEL MODELO DE ELECTRODIÁLISIS

Para realizar el modelamiento matemático de la electrodiálisis son necesarias las siguientes variables, las cuales fueron agrupadas en el Cuadro 3.

Cuadro 3. Variables del modelo de electrodiálisis.

| Notación | Nombre | Tipo | Unidad |
|--------------------------------|--|-----------|----------------------------------|
| $C_{d,e}$ | Concentración del compartimiento de diluido a la entrada | Entrada | <i>mol Lac. Na/L</i> |
| $C_{c,e(t_0)}$ | Concentración del tanque al inicio del experimento | Entrada | <i>mol Lac. Na/L</i> |
| I | Intensidad de Corriente | Entrada | <i>A</i> |
| $Q_{d,e}$ | Caudal de entrada del compartimiento de diluido | Entrada | <i>L/h</i> |
| $Q_{c,e}$ | Caudal de entrada del compartimiento de concentrado | Entrada | <i>L/h</i> |
| T_f | Tiempo de ejecución | Entrada | <i>H</i> |
| V_{tank} | Volumen del tanque de concentrado | Entrada | <i>L</i> |
| $t_{lac^-_mia}$ | Número de transporte aniónico en las MIA | Parámetro | <i>Adimensional</i> |
| $t_{Na^+_mic}$ | Número de transporte aniónico en las MIC | Parámetro | <i>Adimensional</i> |
| $C_{satLac.Na(25^\circ C)}$ | Concentración de saturación para una disolución de Lac. De Na. | Parámetro | <i>g Lac. Na/kg lac. Na (aq)</i> |
| $\rho_{satLac.Na(25^\circ C)}$ | Densidad de saturación para una disolución de Lac. De Na. | Parámetro | <i>g Lac. Na/L Lac. Na (aq)</i> |

Cuadro 3. (Continuación).

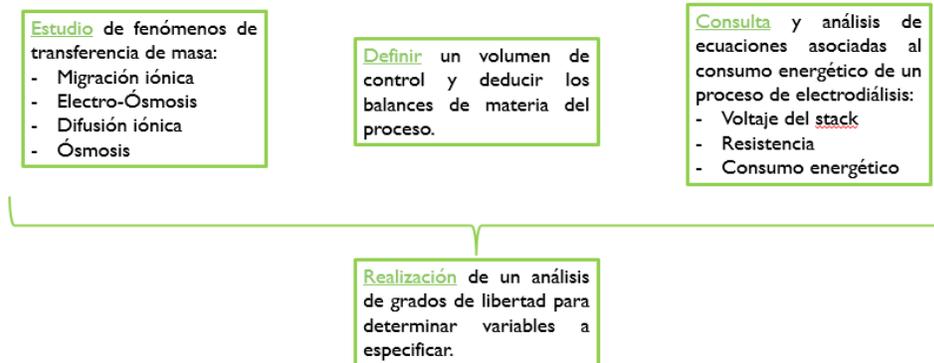
| Notación | Nombre | Tipo | Unidad |
|------------------|---|-------------|----------------------------|
| D_{lac_mia} | Coeficiente de Difusión de los iones lactato- en las MIA | Parámetro | dm^2/s |
| D_{Na+_mic} | Coeficiente de Difusión de los iones lactato- en las MIC | Parámetro | dm^2/s |
| D_{W_mia} | Coeficiente de Difusión del agua en las MIA | Parámetro | dm^2/s |
| D_{W_mic} | Coeficiente de Difusión del agua en las MIC | Parámetro | dm^2/s |
| F | Constante de Faraday | Parámetro | 96.485 C/mol e- |
| h_{lac-} | Núm. de hidratación primario lact- | Parámetro | Adimensional |
| h_{Na+} | Núm. de hidratación primario Na+ | Parámetro | Adimensional |
| η | Rendimiento eléctrico | Parámetro | Adimensional |
| K_m | Coeficiente de transfer. de masa | Parámetro | dm/s |
| L | Espaciado entre membranas | Parámetro | Dm |
| $Mm_{Lac. Na}$ | Masa molecular Lactato de sodio | Parámetro | $g Lac. Na/mol$ |
| Mm_W | Masa molecular agua | Parámetro | $g W/mol$ |
| N | Número de celdas | Parámetro | Celdas |
| R_{mia} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIA | Parámetro | $\Omega.cm^2$ |
| R_{mic} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIC | Parámetro | $\Omega.cm^2$ |
| S | Área efectiva de las membranas | Parámetro | dm^2 |
| t_W | Número de transporte del agua | Parámetro | Adimensional |
| t_{lac-} | Número de transporte aniónico en la disolución | Parámetro | Adimensional |
| t_{Na+} | Número de transporte catiónico en la disolución | Parámetro | Adimensional |
| t_{lac_mia} | Número de transporte aniónico a través de la membrana aniónica | Parámetro | Adimensional |
| t_{Na+_mia} | Número de transporte catiónico a través de la membrana aniónica | Parámetro | Adimensional |
| t_{lac_mic} | Número de transporte aniónico a través de la membrana catiónica | Parámetro | Adimensional |
| t_{Na+_mic} | Número de transporte catiónico a través de la membrana catiónica | Parámetro | Adimensional |
| V_{Celda} | Volumen de la celda | Parámetro | L |
| Z | Carga iónica Lactato de sodio | Parámetro | Adimensional |
| ρ_W | Densidad del agua | Parámetro | $g W/L$ |
| σ_{mia} | Espesor de las MIA | Parámetro | Dm |
| λ_{Lac-} | Conductividad equivalente del ion lactato | Parámetro | $S.m^2/kmol$ |
| λ_{Na+} | Conductividad equivalente del ion sodio | Parámetro | $S.m^2/kmol$ |
| C_{d_mia} | Concentración en la superficie de la MIA (Compartimiento Diluido) | Variable | $mol Lac. Na/L$ (13x13) |
| C_{d_mic} | Concentración en la superficie de la MIC (Compartimiento Diluido) | Variable | $mol Lac. Na/L$ (13x13) |
| C_{d_s} | Concentración del compartimiento de diluido a la salida | Variable | $mol Lac. Na/L$ (13x13) |
| C_{c_e} | Concentración del compartimiento de concentrado a la entrada | Variable | $mol Lac. Na/L$ (13x13) |
| C_{c_mia} | Concentración en la superficie de la MIA (Compartimiento concentrado) | Variable | $mol Lac. Na/L$ (13x13) |
| C_{c_mic} | Concentración en la superficie de la MIC (Compartimiento concentrado) | Variable | $mol Lac. Na/L$ (13x13) |

Cuadro 3. (Continuación).

| Notación | Nombre | Tipo | Unidad |
|-----------------|---|-------------|------------------------------|
| C_{c_s} | Concentración del compartimiento de concentrado a la salida | Variable | <i>mol Lac. Na/L (13x13)</i> |
| D | Difusión iónica | Variable | <i>mol Lac. Na/h (13x13)</i> |
| D_W | Difusión de agua por Ósmosis | Variable | <i>mol W/h (13x13)</i> |
| $E_{Lac. Na}$ | Consumo eléctrico | Variable | <i>kWh/ton Lac. Na</i> |
| M | Migración iónica | Variable | <i>mol Lac. Na/h</i> |
| M_W | Migración de agua por Electro-Ósmosis | Variable | <i>mol W/h</i> |
| Q_{d_s} | Caudal de salida de compartimientos de diluido | Variable | <i>L/h (13x13)</i> |
| Q_{c_s} | Caudal de salida de los compartimientos de concentrado | Variable | <i>L/h (13x13)</i> |
| Q_{Tank} | Caudal de agua que rebosa del tanque | Variable | <i>L/h (13x13)</i> |
| Q_W | Caudal de agua que se transmite del compartimiento de diluido al compartimiento concentrado | Variable | <i>L/h (13x13)</i> |
| R | Resistencia eléctrica opuesta por un par de celdas | Variable | Ω |
| R_c | Resistencia eléctrica opuesta por la disolución concentrada | Variable | Ω |
| R_d | Resistencia eléctrica opuesta por la disolución diluida | Variable | Ω |
| V | Voltaje | Variable | V |
| k_c | Conductividad de la disolución en los compartimientos de concentrado. | Variable | <i>S/m</i> |
| k_d | Conductividad de la disolución en los compartimientos de diluido. | Variable | <i>S/m</i> |

Las variables y los parámetros tenidos en cuenta y mostrados en el Cuadro 3. corresponden a términos implicados en los fenómenos de transferencia de masa que se modela por ley de Fick y ley de Faraday, así como en correlaciones utilizadas para modelar el consumo energético y las características del módulo de electrodiálisis. A continuación se muestra el paso a paso para la determinación de las variables implicadas en el proceso de electrodiálisis (Ilustración 11.). Los fundamentos teóricos y matemáticos se explicarán en el Capítulo 4.

Ilustración 11. Paso a paso para determinar de las variables implicadas en el proceso de electrodiálisis.



3.3 SELECCIÓN DEL TIPO DE MEMBRANA PARA EL PROCESO DE ELECTRODIÁLISIS

Realizando una clasificación con respecto a lo planteado en el Capítulo 2., se decidió que la membrana más conveniente para el proceso de electrodiálisis es una membrana polimérica ya que es la más usada comercialmente, es económica, tiene buena resistencia térmica y baja resistencia eléctrica, también esta membrana debe ser homogénea de intercambio iónico y estar en un módulo plano pues la corriente de agua fluye en medio de las membranas.

Las marcas comerciales de membranas de intercambio iónico son las siguientes:

Cuadro 4. Marcas comerciales de membranas de intercambio iónico utilizadas para electrodiálisis.

| Marca | País de origen |
|--------------|-----------------------|
| Ralex | República Checa |
| AR204 | Estados Unidos |
| CR67 | Estados Unidos |
| Neosepta | Japón |
| Excellion | Estados Unidos |
| Ultrex | Estados Unidos |
| Selemion | Japón |

Fuente: EETCORP. Select Commercially Available Ion Exchange Membrane Properties. [Electronic(1)]. 2016. [Consultado el Septiembre2016]. Disponible en: www.eetcorp.com/lts/membraneproperties.pdf.

Teniendo en cuenta la literatura consultada y criterios como resistencia eléctrica y capacidad de intercambio iónico, las membranas más utilizadas para la electrodiálisis son la Neosepta y la Selemion; en la Tabla 1. se pueden observar detalladamente los criterios tenidos en cuenta.

Tabla 1. Criterios importantes para la selección de la membrana.

| Nombre | Ralex | Ralex | AR204 | CR67 | Neosepta | Neosepta | Excellion | Excellion | Selemion | Selemion |
|--|-----------|------------|----------|-----------|-----------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| Tipo | Anionica | Cationica | Anionica | Cationica | Anionica | Cationica | Anionica | Cationica | Anionica | Cationica |
| Resistencia Eléctrica (Ω/cm^2) | 7,5 - 0,5 | 9 - 0,5 | 7 | 10 | 2,5-3,5 | 2,5 - 3,5 | 5 - 10 | 7,5 – 12,5 | 1,5 – 3,0 | 2,0 – 3,5 |
| Espesor de membrana (mm) | 0,75-0,5 | 0,65 – 0,5 | 0,6 | 0,6 | 0,16-0,18 | 0,17 – 0,19 | 0,32 – 0,34 | 0,32 – 0,34 | 0,11 - 0,15 | 0,13 – 0,15 |
| Capacidad de Intercambio iónico (mmol/g) | 1.8 | 2.2 | 2,8 | 2,1 | 3,24 | 3,24 | 2.3 | 2.3 | 2,29 | 2,29 |

Fuente : EETCORP. Select Commercially Available Ion Exchange Membrane Properties. [Electronic(1)]. 2016. [Consultado el Septiembre2016]. Disponible en: www.eetcorp.com/lts/membraneproperties.pdf.

En la Tabla 1., se puede ver que las membrana Neosepta y la selemion tiene la resistencia eléctrica más baja y la mayor capacidad de intercambio iónico con respecto a las otras marcas comerciales de membrana; se tienen en cuenta estas dos características ya que en la electrodiálisis es importante tener un gasto mínimo de energía y esto se obtiene gracias a la baja resistencia de las membranas principalmente, por otro lado, también es pertinente que exista una gran capacidad de intercambio iónico para que así el proceso sea mas eficiente. Por esta razón, se seleccionaron estas dos membranas y posteriormente se tomaron en cuenta criterios como la capacidad de agua retenida y la capacidad de intercambio iónico.

Tabla 2. Criterios para seleccionar la membrana a utilizar.

| Marca | Neosepta | Selemion |
|-----------------------------|----------|----------|
| Intercambio iónico (mmol/g) | 3,24 | 2,29 |

Fuente: EETCORP. Select Commercially Available Ion Exchange Membrane Properties. [Electronic(1)]. 2016. [Consultado el Septiembre2016]. Disponible en: www.eetcorp.com/lts/membraneproperties.pdf.

Al observar la Tabla 2., se puede concluir que la Neosepta posee mayor capacidad de intercambio iónico. Se elige esta característica como criterio final de selección, pues es muy importante para obtener la mayor concentración final del lactato, además la capacidad de intercambio iónico en la Neosepta es un dato

igual para todas las clases de membrana que trabaja esa marca, la resistencia eléctrica cambia de acuerdo a la membrana a trabajar³⁰. Cabe destacar que los datos consultados en la Tabla 1. Y 2., son datos generales de las marcas, ya que algunas de ellas tienen subclasificaciones como la Neosepta. Según la literatura las clases de membrana más utilizadas para la concentración de sales son las AICS (aniónica) y CIMS (catiónica)³¹. Las siguientes son sus características:

Tabla 3. Propiedades de la membrana Neosepta AICS y CIMS.

| Notación | Nombre | Valor |
|------------------|--|--------------------|
| R_{mia} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIA | $2.10 \Omega.cm^2$ |
| R_{mic} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIC | $1.90 \Omega.cm^2$ |
| σ_{mia} | Espesor de las MIA | $1,55 *10^{-3} dm$ |
| σ_{mic} | Espesor de las MIC | $1,55 *10^{-3} dm$ |
| S | Área efectiva de las membranas | $10 dm^2$ |
| $t_{lac-_{mia}}$ | Número de transporte aniónico en las MIA | 1 |
| $t_{lac+_{mic}}$ | Número de transporte catiónico en las MIC | 1 |

Fuente: BONET RIMBAU,Núria. Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

³⁰ BENITO ALONSO,Sergio. Evaluación experimental de nanofiltración y electrodiálisis para la revalorización de salmuera procedente de osmosis en la industria cloro-álcali.

³¹ Ibid., p. 52

4. SEPARACIÓN DE LACTATO MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS

4.1 CÁLCULO DE LA SEPARACIÓN MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS

Para poder calcular una separación binaria mediante electrodiálisis es fundamental conocer todos los parámetros y ecuaciones necesarias para realizar un modelamiento adecuado. Dichas ecuaciones y parámetros obedecen tanto a la técnica de separación utilizada como a diversas hipótesis simplificativas realizadas con el objetivo de hacer un modelo matemático más sencillo siguiendo metodologías comúnmente utilizadas para modelar la electrodiálisis. El modelo propuesto obedece las siguientes hipótesis:

- El flujo de las corrientes de alimentación y de concentrado se mantendrá constante mientras transcurre el proceso, así como la temperatura de ambas corrientes, la cual se ha establecido como 25 °C debido a que es más sencillo operar a esta condición, además algunos parámetros obtenidos de la bibliografía solo son válidos a esta temperatura, adicionalmente se debe tener en cuenta la máxima temperatura aceptada por la membrana (depende el tipo de membrana utilizada).
- Las pérdidas de energía hacia el exterior del equipo de electrodiálisis se despreciarán.
- Se considera que no existirán pérdidas de fluido a lo largo de todo el proceso.
- Solo se consideran dos especies en disolución: el anión y catión del soluto presente en la disolución acuosa.
- El valor de la intensidad de corriente siempre debe ser menor al valor de la intensidad de corriente límite.
- Los compartimientos de concentrado, diluido, y el tanque de concentrado se considerarán zonas de mezcla perfecta, lo que significa que la concentración en estos será semejante, mientras que la concentración de la salida es la misma concentración que existe internamente en el tanque y el compartimiento de concentrado.
- Se menosprecia el efecto de los compartimientos de electrodo, ya que se considera despreciable con respecto al elevado número de par de celdas que suele utilizarse en un equipo de electrodiálisis.
- Las superficies de las membranas de intercambio iónico se consideran planas y con una sección transversal uniforme.
- Las membranas de intercambio iónico serán paralelas entre sí.

- El funcionamiento de las membranas de intercambio iónico se considera como ideal, puesto que las membranas de intercambio aniónico solo permitirán el paso de los aniones, y las de intercambio catiónico solo serán permeables a los cationes.
- No se tienen en cuenta los efectos asociados a los fenómenos de ensuciamiento (fouling) y precipitación de sales (scaling).
- Los coeficientes de difusión se consideran constantes a lo largo del proceso.
- Todos los compartimientos se consideran iguales, lo que conlleva a que el coeficiente de transferencia de masa será igual para cada uno de ellos.
- Se sigue el modelo Nernst-Planck que no es más que una simplificación del modelo de la termodinámica irreversible. Lo anterior propone despreciar las interacciones que se dan entre los iones, así como el mecanismo de transporte por convección generado por el gradiente de presión existente entre los compartimientos. También se recomienda utilizar coeficientes de actividad con valor de 1.

Teniendo en cuenta lo anterior y conociendo los parámetros necesarios para dar solución a cada ecuación se proponen las siguientes ecuaciones.

4.1.1 Ecuaciones de transferencia de materia. Los fenómenos de transferencia de masa relacionados con migración de iones debido a la aplicación de un campo eléctrico se modelan a partir de la ley de Faraday mientras que los fenómenos de difusión siguen la ley de Fick. Así mismo, algunas ecuaciones son correlaciones obtenidas a partir de la bibliografía.

4.1.1.1 Migración iónica. Es un fenómeno que representa el flujo de iones causado por la influencia de un potencial eléctrico. La Ecuación 1. modela este fenómeno a partir de la ley de Fick e indica que la suma de la migración iónica de todos los iones dará como resultado la migración iónica total para el soluto.

Ecuación 1. Representación del fenómeno de migración iónica a partir de ley de Faraday.

$$M = \frac{\eta * I}{Z * F} * \left(\frac{3600 \text{ segundos}}{h} \right) = M_{Na+} + M_{Lac-}$$

Donde el agua actuará como el solvente de la disolución, el lactato de sodio será el compuesto diluido, + hará referencia al catión y - al anión, η es el rendimiento eléctrico, I la intensidad de corriente (A), Z es la carga iónica de la sal, en este caso el lactato de sodio, F es la constante de Faraday (C/mol), mientras que M_{Na+} y M_{Lac-} representan la migración iónica del catión y el anión respectivamente.

Ecuación 2. Migración iónica del ion sodio.

$$M_{Na^+} = t_{Na^+} * \frac{\eta * I}{Z * F} * (3600 \text{ segundos})$$

Ecuación 3. Migración iónica del ion lactato.

$$M_{Lac^-} = t_{Lac^-} * \frac{\eta * I}{Z * F} * (3600 \text{ segundos})$$

Las ecuaciones 2 y 3 modelan la migración iónica de cada ion teniendo en cuenta el término t que es el número de transporte e indica la fracción de corriente transportada por los cationes o por los aniones.

Ecuación 4. Sumatoria de los números de transporte de los iones en disolución.

$$t_{Na^+} + t_{Lac^-} = 1$$

Teniendo en cuenta las ecuaciones 1, 2 y 3 es posible deducir que al sumar los números de transporte de aniones y cationes se obtendrá un valor de 1 como se observa en la Ecuación 4.

Es necesario conocer la conductividad equivalente λ del anión y del catión para determinar el número de transporte de cada ion y posteriormente utilizar las ecuaciones 5 y 6. λ_0 hace referencia a la conductividad equivalente de la disolución a dilución infinita y es igual a la suma de las conductividades equivalentes de los iones.

Ecuación 5. Número de transporte del ion sodio.

$$t_{Na^+} = \frac{\lambda_{Na^+}}{\lambda_{Na^+} + \lambda_{Lac^-}} = \frac{\lambda_{Na^+}}{\lambda_0}$$

Fuente: Fidaleo, M. & Moresi, M. (2004). Modelling the electro dialytic recovery of sodium lactate.

El número de transporte del ion lactato se puede hallar de la misma manera o simplemente restando el valor hallado para el número de transporte del ion sodio a la unidad, como se mostrará en la Ecuación 6.

Ecuación 6. Número de transporte de ion lactato.

$$t_{Lac^-} = \frac{\lambda_{Lac^-}}{\lambda_{Na^+} + \lambda_{Lac^-}} = \frac{\lambda_{Lac^-}}{\lambda_0} = 1 - \lambda_{Na^+}$$

Fuente: Fidaleo, M. & Moresi, M. (2004). Modelling the electro dialytic recovery of sodium lactate.

4.1.1.2 Electro-ósmosis. Este fenómeno representa el flujo de moléculas de agua que se transportan con los iones sodio y lactato por la influencia del campo eléctrico. Se modela a partir de los mismos principios que la migración iónica.

