

Trabajo Fin de Máster  
Ingeniería Química

# DISEÑO DE PLANTA DE FABRICACIÓN DE KOH EN CONTINUO POR ELECTRODIÁLISIS

Autor: Plácido Siria López

Tutor: Andrés Cubero Moya

**Dpto. Ingeniería Química y Ambiental**  
**Escuela Técnica Superior de Ingeniería**  
**Universidad de Sevilla**





Trabajo Fin de Máster  
Ingeniería Química

# **DISEÑO DE PLANTA DE FABRICACIÓN DE KOH EN CONTINUO POR ELECTRODIÁLISIS**

Autor:

Plácido Siria López

Tutor:

Andrés Cubero Moya

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2022



Trabajo Fin de Máster: DISEÑO DE PLANTA DE FABRICACIÓN DE KOH EN CONTINUO POR  
ELECTRODIÁLISIS

Autor: Plácido Siria López

Tutor: Andres Cubero Moya

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

# Agradecimientos

---

Me gustaría agradecer a toda mi familia, especialmente a mis padres y a mi hermana Silvia, por todo el apoyo y cariño recibido durante toda mi vida, así como la educación y los valores transmitidos desde mi infancia, ya que con su trabajo y esfuerzo diario me han permitido la posibilidad de tener una buena formación académica para poder desarrollarme profesionalmente. Por supuesto, a Elena que ha estado siempre conmigo, apoyándome en los momentos buenos y malos desde el inicio de la carrera hasta el final de este ciclo.

Por último, agradecer a Andrés por toda la ayuda y recomendaciones que desde su experiencia siempre me ha transmitido, así como su implicación durante el desarrollo del proyecto.

# Resumen

---

Este Trabajo Fin de Máster se basa en el diseño de una planta de producción de hidróxido de potasio (KOH) al 50%, la cual cuenta con una capacidad de 200 toneladas diarias de potasa caustica pura mediante la tecnología electrolítica de celdas de membrana.

En primer lugar, se ha realizado una descripción de las posibles alternativas de producción de KOH industrial con un enfoque centralizado en la tecnología de membrana, enfatizando en la producción mundial y las aplicaciones industriales de este producto, ya que es la base de diseño de este proyecto sumado a que se trata de una tecnología disruptiva y de futuro dentro de la industria cloro-alcalina.

Posteriormente, se ha desarrollado en profundidad el proceso de producción de hidróxido potásico en todas sus etapas, desde los procesos iniciales de purificación y pretratamiento de la materia prima hasta la etapa de purificación final. Y a su vez, una vez establecidas las bases del proyecto se muestra el diseño de todos los equipos, líneas y las distintas etapas unitarias que intervienen en el proceso.

Por último, se ha llevado a cabo la implantación 3D del proceso productivo a través del software AutoCad Plant 3D según las directrices y cálculos justificados en la memoria.

# Abstract

---

This Final Master's Project is based on the design of a 50% potassium hydroxide (KOH) production plant, which has a capacity of 200 tons of pure caustic potash per day using membrane cell electrolytic technology.

In the first place, a description of the possible alternatives for the production of industrial KOH has been made with a centralized focus on membrane technology, emphasizing the world production and industrial applications of this product, since it is the design basis of this project added to the fact that it is a disruptive and future technology within the chlor-alkali industry.

Subsequently, the potassium hydroxide production process has been thoroughly developed in all its stages, from the initial purification and pre-treatment processes of the raw material to the final purification stage. And in turn, once the bases of the project were established, the design of all the equipment, lines and the different unitary stages that intervene in the process is shown.

Finally, the 3D implementation of the production process has been carried out through the AutoCad Plant 3D software according to the guidelines and calculations justified in the report.

<b>Agradecimientos</b>	<b>vii</b>
<b>Resumen</b>	<b>viii</b>
<b>Abstract</b>	<b>ix</b>
<b>Índice</b>	<b>x</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>xiii</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>xvi</b>
<b>1 Introducción</b>	<b>21</b>
1.1. Origen del hidróxido de potasio	21
1.2. Procesos electroquímicos de producción de KOH	21
1.2.1 Celdas de Mercurio	23
1.2.2. Celdas de Diafragma	24
1.2.3. Celdas de Membrana	25
1.3. Características, usos y aplicaciones del KOH	28
1.4. Análisis de la producción de la industria cloro-alcalina	31
<b>2 Objetivos y Alcance</b>	<b>34</b>
<b>3 Memoria descriptiva</b>	<b>35</b>
3.1. Descripción general y alternativas de proceso	35
3.1.1. Pretratamiento y purificación de la salmuera	37
3.1.2. Electrólisis de la salmuera	48
3.1.3. Tratamiento y purificación KOH	52
3.1.4. Tratamiento y purificación Cl <sub>2</sub>	54
3.1.5. Tratamiento y purificación H <sub>2</sub>	58
3.2. Descripción del proceso	58
3.2.1. Pretratamiento y purificación de la salmuera	58
3.2.2. Electrólisis de la salmuera	65
3.2.3. Tratamiento y purificación KOH	67
3.2.4. Tratamiento y purificación Cl <sub>2</sub>	69

<b>4. Memoria de cálculo</b>	<b>73</b>
4.1. Balance de Materia	73
4.1.1. Electrolizador EL-001	73
4.1.2. Mezclador MX-001	74
4.1.3. Filtros de bujías y resinas de intercambio iónico	75
4.1.4. Skid ósmosis inversa	75
4.1.5. Saturador de Salmuera D-001	76
4.1.6. Reactor R-001	77
4.1.7. Reactor R-002	77
4.1.8. Reactor R-003	78
4.1.9. Evaporadores multiefecto EV-001, EV-002, EV-003	79
4.1.10. Columnas de absorción SD-01, SD-02, SD-03	80
4.1.11. Separador flash T-006	81
4.1.12. Reactor R-004	82
4.2. Balance de Energía	83
4.2.1. Intercambiador de calor E-001	83
4.2.2. Intercambiador de calor E-002	83
4.2.3. Intercambiador de calor E-003	84
4.2.4. Intercambiador de calor E-006	85
4.2.5. Intercambiador de calor E-007	85
4.2.6. Evaporadores multiefecto EV-001, EV-002, EV-003	86
4.2.7. Licuefactor L-001	88
4.3. Tablas de resultados	89
4.4. Diseño de equipos	95
4.4.1. Skid de ósmosis inversa	95
4.4.2. Silos de almacenamiento	97
4.4.3. Saturadores de salmuera	99
4.4.4. Tanques de Almacenamiento	100
4.4.5. Evaporadores multiefecto	102
4.4.6. Resinas de intercambio iónico	103
4.4.7. Electrolizadores	105
4.4.8. Reactores	107
4.4.9. Filtros de bujías FT-001, FT-002, FT-003	109
4.4.10. Intercambiador de calor	111
4.4.11. Clarificador CL-001	114
4.4.12. Torres de secado SD-001, SD-002, SD-003	116
4.4.13. Compresor C-001	117

4.4.14.	Eyector J-001	118
4.4.15.	Licuefactor L-001	120
4.5.	Diseño de tuberías	122
<b>5</b>	<b>Selección de las alternativas de proceso</b>	<b>128</b>
5.1.	Discusión entre el tratamiento o no del agua de red.	129
5.2.	Discusión entre el tipo de producto final: cloro gaseoso o hipoclorito de sodio.	133
<b>6</b>	<b>Análisis económico</b>	<b>137</b>
<b>7</b>	<b>Implantación de equipos en planta</b>	<b>143</b>
<b>Anexos</b>		<b>152</b>
Anexo 1:	Metodología de cálculo de Tolvas	152
Anexo 2:	Metodología de cálculo de Tanques de Almacenamiento	154
Anexo 3:	Metodología de cálculo de Agitadores	156
Anexo 4:	Metodología de cálculo de Evaporadores	158
Anexo 5:	Metodología de cálculo Resinas de Intercambio Iónico	160
Anexo 6:	Metodología de cálculo Serpentin	164
Anexo 7:	Metodología de cálculo Intercambiadores de calor	165
Anexo 8:	Metodología de cálculo Torres de Secado	169
Anexo 9:	Metodología de cálculo Eyectores de vapor	171
Anexo 10:	Correlación generalizada para inundación y caídas de presión en columnas de relleno (21)	172
Anexo 11:	Factor de empaquetamiento columnas de relleno	173
Anexo 12:	Gráfico factor de carga- $H_{OG}$ columnas de relleno	174
Anexo 13:	Tablas medidas tuberías (20)	175
Anexo 14:	Parámetros para el cálculo de coste de adquisición de equipos	178
<b>Referencias</b>		<b>180</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 1. Comparativa entre los procesos productivos electrolíticos (4).	27
Tabla 2. Ventajas e inconvenientes de los procesos productivos electrolíticos (4)	28
Tabla 3. Propiedades físicas KOH (sólido) (9)	28
Tabla 4. Recomendaciones sobre distancias de aislamiento (9)	29
Tabla 5. Caracterización plantas industriales en España en el año 2000 (2).	31
Tabla 6. Composición KCl (2).	37
Tabla 7. Especificaciones límites de las diferentes impurezas presentes en la salmuera previo al proceso de electrólisis (2).	40
Tabla 8. Tabla de Resultados L1-15	90
Tabla 9. Tabla de Resultados L16-30	91
Tabla 10. Tabla de Resultados L31-45	92
Tabla 11. Tabla de Resultados L46-61	93
Tabla 12. Tabla de Resultados L62-67	94
Tabla 13. Condiciones operativas E-S Skid ósmosis.	95
Tabla 14. Diseño filtro de arena.	95
Tabla 15. Diseño filtro de carbón activo.	96
Tabla 16. Diseño ósmosis inversa.	96
Tabla 17. Capacidad silo	97
Tabla 18. Diseño Silos S-001 S-002	98
Tabla 19. Dimensiones Saturador	99
Tabla 20. Dimensiones tanques de almacenamiento	101
Tabla 21. Dimensiones Evaporadores KOH EV-001, EV-002, EV-003	102
Tabla 22. Condiciones de operación resinas de intercambio iónico	103
Tabla 23. Dimensiones y condiciones de operación de resinas de intercambio iónico RI-001, RI-002	104
Tabla 24. Condiciones operativas de la secuencia de intercambio iónico	104
Tabla 25. Tipos de electrolizadores (17)	105
Tabla 26. Características de la calidad de la salmuera requerida	106

Tabla 27. Dimensionado electrolizadores EL-001, EL-002	106
Tabla 28. Dimensionado Reactores	108
Tabla 29. Entrada filtración	109
Tabla 30. Resultados Estimación Inicial	109
Tabla 31. Catálogo Filtros de Bujias (21)	110
Tabla 32. Diseño Intercambiadores de calor	113
Tabla 33. Entrada clarificador	114
Tabla 34. Diseño Clarificador CL-001	115
Tabla 35. Entradas-salidas SD-001	116
Tabla 36. Diseño torres de secado SD-001, SD-002, SD-003	116
Tabla 37. Entrada C-001	117
Tabla 38. Diseño Compresor C-001	117
Tabla 39. Corriente de entrada J-001	118
Tabla 40. Diseño Eyector J-001	119
Tabla 41. Entrada L-001	120
Tabla 42. Diseño Licuefactor L-001	121
Tabla 43. Velocidades típicas de circulación por tuberías	122
Tabla 44. Líneas de tuberías L1-L19	124
Tabla 45. Líneas de tuberías L20-L38	125
Tabla 46. Líneas de tuberías L39-L56	126
Tabla 47. Líneas de tuberías L57-L67	127
Tabla 48. Coste de adquisición de equipos – Tratamiento de agua de red	131
Tabla 49. Coste de adquisición de equipos – No tratamiento de agua de red	131
Tabla 50. Análisis Económico Pretratamiento Salmuera	132
Tabla 51. Coste de adquisición de equipos – Producto final: Cloro gas	134
Tabla 52. Coste de adquisición de equipos – Producto final: Hipoclorito de sodio	135
Tabla 53. Análisis Económico	135
Tabla 54. Factores del método de Chilton	139

Tabla 55. Coste de adquisición de equipos	140
Tabla 56. Análisis Económico	141
Tabla 57. Valor de la constante CTP	167

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 1. Diagrama de flujo de los procesos electrolíticos de la industria cloro-alcalina (2)	22
Figura 2. Celdas de mercurio (4)	23
Figura 3. Sala de celdas de mercurio (5)	24
Figura 4. Celdas de diafragma (6)	24
Figura 5. Sala de celdas de diafragma (7)	25
Figura 6. Celda de membrana	26
Figura 7. Sala de celdas de membrana (8)	26
Figura 8. Gráfico T <sup>a</sup> solidificación frente %KOH (10)	30
Figura 9. Producción anual KOH en España (12)	33
Figura 10. Tipos de saturadores (2)	38
Figura 11. Solubilidad KCl respecto a la temperatura (14).	39
Figura 12. Clarificador	41
Figura 13. Filtro tipo hojas	43
Figura 14. Comportamiento resina en función de la temperatura.	45
Figura 15. Comportamiento de la resina en función del pH.	45
Figura 16. Secuencia de ósmosis inversa	46
Figura 17. Filtro de arena (16)	47
Figura 18. Tipos de carbón activado (16)	47
Figura 19. Módulo de membrana (16)	48
Figura 20. Relación Contenido oxígeno-pH en el anolito	49
Figura 21. Esquema proceso de electrólisis en celdas de membrana.	50
Figura 22. Formación de ampollas en las membranas	51
Figura 23. Tipos de evaporadores	53
Figura 24. Compresor de anillo líquido	57
Figura 25. BM Electrolizador	73
Figura 26. BM Mezclador MX-001	74

Figura 27. BM Filtros de bujías	75
Figura 28. BM Resinas de Intercambio Iónico	75
Figura 29. BM Skid Ósmosis Inversa	75
Figura 30. BM Saturador D-001	76
Figura 31. BM Reactor R-001	77
Figura 32. BM Reactor R-002	77
Figura 33. BM Reactor R-003	78
Figura 34. Evaporadores Multiefecto EV-001; 002; 003	79
Figura 35. Columnas de absorción SD-001, SD-002	80
Figura 36. Separador flash T-006	81
Figura 37. Reactor R-004	82
Figura 38. Intercambiador E-001	83
Figura 39. Intercambiador E-002	83
Figura 40. Intercambiador E-003	84
Figura 41. Intercambiador E-006	85
Figura 42. Intercambiador E-007	85
Figura 43. Diagrama de Duhring solución KOH	87
Figura 44. Intercambiador L-001	88
Figura 45. Dimensiones Silos	98
Figura 46. Dimensiones Saturador	99
Figura 47. Dimensiones tanques de almacenamiento TK	100
Figura 48. Dimensiones Evaporadores KOH	102
Figura 49. Dimensiones resinas de intercambio RI-001 y RI-002	103
Figura 50. Diseño Reactores R-004	107
Figura 51. Distribución de temperaturas E-001    Distribución de temperaturas E-002	111
Figura 52. Distribución de temperaturas E-003    Distribución de Temperaturas E-006	111
Figura 53. Distribución de Temperaturas E-007	111
Figura 54. Compresor C-001	117

Figura 55. Eyector J-001	119
Figura 56. Distribución de Temperaturas L-001	120
Figura 57. No tratamiento del agua de red	129
Figura 58. Tratamiento del agua de red	129
Figura 59. Producto: Cloro gas	133
Figura 60. Producto: Hipoclorito de sodio	133
Figura 61. Implantación de equipos (TAG's)	144
Figura 62. Almacén de Big Bag's 1-2	145
Figura 63. Edificio de oficinas	145
Figura 64. Báscula	145
Figura 65. Punto de descarga de KOH 50%	145
Figura 66. TK-000	146
Figura 67. TK-001	146
Figura 68. TK-002	146
Figura 69. TK-003	146
Figura 70. TK-006	146
Figura 71. TK-009	146
Figura 72. TK-008	146
Figura 73. TK-0013	146
Figura 74. Área de purificación de Cl <sub>2</sub>	147
Figura 75. Área de electrólisis	147
Figura 76. Área de purificación de KOH	148
Figura 77. D-001    D-002	148
Figura 78. R-001	149
Figura 79. SK-001	149
Figura 80. Vista "SW Isometric"	150
Figura 81. Vista "NE Isometric"	151
Figura 69. Ángulo de reposo de materiales (20)	152

Figura 70. Ángulos de diseño tolva troncopiramidal	153
Figura 71. Dimensiones Silos	153
Figura 72. Dimensiones agitador mecánico	157
Figura 73. Velocidad de retrolavado	161
Figura 74. Dimensiones resinas de intercambio RI-001 y RI-002	163
Figura 75. Distribución de temperaturas E-001	165
Figura 76. Gráficos correlación factor F	166
Figura 77. Disposición típica de los tubos en intercambiadores de calor de carcasa y tubos	167
Figura 78. Tipos de cabezales	168
Figura 79. Valor de S según la configuración del cabezal	168
Figura 80. Ratio peso molecular	171
Figura 81. Ratio temperatura de entrada	171
Figura 82. Relación del flujo de vapor a flujo de vapor de agua saturado	171



# 1 INTRODUCCIÓN

---

## 1.1. Origen del hidróxido de potasio

El hidróxido de potasio (KOH) se descubrió a principios del siglo XIX en Estados Unidos, donde el químico Sir Humphrey Davy obtuvo una solución de hidróxido de potasio y conjuntamente otros productos químicos como cloro e hidrógeno derivados de la electrólisis de salmuera de cloruro potásico en celdas electrolíticas. Davy, fue uno de los precursores en el campo de la electrólisis y es considerado el fundador de la electroquímica junto con Volta y Faraday. Uno de sus experimentos más importantes se produjo en 1807 (Inglaterra) donde descubrió el potasio (K), aislándolo a partir del hidróxido de potasio. Con anterioridad al descubrimiento, no se hacía distinción entre potasio-sodio, ya que el KOH era considerado como un elemento, debido a que no era posible descomponer ni térmica ni químicamente este compuesto (1).

A escala industrial, el hidróxido de potasio pertenece al sector conocido como cloroalcalino o en término inglés “chlor-alkali sector”. Dicho sector tuvo un gran impulso en el siglo XIX debido principalmente a dos desarrollos que permitieron la producción de hidróxido de potasio (así como cloro e hidróxido de sodio) a escala industrial como fueron: En 1800, Cruickshank fue pionero al producir cloro en un proceso electroquímico y en 1892, se produjo el desarrollo de un generador electroquímico y grafito sintético para la creación de ánodos (2).

Sobre el mismo periodo de tiempo, se creó el proceso industrial mediante celdas de diafragma (1885) y el proceso de celdas de mercurio (1892). En cambio, el proceso mediante celdas de membrana fue desarrollado casi un siglo más tarde, a partir de 1970, constituyéndose como la tecnología de futuro.

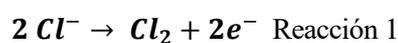
## 1.2. Procesos electroquímicos de producción de KOH

En la industria “chlor-alkali” se produce una solución caustica (sosa o potasa caustica), así como cloro e hidrógeno simultáneamente mediante la descomposición electrolítica de una solución salina (cloruro sódico o potásico) en agua.

Actualmente, existen 3 procesos electroquímicos productivos cuya diferencia radica principalmente en las reacciones que se producen en los electrodos, así como en el mecanismo de separación de los productos (cloro, solución caustica e hidrógeno).

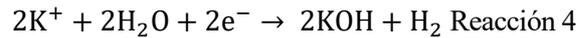
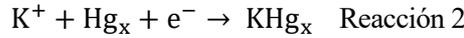
Los mecanismos de reacción que se producen en la celda electrolítica son los siguientes (2):

- Ánodo: Se produce la reacción de oxidación de los iones cloruros generando cloro.



- Cátodo: Se produce la reacción de reducción. En el proceso de celdas de mercurio se forma una

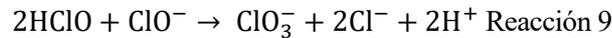
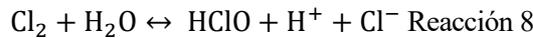
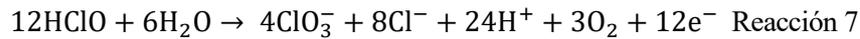
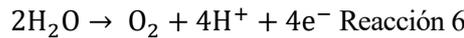
amalgama mercurio-potasio (sodio) ( Reacción ón 2-3), y a su vez en un “descomponedor” se origina hidrógeno e iones hidroxilo por la reacción del potasio (sodio) en la amalgama con agua (3). En cambio, en el proceso de celdas de diafragma y membranas, el agua se disocia para formar hidrógeno e iones hidroxilo en el cátodo.



➤ Reacción global:



Durante el proceso de la electrólisis se generan algunas reacciones secundarias originando una pérdida de eficiencia. Por ejemplo, en el ánodo se produce la oxidación del agua a oxígeno y de ácido hipocloroso a ión clorato (3). El ácido hipocloroso se forma por disociación del cloro en agua. Además, el ión clorato se produce mediante reacción química en el anolito (3).



A continuación, se procede a describir cada uno de los procesos electrolíticos desde el punto de vista tecnológico y operativo, enfatizando en sus ventajas e inconvenientes principales. Previamente, en la Figura 1 se muestra un diagrama de flujo de las tres tecnologías que posteriormente se desarrollarán con más detalle.

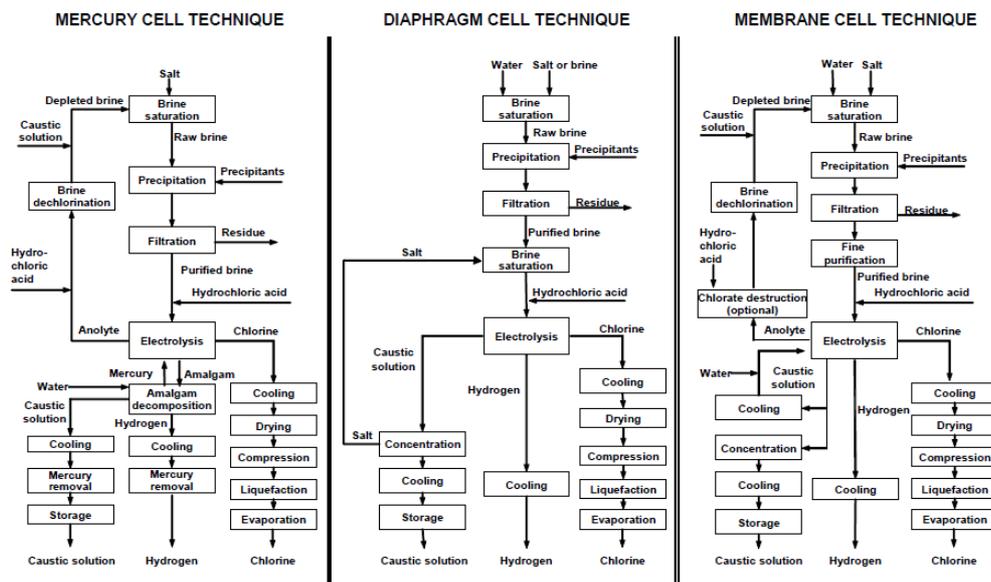
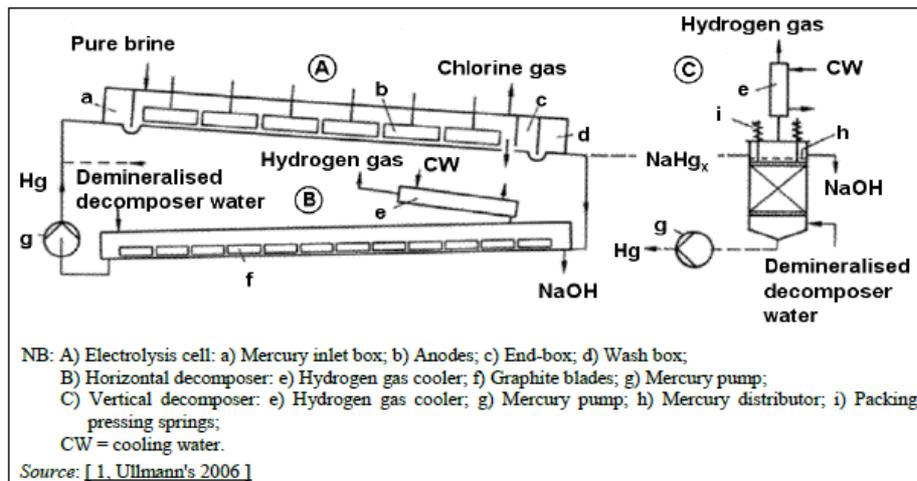


Figura 1. Diagrama de flujo de los procesos electrolíticos de la industria cloro-alcalina (2)

### 1.2.1 Celdas de Mercurio

El proceso electrolítico de celdas de mercurio comenzó a desarrollarse en Europa a partir del año 1892. Esta tecnología incluye principalmente una celda electrolítica y un “descomponedor” vertical u horizontal como se muestra en la Figura 2. En la celda electrolítica entra una salmuera saturada con concentración del 25% p/p NaCl (KCl), con pH básico entre 2-5 y una temperatura de 60-70°C. A la salida del electrolizador la temperatura se ve incrementada hasta 75-85°C, donde la fluidez del mercurio y la conductividad de la salmuera es mucho más alta en relación a la operación del proceso a temperatura ambiente. El voltaje de operación es 3,15 - 4,8V y la densidad de corriente se comprende entre 2,2-14,5 kA/m<sup>2</sup> (3).



**Figura 2.** Celdas de mercurio (4)

A través de la celda electrolítica fluye una corriente eléctrica que provoca la descomposición del NaCl (KCl) pasando a través de los huecos existentes entre los electrodos, liberando en el ánodo cloro en estado gaseoso, y sodio en el cátodo. El cloro se acumula en el ánodo y se descarga hacia el proceso de purificación. En el cátodo se produce una amalgama Na-Hg (K-Hg), cuya concentración se mantiene en 0,2-0,4 % p/p Na (K) para que la amalgama fluya libremente.

La amalgama fluye desde la celda electrolítica hasta un reactor, conocido como “descomponedor”, donde se produce la reacción con agua desmineralizada en presencia de un catalizador de grafito, originándose hidrógeno (H<sub>2</sub>) y NaOH (KOH). La temperatura de operación del “descomponedor” se encuentra entre 90-130°C, la cual se alcanza debido a la energía liberada durante la reacción química y la entrada de la amalgama precalentada en la salida del electrolizador. El mercurio libre se bombea de vuelta a la celda para su reutilización.

El hidróxido de sodio (alternativamente hidróxido de potasio) sale del reactor en una concentración aproximadamente del 50% p/p. Desde el punto de vista de la operatividad del proceso, la celda de mercurio depende del mayor sobrepotencial de hidrógeno sobre mercurio para lograr la liberación preferente de sodio en lugar de hidrógeno. Sin embargo, existen impurezas tales como, por ejemplo: Vanadio, Molibdeno, Cromo, etc, entre 0,01-0,1 ppm que pueden originar contaminación en la superficie del mercurio, provocando la

liberación del hidrógeno junto al cloro. Existe el riesgo que la concentración de hidrógeno en el cloro puede incrementarse hasta el punto de que en la celda electrolítica y en los equipos aguas abajo pueden contener mezclas explosivas.

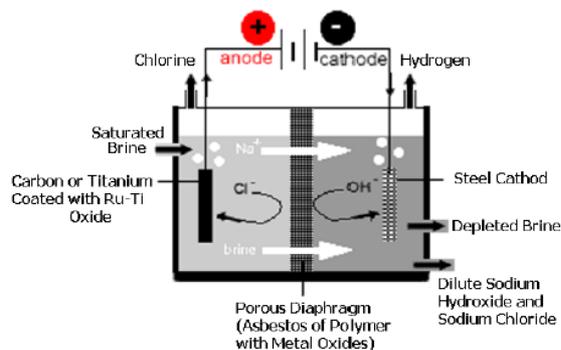
En la actualidad, la producción de NaOH (KOH) y Cl<sub>2</sub> se realiza en otro tipo de electrolizadores: celda de diafragma y membrana. Uno de los principales inconvenientes, es el uso de mercurio, componente tóxico. Durante la recirculación del mercurio en el proceso, parte de esta sustancia se escapa junto al NaOH originándose HgCl<sub>2</sub>. En caso de que se produzca el vertido en ríos, lagos o mares provoca la acumulación de mercurio en especies marinas. Dicho efluente es tratado previamente a su vertido precipitando el mercurio como HgS (2),



*Figura 3.* Sala de celdas de mercurio (5)

### 1.2.2. Celdas de Diafragma

En el proceso de celdas de diafragma, una salmuera del 25% p/p NaCl (KCl) con un pH entre 2,5-3,5 entra al compartimento del ánodo como se muestra en la Figura 4. La salmuera se descompone hasta aproximadamente el 50% p/p de su concentración inicial en un único paso por la celda. El voltaje de la celda es 2,9-3,6V y la densidad de corriente 0,8-2,7 kA/m<sup>2</sup>. Debido al paso de la corriente a través de la celda de diafragma se produce el aumento de la temperatura de operación del electrolito hasta 80-99°C.



*Figura 4.* Celdas de diafragma (6)

En el ánodo se produce  $\text{Cl}_2$  y en la superficie negativa del cátodo se forma  $\text{NaOH}$  ( $\text{KOH}$ ) y  $\text{H}_2$ . La celda de diafragma está separada por un diafragma poroso de asbestos, la cual se reemplaza cada 2 meses aproximadamente, para conseguir la separación del  $\text{Cl}_2$  y  $\text{NaOH}$ . Actualmente, el asbesto ha sido reemplazado por elementos metálicos con polimeros, logrando un aumento de la vida útil de los diafragmas.

Las celdas de diafragma producen una solución de  $\text{NaOH}$  ( $\text{KOH}$ ) al 10-12% p/p  $\text{NaOH}$ . Esta solución se evapora aguas abajo hasta el 50%, donde debido a la presencia de  $\text{NaCl}$  ( $\text{KCl}$ ), aproximadamente 7% p/p  $\text{NaCl}$ , se produce su precipitación originándose una sal muy pura, usada normalmente como material prima para las celdas de mercurio y membrana.



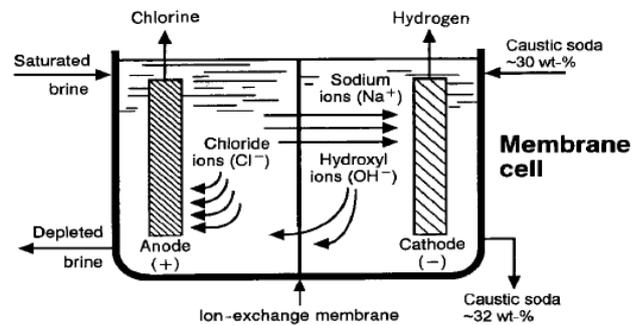
*Figura 5.* Sala de celdas de diafragma (7)

### 1.2.3. Celdas de Membrana

A comienzos del año 1970, se produjo el desarrollo de la primera membrana de intercambio iónico, acontecimiento que supuso la creación de una nueva tecnología para la industria del “chlor-alkali” mediante el proceso de celdas de membrana. La primera planta industrial que usó esta tecnología se construyó en Japon en el año 1975. A partir del año 1984, ninguna planta basada en el proceso de celdas de mercurio ha sido construida, y muy pocas basadas en el proceso de celdas de diafragma. Todas las nuevas plantas que se implantan desde entonces han sido mediante la tecnología de celdas de membrana.

Desde el punto de vista operativo, la salmuera fluye a través del compartimento anódico, donde los iones  $\text{Cl}^-$  son oxidados a  $\text{Cl}_2$  (g). Los iones  $\text{Na}^+$  (o  $\text{K}^+$ ), junto con aproximadamente 3,5-4,5 moles  $\text{H}_2\text{O}$ /mol  $\text{Na}^+$ , atraviesan la membrana hacia el compartimento catódico, el cual contiene una solución de sosa caustica (o potasa caustica). En el cátodo, el agua es electrolizada produciéndose la liberación de  $\text{H}_2$ (g) e iones  $\text{OH}^-$ . El sodio se combina con los iones hidroxilo para formar una solución de sosa caustica al 32-33% p/p. Parte de esta corriente se recircula de nuevo al compartimento catódico, previamente diluida al 30% p/p con agua desmineralizada como se puede ver en la Figura 6. La salmuera agotada es descargada desde el compartimento anódico y se recircula al saturador para dar inicio a un nuevo ciclo. En gran parte, la membrana previene la migración de los iones cloruros del compartimento anódico hacia el catódico, sin embargo, la solución de sosa

caustica contiene trazas de NaCl (aproximadamente 50 mg/l). De igual forma, se produce cierto contenido de hipoclorito y cloratos en el ánodo, provocando una pérdida de eficiencia entorno al 3-7% con respecto a la producción de sosa caustica.



**Figura 6.** Celda de membrana

El agotamiento de la salmuera producida en las celdas de membrana es del orden de 2-3 veces mayor al proceso de celdas de mercurio, lo que permite que el sistema de manejo y tratamiento de la salmuera sea más pequeño comparandolo para la misma capacidad.

La tecnología de celdas de membrana tiene la ventaja de producir una solución de sosa caustica muy pura, el menor consumo de energía, y suprimir el uso de mercurio y asbestos de otras tecnologías, compuestos clasificados como tóxicos y carcinogénico este último.

Desde el punto de vista de las desventajas:

- La solución de sosa caustica producida debe someterse a un proceso de evaporación para incrementar su concentración.
- El cloro producido debe ser procesado para eliminar oxígeno, normalmente mediante licuefacción y evaporación.
- La salmuera requiere de procesos de purificación para conseguir una elevada pureza previo paso al electrolizador.



**Figura 7.** Sala de celdas de membrana (8)

Por último, en la siguiente tabla se analiza una comparativa entre las tres tecnologías de electrólisis de la industria cloro-alkalina.

**Tabla 1.** Comparativa entre los procesos productivos electrolíticos (4).

	<b>Mercurio</b>	<b>Diafragma</b>	<b>Membrana</b>
<b>Ánodo</b>	RuO <sub>2</sub> +TiO <sub>2</sub> revestimiento Ti	RuO <sub>2</sub> +TiO <sub>2</sub> +SnO <sub>2</sub> revestimiento Ti	RuO <sub>2</sub> +TiO <sub>2</sub> +IrO <sub>2</sub> revestimiento Ti
<b>Cátodo</b>	Mercurio	Acero (o acero revestido con níquel)	Níquel revestido
<b>Separador</b>	No	Asbestos	Membrana de intercambio iónico
<b>Voltaje celda</b>	3,15-4,80V	2,9-3,6V	2,35-4V
<b>Densidad Corriente</b>	2,2-14,5 kA/m <sup>2</sup>	0,8-2,7 kA/m <sup>2</sup>	1-6,5 kA/m <sup>2</sup>
<b>Temperatura</b>	Entrada: 50-75°C Salida: 80-90°C	-	-
<b>pH</b>	2-5	2,5-3,5	2-4
<b>Producto cátodo</b>	Amalgama potasio o sodio (KHg <sub>x</sub> o NaHg <sub>x</sub> )	10-12 % p/p NaOH y H <sub>2</sub>	30-33 % p/p NaOH y H <sub>2</sub>
<b>Producto descomponedor</b>	50 % p/p NaOH y H <sub>2</sub>	No	No
<b>Producto evaporador</b>	No	50 % p/p NaOH	50 % p/p NaOH
<b>Calidad sosa caustica (50% p/p NaOH)</b>	NaCl: ≈ 50 mg/kg NaClO <sub>3</sub> : ≈ 5 mg/kg Hg: ≈ 0,1 mg/kg	NaCl: ≈ 10.000 mg/kg (15.000-17.000 mg/kg antes de concentrar) NaClO <sub>3</sub> : ≈ 1.000 mg/kg (400-500 mg/kg antes de concentrar)	NaCl: ≈ 50 mg/kg NaClO <sub>3</sub> : ≤ 10-50 mg/kg
<b>Calidad cloro</b>	O <sub>2</sub> : 0,1-0,3 % v/v H <sub>2</sub> : 0,1-0,5 % v/v N <sub>2</sub> : 0,2-0,5 % v/v	O <sub>2</sub> : 0,5-2 % v/v H <sub>2</sub> : 0,1-0,5 % v/v N <sub>2</sub> : 1-3 % v/v	O <sub>2</sub> : 0,5-2 % v/v H <sub>2</sub> : 0,03-0,3 % v/v

**Tabla 2.** Ventajas e inconvenientes de los procesos productivos electrolíticos (4)

	<b>Ventajas</b>	<b>Inconvenientes</b>
<b>Mercurio</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta pureza solución caustica directamente de la celda electrolítica</li> <li>- Alta pureza de Cl<sub>2</sub> y H<sub>2</sub></li> <li>- No se requiere alta pureza de la salmuera</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Uso de mercurio</li> <li>- Altos costes de operación</li> <li>- Equipos de gran tamaño</li> </ul>
<b>Diafragma</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No se requiere alta pureza de la salmuera</li> <li>- Consumo de energía eléctrica bajo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alto consumo de vapor para concentrar la solución caustica en los evaporadores multiefecto</li> <li>- Baja pureza de la solución caustica</li> <li>- Baja calidad del Cl<sub>2</sub></li> </ul>
<b>Membrana</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Consumo total de energía bajo</li> <li>- Costes de operación e inversión bajos</li> <li>- No se usa mercurio o asbestos</li> <li>- Alta pureza de la solución caustica</li> <li>- Tecnología con mejora futura</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se requiere alta pureza de la salmuera</li> <li>- Baja calidad del Cl<sub>2</sub></li> <li>- Alto coste de las membranas</li> </ul>

### 1.3. Características, usos y aplicaciones del KOH

El hidróxido de potasio es un compuesto químico inorgánico que puede ser comercializado y distribuido en estado líquido (generalmente en solución 10-50% p/p) o en estado sólido en forma de escamas. A continuación, se presenta una tabla con las propiedades físicas del KOH en estado sólido.

**Tabla 3.** Propiedades físicas KOH (sólido) (9)

<b>Umbral del olor</b>	Inodoro
<b>Punto de Inflamación</b>	No combustible
<b>Presión de vapor</b>	1mm Hg a 714°C
<b>Densidad relativa (agua=1)</b>	2,04
<b>Solubilidad en agua</b>	Soluble
<b>Punto de ebullición (°C)</b>	1.320
<b>Punto de fusión (°C)</b>	405
<b>Peso molecular (g/mol)</b>	56,1

Desde el punto de vista de la manipulación y almacenamiento de este producto químico es preciso conocer el

grado de reactividad del mismo, técnicas apropiadas para su uso y almacenamiento, así como actuaciones recomendables en caso de fugas o derrames.

Seguidamente se exponen algunas de las principales consideraciones y restricciones que se han de tener en cuenta para el diseño de una planta química donde se trabaje con KOH:

1. La potasa caustica al tratarse de una base fuerte reacciona de forma violenta con ácidos fuertes como por ejemplo ácido sulfúrico, clorhídrico o nítrico entre otros.
2. No es compatible con hidrocarburos halogenados (tales como cloruro de metileno y tricloroetileno); agentes reductores (litio, sodio, aluminio y sus hidruros, etc...); materiales orgánicos; nitrocarburos; sales amónicas,
3. En ambientes húmedos el hidróxido de potasio es corrosivo para los metales como por ejemplo: cinc, plomo, estaño o aluminio. El KOH ataca a ciertos materiales plásticos, cauchos y revestimientos.
4. El personal debe ser consciente de las medidas preventivas y equipos de protección que debe usar para el manejo del hidróxido de potasio, con el propósito de evitar efectos graves sobre la salud: guantes de nitrilo o neopreno; botas de seguridad; mono con capacidad de retener la penetración al menos 8h y purificador de aire de máscara completa con filtros de alta eficacia.
5. El almacenamiento debe ser un área bien ventilada y fresca en recipientes cerrados, libre de humedad, alejados de sustancias combustibles y del agua, ya que en caso de contacto con esta última se puede generar el calor necesario para encender materiales combustibles próximos como madera, papel, etc...
6. En el caso de producirse una fuga o derrame de hidróxido de potasio en solución se debe absorber el líquido con arena seca, tierra o materiales absorbentes similares con el fin de depositarlo en recipientes herméticos para su eliminación.
7. No se puede verter a la red de saneamiento los derrames de potasa caustica, se debe preveer de un sistema de seguridad.
8. Las distancias mínimas de aislamiento recomendables en caso de fugas o derrames se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla 4.** Recomendaciones sobre distancias de aislamiento (9)

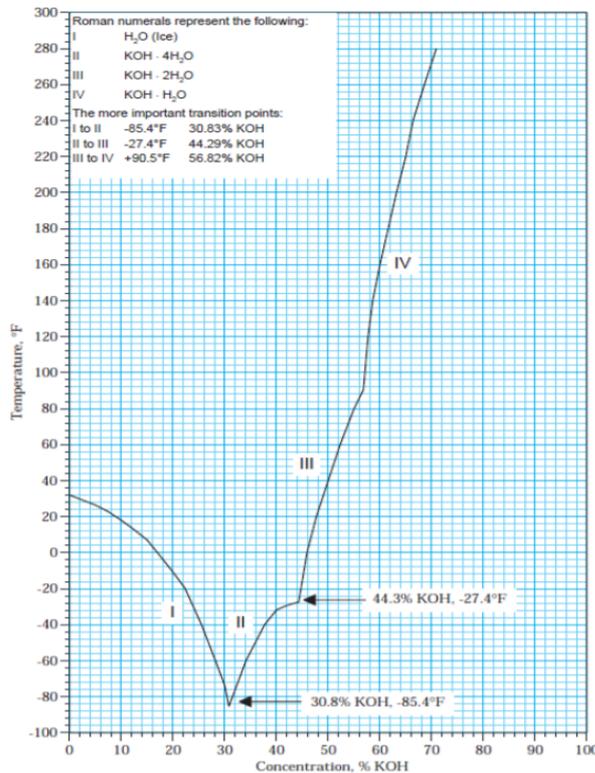
Derrame de sólidos (m)	25
Derrame de líquidos (m)	50
Incendio (m)	800

10. La potasa caustica en solución puede solidificarse y originar muchos problemas en tuberías y equipos, por ello es recomendable instalar un sistema de acondicionamiento o control de la

temperatura. En la Figura 8, se representa la temperatura de solidificación del KOH para diferentes porcentajes de concentración de la solución.

El hidróxido de potasio se encuentra presente en una amplia variedad de usos y aplicaciones industriales:

1. Producción de fertilizantes (uso como fuente de potasio) y otros productos agrícolas como herbicidas y pesticidas.
2. Producción de carbonato de potasio (usado para la fabricación de vidrio y bicarbonato de potasio).
3. Agente antiespumoso y caustificante en la producción de papel.
4. Regulador del pH en el tratamiento de aguas potables, industriales y residuales.
5. Procesos metalúrgicos y petroleros como catalizador en reacciones de producción de biodiesel o como materia prima para la fabricación de las resinas del polietileno.
6. Lavado y purificación de gases industriales como absorción de  $\text{CO}_2$  o eliminación de ácido sulfhídrico u óxidos de nitrógeno.
7. Producción de ácido oxálico y sales potásicas, electrolito en baterías alcalinas y algunas pilas de combustible.
8. Fabricación de perfumes, tintas de imprenta, colores seco jabones, detergentes y productos de limpieza.
9. Agente desecante en laboratorios (10) (11).



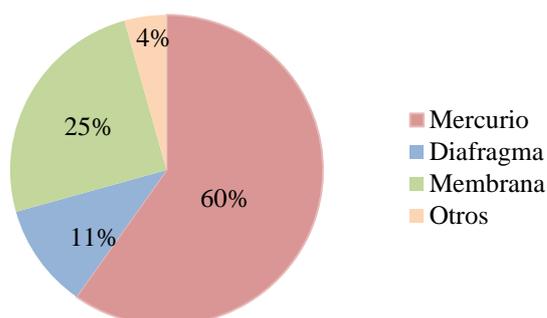
**Figura 8.** Gráfico T<sup>a</sup> solidificación frente %KOH (10)

#### 1.4. Análisis de la producción de la industria cloro-alcalina

A principios del siglo XX, el proceso de producción predominante en el continente europeo radicaba en la tecnología de celdas de mercurio, debido a que la mayoría de las plantas industriales fueron implantadas anteriormente a la creación y desarrollo del proceso de celdas de membrana, sumado a la permisividad medioambiental en relación al uso y manejo de mercurio. Sin embargo, la tecnología de membranas se encontraba en una etapa de crecimiento, ya que todo complejo industrial nuevo se fundamentaba en esta técnica.

En el Gráfico 1 se puede observar la predominancia de la tecnología de mercurio comentada con anterioridad frente al resto de procesos (El gráfico ha sido desarrollado contemplando el total de plantas industriales de los países mencionados en el pie del gráfico).

Con vistas introspectivas, España no era contrario con respecto al uso de esta tecnología, de hecho, esa predominancia era aún más acusada. En la Tabla 5 se muestra el número de plantas existentes en España, el tipo de tecnología implantada, así como la capacidad anual de cada una de ellas.



**Gráfico 1.** Tipo de proceso implantado en la industria del Cloro-álcali dentro del marco europeo. Fuente: Austria, Finlandia, Francia, Alemania, Grecia, Italia, Holanda, Noruega, Portugal, España, Reino Unido, Suecia, y Suiza.

**Tabla 5.** Caracterización plantas industriales en España en el año 2000 (2).

Compañía	Ubicación	Tecnología	Capacidad (kt Cl <sub>2</sub> /año)
EIASA	Huelva	Hg	101
EIASA	Sabinanigo	Hg	25
EIASA	Villaseca	Hg	135
EIASA	Villaseca	Membrana	40
Electroq. De Hernani	Hernani	Hg	15
Elnosa	Lourizan	Hg	33.5

<b>Erkimia</b>	Flix	Hg	150
<b>Química del Cinca</b>	Monzon	Hg	30
<b>Solvay</b>	Martorell	Hg	209
<b>Solvay</b>	Torrelavega	Hg	63

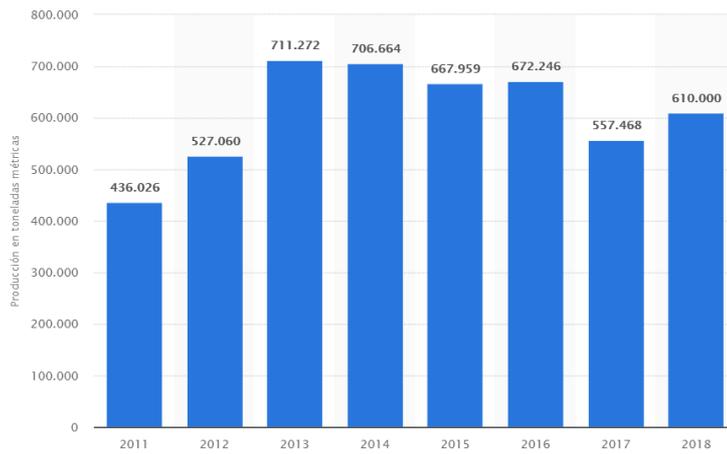
Esta tendencia preponderante tuvo un punto de inflexión propiciado por la aplicación del *Reglamento (UE) 2017/852 sobre el mercurio y por el que se deroga el Reglamento (CE) n°1102/2008* (13). En este reglamento, el cual es de aplicación desde el 1 de enero de 2018, se establecen las medidas y condiciones relativas al uso, el almacenamiento y el comercio de mercurio, compuestos de mercurio y mezclas de mercurio y a la fabricación, el uso y el comercio de productos con mercurio añadido, así como a la gestión de residuo de mercurio, con el fin de garantizar un alto grado de protección de la salud humana y del medio ambiente frente a las emisiones y liberaciones antropogénicas de mercurio y de compuestos de mercurio.

Además, se establecen prohibiciones y restricciones para la fabricación de productos con mercurio añadido y también prohíbe la fabricación y comercialización de nuevos productos con mercurio y nuevos procesos de fabricación que impliquen el uso de mercurio o de compuestos de mercurio, excepto si existen beneficios significativos, que no impliquen riesgos para la salud y el medio ambiente y no existan alternativas viables sin mercurio.

