

Manejo de la salinidad en aguas asociadas de producción de la industria petrolera

Managing salinity in water associated with petrol industry production

Carlos Alberto Guerrero Fajardo,¹ Sandra Escobar C,² Diego Ramírez N³

RESUMEN

En este artículo se presenta el diseño conceptual de una alternativa complementaria de la solución al manejo de las aguas asociadas de producción dentro de un marco ambiental y técnico factible, cuyo fin es la recuperación de la sal de mayor porcentaje, mediante un proceso de cristalización fraccionada tipo I. Para plantear y analizar la alternativa de trabajo con las aguas asociadas de producción provenientes de las estaciones La Gloria, La Gloria Norte y Morichal, pertenecientes a la Asociación Casanare, dado que las anteriores producen un efluente con alto contenido de sales, la propuesta está enfocada al tratamiento del 30% del volumen de agua asociada producida, esperada para el año 2000 (1239 m³/día) en los campos de estudio. El proceso permite recuperar un 92% de NaCl presente, equivalente a 0.918 Ton/h, con una pureza del 97%. Para garantizar la calidad del producto final y aprovechar las facilidades del campo, se proponen sistemas de aireación y evaporación previos a la etapa de cristalización.

Palabras clave: agua, salinidad, cristalización.

ABSTRACT

This article describes a conceptual design for handling an oilfield's industrial wastewater; its objective was to use type-I fractioned crystallisation within a feasible environmental and technical framework for obtaining the highest percentage of salt. La Gloria, La Gloria Norte and Morichal (all belonging to the Casanare department association) stations were used for planning and analysing this handling alternative as they produce high salt-containing industrial effluent. This alternative was focused on treating 30% of the total volume of the associated water so produced. This volume is expected to be 1239 m³/d in 2000 in the oilfields being studied here. The process allows 92% retrieval from present NaCl (0.918 Ton/h), having 97% purity. Evaporation and aeration systems should be set prior to the crystallisation stage as a means of guaranteeing final product quality and making good use of the field's facilities.

Keywords: water, salinity, crystallisation.

Recibido: noviembre 16 de 2004

Aceptado: septiembre 14 de 2005

Introducción

Las aguas asociadas de producción se pueden definir como el fluido que además del gas puede acompañar al petróleo durante la etapa de explotación (Avellaneda, 1960). Desde el punto de vista físico-químico, se caracteriza principalmente por su alta salinidad, llegando a ser hasta tres veces más salina que el agua de mar.

En la actualidad su manejo se enfoca a dos procesos principalmente, ósmosis inversa e inyección, siendo este último el más difundido en el ámbito mundial. Si ha existido un estudio del proyecto de inyección detallado, cuyo resultado

es su factibilidad para inyectar el total de agua producida, esta alternativa se convierte en la medida más efectiva desde el punto de vista ambiental, a pesar del alto costo de adecuación. Sin embargo, la inyección no debe tomarse como una regla general de manejo, ya que su comportamiento está influenciado por muchas variables, entre las que están principalmente la permeabilidad de la formación y la compatibilidad iónica y mecánica entre el agua de formación y el agua de inyección.

Un aspecto clave en el estudio de tratamientos y disposición de agua asociada en superficie es la disminución

¹ Químico, profesor del Departamento de Química, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, D.C., e-mail: caguerrero@unal.edu.co.

² Ingeniera química de la Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería.

³ Ingeniero químico de la Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería.

en la carga iónica del agua a disponer, mediante la precipitación de las sales presentes por medio de un proceso que implica operaciones unitarias de aireación, evaporación y cristalización, con el fin de obtener un producto de alta pureza (Fitch,1970; Meyer,1949; Slater,1989). La etapa de aireación está basada en un proceso de oxidación total, el objetivo es reducir la carga de DBO_5 y oxidar el hierro disuelto junto con otros elementos de menor proporción. La segunda etapa es la de evaporación, en donde el diseño del equipo se fundamenta en los principios de calor radiante y se caracteriza por la utilización de los gases de combustión del gas natural. La última etapa es la de cristalización fraccionada con el fin de separar desde la solución la sal de mayor porcentaje, el NaCl en este caso (Carvajal,1986). Su diseño se basa en estudios cinéticos del comportamiento del cristal para soluciones con elevada concentración de NaCl.