Para calcular el número de transporte del agua, se deben conocer los números de hidratación primario h de los iones, o bien buscar su valor en referentes bibliográficos. Teniendo estos parámetros el número de transporte del agua se calcula con la Ecuación 7.

Ecuación 7. Número de transporte del agua.

$$t_W = h_{Na+} + h_{Lac-}$$

Fuente: Bonet Rimbau, N. (2010). Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

Ecuación 8. Representación del fenómeno del Electro-ósmosis a partir de la ley de Faraday.

$$M_W = t_W * \frac{\eta * I}{Z * F} * \left(\frac{3600 \text{ segundos}}{h} \right)$$

Las ecuaciones 1 y 8 dependen de la intensidad de corriente y del rendimiento eléctrico que son dos parámetros conocidos. El rendimiento eléctrico se encuentra especificado en las características de la membrana y la intensidad de corriente es una variable que se especificará más adelante.

Posteriormente Se desarrollan las ecuaciones de difusión iónica y ósmosis las cuales dependen de las concentraciones en las membranas en cada uno de los compartimientos.

4.1.1.3 Difusión iónica. Es un fenómeno que se modela a partir de la ley de fick teniendo en cuenta el fenómeno de difusión de cada uno de los iones a través de la membrana. La Ecuación 9. indica que la suma de las difusiones de los iones será la difusión iónica total de la sal en disolución de lactato de sodio.

Ecuación 9. Fenómeno de difusión iónica.

$$D = D_+ + D_-$$

Al igual que en el fenómeno de migración iónica, cada uno de los iones se transporta de manera independiente al otro ion. En este caso, el flujo de iones dependerá de un coeficiente de difusión de cada ion a través de la membrana por la cual se transporta, ya sea la aniónica o la catiónica.

Ecuación 10. Difusión iónica del ion sodio.

$$D_+ = D_{+_mic} * A * \frac{dC_{mic}}{dX_{mic}} = \frac{D_{+_mic} * S}{\sigma_{mic}} * (C_{c-mic} - C_{d-mic})$$

Ecuación 11. Difusión iónica del ion lactato.

$$D_- = D_{-_mia} * A * \frac{dC_{mia}}{dX_{mia}} = \frac{D_{-_mia} * S}{\sigma_{mia}} * (C_{c-mia} - C_{d-mia})$$

Donde D_{+_mic} y D_{-_mia} (dm^2/s) es el coeficiente de difusión del ion a través de la membrana que es selectiva a este, S la superficie efectiva de la membrana (dm^2), dC_{mia} y dC_{mic} ($mol\ j/L$) la diferencia de concentraciones en cada extremo de la membrana y σ_{mic} y σ_{mia} (dm) el espesor de la membrana selectiva.

Como se puede observar en la Ecuación 10. y 11., para modelar la difusión se necesita de un coeficiente de difusividad de la especie que se estudia en el medio que se busca difundir, un área efectiva por donde se llevará a cabo el fenómeno, y un gradiente de concentración con respecto a una diferencia de distancias. La Ecuación 16. no es más que la suma de la difusión iónica del anión y el catión.

4.1.1.4 Ósmosis. Se modela bajo el mismo principio de la difusión iónica, aunque cabe resaltar que esta se difunde a través de las dos membranas.

Ecuación 12. Representación del fenómeno de ósmosis a partir de la ley de Fick.

$$D_W = \frac{D_{W_mic} * S}{\sigma_{mic}} * (C_{c-mic} - C_{d-mic}) + \frac{D_{W_mia} * S}{\sigma_{mia}} * (C_{c-mia} - C_{d-mia})$$

4.1.1.5 Concentraciones en la superficie de la membrana. En este proyecto se supone un comportamiento 100% permeable de las membranas, gracias a esto es posible utilizar las correlaciones propuestas por Ortiz (2005) y representadas por las ecuaciones 13, 14, 15 y 16.

Ecuación 13. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana aniónica en el compartimiento de diluido.

$$C_{d_mia} = C_{d_s} - \frac{(1 - t_{Lac-}) * \eta * I}{Z * F * k_m * S}$$

Fuente: ORTIZ, JM, et al. Brackish water desalination by electrodialysis: batch recirculation operation modeling. En: JOURNAL OF MEMBRANE SCIENCE. vol. 252, no. 1, p. 65-75

Ecuación 14. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana aniónica en el compartimiento de concentrado.

$$C_{c_mia} = C_{c_s} - \frac{(1 - t_{Lac-}) * \eta * I}{Z * F * k_m * S}$$

Fuente: ORTIZ, JM, et al. Brackish water desalination by electro dialysis: batch recirculation operation modeling. En: JOURNAL OF MEMBRANE SCIENCE. vol. 252, no. 1, p. 65-75

Las ecuaciones 13 y 14 representan correlaciones para determinar las concentraciones en las superficies de la membrana aniónica, teniendo en cuenta el número de transporte del ion de carga negativa, en este caso el lactato.

Ecuación 15. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana catiónica en el compartimiento de diluido.

$$C_{d_mic} = C_{d_s} - \frac{(1 - t_{Na+}) * \eta * I}{Z * F * k_m * S}$$

Fuente: ORTIZ, JM, et al. Brackish water desalination by electro dialysis: batch recirculation operation modeling. En: JOURNAL OF MEMBRANE SCIENCE. vol. 252, no. 1, p. 65-75

Ecuación 16. Concentración de lactato de sodio en la superficie de la membrana catiónica en el compartimiento de concentrado.

$$C_{c_mic} = C_{c_s} - \frac{(1 - t_{Na+}) * \eta * I}{Z * F * k_m * S}$$

Fuente: ORTIZ, JM, et al. Brackish water desalination by electro dialysis: batch recirculation operation modeling. En: JOURNAL OF MEMBRANE SCIENCE. vol. 252, no. 1, p. 65-75.

Las ecuaciones 15 y 16 son correlaciones que permiten hallar las concentraciones en las superficies de la membrana catiónica. El parámetro Km es el coeficiente de transferencia de masa y este será constante a lo largo de todo el módulo.

4.1.2 Balances de materia. Se desarrolla el balance de masa para el volumen de control estudiado. El sistema de ecuaciones correspondiente, consta de tres expresiones polinomiales, siendo el resto ecuaciones lineales. Se utiliza la función fsolve para resolver las ecuaciones no lineales. Teniendo en cuenta la ilustración

10 y realizando las respectivas simplificaciones en el balance, se obtienen las siguientes ecuaciones.

4.1.2.1 Balance global en el compartimiento de concentrado. Para realizar los balances globales de materia en cada uno de los compartimientos se tiene en cuenta la suposición de que no hay reacción química. Al ser un balance global y considerar todas las especies presentes en todas las corrientes, el tiempo no es una variable que se contemple, por lo que se desprecia el término de acumulación.

$$\text{Salida} - \text{entrada} + \text{Acumulación} = \text{Generación} \rightarrow \text{Salida} = \text{entrada}$$

Ecuación 17. Balance de materia global del compartimiento de concentrado.

$$Q_{c_s} = Q_{c_e} + Q_W$$

En la Ecuación 17. Q_{c_e} y Q_{c_s} son los términos asociados al caudal de entrada y de salida para el compartimiento de concentrado respectivamente, Q_W representa el caudal de agua que ingresa a esa sección de la pila. En la Ecuación 18. P_{mW} y ρ_W se refieren al peso molecular del agua y a su densidad, y se utilizan con el objetivo de lograr un equilibrio dimensional y transformar el flujo molar a un caudal volumétrico.

Ecuación 18. Balance de materia global del compartimiento de concentrado en flujo volumétrico.

$$Q_W = (D_W + M_W) * \left(\frac{P_{mW}}{\rho_W} \right)$$

4.1.2.2 Balance global en el diluido. En el compartimiento de diluido se sigue la misma metodología para determinar su balance global. Q_{d_s} y Q_{d_e} son el caudal de entrada y salida respectivamente en el compartimiento de diluido.

Ecuación 19. Balance global del compartimiento de diluido.

$$Q_{d_s} + Q_i = Q_{d_e}$$

Ecuación 20. Balance de materia global del compartimiento de diluido en flujo volumétrico.

$$Q_{d_s} + (D_i + M_i) * \left(\frac{P_{m_i}}{\rho_i} \right) = Q_{d_e}$$

4.1.2.3 Balance global en el tanque de concentrado. Teniendo en cuenta la Ilustración 9. se puede observar que el balance global se representaría por la Ecuación 21.

Ecuación 21. Balance de materia global en el tanque de concentrado.

$$Q_{Tank} + Q_{c_e} = Q_{c_s}$$

Reemplazando la Ecuación 17. en la 21 se logra obtener la simplificación mostrada en la Ecuación 22.

Ecuación 22. Simplificación del balance de materia global en el tanque de concentrado.

$$Q_{Tank} + Q_{e-e} = Q_{e-e} + Q_i \rightarrow Q_{Tank} = Q_i$$

4.1.2.4 Balance de materia del lactato de sodio en el compartimiento de concentrado. Al ser el balance de la especie que se busca concentrar o purificar con la técnica de electrodiálisis, la concentración irá cambiando con el tiempo por lo que ya no habrá una suposición de estado estacionario, es decir, se tendrá en cuenta una expresión que involucre el tiempo, en este caso, el término de acumulación. A continuación en la Ecuación 23. se muestra el modelado de este balance de materia.

$$Salida + Acumulación = entrada$$

Ecuación 23. Balance de materia del lactato de sodio en el compartimiento de concentrado.

$$(Q_{c_s} * C_{c_s} + D) + \left(N * V * \frac{dC_{c_s}(t)}{dt} \right) = (Q_{c_e} * C_{c_e} + M)$$

4.1.2.5 Balance de materia del lactato de sodio en el compartimiento de diluido. De la misma manera que en el compartimiento de concentrado se debe tener en cuenta el término de acumulación, tal y como se puede ver en la Ecuación 24.

Ecuación 24. Balance de materia del lactato de sodio en el compartimiento de diluido.

$$(Q_{d_s} * C_{d_s} + M) + \left(N * V * \frac{dC_{d_s}(t)}{dt} \right) = (Q_{d_e} * C_{d_e} + D)$$

4.1.2.6 Balance de materia del lactato de sodio en el tanque de concentrado.

En el tanque de concentrado el término de acumulación se modifica, pues la concentración que sale del tanque no es una concentración de salida sino la misma concentración de entrada del compartimiento de concentrado, la cual a medida que el tiempo transcurre y hasta que se llega a un estado estacionario.

Ecuación 25. Balance de materia del lactato de sodio en el tanque de concentrado.

$$\left((Q_{c_e} + Q_{Tank}) * C_{c_e} \right) + \left(V_{Tank} * \frac{dC_{c_e}(t)}{dt} \right) = (Q_{c_s} * C_{c_s})$$

Para lograr un equilibrio dimensional, el término diferencial se multiplica por el volumen de cada compartimiento y el número total de par de celdas N , y en el caso del tanque solo se multiplica por su volumen.

Se observa, que en los balances de masa existen tres ecuaciones diferenciales, las cuales se deben resolver al mismo tiempo con las ecuaciones lineales ya que tienen las mismas variables; por esta razón, en la literatura consultada se discretizan para volverlas no lineales de segundo orden, se aplica una diferencia hacia atrás, la cual es una manera de aproximar una derivada.

La diferencia hacia atrás parte de un polinomio de primer grado del teorema de Taylor, tal y como se puede observar en la Ecuación 26.

Ecuación 26. Representación de un polinomio de primer grado del teorema de Taylor.

$$f(x) = f(x_0) + f'(x_0)(x - x_0) + \frac{f''(z)}{2}(x - x_0)^2$$

Fuente: VASQUEZ,ING RICARDO SEMINARIO. Métodos numéricos para ingeniería.

Si se dice que $x = x_0 - h$ y $x - x_0 = -h$ y esto se reemplaza en la Ecuación 26. y se despeja la derivada para obtener la ecuación 27.

Ecuación 27. Expresión obtenida para el polinomio de primer grado del teorema de Taylor con el reemplazo propuesto para la Ecuación 26.

$$f'(x_0) = \frac{f(x_0) - f(x_0 - h)}{h} + \frac{f''(z)}{2} h^2$$

Fuente: VASQUEZ,ING RICARDO SEMINARIO. Métodos numéricos para ingeniería.

El segundo término de la ecuación se usa para calcular el error de la aproximación de la derivada, el cual no se tendrá en cuenta en el modelo matemático, solo se utilizará la Ecuación 28.

Ecuación 28. Modelo de la diferencia hacia atrás con la simplificación del error de la aproximación de la derivada.

$$f'(x_0) = \frac{f(x_0) - f(x_0 - h)}{h}$$

Fuente: VASQUEZ, ING RICARDO SEMINARIO. Métodos numéricos para ingeniería.

Aplicando la diferencia hacia atrás (Ecuación 35.) las ecuaciones 23, 24 y 25 quedan de la siguiente manera respectivamente:

Ecuación 29. Términos de salida y acumulación del balance de materia del compartimiento de concentrado (Ecuación 23.) aplicando la diferencia hacia atrás.

$$\approx C_{c_s} * Q_{c_s} + N * V_{celda} * \frac{C_{c_s}(t) - C_{c_s}(t - dt)}{dt} + D$$

Ecuación 30. Términos de salida y acumulación del compartimiento de concentrado (Ecuación 24.) aplicando la diferencia hacia atrás.

$$\approx C_{d_s} * Q_{d_s} + N * V_{celda} * \frac{C_{d_s}(t) - C_{d_s}(t - dt)}{dt}$$

Ecuación 31. Términos de salida y acumulación del tanque de concentrado (Ecuación 25.) aplicando la diferencia hacia atrás.

$$\approx C_{c_e} * Q_{c_e} + C_{c_e} * Q_{tank} + V_{tank} * \frac{C_{c_e}(t) - C_{c_e}(t - dt)}{dt}$$

4.1.3 Consumo energético. Para lograr modelar una ecuación para el consumo energético es necesario tener en cuenta los siguientes factores:

4.1.3.1 Corriente límite. Como ya se ha dicho, los iones en el stack se mueven por dos medios, por las disoluciones y por las membranas de intercambio iónico. Cada ión cuenta con un número de transporte que es la fracción de corriente eléctrica total que cada ión posee en el stack, existen dos clases de número de transporte, el de los iones que se encuentran en la disolución y el de los iones que migran a través de la membrana, según la literatura y experimentos realizados en el seno de las disoluciones el mismo valor de corriente eléctrica total tiene que repartirse para permitir la migración de los cationes y de los aniones de modo que el número de transporte de los iones en disolución será menor a la unidad; en los modelos estudiados siempre se realiza una suposición muy importante acerca de la membrana, la cual es que la membrana es totalmente permeable, si se tiene en cuenta esto, se concluye que el número de transporte de los iones que pasan a través de la membrana es 1 para los contraiones (iones con carga opuesta a la carga de la membrana) y 0 para los coiones (iones con carga igual a la carga de la membrana).

A partir de lo anteriormente dicho se concluye que los iones que migran a través de la membrana tienen mayor velocidad que los iones que se encuentran en la disolución, generando así un gradiente de concentración muy notable, tanto así que en el compartimiento de diluido no existirían iones ya que todos han migrado al compartimiento de concentrado generando una mayor resistencia eléctrica y un aumento en el voltaje lo que genera la ruptura de las moléculas de agua causando su disociación (formación de protones (H⁺) e iones hidroxilo (OH⁻), cuando ocurre esto se dice que se ha alcanzado el punto de polarización.

El punto de polarización produce un efecto negativo en la electrodiálisis ya que implica un consumo energético adicional gracias al aumento del voltaje para poder contrarrestar la resistencia eléctrica producida; esto ocurre cuando se trabaja con una intensidad de corriente muy elevada en el stack, por esto surge la necesidad de tener un límite.

La corriente límite se define como el primer valor en el que la concentración de cualquier punto de la superficie de la membrana se hace 0. Este valor se determina experimentalmente, midiendo la resistencia que presenta el modulo para diferentes intensidades, cuando haya un aumento drástico de resistencia y una disminución de la concentración se dice que ese es el punto de corriente límite.

Evidentemente no resulta viable trabajar a intensidades superiores a la corriente límite gracias al aumento del consumo energético, conociendo esto, en el diseño de sistemas de electrodiálisis comerciales se usa el 70% de la intensidad de corriente límite como máxima intensidad de corriente permitida.

4.1.3.2 Voltaje de la pila. Es otro factor muy importante en una celda de electrodiálisis se calcula por medio de la Ecuación 32.

Ecuación 32. Voltaje del módulo de electrodiálisis.

$$V = N * I * R$$

Donde N es el número total de celdas en el modelo, I la corriente límite y R la resistencia eléctrica total.

La resistencia eléctrica total es la suma de todas las resistencias que se encuentran tanto en los compartimientos como en la superficie de las membranas, se calcula de acuerdo a la Ecuación 33.

Ecuación 33. Resistencia eléctrica total de la pila de electrodiálisis.

$$R = R_d + R_c + \frac{R_{mia}}{2N * S} + \frac{R_{mic}}{2N * S}$$

Dónde R_d es la resistencia eléctrica opuesta por la disolución diluida (Ω), R_c la resistencia eléctrica opuesta por la disolución concentrada (Ω), R_{mia} la resistencia eléctrica opuesta por la membrana de intercambio aniónico (Ω)* cm^2 y R_{mic} es la resistencia eléctrica opuesta por la membrana de intercambio catiónico (Ω)* cm^2 .

Las resistencias opuestas por la membrana dependen de la fabricación y el tipo de membrana utilizado, además se dividen entre el área total efectiva de todas las membranas para que exista un equilibrio dimensional a la hora de sumar todas las resistencias.

Las resistencias en las disoluciones de los compartimientos son datos hallados experimentalmente ya que dependen de la concentración en cada instante, se encuentra la correlación existente entre la conductividad y la concentración de sales, donde a diferentes concentraciones y a temperatura ambiente se mide la conductividad y se realiza una regresión lineal donde por medio de la ecuación de la recta se ajustan los datos encontrando la relación entre la conductividad y la concentración; teniendo así una ecuación para cada resistencia tanto en el diluido como en el concentrado.

- Resistencia eléctrica de la disolución del compartimiento de concentrado. Para determinar esta resistencia es necesario conocer la conductividad de la solución en el compartimiento de concentrado (K_c), además se ven implicados parámetros propios de la membrana como su área efectiva, o el espaciado entre ellas como se puede observar en la Ecuación 34.

Ecuación 34. Resistencia eléctrica en el concentrado.

$$R_c = \frac{10 * L.}{K_c * S}$$

Fuente: ROHMAN,FS y AZIZ,N. Mathematical model of ion transport in electro dialysis process. En: BULLETIN OF CHEMICAL REACTION ENGINEERING & CATALYSIS. vol. 3, no. 1-3, p. 3-8.

- La Conductividad de la solución en el compartimiento de concentrado se determina teniendo en cuenta la concentración a la salida del compartimiento de concentrado y siguiendo la correlación representada por la Ecuación 35.

Ecuación 35. Conductividad de la solución en el compartimiento de concentrado.

$$K_c = 21.662 * \log_{10}(C_{c_s}) - 30.62$$

Fuente: ROHMAN,FS y AZIZ,N. Mathematical model of ion transport in electro dialysis process. En: BULLETIN OF CHEMICAL REACTION ENGINEERING & CATALYSIS. vol. 3, no. 1-3, p. 3-8.

- Resistencia eléctrica de la disolución del compartimiento del diluido. Se determina de una forma muy similar a la resistencia eléctrica de la disolución del compartimiento de concentrado, pero teniendo en cuenta la conductividad en el compartimiento de diluido tal y como muestra la Ecuación 36.

Ecuación 36. Resistencia eléctrica en el diluido.

$$R_d = \frac{10 * L.}{K_d * S}$$

Fuente: ROHMAN,FS y AZIZ,N. Mathematical model of ion transport in electro dialysis process. En: BULLETIN OF CHEMICAL REACTION ENGINEERING & CATALYSIS. vol. 3, no. 1-3, p. 3-8.

- La Conductividad de la solución en el compartimiento de diluido dependerá drásticamente de la concentración del diluido a la salida de acuerdo a la correlación mostrada en la Ecuación 37.

Ecuación 37. Conductividad de la solución en el compartimiento de diluido.

$$K_d = 21.662 * \log_{10}(Cd_s) - 30.62$$

Fuente: ROHMAN,FS y AZIZ,N. Mathematical model of ion transport in electro dialysis process. En: BULLETIN OF CHEMICAL REACTION ENGINEERING & CATALYSIS. vol. 3, no. 1-3, p. 3-8.

El consumo energético es calculado una vez se haya encontrado la mayor concentración de sal posible en la pila, es decir cuando el modelo haya alcanzado el estado estacionario, se calcula según la Ecuación 38.

Ecuación 38. Consumo energético del proceso de electrodiálisis.

$$E_{Lac. Na} = \frac{V(t = t_{ss}) * I}{C_{tank}(t = t_{ss}) * Q_{tank}(t = t_{ss}) * \frac{Mm_{Lac. Na}}{1000}}$$

Fuente: ROHMAN,FS y AZIZ,N. Mathematical model of ion transport in electro dialysis process. En: BULLETIN OF CHEMICAL REACTION ENGINEERING & CATALYSIS. vol. 3, no. 1-3, p. 3-8.