En el Anexo III del Reglamento se establecen los requisitos relacionados con el mercurio aplicables a los procesos de fabricación, donde se recoge expresamente la prohibición de mercurio como electrodo en la producción de cloro-álcali.

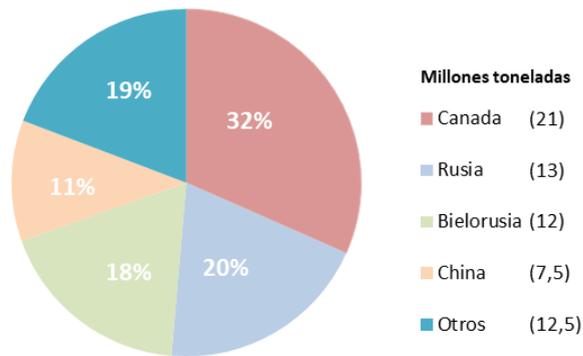
Esta normativa desencadenó una situación preocupante en la industria española del cloro-álcali, ya que todas las plantas debían sustituir el proceso de celdas de mercurio por la tecnología de membranas para seguir operando. En la actualidad, todas las plantas españolas se han adaptado al Reglamento excepto Elnosa y Erkimia, cuyas plantas han sido cerradas y parcialmente desmanteladas.

Como se puede ver en la Figura 9, entre 2012-2013 se produjo un importante crecimiento en el panorama español, sin embargo, en los últimos años la producción ha caído a registros de 2012 aunque la tendencia vuelve a ser ascendente nuevamente. Realizando un análisis desde el punto de vista internacional, se muestra en el Gráfico 2 la evolución de la producción de potasa caustica, mientras que en el Gráfico 3 se muestran los principales países productores, así como su alcance dentro del panorama mundial.

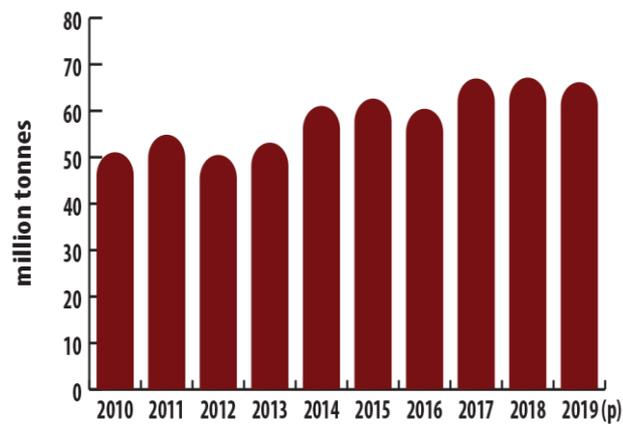


**Figura 9.** Producción anual KOH en España (12)

### Producción Mundial KOH



**Gráfico 2.** Análisis internacional producción KOH (13).



**Gráfico 3.** Producción de KOH a nivel mundial (13).

## 2 OBJETIVOS Y ALCANCE

---

En este proyecto se pretende realizar el diseño de una planta de producción de 200 toneladas diarias de hidróxido de potasio mediante el proceso electrolítico de celdas de membrana. Para ello, se tendrán en cuenta criterios tanto de eficiencia energética, seguridad, impacto ambiental, económicos, aprovechamiento de residuos y recursos.

Para alcanzar este objetivo principal, se perseguirán los siguientes objetivos específicos:

- Resolución de los balances de materia y de energía necesarios para el cálculo dimensional, una vez establecidas las bases del proyecto.
- El diseño de los equipos que intervienen en el proceso.
- El diseño y ruteado de líneas de proceso.
- Selección de diferentes alternativas de proceso.
- Implantación a escala 3D de la planta de producción.

# 3 MEMORIA DESCRIPTIVA

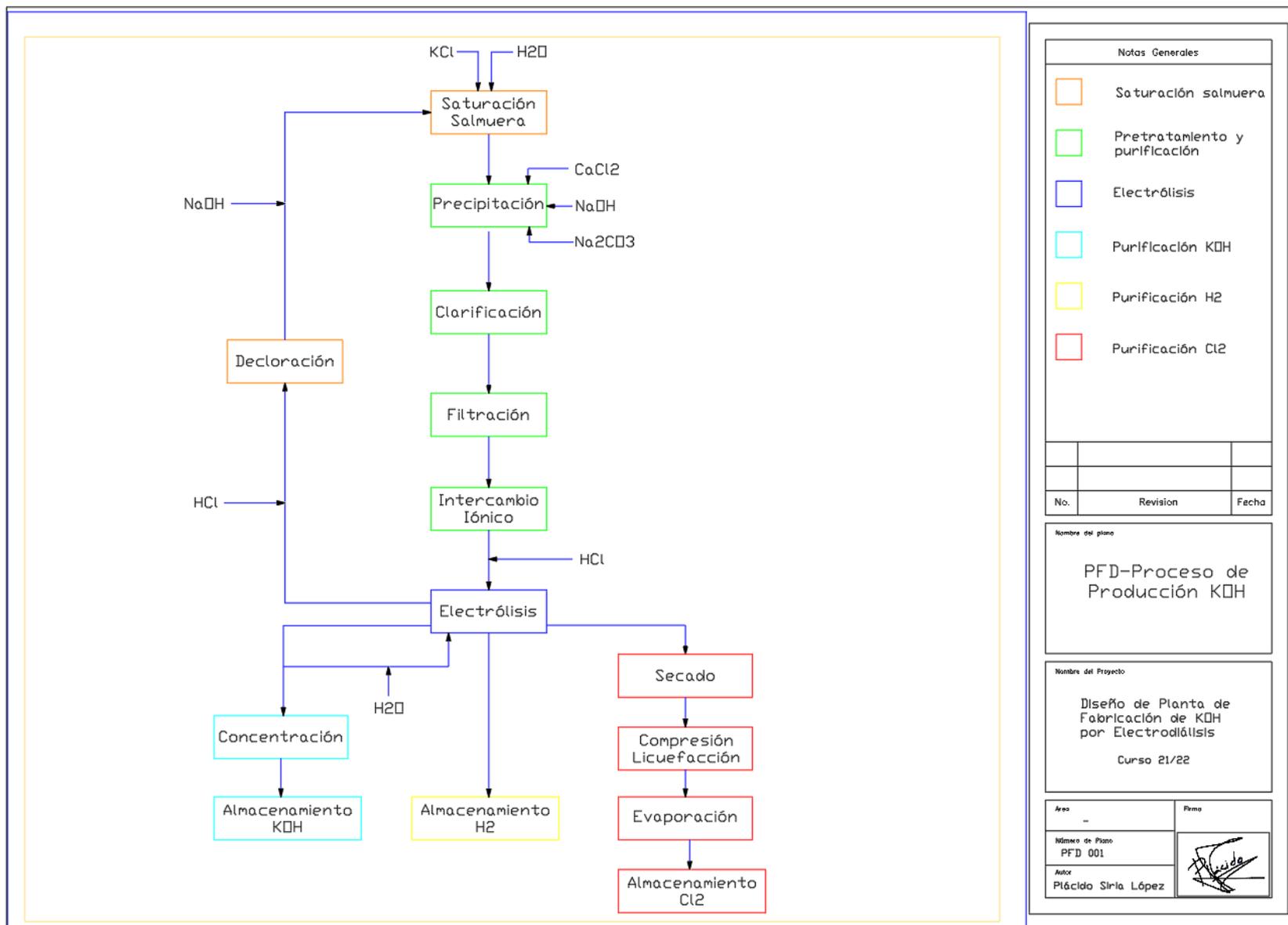
---

## 3.1. Descripción general y alternativas de proceso

El proceso productivo de obtención de KOH por vía electroquímica mediante el uso de electrolizadores de membrana, está formado por una serie de etapas, las cuales se pueden englobar y dividir en los subprocesos que se exponen a continuación, con objeto de evaluar las diferentes alternativas y profundizar en cada una de las etapas.

- Pretratamiento y purificación de la salmuera.
- Electrólisis de la salmuera.
- Tratamiento y purificación KOH.
- Tratamiento y purificación H<sub>2</sub>.
- Tratamiento y purificación Cl<sub>2</sub>.

Por ello, con la idea de establecer una vista general, se presenta un diagrama de flujo que contempla cada una de las etapas requeridas en el proceso global de producción de KOH, el cual se muestra en el plano PFD-001.



### 3.1.1. Pretratamiento y purificación de la salmuera

En la etapa de pretratamiento y purificación de la salmuera es primordial garantizar que la calidad de la salmuera sea apta y adecuada para garantizar el correcto funcionamiento y operación en las celdas electrolíticas. Por ello, se evaluarán dos alternativas de agua de aporte, junto con la secuencia de etapas y procesos que garantizan obtener la composición adecuada de la salmuera.

A) Agua de Red.

B) Agua Osmotizada.

#### A) Agua de Red

##### 3.1.1.1. Recepción y almacenamiento de la materia prima

La materia prima usada para la producción de hidróxido de potasio es el cloruro potásico (KCl). La procedencia de este compuesto es de origen natural, presente principalmente como silvita. Una vez extraído el mineral, requiere de procesos de purificación mediante cristalización, flotación o separación electrostática.

En la siguiente tabla se muestra la composición típica del cloruro potásico usado en la industria del cloro-álcali.

*Tabla 6.* Composición KCl (2).

Componentes	%
KCl	99,1
Na <sup>+</sup>	0,3
H <sub>2</sub> O	0,1
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0,03
Br <sup>-</sup>	0,2
Ca <sup>2+</sup>	0,006
Mg <sup>2+</sup>	0,006

La forma de recepción de la materia prima será en forma de big bags, los cuales serán recogidos en el muelle de carga-descarga, y transportados hacia el área de almacenamiento de sal donde se irán ubicando según lote y fecha en las diferentes estanterías.

##### 3.1.1.2. Saturación de la salmuera

Los Big Bags de KCl presentes en el área de almacenamiento de sal son transportados hacia la estación de descarga para realizar la carga de sal en los saturadores.

En estos equipos se realiza la operación de saturación de la sal con agua, originando salmuera, la cual hay que procesar para lograr una calidad admisible para la operación correcta, segura y eficaz en la etapa de electrólisis

sin provocar daños en las celdas de membrana. Además, la salmuera diluida tras el proceso de electrólisis es recirculada a los saturadores con el objetivo de volver a saturar la solución y procesarla nuevamente.

Los saturadores se pueden clasificar según la dirección del flujo de la salmuera:

- Saturador tipo ascendente. El agua o la salmuera diluida se introduce a través de un rociador en el fondo de un depósito que contiene el lecho de sal, la solución se satura a medida que va subiendo. La salmuera saturada sale del equipo a través de un rebosadero, para realizar su procesamiento en las siguientes etapas (Figura 10-Izquierda). La profundidad del lecho de sal generalmente se mantiene por encima de 1,5 m.

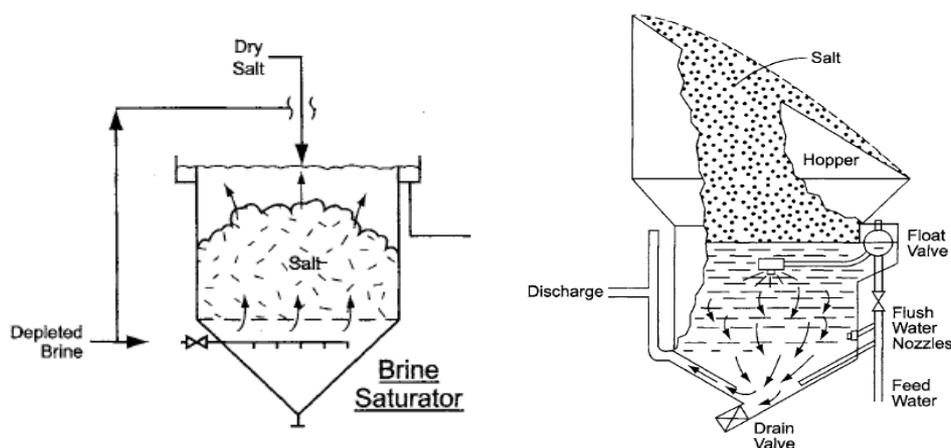
Este tipo de saturador presenta algún inconveniente: generación y acumulación de espuma provocada por algunas impurezas presentes en la sal; a medida que aumenta la concentración de sal los gases disueltos se vuelven menos solubles, aumentando los compuestos en suspensión en la salmuera, por lo que en este equipo es prácticamente imposible producir salmuera saturada clara.

Son especialmente adecuados cuando la sal es de alta pureza y de granulometría fina, ya que se produce menor acumulación de materia no disuelta y menor arrastre de impurezas, disminuyendo la frecuencia de limpiezas.

- Saturador tipo descendente. En este equipo la dirección del flujo es la inversa. La turbidez que caracteriza a los saturadores tipo ascendente no está presente en este tipo de equipos.

Los principales inconvenientes de este sistema son: la necesidad de una alimentación discontinua de sal y la acumulación de materia insoluble en el saturador.

- Saturador combinado. El diseño de este tipo de saturadores permite la combinación de flujo ascendente y descendente, en el que la salmuera fluye en diferentes direcciones en distintas partes y alturas del equipo. Se muestra en la Figura 10-Derecha.



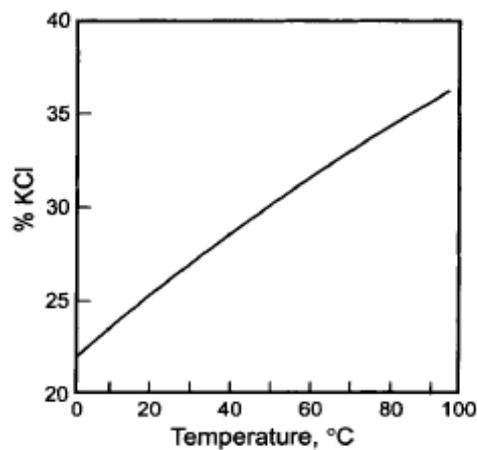
**Figura 10.** Tipos de saturadores (2)

En todas las plantas industriales es necesario disponer de múltiples saturadores debido a la presencia de

compuestos insoluble en la sal y la necesidad de paradas ocasionales para eliminar el lodo del interior de los depósitos.

A continuación, se analizan algunas variables operativas que influyen en el comportamiento de los saturadores y la salmuera resultante:

- Efecto de la temperatura. El proceso de disolución de KCl es de carácter endotérmico. La solubilidad de la sal en agua se ve favorecida con el aumento de la temperatura, dicho comportamiento se muestra en la siguiente figura.



*Figura 11.* Solubilidad KCl respecto a la temperatura (14).

- Efecto del pH. El pH óptimo para disolver la sal se encuentra entre 7-9. La estabilidad del sistema es muy importante, ya que, si se originan muchas fluctuaciones del pH, se provocarán disoluciones y precipitaciones de impurezas que no son recomendables.
- Uso de inhibidores. Mediante la dosificación de ciertos químicos como fosfatos, se forma un revestimiento sobre la superficie de partículas de  $\text{CaSO}_4$  retardando la disolución en la salmuera.
- Efecto del ión común. En determinadas situaciones se utiliza esta propiedad para evitar que los iones sulfatos se disuelvan en la salmuera, mediante la adición de un catión para el sulfato consiguiendo un compuesto con solubilidad limitada. Los compuestos utilizados generalmente son  $\text{BaCl}_2$  y  $\text{CaCl}_2$ , generando  $\text{BaSO}_4$  y  $\text{CaSO}_4$ .

### 3.1.1.3. Precipitación química

Tras la formación de salmuera “bruta” en el saturador, es necesario realizar el paso por varios procesos de purificación de la salmuera, con el propósito de eliminar y reducir significativamente las impurezas disueltas o en suspensión por debajo de los valores límites, mostrados en la Tabla 7.

La secuencia de procesos de purificación son de vital importancia para que las celdas de membrana no se dañen o generen pérdida de eficiencia durante su operación en régimen permanente.

**Tabla 7.** Especificaciones límites de las diferentes impurezas presentes en la salmuera previo al proceso de electrólisis (2).

<b>Impurezas</b>	<b>Concentración límite</b>	<b>Efectos</b>	<b>Mecanismo</b>
<b>Ca<sup>2+</sup> Mg<sup>2+</sup></b>	20 ppb	Ca;CE;Mg;V	Ca: Precipitación con varios aniones cerca del cátodo de la membrana. Mg: Precipitación con iones hidroxilo cerca del ánodo de la membrana.
<b>At<sup>2+</sup></b>	0,1-4 ppm	CE	Precipitación con iones hidroxilo cerca del ánodo de la membrana.
<b>Ba<sup>2+</sup></b>	0,05-0,5 ppm	CE	Precipitación con yodo en la membrana.
<b>Al<sup>3+</sup></b>	0,1 ppm	CE	Precipitación de aluminosilicatos de calcio cerca del cátodo de la membrana.
<b>Fe<sup>3+</sup></b>	0,05-0,1 ppm	V	Precipitación con iones hidroxilo sobre el ánodo de la membrana.
<b>Hg<sup>2+</sup></b>	0,2 ppm	V	Deposición sobre el cátodo
<b>Ni<sup>2+</sup></b>	0,2 ppm	V	Deposición sobre el cátodo, absorción en la membrana.
<b>ClO<sup>3-</sup></b>	10 g/L (como NaClO <sub>3</sub> )	0	Cloración de las resinas de intercambio
<b>I<sub>2</sub></b>	0,1-0,2 ppm	CE,V	Precipitación con calcio o barrio en la membrana. Precipitación con sodio sobre el cátodo de la membrana.
<b>F<sup>-</sup></b>	0,5 ppm	V	Destrucción del revestimiento del ánodo.
<b>SO<sub>4</sub><sup>2-</sup></b>	< 4-8 g/L	CE	Precipitación con sodio cerca del cátodo de la membrana
<b>SiO<sub>2</sub></b>	10 ppm	CE	Formación de silicatos en presencia de magnesio, calcio, barrio o aluminio.
<b>Sólidos en suspensión</b>	0,5-1 ppm	V	Precipitación en el ánodo de la membrana.
<b>COT</b>	1-10 ppm	V	Aumento de la formación de espuma.

CE=pérdida de eficiencia de corriente; O=Otros efectos; V=Incremento del voltaje de la celda

La primera etapa de purificación es la precipitación química de los iones calcio, magnesio y sulfatos principalmente. También, es posible que ciertas trazas de metales precipiten durante la operación en forma de hidróxido (hierro, titanio, molibdeno, níquel, cromo, vanadio, etc).

Por lo tanto, las reacciones de precipitación principales que ocurren en el reactor son las siguientes:

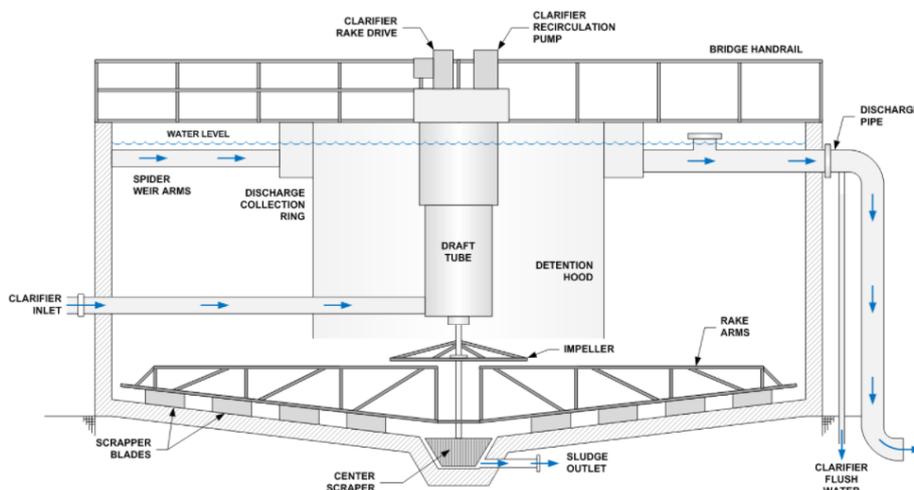


Es de vital importancia diseñar los reactores de forma que permitan un tiempo de residencia suficiente mediante agitación para lograr la precipitación de los compuestos formados, generalmente se dosifica un agente floculante que favorezca el crecimiento del tamaño de las partículas. Un diseño inadecuado puede originar varios efectos negativos:

- Eliminación incompleta de las impurezas disueltas en la salmuera.
- Formación excesiva de partículas muy pequeñas, que el clarificador no podrá eliminar.
- Reacciones incompletas o problemas en el crecimiento de partículas que originan precipitaciones aguas abajo de esta etapa, originando problemas en los equipos.

#### 3.1.1.4. Clarificación

El proceso de clarificación tiene la finalidad de separar los sólidos en suspensión de la salmuera, obteniéndose una corriente de salmuera “clara” y otra corriente muy concentrada de sólidos en suspensión. La salmuera clara sale del clarificador a través de los rebosaderos hacia un tanque pulmón donde se almacenará la salmuera clarificada previamente a la etapa de filtración. Por otro lado, la corriente concentrada que sale del fondo del clarificador se elimina del sistema y será gestionada como residuo final.



*Figura 12.* Clarificador

#### 3.1.1.5. Filtración

La salmuera que sale del clarificador a través de los rebosaderos se almacenan en un tanque pulmón, y posteriormente se bombean al área de filtración. La salmuera clarificada no suele contener más de 50 ppm de sólidos en suspensión. Sin embargo, la operación de los clarificadores están sujetos a posibles alteraciones y

desviaciones que afectan directamente a la turbidez de la salmuera durante muchas horas. Por ello, el sistema de filtrado debe estar dimensionado para hacer frente a la mayor carga de sólidos.

La filtración es un proceso cuya finalidad es la de retener-eliminar los sólidos en suspensión de una solución, mediante el paso por un medio poroso, el cual tiene la capacidad de retener a los sólidos. En la industria del cloro-álcali las dos tecnologías de filtración predominantes son las siguientes:

- **Filtración de lecho profundo (lechos de arena).** El medio filtrante clásico utilizado en los filtros de lecho es la arena, el cual por su comportamiento es muy aceptable en los procesos de celda de mercurio y diafragma, sin embargo, no es común su uso en las plantas que usan celdas de membrana debido a la posibilidad de disolver pequeñas cantidades de sílice. Por ello, en su lugar se utilizan otros medios porosos como la antracita. Los tamaños típicos de partículas tanto de arena como de antracita son aproximadamente de 1mm, pero la arena generalmente contiene mayor cantidad de finos. Independientemente del relleno, el equipo suele denominarse como filtros de arena.

Dentro de esta técnica de filtración existen variantes en el diseño y la operación de los filtros. En primer lugar, en función del paso de la salmuera por los filtros se pueden clasificar según:

- Filtración por gravedad. La salmuera pasa a través del medio poroso por la acción de la gravedad. La tasa de flujo filtrado es mucho más baja, pero el coste de la instalación es mucho menor.
- Filtración a presión. La salmuera pasa a través del lecho forzado mediante equipos de impulsión. Con lo cual, se logran tasas de flujo de filtrado elevadas, pero a costa de mayores costes de inversión.

Una segunda clasificación que se puede realizar, es en función de la dirección del flujo de la salmuera en la filtración a presión:

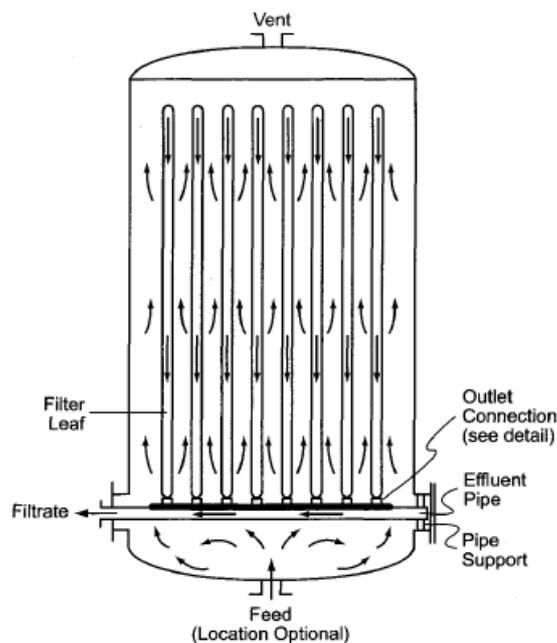
- Flujo ascendente. El rendimiento está limitado por el peligro de fluidización, ya que se provocará una ruptura del lecho y la concentración de sólidos a la salida será alta. Sin embargo, tienen una capacidad de retención de sólidos 2-3 veces superior que los filtros de flujo descendente. Permite el uso de salmuera sin filtrar como fluido de retrolavado. Además, son más estables frente a perturbaciones a la salida del clarificador.
- Flujo descendente. El diseño de estos lechos es más corto, aproximadamente el 50% respecto a los de flujo ascendente. Consiguen altos rendimientos de filtración cuando la concentración de sólidos es baja.

Para conseguir que el proceso de filtración sea eficiente se requiere una distribución adecuada del flujo de salmuera sobre la sección transversal del lecho, para ello es muy importante que las boquillas estén perfectamente niveladas. Además, cuando la turbidez del filtrado o la pérdida de carga es muy

alta se requiere una etapa de lavado a contracorriente con agua o salmuera para eliminar los sólidos acumulados. Es habitual el soplado con aire durante algunos minutos para liberar las partículas de los granos del medio filtrante. Por último, el fluido de retrolavado se debe tratar, y en el caso de la salmuera puede devolverse al sistema, generalmente hacia el clarificador.

- **Filtración por torta (filtros de hojas o cartuchos).** Es una práctica muy habitual en las plantas que usan tecnología basada en celdas de membrana prescindir de los filtros de arena como etapa de filtración primaria. Como desventaja, la productividad unitaria de los filtros se reduce ya que la regeneración debe ser realizada con mayor frecuencia.

Uno de los equipos más habituales son los conocidos filtros de hojas. Se trata de un depósito que puede estar dispuesto en vertical u horizontal, en cuyo interior hay una serie de hojas o placas suspendidas verticalmente u horizontalmente. El elemento filtrante es una tela (como polipropileno) montada sobre una malla metálica (Monel o titanio). En ocasiones, es habitual añadir una solución formada por tierras diatomeas y salmuera en la preparación de la torta para mejorar su comportamiento. A continuación se muestra una figura del equipo.



**Figura 13.** Filtro tipo hojas

Otro filtro muy usual es el conocido como filtro de bujías, el cual en el interior del tanque está formado por muchas bujías, donde se forma la precapa de filtración, y el fluido filtrado va percolando hacia el interior de estas reteniendo los sólidos en todo el perímetro de los elementos filtrantes.

El proceso de filtración es un proceso discontinuo el cual comprende una serie de etapas:

- 1) Llenado del filtro. El filtro y el depósito mezcla se llenan con la salmuera clarificada.
- 2) Formación de la precapa filtrante. En esta etapa se dosifican los agentes coadyuvantes en el

depósito mezcla si es necesario, y se recircula la salmuera por el interior del filtro pasando por el depósito mezcla para ir formando la precapa en circuito cerrado.

- 3) Filtración. Una vez se forme la precapa, se comienza a realizar la etapa de filtración abriendo la válvula de salida donde se obtiene la salmuera filtrada.
- 4) Vaciado y secado. Se procede a vaciar el filtro y secar el medio filtrante mediante unas resistencias interiores para poder extraer la torta con mayor facilidad.
- 5) Limpieza de la torta filtrante secada. Una vez la torta está seca, se pone en marcha el vibrador para que caiga toda la torta y tierra filtrante.

#### 3.1.1.6. Intercambio Iónico

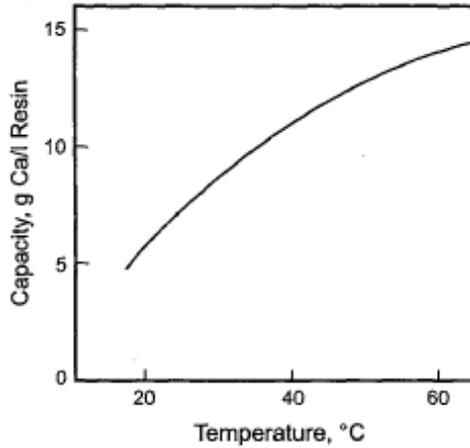
El proceso de intercambio iónico está basado en el intercambio reversible de iones entre un material sólido y un líquido. Durante este proceso, el sólido no sufrirá ningún cambio permanente en su estructura. Su función es intercambiar iones de metales alcalinos (como  $\text{Na}^+$ ) de su estructura por iones alcalinotérreos (como  $\text{Ca}^{2+}$  o  $\text{Mg}^{2+}$ ) de la solución. Este proceso también es muy usado en el ablandamiento del agua, sin embargo, la diferencia más importante entre el ablandamiento del agua y la purificación de la salmuera radica en la composición del fluido a tratar. El agua contiene bajas concentraciones de ambos iones, y la selectividad de las resinas de tipo gel para el calcio sobre el sodio, si bien es suficiente para la aplicación, es generalmente inferior a 10. En cambio, se necesitan selectividades mucho más altas si se va a eliminar la mayor parte del calcio de la salmuera. Se necesitan resinas especiales, por lo que el proceso generalmente usa resinas quelantes que poseen grupos terminales aminofosfonatos. La resina típica en este servicio tiene una selectividad de  $10^5$ .

La secuencia de reacción que se produce en una resina de aminofosfato usando  $\text{NaCl}$  es (intercambio-regeneración-conversión):



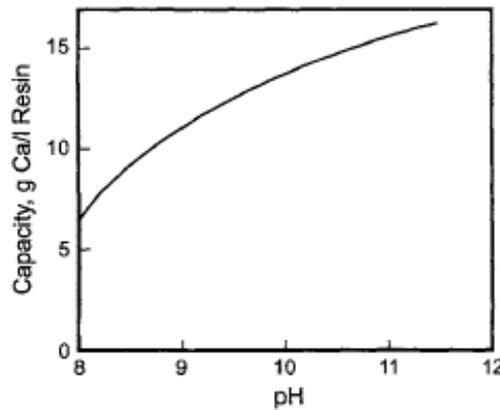
El comportamiento de la resina depende de algunos parámetros fisicoquímicos:

- Temperatura. La capacidad de la resina aumenta a medida que se incrementa la temperatura. Sin embargo, este efecto está limitado por los materiales de construcción, ya que pueden sufrir deformaciones a ciertas temperaturas o la estabilidad térmica de la resina, cuya temperatura máxima de servicio no debe superar los 85-90°C normalmente. En el siguiente gráfico se muestra esta tendencia.



**Figura 14.** Comportamiento de la resina en función de la temperatura.

- pH. En medios básicos el comportamiento de la resina mejora como se puede ver en la Figura 15. Sin embargo, a pHs alto se pueden originar precipitaciones en los lechos.



**Figura 15.** Comportamiento de la resina en función del pH.

La operación de un intercambiador iónico es un proceso discontinuo el cual comprende las siguientes etapas principalmente:

- 1) Etapa de carga. Se produce el intercambio iónico entre la resina y la disolución a tratar (salmuera). Las condiciones de operación dependen de la naturaleza y características de la resina seleccionada.
- 2) Etapa de regeneración. Cuando la concentración de iones en la salmuera de salida son iguales que en la entrada, la resina ha agotado la capacidad de intercambio iónico y requiere regenerarse. Para ello, se adiciona una solución regenerante que también varía en función de la naturaleza de la resina (catiónica o aniónica) para devolverla a su condición inicial.

Dentro de esta etapa podemos distinguir los siguientes sub-procesos:

- Desplazamiento. La primera etapa es el desplazamiento del lecho que se realiza mediante el paso de agua por el lecho, aproximadamente una cantidad de 4-6 volúmenes del lecho.

- **Retrolavado.** En esta etapa se realiza un lavado a contracorriente, provocando la descompactación del lecho y retirando los sólidos depositados en la resina. Se produce la expansión del lecho y se eliminan los canales preferenciales originados durante la operación de la resina. El volumen que se pasa suele ser entre 5-15 volúmenes del lecho.
- **Regeneración.** En esta etapa se añade una solución regenerante que elimina los iones adheridos a la resina. Los cationes trivalentes son atraídos fuertemente por la resina y resisten la eliminación por el ácido. Por lo que cuando están presentes en una concentración alta se debe aumentar la concentración y la dosificación del regenerante.
- **Enjuagado.** Se produce un enjuagado del lecho de 2-3 volúmenes de lecho con agua.
- **Conversión.** La resina se convierte en su forma activa mediante la dosificación de una solución, generalmente NaOH o KOH.
- **Enjuagado final.** Ídem al enjuagado tras la regeneración.

Todo el agua que se utiliza en los intercambiadores iónicos debe estar libre de dureza.

## B) Agua Osmotizada

### 3.1.1.1. Recepción y almacenamiento de la materia prima

Ídem proceso explicado en la alternativa A.

### 3.1.1.2. Ósmosis inversa

El proceso de ósmosis inversa requiere de una secuencia de etapas de pretratamiento como se puede ver en la Figura 16 y que se detallan a continuación:



**Figura 16.** Secuencia de ósmosis inversa

- **Filtro de arena.** El equipo de filtración de este tipo consta de un solo filtro o de una serie de filtros que trabajan en paralelo. La filtración se lleva a cabo haciendo pasar el líquido a tratar, a través de un lecho de arena de graduación especial. El agua de red contiene normalmente sólidos en suspensión (TDS entre 200-400 ppm), los cuales son indeseables o perjudiciales para su uso en los electrolizadores de membrana. Los filtros de arena a presión eliminan las partículas finas y la materia coloidal coagulada previamente. Las partículas atrapadas en el lecho se desalojan fácilmente invirtiendo el flujo a través de la unidad. Esto hace expandir la arena, limpiándose por acción hidráulica y por fricción de un grano con otro. Son muy efectivos para retener sustancias orgánicas, pues pueden filtrar a través de todo el espesor de arena, acumulando grandes cantidades de

contaminantes antes de que sea necesaria su limpieza. Dependiendo del tipo de filtración se pueden colocar distintos sustratos, como arena verde, turbidex, o grava. La composición del filtro y la calidad del agua también regularán la frecuencia de retrolavado. El retrolavado es el paso de flujo de agua en contraflujo normal para descargar las impurezas absorbidas por la arena.



*Figura 17.* Filtro de arena (16)

- **Filtro de carbon activo.** El filtro de carbón funciona por el mismo principio que el filtro de arena, la diferencia radica en los elementos filtrantes y su finalidad. El carbón activado es un material natural que atrae, captura y rompe moléculas de contaminantes presentes. Se diseña normalmente para remover cloro, sabores, olores y demás químicos orgánicos. Las propiedades de este medio filtrante hacen que las materias orgánicas y las causantes de olores y sabores, al igual que el cloro residual que se encuentra en el agua, sean absorbidas en las superficies del medio filtrante, eliminándolas así del líquido a tratar.



*Figura 18.* Tipos de carbón activado (16)

- **Ósmosis inversa.** La ósmosis inversa es el proceso en el cual se aplica una presión mayor a la presión osmótica, esta presión es ejercida en el compartimiento que contiene la más alta concentración de sólidos disueltos. Esta presión obliga al agua a pasar por la membrana semi-permeable en dirección contraria al del proceso natural de ósmosis. Para poder purificar el agua es necesario llevar a cabo el proceso contrario al de ósmosis convencional, es lo que se conoce como ósmosis inversa. La

permeabilidad de la membrana puede ser tan pequeña, que prácticamente todas las impurezas, moléculas de la sal, bacterias y los virus, son separados del agua. El índice del paso de las moléculas depende de la presión ejercida, la concentración de partículas de soluto, la temperatura de las moléculas y la permeabilidad de la membrana para cada soluto. A las moléculas que logran atravesar la membrana se las conoce como “el permeado” y a las que no lo hacen es las conoce como “el rechazo”. Las principales características de la ósmosis inversa son:

- Permite remover la mayoría de los sólidos (inorgánicos u orgánicos) disueltos en el agua (99%)
- Remueve los materiales suspendidos y microorganismos.



*Figura 19.* Módulo de membrana (16)

### **3.1.1.3. Saturación de la salmuera**

Idem proceso explicado en alternativa A.

### **3.1.1.4. Intercambio iónico**

Idem proceso explicado en alternativa A.

## **3.1.2. Electrólisis de la salmuera**

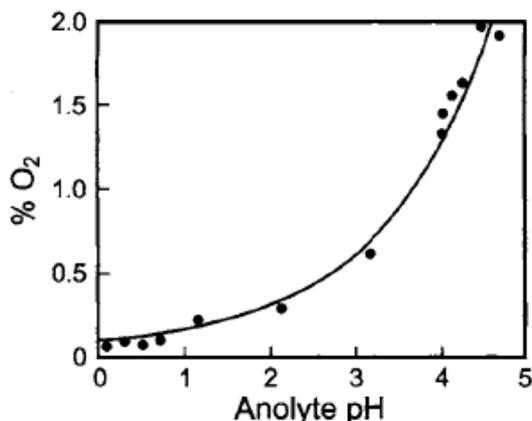
Tras el proceso de pretratamiento y purificación de la salmuera para conseguir al menos una concentración mínima de iones e impurezas presentes en la salmuera como se muestra en la Tabla 7, es necesario realizar una etapa previa a la electrólisis de acidificación de la salmuera.

La salmuera purificada es de carácter alcalino y está comprobado experimentalmente que tanto los iones hidróxilo como los carbonatos generan una pérdida de eficiencia en las celdas electrolíticas, reduciendo la producción de cloro. Es por ello, que se dosifica una disolución de HCl para transformar los iones carbonatos en CO<sub>2</sub> y agua reduciendo el pH, produciendo más cloro sin incrementar la carga eléctrica.

El proceso de acidificación tiene otros beneficios aparte del aumento de la eficiencia de la corriente que origina mayor producción de cloro como se ha comentado anteriormente:

- Cuando la salmuera es de carácter alcalino, la vida útil del ánodo es más corta ya que se origina lixiviación de óxidos de rutenio en el revestimiento.

- La presencia de oxígeno en el ánodo provoca una reducción de la eficiencia de producción de cloro, resultando una menor concentración de oxígeno a pH bajo como se muestra en la siguiente figura.

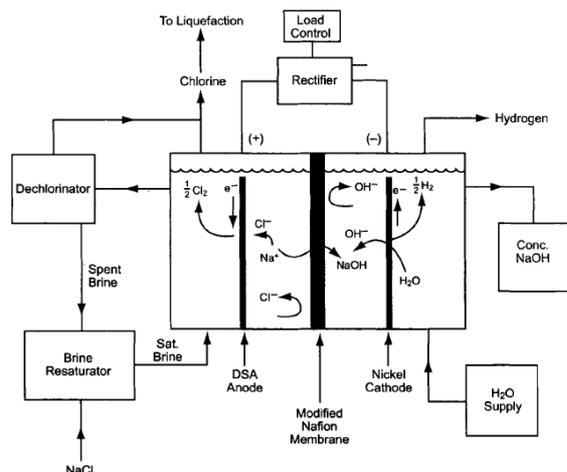


*Figura 20.* Relación Contenido oxígeno-pH en el anólito

Por otro lado, un exceso de dosificación de HCl puede provocar la destrucción de las membranas de carboxilato hidrolizando los grupos activos a la forma  $\text{-COOH}$  no conductora, si el pH de la salmuera es inferior a dos.

Una vez realizada la acidificación de la salmuera purificada, etapa previa al proceso de electrólisis, el cual representa el corazón de la planta, se procede a explicar el proceso de electrólisis en detalle, presentando algunos de los muchos electrolizadores de membranas más usuales dentro de la industria cloro-alcalina.

En una celda de membrana, una membrana de intercambio iónico separa los compartimentos del ánodo y cátodo. Generalmente, este separador es una membrana bicapa formada a base de ácido perfluorocarboxílico y perfluorosulfónico. La salmuera saturada y purificada se alimenta al compartimento del ánodo, donde se origina cloro, mientras que los iones  $\text{K}^+$  (o  $\text{Na}^+$ ) migran hacia el compartimento catódico. El KCl que no reacciona así como el resto de especies inertes permanecen en el compartimento anódico, y esta corriente se recirculará de nuevo hacia los saturadores para iniciar de nuevo el ciclo. En el cátodo, se alimenta potasa caustica (o sosa) generalmente al 30-32%, corriente recirculada y diluida con agua de la corriente de salida de KOH. En este compartimento es donde se origina la combinación de los iones  $\text{K}^+$  con los iones  $\text{OH}^-$ , originando potasa caustica a una concentración entre 32-35%. En el cátodo, también se produce  $\text{H}_2$ , el cual se transporta hacia la etapa de tratamiento y purificación del mismo. En la siguiente figura se muestra un esquema del proceso electrolítico en celdas de membrana para la producción de sosa caustica.



**Figura 21.** Esquema proceso de electrólisis en celdas de membrana.

Los electrolizadores se pueden dividir según la forma en la que se realice la conexión eléctrica entre los elementos del electrolizador. Esta clasificación se estructura en:

- **Monoplares:** Todos los elementos del ánodo y del cátodo están dispuestos en paralelo. Este tipo de electrolizador trabaja en un alto amperaje y voltaje bajo. El diseño monopolar sufre pérdidas de voltaje entre las celdas.
- **Bipolares:** La conexión entre ánodo-cátodo es en serie, trabajando de forma inversa al anterior, es decir, con un alto voltaje y bajo amperaje. Esta tipología de equipos, produce una baja caída de tensión entre las celdas. Sin embargo, se presentan problemas relacionados con fugas de corriente y corrosión. Como ventaja adicional, es que estos sistemas permiten la parada para realizar mantenimiento de una sola unidad del electrolizador, de forma independiente al resto de la planta.

Las condiciones de operación de los electrolizadores de membrana tienen un amplio rango de trabajo, punto sobre el que hay que hacer mención especial, ya que con vistas a operar de forma correcta y óptima, en este proceso hay que contemplar una serie de variables operativas.

En primer lugar, se explican las variables a controlar en relación al electrolizador:

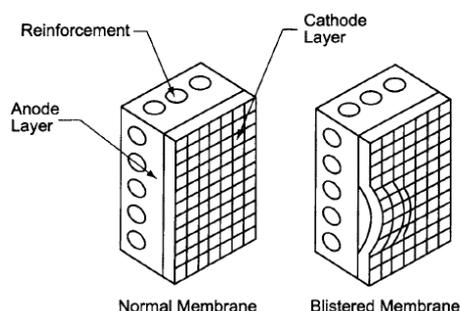
- **Densidad de corriente:** A medida que aumenta la densidad de corriente, el voltaje de la celda aumenta linealmente, y la eficiencia de la corriente y el coeficiente de transporte de agua permanecen esencialmente constantes.
- **Temperatura:** A medida que la temperatura aumenta en el rango de 80-90 °C, el voltaje disminuye en 5-10 mV / °C dependiendo de la densidad de corriente, la eficiencia no se ve alterada. Las membranas son térmicamente estables en el entorno de cloro-álcali hasta 105 °C, pero los datos de rendimiento no suelen estar disponibles a temperaturas superiores a 95 °C.
- **Espacio entre electrodos:** cuando se reduce el espacio entre el ánodo y el cátodo, el voltaje disminuye

debido a la reducción de la resistencia del electrolito. Para espacios menores se han diseñado membranas de 2-3 mm para evitar el cegamiento del gas en la superficie de la membrana (lo que aumenta el voltaje de la celda), recubriendo el compartimento catódico de la membrana con una composición basada en  $ZrO_2$  o SiC.

- Presión diferencial: Se recomienda una presión hidrostática más alta en el cátodo de la membrana, la presión diferencial permitida a través de la membrana se basa en el diseño del electrolizador. La presión diferencial correcta inmoviliza la membrana y minimiza las vibraciones que, durante períodos prolongados, pueden causar abrasión o fatiga por flexión. Los cambios de presión debido al aumento repentino, la pérdida de electrolito en una cámara o el taponamiento de una línea de salida pueden causar cortes o desgarros en una membrana. La diferencia de presión excesiva puede deformar la membrana forzándola a entrar en las aberturas del ánodo (según el diseño de la celda), lo que provoca un aumento de voltaje y un reabastecimiento inadecuado de la salmuera agotada entre ánodos y membranas.

En segundo lugar, las condiciones operativas que hay que tener en cuenta en el ánodo:

- Concentración de anolito: concentraciones de NaCl (o KCl) inferiores a 170 g/L en el anolito pueden dañar permanentemente la membrana (es decir, formación de ampollas) y provocar un aumento de voltaje. La formación de ampollas suele implicar la separación de las capas de sulfonato y carboxilato, como se muestra en la Figura 22. Estas capas, unidas en el proceso de fabricación, permanecen intactas en condiciones normales de funcionamiento. Sin embargo, las fuerzas internas más allá de la fuerza de la unión entre capas pueden causar ampollas. Las ampollas aumentan la resistencia eléctrica y fuerzan más corriente a través de las áreas sin ampollas. Si la capa de carboxilato permanece intacta, debería haber poco efecto sobre la densidad de corriente.



**Figura 22.** Formación de ampollas en las membranas

- Acidez: El pH mínimo del anolito recomendado es 2. Generalmente se dosifica ácido clorhídrico a la salmuera para neutralizar los iones hidroxilo que migran hacia atrás a través de la membrana como se ha comentado previamente. Esto reduce la generación de oxígeno y prolonga la vida útil del ánodo. La adición excesiva de ácido o la mala mezcla pueden acidificar la capa de carboxilato de la membrana y

destruir su conductividad funcional, lo que da como resultado daños en la membrana y alto voltaje.

- **Impurezas de salmuera:** Las impurezas solubles en el anolito pueden difundirse en la membrana, asistidas por el campo eléctrico o el transporte de agua a través de la membrana. Las impurezas pueden pasar inofensivamente a través de la membrana, desplazar selectivamente el sodio, reduciendo el número de sitios activos disponibles para el transporte de iones, o precipitar y romper físicamente la membrana. Muchas especies solubles en el anolito ácido forman compuestos insoluble en un entorno alcalino, a menudo cerca de la superficie del lado del cátodo, que es la capa que controla la eficiencia actual. El material precipitado daña permanentemente la membrana, provocando una disminución irreversible de la eficiencia actual. El rendimiento puede verse reducido durante las alteraciones de la pureza de la salmuera y es posible que el rendimiento original no se recupere por completo después de volver a las condiciones normales. Por ejemplo, la adición de salmuera con 5 ppm de calcio durante 24 horas puede reducir sustancialmente la eficiencia de la corriente y aumentar el voltaje en 100 mV o más.