El resultado que se espera de este proceso es el de obtener un producto de unas especificaciones comercialmente aceptables, que traiga beneficios económicos, los cuales puedan contrarrestar en algún porcentaje los costos elevados del proceso de inyección y de esta forma ser complementario a este. Además, facilidades como el gas producido en el campo petrolero reducen ampliamente los costos energéticos para la adecuación del sistema propuesto.

Parte experimental

Identificación del sistema.

Se concluye que los principales iones constituyentes son: Na^+ , Ca^{++} , K^+ , Mg^{++} y Cl^- , por presentar una mayor proporción comparada con los restantes (Tabla 1).

Por lo tanto, este análisis preliminar establece el siguiente sistema: $\text{NaCl} - \text{CaCl}_2 - \text{KCl} - \text{MgCl}_2 - \text{H}_2\text{O}$ (Asarsson, partes I y II,1950).

Curvas de densidad y temperatura de ebullición vs porcentaje de agua evaporada.

El objetivo principal es establecer el comportamiento de la precipitación de sales presentes para un determinado porcentaje de agua evaporada.

El procedimiento experimental es:

- Establecer volumen inicial y pesarlo. Se trabaja con muestras de 3 L de agua asociada.
- Llevar el volumen establecido a temperatura de ebullición con agitación.
- Tomar muestras de la solución en ebullición en una probeta de 10 mL, previamente calentada y pesada; se pesa a temperatura ambiente. Esta densidad se refiere a la del agua obtenida por diferencia entre el peso de la probeta vacía con tapa y la probeta llena de agua destilada hasta ebullición. Esta se pesó a temperatura ambiente.
- Evaluar en esta muestra los componentes principales del sistema seleccionado, mediante los análisis descritos en la Tabla 2.

- Se regresa el contenido de la probeta al recipiente y se repite el proceso hasta llegar al 10% de agua evaporada.

Tabla 1. Agua asociada.

ANÁLISIS FÍSICOQUÍMICO DEL AGUA ASOCIADA DE PRODUCCIÓN			
PARÁMETRO	RESULTADO	PARÁMETRO	RESULTADO
Color (unidades).	38	Dureza total (mg/l CaCO_3)	7.586
Turbiedad (unidades)	170	Dureza de calcio (mg/l CaCO_3)	6.986
pH	71	Dureza magnesio (mg/l CaCO_3)	600
Alcalinidad total (mg/l CaCO_3)	343	Hierro total (mg/l Fe)	12
Conductividad ($\mu\text{mho/cm}$ 25°C)	39.300	Cloruros (mg/l Cl)	21.340
Sólidos totales (mg/l)	48.550	Sodio (mg/l Na)	7.996
Sólidos disueltos (mg/l)	47.200	Potasio (mg/l K)	177
Sulfatos (mg/l SO_4)	0	DBO_5 (mg/l O_2)	300
Carbonatos (mg/l CaCO_3)	0	Fenoles (mg/l)	7.4
Bicarbonatos (mg/l CaCO_3)	343	Bario (mg/l Ba)	40

Fuente: ILAM, los autores

El procedimiento de evaporación se repitió varias veces, con el fin de obtener reproducibilidad en los datos; a continuación, se observan los más representativos de esta etapa.

Tabla 2. Métodos de análisis

PARÁMETRO	MÉTODO	PARÁMETRO	MÉTODO
CLORUROS	NITRATO DE PLATA	POTASIO	ABSORCIÓN ATÓMICA
DUREZA TOTAL	VOLUMÉTRICO CON EDTA	CALCIO	VOLUMÉTRICO CON EDTA
MAGNESIO	VOLUMÉTRICO CON EDTA		
SODIO	POR DIFERENCIA Y CORROBORADO POR ABSORCIÓN ATÓMICA		

Fuente: los autores (Merck,1990).