Donde V es el volumen de tanque, I la corriente, C_{tank} la concentración de tanque de concentrado, Q_{tank} el caudal del tanque de concentrado y Mm la masa molar de la sal.

4.2 MODELAMIENTO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN DE ELECTRODIÁLISIS PARA UN SISTEMA OBTENIDO DE LA FERMENTACIÓN DE RESIDUOS DE PIÑA (AGUA- LACTATO) MEDIANTE MATLAB

Para modelar matemáticamente el proceso es necesario conocer los fundamentos conceptuales de cada uno de los fenómenos presentes en la técnica de electrodiálisis así como los parámetros necesarios para dar solución al modelo.

4.2.1 Análisis de grados de libertad. Una vez conocidas las ecuaciones que se deben tener en cuenta en el modelo matemático se empieza a plantear un orden de solución, donde inicialmente se debe partir de un análisis de grados de libertad con el objetivo de conocer cuántas y cuales variables deben especificarse. Para dicho análisis se deben tener en cuenta los parámetros, las variables y las ecuaciones independientes. A continuación, en la Tabla 3. se muestra el análisis de grados de libertad de forma resumida.

Tabla 4. Análisis de grados de libertad para la separación mediante electrodiálisis del sistema lactato-agua.

| Variables Desconocidas | Ecuaciones (Independientes + relaciones) | Parámetros | Grados de Libertad | Variables a especificar |
|-------------------------------|---|-------------------|---------------------------|--------------------------------|
| 31 | 24 | 26 | 7 | 7 |

Del análisis es posible concluir que se deben especificar 7 variables con el objetivo de lograr que el problema tenga una solución única para determinadas condiciones. Las variables que se van a especificar son aquellas que en una aplicación real serían conocidas o serían parámetros de diseño. En este caso, las variables seleccionadas para ser especificadas son:

- Intensidad de corriente, I .
- Flujo de entrada del compartimiento de diluido, $Q_{d.e.}$.
- Flujo de entrada del compartimiento de concentrado, $Q_{c.e.}$.
- Concentración a la entrada del compartimiento de diluido, $C_{d.e.}$.
- Concentración a la entrada del compartimiento de concentrado, $C_{c.e.}$.
- Volumen del tanque de concentrado, V_{Tank} .
- Tiempo de ejecución del proceso, t_f .

Una vez determinados las variables de entrada necesarias para poder desarrollar el modelo matemático, ahora se propone un orden de ejecución para cada ecuación o conjunto de ecuaciones.

4.2.2 Especificación de los parámetros. Para dar solución a las ecuaciones propuestas y así determinar las variables desconocidas es necesario conocer los parámetros implicados en cada una de las ecuaciones, para lo que es necesario realizar búsquedas en referentes bibliográficos o simplemente mencionar parámetros conocidos o de fácil obtención. A continuación en la Tabla 4. se especifican todos los parámetros necesarios.

Tabla 5. Especificación de los parámetros necesarios para el desarrollo del modelo matemático.

| Notación | Nombre | Valor | Referencia |
|------------------------------|--|--|--------------------------------|
| t_{lac_mia} | Número de transporte aniónico en las MIA | 1 | - |
| t_{Na+_mic} | Número de transporte aniónico en las MIC | 1 | - |
| $C_{satLac.Na}$ (25°C) | Concentración de saturación para una disolución de Lac. De Na. | $1500 \frac{g_{Lact}}{kg_{Lact(aq)}}$ | Ficha técnica lactato de sodio |
| $\rho_{satLac.Na}$ (25°C) | Densidad de saturación para una disolución de Lac. De Na. | $1,320 \frac{kg_{Lact(aq)}}{L_{Lact(aq)}}$ | Ficha técnica lactato de sodio |
| D_{lac_mia} | Coefficiente de Difusión de los iones lactato- en las MIA | $1,81*10^{-9} \frac{dm^2}{s}$ | 32 |
| D_{Na+_mic} | Coefficiente de Difusión de los iones Sodio+ en las MIC | $1,37*10^{-9} \frac{dm^2}{s}$ | 33 |
| D_{w_mia} | Coefficiente de Difusión del agua en las MIA | $2,33*10^{-8} \frac{dm^2}{s}$ | 34 |
| D_{w_mic} | Coefficiente de Difusión del agua en las MIC | $2,11*10^{-8} \frac{dm^2}{s}$ | 35 |
| F | Constante de Faraday | $96485,33 \frac{C}{mol e^-}$ | - |
| λ_0 | Conductividad equivalente de la disolución a dilución infinita | $7,52 \frac{S.m^2}{kmol}$ | 36 |
| λ_{Na+} | Conductividad equivalente del ion sodio a dilución infinita | $4,495 \frac{S.m^2}{kmol}$ | 37 |
| η | Rendimiento eléctrico | 1 | - |
| K_m | Coefficiente de transferencia de masa | $300*10^{-3} \frac{dm}{s}$ | 38 |
| L | Espaciado entre membranas | $4,30*10^{-3} dm$ | 39 |

³²NARĚBSKA,A. y STANISZEWSKI,Marek. Separation of fermentation products by membrane techniques. I. Separation of lactic acid/lactates by diffusion dialysis. En: SEPARATION SCIENCE AND TECHNOLOGY. vol. 32, no. 10, p. 1669-1682

³³NARĚBSKA,A. y STANISZEWSKI,Marek. Separation of fermentation products by membrane techniques. I. Separation of lactic acid/lactates by diffusion dialysis. En: SEPARATION SCIENCE AND TECHNOLOGY. vol. 32, no. 10, p. 1669-1682

³⁴NARĚBSKA,A. y STANISZEWSKI,Marek. Separation of fermentation products by membrane techniques. I. Separation of lactic acid/lactates by diffusion dialysis. En: SEPARATION SCIENCE AND TECHNOLOGY. vol. 32, no. 10, p. 1669-1682

³⁵ NARĚBSKA,A. y STANISZEWSKI,Marek. Separation of fermentation products by membrane techniques. I. Separation of lactic acid/lactates by diffusion dialysis. En: SEPARATION SCIENCE AND TECHNOLOGY. vol. 32, no. 10, p. 1669-1682

³⁶ FIDALEO,Marcello y MORESI,Mauro. Optimal strategy to model the electrodialytic recovery of a strong electrolyte. En: Journal of Membrane Science. vol. 260, no. 1, p. 90-111

³⁷ FIDALEO,Marcello y MORESI,Mauro. Optimal strategy to model the electrodialytic recovery of a strong electrolyte. En: Journal of Membrane Science. vol. 260, no. 1, p. 90-111

³⁸ FIDALEO,Marcello y MORESI,Mauro. Optimal strategy to model the electrodialytic recovery of a strong electrolyte. En: Journal of Membrane Science. vol. 260, no. 1, p. 90-111

³⁹ EURODIA INDUSTRIE [http://www.eurodia.com/, 20/10/2016]

Tabla 5. (Continuación).

| Notación | Nombre | Valor | Referencia |
|----------------|--|--------------------------------------|------------|
| $Mm_{Lac.Na}$ | Masa molecular Lactato de sodio | $112,06 \frac{g_{Lact}}{mol_{Lact}}$ | - |
| Mm_w | Masa molecular agua | $18 \frac{g_{Agua}}{mol_{Agua}}$ | - |
| N | Número de celdas | 50 celdas | - |
| R_{mia} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIA | $2.10 \Omega.cm^2$ | 40 |
| R_{mic} | Resistencia eléctrica impuesta por una MIC | $1.90 \Omega.cm^2$ | 41 |
| S | Área efectiva de las membranas | $10 dm^2$ | 42 |
| t_w | Número de transporte del agua | 15,6 | 43 |
| V_{Celda} | Volumen de la celda | $43*10^{-3} dm^3$ | 44 |
| Z | Carga iónica Lactato de sodio | 1 | - |
| ρ_w | Densidad del agua | $1000 \frac{g_{Agua}}{mol_{Agua}}$ | - |
| σ_{mia} | Espesor de las MIA | $1,55 *10^{-3} dm$ | 45 |
| σ_{mic} | Espesor de las MIC | $1,55 *10^{-3} dm$ | 46 |

En el caso de parámetros como los números de transporte de los iones en las membranas y los coeficientes de difusión de los iones en las membranas, se debe tener en cuenta la suposición de idealidad de la membrana la cual indica que las MIA solo son permeables a los iones de carga negativa, por lo que solo habrá número de transporte y coeficiente de difusión a través de ella para el ion lactato, mientras que en el caso de las MIC solo existirán esos términos para el ion sodio.

Los coeficientes de Difusión del agua en las MIA y MIC dependen únicamente la membrana seleccionada, y son totalmente independientes de la concentración, por lo que se puede usar un valor referenciado, sin importar si hay otra especie acompañando al agua. En este caso, lo realmente importante es que el valor hallado sea el correcto para la membrana seleccionada y el agua. Adicionalmente se propuso un valor de 50 para el número de celdas, debido a que por lo general una pila industrial de electrodiálisis usa entre 500 y 1000 celdas. Al ser este proyecto un modelamiento de una técnica, en este caso electrodiálisis, se busca utilizar volúmenes fáciles de operar y que no incrementen los costos.

⁴⁰ EURODIA INDUSTRIE [<http://www.eurodia.com/>, 20/10/2016]

⁴¹ EURODIA INDUSTRIE [<http://www.eurodia.com/>, 20/10/2016]

⁴² EURODIA INDUSTRIE [<http://www.eurodia.com/>, 20/10/2016]

⁴³ FIDALEO,Marcello y MORESI,Mauro. Optimal strategy to model the electrodialytic recovery of a strong electrolyte. En: Journal of Membrane Science. vol. 260, no. 1, p. 90-111

⁴⁴ EURODIA INDUSTRIE [<http://www.eurodia.com/>, 20/10/2016]

⁴⁵ EURODIA INDUSTRIE [<http://www.eurodia.com/>, 20/10/2016]

⁴⁶ EURODIA INDUSTRIE [<http://www.eurodia.com/>, 20/10/2016]

4.2.3 Algoritmo de solución. Inicialmente se propone especificar los valores de las variables de entrada y los parámetros necesarios, ya sea tomándolos de la bibliografía u obteniéndolos mediante correlaciones, para dar solución a todas las ecuaciones del modelo matemático. Los fenómenos que presentan mayor facilidad para resolver son la migración iónica y electro-ósmosis, debido a la naturaleza de sus ecuaciones y a que permanecerán constantes a lo largo del tiempo.

Una vez resueltos los fenómenos anteriormente mencionados se procede a dar solución a un ciclo cuyas condiciones de inicio son un tiempo inicial de cero, y de final un tiempo de ejecución t_f . En esta etapa del modelo se deben resolver los balances de materia en cada sección del módulo de electrodiálisis, lo cual debe hacerse solucionando simultáneamente un sistema de 13 ecuaciones donde 3 son diferenciales y 10 son lineales. Para hacer más simple el cálculo de las variables asociadas a los balances de materia se propone discretizar las ecuaciones diferencias y convertirlas en no lineales tal y como se muestra en las ecuaciones 23, 24, 25, 26, 27 y 28.

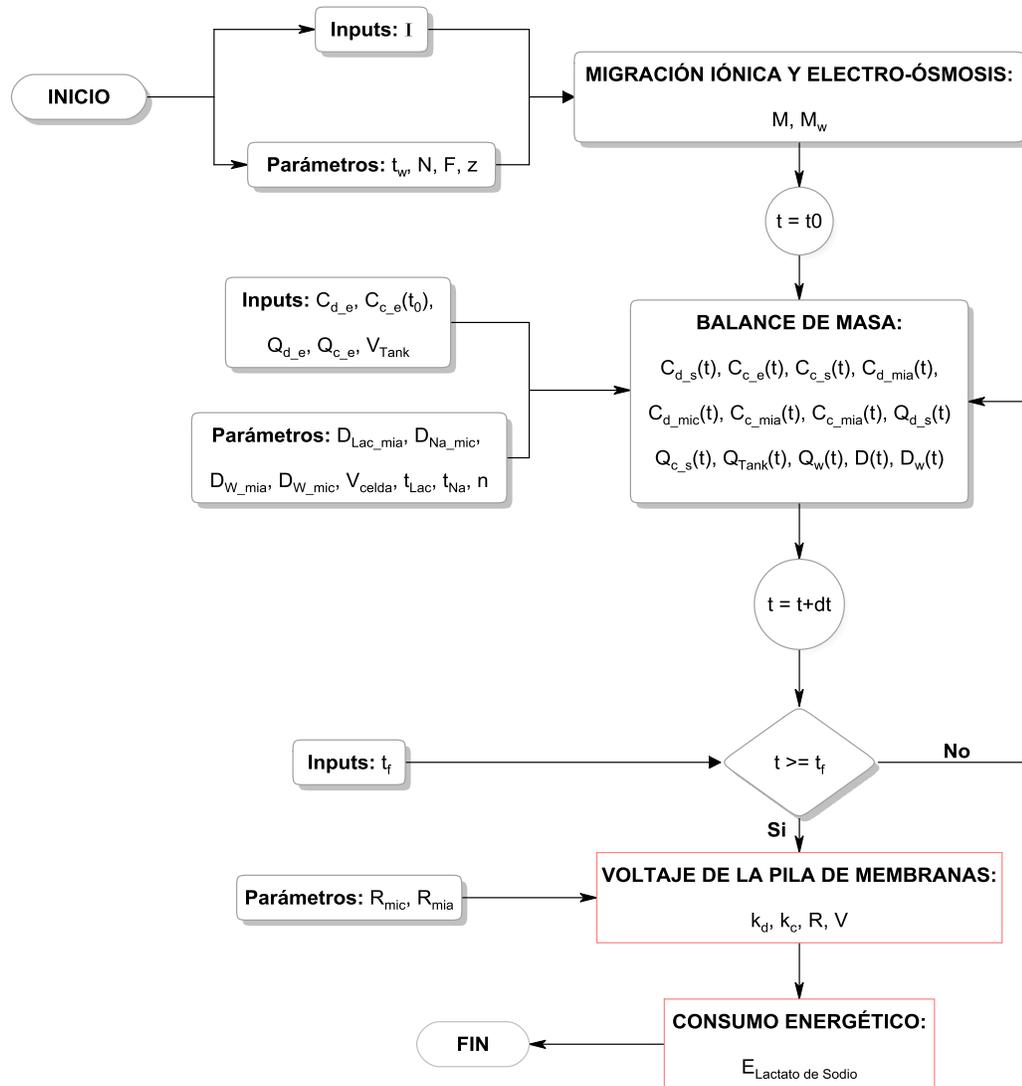
Una vez se ha cumplido con llegar al tiempo de ejecución t_f y se han desarrollado todos los cálculos relacionados con la materia, se continúa con los cálculos asociados a la energía. En primer lugar se debe hallar el voltaje del módulo de electrodiálisis, ya que algunas variables de salida de esta etapa son necesarias para la última parte del modelo matemático. Finalmente se estima el consumo energético del proceso, que, junto a la concentración final obtenida en el tanque de concentrado serán criterios para determinar la viabilidad o no de la separación mediante electrodiálisis.

Se utilizaron las simplificaciones propuestas en el Capítulo 4. con el objetivo de facilitar el modelamiento matemático y hacer una estimación del consumo energético y el valor de las concentraciones en cada etapa del proceso en diferentes intervalos de tiempo (entre $t=0$ y $t=t_f$) para disoluciones acuosas con un único soluto. Al tener en cuenta todas las simplificaciones se logra modelar y solucionar de una forma más corta y sencilla el proceso de electrodiálisis.

En general el modelo está compuesto por balances de materia que tienen en cuenta todos los fenómenos de transferencia de masa que se llevan a cabo en una separación mediante electrodiálisis (se desprecia el transporte por convección), así como correlaciones que representan el consumo energético del proceso. Debido a la complejidad que se puede presentar para dar solución al modelo se sugiere discretizar las ecuaciones diferenciales correspondientes a los balances de materia del soluto para solucionar el sistema de 13 ecuaciones de una forma más sencilla. El algoritmo presentado en la Ilustración 11 indica la secuencia lógica de solución y los requisitos que se deben cumplir para finalizar los ciclos existentes. El modelo matemático propuesto sirve para representar el proceso de separación mediante electrodiálisis en una disolución compuesta por lactato de sodio y agua.

A continuación, en la Ilustración 11. se muestra un diagrama que representa el orden de ejecución del modelo matemático propuesto, así como algunos de los parámetros e inputs necesarios para dar solución a las ecuaciones correspondientes a cada una de las variables desconocidas y las condiciones que se deben alcanzar para finalizar un ciclo.

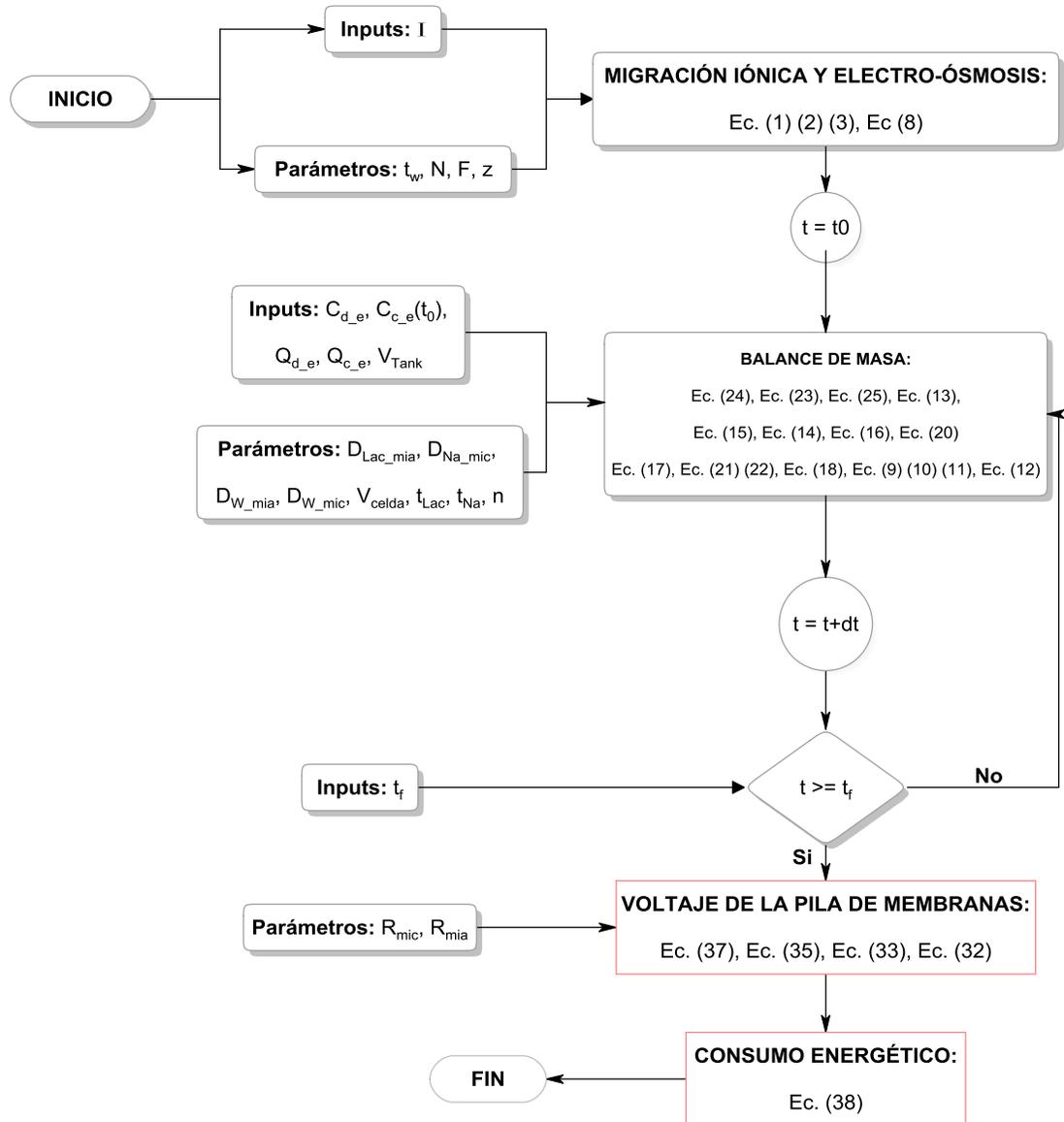
Ilustración 12. Algoritmo iterativo para la solución de la separación mediante electrodiálisis del sistema lactato de sodio-agua.



El algoritmo propuesto se solucionará utilizando el programa MATLAB donde mediante un código de programación se representa todo el modelo matemático y se hallarán los valores de las variables que representan la transferencia de materia y el consumo energético del proceso, para finalmente representar gráficamente como estas variables se ven afectadas en el transcurso del tiempo.

Para facilitar la comprensión y el orden de ejecución del modelo matemático, en la Ilustración 12. se muestra el mismo algoritmo propuesto en la Ilustración 11. pero con las ecuaciones asociadas a cada uno de los pasos.

Ilustración 13. Ecuaciones del algoritmo iterativo para la solución de la separación mediante electrodiálisis del sistema lactato de sodio-agua.