Por último, las condiciones operativas a contemplar en el cátodo son:

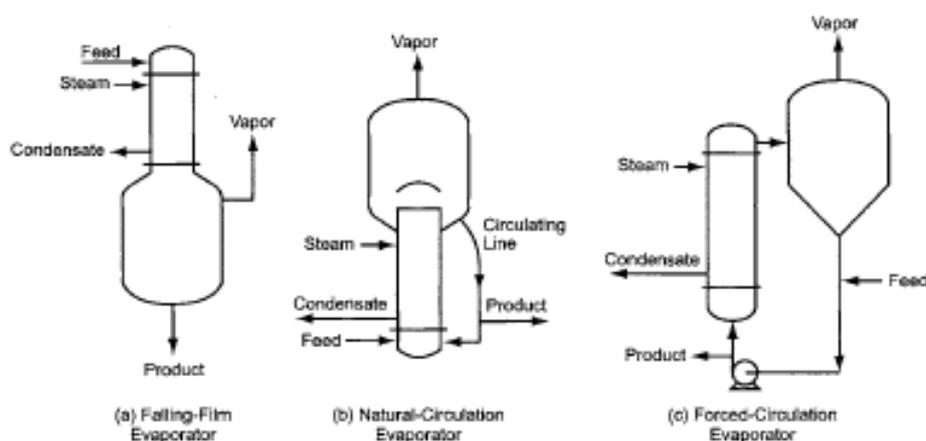
- **Concentración cáustica:** La concentración cáustica recomendada para una membrana bicapa es generalmente 30-35% en peso, 32-35% de NaOH, lo que proporciona el consumo mínimo de energía. Las desviaciones menores fuera del rango del 30-35% causarán disminuciones temporales en la eficiencia de la corriente. Por encima del 37%, la disminución de la eficiencia actual puede ser permanente. En el arranque, la concentración objetivo debe ser de 30-33% de NaOH para minimizar el riesgo de exponer la membrana a concentraciones cáusticas más altas. La eficiencia actual alcanza un máximo de 34-35%, mientras que el voltaje de la celda aumenta linealmente al aumentar la concentración de cáustico. Por encima del 30% de NaOH, el transporte de agua a través de la membrana no cambia significativamente con la concentración de cáustico.
- **Pureza cáustica:** Las impurezas que entran en el compartimento del catolito generalmente imponen menos problemas que las que entran en el anolito. Las concentraciones de cloruro suelen ser inferiores a 50 ppm. El contenido de cloruro disminuye a medida que aumenta la densidad de corriente, disminuye la temperatura del electrolizador, aumenta la concentración cáustica. Durante las interrupciones de la corriente, la velocidad de difusión del cloruro a través de una membrana es aproximadamente cinco veces mayor que durante el funcionamiento. Enfriar el electrolizador es la forma más eficaz de reducir la difusión de iones de cloruro durante las paradas. Estas medidas también son útiles para controlar los niveles de clorato en el católito.

### **3.1.3. Tratamiento y purificación KOH**

El proceso de tratamiento de la potasa caustica se basa en concentrar el producto obtenido de la etapa de electrólisis hasta una concentración final, la cual es establecida generalmente al 50% para su posterior comercialización. Este proceso se realiza en evaporadores de múltiple efecto.

Desde el punto de vista de la tipología y naturaleza del proceso de evaporación se pueden encontrar varios equipos como se puede ver en la Figura 23:

1. Evaporador de película descendente. En este caso la alimentación entra a través de la parte superior de una unidad vertical de carcasa y tubo. La alimentación debe distribuirse de manera eficiente y dirigirse hacia las paredes de los tubos. A medida que el líquido fluye por los tubos, parte de él se vaporiza. Una mezcla de líquido y vapor pasa del fondo de los tubos a un separador de fases. La característica clave de este diseño es el bajo tiempo de contacto del líquido con la superficie de transferencia de calor.
2. Evaporador circulación natural. La diferencia de densidades entre los líquidos desgasificados y en ebullición es la fuerza impulsora de la circulación. En este diseño, la alimentación entra en una cámara inferior. Dentro de los tubos, se forma vapor y permite que la mezcla líquido-vapor sea forzada hacia arriba. La mezcla de dos fases sale por la parte superior de los tubos y se separa. La fase líquida, más densa que la mezcla en los tubos, sale luego de la cámara superior a través de una tubería desde la cual puede regresar a la cámara inferior o ser extraída como producto.
3. Evaporador circulación forzada. El diseño de circulación forzada bombea el líquido desde la parte inferior del evaporador a través de un intercambiador tubular horizontal o vertical y lo impulsa de vuelta a la cabeza del evaporador. El objetivo principal es mantener la velocidad suficiente para limitar el aumento de temperatura en cada etapa. La circulación forzada es el método estándar cuando los sólidos se precipitan durante la evaporación y cuando la incrustación de los tubos es un problema probable. El diseño de circulación forzada suele ser más caro que algunas de las alternativas, y la energía consumida por las bombas debe formar parte de cualquier evaluación económica. Al mismo tiempo, las bombas proporcionan altos coeficientes de transferencia de calor en los intercambiadores, así como la circulación positiva que mejora la operatividad. En este proceso, las bombas deben tener altas capacidades a baja altura diferencial (bombas de flujo axial).



**Figura 23.** Tipos de evaporadores

Además de la elección del tipo de evaporador, el diseño del proceso de evaporación incluye la selección del número de efectos que se instalarán. Esta elección es principalmente una cuestión de equilibrio económico entre el costo de suministrar más efectos y los beneficios que ofrecen en el consumo de energía. Por ejemplo, considerando un sistema de dos efectos existen tres posibilidades:

1. Alimentación hacia delante, donde la trayectoria del líquido de un efecto a otro es la misma que la del vapor.
2. Retroalimentación, se suministra vapor a lo que se define como el primer efecto, y el vapor fluye desde allí al segundo efecto, mientras que la alimentación líquida se introduce en el segundo efecto y el líquido parcialmente concentrado se transfiere a el primero.
3. Alimentación paralela, en la que la alimentación del líquido a concentrar se produce en ambos efectos.

### **3.1.4. Tratamiento y purificación Cl<sub>2</sub>**

Las etapas principales dentro del área de tratamiento y purificación de cloro gaseoso, como se muestra en el diagrama de flujo, son:

- Enfriamiento
- Secado
- Compresión
- Licuefacción.

En esta sección se procede a analizar y discutir cada uno de los procesos mencionados anteriormente.

En primer lugar, el cloro producido se libera de las celdas electrolíticas como gas húmedo y caliente. Su temperatura suele ser superior a 85 ° C, y está saturado con agua a su presión de vapor sobre el anolito. Casi todas las aplicaciones requieren enfriamiento de este gas, originando la condensación parcial del vapor de agua contenido, siendo de vital importancia minimizar la cantidad de agua enviada al proceso de secado. Las temperaturas del agua de refrigeración disponibles en gran parte del mundo son demasiado altas para eliminar toda el agua requerida. Por lo tanto, la mayoría de los sistemas de enfriamiento de cloro es habitual encontrar dos intercambiadores en serie, con el segundo enfriado por una corriente de “chilled water”.

Los métodos de enfriamiento se pueden distinguir entre:

- Contacto directo. El proceso de contacto directo utiliza agua o salmuera como refrigerante. En la práctica, las columnas de absorción mediante rociadores y los lechos empacados son los más comunes. Como desventaja es la producción de una gran corriente de agua (refrigerante más condensado) que contiene cloro disuelto, el cual debe tratarse antes de la descarga de la planta.
- Contacto indirecto. En la actualidad, el enfriamiento del cloro se consigue mediante el intercambio de

calor entre el cloro y un refrigerante en intercambiadores de carcasa y tubos con tubos y placas de tubos de titanio, los cuales suelen estar dispuestos en configuración horizontal o vertical.

Por otro lado, existen una serie de limitaciones que hay que contemplar en el proceso de enfriamiento:

1. Temperatura mínima del gas. El cloro a presión atmosférica y por debajo de 9,6 ° C, origina la formación de hidratos sólidos provocando deposiciones en equipos y tuberías, por lo que se debe limitar la temperatura del refrigerante y tener especial precaución en los meses de invierno, siendo necesario precalentar el agua de refrigeración en caso de que sea necesario.
2. Condensado de la corriente de cloro. El agua condensada presente en el gas o el enfriamiento mediante contacto directo, está saturada de cloro en su composición. Habitualmente, el condensado puede declorarse en el declorador de salmuera.

En segundo lugar, tras el enfriamiento del cloro gaseoso se seca por contacto directo con ácido sulfúrico concentrado, un poderoso desecante sobre el cual la presión de vapor del agua contenida es muy baja. El proceso de absorción de agua por ácido sulfúrico es altamente exotérmico, por lo que es importante un control adecuado de la temperatura.

El rendimiento del equilibrio químico está determinado por la presión de vapor del agua sobre el ácido y, por lo tanto, se ve favorecido a alta concentración de ácido y baja temperatura. El aumento de la concentración de ácido de la alimentación del 93 al 96% reduce la cantidad de ácido fresco requerido en un 12,5% y la cantidad de ácido gastado del 72% generado en un 9%. La temperatura del proceso se puede mantener baja enfriando una corriente de ácido circulante. Enfriar el ácido muy por debajo de la temperatura normal del agua de refrigeración no ofrece grandes ventajas en el proceso. La condición de equilibrio mejora sólo marginalmente y la situación de transferencia de masa puede deteriorarse levemente. A pesar de esto, el agua enfriada todavía se usa a menudo como refrigerante para proporcionar una mayor fuerza impulsora de temperatura y reducir el tamaño del intercambiador. Los equipos más utilizados para realizar esta operación son columnas de relleno o de platos.

A continuación, el gas que sale de la columna/columnas de secado se comprime desde una presión casi atmosférica a una en la que puede procesarse o licuarse económicamente. Termodinámicamente, la compresión del cloro es un proceso bastante común. Como un gas diatómico normal manejado muy por debajo de su presión crítica, su comportamiento es cercano al del aire.

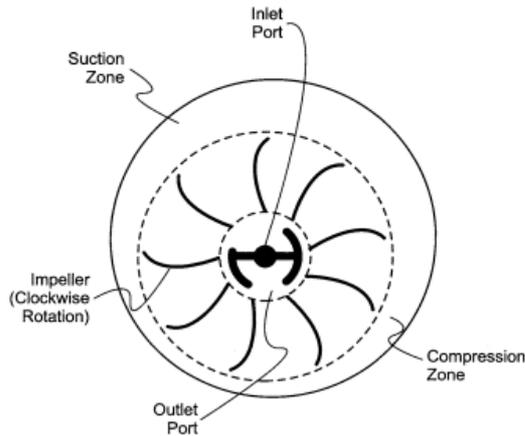
Hay que contemplar algunas consideraciones de cara al diseño del proceso:

1. El cloro es extremadamente tóxico y corrosivo. El gas liberado puede originar graves problemas
2. El cloro húmedo es extremadamente corrosivo para los metales ferrosos, que son los materiales estándar para la fabricación de compresores y equipos posteriores. La humedad debe ser eliminada de forma efectiva del proceso.

3. El cloro reacciona de manera comburente con muchos metales a temperaturas suficientemente altas. Las relaciones de compresión deben limitarse para evitar el sobrecalentamiento.
4. El cloro reacciona con muchos de los tipos comunes de lubricantes y puede destruir su poder lubricante o incluso provocar incendios.
5. El cloro seco presente en el proceso de compresión puede provocar reacciones de combustión con titanio incluso a bajas temperaturas. Cuando un compresor se apaga, el reflujo del gas en un sistema de enfriamiento a base de titanio debe evitarse rigurosamente.

Los equipos principales de compresión se pueden clasificar en:

- Compresor centrífugo. Los compresores centrífugos son los equipos más utilizados. Las capacidades requeridas en las plantas de cloro están muy por debajo del mínimo normalmente considerado económico para un compresor de flujo axial. Las máquinas utilizadas son dispositivos de presión constante en lugar de volumen constante. Su principio de funcionamiento, al igual que las bombas centrífugas, en primer lugar producen alta velocidad en el fluido y luego convierten esa energía en energía de presión. Su interior está compuesto por impulsores, que contienen una serie de álabes radiales de diversas formas y curvaturas, que giran dentro de carcasas circulares. El fluido entra idealmente en el eje de rotación y se descarga desde un impulsor hacia la periferia de la carcasa. El impulsor es la única parte móvil en una máquina.
- Compresor de anillo líquido. Este tipo de compresores sellados con ácido sulfúrico se utilizan ampliamente en la compresión primaria de cloro, especialmente en plantas pequeñas. El rotor montado excéntricamente hace circular el líquido por el interior de la carcasa. Una carcasa aproximadamente elíptica con un rotor montado cerca de su centro producirá dos ciclos de succión-compresión con cada vuelta de el impulsor. Un pistón giratorio de líquido viscoso no es un dispositivo de transferencia de energía eficiente, por lo que el consumo de energía de estos compresores es relativamente alto. Las eficiencias típicas son 50% y menos. Una ventaja compensatoria es que el ácido absorbe la mayor parte del calor de compresión, por lo que el proceso es más casi isotérmico. Las relaciones de compresión de más de cinco son posible, y una sola etapa puede producir presiones de licuefacción normales.



**Figura 24.** Compresor de anillo líquido

- Compresor alternativo. Aunque los compresores alternativos son más eficientes energéticamente que las máquinas centrífugas, estas últimas las han reemplazado en gran medida como compresores primarios en el proceso de cloro en grandes plantas. Las principales desventajas de los compresores alternativos son sus mayores requisitos de mantenimiento y su sensibilidad a los líquidos o sólidos arrastrados. Las restricciones en el tamaño del bastidor limitan los compresores alternativos a aproximadamente 200 kW de carga operativa. API 618 es el estándar de diseño general más común para estas máquinas. Se necesitan múltiples etapas para lograr la relación de compresión, es posible montar más de una cabeza en un bastidor de compresor. Esta, sin embargo, no es la práctica normal en la industria cloroalcalina. Con la disposición adecuada de las tuberías, el uso de un solo cilindro por marco permite operar con una unidad extraída para mantenimiento. El extremo de transmisión de un compresor se lubricará con aceite.

Por último, el proceso de licuefacción utiliza una secuencia de etapas de compresión y refrigeración para condensar el cloro gaseoso.

El gas comprimido entra en el evaporador donde se produce la condensación parcial del cloro gaseoso. Dicha corriente de salida va a un depósito receptor cuya función es la de separador de fases. El cloro líquido sale por el fondo del depósito. El gas no condensado, que contiene parte del cloro, junto con las impurezas no condensables, sale por la cabeza del separador. Una válvula en la línea de salida mantiene la presión deseada sobre el gas en el evaporador y también sirve para controlar la presión de descarga del compresor de cloro. La combinación de presión y temperatura en el lado del proceso del evaporador determina el grado a la que se puede condensar el cloro.

Cuando el proceso como se muestra no es capaz de condensar suficiente cloro, el vapor no condensado se lleva a una segunda etapa. Se condensará más cloro si se baja la temperatura o se aumenta la presión. Las propiedades termodinámicas del refrigerante limitan el rango de funcionamiento práctico, por lo que con frecuencia es necesario proporcionar un segundo sistema de refrigeración. El proceso puede extenderse más allá de dos etapas.

### **3.1.5. Tratamiento y purificación H<sub>2</sub>**

El hidrógeno electrolítico es bastante puro (> 99,9%) pero tiene las desventajas de generarse en cantidades relativamente pequeñas a baja presión con un alto contenido de agua. En función de la presión final requerida se seleccionará un tipo de compresor u otro.

El gas puede impulsarse a través del tren de procesamiento mediante un simple ventilador. Los sopladores rotativos pueden generar presiones de unas pocas decenas de kilopascales. Además, de forma análoga al apartado anterior, donde se describió los compresores más usuales para el proceso del cloro gaseoso, en este caso, para el hidrógeno también es habitual encontrar este tipo de equipos.

Para aplicaciones de alta presión, se utilizan compresores alternativos. Con hidrógeno, la presión desarrollada por una altura de velocidad determinada es bastante pequeña y los compresores centrífugos no son adecuados. Si bien la relación de compresión del aire por una sola rueda podría ser 1.4, lo máximo que se puede lograr razonablemente con hidrógeno es menos de 1.03. Los compresores alternativos de varias etapas en servicio de hidrógeno son de metales ferrosos, como el hierro fundido. Un amortiguador de pulsaciones, un enfriador y un separador de agua siguen cada etapa.

Los eliminadores de neblina mejorarán la eliminación de agua. El condensado puede eliminarse a través de trampas de agua y luego desecharse o devolverse a un recipiente de sellado de hidrógeno.

Los intercambiadores que se utilizan para enfriar el gas y el aceite lubricante en circulación son de construcción estándar y normalmente funcionan con agua de refrigeración de la planta. Los cilindros de los compresores también suelen estar revestidos y refrigerados. El agua que se usa en las chaquetas debe estar limpia y, con frecuencia, su fuente es algo diferente al agua de enfriamiento de la planta. Hay que tener cuidado de no enfriar el gas lo suficiente como para condensar el agua en los cilindros. Al inicio, incluso puede ser necesario calentar los cilindros.

Seguidamente, se produce el enfriamiento del hidrógeno, el cual se lleva a cabo en intercambiadores de carcasa y tubos convencionales o en columnas de contacto directo. El acero al carbono es el material principal de construcción de los intercambiadores de superficie. Al igual que con el cloro, el enfriamiento del hidrógeno es un proceso de condensación con concentración de agua continuamente decreciente.

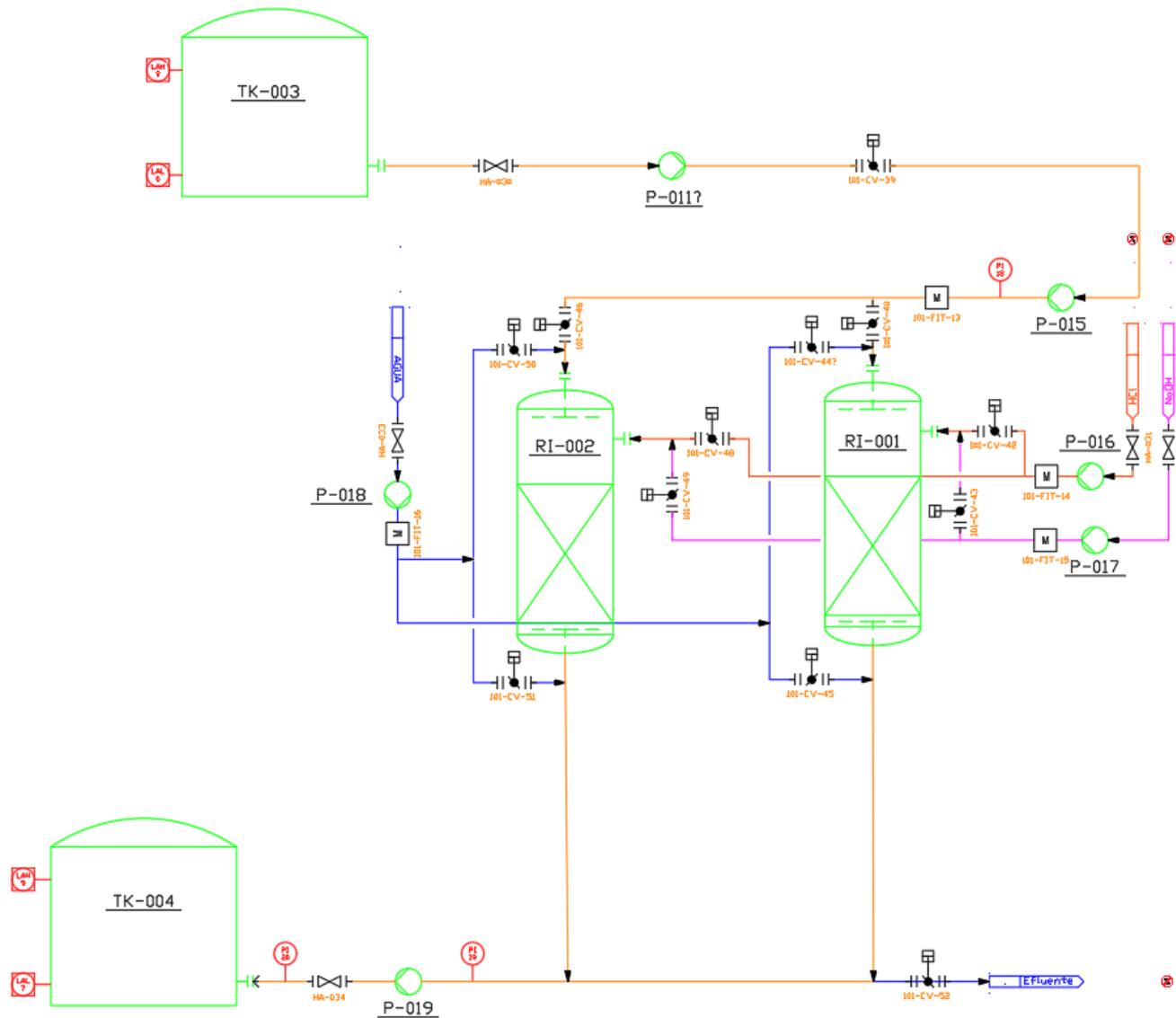
En esta planta de producción de hidróxido de potasio, el hidrógeno producido en los electrolizadores de membrana no se someterá a un proceso de purificación final debido a su baja producción en términos cuantitativos, por lo tanto directamente se libera por chimenea hacia la atmósfera.

## **3.2. Descripción del proceso**

### **3.2.1. Pretratamiento y purificación de la salmuera**

#### **3.2.1.1. Agua osmotizada**





Notas Generales

- P-000\_\_\_Bomba
- HA-000\_\_\_Válvula manual
- CV-000\_\_\_Válvula automática
- RI-000\_\_ Sistema de Ósmosis Inversa

- Agua
- Salmuera
- HCl
- NaOH
- Lodos
- Efluente

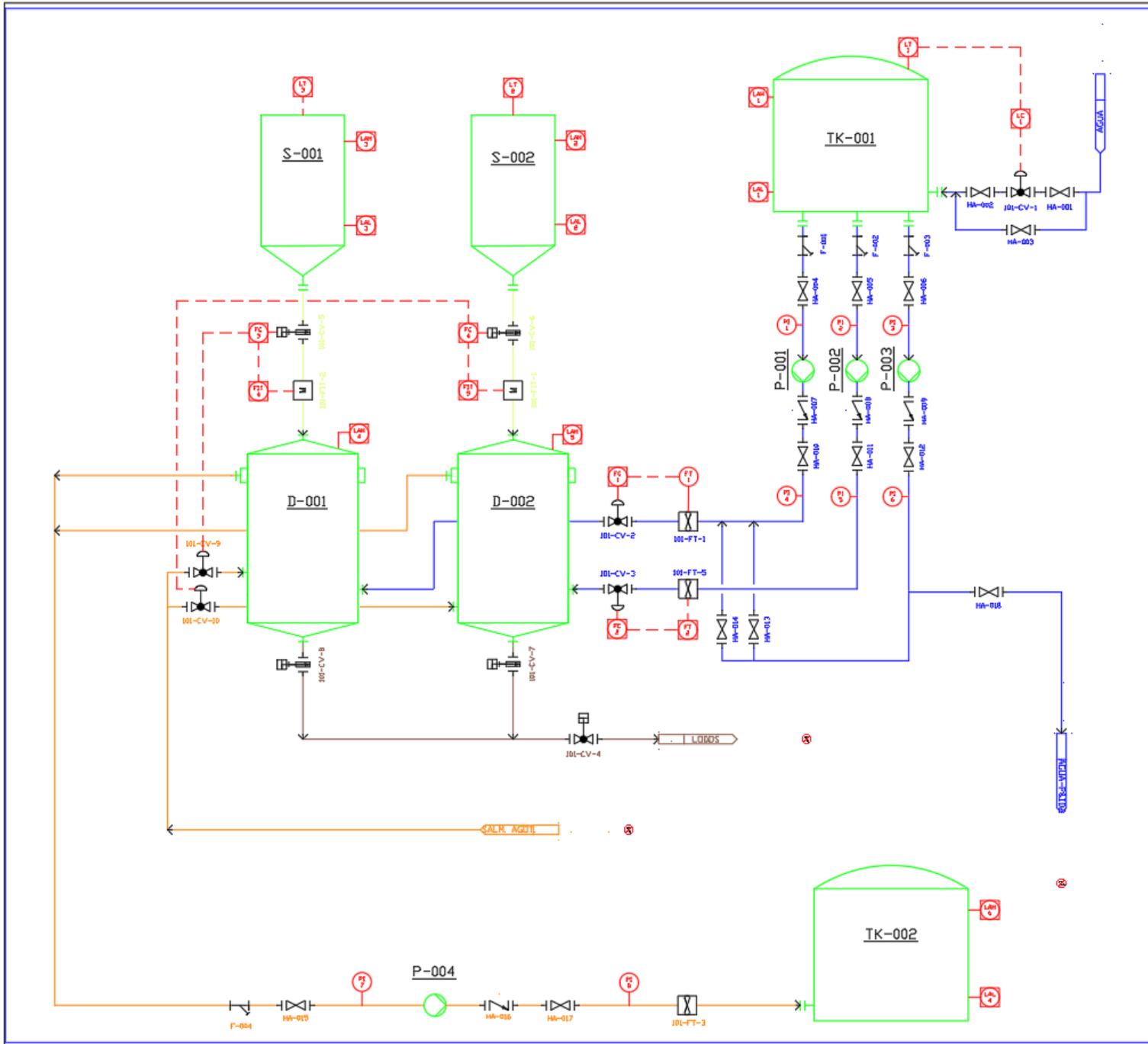
No.	Revisión	Fecha

Nombre del Plano  
**P&ID 002\_B**  
 Pretratamiento y Purificación de la Salmuera

Nombre del Proyecto  
**Diseño de Planta de Fabricación de KOH por Electrodíálisis**  
 Curso 21/22

Área 100	Firma
Número del plano P&ID 002_B	
Autor Plácido Siria López	

### 3.2.2.2. Agua de red



Notas Generales

P-000\_\_\_Bomba  
 D-000\_\_\_Saturador Salmuera  
 S-000\_\_\_Silo de almacenamiento  
 TK-000\_\_\_Tanque de Almacenamiento  
 HA-000\_\_\_Válvula manual  
 CV-000\_\_\_Válvula automática  
 F-000\_\_\_ Filtro Y Strainer

Agua      Salmuera  
 Sal        Lodos

No.	Revisión	Fecha

Nombre del plano

**P&ID 001**

Pretratamiento y Purificación de la Salmuera

Nombre del Proyecto

Diseño de Planta de Fabricación de KOH por Electrodiálisis

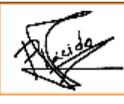
Curso 21/22

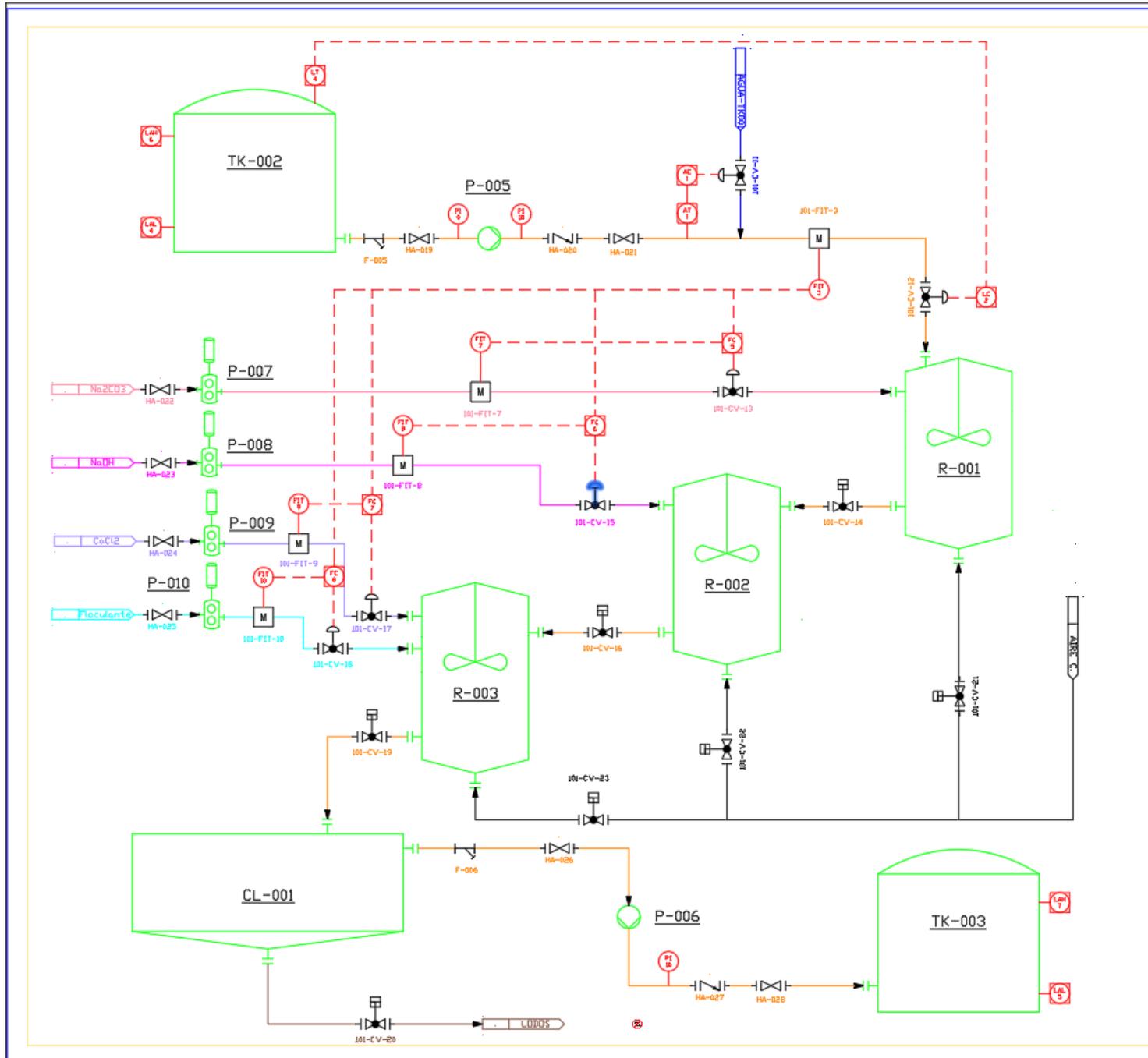
Area  
100

Número Plano  
P&ID 001

Autor  
Plácida Siria López

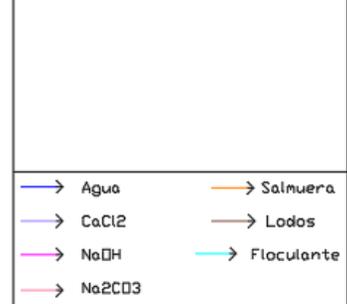
Firma





Notas Generales

P-000\_\_\_Bomba  
 R-000\_\_\_Reactor  
 CL-000\_\_\_Clarificador  
 TK-000\_\_\_Tanque de Almacenamiento  
 HA-000\_\_\_Válvula manual  
 CV-000\_\_\_Válvula automática  
 F-000\_\_\_ Filtro Y Strainer



No.	Revision	Fecha

Nombre del Plano

P&ID 002

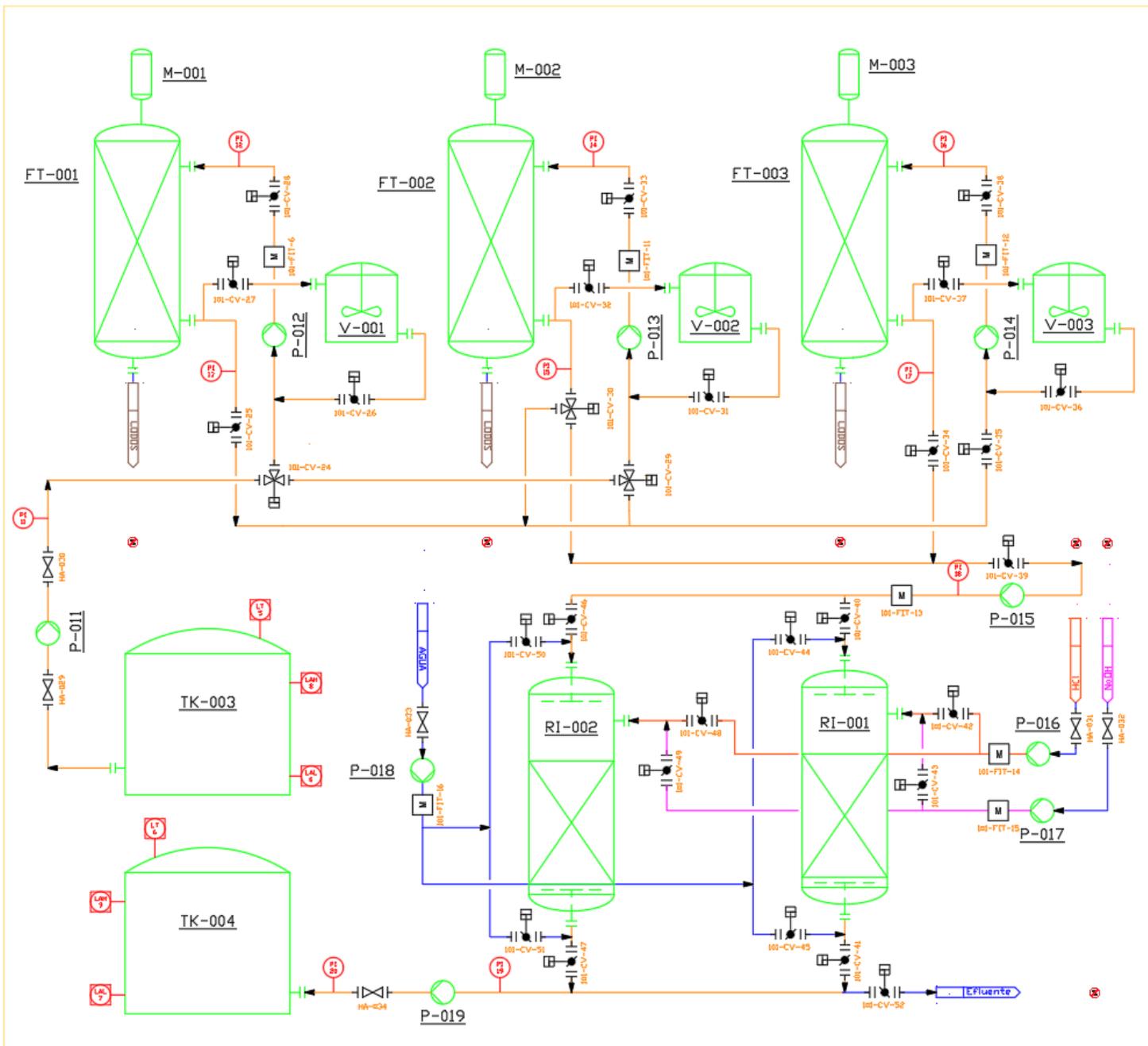
Pretratamiento y Purificación de la Salmuera

Nombre del Proyecto

Diseño de Planta de Fabricación de KOH por Electrodálisis

Curso 21/22

Area 100	Firma 
Número Plano P&ID 002	
Autor Plácido Siria López	



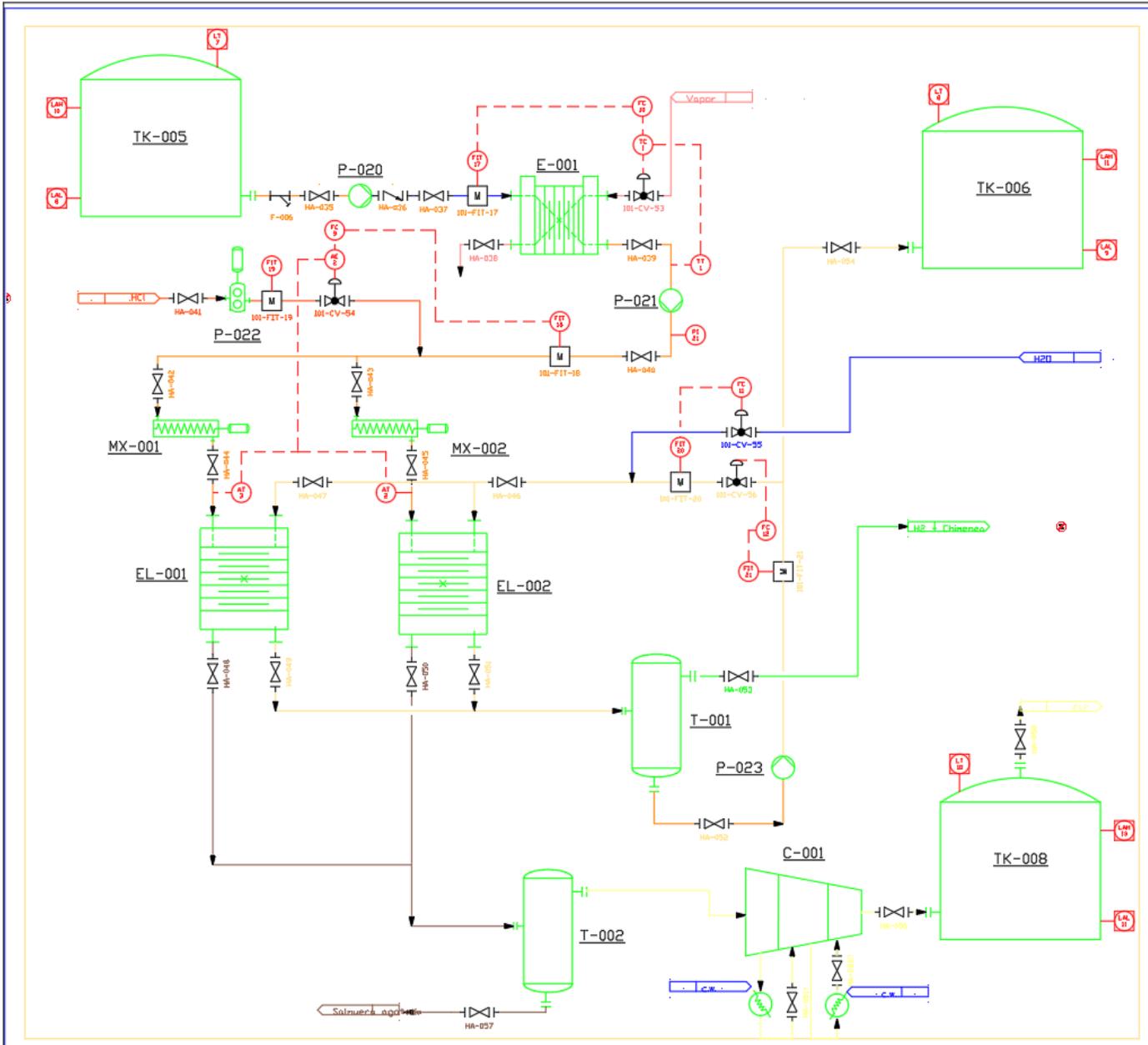
General Notes		
P-000___Bomba		
FT-000___Filtros de Bujias		
RI-000___Resinas Intercambio Iónico		
M-000___Motor Vibrador		
V-000___Depósito de mezcla		
TK-000___Tanque de Almacenamiento		
HA-000___Válvula manual		
CV-000___Válvula automática		
No.	Revisión	Fecha

Número del Plano  
**P&ID 003**  
 Pretratamiento y Purificación de la Salmuera

Nombre del Proyecto  
 Diseño de Planta de Fabricación de KOH por Electrodiálisis  
 Curso 21/22

Área 100	Firma 
Número Plano P&ID 003	
Autor Plácido Siria López	

### **3.2.2. Electrólisis de la salmuera**



Notas Generales

- P-000\_\_\_Bomba
- EL-000\_\_\_Electrolizador
- MX-000\_\_\_Mezclador
- TK-000\_\_\_Tanque de Almacenamiento
- T-000\_\_\_Separador Flash
- HA-000\_\_\_Válvula manual
- CV-000\_\_\_Válvula automática

- Agua
- Salmuera
- HCl
- Lodos
- H2
- Cl2
- Vapor
- KOH

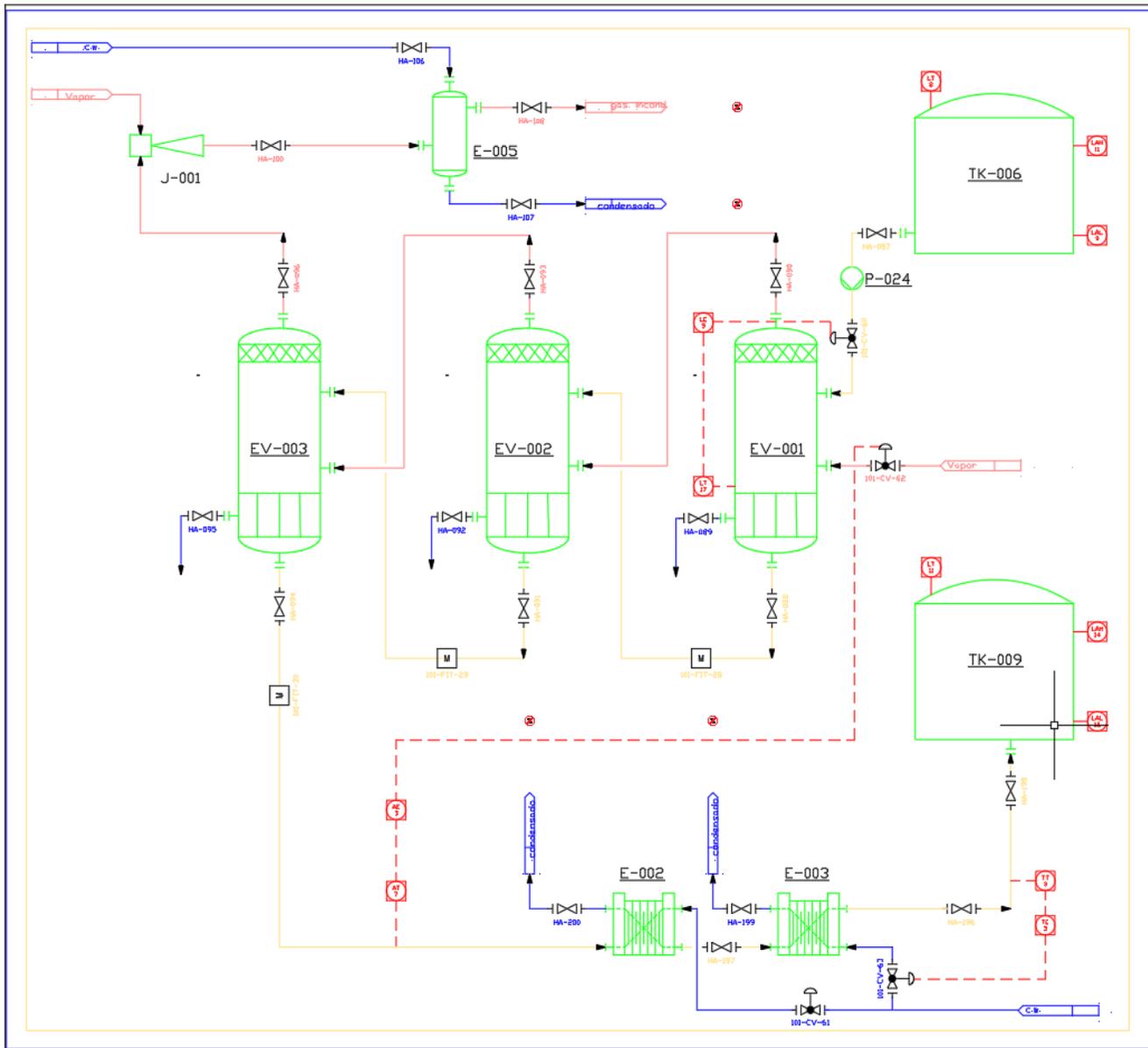
No.	Revision	Fecha

Nombre Plano  
**P&ID 004**  
Electrólisis de la Salmuera

Nombre Proyecto  
Diseño de Planta de Fabricación de KOH por Electrodiálisis  
Curso 21/22

Área 100	Firma
Numero plano P&ID 003	
Autor Plácido Siria López	

### **3.2.3. Tratamiento y purificación KOH**



Notas Generales		
P-000	___	Bomba
EV-000	___	Evaporador
E-000	___	Intercambiador de calor
J-000	___	Eyector
TK-000	___	Tanque de Almacenamiento
HA-000	___	Válvula manual
CV-000	___	Válvula automática

- Agua
- KDH
- Vapor

No.	Revisión	Fecha

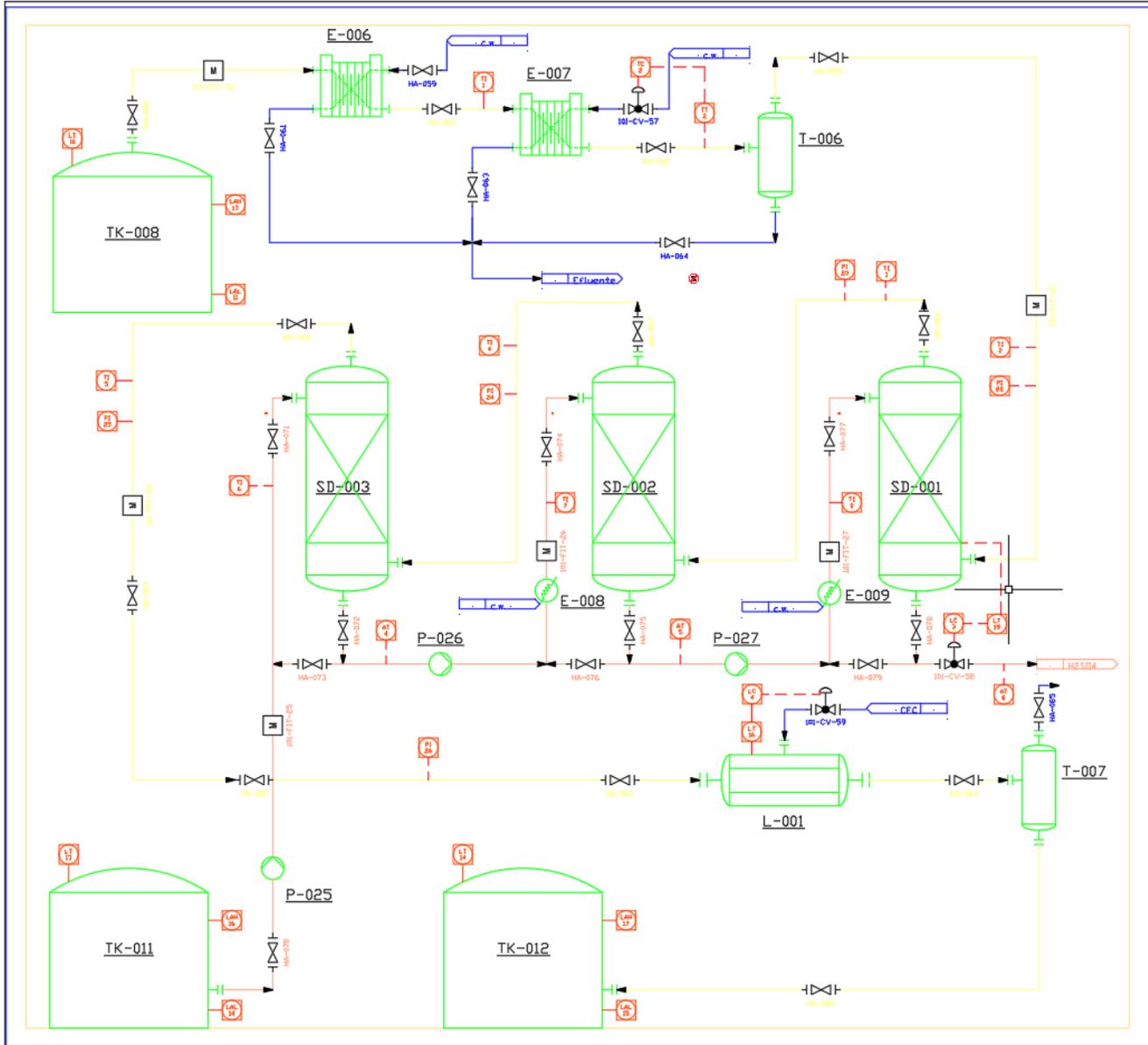
Nombre Plano  
**P&ID 005**  
 Tratamiento y  
 purificación  
 de KDH

Nombre Proyecto  
 Diseño de Planta de  
 Fabricación de KDH  
 por Electrodialisis  
 Curso 21/22

Area 100	Firma
Numero Plano P&ID 005	
Autor Plácida Siria López	

### **3.2.4. Tratamiento y purificación Cl<sub>2</sub>**

#### **3.2.4.1. Obtención como producto: Cloro gaseoso.**



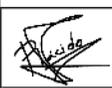
Notas Generales		
P-000	Bomba	
E-000	Intercambiador	
SD-000	Secador	
C-000	Compresor	
L-000	Licuefactor	
TK-000	Tanque de Almacenamiento	
T-000	Separador Flash	
HA-000	Válvula manual	
CV-000	Válvula automática	