El modelo se compone por balances de materia que tienen en cuenta todos los fenómenos de transferencia de masa que se llevan a cabo en una separación mediante electrodiálisis (se desprecia el transporte por convección), así como correlaciones que representan el consumo energético del proceso. Debido a la

complejidad que se puede presentar para dar solución al modelo se sugiere discretizar las ecuaciones diferenciales correspondientes a los balances de materia del soluto para solucionar el sistema de 13 ecuaciones de una forma más sencilla. El algoritmo presentado en la Ilustración 11. indica la secuencia lógica de solución y los requisitos que se deben cumplir para finalizar los ciclos existentes. El modelo matemático propuesto sirve para representar el proceso de separación mediante electrodiálisis en una disolución compuesta por lactato de sodio y agua.

5. RESULTADOS

Un diseño conceptual hace referencia a la etapa de diseño de un proceso, en este caso de la separación de lactato de sodio de agua mediante el uso de la técnica de electrodiálisis. En un diseño conceptual se deben tener en cuenta especificaciones del equipo (parámetros asociados a membranas, espaciado y módulo de electrodiálisis) resaltadas en el Capítulo 3 y 4, las condiciones de operación a las que se pueden obtener los mejores resultados teniendo en cuenta restricciones económicas, que en este proyecto están asociados a los costos de del consumo energético y de la solución obtenida, y finalmente se deben resaltar las ventajas y desventajas del diseño utilizado con base a los resultados obtenidos.

5.1 DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN

Para determinar las mejores condiciones de operación se realizó un análisis modificando cada una de las variables que se especificaron (Caudales de entrada de los compartimientos de diluido y de concentrado, concentraciones de entrada de los compartimientos de diluido y concentrado, el volumen del tanque de concentrado y la intensidad de corriente) a excepción del tiempo de ejecución del modelo matemático (se ha previsto que 200 horas son suficientes para que el modelo alcance el estado estacionario bajo las condiciones establecidas), y así estimar mediante los resultados que brinda el código de programación propuesto en MATLAB, las variables de salida que indican la viabilidad del proceso como la concentración en el tanque de concentrado, el tiempo en el que se estabiliza el proceso (tiempo de estado estacionario), consumo energético y los fenómenos de transferencia de masa.

Para llevar a cabo el análisis se propone un tiempo de ejecución de 200 horas, debido a que haciendo varios experimentos con el código de programación realizado se ha determinado que este tiempo es suficiente para llegar a un estado estacionario para un amplio rango de condiciones.

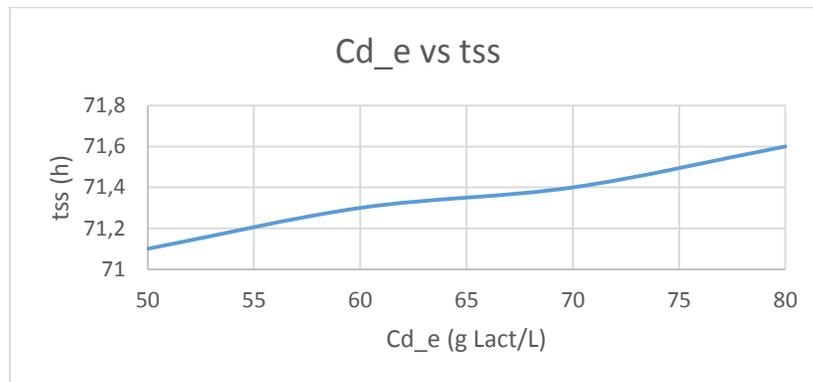
5.1.1 Variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido.

Los valores de las demás variables de entrada especificadas son una intensidad de corriente de 60 A, volumen del tanque de concentrado de 1000 L, tiempo de ejecución de 200 h, concentración de entrada de compartimiento de concentrado en el tiempo cero de 65 g de lactato/L, un caudal de entrada del compartimiento de diluido de 500 L/h y un caudal de entrada del compartimiento de concentrado de 410 L/h. A continuación se muestran organizados en la Tabla 5. los resultados obtenidos tras hacer el análisis sobre la variable concentración de entrada del compartimiento de diluido:

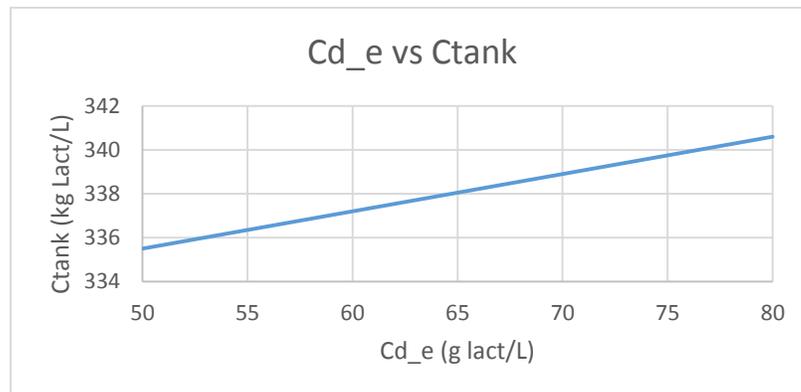
Tabla 6. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido

| Cd_e (gLact/L) | Tss (h) | M (kg/h) | Mw (kg/h) | E (kWh/Ton) | Ctank (tf=200) | C tank (%p/p) |
|---------------------------|----------------|-----------------|----------------------|------------------------|---------------------------|--------------------------|
| 50 | 71,1 | 12,54 | 31,5 | 128,7 | 335,5 | 25,12% |
| 60 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 70 | 71,4 | 12,54 | 31,5 | 77 | 338,9 | 25,31% |
| 80 | 71,6 | 12,54 | 31,5 | 74,4 | 340,6 | 25,41% |

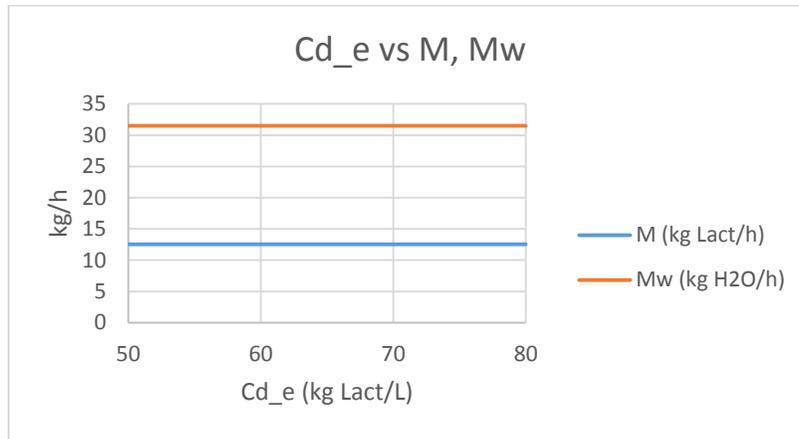
Gráfica 1. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido.



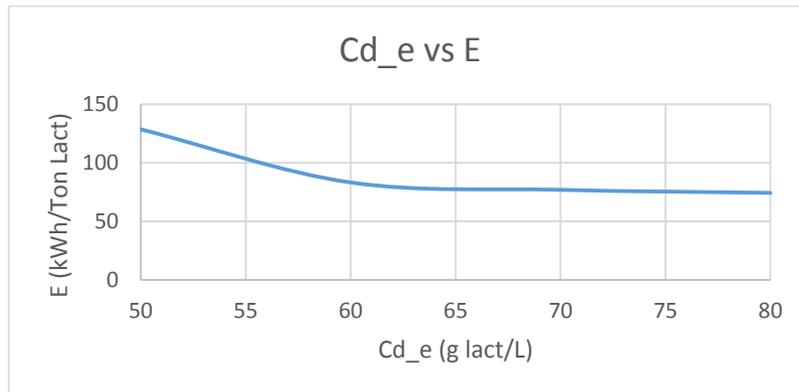
Gráfica 2. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido.



Gráfica 3. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido.



Gráfica 4. Cambio del consumo energético con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de diluido.



En la Gráfica 3. se puede observar que las variables de salida que no se ven afectadas por la concentración de entrada del compartimiento de diluido son los fenómenos de migración iónica y electro-ósmosis debido a que no afecta las ecuaciones representativas de estos efectos. La concentración del tanque y tiempo de estado estacionario tienen un comportamiento creciente con respecto al aumento de la Cd_e según muestran las gráficas 1 y 2, pues la concentración del tanque tiene un incremento del 1,52 % y el tiempo estacionario aumenta 0,70%, mientras que el consumo energético tiene una disminución del 42% y adapta un comportamiento asintótico a medida que aumenta la concentración a la entrada del diluido (Gráfica 4.). Teniendo en cuenta lo anterior se recomiendan concentraciones iguales o mayores a 60 g Lactato/L y menores a 80 g Lactato/L

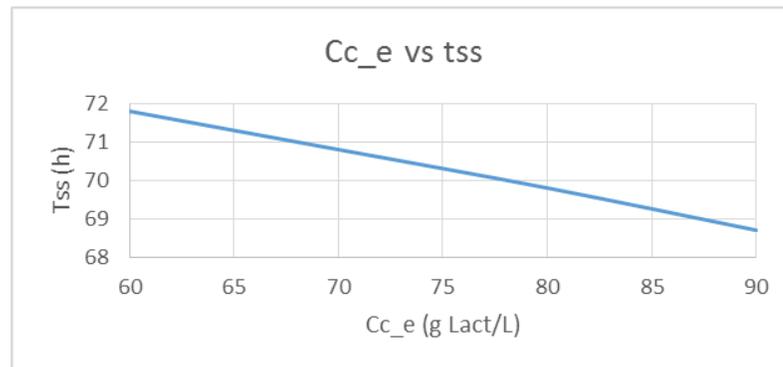
debido a que estas son las que comúnmente se obtienen en las fermentaciones que buscan producir lactato⁴⁷.

5.1.2 Variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado. Los valores de las demás variables de entrada especificadas son una intensidad de corriente de 60 A, volumen del tanque de concentrado de 1000 L, tiempo de ejecución de 200 h, concentración de entrada de compartimiento de diluido de 60 g de lactato/L, un caudal de entrada del compartimiento de diluido de 500 L/h y un caudal de entrada del compartimiento de concentrado de 410 L/h. En la Tabla 6. se muestran los resultados obtenidos tras hacer el análisis sobre la variable concentración de entrada del compartimiento de concentrado:

Tabla 7. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado.

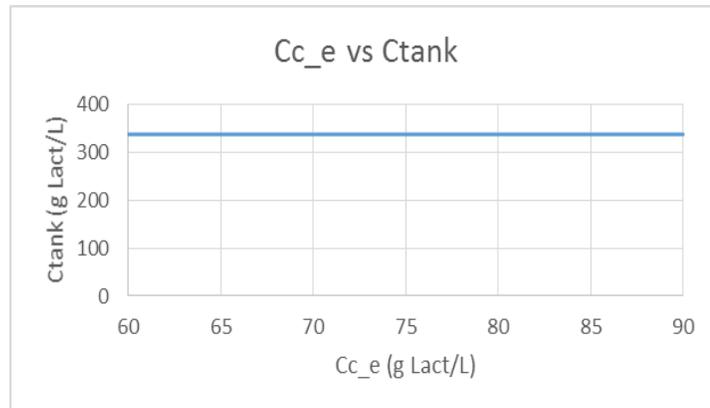
| Cc_e (glact/L) | Tss (h) | M (kg/h) | Mw (kg/h) | E (kWh/ton) | Ctank (tf=200) | C tank (%p/p) |
|---------------------------|----------------|-----------------|----------------------|------------------------|---------------------------|--------------------------|
| 60 | 71,8 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 70 | 70,8 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 80 | 69,8 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 90 | 68,7 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |

Gráfica 5. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado.

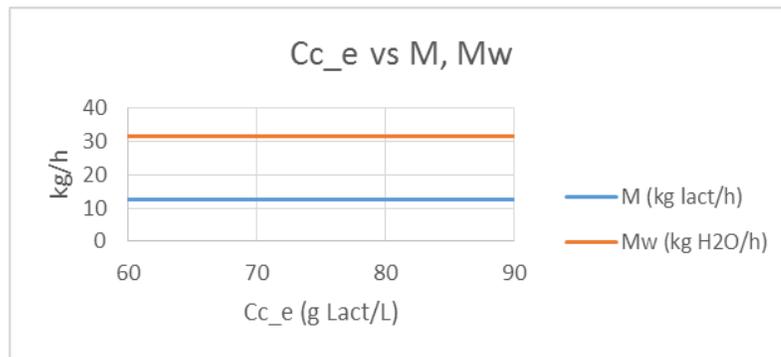


⁴⁷ FIDALEO,Marcello y MORESI,Mauro. Optimal strategy to model the electrodialytic recovery of a strong electrolyte. En: Journal of Membrane Science. vol. 260, no. 1, p. 90-111

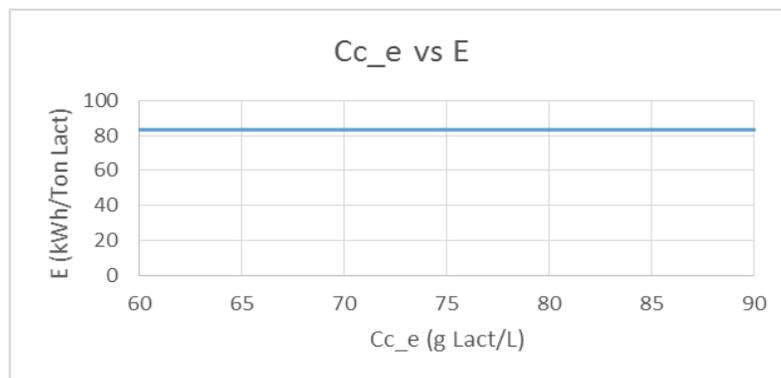
Gráfica 6. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado.



Gráfica 7. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado.



Gráfica 8. Cambio del consumo energético con respecto a la variación de la concentración de entrada del compartimiento de concentrado.



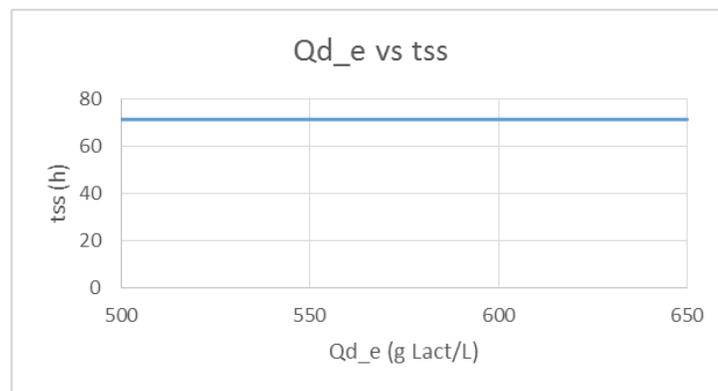
Según la información proporcionada por las gráficas 6, 7 y 8 se puede observar que la concentración de entrada del compartimiento de concentrado no afecta los fenómenos de migración iónica y electro-ósmosis, la concentración del tanque de concentrado y el consumo energético, pero afecta de forma decreciente y directa el tiempo de estado estacionario, donde se observa una disminución del 4,32% (Gráfica 5.). Se recomienda que la concentración inicial del compartimiento de concentrado sea ligeramente mayor a la del compartimiento de diluido el objetivo de que no haya demasiada transferencia de agua por el fenómenos de osmosis. Teniendo en cuenta lo anterior se recomienda usar concentraciones mayores a 60 g Lactato/L.

5.1.3 Variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido. Los valores de las demás variables de entrada especificadas son una intensidad de corriente de 60 A, volumen del tanque de concentrado de 1000 L, tiempo de ejecución de 200 h, concentración de entrada de compartimiento de concentrado de 65 g de lactato/L, concentración de entrada del compartimiento de diluido de 60 L/h y un caudal de entrada del compartimiento de concentrado de 410 L/h. Los resultados obtenidos tras hacer el análisis sobre la variable caudal de entrada del compartimiento de diluido se muestran organizados en la Tabla 7.

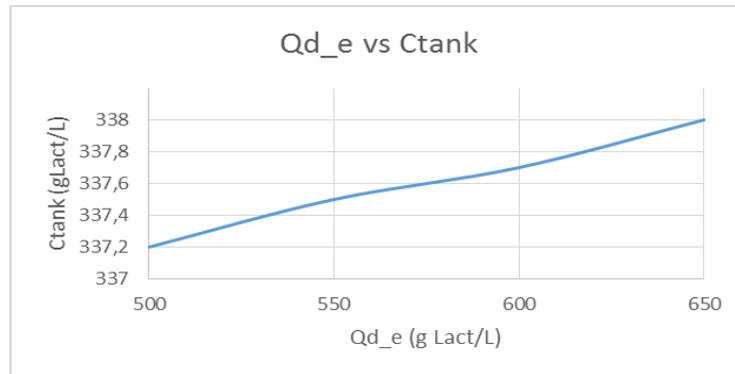
Tabla 8. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido.

| Qd_e (L/h) | Tss (h) | M (kg/h) | Mw (kg/h) | E (kWh/Ton) | Ctank (tf=200) | C tank (%p/p) |
|------------|---------|----------|-----------|-------------|----------------|---------------|
| 500 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 550 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 81,6 | 337,5 | 25,23% |
| 600 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 80,4 | 337,7 | 25,24% |
| 650 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 79,6 | 338 | 25,26% |

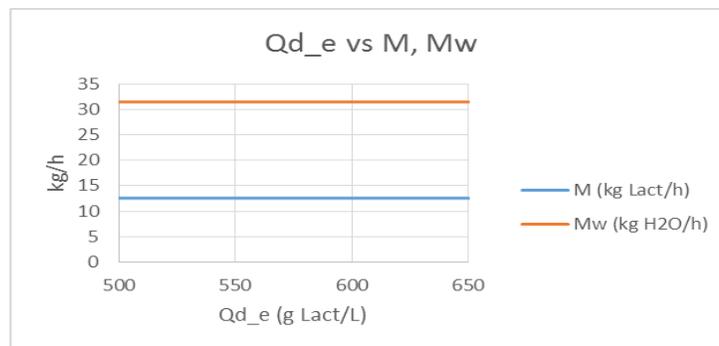
Gráfica 9. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido.



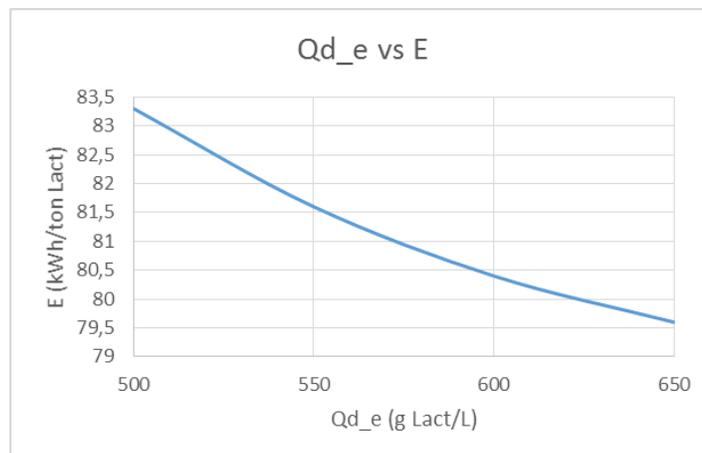
Gráfica 10. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido.



Gráfica 11. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido.



Gráfica 12. Cambio del consumo energético con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de diluido.



Se puede observar en las gráficas 9 y 11 que el tiempo de estado estacionario y los fenómenos de transferencia de materia (migración iónica y electro-ósmosis) respectivamente, no se ven afectados al variar el caudal de entrada del compartimiento de diluido a la entrada. La concentración del tanque de concentrado tiene un pequeño incremento del 0,23% según la Gráfica 10., mientras que en la Gráfica 12. se puede ver como disminuye el consumo energético en un 4,44%,. Por lo anteriormente dicho, se concluye que el cambio del caudal de entrada del compartimiento de diluido tiene mayor efecto en el consumo energético que en la concentración del tanque. Se recomiendan caudales altos (iguales o por encima de 500 L/h) mayores al caudal de entrada del compartimiento de concentrado (para generar un gradiente de presión entre las celdas), aunque se debe tener en cuenta el volumen de cada una de las celdas.

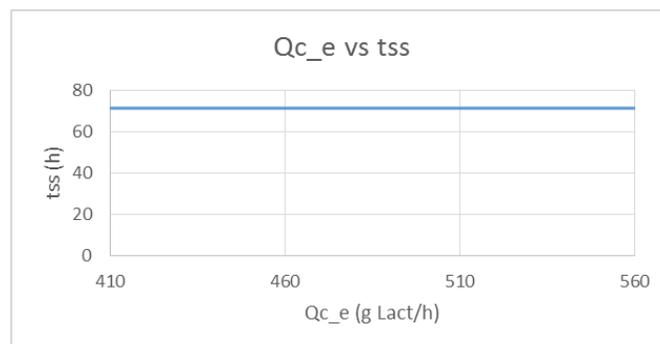
5.1.4 Variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado.

Los valores de las demás variables de entrada especificadas son una intensidad de corriente de 60 A, volumen del tanque de concentrado de 1000 L, tiempo de ejecución de 200 h, concentración de entrada de compartimiento de concentrado de 65 g de lactato/L, un caudal de entrada del compartimiento de diluido de 500 L/h y una concentración de entrada del compartimiento de diluido de 60 g Lactato/h. En la Tabla 8. se muestran los resultados obtenidos tras hacer el análisis sobre la variable caudal de entrada del compartimiento de concentrado.

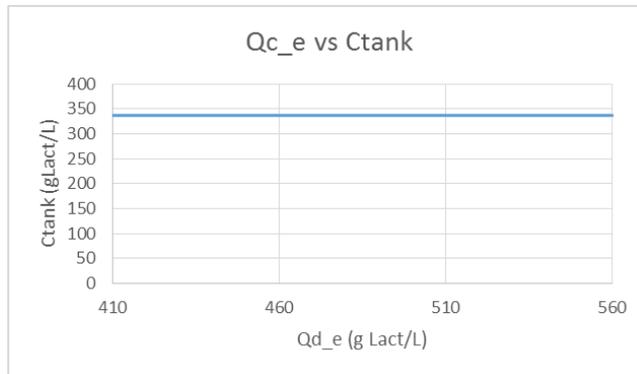
Tabla 9. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado.

| Qc_e (L/h) | Tss (h) | M (kg/h) | Mw (kg/h) | E (kWh/Ton) | Ctank (tf=200) | C tank (%p/p) |
|------------|---------|----------|-----------|-------------|----------------|---------------|
| 410 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 460 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 510 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 560 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |

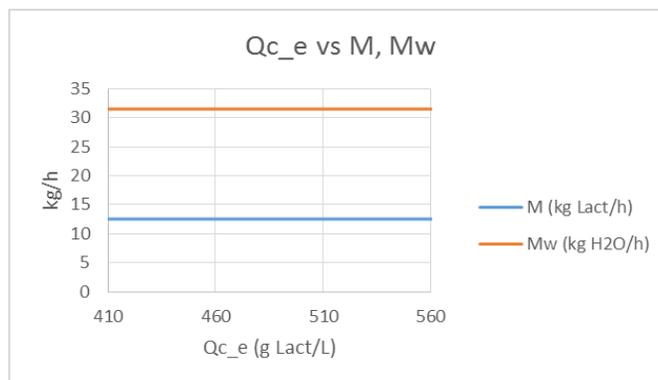
Gráfica 13. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado.



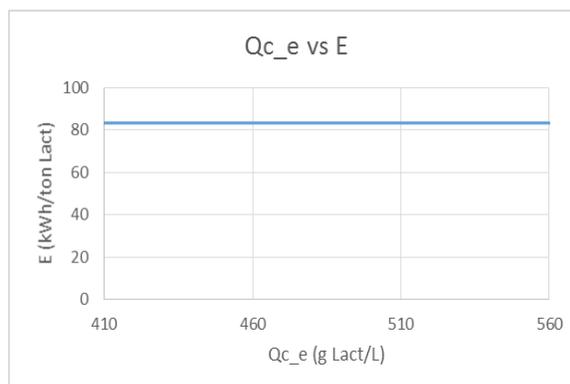
Gráfica 14. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado.



Gráfica 15. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado.



Gráfica 16. Cambio del consumo energético con respecto a la variación del caudal de entrada del compartimiento de concentrado.



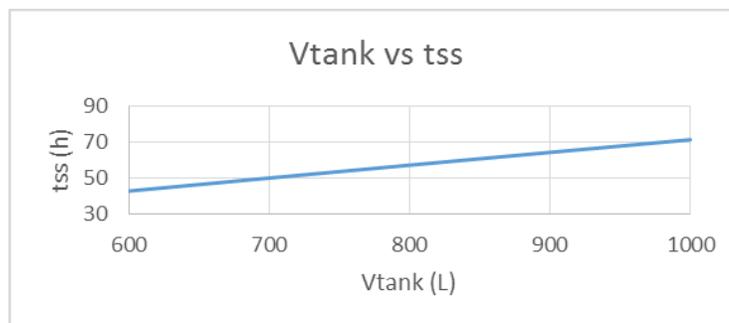
Según las gráficas 13, 14, 15 y 16 el caudal de entrada del compartimiento de concentrado es una variable de nula influencia en las variables de salida del modelo matemático. Se recomienda que el caudal de entrada del concentrado sea menor al del diluido para generar un gradiente de presión entre los dos compartimientos.

5.1.5 Variación del volumen del tanque de concentrado. Los valores de las demás variables de entrada especificadas son una intensidad de corriente de 60 A, concentración de entrada del compartimiento de diluido de 60 g Lactato/L, tiempo de ejecución de 200 h, concentración de entrada de compartimiento de concentrado de 65 g de lactato/L, un caudal de entrada del compartimiento de diluido de 500 L/h y un caudal de entrada del compartimiento de concentrado de 410 L/h. La Tabla 9. permite ver los resultados obtenidos tras hacer el análisis sobre la variable volumen del tanque de concentrado.

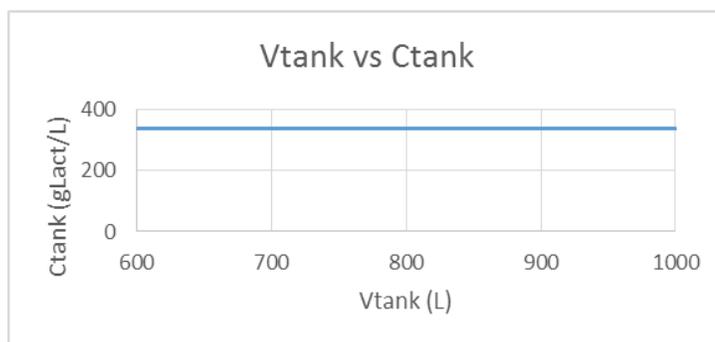
Tabla 10. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado.

| Vtank (L) | Tss (h) | M (kg/h) | Mw (kg/h) | E (kWh/Ton) | Ctank (tf=200) | C tank (%p/p) |
|-----------|---------|----------|-----------|-------------|----------------|---------------|
| 1000 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |
| 900 | 64,3 | 12,54 | 31,5 | 83,2 | 337,2 | 25,22% |
| 800 | 57,2 | 12,54 | 31,5 | 83,1 | 337,2 | 25,22% |
| 700 | 50,1 | 12,54 | 31,5 | 83 | 337,2 | 25,22% |
| 600 | 42,9 | 12,54 | 31,5 | 82,9 | 337,2 | 25,22% |

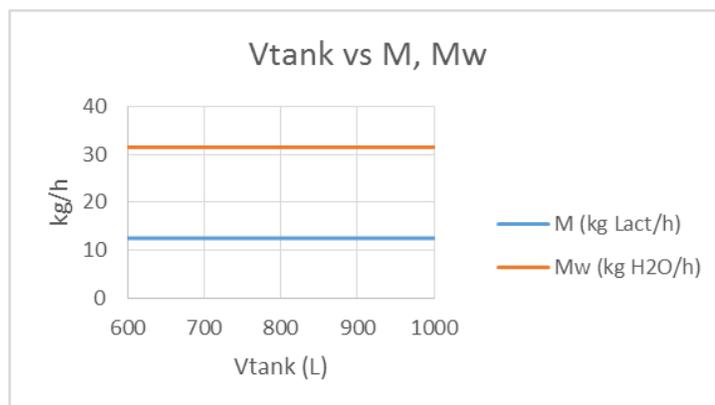
Gráfica 17. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado.



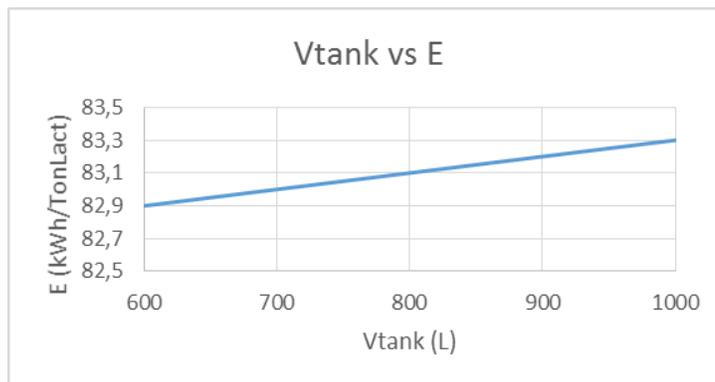
Gráfica 18. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado.



Gráfica 19. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado.



Gráfica 20. Cambio del consumo energético con respecto a la variación del volumen del tanque de concentrado.



La concentración en el tanque y los fenómenos de migración iónica y electro-ósmosis se mantienen constantes a medida que aumenta el volumen del tanque

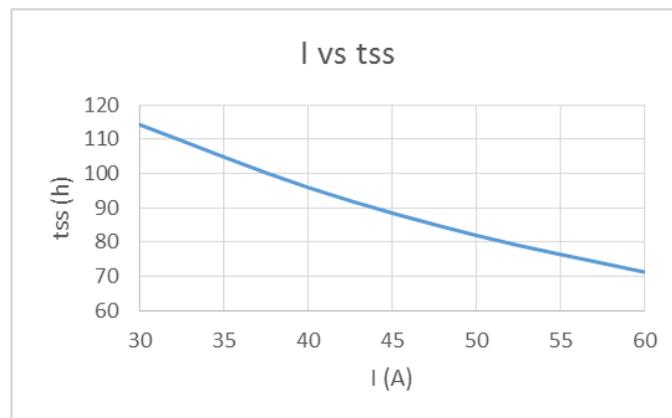
de concentrado según las Gráfica 18. y 19. respectivamente. El volumen del tanque tiene demasiada influencia en el tiempo de estado estacionario, pues este último tiene una disminución del 39,83% (Gráfica 17.), así mismo la Gráfica 20. muestra que el consumo energético aumenta ligeramente en un 0,48%. Por lo dicho anteriormente el cambio en el volumen del tanque tiene más efecto en el tiempo de estado estacionario que en el consumo energético. Se recomiendan volúmenes grandes si se obtienen soluciones muy concentradas (mayores a 60% p/p para el caso del lactato), de lo contrario se recomiendan volúmenes menores.

5.1.6 Variación de la intensidad de corriente. Los valores de las demás variables de entrada especificadas son una concentración de entrada del compartimiento de diluido de 60 g Lactato/L, volumen del tanque de concentrado de 1000 L, tiempo de ejecución de 200 h, concentración de entrada de compartimiento de concentrado de 65 g de lactato/L, un caudal de entrada del compartimiento de diluido de 500 L/h y un caudal de entrada del compartimiento de concentrado de 410 L/h. La tabla 10 muestra los resultados obtenidos tras realizarse el análisis sobre la variable intensidad de corriente.

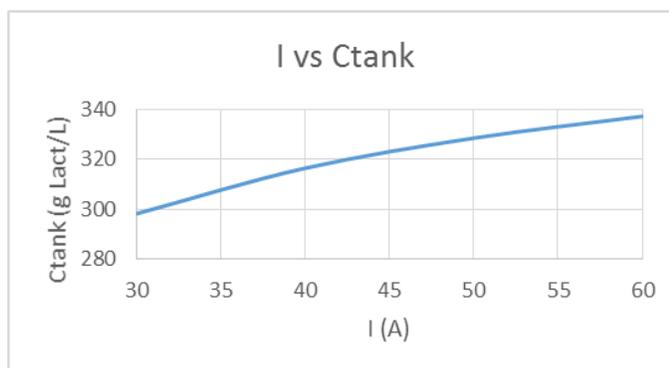
Tabla 11. Cambio de las variables de salida con respecto a la variación de la intensidad de corriente.

| I (A) | Tss (h) | M (kg/h) | Mw (kg/h) | E (kWh/ton) | Ctank (tf=200) | C tank (%p/p) |
|-------|---------|----------|-----------|-------------|----------------|---------------|
| 30 | 114,3 | 6,27 | 15,7 | 42 | 298,3 | 22,98% |
| 40 | 96 | 8,36 | 21 | 54,6 | 316,5 | 24,04% |
| 50 | 82 | 10,45 | 26,2 | 68,1 | 328,5 | 24,73% |
| 60 | 71,3 | 12,54 | 31,5 | 83,3 | 337,2 | 25,22% |

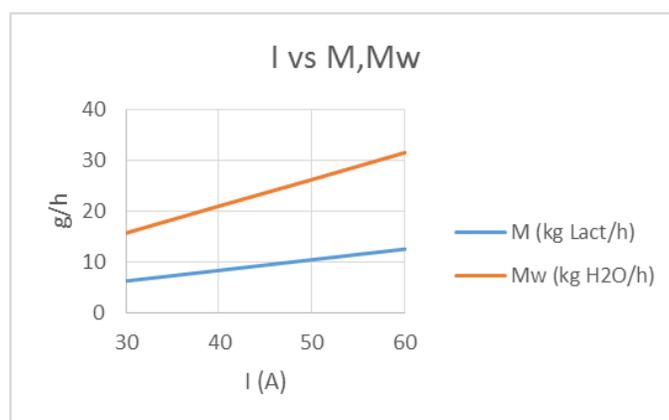
Gráfica 21. Cambio del tiempo de estado estacionario con respecto a la variación de la intensidad de corriente.



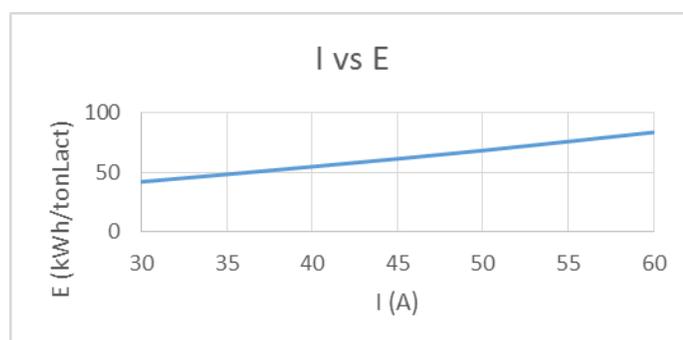
Gráfica 22. Cambio de la concentración del tanque con respecto a la variación de la intensidad de corriente.



Gráfica 23. Cambio de los fenómenos de migración iónica (M) y electro-ósmosis (Mw) con respecto a la variación de la intensidad de corriente.



Gráfica 24. Cambio del consumo energético con respecto a la variación de la intensidad de corriente.



La intensidad de corriente es la variable de entrada de mayor influencia del proceso debido a que modifica todas las variables de salida del modelo

matemático. A medida que aumenta la intensidad de corriente, el tiempo estacionario tiene una disminución del 37,62% como se muestra en la Gráfica 21. La concentración del tanque de concentrado (Gráfica 22.) tiene un incremento del 13%, así como los fenómenos de migración iónica y electro-ósmosis (Gráfica 23.) que aumentan 96% y 97% respectivamente y el consumo energético se incrementa en un 98% (Gráfica 24.).

Cuando se incrementa la intensidad de corriente, analizando los datos, se concluye que esta tiene gran efecto en el consumo energético y en los fenómenos de transferencia de masa gracias a que se rigen a ecuaciones las cuales dependen de la intensidad de corriente, seguidamente afecta al tiempo estacionario y finalmente la concentración del tanque. Se recomienda usar intensidades de corriente donde el consumo energético sea menor a 120 kWh/tonelada de sal recuperada⁴⁸, y donde las concentraciones obtenidas sean altas (mayores o iguales al objetivo).

5.1.7 Análisis de superficie de respuesta. Teniendo en cuenta los estudios de variación de cada una de las entradas del proceso se puede establecer que las que más influencia tienen son la concentración y el caudal de entrada del compartimiento de diluido y la intensidad de corriente, pues son las que mayores cambios generan en los resultados que brinda el modelo matemático. Por lo anterior se realiza un análisis de superficie de respuesta con tres entradas (I, Cd_e y Qd_e) y tres respuestas que en este caso serán las que permitan establecer la viabilidad o no del proceso en estudio, es decir, la concentración en el tanque de concentrado, el consumo energético y el tiempo de estado estacionario.

Para el análisis de superficie de respuesta se utilizará el programa STATGRAPHICS Centurion XVI. Es necesario que a cada variable de entrada se le asigne un valor máximo y mínimo, por lo que se usarán los valores máximos y mínimos mostrados en las tablas del análisis de variación (Tablas 5, 7 y 10). Una vez asignados los valores mencionados el programa formula una tabla que no es más que una serie de combinaciones de valores para las tres variables de entrada, es decir, una serie de experimentos, para los cuáles se deberán recolectar los resultados. A continuación en la Tabla 12. se muestra la tabla de experimentos propuesta por el programa STATGRAPHICS Centurion XVI:

⁴⁸ TANAKA, Yoshinobu. A computer simulation of ion exchange membrane electrodialysis for concentration of seawater. En: Membrane Water Treatment. vol. 1, no. 1, p. 13-37

Tabla 12. Experimentos propuestos de forma aleatoria por el programa STATGRAPHICS Centurion XVI para el análisis de superficie de respuesta.

| BLOQUE | Cd_e gLact/L | Qd_e L/h | I A | E kWh/Ton | Ctank % | Tss h |
|--------|-----------------|-------------|--------|--------------|------------|----------|
| 1 | 65 | 650 | 30 | | | |
| 1 | 50 | 575 | 60 | | | |
| 1 | 65 | 500 | 30 | | | |
| 1 | 50 | 650 | 45 | | | |
| 1 | 65 | 650 | 60 | | | |
| 1 | 65 | 575 | 45 | | | |
| 1 | 80 | 650 | 45 | | | |
| 1 | 50 | 500 | 45 | | | |
| 1 | 65 | 575 | 45 | | | |
| 1 | 80 | 575 | 30 | | | |
| 1 | 50 | 575 | 30 | | | |
| 1 | 80 | 500 | 45 | | | |
| 1 | 65 | 500 | 60 | | | |
| 1 | 80 | 575 | 60 | | | |
| 1 | 65 | 575 | 45 | | | |

Posteriormente se procede a realizar los experimentos mediante el uso del código de programación desarrollado en el programa MATLAB, usando los valores de entrada de cada uno de los experimentos para I, Cd_e y Qd_e, mientras que los valores asignados para las demás variables de entrada serán de 500 L/h para el caudal de entrada del compartimiento de concentrado, 65 g Lactato/L para la concentración de entra del compartimiento de concentrado y un volumen para el tanque de concentrado de 600 L, teniendo en cuenta los análisis de variación realizados y las conclusiones que se determinaron una vez se llevaron a cabo. A continuación en la Tabla 13. se muestran los experimentos de la tabla con los resultados ya recolectados:

Tabla 13. Experimentos propuestos de forma aleatoria por el programa STATGRAPHICS Centurion XVI junto con los datos recolectados.

| BLOQUE | Cd_e gLact/L | Qd_e L/h | I A | E kWh/Ton | Ctank % | Tss h |
|--------|-----------------|-------------|--------|--------------|------------|----------|
| 1 | 65 | 650 | 30 | 40,2 | 23,21 | 72,1 |
| 1 | 50 | 575 | 60 | 100,4 | 25,15 | 42,8 |
| 1 | 65 | 500 | 30 | 40,5 | 23,18 | 72 |
| 1 | 50 | 650 | 45 | 64,9 | 24,37 | 53,5 |
| 1 | 65 | 650 | 60 | 76,8 | 25,31 | 42,9 |
| 1 | 65 | 575 | 45 | 58,5 | 24,52 | 53,8 |
| 1 | 80 | 650 | 45 | 56 | 24,72 | 53,9 |

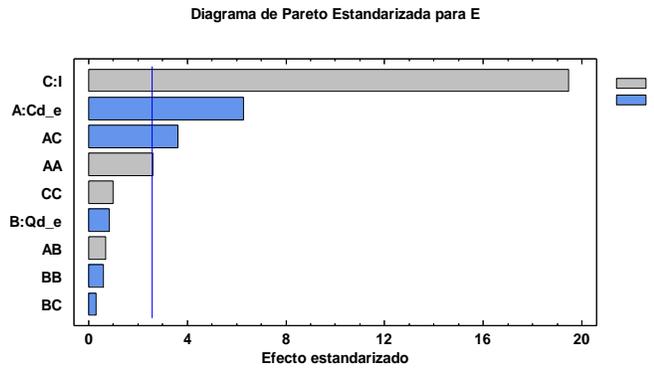
Tabla 13. (Continuación).

| BLOQUE | Cd_e gLact/L | Qd_e L/h | I A | E kWh/Ton | Ctank % | Tss h |
|--------|-----------------|-------------|--------|--------------|------------|----------|
| 1 | 50 | 500 | 45 | 69,4 | 24,33 | 53,5 |
| 1 | 65 | 575 | 45 | 58,5 | 24,52 | 53,8 |
| 1 | 80 | 575 | 30 | 38,9 | 23,44 | 72,3 |
| 1 | 50 | 575 | 30 | 43,8 | 22,96 | 71,8 |
| 1 | 80 | 500 | 45 | 56,3 | 24,68 | 53,9 |
| 1 | 65 | 500 | 60 | 78,9 | 25,27 | 42,9 |
| 1 | 80 | 575 | 60 | 73,6 | 25,43 | 43,1 |
| 1 | 65 | 575 | 45 | 58,5 | 24,52 | 53,8 |

El programa utilizado permite realizar un análisis de superficie de respuesta para cada una de las respuestas en estudio, en este caso el consumo energético, el tiempo de estado estacionario y la concentración final del tanque de concentrado. Para llevar a cabo este análisis se utilizarán el diagrama de Pareto con el objetivo de determinar el efecto de cada variable y combinaciones de variables (De mayor a menor), y ver qué tan influyentes son el proceso, el gráfico de efectos principales donde se puede ver con que magnitud se ve afectada la respuesta en estudio respecto a cada variable de entrada, la gráfica de interacción para determinar si las interacciones entre las variables de entrada son influyentes ya sea positiva o negativamente para el valor de la respuesta y finalmente el gráfico de superficie de respuesta estimada con el cual se busca determinar un área de respuestas probables para el problema en estudio.