→ Agua	→ Efluente
→ H2SO4	→ CFC
→ Cl2	

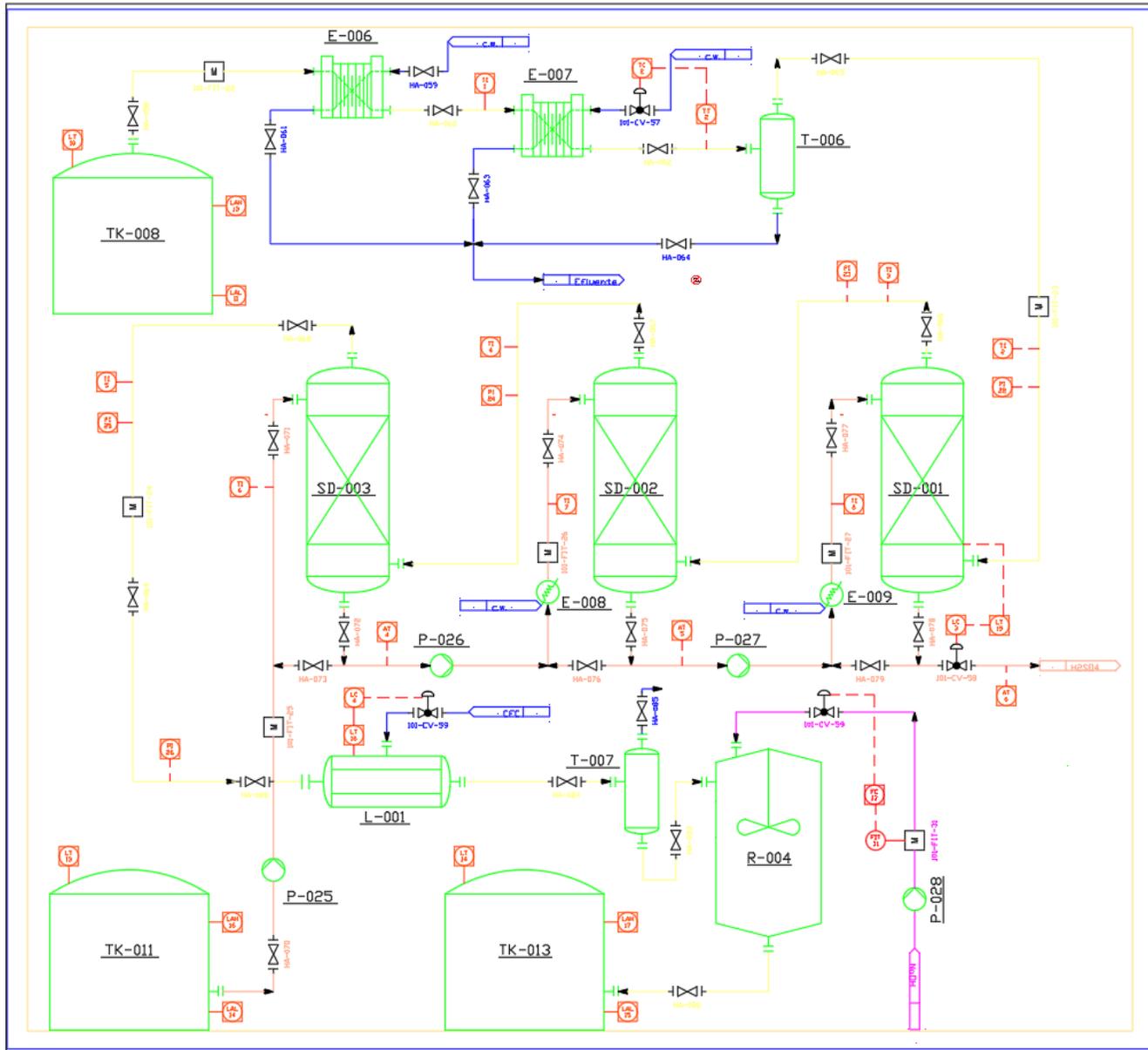
No.	Revisión	Fecha

Nombre Plano  
**P&ID 007**  
 Tratamiento y purificación de Cl2

Nombre Proyecto  
 Diseño de Planta de Fabricación de KDH por Electrolísis  
 Curso 21/22

Area 100	Firma
Numero Plano P&ID 007	
Autor Plácido Siria López	

### **3.2.4.2. Obtención como producto:Hipoclorito de sodio**



Notas Generales

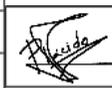
- P-000\_\_\_Bomba
- E-000\_\_\_Intercambiador
- SD-000\_\_\_Secador
- R-000\_\_\_Clarificador
- TK-000\_\_\_Tanque de Almacenamiento
- L-000\_\_\_Licuefactor
- T-000\_\_\_Separador Flash
- HA-000\_\_\_Válvula manual
- CV-000\_\_\_Válvula automática

- Agua
- H2SO4
- Cl2
- Efluente
- CFC

Nc.	Revisión	Fecha

Número del Plano  
**P&ID 007**  
 Tratamiento y purificación de Cl2

Número del Proyecto  
 Diseño de Planta de Fabricación de KOH por Electrodiálisis  
 Curso 21/22

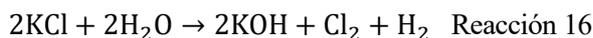
Area 100	Firma
Número de Plano P&ID 007	
Autor Plácida Siria López	

# 4. MEMORIA DE CÁLCULO

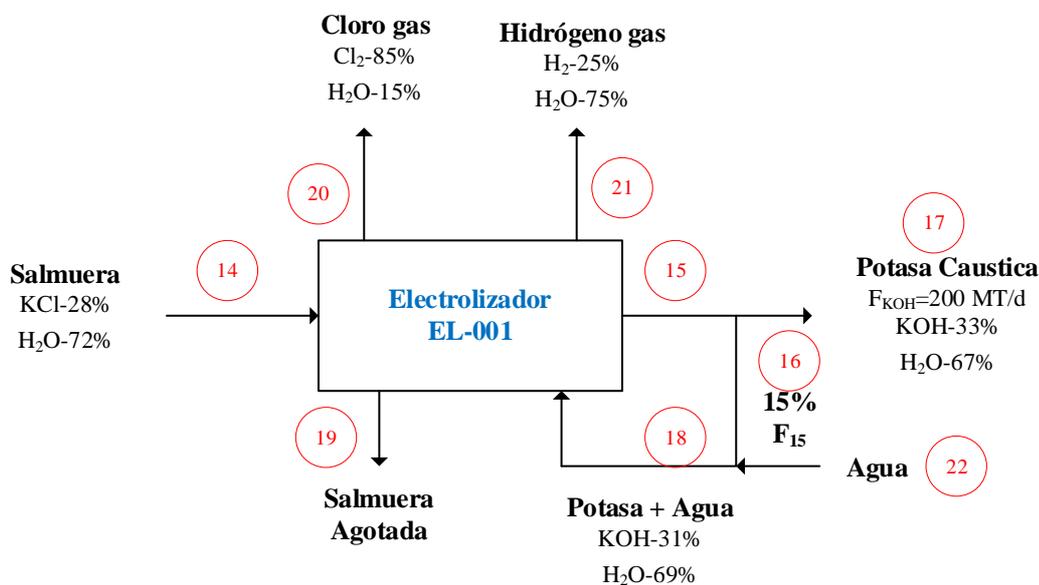
## 4.1. Balance de Materia

### 4.1.1. Electrolizador EL-001

En primer lugar, la resolución y desarrollo del balance de materia se realiza en el electrolizador, etapa principal del proceso productivo de KOH, donde se origina la reacción química electrolítica.



En la siguiente figura se muestran las bases de partida y especificaciones necesarias para completar el balance de materia.



*Figura 25. BM Electrolizador*

A continuación, se muestran la reacción principal, así como las ecuaciones necesarias para resolver el balance:

$$m_{17} = 200 \cdot \left(\frac{1000}{24}\right)$$

$$m_{16} = 0,15 \cdot m_{15}$$

$$m_{15} = m_{16} + m_{17}$$

$$m_{16} + m_{22} = m_{18}$$

$$m_{16} \cdot x_{\text{h}_2\text{o}} + m_{22} = m_{18} \cdot x_{\text{h}_2\text{o}}$$

$$F_{Cl2_{20}} = \frac{F_{KOH_{17}}}{2}$$

$$F_{H2_{21}} = \frac{F_{KOH_{17}}}{2}$$

$$F_{KCl_{14}} = \frac{F_{KOH_{17}}}{ef}$$

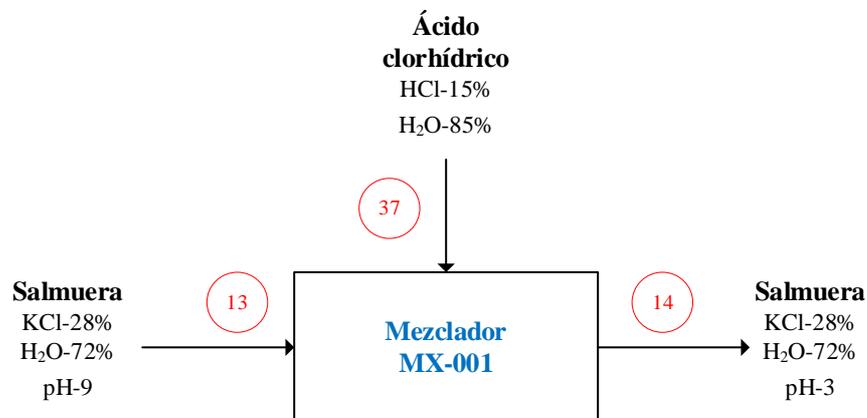
$$F_{KCl_{19}} = F_{KCl_{14}} - F_{KOH_{17}}$$

$$F_{H2O_{19}} = F_{H2O_{14}} + F_{H2O_{18}} - F_{H2O_{20}} - F_{H2O_{21}} - F_{H2O_{15}}$$

Dónde:

- $F_i$  – Caudal expresado en kmol/h
- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $pm_i$  – Peso molecular componente en kg/kmol
- $ef$  – Eficiencia de la membrana, 55%
- $x_i$  – Composición másica del componente, expresado en tanto por uno

#### 4.1.2. Mezclador MX-001



**Figura 26.** BM Mezclador MX-001

$$m_{hcl} = (c_{h+f} - c_{h+o}) \cdot \frac{pm_{hcl}}{10^{-3}} \cdot V_{dis} \cdot \left( \frac{1}{x_{hcl}} \right)$$

$$V_{dis} = \frac{m_{h2o_{13}}}{rho_{h2o}} + \frac{m_{kcl_{13}}}{rho_{kcl}}$$

$$m_{14} = m_{13} + m_{23}$$

$$m_{14} = m_{h2o_{13}} + m_{kcl_{13}}$$

Dónde:

- $V_{dis}$  – Volumen de la disolución (L/h)
- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $pm_i$  – Peso molecular componente en kg/kmol
- $\rho_{oi}$  – Densidad del componente ( $kg/m^3$ )
- $x_i$  – Composición másica del componente, expresado en tanto por uno
- $c_{H^+}$  – Concentración protones inicial y final (mol/L)

#### 4.1.3. Filtros de bujías y resinas de intercambio iónico

En estas etapas de pretratamiento y purificación de la salmuera no existen grandes variaciones en las composiciones de las corrientes de entrada-salida, dichas variaciones son del orden de ppm en aquellos componentes indeseables presentes en la salmuera.

Por lo tanto, se pueden asumir los flujos másicos como constantes en la etapa de filtración (FT-001; FT-002; FT-003) y en la etapa de intercambio iónico (RI-001; RI-002).

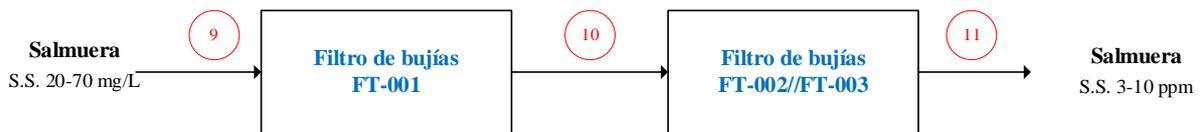


Figura 27. BM Filtros de bujías



Figura 28. BM Resinas de Intercambio Iónico

$$m_9 = m_{10} = m_{11} = m_{12} = m_{13}$$

#### 4.1.4. Skid ósmosis inversa

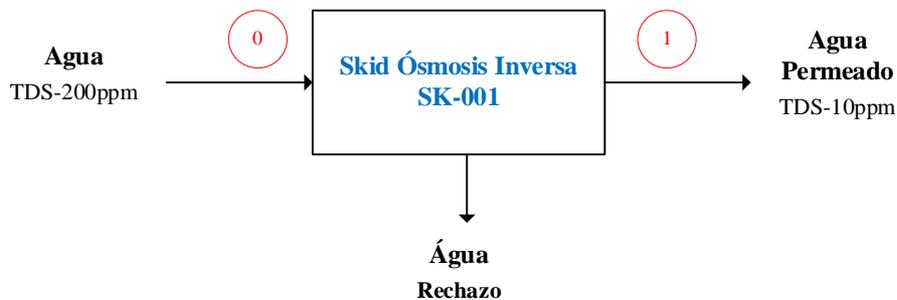


Figura 29. BM Skid Ósmosis Inversa

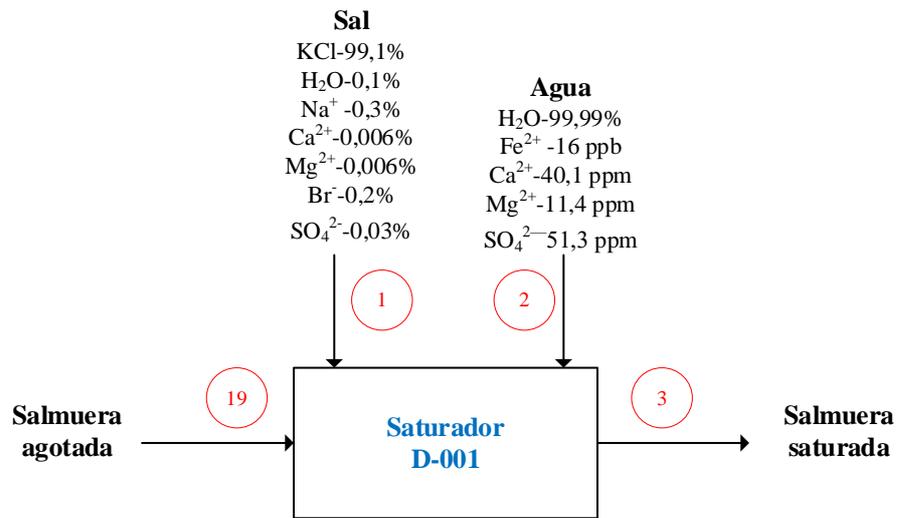
$$F_0 = F_1 + F_{Rechazo}$$

$$\eta = \frac{F_1}{F_0}$$

Dónde:

- $F_i$  – Caudal expresado en kmol/h
- $\eta$  – Tasa de recuperación. Se ha tomado 0,85.

#### 4.1.5. Saturador de Salmuera D-001



**Figura 30.** BM Saturador D-001

$$m_{19} + m_1 + m_2 = m_3$$

$$m_{h2o_{19}} + m_{h2o_2} + m_{h2o_1} = m_{h2o_3}$$

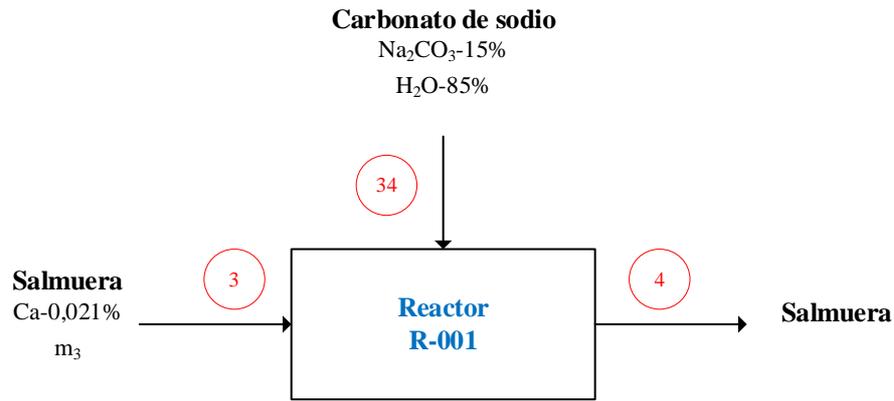
$$m_{kcl_{19}} + m_{kcl_1} = m_{kcl_3}$$

$$m_3 = m_9$$

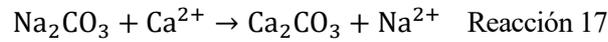
Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h

#### 4.1.6. Reactor R-001



*Figura 31.* BM Reactor R-001



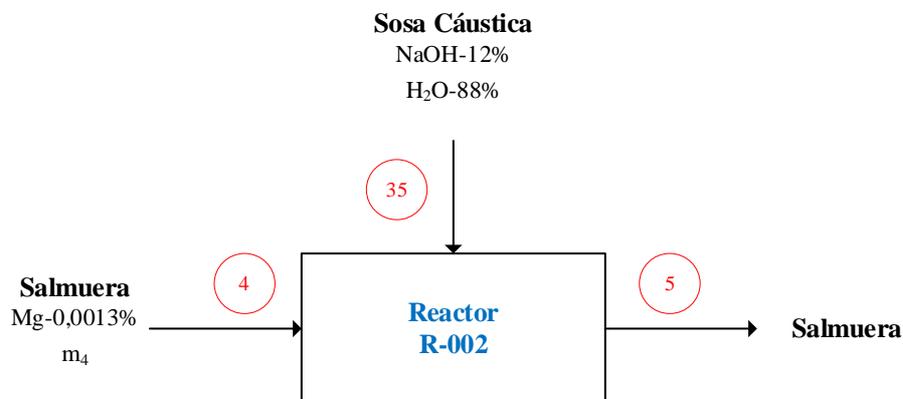
$$m_3 + m_{30} = m_4$$

$$m_{30} = m_3 \cdot x_{\text{Ca}^{2+}} \cdot \left( \frac{\text{pm}_{\text{Na}_2\text{CO}_3}}{\text{pm}_{\text{Ca}^{2+}}} \right) \cdot \left( \frac{1}{x_{\text{Na}_2\text{CO}_3}} \right) \cdot (1 + \text{exc})$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $\text{pm}_i$  – Peso molecular componente en kg/kmol
- $x_i$  – Composición másica del componente, expresado en tanto por uno
- exc – Exceso dosificación química, se toma un 15%

#### 4.1.7. Reactor R-002



*Figura 32.* BM Reactor R-002



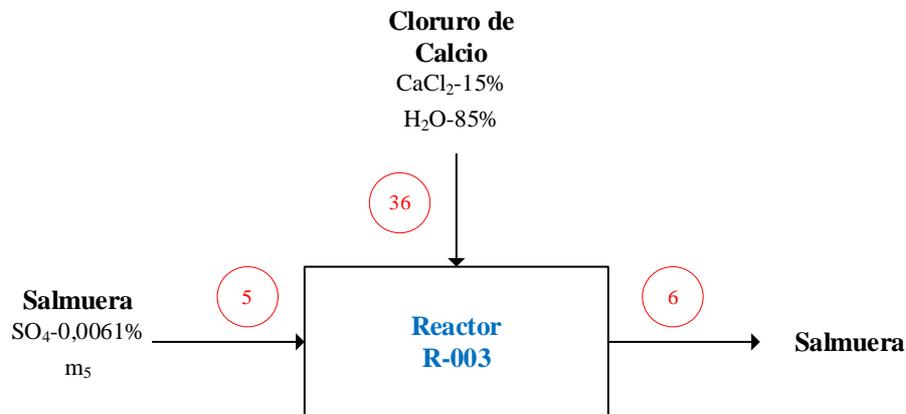
$$m_4 + m_{31} = m_5$$

$$m_{31} = m_4 \cdot x_{Mg^{2+}} \cdot \left( \frac{pm_{NaOH}}{pm_{Mg^{2+}}} \right) \cdot \left( \frac{1}{x_{NaOH}} \right) \cdot (1 + exc)$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $pm_i$  – Peso molecular componente en kg/kmol
- $x_i$  – Composición másica del componente, expresado en tanto por uno
- $exc$  – Exceso dosificación química, se toma un 15%

#### 4.1.8. Reactor R-003



**Figura 33.** BM Reactor R-003



$$m_5 + m_{32} = m_6$$

$$m_{32} = m_5 \cdot x_{SO_4} \cdot \left( \frac{pm_{CaCl_2}}{pm_{SO_4}} \right) \cdot \left( \frac{1}{x_{CaCl_2}} \right) \cdot (1 + exc)$$

Siendo:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $pm_i$  – Peso molecular componente en kg/kmol
- $x_i$  – Composición másica del componente, expresado en tanto por uno
- $exc$  – Exceso dosificación química, se toma un 15%

#### 4.1.9. Evaporadores multiefecto EV-001, EV-002, EV-003

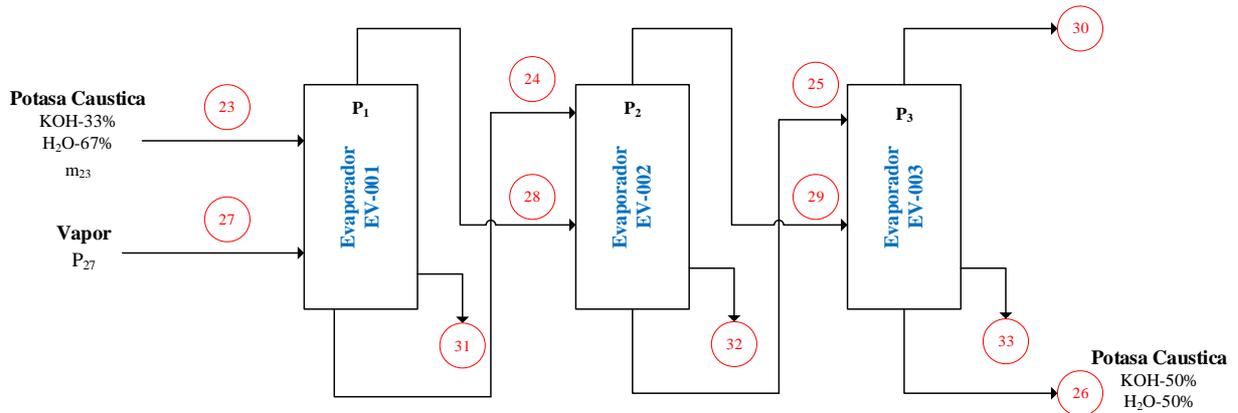


Figura 34. Evaporadores Multiefecto EV-001; 002; 003

Balance de materia global y por componentes:

$$m_{23} = m_{26} + m_t$$

$$m_t = m_{28} + m_{29} + m_{30}$$

$$m_{\text{koh}_{23}} = m_{\text{koh}_{26}}$$

Balance de materia global y por componentes primer efecto:

$$m_{23} = m_{24} + m_{28}$$

$$m_{27} = m_{31}$$

$$m_{28} = \frac{m_t}{3}$$

$$m_{\text{koh}_{23}} = m_{\text{koh}_{24}}$$

Balance de materia global y por componentes segundo efecto:

$$m_{24} = m_{25} + m_{29}$$

$$m_{28} = m_{32}$$

$$m_{29} = \frac{m_t}{3}$$

$$m_{\text{koh}_{24}} = m_{\text{koh}_{25}}$$

Balance de materia global y por componentes tercer efecto:

$$m_{25} = m_{26} + m_{30}$$

$$m_{29} = m_{33}$$

$$m_{29} = \frac{m_t}{3}$$

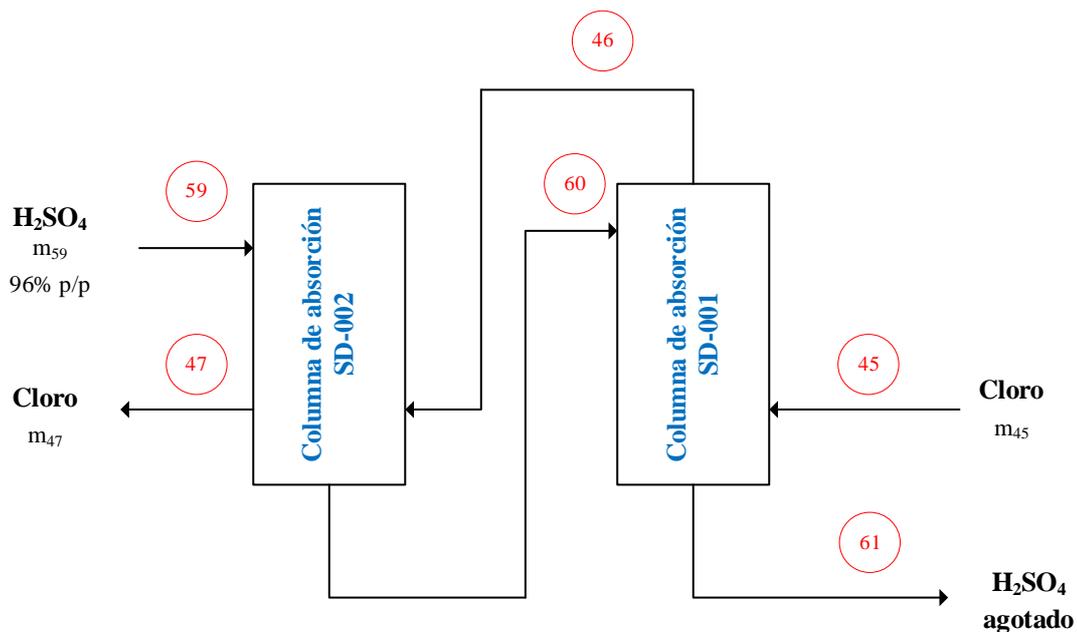
$$m_{\text{koh}_{25}} = m_{\text{koh}_{26}}$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h

#### 4.1.10. Columnas de absorción SD-01, SD-02, SD-03

Tras el proceso electrolítico, el cloro es sometido a una secuencia de procesos y etapas con objeto de purificar dicho producto como se detalló anteriormente en el apartado 3.1.4. Una de estas etapas, corresponde al proceso de secado mediante un tren de columnas de absorción. En esta planta de KOH se opera con dos columnas de forma continua, permitiendo un tercer paso para condiciones operativas que sean requeridas (alta humedad, mayor secado requerido, etc...) o para operaciones de mantenimiento en el resto de columnas como se dispuso en la sección 3.1.4.



**Figura 35.** Columnas de absorción SD-001, SD-002

$$\text{Consumo de ácido fresco} = \frac{x_{61}}{x_{59} - x_{61}}$$

$$\text{Relación} \left( \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{mol gas seco}} \right) = \frac{P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} (\text{Ec. Antoine} | T_{45})}{P_T}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}_{45}} = m_{\text{Cl}_{245}} \cdot \text{Relación}$$

$$m_{59} = \text{Consumo de ácido fresco} \cdot m_{\text{H}_2\text{O}_{45}}$$

$$m_{H_2O_{61}} = m_{H_2O_{59}} + m_{H_2O_{45}}$$

$$\text{Relación SD 001} \left( \frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol gas seco}} \right) = \frac{P^{\circ}_{H_2O} (\text{Ec. Antoine})}{P_T}$$

$$m_{H_2O_{46}} = m_{Cl_{245}} \cdot \text{Relación SD 001}$$

$$m_{H_2O_{60}} = m_{H_2O_{61}} - (m_{H_2O_{45}} - m_{H_2O_{46}})$$

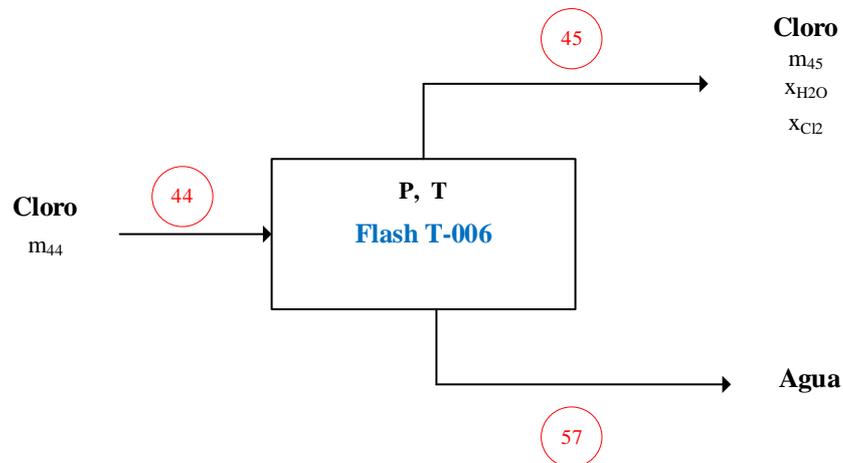
$$\text{Relación SD 002} \left( \frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol gas seco}} \right) = \frac{P^{\circ}_{H_2O} (\text{Ec. Antoine})}{P_T}$$

$$m_{H_2O_{47}} = m_{Cl_{245}} \cdot \text{Relación SD 002}$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $P^{\circ}_i$  – Presión de vapor del componente en bar
- $x_i$  – Composición másica del componente, expresado en tanto por uno

#### 4.1.11. Separador flash T-006



**Figura 36.** Separador flash T-006

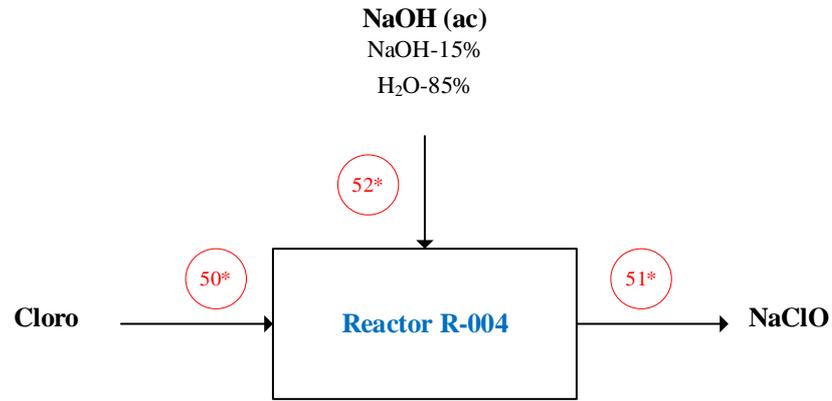
$$m_{44} = m_{45} + m_{57}$$

$$m_{H_2O_{44}} = m_{H_2O_{45}} + m_{H_2O_{57}}$$

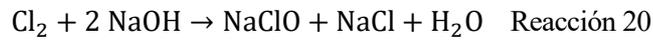
Siendo:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h

#### 4.1.12. Reactor R-004



**Figura 37.** Reactor R-004



$$m_{\text{NaOH}52^*} = m_{\text{Cl}_248^*} \times \frac{2 \times PM_{\text{NaOH}}}{PM_{\text{Cl}_2}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}52^*} = m_{\text{NaOH}52^*} \times \frac{0,85}{0,15}$$

$$m_{52^*} = m_{\text{H}_2\text{O}52^*} + m_{\text{NaOH}52^*}$$

$$m_{\text{NaClO}51^*} = m_{\text{Cl}_248^*} \times \frac{PM_{\text{NaClO}}}{PM_{\text{Cl}_2}}$$

$$m_{\text{NaCl}51^*} = m_{\text{Cl}_248^*} \times \frac{PM_{\text{NaCl}}}{PM_{\text{Cl}_2}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}51^*} = m_{\text{Cl}_248^*} \times \frac{PM_{\text{H}_2\text{O}}}{PM_{\text{Cl}_2}} + m_{\text{H}_2\text{O}52^*}$$

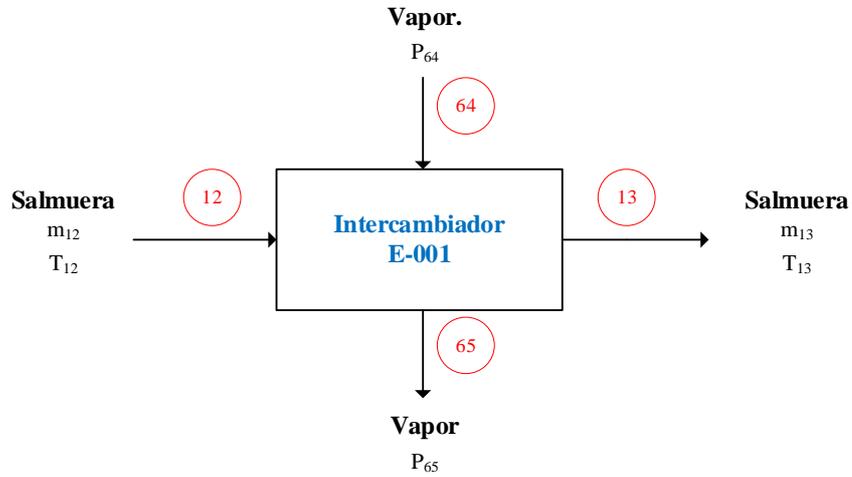
$$m_{51^*} = m_{\text{H}_2\text{O}51^*} + m_{\text{NaCl}51^*} + m_{\text{NaClO}51^*}$$

Siendo:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $PM_i$  – Peso molecular

## 4.2. Balance de Energía

### 4.2.1. Intercambiador de calor E-001



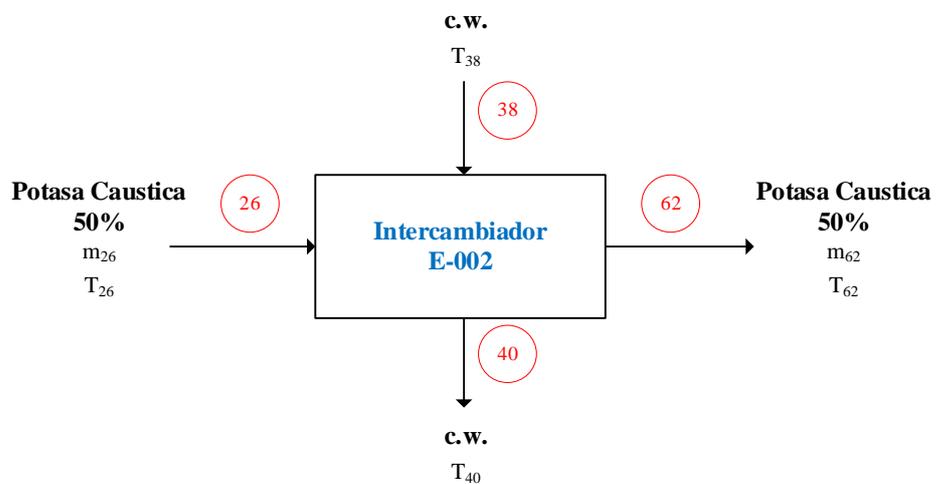
*Figura 38.* Intercambiador E-001

$$m_{12} \cdot cp_{12-13} \cdot (T_{13} - T_{12}) = m_{64} \cdot \Delta H_{vap}$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $cp_i$  – Calor específico del componente, expresado en kJ/kg\*K
- $\Delta H_{vap}$  – Entalpía de vaporización en kJ/kg

### 4.2.2. Intercambiador de calor E-002



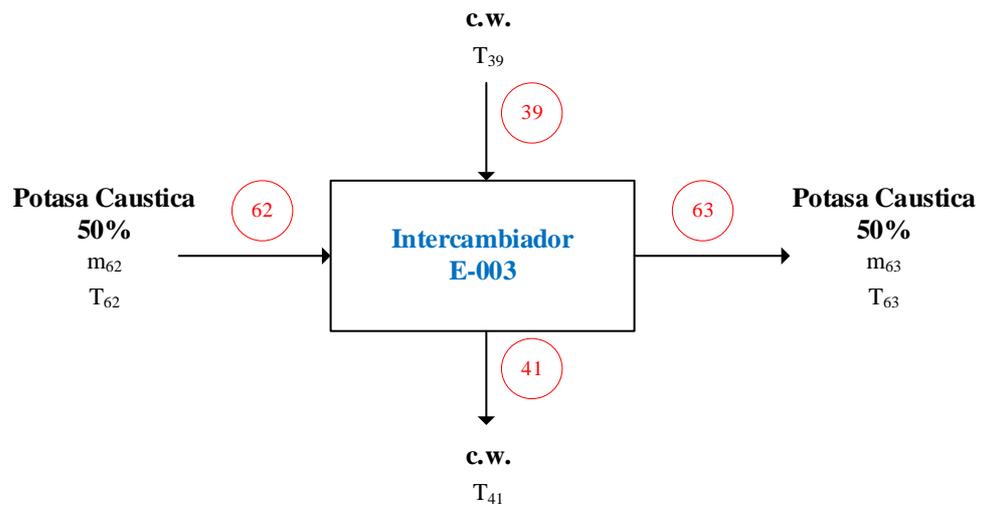
*Figura 39.* Intercambiador E-002

$$m_{26} \cdot cp_{26-62} \cdot (T_{26} - T_{62}) = m_{38} \cdot cp_{38-40} \cdot (T_{40} - T_{38})$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $T_i$  – Temperatura en °C
- $cp_i$  – Calor específico del componente, expresado en kJ/kg·K

#### 4.2.3. Intercambiador de calor E-003



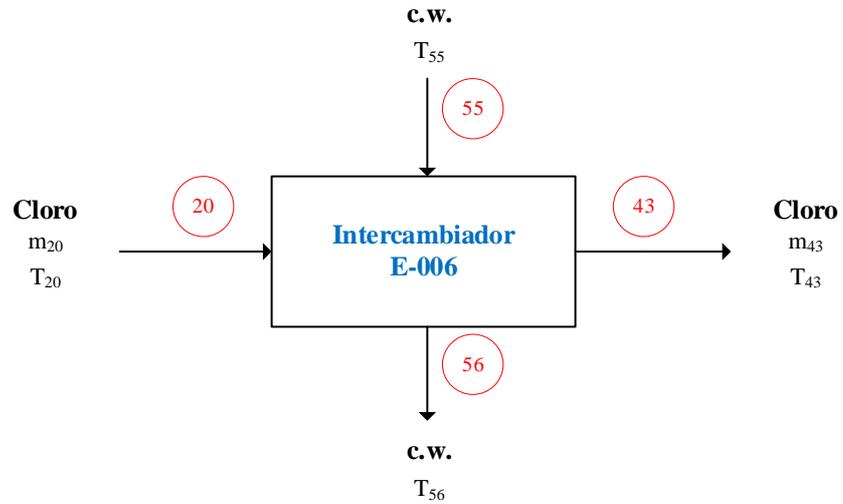
**Figura 40.** Intercambiador E-003

$$m_{62} \cdot cp_{62-63} \cdot (T_{62} - T_{63}) = m_{39} \cdot cp_{39-41} \cdot (T_{41} - T_{39})$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $T_i$  – Temperatura en °C
- $cp_i$  – Calor específico del componente, expresado en kJ/kg·K

#### 4.2.4. Intercambiador de calor E-006



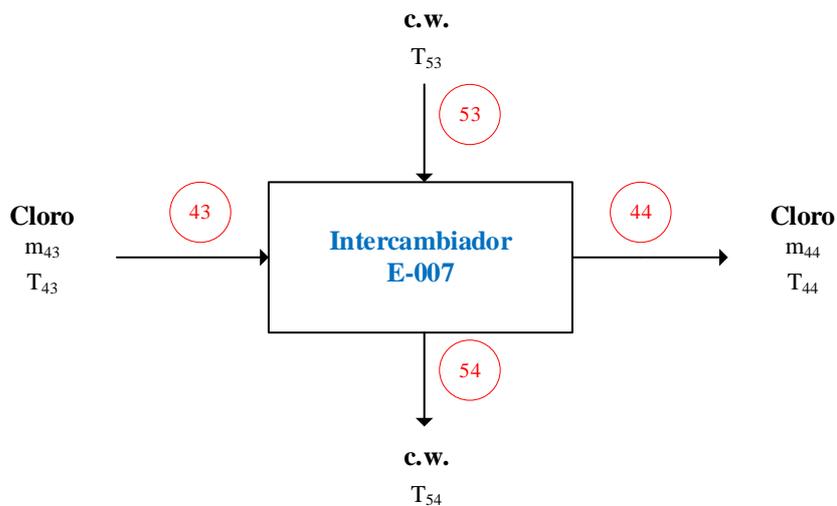
*Figura 41.* Intercambiador E-006

$$m_{43} \cdot cp_{20-43} \cdot (T_{20} - T_{43}) = m_{55} \cdot cp_{55-56} \cdot (T_{56} - T_{55})$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $T_i$  – Temperatura en °C
- $cp_i$  – Calor específico del componente, expresado en kJ/kg·K

#### 4.2.5. Intercambiador de calor E-007



*Figura 42.* Intercambiador E-007

$$m_{43} \cdot cp_{43-44} \cdot (T_{43} - T_{44}) = m_{53} \cdot cp_{53-54} \cdot (T_{53} - T_{54})$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $T_i$  – Temperatura en °C
- $cp_i$  – Calor específico del componente, expresado en kJ/kg·K

#### 4.2.6. Evaporadores multiefecto EV-001, EV-002, EV-003

De acuerdo a la regla de Duhring se conoce que la presión de vapor de la disolución es menor que la del disolvente puro a la misma temperatura y, por lo tanto, eso se traduce en un aumento en el punto de ebullición respecto al que tendría el agua pura. Por lo tanto, para realizar el balance de energía en los distintos evaporadores es necesario determinar la temperatura de ebullición de la solución de KOH en los distintos pasos. En la Figura 43 se observa la relación entre estas propiedades de forma gráfica.

- Realizando balances de energía en cada evaporador se obtienen las siguientes expresiones:

$$m_{27} \cdot \lambda_{27} + m_{23} \cdot cp_{23} \cdot (T_{23} - T_{ref}) = m_{24} \cdot cp_{24} \cdot (T_{24} - T_{ref}) + m_{28} \cdot [cp_{28} \cdot (T_{28} - T_{ref}) + \lambda_{28}]$$

$$m_{28} \cdot \lambda_{28} + m_{24} \cdot cp_{24} \cdot (T_{24} - T_{ref}) = m_{25} \cdot cp_{25} \cdot (T_{25} - T_{ref}) + m_{29} \cdot [cp_{29} \cdot (T_{29} - T_{ref}) + \lambda_{29}]$$

$$m_{29} \cdot \lambda_{29} + m_{25} \cdot cp_{25} \cdot (T_{25} - T_{ref}) = m_{26} \cdot cp_{26} \cdot (T_{26} - T_{ref}) + m_{30} \cdot [cp_{30} \cdot (T_{30} - T_{ref}) + \lambda_{30}]$$

- Por definición de las diferencias de temperatura:

$$\Delta T_U = T_{27} - T_{s3ideal} - \sum_{i=1}^3 (T_{si} - T_{siideal})$$

$$\Delta T_1 = \Delta T_2 = \Delta T_3 = \frac{\Delta T_U}{3}$$

$$\Delta T_1 = T_{27} - T_{24}$$

$$T_{28} = T_{24} - (T_{s1} - T_{s1ideal})$$

$$\Delta T_2 = T_{28} - T_{25}$$

$$T_{29} = T_{25} - (T_{s2} - T_{s2ideal})$$

$$\Delta T_3 = T_{29} - T_{26}$$

$$T_{30} = T_{26} - (T_{s3} - T_{s3ideal})$$

- Calor en cada evaporador:

$$Q_1 = m_{27} \cdot \lambda_{27}$$

$$Q_2 = m_{28} \cdot \lambda_{28}$$

$$Q_3 = m_{29} \cdot \lambda_{29}$$

- El cálculo de las áreas de transferencia es necesario para determinar la desviación típica. Si este valor es superior al 10% es necesario realizar un proceso iterativo del balance de energía corrigiendo  $\Delta T_i$  según la siguiente ecuación:

$$A_i = \frac{Q_i}{U_i \cdot \Delta T_i}$$

$$\Delta T_{i,corr} = \Delta T_i \cdot \frac{A}{A_{media}}$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $T_i$  – Temperatura en °C.  $T_{ref}=25^\circ\text{C}$
- $cp_i$  – Calor específico del componente, expresado en kJ/kg·K
- $\lambda_i$  – Entalpía de vaporización expresado en kJ/kg.
- $Q_i$  – Calor intercambiado en evaporador i, expresado en kW.
- $A_i$  – Área de transferencia en evaporador i, expresado en m<sup>2</sup>.
- $U_i$  – Coeficiente global de transferencia, expresado en W/m<sup>2</sup>·K. Se toma  $U=2.500$  en cada evaporador.