5.1.7.1 Análisis de superficie para el consumo energético. En la Gráfica 25. se puede ver que la intensidad de corriente (C) posee un efecto positivo potencial sobre el consumo energético, mientras que la concentración de entrada del diluido (A) en los límites establecidos (50 a 80 g Lac. Na/L) posee un efecto negativo potencial, es decir, entre más concentrada sea la solución en la entrada del compartimiento de diluido menos energía se requerirá para purificarla, debido a que la cantidad de lactato de sodio a recuperar con respecto a la solución de entrada será menor. Por otro lado, al querer determinar el efecto de A y C simultáneamente se puede ver que poseen un efecto negativo potencial. El efecto de las demás variables e interacciones no es potencial pero se grafican para mostrar un modelo más confiable y completo.

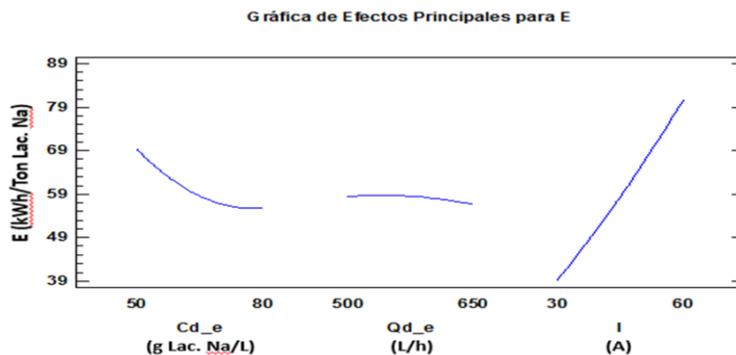
Gráfica 25. Diagrama de Pareto para el consumo energético del proceso.



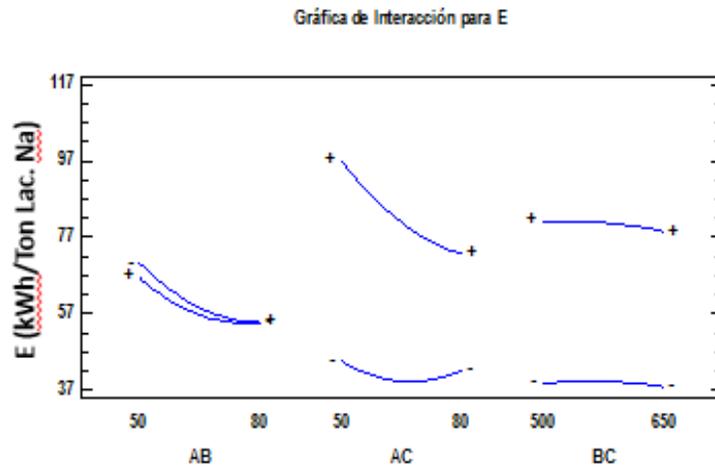
La Gráfica 26. muestra los efectos causados por cada una de las variables de entrada con respecto al consumo energético de una forma similar a los análisis de variación realizados en este mismo capítulo. Se puede ver que al aumentar la intensidad de corriente se afecta significativa y crecientemente el consumo energético, mientras que al aumentar el caudal y la concentración del compartimento de concentrado se ve afectado en menor proporción el consumo de energía pero en este caso, de manera decreciente.

Es importante conocer el efecto de las interacciones entre las variables de entrada frente a la respuesta, por lo cual en la Gráfica 27. se puede observar que cuando interaccionan la corriente eléctrica y la concentración de entrada del diluido se observa un efecto importante corroborando lo mostrado por la Gráfica 25. Las demás interacciones poseen efectos, ya sean positivos o negativos, de magnitudes muy pequeñas causando ligeras variaciones en los valores de consumo energético, que desde el punto de vista estadístico resultan no significativos.

Gráfica 26. Gráfica de efectos principales para el consumo energético del proceso.

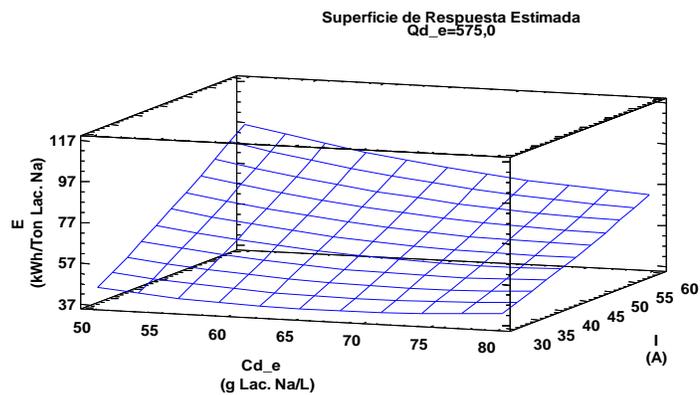


Gráfica 27. Gráfica de interacción para el consumo energético del proceso.



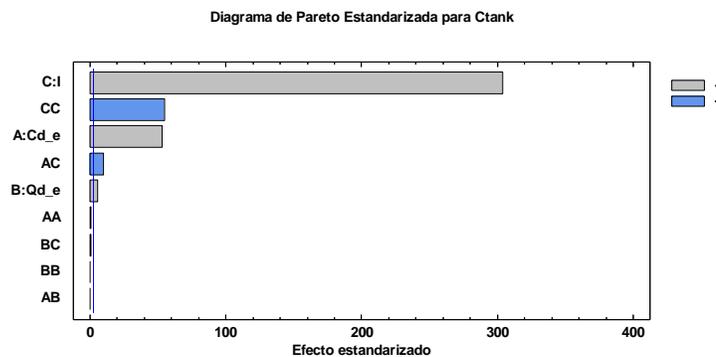
La Gráfica 28. muestra el diagrama de superficie de respuesta estimada para el consumo energético donde se puede observar que las combinaciones menos factibles son aquellas que poseen los valores más cercanos al límite inferior de la concentración de entrada del diluido con una intensidad de corriente cercana o igual a la máxima permitida. El caudal de entrada del compartimiento de diluido posee una influencia casi nula según el diagrama de Pareto (Gráfica 34.) por lo que esta se mantiene constante con un valor de 575 L/h. La concentración de entrada del compartimiento de diluido afecta mínimamente al consumo energético; su efecto es tan pequeño que no se tendrá en cuenta en el diagrama de superficie de respuesta.

Gráfica 28. Diagrama de superficie de respuesta estimada para el consumo energético del proceso.



5.1.7.2 Análisis de superficie para la concentración del tanque de concentrado. La Gráfica 29. muestra que la intensidad de corriente (C) posee un efecto positivo potencial sobre la concentración obtenida en el tanque de concentrado, mientras que el efecto cuadrático de C posee un efecto negativo potencial. La concentración de entrada del compartimiento de diluido (A) tiene un efecto positivo potencial, lo que quiere decir que a medida de que incrementa también aumenta la concentración en el tanque, y lo mismo sucede con el caudal de entrada del compartimiento de diluido (B), con la diferencia de que este afecta en una magnitud mucho menor. Por otro lado, la única interacción con un efecto potencial positivo es la interacción AC.

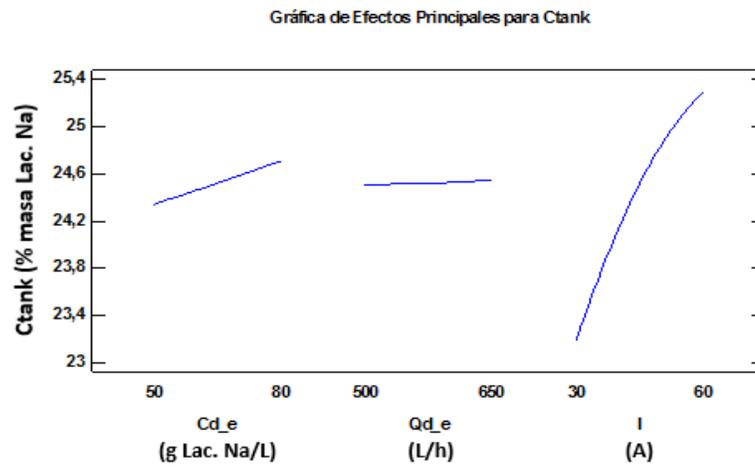
Gráfica 29. Diagrama de Pareto para la concentración del tanque de concentrado.



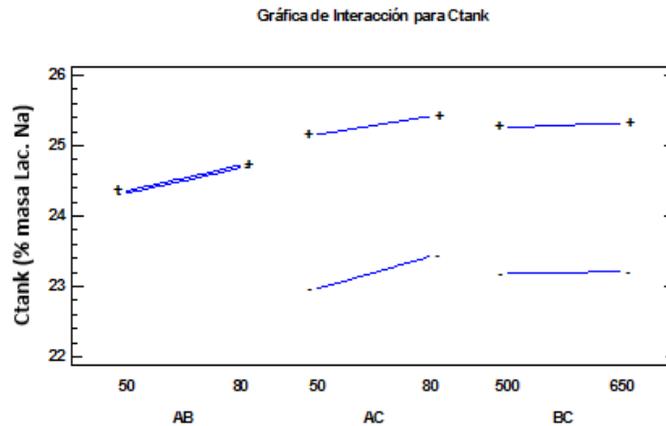
En la Gráfica 30. se pueden observar los efectos causados por cada variable de entrada con respecto a la concentración del tanque de concentrado. Se puede ver que al aumentar la intensidad de corriente se afecta significativa y crecientemente la concentración obtenida. El caudal y la concentración de entrada del compartimiento de concentrado tienen un efecto muy pequeño en comparación a la intensidad de corriente pero así mismo aumentan la concentración del tanque. Lo mostrado por esta gráfica es lo que se esperaba en el proceso de electrodiálisis, pues se busca favorecer los fenómenos de transferencia de materia impulsados por el campo eléctrico aplicado, por encima de fenómenos de transferencia originados por fenómenos de difusión y gradientes de concentración.

En cuanto a las interacciones, en la Gráfica 31. se puede ver que la interacción AC es la única cuyo efecto negativo y positivo es significativo, ya que los cambios observables en las interacciones AB y BC no son estadísticamente significativos como se dijo anteriormente al analizar la Gráfica 29.

Gráfica 30. Gráfica de efectos principales para la concentración del tanque de concentrado.

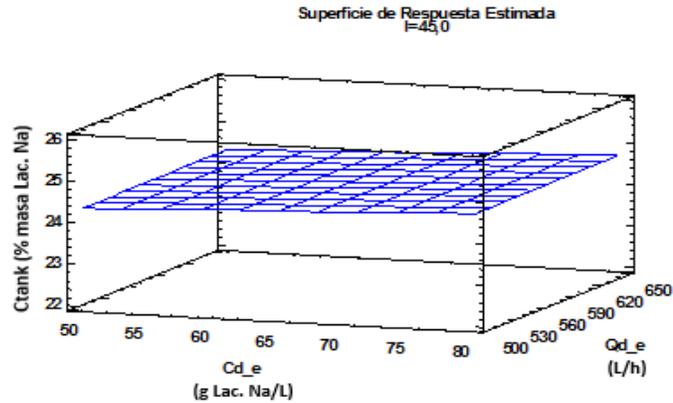


Gráfica 31. Gráfica de interacción para la concentración del tanque de concentrado.



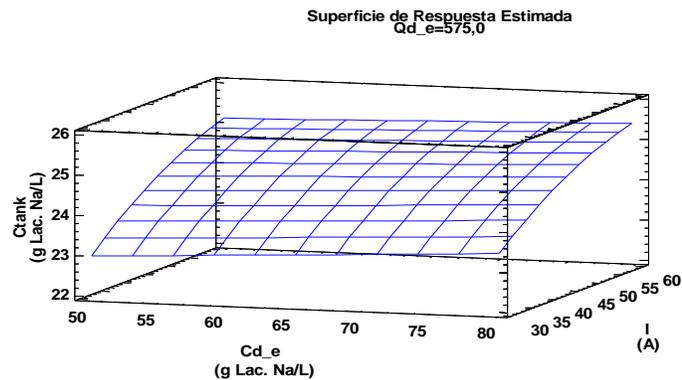
A continuación, en la Gráfica 32. se muestra un diagrama de superficie de respuesta estimada en la que se ven todos los valores probables para la concentración del tanque de concentrado para cualquier combinación de valores entre los límites propuestos para la concentración de entrada del compartimento de diluido y el caudal de entrada del compartimento de diluido, cuando se usa una intensidad de corriente promedio de 45 A. Por lo anterior es posible deducir que, si lo que se quiere es aumentar la concentración en el tanque lo ideal es usar altas concentraciones y caudales de entrada para el compartimento de diluido.

Gráfica 32. Diagrama de superficie de respuesta estimado para la concentración del tanque de concentrado.



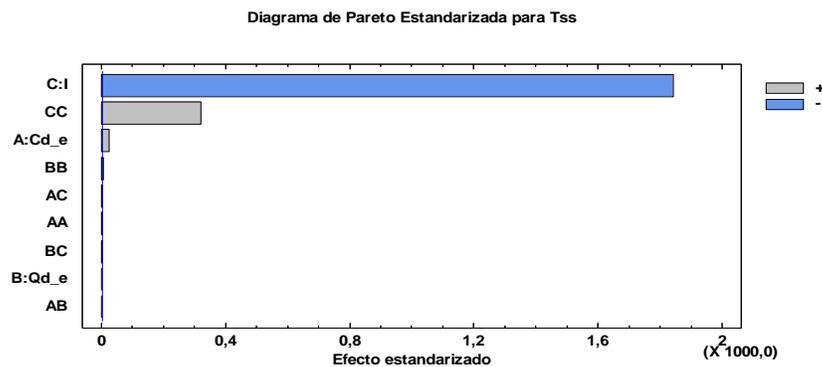
Al ser la concentración en el tanque de concentrado el resultado más determinante del proceso se decidió hacer un diagrama de superficie de respuesta estimado con las dos variables de entrada más influyentes, es decir, la concentración a la entrada del compartimento de diluido y la intensidad de corriente. Lo anteriormente descrito se puede mostrar en la Gráfica 33. donde se puede observar la importancia que tiene la intensidad de corriente generando una tendencia diferente a las mostradas en las demás gráficas realizadas de superficie de respuesta estimada, ya que se obtiene un área que atraviesa todo el cubo de análisis y que permite concluir que los mejores resultados se obtendrán combinando altos valores de concentración de diluido a la entrada con altos valores de intensidad de corriente.

Gráfica 33. Diagrama de superficie de respuesta estimado para la concentración del tanque de concentrado modificando la intensidad de corriente.



5.1.7.3 Análisis de superficie para el tiempo de estado estacionario. La Gráfica 34. indica que la variable de entrada que posee un mayor efecto es la intensidad de corriente (C), la cual influye drásticamente y negativamente en el tiempo al que se llega al estado estacionario. El efecto cuadrático CC tiene un efecto positivo potencial, al igual que la concentración de entrada del compartimiento de diluido, con la diferencia de que esta última influye en una magnitud muy pequeña. Las demás variables e interacciones tienen nula influencia en el valor obtenido para la variable respuesta en estudio.

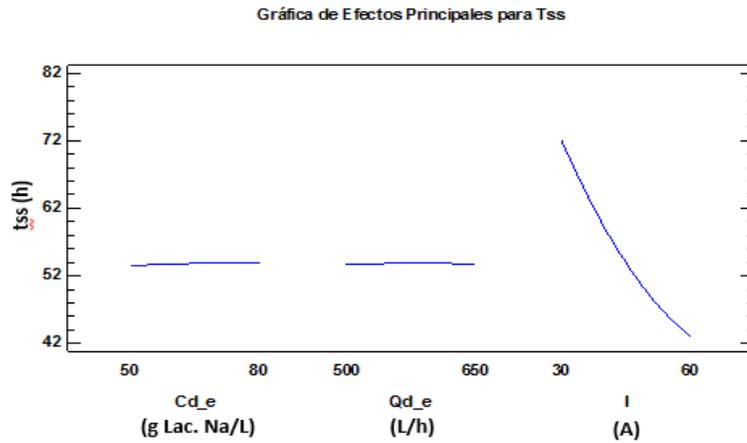
Gráfica 34. Diagrama de Pareto para el tiempo de estado estacionario.



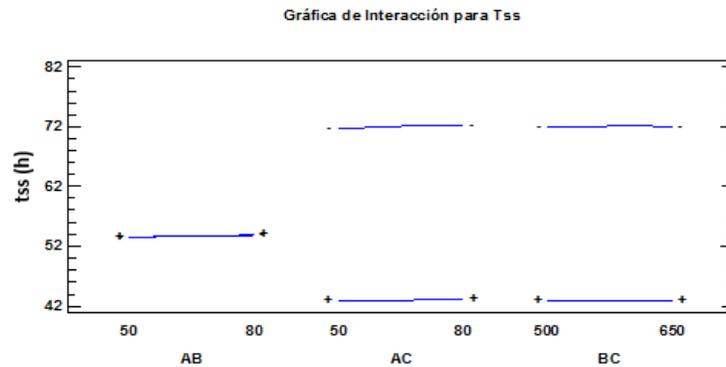
En la Gráfica 35. se pueden observar los efectos causados por cada variable de entrada con respecto al tiempo de estado estacionario. Se puede ver que al aumentar la intensidad de corriente se afecta significativamente y decrecientemente el tiempo al que se llega al estado estacionario. El caudal y la concentración de entrada del compartimiento de concentrado poseen efectos casi nulos en cuanto a los resultados obtenidos para el tss, pero aun así debe considerarse como potencial el efecto de la Cd_e, tal y como muestra el diagrama de Pareto (Gráfica 34.).

En cuanto a las interacciones, la Gráfica 36. nos permite observar que las interacciones tienen una influencia no significativa, y que la interacción BC tiene un efecto nulo sobre el tiempo de estado estacionario.

Gráfica 35. Gráfica de efectos principales para el tiempo de estado estacionario.

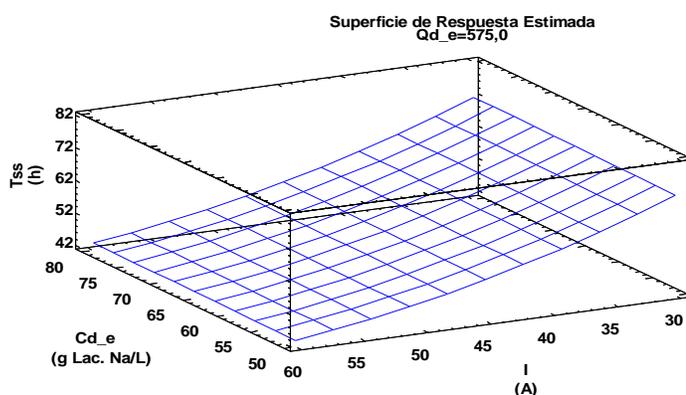


Gráfica 36. Gráfica de interacción para el tiempo de estado estacionario.



La Gráfica 37. muestra el diagrama de superficie de respuesta estimada para el tiempo de estado estacionario donde se puede observar que la variable de entrada de mayor influencia es la intensidad de corriente, mientras que también es notable lo poco que afecta la concentración del compartimento de diluido a la entrada. El caudal de entrada del compartimento de diluido posee una influencia casi nula según el diagrama de Pareto (Gráfica 34.) por lo que esta se mantiene constante con un valor de 575 L/h.

Gráfica 37. Diagrama de superficie de respuesta estimada para el tiempo de estado estacionario.



Para facilitar hallar los valores que permitieran obtener la concentración en el tanque de concentrado se usó la metodología de STATGRAPHICS Centurion XVI “optimizar respuesta”, la cual arrojó un valor de 25,45% para C_{tank} . La Tabla 14. muestra los valores óptimos arrojados por el programa para cada variable de entrada:

Tabla 14. Valores utilizados en cada variable de entrada para optimizar la respuesta C_{tank} .

| | Bajo | Alto | Óptimo |
|-------------|-------|-------|---------|
| Cd_e | 50,0 | 80,0 | 80,0 |
| Qd_e | 500,0 | 650,0 | 649,999 |
| I | 30,0 | 60,0 | 59,9901 |

5.2 ESPECIFICACIÓN DE CONDICIONES DE ENTRADA Y RESULTADOS DE LA SEPARACIÓN DE LACTATO DE SODIO-AGUA MEDIANTE ELECTRODIÁLISIS

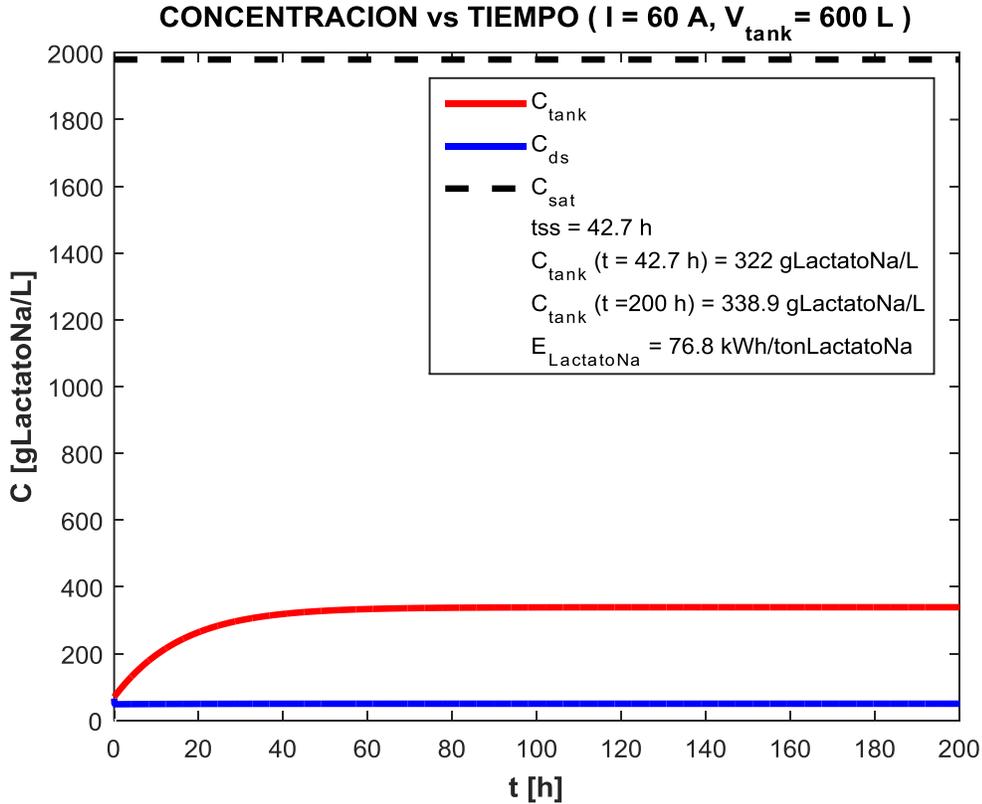
Con respecto a lo mencionado en el capítulo 5, numeral 5.1 se determinaron las condiciones de entrada del proceso. La solución que entra al compartimiento de diluido corresponde a una disolución de un porcentaje en peso cercano al 5%. El volumen del tanque de concentrado es de 600 L debido al análisis realizado en el numeral 5.1.5, el cual indica que al disminuir el volumen del tanque disminuye el consumo energético y el tiempo de estado estacionario, permitiendo que los resultados que arroja el modelo matemático sean más confiables. Debe tenerse en cuenta que este volumen debe ser suficientemente grande para alimentar al compartimiento de concentrado y así mismo generar una corriente de salida con la solución concentrada. Las demás variables de entrada se muestran a continuación en la Tabla 15.

Tabla 15. Variables especificadas para las concentraciones comunes obtenidas en una fermentación para obtener lactato de sodio (C_{d_e} y C_{c_e}).

| C_{d_e} (g Lacta/L) | C_{c_e} (t_0) (g Lact/L) | Q_{d_e} (L/h) | Q_{c_e} (L/h) | t_f (h) | V_{tank} (L) | I (A) |
|---------------------------|------------------------------------|---------------------|---------------------|-----------|--------------------------|---------|
| 65 | 70 | 650 | 500 | 200 | 600 | 60 |

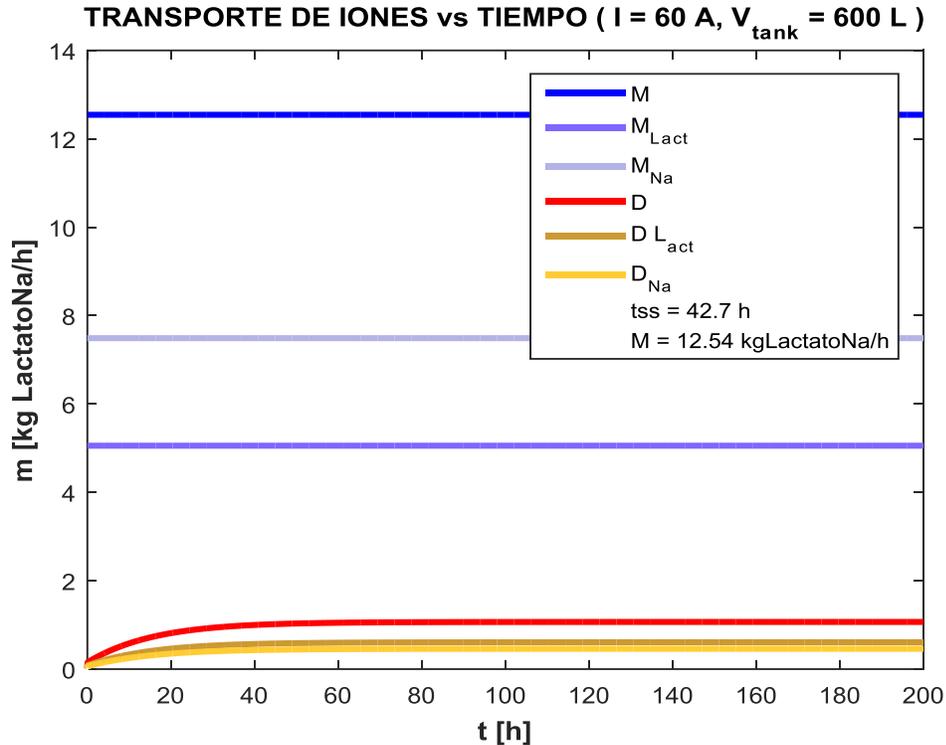
En las gráficas 37, 38 y 39 se muestran los resultados obtenidos.

Gráfica 38. Cambio de la concentración de lactato de sodio a medida que transcurre el tiempo de ejecución para las condiciones especificadas en la Tabla 15.



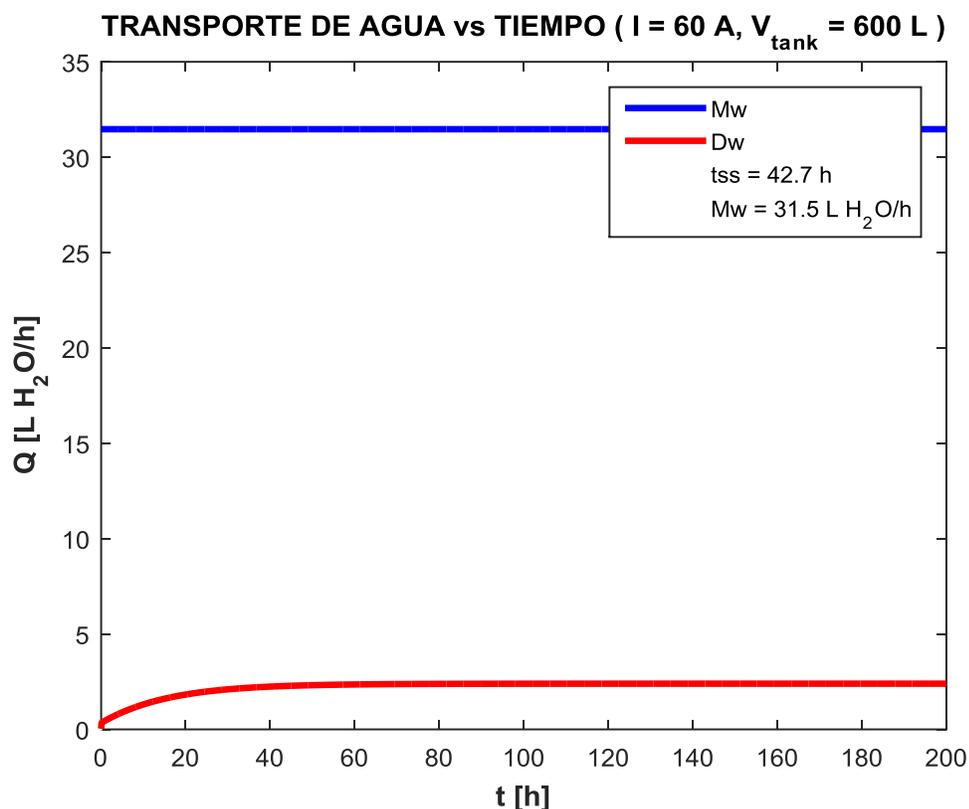
En la Gráfica 38. se puede observar el comportamiento creciente y asintótico de la concentración en el tanque de concentrado la cual se estabiliza luego de alcanzar el tiempo de estado estacionario que para este caso es de 42,7 horas. La concentración que se alcanza en el tanque es de 338,9 g Lactato de sodio/L, y corresponde a una concentración de lactato de sodio en solución del 25,31% en peso, lo que significa que se recuperó una disolución aproximadamente cinco veces más concentrada que la disolución que entro al módulo.

Gráfica 39. Fenómenos de transferencia de masa para cada ion a medida que transcurre el tiempo de ejecución para las condiciones especificadas en la Tabla 15.



Los fenómenos de transporte que más contribuyen al proceso son la migración iónica y electro-ósmosis como se puede apreciar en la Gráfica 39., así como se puede ver que la contribución de los fenómenos de difusión iónica y ósmosis es muy pequeña. Se puede notar que la contribución por migración iónica es de 12,54 kg de Lactato de sodio por hora mientras que la difusión iónica solo aporta 1,09 kg de lactato de sodio por hora.

Gráfica 40. Fenómenos de transferencia de masa para el agua a medida que transcurre el tiempo de ejecución para las condiciones especificadas en la Tabla 16.



La Gráfica 40. muestra como el transporte de agua se ve representado principalmente por el fenómeno de electro-ósmosis ya que a este le corresponde un valor de 31,5 Litros de agua por hora, mientras que la ósmosis solo aporta un transporte de 2,4 Litros de agua por hora.

Tabla 16. Resultados obtenidos por el modelo matemático para las condiciones de entrada presentadas en la Tabla 15.

| MNa (kg Na/h) | MLact (kg Lact/h) | DNa (kg Na/h) | DLact (kg Lact/h) | Mw (L/h) | Dw (L) | Tss (h) |
|------------------|----------------------|------------------|----------------------|-------------|--------|---------|
| 7,49 | 5,05 | 0,46 | 0,61 | 31,5 | 2,40 | 42,7 |

Tabla 17. Resultados determinantes obtenidos por el modelo matemático para las condiciones de entrada presentadas en la Tabla 14.

| M (kg Lact/h) | D (kg Lact/h) | C _{tank} (g Lact.Na/L) | E _{Lact} (kWh/TonLact.Na) |
|------------------|------------------|------------------------------------|---------------------------------------|
| 12,54 | 1,07 | 338,9 | 76,8 |

Teniendo en cuenta los resultados mostrados en las Tablas 16 y 17 se obtuvo una concentración cercana al 25% en peso de lactato de sodio acuoso, para la cual no se conoce una aplicación industrial por lo que la solución no tendrá un precio comercial competitivo y posiblemente genere pérdidas económicas. En cuanto al consumo energético se conoce que el precio promedio en zonas industriales del kWh vendido por CODENSA en el año 2015 es de 524,4216 \$/kWh⁴⁹, lo que indica que el costo para producir una tonelada de lactato de sodio al 25% sería cercano a 40.275,58 pesos, sin tener en cuenta el voltaje que se debe aplicar a los electrodos. Este costo puede aumentar significativamente si se tuvieran en cuenta los fenómenos de ensuciamiento y precipitación de sales, y también si la temperatura de entrada al compartimiento de diluido es menor a 25°C, pues se generaría un aumento en las resistencias de las disoluciones concentradas y diluidas, así como una disminución de la conductividad⁵⁰.

Con el objetivo de tener una idea más concreta sobre la viabilidad energética o no de la técnica de electrodiálisis como único proceso de separación se comparó con la destilación de una mezcla binaria ácido láctico-agua, la cual estaba modelada bajo métodos rigurosos. Se utilizó el programa ASPEN PLUS 8.6 y el tipo de columna RadFrac, que corresponde a un modelo de columna de destilación más riguroso que los basados en Underwood-Fenske o similares. El valor de la concentración de la corriente de entrada es el mismo usado para la concentración de compartimiento de diluido a la entrada (65 g Lac. Na/L), de la misma manera se utilizó un caudal con el mismo valor del caudal del compartimiento de diluido (650 L/h). La presión establecida fue constante y de 1 bar, adicionalmente se usó una columna DSTW modelada por métodos cortos para obtener el número de platos y el reflujo a utilizar en la columna RadFrac. Para determinar el reflujo óptimo de la columna se realizó una gráfica de costos anuales contra reflujo con el objetivo de determinar a qué reflujo se pueden obtener los costos mínimos totales de la torre de destilación teniendo en cuenta los costos de equipos y los de utilidades (servicios de enfriamiento, calentamiento y electricidad). Los resultados obtenidos se muestran a continuación en la Gráfica 41.

Se determinó gráficamente que la relación de reflujo óptimo para la columna de destilación es de aproximadamente 0,09. A continuación se muestran los resultados obtenidos a diferentes reflujos en la Tabla 18.

⁴⁹ VÉLEZ, Luis. El precio de la electricidad en Colombia y comparación con referentes internacionales 2012-2015. [Print(0)]. Medellín. 2015. [Consultado el 20/11/2016]. Disponible en: <http://www.andeg.org/sites/default/files/El%20precio%20de%20la%20electricidad%20en%20colombia%202012-2015%20julio%2031%20Versi%C3%B3n%207.pdf>

⁵⁰ BONET RIMBAU, Núria. Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

Gráfica 41. Costos anuales operacionales, de equipos y totales a diferentes razones de reflujo.

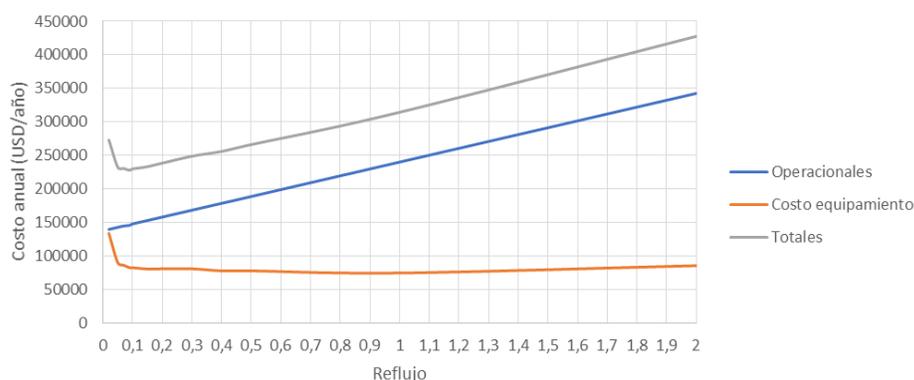


Tabla 18. Resultados generales obtenidos para una columna de destilación a diferentes relaciones de reflujo.

| Reflujo | Costo total (USD/año) | Número de etapas | Destilado (kmol/hr) | % Molar Lactico fondos | Etapas alimentación | costos utilidades (USD/año) | Fondos (kmol/h) | Costo equipos (USD) |
|-------------|-----------------------|------------------|---------------------|------------------------|---------------------|-----------------------------|-----------------|---------------------|
| 0,00495412 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 0,02 | 272870 | 20 | 30,63342312 | 0,60065 | 12 | 139370 | 0,78088 | 133500 |
| 0,05 | 232039 | 9 | 30,63342312 | 0,600649 | 6 | 142439 | 0,780881 | 89600 |
| 0,07 | 230386 | 7 | 30,63342312 | 0,600609 | 5 | 144486 | 0,780881 | 85900 |
| 0,09 | 227709 | 6 | 30,63342312 | 0,600609 | 5 | 145509 | 0,780881 | 82200 |
| 0,1 | 229757 | 6 | 30,63342312 | 0,600609 | 4 | 147557 | 0,780881 | 82200 |
| 0,148420161 | 232912 | 5 | 30,63342312 | 0,600609 | 4 | 152512 | 0,780881 | 80400 |
| 0,2 | 238333 | 5 | 30,63342312 | 0,600609 | 4 | 157833 | 0,780881 | 80500 |
| 0,3 | 248668 | 5 | 30,63342312 | 0,600609 | 4 | 168068 | 0,780881 | 80600 |
| 0,4 | 255806 | 4 | 30,63342312 | 0,600609 | 4 | 178306 | 0,780881 | 77500 |
| 0,5 | 266040 | 4 | 30,63342312 | 0,600609 | 3 | 188540 | 0,780881 | 77500 |
| 1 | 314233 | 3 | 30,63342312 | 0,595376 | 3 | 239933 | 0,780881 | 74300 |
| 2 | 427631 | 3 | 30,63342312 | 0,600609 | 3 | 342431 | 0,780881 | 85200 |

La Tabla 18. solo se utilizará para obtener una idea de cuál es la relación de reflujo óptimo de acuerdo a la Gráfica 41. Para determinar el costo anual de la columna de destilación se utilizará la metodología propuesta por Peter & Timmerhaus (1991) en el cuál se tienen en cuenta los costos de los equipos de acuerdo a ciertas especificaciones, los costos asociados a instrumentación, tuberías y aislamiento (corresponden a un 60% del costo de cada equipo), y los costos asociados a servicios⁵¹. En la Tabla 19. Se pueden ver los costos anuales del proceso de destilación propuesto.

⁵¹ PETERS, Max Stone, *et al.* Plant Design and Economics for Chemical Engineers. McGraw-Hill New York, 1968.

Tabla 19. Costos anuales del proceso de Destilación.

| Columna de destilación | |
|--|--------------------|
| Costo por plato = | 902,5659832 |
| # de platos = | 6 |
| % costos de instrumentación, aislamiento y tuberías = | 0,6 |
| % Costo anual = | 0,15 |
| Diámetro de la columna (in) = | 30 |
| Costo anual de la columna (USD) = | 1299,695016 |
| Condensador | |
| Calor transferido por hora en el condensador (BTU/h) = | 1288410 |
| Coefficiente de transferencia de calor (BTU/h.ft ² .°F) = | 228,8725042 |
| Temperatura de ebullición del destilado (°F) = | 211,45245 |
| Temperatura del agua de enfriamiento (°F) = | 90 |
| Área de transferencia de calor (ft ²) = | 46,3504746 |
| Costo del condensador (USD) = | 6943,446573 |
| Costo por pie cuadrado de intercambiador (USD/ft ²) = | 149,8031386 |
| Costo anual del condensador (USD) = | 1666,427177 |
| Rehervidor | |
| Calor transferido por hora en el rehervidor (BTU/h) = | 1279720 |
| Coefficiente de transferencia de calor (BTU/h.ft ² .°F) = | 438,2935823 |
| Temperatura de ebullición de los fondos (°F) = | 258,5948 |
| Temperatura del vapor de calentamiento (°F) = | 227 |
| Área de transferencia de calor (ft ²) = | 92,41324817 |
| Costo del rehervidor (USD) = | 14199,87352 |
| Costo por pie cuadrado de intercambiador (USD/ft ²) = | 153,6562538 |
| Costo anual del rehervidor (USD) = | 3407,969644 |
| Agua de enfriamiento | |
| Calor transferido por hora en el condensador (BTU/h) = | 1288410 |
| Capacidad calorífica del agua (BTU/lb.°F) = | 1 |
| Costo agua (USD/lb) = | 1,93061E-05 |
| Horas de operación al año (h/año) = | 8760 |
| Cambio de temperatura del agua (°F) = | 82,5 |
| Costo agua de enfriamiento (USD) = | 2641,182105 |
| Vapor de calentamiento | |
| Calor transferido por hora en el condensador (BTU/h) = | 1279720 |
| Calor de condensación (BTU/lb) = | 915,5 |
| Costo vapor (USD/lb) = | 0,001909 |
| Horas de operación al año (h/año) = | 8760 |
| Costo vapor de calentamiento (USD) = | 23374,58413 |
| COSTO ANUAL (USD/año) = | 32389,85807 |

El costo de la columna depende en gran parte de la cantidad de platos y estos a su vez dependen del diámetro de la columna, el costo del condensador es dependiente del área de transferencia de calor del intercambiador, y en el costo del rehervidor influye también el área de transferencia de calor de éste. Debido a que los costos encontrados corresponden al año 2002 se tuvo en cuenta un factor

de inflación para convertir estos precios a dinero del año 2016⁵². Los valores de todos los parámetros necesarios fueron obtenidos de Aspen Plus ® y del libro Plant Design and economics for chemical engineers. El costo del agua en zonas industriales de Bogotá es de 126,87 \$/m³ aproximadamente según las tarifas del Acueducto de Bogotá para 2016⁵³, mientras que el costo del vapor es cercano a 0,001909 \$/lb teniendo en cuenta el costo del carbón térmico en Colombia⁵⁴.