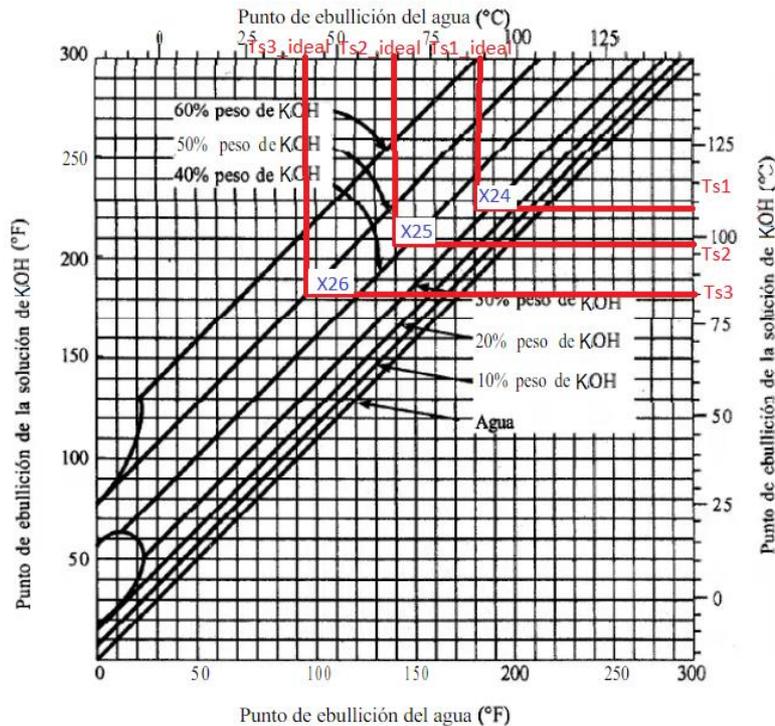
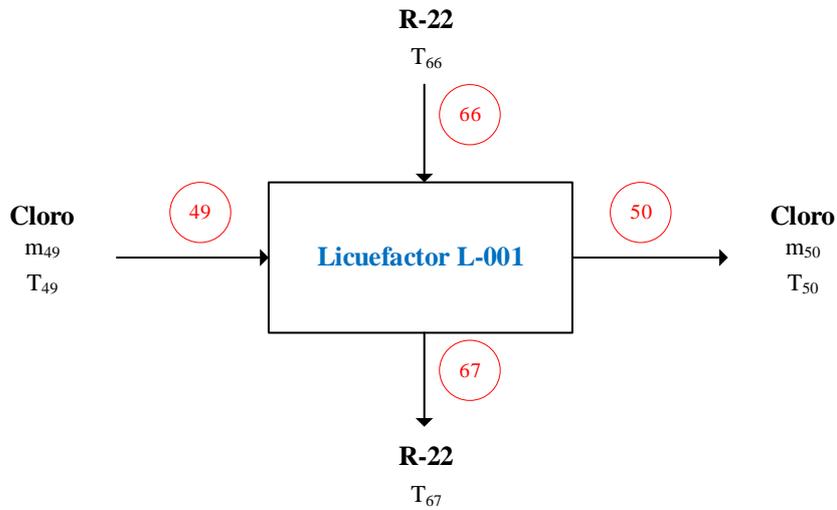


Figura 43. Diagrama de Dühring solución KOH

#### 4.2.7. Licuefactor L-001



**Figura 44.** Intercambiador L-001

$$m_{49} \cdot [c_{p49-50} \cdot (T_{49} - T_{50}) + \Delta H_{vap}] = m_{66} \cdot \Delta H_{vap}$$

Dónde:

- $m_i$  – Caudal expresado en kg/h
- $T_i$  – Temperatura en °C
- $c_{p_i}$  – Calor específico del componente, expresado en kJ/kg·K
- $\Delta H_{vap}$  – Entalpía de vaporización en kJ/kg

### **4.3. Tablas de resultados**

**Tabla 8.** Tabla de Resultados L1-15

<b>N° Corriente</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>
<b>T (°C)</b>	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	60	60	80
<b>P (bar)</b>	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
<b>Fracción vapor</b>	(s)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	11.173	20.665	71.881	71.881	71.881	71.881	71.881	71.881	71.881	71.881	71.881	71.881	71.881	71.896	29.709
<b>ρ (kg/m3)</b>	1.980	1.000	1.277	1.277	1.277	1.277	-	1.277	1.277	1.277	1.277	1.277	1.277	1.277	1.343
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	5,64	20,67	56,29	56,29	56,29	56,29	(indet)	56,29	56,29	56,29	56,29	56,29	56,29	56,30	22,12
<b>Composición de las corrientes</b>															
<b>KCl</b>	0,99	-	0,28	0,28	0,28	0,28	-	0,28	0,28	0,28	0,28	0,28	0,28	0,28	-
<b>H<sub>2</sub>O</b>	1E-03	0,99	0,72	0,72	0,72	0,72	-	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,67
<b>KOH</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,33
<b>Cl<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>HCl</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>NaOH</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>CaCl<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Impurezas</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mg<sup>2+</sup></b>	6E-05	1E-05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>SO<sub>4</sub><sup>2-</sup></b>	3E-03	5E-05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Ca<sup>2+</sup></b>	6E-05	4E-05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla 9.** Tabla de Resultados L16-30

<b>N° Corriente</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>	<b>29</b>	<b>30</b>
<b>T (°C)</b>	80	80	80	80	80	80	80	80	152	120,3	79,5	168,4	133,3	93,12	42,27
<b>P (bar)</b>	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	7,6	0,65	0,25	0,07
<b>Fracción vapor</b>	0	0	0	0	1	1	0	0	0	0	0	1	1	1	1
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	4.457	25.252	4744	40144	6194,1	594,1	287,5	25.252	22.390	19.528	16.666	3.765	2.844	2.832	2.909
<b>ρ (kg/m3)</b>	1.343	1.343	1.322	1.214	3	1	1.000	1343	1385	1447	1520	4	0	0	0
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	3,32	18,80	3,59	33,07	2.158,22	769,06	0,29	18,80	16,17	13,49	10,96	941,25	8.125,71	18.880	58.180
<b>Composición de las corrientes</b>															
<b>KCl</b>	-	-	-	0,23	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,67	0,67	0,69	0,77	0,15	0,75	1	0,67	0,63	0,57	0,5	1	1	1	1
<b>KOH</b>	0,33	0,33	0,31	-	-	-	-	0,33	0,37	0,43	0,5	-	-	-	-
<b>Cl<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	0,85	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	0,25	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>HCl</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>NaOH</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>CaCl<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Impurezas</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Mg<sup>2+</sup></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>SO<sub>4</sub><sup>2-</sup></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Ca<sup>2+</sup></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla 10.** Tabla de Resultados L31-45

<b>N° Corriente</b>	<b>31</b>	<b>32</b>	<b>33</b>	<b>34</b>	<b>35</b>	<b>36</b>	<b>37</b>	<b>38</b>	<b>39</b>	<b>40</b>	<b>41</b>	<b>42</b>	<b>43</b>	<b>44</b>	<b>45</b>
<b>T (°C)</b>	168,4	88	93,12	25	25	25	25	25	25	40	40	80	16	16	16
<b>P (bar)</b>	7,6	0,65	0,25	1	1	1	1	1	1	1	1	4	4	4	4
<b>Fracción vapor</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	3.765	2.844	2.832	30	14	39	15,1	18.243	182.43	18.243	18.243	6.194	6.194	6.194	5.360,8
<b>ρ (kg/m3)</b>	901	971	980	1.231	1.136	1.173	1.073	997	997	992	992	3	3	3	3
<b>Flujo vol. (m3/h)</b>	4,18	2,93	2,89	0,02	0,01	0,03	0,01	18,31	18,31	18,39	18,39	482	1.930	1.930	1.670
<b>Composición de las corrientes</b>															
<b>KCl</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H2O</b>	1	1	1	0,85	0,88	0,85	0,85	1,00	1,00	1,00	1,00	0,15	0,15	0,15	0,02
<b>KOH</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Cl2</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,85	0,85	0,85	0,98
<b>H2</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>HCl</b>	-	-	-	-	-	-	0,15	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>NaOH</b>	-	-	-	-	0,12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Na2CO3</b>	-	-	-	0,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>CaCl2</b>	-	-	-	-	-	0,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H2SO4</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla 11.** Tabla de Resultados L46-61

<b>N° Corriente</b>	<b>46</b>	<b>47</b>	<b>48</b>	<b>49</b>	<b>50</b>	<b>51*</b>	<b>52*</b>	<b>53</b>	<b>54</b>	<b>55</b>	<b>56</b>	<b>57</b>	<b>58</b>	<b>59</b>	<b>60</b>
<b>T (°C)</b>	16	16	16	1,8	1,8	16	25	5	20	25	40	16	25	35	35
<b>P (bar)</b>	4	4	4	4	4	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
<b>Fracción vapor</b>	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	5.268	5.265	5.265	5.265	5.265	44.221	39.549	1.166	1.166	1.989	1.989	833,3	3.988,3	415,2	418,17
<b>ρ (kg/m3)</b>	3	3	3	3	3	1300	1169,5	1.000	998	997	992	999	996	1.840	1.840
<b>Flujo vol. (m3/h)</b>	1.641,11	1.640,19	1.640,19	1.640,19	1.640,19	34,02	33,82	1,17	1,17	2,00	2,01	0,83	4,00	0,23	0,23
<b>Composición de las corrientes</b>															
<b>KCl</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H2O</b>	0	0	0	0	0	0,8	0,85	1	1	1	1	1	1	0,04	0,05
<b>KOH</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Cl2</b>	1	1	1	1	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H2</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>HCl</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>NaOH</b>	-	-	-	-	-	-	0,15	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Na2CO3</b>	-	-	-	-	-	0,07	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>CaCl2</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>H2SO4</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,96	0,95
<b>NaClO</b>	-	-	-	-	-	0,13	-	-	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla 12.** Tabla de Resultados L62-67

<b>N° Corriente</b>	<b>61</b>	<b>62</b>	<b>63</b>	<b>64</b>	<b>65</b>	<b>66</b>	<b>67</b>
<b>T (°C)</b>	35	54,75	30	120,2	120,2	-15	-15
<b>P (bar)</b>	1	1	1	2	2	3	3
<b>Fracción vapor</b>	0	0	0	1	0	0	1
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	511	16.666	16.666	4.525	4.525	7.172	7.172
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	1700	1.520	1.520	1	943	1.190	4,7
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	0,3	10,96	10,96	3.969,30	4,80	6,03	508,7
<b>Composición de las corrientes</b>							
<b>KCl</b>	-	-	-	-	-	-	-
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,22	0,5	0,5	1	1	-	-
<b>KOH</b>	-	0,5	0,5	-	-	-	-
<b>Cl<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-
<b>H<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-
<b>HCl</b>	-	-	-	-	-	-	-
<b>NaOH</b>	-	-	-	-	-	-	-
<b>Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-
<b>CaCl<sub>2</sub></b>	-	-	-	-	-	-	-
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	0,78	-	-	-	-	-	-
<b>R-22</b>	-	-	-	-	-	1	1

#### 4.4. Diseño de equipos

##### 4.4.1. Skid de ósmosis inversa

El Skid de osmosis inversa tal y como se describió en el apartado 3.2.1 cuenta con los siguientes equipos principales:

- Filtro de arena.
- Filtro de carbón activo.
- Membranas de ósmosis inversa.

**Tabla 13.** Condiciones operativas E-S Skid ósmosis.

N° Corriente	0	1	Rechazo
T (°C)	25	25	25
P (bar)	1	1	1
Flujo mas. (kg/h)	24.312	20.665	3.647
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	1000	1000	1000
Flujo vol. (m <sup>3</sup> /h)	24,3	20,7	3,7

Este conjunto de equipos se ha seleccionado tomando como base de partida las condiciones operativas mostradas en la Tabla 13. A su vez, asumiendo criterios de futuras ampliaciones o mayor capacidad productiva se toma un coeficiente de seguridad del 15% para el dimensionado de los equipos. Tras realizar una búsqueda bibliográfica se ha seleccionado el sistema de ósmosis inversa de la compañía *Rittmeyer* de un caudal de agua bruta de 30 m<sup>3</sup>/h.

- Filtro de arena.

**Tabla 14.** Diseño filtro de arena.

Parámetros	Valor
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	30
T (°C)	10-30
D (m)	2,1
H <sub>Cilindro</sub> (m)	2,2
H <sub>Total</sub> (m)	3,4
Unidades	1
Material	Acero al carbono St 37-2 con revestimiento epoxi

- Filtro de carbon activo.

*Tabla 15.* Diseño filtro de carbón activo.

<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>
<b>Caudal (m<sup>3</sup>/h)</b>	30
<b>Velocidad filtración (m/h)</b>	19,9
<b>T (°C)</b>	10-30
<b>D (m)</b>	1,6
<b>H<sub>Cilindro</sub> (m)</b>	2,5
<b>H<sub>Total</sub> (m)</b>	3,8
<b>Unidades</b>	1
<b>Material</b>	Acero al carbono St 37-2 con revestimiento epoxi

- Ósmosis Inversa.

*Tabla 16.* Diseño ósmosis inversa.

<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>
<b>Caudal ent. max (m<sup>3</sup>/h)</b>	30
<b>Caudal perm. (m<sup>3</sup>/h)</b>	25,5
<b>Caudal conc. (m<sup>3</sup>/h)</b>	4,5
<b>Tasa de recuperación (%)</b>	85
<b>Conductividad salida (μS/cm)</b>	10
<b>Nº conducciones bajo presión</b>	6
<b>Nº membranas</b>	30
<b>Tipo de membrana</b>	BW30-400-IG

#### 4.4.2. Silos de almacenamiento

Los silos de almacenamiento de sal (KCl) de la planta de hidróxido de potasio serán alimentados mediante una estación de descarga automática de Big-Bags. El diseño se realizará según el siguiente procedimiento:

1. Capacidad de almacenamiento. Como base de partida para el cálculo de la capacidad de almacenamiento se toma 8h/silo. El número de silos de almacenamiento serán 2 con objeto de prevenir paradas productivas en el caso de averías o tareas de mantenimiento.

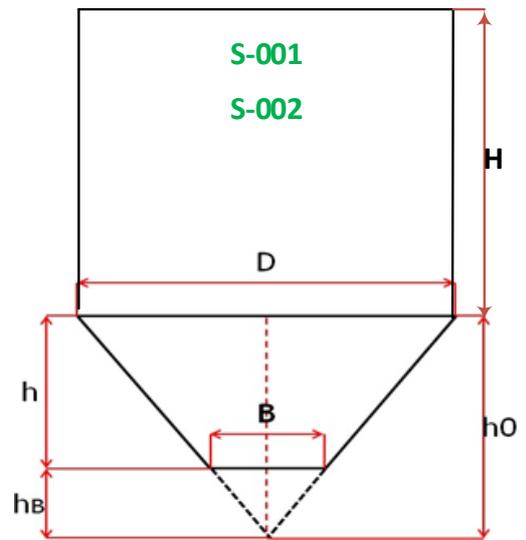
*Tabla 17.* Capacidad silo

<b>N° Corriente</b>	<b>1</b>
<b>T (°C)</b>	<b>25</b>
<b>P (bar)</b>	<b>1</b>
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	<b>11.173</b>
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>1.980</b>
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>5,64</b>
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>	<b>45</b>
<b>Unidades</b>	<b>2</b>

2. Fijar dimensiones depósito. Para ello, se utiliza una relación de  $H/D=2$ . Por tanto, se fija una altura de 5 metros, y en consecuencia, la longitud del silo sería de 2,5 metros. Y para cerrar las dimensiones del equipo, se toma un ancho (W) del silo de 2,8 metros.
3. Selección de la geometría de la tolva. Se elige una tolva con geometría troncopiramidal.
4. Dimensiones tolva. Para más detalle ver *Anexo I: Metodología de cálculo de Tolvas*
  - 4.1. Elegir tipo de material y ángulo de fricción ( $\Phi$ ). Se considera “salt, fine” como el material más similar a las características de las partículas de KCl. En relación al ángulo de fricción, considerando chapa de acero se obtiene un rango entre  $\Phi = 30^\circ - 45^\circ$ . Ver Figura 82
  - 4.2. Fijar el ángulo de diseño según geometría y ángulo de fricción con objeto de garantizar el flujo en masa. Se considera finalmente un ángulo de diseño de  $25^\circ$  (Figura 83).
  - 4.3. Definir capacidad de la tolva, depósito y total.
5. Selección del material.

**Tabla 18.** Diseño Silos S-001 S-002

Parámetros	Valor
H (m)	5
D (m)	2,5
W (m)	2,8
VD (m)	35
B (m)	1
hB (m)	1,1
h (m)	1,6
VT (m <sup>3</sup> )	10,5
V (m)	45,5
Unidades	2
Material	Acero al carbono con revestimiento epoxi



**Figura 45.** Dimensiones Silos

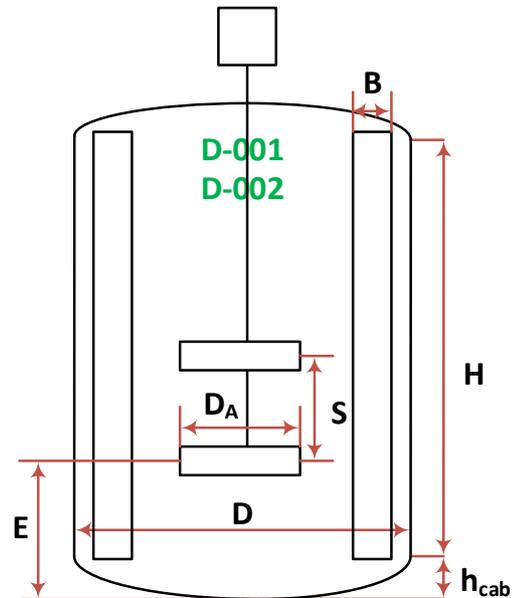
### 4.4.3. Saturadores de salmuera

La metodología de diseño es la siguiente:

1. Determinar la capacidad de almacenamiento. Para más detalle las ecuaciones de cálculo se muestran en el *Anexo 2: Metodología de cálculo de Tanques de Almacenamiento*. Como factor de seguridad se sobredimensiona un 20%.
2. Esta metodología de cálculo se rige por la norma ASME Section VIII, Division 1, paragraph UG-27, usado para determinar el espesor de pared, temperatura y presión de diseño de los tanques.
3. Selección del material.
4. Diseño del agitador. El sistema de agitación se ha dimensionado siguiendo una serie de relaciones geométricas. Para más detalle ver el *Anexo 3: Metodología de cálculo de Agitadores*.

**Tabla 19.** Dimensiones Saturador

Parámetros	Valor
H (m)	6
D (m)	3,7
hcab (m)	0,9
$V_T$ (m <sup>3</sup> )	71
$D_A$ (m)	0,9
B (m)	0,3
E (m)	0,92
W (m)	0,11
S (m)	0,92
N	4
$P_m$ (kW)	36,2
d (m)	0,08
P (kg/cm <sup>2</sup> )	2,1
T (°C)	50
$t_p$ (mm)	7,1
$t_h$ (mm)	7,1
Unidades	2
Material	Acero al carbono con revestimiento epoxi

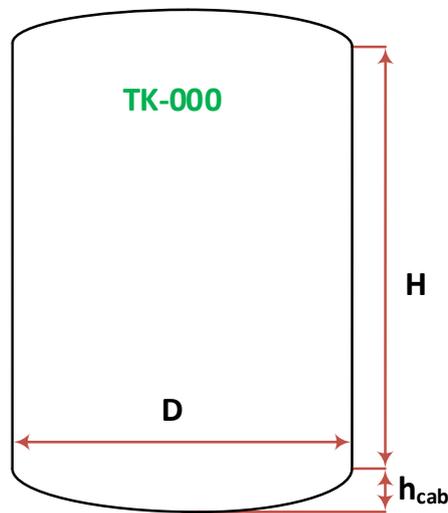


**Figura 46.** Dimensiones Saturador

#### 4.4.4. Tanques de Almacenamiento

La metodología de diseño es la siguiente:

1. Determinar la capacidad de almacenamiento. Para más detalle las ecuaciones de cálculo se muestran en el *Anexo 2: Metodología de cálculo de Tanques de Almacenamiento*. Como base de partida para el cálculo de la capacidad de almacenamiento se toma 8h (1 turno de trabajo) con objeto de prevenir paradas productivas en el caso de averías o ciertas tareas de mantenimiento. El factor de seguridad seleccionado es un 20%.
2. Esta metodología de cálculo se rige por la norma ASME Section VIII, Division 1, paragraph UG-27, usado para determinar el espesor de pared, temperatura y presión de diseño de los tanques.
3. Selección del material.



*Figura 47.* Dimensiones tanques de almacenamiento TK

**Tabla 20.** Dimensiones tanques de almacenamiento

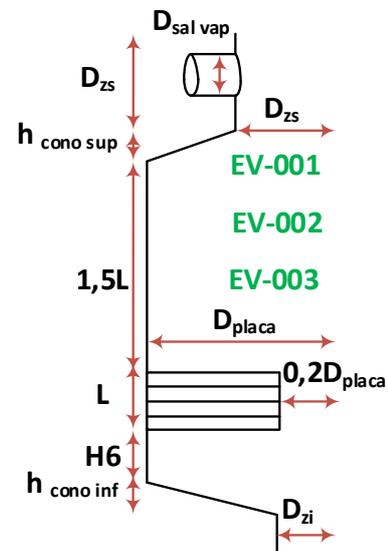
<b>Tag</b>	<b>TK-000</b>	<b>TK-001</b>	<b>TK-002</b>	<b>TK-003</b>	<b>TK-004</b>	<b>TK-006</b>	<b>TK-008</b>	<b>TK-009</b>	<b>TK-0011</b>	<b>TK-012</b>	<b>TK-013</b>
<b>Referencia</b>	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O	Salmuera	Salmuera	Salmuera	KOH 33%	Cl <sub>2</sub>	KOH 50%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Cl <sub>2</sub>	NaClO
<b>N° Corriente</b>	1	1	3	8	12	17	20	63	59	50	51
<b>T<sub>operación</sub> (°C)</b>	25	25	25	25	25	80	80	30	35	16	16
<b>P<sub>operación</sub> (bar)</b>	1	1	1	1	1	1	4	1	1	4	1
<b>Fracción vapor</b>	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	24.312	20.665	71.881	71.881	71.881	25.252	6.194,1	16.666	415,198	5.265	44.221
<b>H (m)</b>	8	6,6	8	8	8	6	8	5	2	4,5	6,5
<b>D (m)</b>	4	4	4	4	4	4	4	3,3	1,3	3	3,7
<b>h<sub>cab</sub> (m)</b>	1	1	1,1	1,1	1,1	1	1,6	0,8	0,3	0,8	0,9
<b>V<sub>T</sub> (m<sup>3</sup>)</b>	117,3	99,7	131,2	131,2	131,2	92,2	133,8	53,3	3,4	38,9	83,1
<b>P<sub>diseño</sub> (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	5	2,1	2	5	2
<b>T<sub>diseño</sub> (°C)</b>	50	50	50	50	50	105	105	55	60	41	41
<b>t<sub>p</sub> (mm)</b>	7,5	7,5	7,7	7,7	7,7	7,5	13,8	6,8	4,6	10,9	7
<b>t<sub>h</sub> (mm)</b>	7,5	7,5	7,7	7,7	7,7	7,5	7,6	6,8	4,6	6,4	7,2
<b>Unidades</b>	2	2	4	4	4	2	4	2	1	1	4
<b>Material</b>	A/C revest. epóxico	A/C revest. epóxico	A/C revest. epóxico								

#### 4.4.5. Evaporadores multiefecto

En el diseño de los evaporadores se considera que todos los efectos se dimensionan igual, por lo tanto, se toma como referencia de diseño el efecto más desfavorable. En este caso, de los tres efectos se selecciona el segundo efecto, ya que es el que presenta mayor área de transferencia ( $A_2=52,7 \text{ m}^2$ ). La metodología de diseño mecánico de los equipos se presenta en detalle en el *Anexo 4: Metodología de cálculo de Evaporadores*. A continuación, se muestra la tabla de resultados.

**Tabla 21.** Dimensiones Evaporadores KOH EV-001, EV-002, EV-003

Parámetros	Valor
$Q_1$ (kW)	2.148
$Q_2$ (kW)	1.710
$Q_3$ (kW)	1.789
A (m <sup>2</sup> )	52,7
$D_{placa}$ (m)	1,5
$D_{zs}$ (m)	0,5
$D_{zi}$ (m)	0,4
$D_{sal \text{ vap}}$ (m)	0,5
$D_{ent \text{ vap}}$ (m)	0,3
$D_{cond}$ (m)	0,03
$e_c$ (m)	0,008
L (m)	2,9
$h_{cono \text{ sup}}$ (m)	0,3
$h_{cono \text{ inf}}$ (m)	0,2
N	247,4
Altura total (m)	8,4
Unidades	3
Material	Acero al carbono con revestimiento epoxi



**Figura 48.** Dimensiones Evaporadores KOH

#### 4.4.6. Resinas de intercambio iónico

En primer lugar, se definen las condiciones de operación y los parámetros de diseño de la resina seleccionada.

Tabla 22. Condiciones de operación resinas de intercambio iónico

Condiciones de operación	Valor
Tipo de resina	Amberlite IRC747
Capacidad total de intercambio ( $C_T$ ) (eq/l)	$\geq 1,75$
Tamaño de partícula ( $\mu\text{m}$ )	520-660
Altura mínima del lecho (mm)	700
Concentración del regenerante (%p/p)	10
Tiempo mínimo de la regeneración (min)	30
Requerimiento de retrolavado (BV m <sup>3</sup> agua retrolavado/m <sup>3</sup> resina)	2-4
Requerimiento de enjuague de regenerante (BV m <sup>3</sup> agua de lavado/m <sup>3</sup> resina)	2
Tasa de flujo de servicio (SFR) (BV/h)	40
Nivel de regeneración (gNaCl/L resina)	220
Tasa de flujo de regenerante (RFR) (BV/h)	3

En segundo lugar, se procede a realizar el dimensionado de la columna de intercambio donde se determina el volumen del lecho de la resina, la duración del ciclo o la altura de la columna entre otros parámetros. Para ver el procedimiento completo de diseño consultar *Anexo 5: Metodología de cálculo Resinas de Intercambio Iónico*.

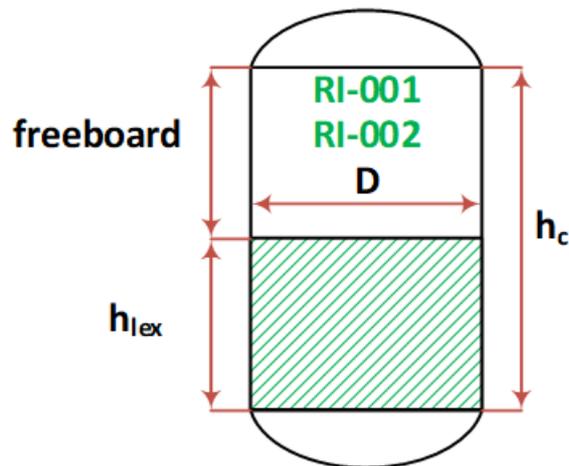


Figura 49. Dimensiones resinas de intercambio RI-001 y RI-002

**Tabla 23.** Dimensiones y condiciones de operación de resinas de intercambio iónico RI-001, RI-002

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
<b>V<sub>R</sub> (m<sup>3</sup>)</b>	1,5
<b>Cantidad (ud)</b>	61,9
<b>t (h)</b>	9,5
<b>CR (eq/L)</b>	0,5
<b>D (m)</b>	1,1
<b>AC (m<sup>2</sup>)</b>	1
<b>hl (m)</b>	1,6
<b>E<sub>max</sub> (m)</b>	0,7
<b>h<sub>lex</sub> (m)</b>	2,4
<b>X<sub>l</sub></b>	0,3
<b>h<sub>o</sub> (m)</b>	1,7
<b>Expansion (%)</b>	60
<b>Freeboard (m)</b>	1,6
<b>h<sub>c</sub> (m)</b>	4,2
<b>Unidades</b>	2
<b>Material</b>	Acero al carbono con revestimiento epoxi

**Tabla 24.** Condiciones operativas de la secuencia de intercambio iónico

<b>Etapa</b>	<b>Retrolavado</b>	<b>Regeneración</b>	<b>Conversión</b>	<b>Lavado</b>
<b>Q<sub>d</sub> (m<sup>3</sup>/h)</b>	8,6	4,6	4,6	4,5
<b>v<sub>d</sub> (m/h)</b>	9	4,89	4,89	4,89
<b>V<sub>d</sub> (m<sup>3</sup>)</b>	2	5,5	3,2	3,1
<b>t<sub>d</sub> (h)</b>	0,2	1,19	0,69	0,69

#### 4.4.7. Electrolizadores

En primer lugar, es necesario determinar la corriente necesaria para una celda electrolítica.

$$I_{\text{celda}} = A_{\text{celda}} \cdot \text{Densidad}_{\text{corr}}$$

Dónde:

- $I_{\text{celda}}$  – Corriente para una celda expresado en A
- $A_{\text{celda}}$  – Área de una celda expresado en  $\text{m}^2$ .
- $\text{Densidad}_{\text{corr}}$  – Densidad de corriente expresado en  $\text{A}/\text{m}^2$ .

En la Tabla 25 se puede observar el electrolizador seleccionado dentro del catálogo de equipos, concretamente se ha optado por el electrolizador SY350.

**Tabla 25.** Tipos de electrolizadores (17)

Tipo	SY095	SY150	SY270	SY270W	SY290	SY330	SY350
Método de circulación entre cátodo y ánodo	Natural	Natural	Natural	Natural	Natural	Natural	Natural
Área de celda electrolítica ( $\text{m}^2$ )	0,95	1,5	2,7	2,72	2,9	3,3	3,5
Densidad de corriente operativa ( $\text{kA}/\text{m}^2$ )	4,5-5	4,5-5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5
Máxima densidad de corriente ( $\text{kA}/\text{m}^2$ )	5,5	5,5	6	6	6	6	6
Método de fijación de celdas	Fijación atornillada	Fijación atornillada	Fijación hidráulica	Fijación atornillada	Fijación atornillada	Fijación atornillada	Fijación atornillada

En segundo lugar, a partir de la primera ley de Faraday se obtiene la corriente necesaria para producir la cantidad establecida de KOH.

$$I_{\text{Tot}} = \frac{Q}{t}$$

$$Q = \frac{96.500 \cdot m_{63\text{KOH}}}{\text{PM}_{\text{KOH}}}$$

Dónde:

- $I_{\text{Tot}}$  – Corriente total expresado en A.
- $t$  – Tiempo establecido, se asume un día para el cálculo.
- $Q$ : Carga eléctrica existente expresada en C.
- $m_i$  – Producción KOH global expresado en  $\text{kg}/\text{d}$ .

Por último, se determina el número total de celdas electrolíticas:

$$N_{celdas} = \frac{I_{Tot}}{I_{celda}}$$

**Tabla 26.** Características de la calidad de la salmuera requerida

No.	Ítem	Especificaciones
1	NaCl	300-320 g/l
2	Ca+Mg	<0,02 mg/l
3	Sr	<0,05 mg/l
4	Ba	<0,5 mg/l
5	SiO <sub>2</sub>	<2,3 mg/l
6	Al	<0,1 mg/l
7	I	<0,2 mg/l
8	Fe	<0,1 mg/l
9	Ni	<0,01 mg/l
10	ClO <sub>3</sub>	<15 mg/l
11	SO <sub>4</sub>	<7 g/l
12	TOC	<10 mg/l
13	SS	<1 mg/l
14	pH	9-10

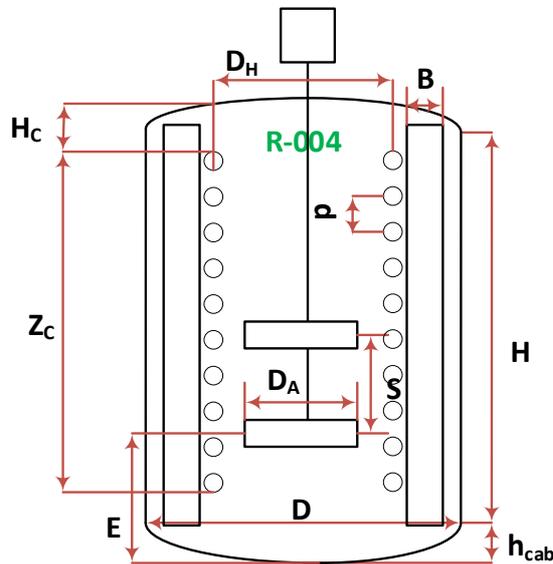
**Tabla 27.** Dimensionado electrolizadores EL-001, EL-002

Ítem	Valor
A <sub>c</sub> (m <sup>2</sup> )	3,5
D <sub>corr</sub> (KA/m <sup>2</sup> )	5,5
D <sub>corr max</sub> (KA/m <sup>2</sup> )	6
N <sub>celdas</sub>	207
Unidades	2
Tecnología	Intercambio iónico mediante membranas
Tipo	Bipolar
Material Ánodo	Titanio según ASTM B 265 Gr.2
Material Cátodo	Níquel según ASTM B 162 Gr.201

#### 4.4.8. Reactores

La metodología de diseño es la siguiente:

1. Determinar la capacidad de almacenamiento. Para más detalle las ecuaciones de cálculo se muestran en el *Anexo 2: Metodología de cálculo de Tanques de Almacenamiento*. Como factor de seguridad se sobredimensiona un 20%.
2. Esta metodología de cálculo se rige por la norma ASME Section VIII, Division 1, paragraph UG-27, usado para determinar el espesor de pared, temperatura y presión de diseño de los tanques.
3. Selección del material.
4. Diseño del agitador. El sistema de agitación se ha dimensionado siguiendo una serie de relaciones geométricas. Para más detalle ver el Anexo 3: Metodología de cálculo de Agitadores.
5. Diseño del serpentín. En el reactor R-004, es preciso de incorporar un serpentín con agua de refrigeración para disipar el calor generado durante la reacción. Por lo tanto, en primer lugar se calcula el calor de reacción, y por tanto, el caudal de refrigerante y área de transferencia. Posteriormente, se determinan los parámetros geométricos según las ecuaciones mostradas en el Anexo 6: Metodología de cálculo Serpentin.



**Figura 50.** Diseño Reactores R-004

**Tabla 28.** Dimensionado Reactores

<b>Tag</b>	<b>R-000</b>	<b>R-001</b>	<b>R-002</b>	<b>R-004</b>
<b>Nº Corriente</b>	3	4	5	51
<b>T<sub>operación</sub> (°C)</b>	25	25	25	25
<b>P<sub>operación</sub> (bar)</b>	1	1	1	1
<b>Fracción vapor</b>	0	0	0	0
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	71.881	71.881	71.881	44.221
<b>H (m)</b>	5,5	5,5	5,5	4,5
<b>D (m)</b>	3,7	3,7	3,7	3
<b>h<sub>cab</sub> (m)</b>	0,9	0,9	0,9	1
<b>V<sub>T</sub> (m<sup>3</sup>)</b>	71	71	71	41,2
<b>D<sub>A</sub> (m)</b>	0,9	0,9	0,9	0,75
<b>B (m)</b>	0,3	0,3	0,3	0,25
<b>E (m)</b>	0,9	0,9	0,9	0,75
<b>W (m)</b>	0,1	0,1	0,1	0,1
<b>S (m)</b>	0,9	0,9	0,9	0,75
<b>N</b>	4	4	4	4
<b>P<sub>m</sub> (kW)</b>	23	23	23	9
<b>D<sub>eje</sub> (mm)</b>	69,2	69,2	69,2	50
<b>Q (kW)</b>	-	-	-	333
<b>m<sub>H2O</sub> (kg/h)</b>	-	-	-	8173
<b>T<sub>ent</sub> - T<sub>sal</sub> (°C)</b>	-	-	-	20-90
<b>D<sub>H</sub> (m)</b>	-	-	-	2
<b>Z<sub>C</sub> (m)</b>	-	-	-	2,9
<b>H<sub>C</sub> (m)</b>	-	-	-	0,45
<b>p (m)</b>	-	-	-	0,35
<b>N<sub>esp</sub></b>	-	-	-	8
<b>d<sub>tubo</sub> (in)</b>	2,1	2,1	2,1	1
<b>T<sub>diseño</sub> (°C)</b>	50	50	50	50
<b>t<sub>p</sub> (mm)</b>	7,1	7,1	7,1	6,4
<b>t<sub>h</sub> (mm)</b>	7,1	7,1	7,1	6,4
<b>Unidades</b>	1	1	1	1
<b>Material</b>	A/C revest. epóxico	A/C revest. epóxico	A/C revest. epóxico	A/C revest. epóxico

#### 4.4.9. Filtros de bujías FT-001, FT-002, FT-003

En primer lugar, se procede a la caracterización de la corriente de entrada a la etapa de filtración.

**Tabla 29.** Entrada filtración

<b>N° Corriente</b>	<b>9</b>
<b>T (°C)</b>	<b>25</b>
<b>P (bar)</b>	<b>1</b>
<b>Fracción vapor</b>	<b>0</b>
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	<b>71.881</b>
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>1.277</b>
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>56,29</b>

En segundo lugar, es necesario determinar el área de filtración necesaria para procesar la corriente de entrada. Para ello, se muestra la siguiente ecuación:

$$A_f = \frac{Q}{CF}$$

A continuación, se calcula el área unitaria de la bujía. Para el cálculo inicial estimamos L=2000mm y D=90mm:

$$A_u = \pi \cdot D \cdot L$$

$$N_{bujias} = \frac{A_f}{A_u}$$

**Tabla 30.** Resultados Estimación Inicial

<b><math>A_f</math> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>112,6</b>
<b><math>A_u</math> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>0,57</b>
<b><math>N_{bujias}</math></b>	<b>199</b>

Dónde:

- $A_f$  – Área de filtración (m<sup>2</sup>)
- CF – Capacidad de filtración de partículas en suspensión (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h)
- Q – Caudal volumétrico corriente de entrada (m<sup>3</sup>/h)
- D – Diámetro de la bujía (m)
- Longitud de la bujía (m).
- $N_{bujias}$  – Número de bujías total

Por último, tras realizar una búsqueda consultando a los principales fabricantes se ha seleccionado el filtro

CF21-221 dentro del catálogo de BHS Sonthofen (Ver Tabla 31), ya que se trata del equipo más similar al calculado anteriormente. Con lo cual, en el proceso de pretratamiento de la salmuera cuenta con tres filtros CF21-221 (FT-001, FT-002, FT-003).

El material tanto de las bujías como de la carcasa del depósito es de acero inoxidable AISI A-304.

En ocasiones, como se comentaba en los apartados introductorios para favorecer y mejorar la etapa de filtración en estos equipos conviene añadir una solución formada por tierras diatomeas o celulosa junto con la salmuera en la puesta en marcha de los filtros para formar una precapa filtrante y además favorecer la adhesión de las partículas al medio filtrante.

$$Q = F \cdot A$$

Dónde:

- Q – Cantidad por ciclo de celulosa, kg/ciclo filtrado. Obteniendo un total de  $Q = 132,6$  kg/ciclo.
- F – Tasa recomendada de adición. En este caso  $1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{ciclo}$
- A – Área de filtración activa ( $\text{m}^2$ )

**Tabla 31.** Catálogo Filtros de Bujías (21)

Tipo	Longitud bujías (mm)	Área bujías ( $\text{m}^2$ )	Número bujías	Área ( $\text{m}^2$ ) activa filtración	Diámetro depósito (mm)	Longitud depósito (m)
CF 12	1200	0,34	3	1	419	1,6
			7	2,4	508	2
			19	6,5	800	2,5
CF 18	1800	0,51	7	3,6	508	2,3
			19	9,7	800	2,8
			37	18,9	1100	3,5
			49	25	1300	3,7
			61	31,1	1500	3,9
			49	29,4	1300	4
CF 21	2100	0,6	61	36,6	1500	4,2
			77	46,2	1600	4,3
			91	54,6	1800	4,5
			112	67,2	2000	4,7
			144	86,4	2200	4,9
			221	132,6	2600	5,6
			49	33,3	1300	4,3
CF 24	2400	0,68	61	41,5	1500	4,5
			77	52,4	1600	4,6
			91	61,9	1800	4,8
			112	76,2	2000	5
			144	97,9	2200	5,2
			221	150,3	2600	5,9

#### 4.4.10. Intercambiador de calor

El diseño de los intercambiadores de calor de carcasa y tubo de este proyecto se realiza siguiendo la metodología F-DTLM.

En primer lugar, conociendo el comportamiento de los fluidos del intercambiador (ensuciamiento, corrosión, facilidad de limpieza, presión, corrosión, etc...) es necesario situar las corrientes en tubos o carcasa. Generalmente, el fluido que cambia de fase se sitúa en la carcasa y en cambio, el fluido más corrosivo o la corriente de mayor caudal se hace pasar a través de los tubos.

En segundo lugar, se presentan las condiciones de temperatura de los fluidos fríos y calientes en cada intercambiador.

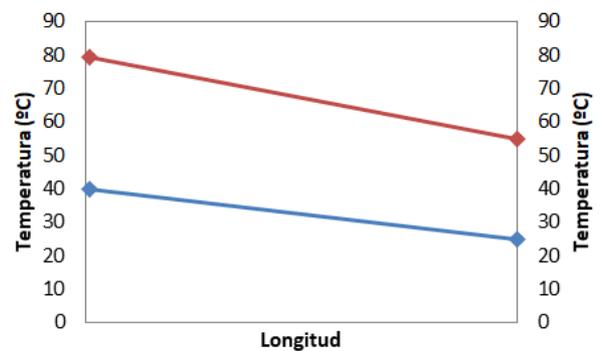
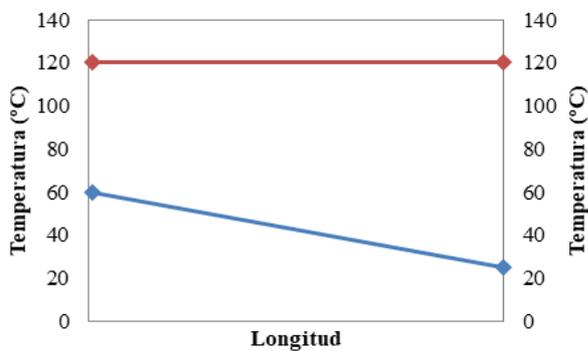


Figura 51. Distribución de temperaturas E-001

Distribución de temperaturas E-002

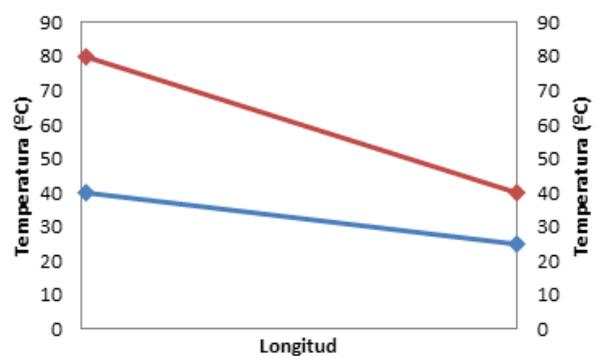
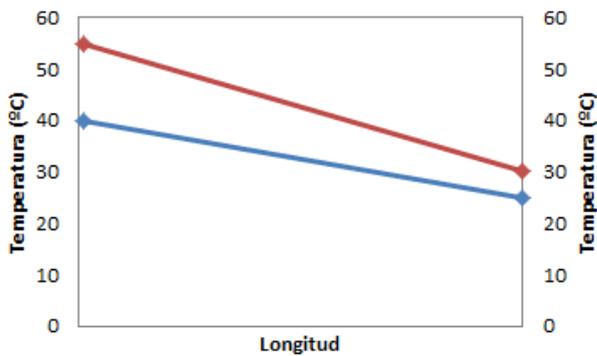


Figura 52. Distribución de temperaturas E-003

Distribución de Temperaturas E-006

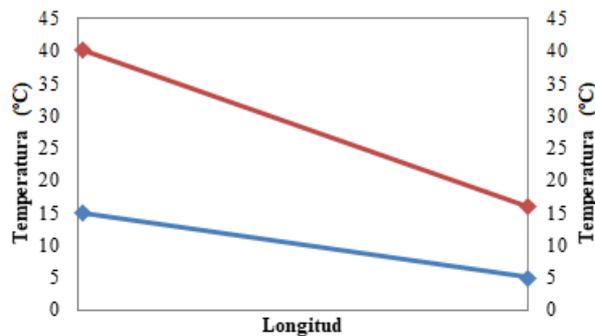


Figura 53. Distribución de Temperaturas E-007

A continuación, para calcular el área de transferencia es necesario determinar previamente ciertos parámetros como la temperatura media logarítmica o el factor F. En el *Anexo 7: Metodología de cálculo Intercambiadores de calor* se muestran las ecuaciones de cálculo necesario para el cálculo de estos parámetros así como las características geométricas del intercambiador siguiendo la norma TEMA.

Tabla 32. Diseño Intercambiadores de calor

Tag	E-001	E-002	E-003	E-006	E-007	
<b>Parámetros generales</b>	<b>Q (kW)</b>	2.767	309,4	309,4	33,72	19,82
	<b>U (W/m<sup>2</sup>k)</b>	1.000	1.000	1.000	200	200
	<b>F</b>	1	0,96	0,85	0,85	0,83
	<b>R</b>	-	1,65	1,65	0,38	0,41
	<b>P</b>	-	0,28	0,5	0,73	0,68
	<b>DTLM (°C)</b>	76,38	34,4	9,01	25,49	7,46
	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	36,23	9,4	40,4	7,8	16,01
<b>Configuración tubos</b>	<b>N<sub>t</sub></b>	151,6	32	82,4	31	32
	<b>L (m)</b>	6	6	12	3	6
	<b>D<sub>int</sub> (m)</b>	0,013	0,016	0,013	0,027	0,027
	<b>A<sub>tubo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,24	0,3	0,49	0,25	0,502
	<b>p<sub>tubos</sub></b>	2	2	2	1	1
	<b>p<sub>carcasa</sub></b>	1	1	2	1	1
	<b>N<sub>tpaso</sub></b>	75,8	16	41,2	31	32
	<b>L<sub>paso</sub> (m)</b>	6	5,0	6	3	6
	<b>t (mm)</b>	2,31	2,3	2,3	2,9	2,9
	<b>v (m/s)</b>	0,82	0,82	0,46	31,1	30,16
	<b>Nº Corriente</b>	12-13	38-40	39-41	20-43	43-44
	<b>Configuración</b>	Rectan. 90°	Rectan. 90°	Rectan. 90°	Rectan. 90°	Rectan.90°
	<b>Diámetro cabezal</b>	<b>CL</b>	1	1	1	1
<b>CTP</b>		0,9	0,9	0,81	0,93	0,93
<b>A<sub>o</sub> (m<sup>2</sup>)</b>		49,4	13	55	10	19
<b>D<sub>ext</sub> (m)</b>		0,017	0,021	0,018	0,033	0,032
<b>L (m)</b>		6	6	12	3	6
<b>PR</b>		4	5	4	4	4
<b>S<sub>t</sub> (m)</b>		0,052	0,043	0,035	0,067	0,07
<b>D<sub>s</sub> (m)</b>		1	0,71	0,8	0,86	0,86
<b>Nº Corriente</b>		64-65	26-62	62-63	55-56	53-54
<b>Espesor cabezal</b>	<b>d (m)</b>	1	0,71	0,8	0,86	0,86
	<b>C</b>	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
	<b>P (kPa)</b>	100	100	100	400	400
	<b>S (MPa)</b>	448	448	448	448	448
	<b>E</b>	1	1	1	1	1
	<b>t (mm)</b>	4,8	3,4	3,8	8,1	8,1
<b>Longitud cabezal</b>	<b>m<sub>tubo</sub> (kg/h)</b>	474,2	576,5	221,4	199,4	194,3
	<b>u (m/s)</b>	0,82	0,82	0,46	31,1	30,2
	<b>rho (kg/m<sup>3</sup>)</b>	1.277	997	997	3	3
	<b>D<sub>s</sub> (m)</b>	1	0,71	0,8	0,86	0,86
	<b>L<sub>cabezal</sub> (m)</b>	0,58	1,28	0,78	3,03	3,05
	<b>Tipo cabezal</b>	A	A	A	A	A

#### 4.4.11. Clarificador CL-001

En primer lugar, se procede a la caracterización de la corriente de entrada al clarificador.

*Tabla 33.* Entrada clarificador

<b>N° Corriente</b>	<b>6</b>
<b>T (°C)</b>	25
<b>P (bar)</b>	1
<b>Fracción vapor</b>	0
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	71.881
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	1.277
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	56,29

A continuación, se presentan los mecanismos y geometrías propuestas (19) para el clarificador CL-001.

- Tipo de geometría. Se ha seleccionado la geometría circular como la más apropiada, ya que las apredes de un clarificador circular actúan como anillos de tensión, permitiendo construirlo con espesores menores frente a los rectangulares.
- Tipo de alimentación. Se ha optado por la alimentación central ya que mejora la hidrodinámica del clarificador y promueve la floculación frente a la alimentación periférica.
- Mecanismo de arrastre. Se recomienda el mecanismo de arrastre central, ya que permite un fácil acceso al depósito para el monitoreo del manto de lodos y la toma de muestras, además permite una mayor compactación del manto de lodos.
- Mecanismo de recolección de lodos. Se ha seleccionado un mecanismo de barrelos con raspadores rectos a 45°, ya que confiere seguridad operacional y diseño simple frente a raspadores en espiral o extracción con tubos de succión múltiple.

Por último, se muestran las expresiones donde se cuantifican los parámetros dimensionales del clarificador:

$$TRH = \frac{V_{CL}}{Q_6}$$

$$V_{CL} = A_{CL} \cdot H$$

$$SOR = \frac{Q_6}{A_{CL}}$$

$$A_{CL} = \pi \cdot \frac{D^2}{4}$$

Dónde:

- TRH – Tiempo de retención hidráulico expresado en h. Este valor debe oscilar entre 1,5 - 2,5h.

- $V_{CL}$  – Volumen del clarificador expresado en  $m^3$ .
- $A_{CL}$  – Área del clarificador expresado en  $m^2$ .
- $H$  – Altura o profundidad del clarificador (m).
- $D$  – Diámetro del clarificador (m).
- $Q_i$  – Caudal de entrada al clarificador expresado en  $m^3/h$ .
- $SOR$  – Tasa de desbordamiento superficial ( $m^3/m^2 \cdot d$ ). Para caudales medios este parámetro debe oscilar entre  $30-50 m^3/m^2 \cdot d$ .

El espesor, presión y temperatura de diseño del tanque clarificador se calcula como se detallaba en el *Anexo 2: Metodología de cálculo de Tanques de Almacenamiento*.

**Tabla 34.** Diseño Clarificador CL-001

<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>
<b>TRH (h)</b>	2
<b>SOR (<math>m^3/m^2 \cdot d</math>)</b>	40
<b>H (m)</b>	3,3
<b>D (m)</b>	6,6
<b><math>A_{CL}</math> (<math>m^2</math>)</b>	33,8
<b><math>V_{CL}</math> (<math>m^3</math>)</b>	112,6
<b>P (<math>kg/cm^2</math>)</b>	2
<b>T (<math>^{\circ}C</math>)</b>	50
<b><math>t_p</math> (mm)</b>	9,9
<b>Unidades</b>	1
<b>Material</b>	Acero al carbono

#### 4.4.12. Torres de secado SD-001, SD-002, SD-003

En primer lugar, se procede a la caracterización de las corrientes de entradas- salidas en la columna SD-001.

**Tabla 35.** Entradas-salidas SD-001

N° Corriente	45	46	60	61
T (°C)	16	16	35	35
P (bar)	4	4	1	1
Fracción vapor	1	1	0	0
Flujo mas. (kg/h)	5.360,8	5.268	418,1	511
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	3	3	1.840	1.700
Flujo vol. (m <sup>3</sup> /h)	418	410,3	0,23	0,3

El diseño de las torres de secado de cloro se centra fundamentalmente en el cálculo del diámetro y altura de la columna. Tomando como base de diseño columnas de relleno de anillos Rasching cerámicos con diámetro nominal 13 mm (Más características en el *Anexo 11: Factor de empaquetamiento columnas de relleno*).

En el *Anexo 8: Metodología de cálculo Torres de Secado* se muestra la metodología de cálculo donde se detalla paso a paso el procedimiento que se ha llevado a cabo para el diseño de las columnas de este proyecto.

**Tabla 36.** Diseño torres de secado SD-001, SD-002, SD-003

Parámetros	Valor
D (m)	1,1
H <sub>OG</sub>	0,2
N <sub>OG</sub>	19,6
H (m)	3,9
P (kg/cm <sup>2</sup> )	5
T (°C)	45
t <sub>p</sub> (mm)	19,2
t <sub>h</sub> (mm)	9,9
Unidades	1
Material	Acero al carbono

#### 4.4.13. Compresor C-001

La etapa de compresión de cloro gaseoso se realiza tras la salida de la corriente de cloro de las celdas electrolíticas de membrana como se muestra en el diagrama P&ID 004 “Electrólisis de la salmuera” y constituye un proceso fundamental para el tratamiento y obtención del producto final bien sea en forma de cloro puro o derivado del mismo para su posterior venta. A continuación, se muestran los datos de la corriente de entrada al compresor C-001.

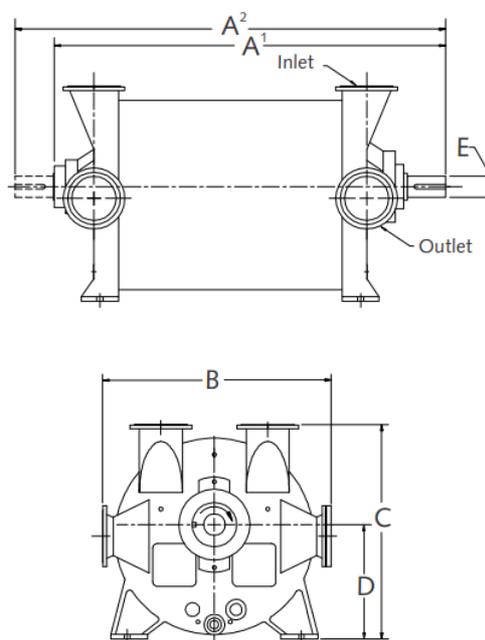
**Tabla 37.** Entrada C-001

<b>N° Corriente</b>	<b>20</b>
<b>T (°C)</b>	80
<b>P<sub>ent</sub> - P<sub>sal</sub> (bar)</b>	1-4
<b>Fracción vapor</b>	1
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	6.194,1
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	3
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	1.936-483,91

Este equipo se ha seleccionado tras realizar una búsqueda a diferentes fabricantes y distribuidores de equipos de bombeo y compresión de componentes gaseosos, como en este caso el cloro gas. En la siguiente tabla se muestran las características operativas y dimensionales del mismo.

**Tabla 38.** Diseño Compresor C-001

<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>
<b>Ref</b>	2BE4 30
<b>Caudal (m<sup>3</sup>/h)</b>	4,5
<b>Psal (bar)</b>	4
<b>Tipo de sello</b>	Cierre mecánico doble
<b>A1 (mm)</b>	1.661
<b>A2 (mm)</b>	1.875
<b>B (mm)</b>	970
<b>C (mm)</b>	904
<b>D (mm)</b>	475
<b>E (mm)</b>	109
<b>Entrada</b>	Brida 6”
<b>Salida</b>	Brida 6”



**Figura 54.** Compresor C-001

#### 4.4.14. Eyector J-001

En primer lugar, para el dimensionado del eyector de vapor es necesario determinar el número de etapas requerido para determinar posteriormente las condiciones de las corrientes auxiliares o de servicio en el sistema. En definitiva, el número de etapas es directamente proporcional a la presión de vacío o de operación requerida.

- Una etapa: 50-750 mm Hg
- Dos etapas: 10-100 mmHg
- Tres etapas: 2-15 mmHg
- Cuatro etapas: 0,025-2,5 mmHg
- Cinco etapas: 0,004-0,005 mmHg

Para ello, es necesario conocer la presión de operación, la cual se muestra en la siguiente tabla. Como se puede ver el vacío requerido se puede conseguir con una sola etapa y sin etapas intermedias de condensación.

**Tabla 39.** Corriente de entrada J-001

<b>Nº Corriente</b>	30
<b>T (°C)</b>	42,27
<b>P (bar)</b>	0,07
<b>P (mmHg)</b>	53
<b>Fracción vapor</b>	1
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	2.909
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	0
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	58.180

En segundo lugar, se determina el caudal necesario de fluido motriz mediante las siguientes ecuaciones.

$$W_m = W_{DAE_{tot}} \cdot R_3 \cdot R_{mw} \cdot R_T \cdot F_S$$

Dónde:

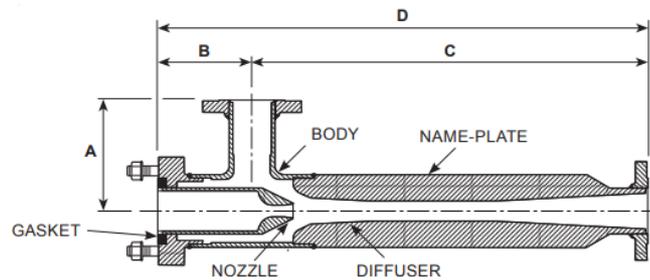
- $W_m$  – Flujo másico del vapor motriz (kg/h)
- $W_{DAE_{tot}}$  – Flujo másico de fluido de succión (kg/h)
- $R_3$  – Relación del flujo de vapor a flujo de vapor de agua saturado. Ver Figura 95
- $R_{mw}$  – Relación del peso molecular de entrada del vapor. Ver Figura 93
- Relación de temperatura de entrada. Ver Figura 93
- $F_S$  – Factor de seguridad. Se considera un 10%

Por último, una vez determinado el número de etapas y las condiciones operativas del fluido motriz se procede a realizar una búsqueda a diferentes fabricantes para seleccionar el equipo adecuado. En la siguiente tabla se

muestran los datos operativos, mecánicos y dimensionales del eyector J-001.

**Tabla 40.** Diseño Eyector J-001

Parámetros	Valor	Parámetros	Valor
Ref	STJ150CS4F0	A (mm)	245
Fabricante	Spirax Sarco	B (mm)	290
P <sub>vapor</sub> (bar)	8	C (mm)	1375
T <sub>vapor</sub> (°C)	170,5	D (mm)	1665
Caudal vapor (kg/h)	3135	Conexión vapor (in)	2 ½
P <sub>succión</sub> (bar)	0,07	Conexión succión (in)	6
T <sub>succión</sub> (°C)	42,27	Conexión descarga (in)	6
Caudal succión (kg/h)	2909	P <sub>diseño</sub> (barg)	25
Caudal descarga (kg/h)	6044	T <sub>diseño</sub> (°C)	220
Tipo de difusor	Sónico	Resistencia corrosión interna (mm)	1,5
Material cuerpo	Acero al carbono	Material tobera	Acero inoxidable



**Figura 55.** Eyector J-001

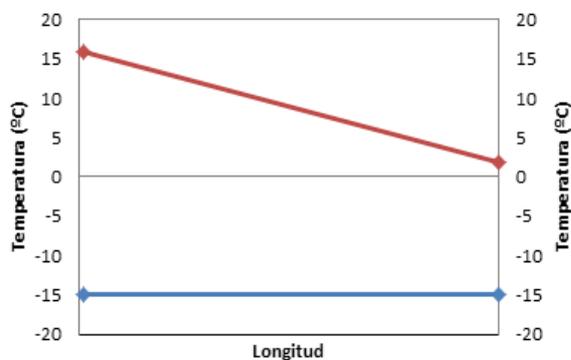
#### 4.4.15. Licuefactor L-001

La etapa de licuefacción de cloro gaseoso a cloro líquido se realiza tras la salida de la corriente de cloro de las torres de secado como se muestra en el diagrama P&ID 005 “Tratamiento y purificación de cloro” y constituye un proceso fundamental para el tratamiento y obtención del producto final. A continuación, se muestran los datos de la corriente de entrada al licuefactor L-001.

*Tabla 41.* Entrada L-001

<b>N° Corriente</b>	<b>49</b>
<b>T (°C)</b>	16
<b>P (bar)</b>	4
<b>Fracción vapor</b>	1
<b>Flujo mas. (kg/h)</b>	5265
<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	3
<b>Flujo vol. (m<sup>3</sup>/h)</b>	410

Este proceso se realiza mediante el intercambio de calor con un fluido refrigerante, en este caso R-22 (Freón). El procedimiento de diseño se realiza siguiendo la metodología explicada en el *Anexo 7: Metodología de cálculo Intercambiadores de calor*.



*Figura 56.* Distribución de Temperaturas L-001

**Tabla 42.** Diseño Licuefactor L-001

<b>Parámetros generales</b>	<b>Q (kW)</b>	431,2
	<b>U (W/m<sup>2</sup>k)</b>	560
	<b>F</b>	1
	<b>R</b>	-
	<b>P</b>	-
	<b>DTLM (°C)</b>	23,2
	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	33,2
<b>Configuración tubos</b>	<b>N<sub>t</sub></b>	84
	<b>L (m)</b>	6
	<b>D<sub>int</sub> (m)</b>	0,021
	<b>A<sub>tubo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,4
	<b>p<sub>tubos</sub></b>	1
	<b>p<sub>carcasa</sub></b>	1
	<b>N<sub>tpaso</sub></b>	84
	<b>L<sub>paso</sub> (m)</b>	6
	<b>t (mm)</b>	2,9
	<b>u (m/s)</b>	15,7
	<b>N° Corriente</b>	49-50
	<b>Configuración</b>	Rectangular 90°
<b>Diámetro cabezal</b>	<b>CL</b>	1
	<b>CTP</b>	0,93
	<b>A<sub>o</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	42,3
	<b>D<sub>ext</sub> (m)</b>	0,027
	<b>L (m)</b>	6
	<b>PR</b>	4
	<b>S<sub>t</sub> (m)</b>	0,05
	<b>N° Corriente</b>	66-67
	<b>D<sub>s</sub> (m)</b>	1,2
<b>Espesor cabezal</b>	<b>d (m)</b>	1,2
	<b>C</b>	0,1
	<b>P (kPa)</b>	400
	<b>S (MPa)</b>	448
	<b>E</b>	1
	<b>t (m)</b>	0,011
<b>Longitud cabezal</b>	<b>m<sub>tubo</sub> (kg/h)</b>	62,6
	<b>u (m/s)</b>	15,7
	<b>rho (kg/m<sup>3</sup>)</b>	3
	<b>D<sub>s</sub> (m)</b>	1,2
	<b>L<sub>cabezal</sub> (m)</b>	1,4
	<b>Tipo cabezal</b>	A

#### 4.5. Diseño de tuberías

Para el correcto dimensionado de tuberías es necesario seleccionar las condiciones operativas más restrictivas para cada línea (caudal, presión y temperatura). Por lo tanto, una vez cerrados los balances de materia y energía de la planta se aborda el cálculo del diámetro interno que debe tener la línea. Ante esto, se definen las siguientes velocidades típicas de fluidos en tuberías.

**Tabla 43.** Velocidades típicas de circulación por tuberías

Fluido	Velocidad (m/s)
Líquido	2
Gas	20

Por lo tanto, obtenidos los caudales volumétricos y las velocidades típicas de los fluidos por tuberías, puede obtenerse el diámetro interno por la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot v$$

Donde:

- $Q$  - Caudal volumétrico de la corriente ( $m^3/s$ ).
- $D_i$  - Diámetro interno (m).
- $v$  - Velocidad típica de la mezcla por la tubería (m/s).

Una vez obtenido el diámetro interno de la tubería se debe calcular el diámetro de tubería normalizado, para ello se usarán las tablas mostradas en el Anexo 4. Además, para la selección final del diámetro de tubería se ha seguido el criterio de unificación de tuberías de diámetros similares así como de líneas consecutivas.

En cuanto a la temperatura y presión de diseño se debe tener en cuenta:

$$T_{diseño} = T_{nominal} + 10^\circ$$

$$P_{diseño} = \max(P_{nominal} \cdot 1,2 ; P_{nominal} + 2)$$

Además, para el cálculo del espesor de tuberías se sigue el código ASME B31.3. Existe una distinción entre tuberías metálicas y plásticas.

- Tuberías metálicas

$$e_{tm} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (W \cdot E \cdot S + P \cdot y)} + e_{corr}$$

- Tuberías plásticas

$$e_{tp} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S + P} + e_{corr}$$

Dónde:

- $e_t$  – Espesor de tuberías (metálica o plástica).
- $e_{corr}$  – Espesor de corrosión de tuberías.
- $W$  – Factor de reducción de esfuerzo de soldadura. Se toma 1.
- $E$  - Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura. Se toma 1.
- $S$  - Tensión máxima admisible del material.
- $Y$  – Coeficiente corrector dependiente del material y temperatura de diseño.
- $P$  – Presión de diseño.
- $D$  – Diámetro exterior.

Tabla 44. Líneas de tuberías L1-L19

N° corriente	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Fracción de vapor	Recorrido de línea		Condiciones				Material	Diámetro (in)	Espesor	Schedule
					Operación		Diseño					
			Inicio	Fin	P (bar)	T (°C)	P (bar)	T (°C)				
1	5,6	(s)	S-001	D-001	1	25	3	35	A/C	-	-	-
2	20,7	0	TK-001	D-001	1	25	3	35	CPVC	2 1/2	0,20	40
3	56,3	0	D-001	TK-002	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
4	56,3	0	R-001	R-002	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
5	56,3	0	R-002	R-003	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
6	56,3	0	R-003	CL-001	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
7	(indet)	0	CL-001	Residuo	1	25	3	35	CPVC	-	-	-
8	56,3	0	CL-001	TK-003	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
9	56,3	0	TK-003	FT-001	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
10	56,3	0	FT-001	FT-002	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
11	56,3	0	FT-002	RI-001	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
12	56,3	0	RI-001	TK-004	1	25	3	35	CPVC	4	0,24	40
13	56,3	0	E-001	MX-001	1	60	3	70	CPVC	4	0,24	40
14	56,3	0	MX-001	EL-001	1	60	3	70	CPVC	4	0,24	40
15	22,1	0	EL-001	TK-006	1	80	3	90	CPVC	2 1/2	0,20	40
16	3,3	0	EL-001	EL-001	1	80	3	90	CPVC	1	0,13	40
17	18,8	0	EL-001	TK-006	1	80	3	90	CPVC	2 1/2	0,20	40
18	3,6	0	EL-001	EL-001	1	80	3	90	CPVC	1	0,13	40
19	33,1	0	EL-001	D-001	1	80	3	90	CPVC	3	0,22	40

**Tabla 45.** Líneas de tuberías L20-L38

N° corriente	Caudal (m3/h)	Fracción de vapor	Recorrido de línea		Condiciones				Material	Diámetro (in)	Espesor	Schedule
					Operación		Diseño					
			Inicio	Fin	P (bar)	T (°C)	P (bar)	T (°C)				
20	483,9	1,0	EL-001	TK-008	4	80	6	90	CPVC	4	0,24	40
21	769,1	1	EL-001	Chimenea	1	80	3	90	CPVC	6	0,28	40
22	0,3	0,00	TK-001	EL-001	1	80	3	90	CPVC	1/4	0,09	40
23	18,8	0	TK-006	EV-001	1	80	3	90	A/C	2 1/2	0,20	40
24	16,2	0	EV-001	EV-002	1	152	3	162	A/C	2 1/2	0,20	40
25	13,5	0	EV-002	EV-003	1	120,3	3	130,3	A/C	2	0,15	40
26	11,0	0	EV-003	E-002	1	79,5	3	89,5	A/C	2	0,15	40
27	941,3	1	Caldera	EV-001	7,6	168,4	9,6	178,4	A/C	5	0,19	40
28	8125,7	1	EV-001	EV-002	0,65	133,3	2,65	143,3	A/C	16	0,25	40
29	18880,0	1	EV-002	EV-003	0,25	93,12	2,25	103,1	A/C	24	0,25	40
30	58180,0	1	EV-003	Venteo	0,07	42,27	2,07	52,3	A/C	24	0,25	40
31	4,2	0	EV-001	Purga	7,6	168,4	9,6	178,4	A/C	1	0,13	40
32	2,9	0	EV-002	Purga	0,65	88	2,65	98	A/C	1	0,13	40
33	2,9	0	EV-003	Purga	0,25	93,12	2,25	103,1	A/C	1	0,13	40
34	0,0	0	P-007	R-001	1	25	3	35	CPVC	1/2	0,11	40
35	0,0	0	P-008	R-002	1	25	3	35	CPVC	1/2	0,11	40
36	0,0	0	P-009	R-003	1	25	3	35	CPVC	1/2	0,11	40
37	0,0	0	P-022	MX-001	1	25	3	35	CPVC	1/2	0,11	40
38	18,3	0	Torre refrigeracion	E-002	1	25	3	35	CPVC	2 1/2	0,20	40

**Tabla 46.** Líneas de tuberías L39-L56

N° corriente	Caudal (m3/h)	Fracción de vapor	Recorrido de línea		Condiciones				Material	Diámetro (in)	Espesor	Schedule
					Operación		Diseño					
			Inicio	Fin	P (bar)	T (°C)	P (bar)	T (°C)				
39	18,3	0	Torre refrigeracion	E-003	1	25	3	35	CPVC	2 1/2	0,20	40
40	18,4	0	E-002	Retorno torre refrigeración	1	40	3	50	CPVC	2 1/2	0,20	40
41	18,4	0	E-003	Retorno torre refrigeración	1	40	3	50	CPVC	2 1/2	0,20	40
42	482,4	1	C-001	TK-008	4	80	6	90	CPVC	2 1/2	0,20	40
43	482,4	1	E-006	E-007	4	40	6	50	CPVC	4	0,24	40
44	482,4	1	E-007	T-006	4	16	6	26	CPVC	4	0,24	40
45	417,5	1	T-006	SD-001	4	16	6	26	CPVC	4	0,24	40
46	410,3	1	SD-001	SD-002	4	16	6	26	CPVC	4	0,24	40
47	410,0	1	SD-002	SD-003	4	16	6	26	CPVC	4	0,24	40
48	410,0	1	SD-003	TK-010	4	16	6	26	CPVC	4	0,24	40
49	410,0	1	TK-010	L-001	4	16	6	26	CPVC	4	0,24	40
50	3,8	0	L-001	TK-012	4	16	6	26	CPVC	1	0,13	40
51	34,0	0	R-004	TK-013	1	16	3	26	CPVC	3	0,22	40
52	33,8	0	P-028	R-004	1	25	3	35	CPVC	3	0,22	40
53	1,7	0	Torre refrigeracion	E-007	1	5	3	15	CPVC	1/2	0,11	40
54	1,8	0	E-007	Retorno torre refrigeración	1	15	3	25	CPVC	1/2	0,11	40
55	2,0	0	Torre refrigeracion	E-006	1	25	3	35	CPVC	1/2	0,11	40
56	2,0	0	E-006	Retorno torre refrigeración	1	40	3	50	CPVC	1/2	0,11	40

*Tabla 47.* Líneas de tuberías L57-L67

N° corriente	Caudal (m3/h)	Fracción de vapor	Recorrido de línea		Condiciones				Material	Diámetro (in)	Espesor	Schedule
					Operación		Diseño					
					Inicio	Fin	P (bar)	T (°C)				
57	0,8	0	T-006	Retorno torre refrigeración	1	16	3	26	CPVC	1/2	0,11	40
58	4,6	0	-	Retorno torre refrigeración	1	23,7	3	33,7	CPVC	1	0,11	40
59	0,2	0	TK-011	SD-003	1	35	3	45	CPVC	1/2	0,11	40
60	0,2	0	SD-003	SD-002	1	35	3	45	CPVC	1/2	0,11	40
61	0,3	0	SD-002	Efluente	1	35	3	45	CPVC	1/2	0,11	40
62	11,0	0	E-002	E-003	1	54,75	3	64,75	CPVC	2	0,15	40
63	11,0	0	E-003	TK-009	1	30	3	40	CPVC	2	0,15	40
64	3969,3	1	Caldera	E-001	2	120,2	4	130,2	A/C	10	0,19	40
65	4,8	0	E-001	Condensado	2	120,2	4	130,2	A/C	1 1/2	0,15	40
66	6	0	-	L-001	3	-15	5	-25	A/C	1 1/4	0,14	40
67	508,7	1	L-001	-	3	-15	5	-25	A/C	3	0,22	40

# 5 SELECCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE PROCESO

---

En esta sección se pretende analizar y discutir así como seleccionar las etapas de proceso óptimas y más favorables atendiendo a criterios económicos, operativos, de seguridad y dimensionados de la planta entre las alternativas explicadas en secciones anteriores, con el objetivo de realizar una implantación definitiva de la planta de producción de hidróxido de potasio. Por lo tanto, las alternativas a discutir son las siguientes:

- El tratamiento del agua bruta de proceso mediante sistemas de ósmosis inversa o en cambio, procesar directamente el agua de red.
- El tipo de producto final: cloro gaseoso o hipoclorito de sodio.

### 5.1. Discusión entre el tratamiento o no del agua de red.

En primer lugar, para comparar las diferencias en cuanto a etapas o proceso necesario a implementar entre una alternativa y otra, se presenta un diagrama de flujo (Figura 57 y Figura 58) con objeto de entrar en profundidad y analizar en base a criterios económicos, operativos o de seguridad seleccionar la mejor alternativa.

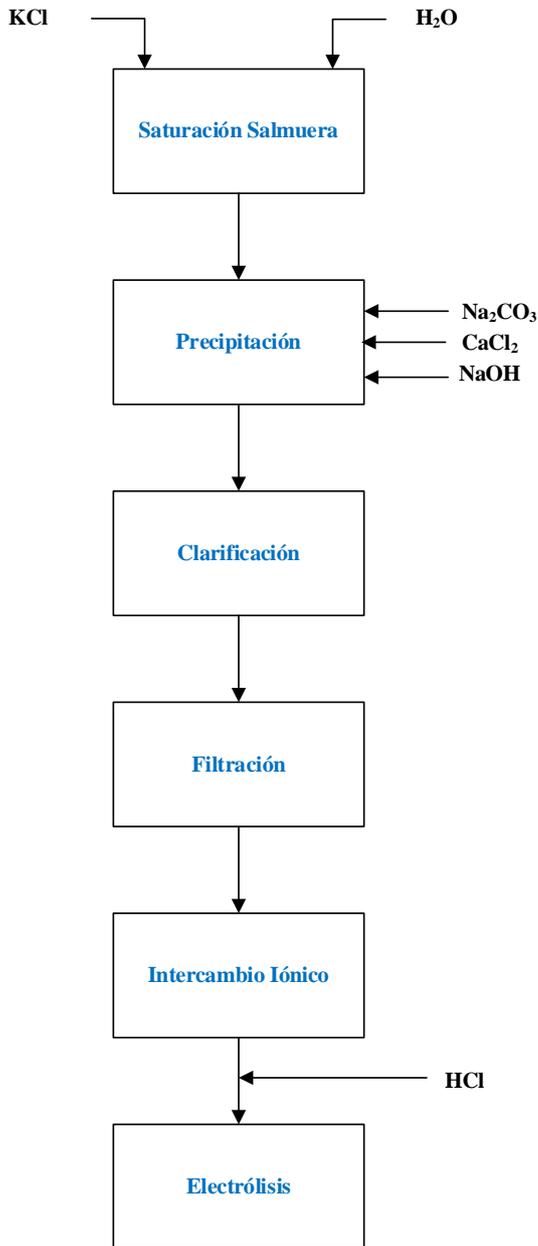


Figura 57. No tratamiento del agua de red

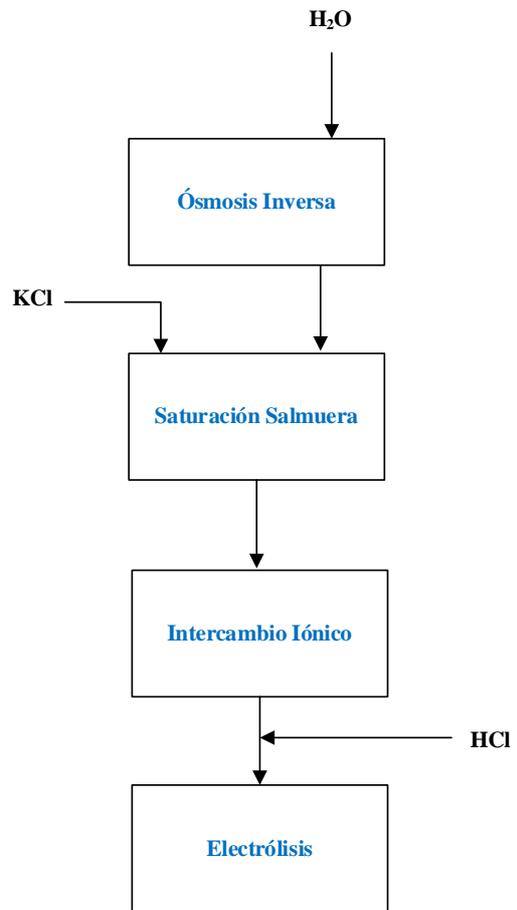


Figura 58. Tratamiento del agua de red

- Secuencia de etapas de proceso: Desde el punto de vista operativo el tratamiento del agua de red proporciona una clara ventaja respecto al pretratamiento necesario de la salmuera, es decir, al eliminar mayoritariamente el contenido de sólidos disueltos hasta valores inferiores a 10 ppm, se consigue una

salmuera mucho más pura, que con un proceso adicional de intercambio iónico se alcanzan los valores mínimos admisibles para el tratamiento posterior de la electrólisis. Por lo tanto, algunas etapas operativas como la precipitación química, la etapa de clarificación o filtración se pueden eliminar.

- Análisis económico de la etapa de pretratamiento de la salmuera: En primer lugar, se analizan cuantitativamente los costes de inversión (CAPEX). Para ello, se presenta una tabla comparativa (*Tabla 48* y *Tabla 49*) del coste total que suponen ambas etapas usando el método de Chilton explicado en detalle en la sección “6 Análisis económico”. Los datos económicos de los equipos se han extrapolado de la *Tabla 55*. Como se puede ver, el coste total de la etapa de tratamiento del agua de red supone un ahorro considerable respecto al no tratamiento. En segundo lugar, los costes de operación de la planta (OPEX) se analizan de forma cualitativa:

- Cantidad de equipos: El OPEX del proceso de no tratamiento del agua de red es superior ya que la salmuera precisa de un mayor número de etapas para conseguir la pureza requerida.
- Mantenimiento: En la misma línea que el apartado anterior (cantidad de equipos), el proceso de no tratamiento tiene un OPEX mayor, ya que el mantenimiento principal del sistema de ósmosis inversa es la sustitución-limpieza de las membranas una vez alcanzada las horas de trabajo preestablecidas.
- Consumo de reactivos: El OPEX del proceso de no tratamiento es mayor debido al consumo de reactivos como  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{NaOH}$ ,  $\text{CaCl}_2$  explicados en la sección “3.1.3. Tratamiento y purificación KOH”.
- Gestión de residuos: Se generan mayor cantidad de residuos sólidos en la etapa de tratamiento de la salmuera (clarificación, filtración, precipitación). En cambio, la principal desventaja en el sistema de ósmosis es que para conseguir la pureza requerida en el agua se genera una corriente de rechazo con alta concentración de sales.

**Tabla 48.** Coste de adquisición de equipos – Tratamiento de agua de red

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Coste Unitario (€)</b>	<b>Unidades</b>	<b>Coste Total (€)</b>
<b>S-001</b>	Volumen (m3)	45,5	25.579	1	25.579
<b>S-002</b>	Volumen (m3)	45,5	25.579	1	25.579
<b>TK-000</b>	Volumen (m3)	117,3	44.414	2	88.827
<b>TK-001</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	99,7	43.059	2	86.118
<b>TK-002</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>TK-004</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>RI-001</b>	Volumen (m3)	4	5.947	1	5.947
<b>RI-002</b>	Volumen (m3)	4	5.947	1	5.947
<b>SK-001</b>	-	-	-	1	55.000
<b>Coste Total Directos – Equipos (€)</b>					<b>656.669</b>

**Tabla 49.** Coste de adquisición de equipos – No tratamiento de agua de red

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Coste Unitario (€)</b>	<b>Unidades</b>	<b>Coste Total (€)</b>
<b>S-001</b>	Volumen (m3)	45,5	25.579	1	25.579
<b>S-002</b>	Volumen (m3)	45,5	25.579	1	25.579
<b>TK-000</b>	Volumen (m3)	117,3	44.414	2	88.827
<b>TK-001</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	99,7	43.059	2	86.118
<b>TK-002</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>TK-003</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>TK-004</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>RI-001</b>	Volumen (m3)	4	5.947	1	5.947
<b>RI-002</b>	Volumen (m3)	4	5.947	1	5.947
<b>R-001</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>R-002</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>R-003</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>CL-001</b>	Volumen (m3)	112,6	44.055	1	44.055
<b>FT-001</b>	Volumen (m3)	29,8	19.843	1	19.843
<b>FT-002</b>	Volumen (m3)	29,8	19.843	1	19.843
<b>FT-003</b>	Volumen (m3)	29,8	19.843	1	19.843
<b>Coste Total Directos – Equipos (€)</b>					<b>987.307</b>

**Tabla 50.** Análisis Económico Pretratamiento Salmuera

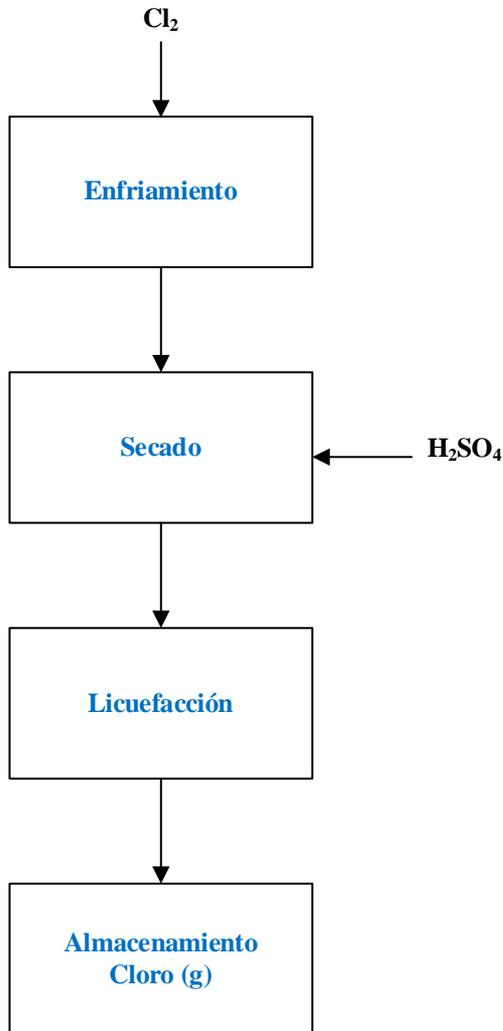
<b>Costes Directos</b>	<b>Coste Tratamiento Agua</b>	<b>Coste No Tratamiento Agua</b>
Equipos	656.669	987.307
Instrumentación	65.666,9	98.730
Impuestos de ventas	19.700	29.619
Transporte	32.833	49.365
<b>Coste Total (€)</b>	<b>774.869</b>	<b>1.165.022</b>
<b>Costes Directos de Instalación</b>		
Cimentación	92.984	139.802
Obra civil	309.947	466.008
Electricidad	7.748	11.650
Red de tuberías	232.460	349.506
Aislante	7.748	11.650
Pintura	7.748	11.650
<b>Coste Total (€)</b>	<b>658.639</b>	<b>990.268</b>
<b>Costes Indirectos de Instalación</b>		
Ingeniería	77.486	116.502
Gastos de construcción	77.486	116.502
Honorarios del contratista	7.748	116.502
Puesta en marcha	774	11.650
Pruebas de funcionamiento	7.748	11.650
Contingencia	23.246	34.950
<b>Coste Total (€)</b>	<b>271.204</b>	<b>407.757</b>
Costes directos totales tangibles	1.704.713	2.563.049
Costes directos totales intangibles	170.471	256.304
<b>Coste Total de Inversión Fija (€)</b>	<b>1.875.184</b>	<b>2.819.354</b>
Imprevistos	187.518	281.935
<b>Coste Total Capital Fijo Invertido (€)</b>	<b>2.062.702</b>	<b>3.101.289</b>

- Dimensionado de planta: En la misma línea que el apartado anterior, la alternativa de tratamiento del agua de red, supone un ahorro considerable en cuanto a superficie útil para la implantación de todos los equipos.

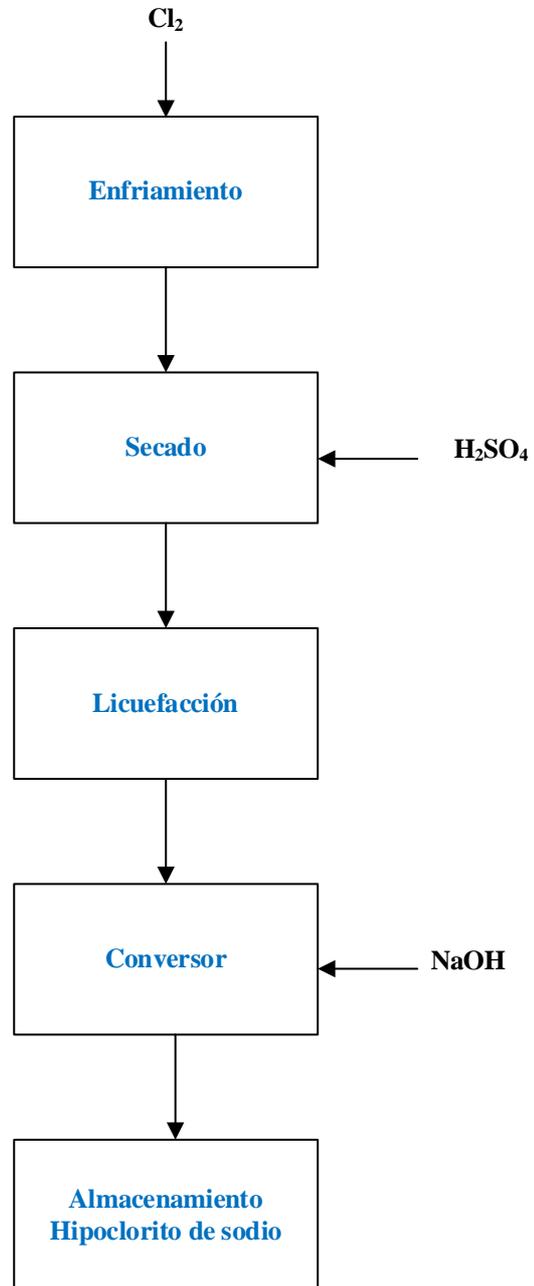
En consecuencia, se puede afirmar que el pretratamiento de la salmuera incorporando la etapa de ósmosis inversa y sus equipos asociados es el proceso más eficiente atendiendo a los criterios detallados con anterioridad.

## 5.2. Discusión entre el tipo de producto final: cloro gaseoso o hipoclorito de sodio.

Al igual que en el apartado anterior, se presentan ambas alternativas en los siguientes diagramas de flujos.



**Figura 59.** Producto: Cloro gas



**Figura 60.** Producto: Hipoclorito de sodio

- Secuencia de etapas de proceso: Desde el punto de vista operativo la principal diferencia radica en la etapa de conversión, donde se produce la reacción de cloro gas a hipoclorito sódico.
- Seguridad: Desde el punto de vista de la seguridad, la operación, el manejo así como el almacenamiento de cloro gaseoso presenta una serie de complicaciones y riesgos mucho mayores que

con hipoclorito de sodio, el cual implica un diseño de un sistema de seguridad y emergencia de mayor complejidad. De hecho, cuando se produce y almacena cloro gaseoso es necesario implementar un generador de hipoclorito como medida de seguridad.

- Mercado: La obtención de hipoclorito sódico como producto final permite una salida de mercado mucho más ventajosa debido a las numerosas aplicaciones de este fluido dentro de la industria.
- Análisis económico: En primer lugar, se analizan cuantitativamente los costes de inversión (CAPEX).

Para ello, se presenta una tabla comparativa (*Tabla 51* y

➤

➤

- *Tabla 52*) del coste total que suponen ambas etapas usando el método de Chilton explicado en detalle en la sección “6 Análisis económico”. Los datos económicos de los equipos se han extrapolado de la *Tabla 55*. En segundo lugar, los costes de operación de la planta (OPEX) se analizan de forma cualitativa:

- Cantidad de equipos: El OPEX del proceso de obtención de hipoclorito sódico es superior ya que precisa de una etapa de conversión adicional.
- Consumo de reactivos: El OPEX del proceso de obtención de NaClO es mayor debido al consumo de adicional de NaOH en la etapa de conversión.

**Tabla 51.** Coste de adquisición de equipos – Producto final: Cloro gas

Equipo	Parámetro	Valor	Coste Unitario (€)	Unidades	Coste Total (€)
<b>TK-008</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	133,8	45.652	4	182.609
<b>TK-011</b>	Volumen (m3)	3,4	5.079	1	5.079
<b>TK-012</b>	Volumen (m3)	38,9	38.415	1	38.415
<b>SD-001</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>SD-002</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>SD-003</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>E-006</b>	Área de intercambio (m2)	7,8	5.110	1	5.110
<b>E-007</b>	Área de intercambio (m2)	16	7.867	1	7.867
<b>L-001</b>	Área de intercambio (m2)	33,2	11.326	1	11.326
<b>Coste Total Directos – Equipos (€)</b>					<b>268.772</b>

**Tabla 52.** Coste de adquisición de equipos – Producto final: Hipoclorito de sodio

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Coste Unitario (€)</b>	<b>Unidades</b>	<b>Coste Total (€)</b>
<b>TK-008</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	133,8	45.652	4	182.609
<b>TK-011</b>	Volumen (m3)	3,4	5.079	1	5.079
<b>TK-013</b>	Volumen (m3)	83,1	34.564	4	138.255
<b>SD-001</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>SD-002</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>SD-003</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>E-006</b>	Área de intercambio (m2)	7,8	5.110	1	5.110
<b>E-007</b>	Área de intercambio (m2)	16	7.867	1	7.867
<b>L-001</b>	Área de intercambio (m2)	33,2	11.326	1	11.326
<b>R-004</b>	Volumen (m3)	41,2	24.100	1	24.100
<b>Coste Total Directos – Equipos (€)</b>					<b>392.712</b>

**Tabla 53.** Análisis Económico

<b>Costes Directos</b>	<b>Coste Cloro gaseoso</b>	<b>Coste Hipoclorito de sodio</b>
Equipos	268.772	392.712
Instrumentación	26.877,2	39.271,2
Impuestos de ventas	8.063	11.781
Transporte	13.438	19.635
<b>Coste Total (€)</b>	<b>317.151</b>	<b>463.400</b>
<b>Costes Directos de Instalación</b>		
Cimentación	38.058	55.608
Obra civil	126.860	185.360
Electricidad	3.171	4.634
Red de tuberías	95.145	139.020

	Aislante	3.171	4.634
	Pintura	3.171	4.634
	<b>Coste Total (€)</b>	<b>269.578</b>	<b>393.890</b>
	<b>Costes Indirectos de Instalación</b>		
	Ingeniería	31.715	46.340
	Gastos de construcción	31.715	46.340
	Honorarios del contratista	31.715	46.340
	Puesta en marcha	3.171	4.634
En	Pruebas de funcionamiento	3.171	4.634
	Contingencia	9.514	13.902
	<b>Coste Total (€)</b>	<b>1.11.002</b>	<b>162.190</b>
	Costes directos totales tangibles	697.732	1.019.480
	Costes directos totales intangibles	69.773	101.948
	<b>Coste Total de Inversión Fija (€)</b>	<b>767.505</b>	<b>1.121.428</b>
	Imprevistos	76.750	112.142
	<b>Coste Total Capital Fijo Invertido (€)</b>	<b>844.256</b>	<b>1.233.571</b>

consecuencia, el proceso seleccionado es el de obtención de NaClO como producto final.

# 6 ANÁLISIS ECONÓMICO

---

En esta sección se pretende analizar y evaluar el coste total de inversión necesario para la implantación de la planta de producción de hidróxido de potasio en cuestión. Para ello, en primer lugar se desglosa las partidas a evaluar a continuación.

El coste total de inversión se puede dividir en: costes directos y costes indirectos.

A su vez, los costes directos se pueden desglosar en costes asociados a:

- Equipos:
  - Adquisición de equipos.
  - Materiales asociados a la instalación de los equipos (cimentación, tuberías, instalación eléctrica, controladores, pintura, etc.
  - Mano de obra asociada a la instalación de equipos.
- Edificios de procesos.
- Instalaciones auxiliares:
  - Servicios (vapor, aire comprimido, agua de refrigeración...).
  - Edificios auxiliares.
- Terreno:
  - Compra del terreno.
  - Urbanización del terreno.

Los costes indirectos se deben a:

- Equipos:
  - Transporte de los equipos a la planta.
  - Seguros asociados a los equipos.
  - Impuesto aplicado a la venta del equipo.
- Ingeniería.
- Construcción:
  - Maquinaria y herramientas de construcción.

- Carreteras auxiliares.
- Salarios del personal.
- Honorarios del contratista.
- Contingencias.
- Gastos legales (patentes y licencias).

La inversión de una planta química depende en gran medida del coste en capital fijo, que suele estimarse a partir del coste total de los equipos del proceso. Algunos de los métodos de estimación del capital fijo por factores se resumen a continuación:

- Método de Chilton
- Método de Lang: Estima el coste total de la planta con un multiplicador sobre el coste total de los equipos, que varía según la planta, por ejemplo  $FLang = 4.74$  para plantas con fluidos.
- Método de Hand: este método es una ampliación del anterior y consiste en aplicar un factor multiplicador a cada equipo del proceso de forma individual. Por lo tanto, el coste total es la suma de los costes modificados de cada equipo.
- Método de Cran: este método es igual que el anterior, pero añade dos términos más al coste total de la planta. Uno relacionado con la instrumentación y otro con los costes indirectos

En este Proyecto se ha seleccionado el método de Chilton debido a que se trata del estudio más completo. Este método pondera el valor de los costes de la instalación con una serie de factores a partir del coste total de los equipos. El método de Chilton es un método mediante el cual puede extrapolarse el coste de un sistema completo a partir del coste de los equipos principales del proceso y estimar la inversión fija total con un error de 10-15% sobre el valor real, por la selección cuidadosa de los factores dentro del rango dado.

Los factores de Chilton provienen del estudio de numerosos procesos químicos existentes, los más utilizados se muestran en la siguiente tabla.

**Tabla 54.** Factores del método de Chilton

<b>Costes Directos</b>	<b>Factor</b>
Equipos	1
Instrumentación	0,1 C <sub>Equipos</sub>
Impuestos de ventas	0,03 C <sub>Equipos</sub>
Transporte	0,05 C <sub>Equipos</sub>
<b>Costes Directos de Instalación</b>	<b>Factor</b>
Cimentación	0,12 C <sub>Directos</sub>
Obra civil	0,4 C <sub>Directos</sub>
Electricidad	0,01 C <sub>Directos</sub>
Red de tuberías	0,3 C <sub>Directos</sub>
Aislante	0,01 C <sub>Directos</sub>
Pintura	0,01 C <sub>Directos</sub>
<b>Costes Indirectos de Instalación</b>	<b>Factor</b>
Ingeniería	0,1 C <sub>Directos</sub>
Gastos de construcción	0,1 C <sub>Directos</sub>
Honorarios del contratista	0,1 C <sub>Directos</sub>
Puesta en marcha	0,01 C <sub>Directos</sub>
Pruebas de funcionamiento	0,01 C <sub>Directos</sub>
Contingencia	0,03 C <sub>Directos</sub>
	<b>Factor</b>
<b>Costes directos totales tangibles</b>	1
<b>Costes directos totales intangibles</b>	0,1
<b>Imprevistos</b>	0,1

El cálculo del coste de los equipos se determina a partir de la siguiente correlación, cuyos valores de  $K_i$  se obtienen a partir de las tablas mostradas en el Anexo 5:

$$\log_{10} C_A = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A_A) + K_3 \cdot [\log_{10}(A_A)]^2$$

Como se puede ver en las tablas, la correlación es válida en un determinado rango. Por lo tanto, si el parámetro del equipo  $A_A$  está fuera del mismo se determina el coste a partir de la siguiente ecuación:

$$C_A = C_B \cdot \left(\frac{A_A}{A_B}\right)^n \cdot A_M \cdot A_P \cdot A_T$$

Dónde:

- $C_A$ : Coste del equipo a calcular.

- $C_B$ : Coste del equipo conocido.
- $K_i$ : Factores empíricos correlación estimación económica
- $A_A$ : Parámetro del equipo a calcular.
- $A_B$ : Parámetro del equipo conocido.
- $A_M$ : Corrección por material de construcción.
- $A_p$ : Corrección por presión de operación.
- $A_T$ : Corrección por temperatura de operación.
- $n$ : Exponente de coste, suele ser 0,6 en la industria química.