Se puede observar en la Tabla 19. que el proceso de destilación tiene un costo anual de 32.389,85 dólares, es decir, aproximadamente 96'548.660 pesos colombianos, donde el 72% corresponde a los costos por servicios de calentamiento, algo común en las destilaciones convencionales. Una vez determinado el reflujo óptimo se procedió a introducir todas las condiciones de entrada de la columna RadFrac. Los resultados obtenidos se muestran en la Gráfica 42.

Gráfica 42. Resultados arrojados por el programa ASPEN PLUS 8.6 ® para la separación de una mezcla ácido láctico-agua mediante una destilación en una columna RadFrac.

| | 8 | D | B |
|-------------------|-----------|-------------|----------|
| Mole Flow kmol/hr | | | |
| WATER | 30,9418 | 30,63 | 0,311847 |
| LACTIC | 0,469036 | 1,89683e-06 | 0,469034 |
| Mole Frac | | | |
| WATER | 0,985068 | 1 | 0,399353 |
| LACTIC | 0,0149322 | 6,19273e-08 | 0,600648 |

La corriente 8 hace referencia a la corriente de alimentación, D es el destilado y B es los fondos. El ácido láctico se recupera en los fondos en una solución de caudal de 0,7809 kmol/h y de fracción molar de ácido láctico de 0,601 aproximadamente, es decir, en una razón de 47,8638 kg/h y un porcentaje en peso de 88% de ácido láctico. En este caso, la solución obtenida tiene valor comercial, pues el grado de pureza obtenido es cercano al grado de pureza necesario para las aplicaciones de la industria alimenticia. ⁵⁵Para el consumo energético se tienen en cuenta la electricidad necesaria para el proceso y los costos de los servicios de

⁵² Census Bureau. Statistical Abstract of the United States. Government Printing Office, 2009.

⁵³ ACUEDUCTO. Estructura Tarifaria Para Los Suscriptores Atendidos En Bogota D.C. Por La Empresa De Acueducto. [Print(0)]. Bogotá. 2017. [Consultado el Marzo2017]. Disponible en: <https://goo.gl/Ua0pCN>.

⁵⁴ UPME. Precios Internos De Carbón y Coque. [Print(0)]. 2016. [Consultado el Marzo2017]. Disponible en: http://www.upme.gov.co/generadorconsultas/Consulta_Series.aspx?idModulo=4&tipoSerie=121&grupo=370&Fechainicial=01/01/1990&Fechafinal=31/12/2016.

⁵⁵ TORRES,D., et al. Producción de ácido láctico. En: UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA - SEDE BOGOTÁ. Agosto 2016.

calentamiento y enfriamiento. Según el resultado obtenido por ASPEN PLUS 8.6® la electricidad consumida es de 52,507 kWh para 47,8638 kg de solución al 88% de ácido láctico. Teniendo en cuenta el precio promedio en zonas industriales del kWh vendido por CODENSA en el año 2015 en Bogotá, por lo que para producir la solución en la razón y concentración obtenida costaría \$27.535,80 por hora, solo teniendo en cuenta la electricidad. Los costos de los servicios de enfriamiento son de 0,30150 USD/h, es decir, \$898,73 por hora aproximadamente, mientras que los servicios de calentamiento tienen un valor de 2,66833 USD/h, lo cual es aproximadamente \$7.953,84 pesos por hora. El costo del consumo energético para producir una tonelada de ácido láctico al 88% corresponde a \$760.248,25. Lo anterior permite concluir que la electrodiálisis es un proceso más económico que la destilación convencional desde el punto de vista energético, pero si se tiene en cuenta la concentración final del ácido láctico o lactato, la electrodiálisis obtiene una solución sin valor comercial, mientras que con la destilación convencional se obtiene un producto de grado alimenticio.

6. CONCLUSIONES

- Las variables implicadas en el proceso de electrodiálisis corresponden a los fenómenos de transferencia de masa que se modelan por la ley de Fick y la Ley de Faraday, las correlaciones utilizadas para modelar el consumo energético y las características del módulo de electrodiálisis.
- El algoritmo iterativo de solución propuesto sirve para modelar una disolución binaria acuosa (por ejemplo lactato de sodio-Agua). Se necesitan especificar 7 variables (Concentración del compartimiento de diluido a la entrada, concentración del compartimiento de concentrado a la entrada, caudal de entrada del compartimiento de diluido, caudal de entrada del compartimiento de concentrado en el tiempo cero, intensidad de corriente, tiempo de ejecución y volumen del tanque de concentrado) para su funcionamiento, y se propone resolver inicialmente los fenómenos de transferencia de masa constantes a lo largo del proceso, para luego dar solución mediante un ciclo a los balances de materia determinando finalmente el consumo energético del proceso.
- Las variables que más influencia tienen en el proceso son la intensidad de corriente, la concentración del compartimiento de diluido y el caudal del compartimiento de diluido. Con respecto a la intensidad de corriente, al variarla de 30 a 60 A, el tiempo estacionario disminuyó un 37,62%, existió un incremento del 13% en la concentración del tanque, la migración iónica y la electro ósmosis aumentaron en un 96% y 97% respectivamente y finalmente el consumo energético tuvo un incremento del 98,33%; se observa que la intensidad de corriente tiene un efecto significativo en todas las variables de salida. En cuanto a la concentración del compartimiento de diluido, es otra variable de gran influencia en el proceso, especialmente en el consumo energético ya que se observó una disminución del 42%. Finalmente, al analizar el caudal del compartimiento de diluido se observa un incremento del 0,23% en la concentración del tanque y una disminución del 4,44% en el consumo energético. Las otras variables como la concentración y el caudal de entrada en el compartimiento de concentrado y el volumen del tanque tienen un mínimo efecto en solo una de las variables del proceso, pues las dos primeras tienen un efecto nulo en el consumo energético y la última lo aumenta en un 0,48%.
- El proceso de separación de Lactato de sodio-Agua mediante electrodiálisis no es viable si se utiliza como único método de separación debido a que la concentración obtenida es aproximadamente de un 25% en peso (no se encontraron precios de venta para esta concentración) y la solución que se comercializa generalmente es de aproximadamente 60% en peso. Los costos asociados al consumo energético del proceso (despreciando fenómenos de ensuciamiento y precipitación de sales) son de \$40.275,58 por cada tonelada de lactato de sodio acuoso obtenido.

- Con la electrodiálisis como proceso de purificación para el lactato de sodio se obtuvo una solución que no tiene valor comercial, razón por la cual el proceso no es viable desde el punto de vista de la concentración final del producto. Es posible que se mejoren los resultados obtenidos usando la electrodiálisis como técnica complementaria de otro proceso de separación.

7. RECOMENDACIONES

- Desarrollar un algoritmo que permita estudiar diferentes tipos de membrana y como los parámetros asociados a estas afectan en el proceso de separación mediante electrodiálisis.
- Realizar la optimización del modelo matemático propuesto con el objetivo de conocer las condiciones de operación más favorables para obtener lactado de sodio con pureza comercial o mayor.
- Estudiar otros esquemas tecnológicos similares como la electrodiálisis reversible o el proceso de fermentación-separación simultánea en un módulo de electrodiálisis.
- Realizar un algoritmo eliminando algunas de las simplificaciones propuestas en este proyecto y agregando fenomenología asociada a la mecánica de fluidos con el objetivo de alcanzar un estimado más confiable del consumo energético y la concentración del producto.
- Estudiar si existe una relación de reflujo en la recirculación del sistema de electrodiálisis y su efecto en este mismo.
- Proponer un sistema de electrodiálisis en serie, para así alcanzar una concentración que tenga precio comercial.

BIBLIOGRAFÍA

ACUEDUCTO. Estructura Tarifaria Para Los Suscriptores Atendidos En Bogota D.C. Por La Empresa De Acueducto. [Print(0)]. Bogotá. 2017. [Consultado el Marzo2017]. Disponible en: <https://goo.gl/lf2PSc>.

BENITO ALONSO,Sergio. Evaluación experimental de nanofiltración y eletrodialisis para la revalorización de salmuera procedente de osmosis en la industria cloro-álcali.

BONET RIMBAU,Núria. Modelización de la concentración de salmueras de desalinización mediante procesos de electrodiálisis.

CAICEDO,M. Efecto de la concentración de material inerte en un biocatalizador de alginato de calcio con células inmovilizadas sobre la fermentación láctica. En: INGENIERÍA e INVESTIGACIÓN. vol. 25, no. 2, p. 78-82

CARDENAS,A. Membranas Generalidades. Mérida.: Universidad de los Andes, 2002.

CASAS,S., et al. Modelling sodium chloride concentration from seawater reverse osmosis brine by electrodialysis: Preliminary results. En: SOLVENT EXTRACTION AND ION EXCHANGE. vol. 29, no. 3, p. 488-508

Census Bureau. Statistical Abstract of the United States. Government Printing Office, 2009.

Corbion. Industria Mundial De Bioplásticos Se Mantiene En Aumento. [Electronic(1)]. 2016. [Consultado el Enero2016]. Disponible en: <http://www.plastico.com/temas/Industria-global-de-bioplasticos-se-mantiene-en-aumento+116871>

EETCORP. Select Commercially Available Ion Exchange Membrane Properties. [Electronic(1)]. 2016. [Consultado el Septiembre2016]. Disponible en: www.eetcorp.com/lts/membraneproperties.pdf

FABBRI,Maurício. FENOMENOS DE TRANSPORTE.

FIDALEO,Marcello y MORESI,Mauro. Modelling the electrodialytic recovery of sodium lactate. En: BIOTECHNOLOGY AND APPLIED BIOCHEMISTRY. vol. 40, no. 2, p. 123-131

GUIZARD,Christian. Clasificación de las membranas y de los procesos que las utilizan. En: DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA.UNIVERSIDAD DE LOS ANDES. .

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Normas Técnicas de ICONTEC NTC 1486. Documentación. Presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación. Trabajos escritos: Presentación de referencias bibliográficas, Sexta Actualización. 2008.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Normas Técnicas de ICONTEC NTC 5613. Trabajos escritos: Referencias bibliográficas. Contenido, forma y estructura, Sexta Actualización. 2008.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Normas Técnicas de ICONTEC NTC 4490. Trabajos escritos: Referencias documentales para fuentes de información electrónicas. 1998.

Makymat. Lactato De Sodio, Diacetato De Sodio, Ácido Láctico, Mezcla Lactato y Diacetato De Sodio. [Electronic(1)]. [Consultado el julio 32016]. Disponible en: <http://www.especialidadalimentaria.com/lactato-de-sodio-diacetato-de-sodio-acido-lactico-mezcla-lactato-y-diacetato-de-sodio-5580-4#inicio>

MEDINA,I. Tratamiento de aguas de producción con electrodiálisis. En: MÉRIDA: UNIVERSIDAD DE LOS ANDES.

Ministerio de industria y comercio. Informe De Importaciones Colombianas y Balanza Comercial. [Print(0)]. Bogotá. 2015. [Consultado el Febrero2016]. Disponible en: http://www.mincit.gov.co/publicaciones/15833/informes_de_importaciones_colombianas_y_balanza_comercial

NARĚBSKA,A. y STANISZEWSKI,Marek. Separation of fermentation products by membrane techniques. I. Separation of lactic acid/lactates by diffusion dialysis. En: SEPARATION SCIENCE AND TECHNOLOGY. vol. 32, no. 10, p. 1669-1682

OHKOUCHI,Y. y INOUE,Y. Direct production of L ()-lactic acid from starch and food wastes using Lactobacillus manihotivorans LMG18011. En: BIORESOURCE TECHNOLOGY. vol. 97, no. 13, p. 1554-1562

ORTIZ,JM, et al. Brackish water desalination by electro dialysis: batch recirculation operation modeling. En: JOURNAL OF MEMBRANE SCIENCE. vol. 252, no. 1, p. 65-75

PERIS,J. Aguilar. Fenómenos de transporte a través de membranas. En: REVISTA PORTUGUESA DE QUÍMICA. vol. 25, p. 11-26

PETERS,Max Stone, *et al.* Plant Design and Economics for Chemical Engineers. McGraw-Hill New York, 1968.

RAVENTÓS,Mercè y DUARTE,Sonia. Tecnología de membranas. En: INDUSTRIA ALIMENTARIA TECNOLOGÍAS EMERGENTES.EDICIONES UPC.BARCELONA. p. 173-210

ROA,Isrrael F. Medina. TRATAMIENTO DE AGUAS DE PRODUCCIÓN CON ELECTRODIÁLISIS.

ROHMAN,FS y AZIZ,N. Mathematical model of ion transport in electro dialysis process. En: BULLETIN OF CHEMICAL REACTION ENGINEERING & CATALYSIS. vol. 3, no. 1-3, p. 3-8

ROLDÁN MORENO,Jordi y SÁNCHEZ GARCÍA,Ángel J. Estudio técnico-económico de una planta desaladora de agua de mar por ósmosis inversa.

SCOTT,Keith. Handbook of Industrial Membranes. Elsevier, 1995.

SERNA-COCK,L. y STOUVENEL,A. Rodríguez-de. PRODUCCIÓN BIOTECNOLÓGICA DE ACIDO LÁCTICO: ESTADO DEL ARTE BIOTECHNOLOGICAL PRODUCTION OF LACTIC ACID: STATE OF THE ART PRODUCCIÓN BIOTECNOLÓXICA DE ÁCIDO LÁCTICO: ESTADO DO ARTE. En: CYTA-JOURNAL OF FOOD. vol. 5, no. 1, p. 54-65

SUÁREZ ZULUAGA,Diego Andrés. Evaluación y simulación de la producción de ácido láctico con Lactobacillus Casei ATCC 7469.

TANAKA,Yoshinobu. A computer simulation of ion exchange membrane electro dialysis for concentration of seawater. En: MEMBRANE WATER TREATMENT. vol. 1, no. 1, p. 13-37

TORRES,D., *et al.* Producción de ácido láctico. En: UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA - SEDE BOGOTÁ. Agosto 2016.

UPME. Precios Internos De Carbón y Coque. [Print(0)]. 2016. [Consultado el Marzo2017]. Disponible en: http://www.upme.gov.co/generadorconsultas/Consulta_Series.aspx?idModulo=4&tipoSerie=121&grupo=370&FechaInicial=01/01/1990&FechaFinal=31/12/2016

VALVERDE, Jessica. Efecto del lactato de sodio y calcio en las características físico-químicas y sensoriales de un producto de res listo para consumir.

VASQUEZ, ING RICARDO SEMINARIO. Métodos numéricos para ingeniería.

VÉLEZ, Luis. El Precio De La Electricidad En Colombia y Comparación Con Referentes Internacionales 2012-2015. [Print(0)]. Medellín. 2015. [Consultado el 20/11/2016]. Disponible en: <http://www.andeg.org/sites/default/files/El%20precio%20de%20la%20electricidad%20en%20colombia%202012-2015%20julio%2031%20Versi%C3%B3n%207.pdf>

WANG, Lawrence K., et al. Handbook of Environmental Engineering: Membrane and Desalination Technologies; Volume 13.

WEE, Young-Jung; KIM, Jin-Nam y RYU, Hwa-Won. Biotechnological production of lactic acid and its recent applications. En: FOOD TECHNOLOGY AND BIOTECHNOLOGY. vol. 44, no. 2, p. 163-172

ZULEHNER, W., et al. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. A23.

| | | |
|--|--|--------------|
|  Fundación Universidad de América | FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA | Código: |
| | PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA | Versión 0 |
| | Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres | Julio - 2016 |

AUTORIZACIÓN PARA PUBLICACIÓN EN EL REPOSITORIO DIGITAL INSTITUCIONAL LUMIERES

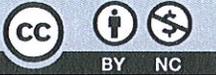
Nosotros **Neyfe Nathaly Murcia Berdugo** y **Jhoan Sebastian Cifuentes Aguilera** en calidad de titulares de la obra **modelamiento y diseño conceptual de la separación de lactato mediante electrodiálisis**, elaborada en el año **2016**, autorizamos al **Sistema de Bibliotecas de la Fundación Universidad América** para que incluya una copia, indexe y divulgue en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres, la obra mencionada con el fin de facilitar los procesos de visibilidad e impacto de la misma, conforme a los derechos patrimoniales que nos corresponden y que incluyen: la reproducción, comunicación pública, distribución al público, transformación, en conformidad con la normatividad vigente sobre derechos de autor y derechos conexos (Ley 23 de 1982, Ley 44 de 1993, Decisión Andina 351 de 1993, entre otras).

Al respecto como Autores manifestamos conocer que:

- La autorización es de carácter no exclusiva y limitada, esto implica que la licencia tiene una vigencia, que no es perpetua y que el autor puede publicar o difundir su obra en cualquier otro medio, así como llevar a cabo cualquier tipo de acción sobre el documento.
- La autorización tendrá una vigencia de cinco años a partir del momento de la inclusión de la obra en el repositorio, prorrogable indefinidamente por el tiempo de duración de los derechos patrimoniales del autor y podrá darse por terminada una vez el autor lo manifieste por escrito a la institución, con la salvedad de que la obra es difundida globalmente y cosechada por diferentes buscadores y/o repositorios en Internet, lo que no garantiza que la obra pueda ser retirada de manera inmediata de otros sistemas de información en los que se haya indexado, diferentes al Repositorio Digital Institucional – Lumieres de la Fundación Universidad América.
- La autorización de publicación comprende el formato original de la obra y todos los demás que se requiera, para su publicación en el repositorio. Igualmente, la autorización permite a la institución el cambio de soporte de la obra con fines de preservación (impreso, electrónico, digital, Internet, intranet, o cualquier otro formato conocido o por conocer).
- La autorización es gratuita y se renuncia a recibir cualquier remuneración por los usos de la obra, de acuerdo con la licencia establecida en esta autorización.
- Al firmar esta autorización, se manifiesta que la obra es original y no existe en ella ninguna violación a los derechos de autor de terceros. En caso de que el trabajo haya sido financiado por terceros, el o los autores asumen la responsabilidad del cumplimiento de los acuerdos establecidos sobre los derechos patrimoniales de la obra.
- Frente a cualquier reclamación por terceros, el o los autores serán los responsables. En ningún caso la responsabilidad será asumida por la Fundación Universidad de América.
- Con la autorización, la Universidad puede difundir la obra en índices, buscadores y otros sistemas de información que favorezcan su visibilidad.

Conforme a las condiciones anteriormente expuestas, como autores establecemos las siguientes condiciones de uso de nuestra obra de acuerdo con la **licencia Creative Commons** que se señala a continuación:

| | | |
|--|--|--------------|
|  Fundación Universidad de América | FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA | Código: |
| | PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA | Versión 0 |
| | Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres | Julio - 2016 |

| | | |
|---|--|-------------------------------------|
|  | Atribución- no comercial- sin derivar: permite distribuir, sin fines comerciales, sin obras derivadas, con reconocimiento del autor. | <input type="checkbox"/> |
|  | Atribución – no comercial: permite distribuir, crear obras derivadas, sin fines comerciales con reconocimiento del autor. | <input checked="" type="checkbox"/> |
|  | Atribución – no comercial – compartir igual: permite distribuir, modificar, crear obras derivadas, sin fines económicos, siempre y cuando las obras derivadas estén licenciadas de la misma forma. | <input type="checkbox"/> |

Licencias completas: http://co.creativecommons.org/?page_id=13

Siempre y cuando se haga alusión de alguna parte o nota del trabajo, se debe tener en cuenta la correspondiente citación bibliográfica para darle crédito al trabajo y a su(s) autor(es).

De igual forma como autor (es) autorizo (amos) la consulta de los medios físicos del presente trabajo de grado así:

| AUTORIZAMOS | SI | NO |
|---|----|----|
| La consulta física (sólo en las instalaciones de la Biblioteca) del CD-ROM y/o Impreso | X | |
| La reproducción por cualquier formato conocido o por conocer para efectos de preservación | X | |

| Información Confidencial: este Trabajo de Grado contiene información privilegiada, estratégica o secreta o se ha pedido su confidencialidad por parte del tercero, sobre quien se desarrolló la investigación. En caso afirmativo expresamente indicaré (indicaremos), en carta adjunta, tal situación con el fin de que se respete la restricción de acceso. | SI | NO |
|---|----|----|
| | | X |

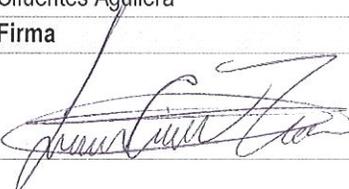
Para constancia se firma el presente documento en DE Bogotá, a los 16 días del mes de marzo del año 2017.

LOS AUTORES:

Autor 1

| | |
|---------------------------------------|--|
| Nombres | Apellidos |
| Neyfe Nathaly | Murcia Berdugo |
| Documento de identificación No | Firma |
| 1.032.471.442 |  |

Autor 2

| | |
|---------------------------------------|--|
| Nombres | Apellidos |
| Jhoan Sebastian | Cifuentes Aguilera |
| Documento de identificación No | Firma |
| 1.014.264.484 |  |