El coste del equipo conocido  $C_B$  se debe actualizar al año actual debido a la variación de la inflación. Para ello, se utilizan los índices CEPCI mediante la siguiente ecuación:

$$C_{B_{actual}} = C_{B_{año\ x}} \cdot \frac{CEPCI_{actual}}{CEPCI_{año\ x}}$$

**Tabla 55.** Coste de adquisición de equipos

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Coste Unitario (€)</b>	<b>Unidades</b>	<b>Coste Total (€)</b>
<b>TK-000</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	117,3	44.414	2	86.118
<b>TK-001</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	99,7	43.059	2	86.118
<b>TK-002</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>TK-003</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>TK-004</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	131,2	45.459	4	181.836
<b>TK-006</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	92,2	42.472	2	84.945
<b>TK-008</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	133,8	45.652	4	182.609
<b>TK-009</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	53,3	29.572	2	59.144
<b>TK-011</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	3,4	5.079	1	5.079
<b>TK-012</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	38,9	44.414	4	38.415
<b>TK-013</b>	Volumen (m <sup>3</sup> )	83,1	34.564	4	138.255
<b>E-001</b>	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	36,23	45.278	1	12.326
<b>E-002</b>	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	9,4	20.116	1	5.486
<b>E-003</b>	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	40,4	50.835	1	13.709
<b>E-006</b>	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	7,8	10.207	1	5.110
<b>E-007</b>	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	16	15.733	1	7.867
<b>EV-001</b>	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	52,7	365.608	1	235.081
<b>EV-002</b>	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	52,7	365.608	1	235.081

<b>EV-003</b>	Área de intercambio (m2)	52,7	365.608	1	235.081
<b>SD-001</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>SD-002</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>SD-003</b>	Volumen (m3)	3,7	6.122	1	6.122
<b>R-001</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>R-002</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>R-003</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>R-004</b>	Volumen (m3)	41,2	24.100	1	24.100
<b>CL-001</b>	Volumen (m3)	112,6	44.055	1	44.055
<b>FT-001</b>	Volumen (m3)	29,8	19.843	1	19.843
<b>FT-002</b>	Volumen (m3)	29,8	19.843	1	19.843
<b>FT-003</b>	Volumen (m3)	29,8	19.843	1	19.843
<b>EL-001</b>	-	-	-	1	207.000
<b>EL-002</b>	-	-	-	1	207.000
<b>RI-001</b>	Volumen (m3)	4	5.947	1	5.947
<b>RI-002</b>	Volumen (m3)	4	5.947	1	5.947
<b>D-001</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>D-002</b>	Volumen (m3)	71	33.406	1	33.406
<b>S-001</b>	Volumen (m3)	45,5	25.579	1	25.579
<b>S-002</b>	Volumen (m3)	45,5	25.579	1	25.579
<b>SK-001</b>	-	-	-	1	55.000
<b>C-001</b>	Potencia (kW)	107,6	63.470	1	63.470
<b>L-001</b>	Área de intercambio (m2)	33,2	41.326	1	11.326
<b>J-001</b>	-	-	14.867	1	14.867
<b>Coste Total Directos – Equipos (€)</b>					<b>2.913.439</b>

**Tabla 56.** Análisis Económico

<b>Costes Directos</b>	<b>Factor</b>	<b>Coste</b>
Equipos	1	2.913.439
Instrumentación	0,1 C <sub>Equipos</sub>	291.343
Impuestos de ventas	0,03 C <sub>Equipos</sub>	87.403
Transporte	0,05 C <sub>Equipos</sub>	145.671
<b>Coste Total (€)</b>		<b>3.437.859</b>
<b>Costes Directos de Instalación</b>	<b>Factor</b>	

Cimentación	0,12 C <sub>Directos</sub>	412.543
Obra civil	0,4 C <sub>Directos</sub>	1.375.143
Electricidad	0,01 C <sub>Directos</sub>	34.378
Red de tuberías	0,3 C <sub>Directos</sub>	1.031.357
Aislante	0,01 C <sub>Directos</sub>	34.378
Pintura	0,01 C <sub>Directos</sub>	34.378
<b>Coste Total (€)</b>		<b>2.922.179</b>
<b>Costes Indirectos de Instalación</b>	<b>Factor</b>	
Ingeniería	0,1 C <sub>Directos</sub>	292.217
Gastos de construcción	0,1 C <sub>Directos</sub>	292.217
Honorarios del contratista	0,1 C <sub>Directos</sub>	292.217
Puesta en marcha	0,01 C <sub>Directos</sub>	29.221
Pruebas de funcionamiento	0,01 C <sub>Directos</sub>	29.221
Contingencia	0,03 C <sub>Directos</sub>	87.665
<b>Coste Total (€)</b>		<b>1.022.762</b>
	<b>Factor</b>	
Costes directos totales tangibles	1	7.382.801
Costes directos totales intangibles	0,1	738.280
<b>Coste Total de Inversión Fija (€)</b>		<b>8.121.081</b>
Imprevistos	0,1	812.108
<b>Coste Total Capital Fijo Invertido (€)</b>		<b>8.933.190</b>

# 7 IMPLANTACIÓN DE EQUIPOS EN PLANTA

---

En esta sección se muestra la implantación tridimensional del conjunto de equipos, estructuras, tuberías, etc..., que conforman la planta de producción de hidróxido de potasio según las alternativas de proceso seleccionadas en la sección anterior “5 Selección de las alternativas de proceso”.

Todos los equipos, tuberías y demás componentes se han implantado a escala real siguiendo los parámetros dimensionales detallados en secciones anteriores “4.4. Diseño de equipos” y “4.5. Diseño de tuberías”. La herramienta utilizada para ello ha sido el software de diseño *AutoCad Plant 3D*.

A continuación, se muestran una serie de figuras donde se identifica el conjunto de equipos con sus respectivos TAG's según los diagramas P&ID que aparecen en la sección “3.2. Descripción del proceso”. Para mayor información, consultar diagramas.

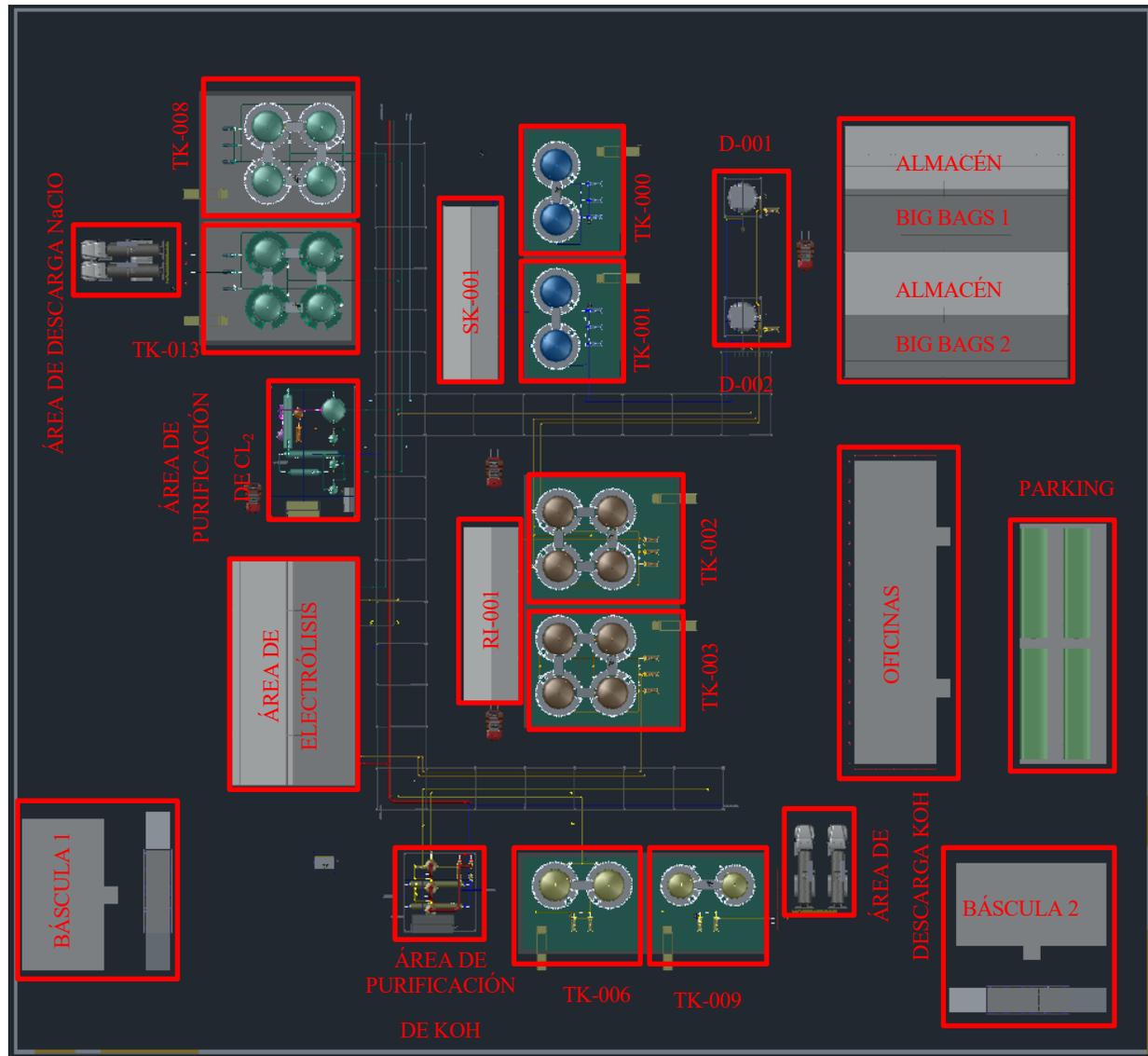
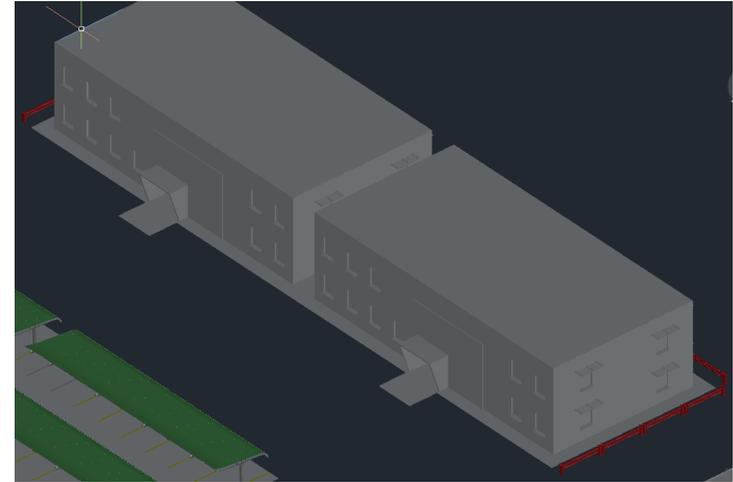


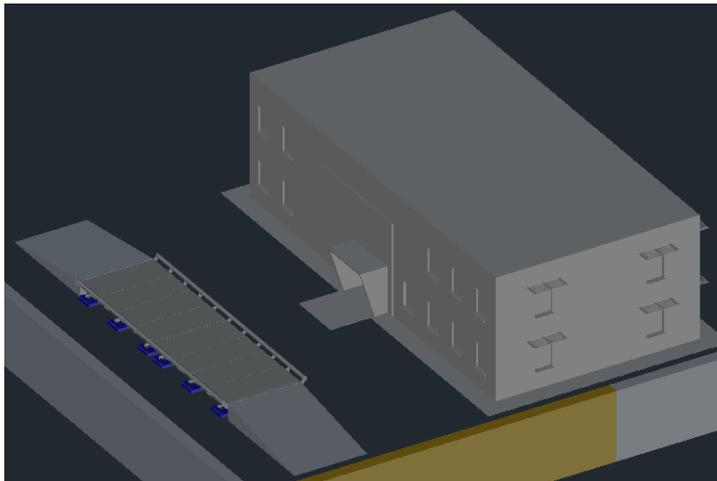
Figura 61. Implantación de equipos (TAG`s)



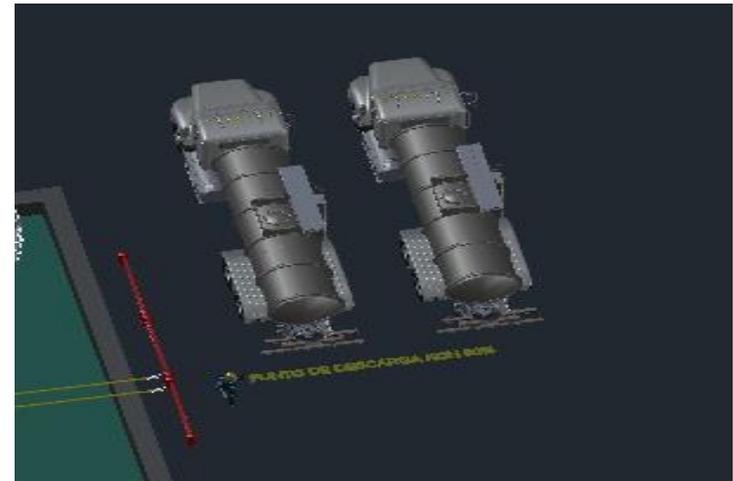
**Figura 62.** Almacén de Big Bag's 1-2



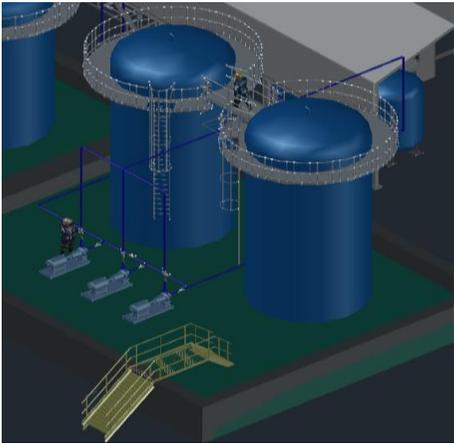
**Figura 63.** Edificio de oficinas



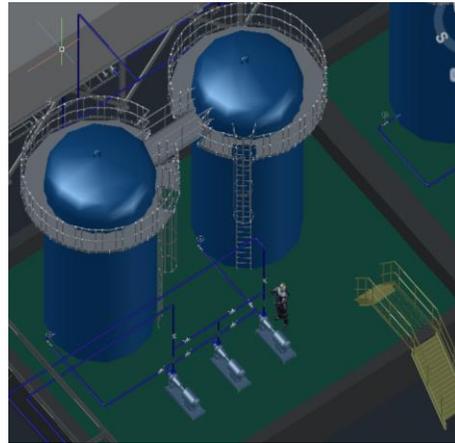
**Figura 64.** Báscula



**Figura 65.** Punto de descarga de KOH 50%



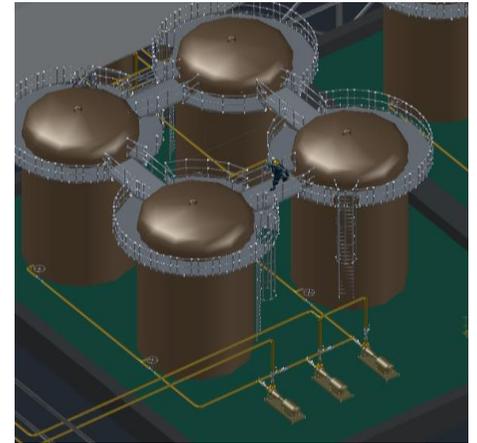
*Figura 66.* TK-000



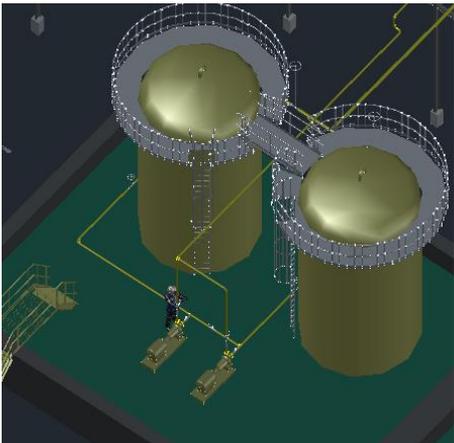
*Figura 67.* TK-001



*Figura 68.* TK-002



*Figura 69.* TK-003



*Figura 70.* TK-006



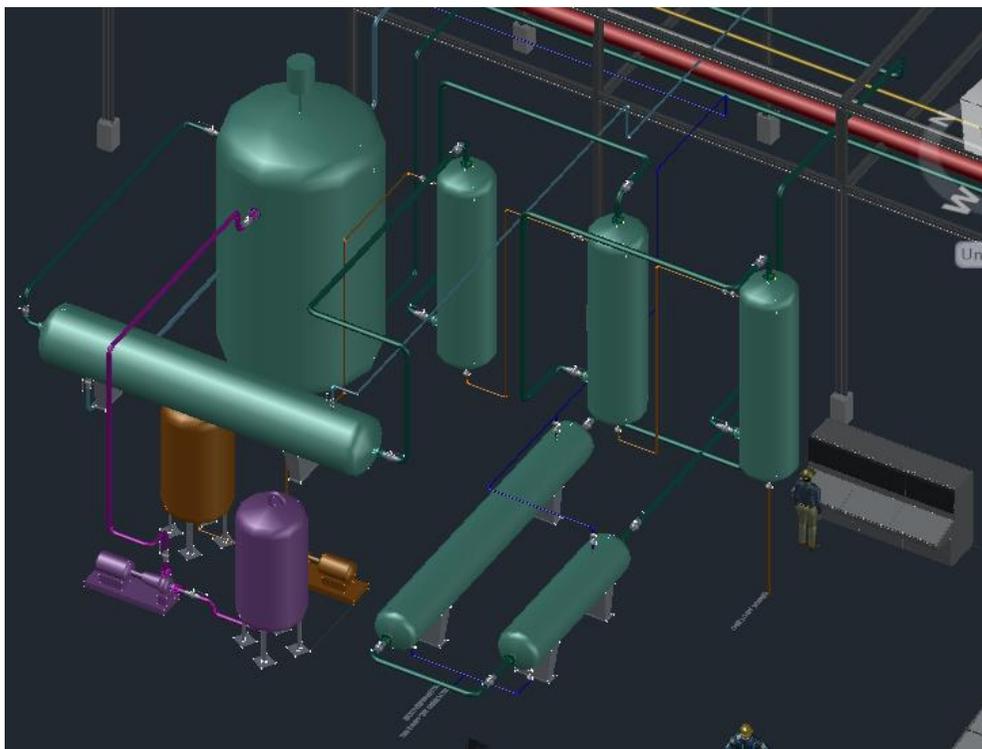
*Figura 71.* TK-009



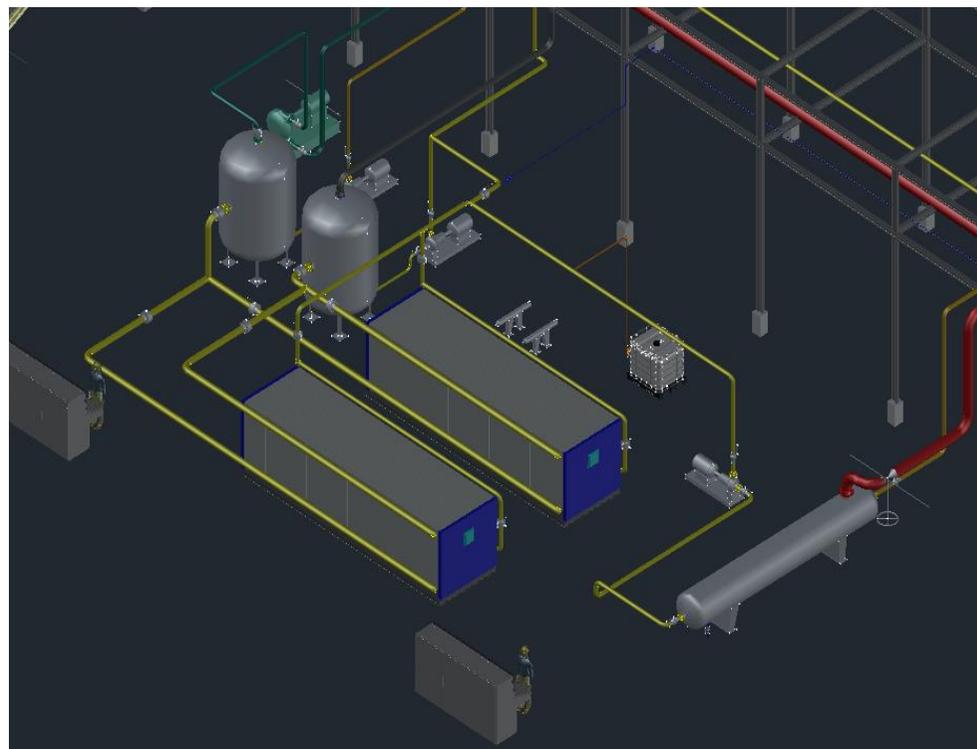
*Figura 72.* TK-008



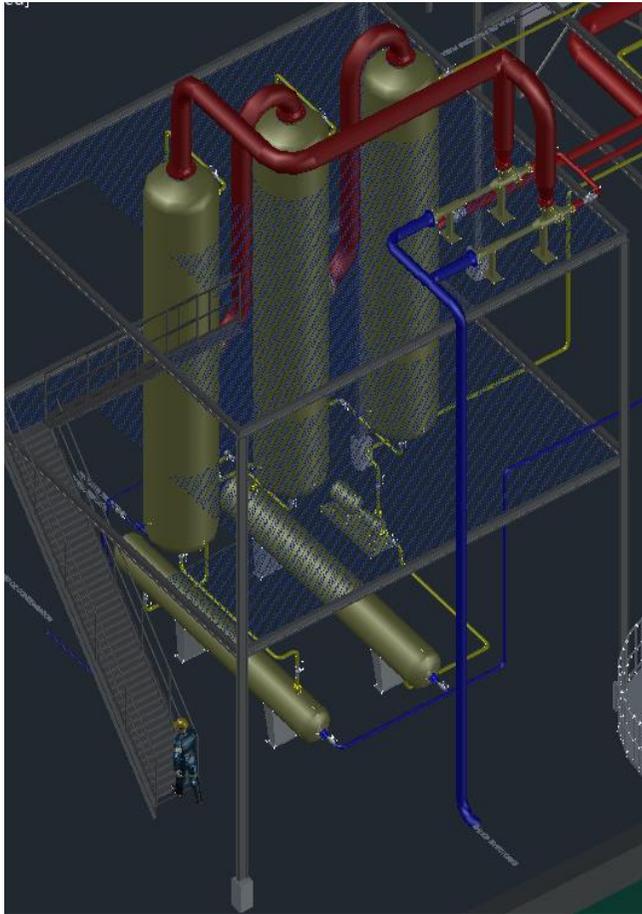
*Figura 73.* TK-0013



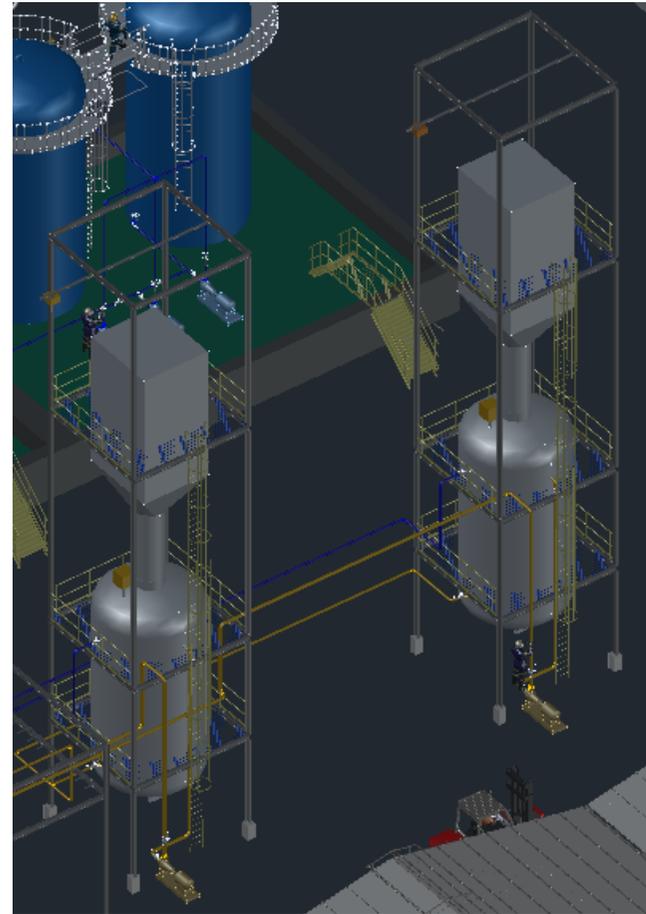
*Figura 74.* Área de purificación de Cl<sub>2</sub>



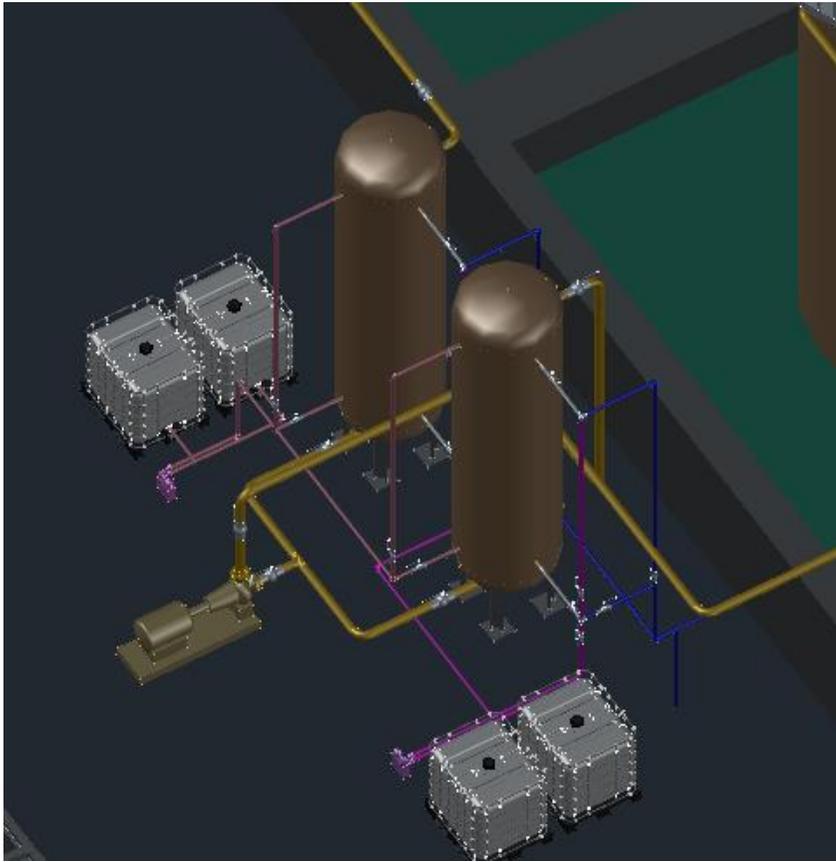
*Figura 75.* Área de electrólisis



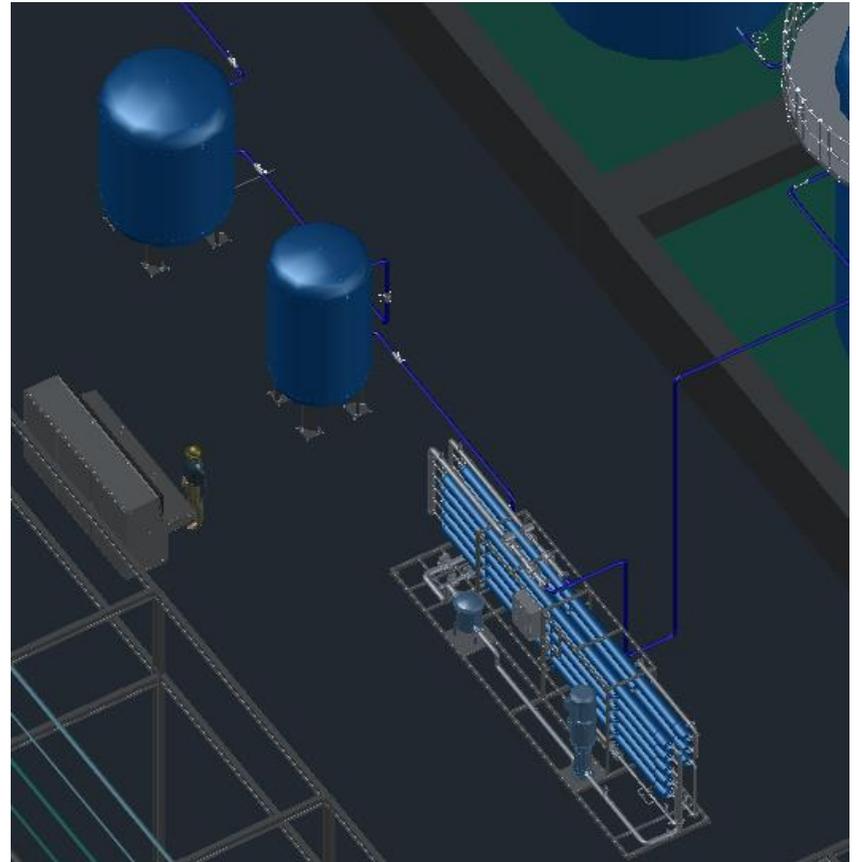
*Figura 76.* Área de purificación de KOH



*Figura 77.* D-001 || D-002



*Figura 78.* R-001



*Figura 79.* SK-001



*Figura 80.* Vista “SW Isometric”



*Figura 81.* Vista “NE Isometric”

## Anexo 1: Metodología de cálculo de Tolvas

La metodología de diseño de tolvas se detalla a continuación:

1. Selección de la geometría de la tolva.
2. Dimensiones de la tolva. En la Figura 45 se pueden observar las medidas a especificar para completar el diseño de la tolva.

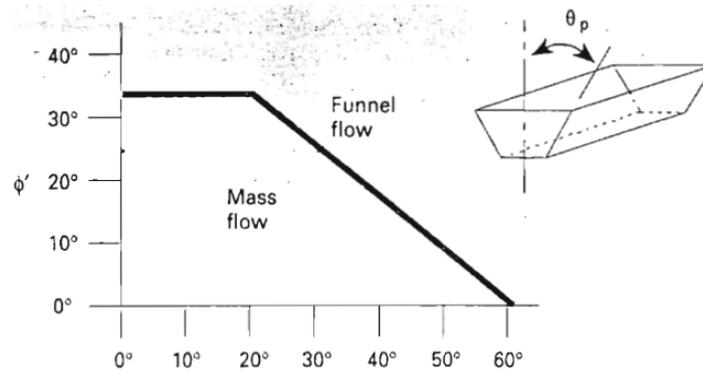
En primer lugar, se fijan las magnitudes D y B, además de seleccionar el ángulo de diseño de la tolva. Para ello:

- 2.1. Elegir tipo de material y ángulo de fricción ( $\Phi$ ). Se selecciona el material a almacenar o se considera el material que más se asemeja a las características de las partículas a almacenar. En relación al ángulo de fricción, considerando chapa de acero se obtiene un rango entre  $\Phi = 30^\circ$ - $45^\circ$ .

Material	Specific Gravity	Weight in lbs. (per cu. ft.)	Weight in lbs. (per cu. yd.)	Angle of Repose
Salt Cake	1.44	90	2430	30-45
Salt, coarse	0.80	50	1350	30-45
Salt, fine	1.20	75	2025	30-45
Sand, damp	1.92	120	3240	
Sand, dry	1.60	100	2700	
Sand, loose	1.44	90	2430	
Sand, rammed	1.68	105	2835	
Sand, wet	1.92	120	3240	
Sand, wet packed	2.08	130	3510	

**Figura 82.** Ángulo de reposo de materiales (20)

- 2.2. Fijar el ángulo de diseño según geometría y ángulo de fricción con objeto de garantizar el flujo en masa.



**Figura 83.** Ángulos de diseño tolva troncopiramidal

Una vez fijadas dichas magnitudes, es posible determinar la altura de la tolva haciendo uso de las siguientes expresiones.

$$h_o = \frac{D}{(2 \cdot \tan \theta)}$$

$$h_B = \frac{B}{(2 \cdot \tan \theta)}$$

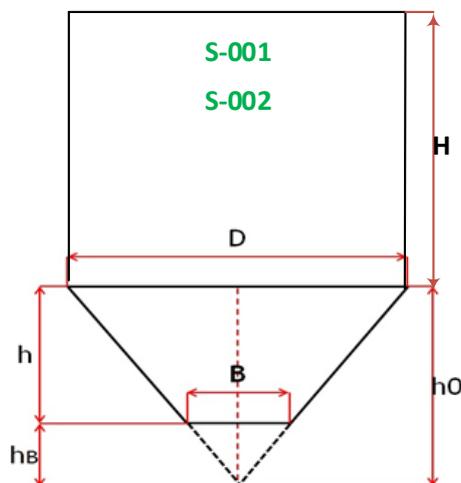
$$h = h_o - h_B$$

### 3. Capacidad de la tolva

$$V_T = \frac{h}{3} \cdot (A_1 + A_2 + \sqrt{A_1 \cdot A_2})$$

Dónde:

- $A_1$ : Sección rectangular de la cara superior de la tolva troncopiramidal.
- $A_2$ : Sección rectangular de la cara inferior de la tolva troncopiramidal



**Figura 84.** Dimensiones Silos

## Anexo 2: Metodología de cálculo de Tanques de Almacenamiento

Conocidas las bases de partida, es decir, las especificaciones de temperatura y presión de operación, caudal de trabajo, composición... de la corriente de entrada al tanque de almacenamiento se puede realizar el dimensionado del mismo siguiendo la siguiente metodología de cálculo:

### 1. Capacidad de almacenamiento.

$$V = V_t \cdot (1 + f)$$

$$V_c = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot H$$

$$V_h = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h_{cab}}{6}$$

$$V_T = V_c + 2 \cdot V_h$$

Dónde:

- $V_t$ : Volumen teórico del equipo en  $m^3$
- $f$ : factor de seguridad expresado en tanto por uno. Suele considerarse un 20%.
- $V$ : Volumen del equipo necesario en  $m^3$
- $V_c$ : Volumen del cilindro en  $m^3$
- $V_h$ : Volumen de la cabeza en  $m^3$
- $V_T$ : Volumen total del equipo en  $m^3$
- $H$ : Altura del cilindro
- $D$ : Diámetro del cilindro
- $h_{cab}$ : Altura de la cabeza en  $m$

Los siguientes cálculos se realizan siguiendo las directrices marcadas por ASME Section VIII, Division 1, paragraph UG-27, usado para determinar el espesor de pared y presión de diseño de la pared de depósitos.

### 2. Presión de diseño. Debe ser mayor que la presión máxima de estas ecuaciones:

$$P > 1,1 \cdot P_{max}$$

$$P > 1,1 P_{max} + 1 \frac{kg}{cm^2}$$

Dónde:

- $P$ : Presión de diseño en  $kg/cm^2$
- $P_{max}$ : Presión máxima de operación en  $kg/cm^2$ .

3. Temperatura.

$$T = T_t + T_{amb}$$

Dónde:

- T: Temperatura de diseño en °C
- T<sub>t</sub>: Temperatura máxima de operación en °C.
- T<sub>i</sub>: Temperatura ambiente en °C.

4. Espesor de pared carcasa. Se considera forma cilíndrica

$$t_p = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6P} + t_{corr}$$

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6t}$$

5. Espesor de pared cabeza-fondo. Se considera forma elipsoidal 2:1

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2P} + t_{corr}$$

$$P = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t}{D + 0,2t}$$

Dónde:

- t<sub>p</sub>: espesor de pared cuerpo cilíndrico, pulgadas
- t<sub>h</sub>: espesor de pared cabeza, pulgadas
- t<sub>corr</sub>: espesor de corrosión, pulgadas. Se toma 0,125 in.
- R: radio interior, pulgadas
- S: tensión máxima admisible del material, kg/cm<sup>2</sup>. Se toma Carbon Steel SA-285 Grado C, 13.800 lb/pulgada<sup>2</sup> (21)
- E: Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura. Se toma 1.
- P: presión de diseño, lb/pulg<sup>2</sup>

6. Selección del material.

### Anexo 3: Metodología de cálculo de Agitadores

El diseño y cálculo de los agitadores se ha llevado a cabo siguiendo una serie de proporciones geométricas para determinar el sistema de agitación (19).

$$\frac{D_A}{D} = \frac{1}{4} \quad \frac{B}{D} = \frac{1}{12} \quad \frac{E}{D_A} = 1 \quad \frac{W}{D_A} = \frac{1}{8} \quad \frac{S}{D_A} = 1$$

Posteriormente, se procede a calcular la potencia requerida por el motor del agitador:

$$P = N_p \cdot D_A^5 \cdot N^3 \cdot \rho$$

$$P_m = \frac{P}{\eta}$$

El siguiente paso consiste en determinar el diámetro del eje de transmisión:

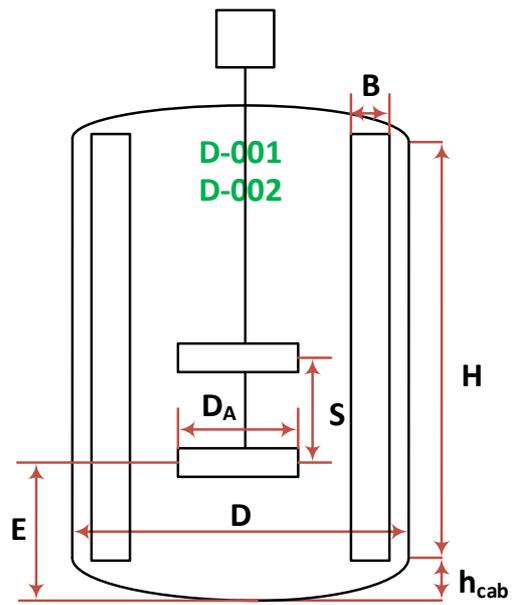
$$d = \left[ \frac{16\sqrt{3} \cdot N_f \cdot \left( \frac{T_m}{S_y} \right) \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$T_m = \frac{P}{\omega}$$

Dónde:

- $D_A$  – Diámetro del agitador (m)
- $B$  – Ancho de la placa deflectora (m)
- $E$  - Distancia del fondo del tanque hasta el rodete
- $S$  – Separación entre agitadores (m)
- $W$ - Ancho del agitador de paletas (m)
- $P_m$  – Potencia del motor eléctrico (W)
- $\eta$  – Eficiencia
- $N$  – Velocidad de rotación del agitador (rpm)
- $N_p$  – Número de potencia, se obtiene de forma gráfica en función del número de Reynold y el tipo de agitador.
- $D$  – diámetro del eje de transmisión (m)
- $N_f$  – Factor de seguridad
- $T_m$  – Torque medio (Nm)
- $S_y$  – Resistencia a la fluencia del material (Pa)

➤  $w$  – Velocidad angular (rad)



*Figura 85.* Dimensiones agitador mecánico

## Anexo 4: Metodología de cálculo de Evaporadores

- Número de tubos del evaporador

$$D_m = D_{ext} - e_t$$

$$L = L_{tubo} - 2 \cdot e_{est} - 2 \cdot exp_t$$

$$N = \frac{A}{\pi \cdot D_m \cdot L}$$

- Placa de tubos. Se trata de la estructura que ofrece estabilidad mecánica a los tubos ante cambios de presión y temperatura.

$$\text{paso} = D_{ext} + Lig + h_t + h_{ag}$$

$$A_t = \frac{0,866 \cdot \text{paso}^2 \cdot N}{\beta} \cdot f$$

$$D_{placa} = \sqrt{\frac{A_t \cdot 4}{\pi}}$$

- Entrada/salida de vapor y línea de condensado

$$D_{ent_{vap}} = \sqrt{\frac{Q_{28} \cdot 4}{v_{vap} \cdot \pi}} \quad D_{sal_{vap}} = \sqrt{\frac{Q_{29} \cdot 4}{v_{vap} \cdot \pi}} \quad D_{cond} = \sqrt{\frac{Q_{32} \cdot 4}{v_{vap} \cdot \pi}}$$

- Espacio de vapor. Es la zona superior entre la zona de tubos y el límite superior del evaporador.

$$h = f_h \cdot L_t$$

- Espesor de la carcasa.

$$e_c = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot F \cdot J - P} + C$$

- Diámetro de la zona superior.

$$D_{zs} = \sqrt{\frac{A_{zs} \cdot 4}{\pi}} \quad A_{zs} = f_{zs} \cdot \frac{\pi \cdot D_{ent_{vap}}^2}{4}$$

- Diámetro de la zona inferior.

$$D_{zi} = 0,25 \cdot D_{placa}$$

- Altura de las zonas cónicas superior e inferior.

$$h_{\text{cono}_s} = \tan \theta_s \cdot \frac{D_{\text{placa}} - D_{zs}}{2} \quad h_{\text{cono}_i} = \tan \theta_i \cdot \frac{D_{\text{placa}} - D_{zi}}{2}$$

Dónde:

- $D_m$  – Diámetro medio del tubo en m.
- $D_{\text{ext}}$  – Diámetro exterior del tubo en m.
- $e_t$  – Espesor del tubo en m.
- $e_{\text{est}}$  – Espesor de la estructura que contiene los tubos en m.
- $\text{exp}_t$  – Permisividad de expansión del tubo en m.
- $L$  – Longitud efectiva del tubo.
- $N$  – Número de tubos.
- $A$  – Área de transferencia de calor en  $\text{m}^2$ .
- Paso – Paso del tubo en m.
- $h_t$  – separación entre tubos en m.
- $h_{\text{ag}}$  – espacio libre del agujero en m.
- $A_t$  – Área ocupada por los tubos en  $\text{m}^2$ .
- $\beta$  – Factor proporcional.
- $f$  – factor de seguridad.
- $D_{\text{placa}}$  – Diámetro de la placa en  $\text{m}^2$ .
- $D_{\text{ent}_{\text{vap}}}$  – diámetro entrada/salida de vapor en m.
- $Q_i$  – Caudal volumétrico en  $\text{m}^3/\text{s}$ .
- $V_{\text{vap}}$  – velocidad del vapor entrada/salida en  $\text{m}/\text{s}$ .
- $h$  – Altura del espacio de vapor en m.
- $f_h$  – Factor de seguridad.
- $e_c$  – Espesor de la carcasa en m.
- $h_{\text{cono}_i}$  – Altura de la zona cónica superior/inferior en m.

## Anexo 5: Metodología de cálculo Resinas de Intercambio Iónico

La metodología de diseño que se ha llevado a cabo es la siguiente:

- Volumen del lecho de la resina

$$V_R = \frac{Q_{11}}{SFR} \cdot f$$

$$\text{Cantidad} = \frac{V_R}{V_S}$$

- Duración del ciclo. Debe ser igual al tiempo requerido para llenar el depósito. La resina seleccionada debe demorarse t (h) en agotarse. Si la capacidad operativa es menor que la capacidad total, entonces la resina cumple este requisito. Si no es así, se debe buscar otra resina con mayor capacidad de intercambio iónico o tener columnas en serie.

$$t = \frac{V_T}{Q_{11}}$$

- Capacidad operativa de intercambio iónico. La siguiente expresión se obtiene realizando un balance de materia.

$$C_R = \frac{(C_0 - C_1) \cdot Q_{11}}{V_R}$$

- Dimensionado de la columna.

$$A_C = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

- Altura del lecho

$$h_l = \frac{V_R}{A_C}$$

- Expansión del lecho por hinchazón de la resina (swelling)

$$E_{\text{Max}} = h_l \cdot f_{\text{sw}}$$

- Altura del lecho hinchado

$$h_{\text{lex}} = h_l + E_{\text{max}}$$

- Fracción del lecho utilizado

$$X_l = \frac{C_R}{C_T}$$

- Longitud del lecho no utilizado

$$h_o = h_{lex} - X_l \cdot h_{lex}$$

- Freeboard o cámara de expansion. Suele oscilar entre el 50-75% de la altura del lecho. Se trata de la altura minima recomendable que debe existir por encima de la resina con objeto de que los fenómenos de expansión durante la etapa de retrolavado se efectúe de forma correcta.

$$\% \text{ Expansion} = \frac{h_{lex}}{h_f} \cdot 100$$

$$\text{Freeboard} = h_f - h_{lex}$$

- Altura cilindrica de la columna.

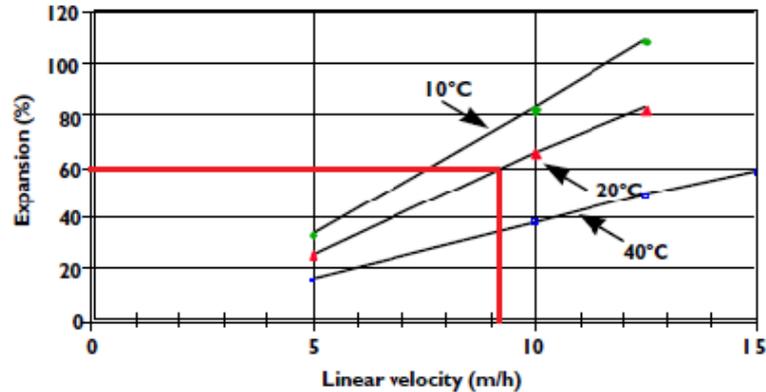
$$h_c = h_{lex} + \text{freeboard} + h_{seg}$$

Por último, se procede a realizar el diseño operativo de cada una de las secuencias de operación.

- Retrolavado. La velocidad de retrolavado se obtiene de los datos proporcionados por el fabricante de la resina y depende de la temperatura así como del porcentaje de expansion del lecho. En la Figura 86 se muestra la resolución gráfica.

$$Q_d = v_d \cdot A_c$$

$$V_d = Q_d \cdot t_d$$



**Figura 86.** Velocidad de retrolavado

- Regeneración.

$$Q_{reg} = RFR \cdot V_R$$

$$v_{reg} = \frac{Q_{reg}}{A_c}$$

Para obtener el volumen de la solución regenerante es necesario determinar en primer lugar la cantidad de sal y agua de la misma.

$$m_{HCl} = [H] \cdot V_R$$

$$m_{H_2O} = m_{HCl} \cdot \left( \frac{100}{x_{HCl}} \right) - m_{HCl}$$

$$V_{reg} = \frac{m_{HCl} + m_{H_2O}}{\rho_{Sol}}$$

El tiempo de regeneración se obtiene:

$$t_{reg} = \frac{V_{reg}}{Q_{reg}}$$

- Conversión. El flujo de la salmuera y la velocidad de regeneración se obtienen a partir de las siguientes expresiones:

$$Q_{con} = CFR \cdot V_R$$

$$v_{con} = \frac{Q_{con}}{A_c}$$

Para obtener el volumen de la solución regenerante es necesario determinar en primer lugar la cantidad de sal y agua de la misma.

$$m_{NaCl} = [Na] \cdot V_R$$

$$m_{H_2O} = m_{NaCl} \cdot \left( \frac{100}{x_{NaCl}} \right) - m_{NaCl}$$

$$V_{con} = \frac{m_{NaCl} + m_{H_2O}}{\rho_{Sol}}$$

El tiempo de regeneración se obtiene:

$$t_{con} = \frac{V_{con}}{Q_{con}}$$

- Lavado. En esta etapa se produce el desplazamiento del volumen regenerante de la columna a la misma velocidad y tiempo de regeneración con agua tratada.

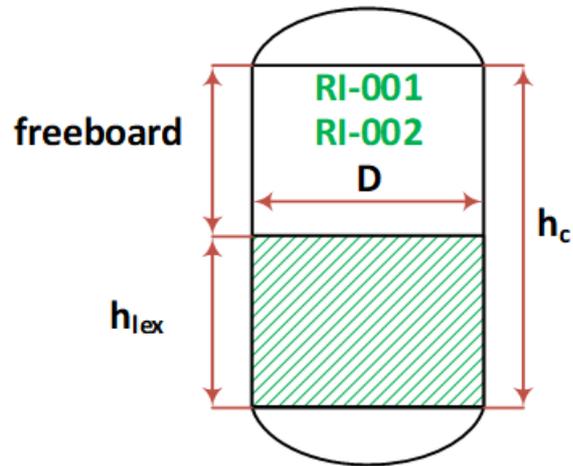
$$V_L = 2BV \cdot V_R$$

$$Q_L = \frac{V_L}{t_L}$$

Dónde:

- $V_i$  – Volumen de  $i$  (lecho, lavado, conversión,) expresado en  $m^3$
- $Q_i$  – Caudal de corriente o etapa  $i$  expresado en  $m^3$
- $C_i$  – Concentración componente  $i$  expresado en  $kg/m^3$

- $A_i$  – Área expresada en  $m^2$
- $F_{sw}$  – Factor de swelling (hinchamiento). Se toma de las propiedades características de la resina
- $t_i$  – Tiempo de etapa I expresado en h.



**Figura 87.** Dimensiones resinas de intercambio RI-001 y RI-002

## Anexo 6: Metodología de cálculo Serpentin

El procedimiento de diseño del serpentín es el siguiente:

En primer lugar, se calcula el calor generado en la reacción y el área mínima para el diseño del serpentín.

$$Q = \Delta H_R \times m_{48}$$

$$A = \frac{Q}{U \times F \times DTLM}$$

El calor de reacción se disipa mediante una corriente de refrigeración (Ej: agua de enfriamiento en el Reactor R-004), cuyo caudal se determina mediante la siguiente expresión:

$$Q = m_{H_2O} \times c_{p_{H_2O}} \times (T_{sal} - T_{ent})$$

A continuación se muestran las ecuaciones usadas para el diseño del serpentín.

$$D_H = D - 2xB - 2xBf - d_{tubo}$$

$$L_{helice} = N_{esp} \times \sqrt{p^2 + (\pi \times D_H)^2}$$

$$Z_C = p \times N_{esp} + d_{tubo}$$

$$\alpha = \tan^{-1}\left(\frac{p}{\pi \times D_H}\right)$$

## Anexo 7: Metodología de cálculo Intercambiadores de calor

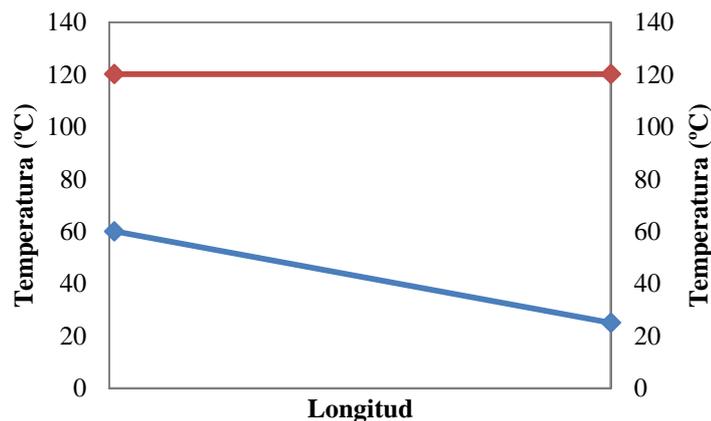
La metodología de cálculo para el diseño de los intercambiadores de calor de carcasa y tubo se basa en el método F-DTLM. Los pasos a seguir se exponen a continuación:

En primer lugar, se determina la temperatura media logarítmica del equipo. Para ello usaremos el diagrama de la Figura 88 (Ejemplo intercambiador E-001):

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_E - \Delta T_S}{\ln\left(\frac{\Delta T_E}{\Delta T_S}\right)} = \frac{(T_{CE} - T_{FS}) - (T_{CS} - T_{FE})}{\ln\left(\frac{(T_{CE} - T_{FS})}{(T_{CS} - T_{FE})}\right)} = \frac{(T_{64} - T_{13}) - (T_{65} - T_{12})}{\ln\left(\frac{(T_{64} - T_{13})}{(T_{65} - T_{12})}\right)}$$

Siendo:

- $T_{Ci}$  – Temperatura del fluido caliente a la entrada/salida
- $T_{Fi}$  – Temperatura del fluido frío a la entrada/salida
- $\Delta T_{ml}$  – Diferencia de temperaturas media logarítmica



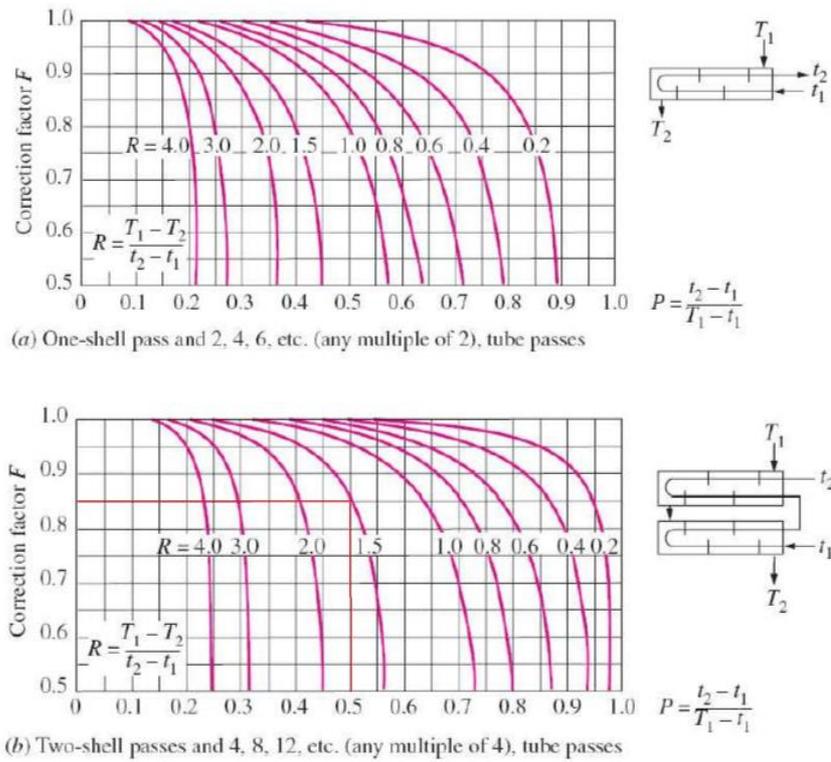
**Figura 88.** Distribución de temperaturas E-001

En segundo lugar, se procede a obtener el factor F de forma gráfica (Usar Figura 89) con los valores de:

$$P = \frac{\Delta T \text{ fluido dentro tubos}}{\Delta T_{MAX}} = \frac{T_{FS} - T_{FE}}{T_{CE} - T_{FE}}$$

$$R = \frac{\text{Capacidad fluido dentro tubos}}{\text{Capacidad fluido fuera de tubos}} = \frac{T_{CE} - T_{CS}}{T_{FS} - T_{FE}}$$

En el caso de que se produzca cambio de fase, se considera  $F=1$ .



**Figura 89.** Gráficos correlación factor F

El área de transferencia se calcula a partir de la expresión de la potencia del intercambiador:

$$Q = U \cdot A \cdot F \cdot \Delta T_{ml}$$

$$Q = m_{12} \cdot cp_{12} \cdot (T_{13} - T_{12})$$

Dónde:

- U: Coeficiente global de transferencia ( $W/m^2K$ )
- A: Área de intercambio ( $m^2$ )
- Q: Calor intercambiado (W)

A continuación, se calcula la longitud y el número de tubos por pasos.

$$N_t = \frac{A}{A_{tubo}} = \frac{A}{\pi \cdot L \cdot D_{int}} \quad N_{tpaso} = \frac{N_t}{p} \quad L_{paso} = \frac{L}{p}$$

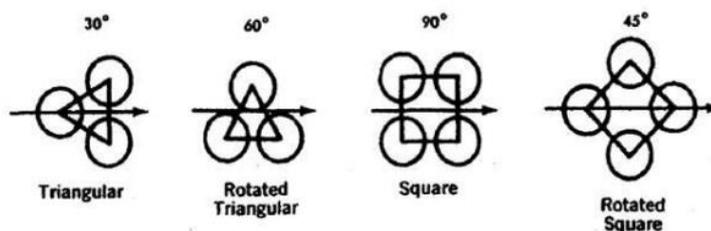
El cálculo del diámetro se realiza teniendo en cuenta la velocidad del fluido y el flujo másico por tubo:

$$m_{12tubo} = \frac{m_{12}}{N_t} \quad u = \frac{4 \cdot m_{12tubo}}{\rho \cdot \pi \cdot D_{int}^2}$$

El espesor mínimo de los tubos se determina siguiendo el código ASME para tuberías a presión:

$$t_{min} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (S \cdot E \cdot W + P \cdot Y)}$$

Tanto el diámetro interior como el espesor de los tubos se corrigen en función de los tamaños estándar de tuberías. El patrón de los tubos se selecciona entre las opciones representadas en la Figura 90 propuestas por la norma TEMA.



**Figura 90.** Disposición típica de los tubos en intercambiadores de calor de carcasa y tubos

A continuación, se procede a determinar el diámetro de la carcasa:

$$D_S = 0,637 \cdot \sqrt{\frac{CL}{CTP}} \cdot \left( \frac{A_0 \cdot (PR)^2 \cdot D_{ext}}{L} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Dónde:

- $D_S$ : Diámetro interior de la carcasa
- CL: Constante de la disposición de los tubos. CL=1 si están orientados a 90-45°; CL=0.87 si están orientados a 30-60°
- CTP: Constante en función del número de pasos por tubo
- $A_0$ : Área exterior total de los tubos
- PR: Relación de distancias entre ejes de tubos contiguos.  $PR=P_T/D_{ext}$
- $D_{ext}$ : Diámetro exterior de los tubos
- L: Longitud de tubo

**Tabla 57.** Valor de la constante CTP

Número de pasos por tubo	CTP
1	0,93
2	0,9
3	0,85
4	0,813

Por último, se procede a la selección de los cabezales (frontal y posterior). Para ello se siguen los diseños propuestos por la norma TEMA en la Figura 91.

El espesor y la longitud de los cabezales vendrán determinados por la siguiente expresión:

$$t = d \cdot \sqrt{\frac{C \cdot P}{S \cdot E}} \quad L_{\text{Cabezal}} = 1,3 \cdot \frac{m_{12\text{tubo}}}{u \cdot \rho} \cdot D_S$$

Dónde:

- D – Diámetro interno del cabezal
- C – Coeficiente según la configuración del cabezal (Figura 92)
- $L_{\text{cabezal}}$  – Longitud mínima del cabezal
- $m_{12\text{tubo}}$  – flujo másico que circula por los tubos
- u – Velocidad del fluido por los tubos
- $D_S$  – Diámetro de la carcasa

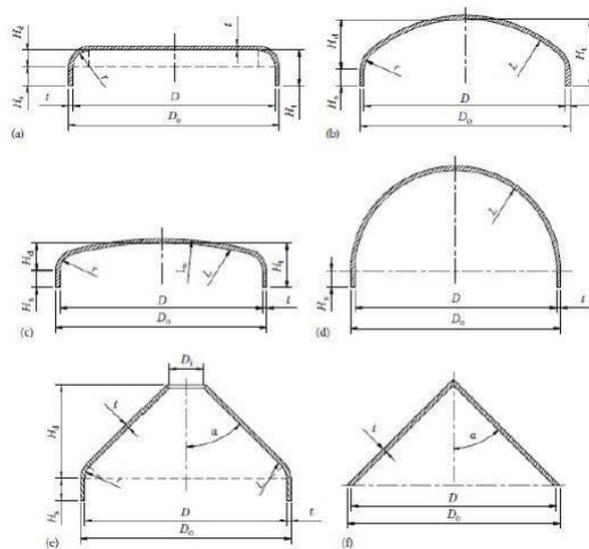


Figura 91. Tipos de cabezales

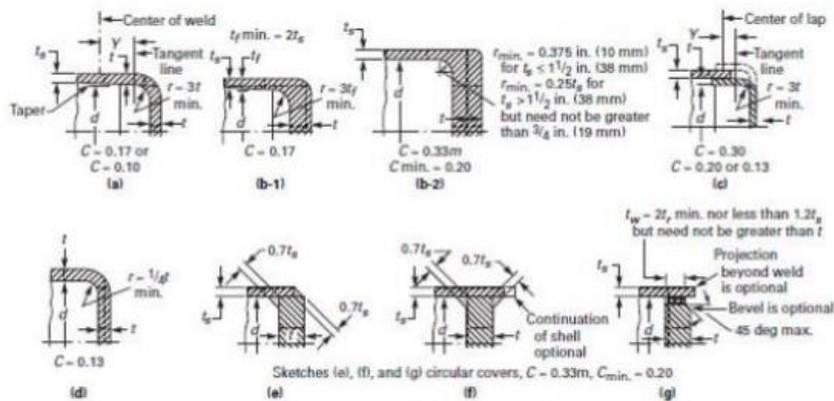


Figura 92. Valor de C según la configuración del cabezal

## Anexo 8: Metodología de cálculo Torres de Secado

La metodología de diseño es la que se detalla a continuación:

- Diámetro de la columna.

Este parámetro dimensional depende principalmente del flujo de gas y líquido a tratar, así como de sus propiedades físicas, composición de corrientes y tipo de relleno. Primero, a partir de las siguientes expresiones con carácter adimensional se determina la velocidad másica del gas y haciendo uso del gráfico expuesto en el *Anexo 10: Correlación generalizada para inundación y caídas de presión en columnas de relleno*

$$\frac{G_x}{G_y} \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g}}$$
$$\frac{G_y^2 \cdot F_p \cdot \mu_x^{0,1}}{g \cdot (\rho_l - \rho_g) \cdot \rho_g}$$

Dónde:

- $G_i$  – Velocidades másicas del líquido y gas a tratar ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ )
- $\rho_i$  – Densidad corriente líquida y gas expresada en  $\text{kg}/\text{m}^3$ .
- $g$  – Aceleración de gravedad ( $\text{m}/\text{s}^2$ ).
- $F_p$  – Factor de empaquetamiento expresado en  $\text{m}^{-1}$ . Ver Anexo 2.
- $\mu_x$  – Viscosidad del gas

Una vez determinada la velocidad másica del gas ( $G_y$ ) y asumiendo que la velocidad de operación será la mitad de la velocidad de inundación, así como que la geometría de la columna es circular se calcula el diámetro de la torre:

$$S_{\text{torre}} = \frac{\dot{m}_G}{\frac{G_y}{2}} = \pi \cdot \frac{D^2}{4}$$

- Altura de la columna.

Primero, se determinan las fracciones molares de agua (en base exenta) en la corriente de entrada y salida de cloro.

$$Y_{H_2O,45} = \frac{x_{h2o,45}}{1 - x_{h2o,45}}$$

$$Y_{H_2O,46} = \frac{x_{h2o,46}}{1 - x_{h2o,46}}$$

La relación  $L_s/G_s$  mínima es la que haría que se alcanzase el equilibrio en el fondo de la torre.

$$\left. \frac{L_s}{G_s} \right|_{min} = \frac{Y_{H_2O,45} - Y_{H_2O,46}}{\frac{Y_{H_2O,45}}{H} - X_{H_2O,46}}$$

El caudal molar de ácido sulfúrico que circula por la torre es:

$$G_s = (1 - x_{h_2o,45}) \cdot \frac{Q_{45} \cdot P}{R \cdot T}$$

Se asume un caudal óptimo de L un 30% superior al mínimo:

$$L_s = 1,3 \cdot \left. \frac{L_s}{G_s} \right|_{min}$$

A continuación, se determina el factor de absorción y el factor residual

$$A = \frac{L_s}{H \cdot G_s}$$

$$R = \frac{Y_{H_2O,45}}{Y_{H_2O,46}}$$

Suponiendo que la línea de equilibrio es recta el número de unidades de transferencia será:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[ R \left( 1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}}$$

El factor de carga de la columna es:

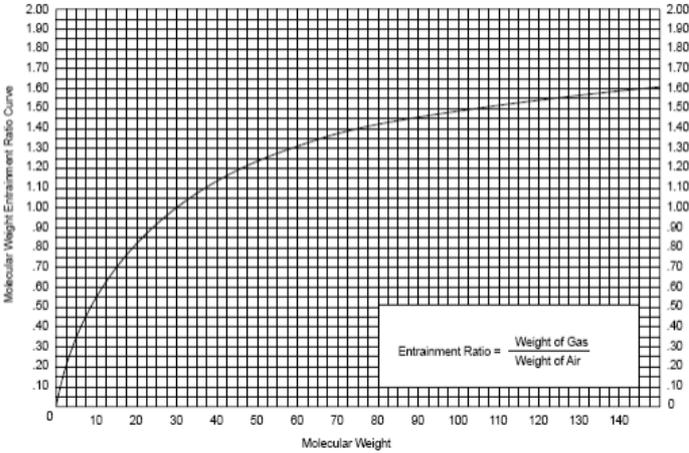
$$F = \left( \frac{Q_G}{S} \right) \cdot \sqrt{\frac{M_{cloro} \cdot P}{R \cdot T}}$$

Con este factor de carga se obtiene  $H_{OG}$  haciendo uso del gráfico mostrado en el *Anexo 12: Gráfico factor de carga-HOG columnas de relleno* y en consecuencia la altura total del relleno es:

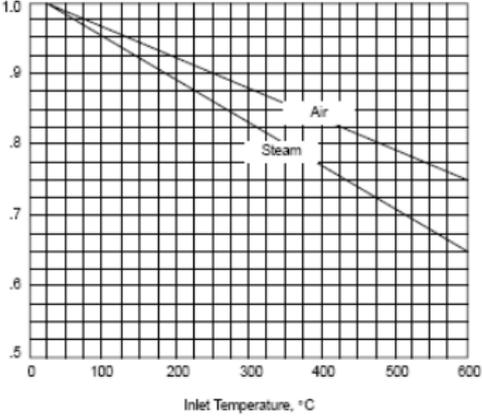
$$Z = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

**Anexo 9: Metodología de cálculo Eyectores de vapor**

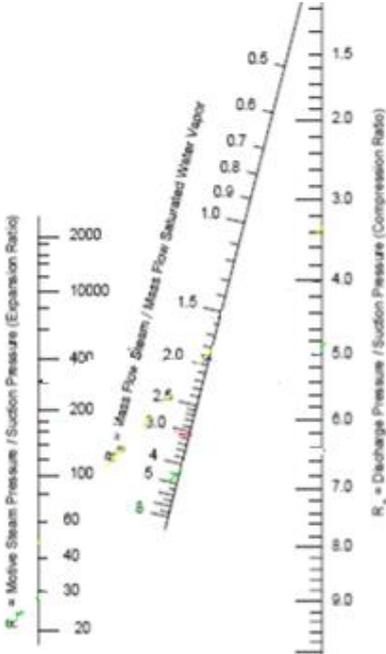
A continuación, se muestran las figuras gráficas que se han utilizado para el diseño de los eyectores de vapor explicados en el apartado 4.4.14.



*Figura 93.* Ratio peso molecular

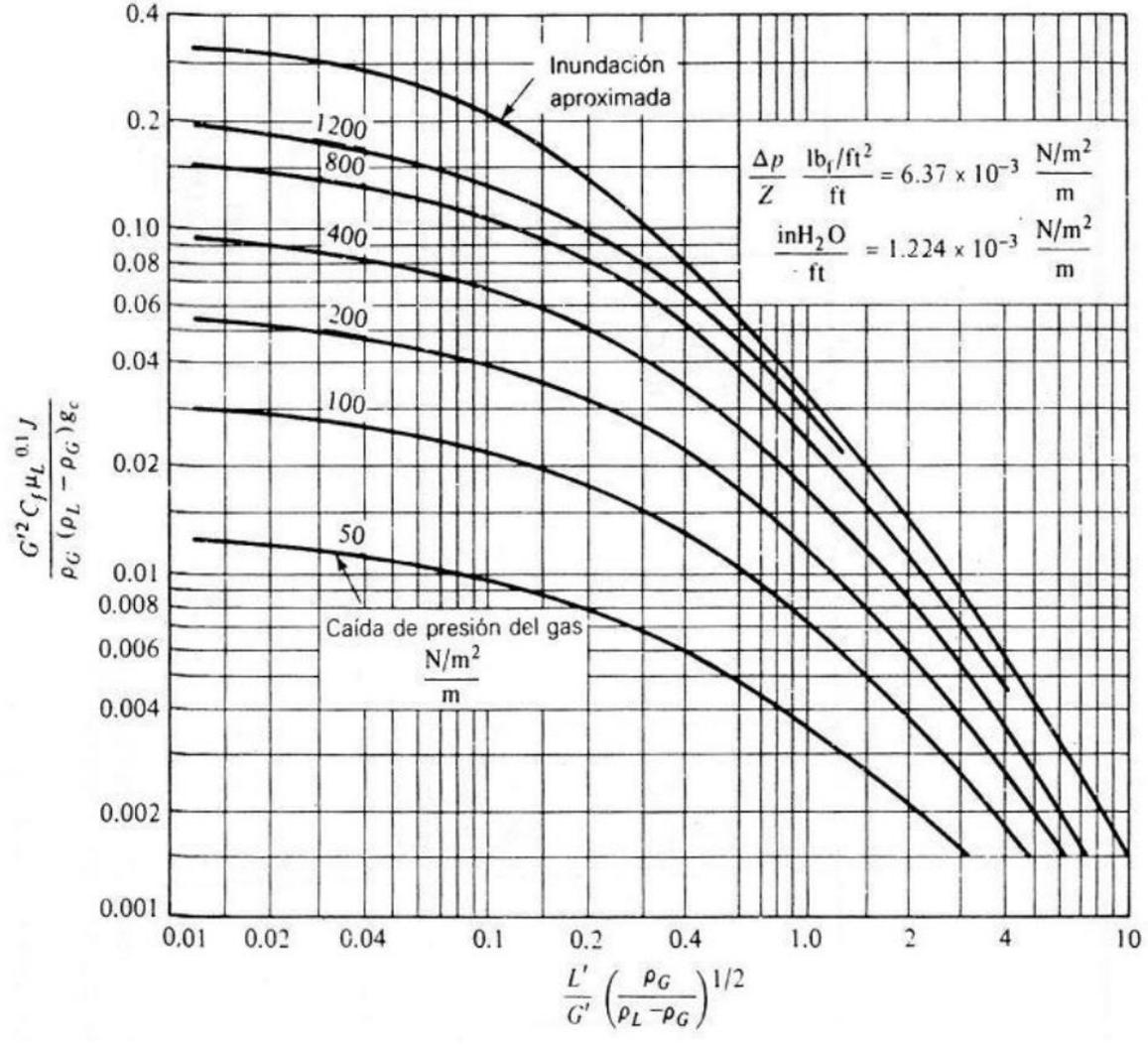


*Figura 94.* Ratio temperatura de entrada



*Figura 95.* Relación del flujo de vapor a flujo de vapor de agua saturado

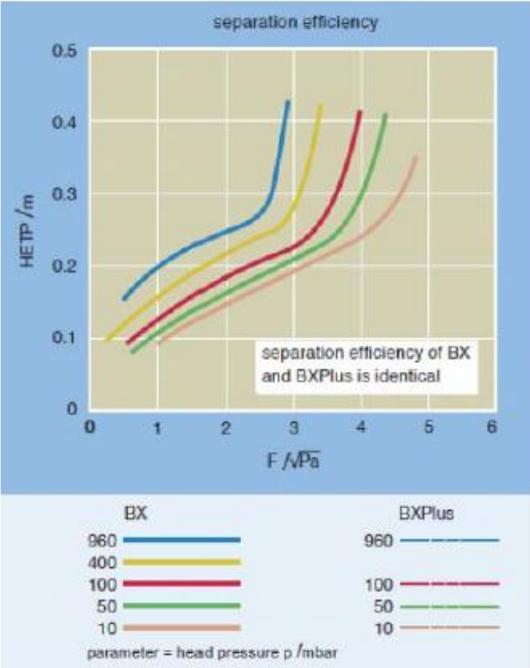
**Anexo 10: Correlación generalizada para inundación y caídas de presión en columnas de relleno (21)**



## Anexo 11: Factor de empaquetamiento columnas de relleno

Name	Material	Nominal size, mm	Surface area m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	% Voids	Packing factor, m <sup>-1</sup>
Intalox saddles "IMTP"	M	(No. 25)		97	135
		(No. 40)		97	24
		(No. 50)		98	59
Pall rings*	M	16	—	92	266
		25	205	94	184
		38	130	95	131
		50	115	96	88
		90	92	97	59
Pall rings*	P	16	340	87	310
		25	205	90	180
		50	130	91	131
		90	100	92	85
Intalox saddles	C	13	625	78	660
		25	255	77	197
		50	118	79	98
		75	92	80	70
Intalox saddles	P	25	206	91	131
		50	108	93	92
		75	88	94	59
Raschig rings	C	13	370	64	1900
		25	190	74	587
		38	120	68	305
		50	92	74	213
		75	62	75	121
Raschig rings	M	19	245	80	730
		25	185	86	470
		38	130	90	270
		50	95	92	187
		75	66	95	105

**Anexo 12: Gráfico factor de carga- $H_{OG}$  columnas de relleno**



### Anexo 13: Tablas medidas tuberías (20)

DIÁMETRO NOMINAL INCH NOMINAL SIZE	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO LBS / PIE	ESTANDAR (STD) EXTRA- STRONG (XS)	CEDULA	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO KG/MTS
	PULGADAS					MM.		
1/8"	0.405	0.068	0.24	STD	40	10.30	1.73	0.36
1/8"	0.405	0.095	0.31	XS	80	10.30	2.41	0.47
1/4"	0.540	0.088	0.42	STD	40	13.70	2.24	0.63
1/4"	0.540	0.119	0.54	XS	80	13.70	3.02	0.88
3/8"	0.675	0.091	0.57	STD	40	17.10	2.31	0.84
3/8"	0.675	0.126	0.74	XS	80	17.10	3.20	1.10
1/2"	0.840	0.109	0.85	STD	40	21.3	2.77	1.27
1/2"	0.840	0.147	1.09	XS	80	21.3	3.73	1.62
1/2"	0.840	0.188	1.31	...	160	21.3	4.78	1.95
1/2"	0.840	0.294	1.71	XXS		21.3	7.47	2.55
3/4"	1,050	0.113	1.13	STD	40	26.7	2.87	1.69
3/4"	1,050	0.154	1.47	XS	80	26.7	3.91	2.2
3/4"	1,050	0.219	1.94	...	160	26.7	5.56	2.9
3/4"	1,050	0.308	2.44	XXS		26.7	7.82	3.64
1"	1,315	0.133	1.8	STD	40	33.4	3.38	2.5
1"	1,315	0.179	2.17	XS	80	33.4	4.55	3.24
1"	1,315	0.250	2.84	...	160	33.4	6.35	4.24
1"	1,315	0.358	3.66	XXS		33.4	9.09	5.45
1 1/4"	1,660	0.140	2.27	STD	40	42.2	3.56	3.39
1 1/4"	1,660	0.191	3	XS	80	42.2	4.85	4.47
1 1/4"	1,660	0.250	3.76	...	160	42.2	6.35	5.61
1 1/4"	1,660	0.382	5.21	XXS		42.2	9.7	7.77
1 1/2"	1,900	0.145	2.72	STD	40	48.3	3.68	4.05
1 1/2"	1,900	0.200	3.63	XS	80	48.3	5.08	5.41
1 1/2"	1,900	0.281	4.86	...	160	48.3	7.14	7.25
1 1/2"	1,900	0.400	6.41	XXS		48.3	10.15	9.56
2"	2,375	0.154	3.65	STD	40	60.3	3.91	5.44
2"	2,375	0.218	5.02	XS	80	60.3	5.54	7.48
2"	2,375	0.344	7.46	...	160	60.3	8.74	11.11
2"	2,375	0.436	9.03	XXS		60.3	11.07	13.44
2 1/2"	2,875	0.203	5.79	STD	40	73.0	5.16	8.63
2 1/2"	2,875	0.276	7.66	XS	80	73.0	7.01	11.41
2 1/2"	2,875	0.375	10.01	...	160	73.0	9.53	14.9
2 1/2"	2,875	0.552	13.69	XXS		73.0	14.02	20.39

DIÁMETRO NOMINAL INCH NOMINAL SIZE	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO LBS / PIE	ESTANDAR (STD) EXTRA- STRONG (XS)	CEDULA	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO KG/MTS
	PULGADAS					MM.		
3"	3.500	0.216	7.58	STD	40	88.9	5.49	11.29
3"	3.500	0.300	10.25	XS	80	88.9	7.62	15.27
3"	3.500	0.438	14.32	...	160	88.9	11.13	21.35
3"	3.500	0.600	18.58	XXS	...	88.9	15.24	27.68
3 1/2"	4.000	0.226	9.11	STD	40	101.6	5.74	13.57
3 1/2"	4.000	0.318	12.50	XS	80	101.6	8.08	18.63
4"	4.500	0.237	10.79	STD	40	114.3	6.02	16.07
4"	4.500	0.337	14.98	XS	80	114.3	8.56	22.32
4"	4.500	0.438	19.00	...	120	114.3	11.13	28.32
4"	4.500	0.531	22.51	...	160	114.3	13.49	33.54
4"	4.500	0.674	27.54	XXS	...	114.3	17.12	41.30
5"	5.563	0.258	14.62	STD	40	141.3	6.55	21.77
5"	5.563	0.375	20.78	XS	80	141.3	9.53	30.97
5"	5.563	0.500	27.04	...	120	141.3	12.70	40.28
5"	5.563	0.625	32.96	...	160	141.3	15.88	49.11
5"	5.563	0.750	38.55	XXS	...	141.3	19.05	57.43
6"	6.625	0.25	17	...	...	168.3	6.35	25.4
6"	6.625	0.28	18.97	STD	40	168.3	7.11	28.26
6"	6.625	0.432	28.57	XS	80	168.3	10.97	42.56
6"	6.625	0.562	36.39	...	120	168.3	14.27	54.2
6"	6.625	0.719	45.35	...	160	168.3	18.26	67.56
6"	6.625	0.864	53.16	XXS	...	168.3	21.95	79.22
8"	8.625	0.250	22.36	...	20	219.1	6.35	33.31
8"	8.625	0.277	24.70	..	30	219.1	7.04	36.81
8"	8.625	0.322	28.55	STD	40	219.1	8.18	42.55
8"	8.625	0.406	35.64	...	60	219.1	10.31	53.08
8"	8.625	0.500	43.39	XS	80	219.1	12.70	64.64
8"	8.625	0.594	50.95	...	100	219.1	15.09	75.92
8"	8.625	0.719	60.71	...	120	219.1	18.26	90.44
8"	8.625	0.812	67.76	...	140	219.1	20.62	100.92
8"	8.625	0.875	72.42	XXS	...	219.1	22.23	107.92
8"	8.625	0.906	74.69	...	160	219.1	23.01	111.27
10"	10.750	0.250	28.04	...	20	273.1	6.35	41.77
10"	10.750	0.307	34.24	...	30	273.1	7.80	51.03
10"	10.750	0.365	40.48	STD	40	273.1	9.27	60.31
10"	10.750	0.500	54.74	XS	60	273.1	12.70	81.55
10"	10.750	0.594	64.43	...	80	273.1	15.09	96.01
10"	10.750	0.719	77.03	...	100	273.1	18.26	114.75
10"	10.750	0.844	89.29	...	120	273.1	21.44	103.06

DIÁMETRO NOMINAL INCH NOMINAL SIZE	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO LBS / PIE	ESTANDAR (STD) EXTRA- STRONG (XS)	CEDULA	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO KG/MTS
	PULGADAS					MM.		
10"	10.750	1	104.13	XXS	140	273.1	25.40	155.15
10"	10.750	1125	115.64	...	160	273.1	28.58	172.33
12"	12,750	0.25	33.38	...	20	323.9	6.35	49.73
12"	12,750	0.33	43.77	..	30	323.9	8.38	65.2
12"	12,750	0.375	49.56	STD	...	323.9	9.53	73.88
12"	12,750	0.406	53.52	...	40	323.9	10.31	79.73
12"	12,750	0.5	65.42	XS	...	323.9	12.70	97.46
12"	12,750	0.562	73.15	...	60	323.9	14.27	108.96
12"	12,750	0.688	88.63	...	80	323.9	17.48	132.08
12"	12,750	0.844	107.32	...	100	323.9	21.44	159.91
12"	12,750	1	125.49	...	120	323.9	25.40	186.75
12"	12,750	1.125	139.67	...	140	323.9	28.58	208.14
12"	12,750	1.312	160.27	...	160	323.9	33.32	238.76
14	14.000	0.250	36.71	...	10	355.6	6.35	54.69
14	14.000	0.312	45.61	...	20	355.6	7.92	67.90
14	14.000	0.375	54.57	STD	30	355.6	9.53	81.33
14	14.000	0.438	63.44	...	40	355.6	11.13	94.55
14	14.000	0.500	72.09	XS	...	355.6	12.70	107.39
14	14.000	0.594	85.05	...	60	355.6	15.09	126.71
14	14.000	0.750	106.13	...	80	355.6	19.05	150.10
14	14.000	0.938	130.85	...	100	355.6	23.83	194.96
14	14.000	1.094	150.79	...	120	355.6	27.79	224.65
14	14.000	1.250	170.21	...	140	355.6	31.75	253.56
14	14.000	1.406	189.11	...	160	355.6	35.71	281.70
16	16.000	0.250	42.05	...	10	406.4	6.35	62.64
16	16.000	0.312	52.27	...	20	406.4	7.92	77.83
16	16.000	0.375	62.58	STD	30	406.4	9.53	93.27
16	16.000	0.500	82.77	XS	40	406.4	12.70	123.30
16	16.000	0.656	107.5	...	60	406.4	16.66	160.12
16	16.000	0.844	136.61	...	80	406.4	21.44	203.53
16	16.000	1.031	164.82	...	100	406.4	26.19	245.56
16	16.000	1.219	192.43	...	120	406.4	30.96	286.64
16	16.000	1.488	223.64	...	140	406.4	36.53	333.19
16	16.000	1.594	254.25	...	160	406.4	40.49	365.35
18"	18.000	0.250	47.39	...	10	457.0	6.35	70.57
18"	18.000	0.312	58.94	...	20	457.0	7.92	87.71
18"	18.000	0.375	70.59	STD	...	457.0	9.53	105.16
18"	18.000	0.438	82.15	...	30	457.0	11.13	122.38
18"	18.000	0.500	93.45	XS	...	457.0	12.70	139.15
18"	18.000	0.562	104.67	...	40	457.0	14.27	155.80

DIÁMETRO NOMINAL INCH NOMINAL SIZE	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO LBS / PIE	ESTANDAR (STD) EXTRA- STRONG (XS)	CEDULA	DIÁMETRO EXTERIOR	ESPESOR	PESO KG/MTS
	PULGADAS					MM.		
18"	18.000	0.75	138.17	...	60	457.0	19.05	205.74
18"	18.000	0.938	170.92	...	80	457.0	23.83	254.55
18"	18.000	1.156	207.96	...	100	457.0	29.36	309.62
18"	18.000	1.375	244.14	...	120	457.0	34.93	365.56
18"	18.000	1.562	274.22	...	140	457.0	39.67	408.26
18"	18.000	1.781	308.5	...	160	457.0	45.24	459.37

## Anexo 14: Parámetros para el cálculo de coste de adquisición de equipos

### Compressor Data (without electric motors)

Compressor Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>maxCS</sub>	F <sub>maxSS</sub>	F <sub>maxNi</sub>	W <sub>max</sub> (KW)	W <sub>max</sub> (KW)
Centrifugal	2,2891	1,3604	-0,1027	2,7	5,8	11,5	450	3000
Axial	2,2891	1,3604	-0,1027	3,8	8,0	15,9	450	3000
Rotary	5,0355	-1,8002	0,8253	2,4	5,0	9,9	18	950
Reciprocating	2,2891	1,3604	-0,1027	3,4	7,0	13,9	450	3000

### Drive Data

Electric Drives	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>max</sub>	W <sub>max</sub> (KW)	W <sub>max</sub> (KW)
Explosion Proof	2,4604	1,4191	-0,1798	1,5	75	2600
Totally Enclosed	1,956	1,7142	-0,2282	1,5	75	2600
Open/Drip Proof	2,9508	1,0688	-0,1315	1,5	75	2600
Non-Electric Drives	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>max</sub>	W <sub>max</sub> (KW)	W <sub>max</sub> (KW)
Gas Turbine	-21,7702	13,2175	-1,5279	3,5	7500	23000
Steam Turbine	2,6259	1,4398	-0,1776	3,5	70	7500
Internal Combustion	2,7635	0,8574	-0,0098	2,0	10	10000

### Fan Data (include electric motors)

Fan Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>maxCS</sub>	F <sub>maxAlloySteel</sub>	F <sub>maxSS</sub>	F <sub>maxNi</sub>	Threshold	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	V <sub>max</sub> (m/s)	V <sub>max</sub> (m/s)	P <sub>max</sub> (bar)
Centrifugal Radial Fan	3,5391	-0,3533	0,4477	2,7	5,0	5,8	11,5	0,01	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Centrifugal Backward cur	3,3471	-0,0734	0,3090	2,7	5,0	5,8	11,5	0,01	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Axial Tube Fan	3,0414	-0,3375	0,4722	2,7	5,0	5,8	11,5	0,04	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Axial Vane Fan	3,1761	-0,1373	0,3414	2,7	5,0	5,8	11,5	0,04	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16

### Fired Heater Data

Reactive Heaters	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	Q <sub>max</sub> (KW)	Q <sub>max</sub> (KW)	P <sub>max</sub> (bar)	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	Bare Module Factor		
										CS	Alloy Steel	SS
Reformer Furnace	3,068	0,6597	0,0194	3000	100000	200	0,1405	-0,2698	0,1293	2,13	2,51	2,81
Pyrolysis Furnace	2,3859	0,9721	-0,0206	3000	100000	200	0,1017	-0,1957	0,09403	2,13	2,51	2,81
Non-reactive Heaters	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	Q <sub>max</sub> (KW)	Q <sub>max</sub> (KW)	P <sub>max</sub> (bar)	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	Bare Module Factor		
										CS	Alloy Steel	SS
Process Heater	7,3488	-1,1666	0,2028	1000	100000	200	0,1347	-0,2368	0,1021	2,13	2,51	2,81

Thermal Fluid Heaters	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	Q <sub>max</sub> (KW)	Q <sub>max</sub> (KW)	P <sub>max</sub> (bar)	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	F <sub>bm</sub>	Steam Superheat Factor		
											F <sub>T1</sub>	F <sub>T2</sub>	F <sub>T3</sub>
Hot Water	2,0829	0,9074	-0,0243	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Molten Salt, Mineral Oil,	1,1979	1,4782	-0,0958	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Diphenyl Based Oils	2,2828	0,8581	0,0003	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Packaged Steam Boilers	6,9617	-1,48	0,3161	1200	9400	40	2,5941	-4,2348	1,7224	2,2	1,000	0,00184	3,35E-08

### Heat Exchanger Data

Exchanger Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	A <sub>max</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>max</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>max</sub> (bar)
Double Pipe	3,3444	0,2745	-0,0472	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	1	10	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Multiple Pipe	2,7652	0,7282	0,0783	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	10	100	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Fixed tube, sheet, or U tul	4,3247	-0,303	0,1634	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Floating Head	4,8306	-0,8509	0,3187	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Bayonet	4,2768	-0,0495	0,1431	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Kettle Reboiler	4,4646	-0,5277	0,3955	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	100	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Scraped Wall	3,7803	0,8569	0,0349	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	2,0	20	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Teflon Tube	3,8062	0,8924	-0,1671	0	0	0	1,63	1,66	1,0	10	15
Air Cooler	4,0336	0,2341	0,0497	-0,125	0,15361	-0,02861	0,96	1,21	10	10000	100
Spiral Tube - shell and tut	3,9912	0,0668	0,243	-0,4045	0,1859	0	1,74	1,55	1	100	400
tube only				-0,2115	0,09717	0					
Spiral Plate	4,6561	-0,2947	0,2207	0	0	0	0,96	1,21	1	100	19
Flat Plate	4,6566	-0,1557	0,1547	0	0	0	0,96	1,21	10	1000	19

### Material Factors, F<sub>M</sub>

Exchanger Type	Shell - CS		Cu		SS		Ni		Ti	
	Tube - CS	Cu	Cu	SS	SS	Ni	Ni	Ti	Ti	
Double Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Multiple Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Fixed tube, sheet, or U tul	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Floating Head	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Bayonet	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Kettle Reboiler	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Scraped Wall	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Spiral Tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	

Shell Material					
Type of Exchanger	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Teflon Tube Exchanger	1,00	1,20	1,30	1,40	3,30

Material in Contact with Process Fluid					
Type of Exchanger	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Spiral Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63
Flat Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63

Tube Material			
Type of Exchanger	CS	Al	SS
Air Cooler	1,00	1,42	2,93

**Pump Data (including electric drives)**

Pump Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	F <sub>FR1</sub>	F <sub>FR2</sub>	F <sub>FR3</sub>	F <sub>FR4</sub>	F <sub>FR5</sub>	F <sub>FR6</sub>	F <sub>FR7</sub>	P <sub>FR(mbar)</sub>	W <sub>FR(KW)</sub>	W <sub>FR(KW)</sub>
Centrifugal pump	3.3892	0.0536	0.1538	-0.3935	0.3957	-0.00226	1.89	1.35	1.0	1.6	NA	2.3	4.4	NA	100	1	300	
Positive Displacement	3.4771	0.1350	0.14380	-0.24538	0.259018	-0.01363	1.89	1.35	1.0	1.4	1.3	2.7	4.7	10.7	100	1	100	
Reciprocating pump	3.8696	0.3161	0.12260	-0.2454	0.2590	-0.0196	1.89	1.35	1.0	1.5	1.3	2.4	4.0	6.4	100	0.1	200	

**Tank Data**

Tank Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	V <sub>FR(m³)</sub>	V <sub>FR(m³)</sub>
Fixed Roof	4.8509	-0.3973	0.1445	1.10	0	90	30000
Floating Roof	5.9567	-0.7585	0.1749	1.10	0.00	1000	40000

**Turbine Data**

Turbine Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>FR1</sub>	F <sub>FR2</sub>	F <sub>FR3</sub>	F <sub>FR4</sub>	F <sub>FR5</sub>	F <sub>FR6</sub>	F <sub>FR7</sub>	W <sub>FR(KW)</sub>	W <sub>FR(KW)</sub>
Axial	2.7051	1.4398	-0.1776	NA	3.5	NA	6.1	11.7	NA	100	4000	
Radial	2.2476	1.4965	-0.1618	NA	3.5	NA	6.1	11.7	NA	100	1500	

**Vaporizer and Evaporator Data**

Evaporator Types	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	A <sub>FR(m²)</sub>	A <sub>FR(m²)</sub>	P <sub>FR(mbar)</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>
Forced Circulation	5.0238	0.3475	0.0703	5	1000	150	0.1578	-0.2992	0.1413
Falling Film	3.9119	0.8627	-0.0088	50	500	150	0.1578	-0.2992	0.1413
Agitated (Scraped Wall)	5	0.149	-0.0134	0.5	5	150	0.1578	-0.2992	0.1413
Short Tube	5.2366	-0.6572	0.35	10	100	150	0.1578	-0.2992	0.1413
Long Tube	4.642	0.3698	0.0025	100	10000	150	0.1578	-0.2992	0.1413

Vaporizer Types	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>FR(m³)</sub>	V <sub>FR(m³)</sub>	P <sub>FR(mbar)</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>
Jacketed Vessel	3.8751	0.3328	0.1901	1	100	320	0.1578	-0.2992	0.1413
Internal Coil	4.038	0.09142	0.2766	1	100	320	0.1578	-0.2992	0.1413
Jacketed Vessel w/ Coil	4.038	0.09142	0.2766	1	100	320	0.1578	-0.2992	0.1413

Evaporator Types	Bare Module Factors, F <sub>FR</sub>				
	CS	Cu Alloy	SS	Ni Alloy	Ti
Forced Circulation	2.9	3.63	5.08	9.66	14.5
Falling Film	2.25	2.81	3.94	7.49	11.25
Agitated (Scraped Wall)	2.25	2.81	3.94	7.49	11.25
Short Tube	2.9	3.63	5.08	9.66	14.5
Long Tube	2.9	3.63	5.08	9.66	14.5

Vaporizer Types	Bare Module Factors, F <sub>FR</sub>									
	CS	Cu	s Lined SS	is Lined Ni	SS	SS Clad	Ni Alloy	Ni Alloy Cla	Ti	Ti Clad
Jacketed Vessel	2.7	3.4	4.7	4.9	4.8	3.8	9.1	5.9	13.7	9.5
Internal Coil	3.0	3.8	5.2	5.5	5.2	4.1	10.1	6.8	15.2	10.6
Jacketed Vessel w/ Coil	3.0	3.8	5.2	5.5	5.2	4.1	10.1	6.8	15.2	10.6

**Vessel Data (including data for distillation towers and packed columns)**

	Vertical Vessels					Horizontal Vessels					
	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>FR</sub>	V <sub>FR</sub>	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	V <sub>FR</sub>	V <sub>FR</sub>	P <sub>FR(mbar)</sub>	
	3.4974	0.4485	0.1074	0.3	520	3.5965	0.3776	0.0905	0.1	628	400

Vessel B-Values	B1	B2	
	Horizontal	1.49	1.52
	Vertical	2.25	1.82

F <sub>FR</sub>	MOC		
	Sieve	Valve	Demister
CS	1.0	1	
SS	1.8	1.83	1.0
Fluorocarbon			1.8
Ni-alloy	5.6	5.58	5.6

F <sub>FR</sub>	Tray Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	A <sub>FR(m²)</sub>	A <sub>FR(m²)</sub>
		Sieve	2.9949	0.4485	0.3961	0.07
Valve	3.3322	0.4838	0.3434	0.7	10.5	
Demister	3.2353	0.4838	0.3434	0.7	10.5	

Materials of Construction	
F <sub>FR CS</sub>	1.0
F <sub>FR SS clad</sub>	1.7
F <sub>FR SS</sub>	3.1
F <sub>FR Ni clad</sub>	3.6
F <sub>FR Ni</sub>	7.1
F <sub>FR Ti clad</sub>	4.7
F <sub>FR Ti</sub>	9.4

Tower Packing	Materials of Construction				
	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>FR(m³)</sub>	V <sub>FR(m³)</sub>
Ceramic	3.0664	0.9744	0.0055	0.03	628
304 SS	3.2999	0.9744	0.0055	0.03	628
Plastic Saddle	2.4493	0.9744	0.0055	0.03	628

# REFERENCIAS

---

1. **Vanesa Calvino-Casilda, Elizabeth Perozo-Rondón, Davinia Blasco-Jiménez y Eloísa Ortega-Cantero.** *Bicentenario del descubrimiento del potasio.* s.l. : Vida Científica.
2. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Chlor-alkali.* **Thomas Brinkmann, Germán Giner Santonja, Frauke Schorcht, Serge Roudier, Luis Delgado Sancho.** s.l. : JRC Science And Policy Reports, 2014.
3. **F.O'Brien, Thomas, Bommarajau, Tilak V. y Hine, Fumio.** *Handbook pof Chlor-Alkali Technology.* s.l. : Springer, 2005.
4. **Kirk-Othmer.** *Kirk-Othmer Encyclopedia of Industrial Chemistry.* s.l. : 7th edition, 2000.
5. **Ullmann's.** *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry.* s.l. : 7th edition, 2006.
6. **BASF.** *Information regarding membrane cells.* 2010.
7. **Saada Hamad Abobaker Zubi, Huda Almabrok Abd Alkareem, Aisha Juma Omar Elwerfalli.** *Chlor-Alkali production by electrochemical process.* Braga : s.n., 2018.
8. *Photo of a chlor-alkali cell room with MDC-55 diaphragm cells.* **Occidental Chemical Corporation.** 2007.
9. **Vinnolit.** *Photo of a bipolar membrane cell room in Gendorf.* Germany : s.n., 2011.
10. **New Jersey Department of Health.** *Hoja Infomativa sobre Sustancias Peligrosas.* Enero de 2010.
11. **Occidental Chemical Corporation.** *Caustic Potash Handbook.*
12. *How to make caustic potash?* **World of Chemicals.**
13. **Europea, Diario oficial de la Unión.** *Reglamento (UE) 2017/852 del parlamento europeo y del consejo de 17 de mayo de 2017 obre el mercurio y por el que se deroga el Reglamento (CE) n.o 1102/2008.*
14. **Díaz, A.** *Producción de sal potásica en España 2011-2018.* España : s.n., 2020.
15. **Government of Canada.** *Potash Facts.* Canada : s.n., 2021.
16. **Vázquez-Mellado, Mauro Solis.** *Sistema de tratamiento de aguas mediante osmosis inversa.* México : s.n., 2017.
17. **Senyachem.** *"Chlor-Alkali Ion Exchange Membrane Electrolyzer".* [En línea] <http://www.chloralkalicn.com/Contact%20US.html>.

18. **SONTHOFEN, BHS.** *Candle Filter*. Alemania : s.n.
19. **Sawyer, Hazen and.** *Clarificadores Primarios*. 2011.
20. **Jones, Troy.** *The geometry of piles salt*. University of Utah : s.n., 2008.
21. *Código ASME para calderas y recipientes a presión, División I*. 2013.
22. **Coker, A.K.** *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design*. Houston, Texas : s.n., 2001.
23. **Ramírez, Edgar Jesús Morales y Sandoval, Gabriela Pérez.** *Comportamiento de la absorción en columnas empacadas en relación a la temperatura y la carga específica*. México : s.n., Julio 2015.
24. **Tuvansa.** [En línea] <http://www.tuvansa.com.mx/docs/tuberia.pdf>.