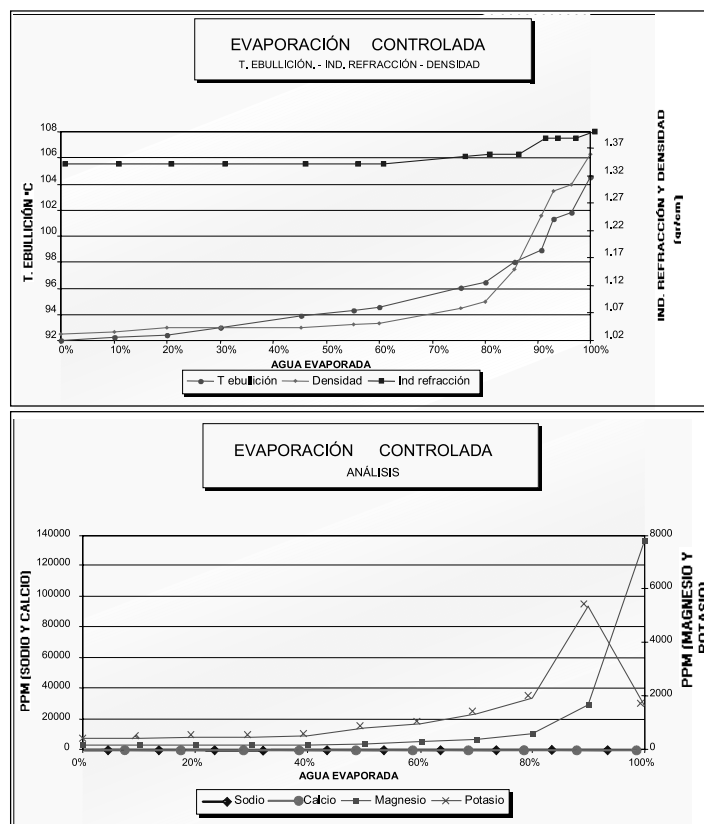


Figura 1 y 2. Evaporación controlada

El análisis de los resultados obtenidos es el siguiente:

- Entre el 80% y 92% de agua evaporada se presenta el mayor aumento en los valores de las propiedades físicas medidas. De igual forma, hay un incremento de la concentración de las sales analizadas que influye en el comportamiento de las propiedades descritas.
- El ion sodio presenta un máximo de concentración entre el intervalo de 91% a 93%; su descenso brusco después de este valor asegura el comienzo de su cristalización. El resto de componentes permanecen en solución, incrementando su concentración.
- Las propiedades medidas tienen un comportamiento de estabilidad en el anterior intervalo que ratifica el posible inicio de la cristalización del cloruro de sodio, ya que al existir menos cantidad de sales solubles la presión de vapor aumenta y la temperatura de ebullición disminuye. De igual forma, existe una velocidad de precipitación que compensa la pérdida de solvente y, por lo tanto, la densidad tiende a estabilizarse.
- El inicio de la cristalización en el intervalo de 91% a 93% es debido a la sobresaturación de la solución con respecto a la sal (NaCl) que precipitó.

Caracterización del precipitado vs el porcentaje de agua.

El objetivo de esta etapa es la determinación cualitativa y cuantitativa de la sal o mezcla de sales que precipitan a un determinado porcentaje evaporado de agua.

- El procedimiento utilizado es similar al anterior, con la diferencia de que en cada punto en que se recoge la muestra del sobrenadante, se retira el precipitado formado mediante una precipitación en caliente (vacío) y se analiza. La Tabla 3 presenta los resultados más representativos.

Tabla 3. Precipitación vs agua evaporada

FUENTE	PORCENTAJE DE EVAPORACIÓN	EQUIVALENTES						PRODUCCIÓN CRISTALES (g)	PUREZA %
		Cl ⁻ E-3	Na ⁺ E-3	Ca ⁺⁺ E-5	Mg ⁺⁺ E-5	K ⁺ E-6			
EVAPORACIÓN CON AGUA (INCLUYE MORICHAL)	92.00	1.637	1.592	2.91	1.273	3.075	8.231	97.45	
	94.00	1.619	1.569	3.246	1.375	3.193	15.230	97.17	
	96.00	1.690	1.635	3.607	1.513	3.831	18.345	96.94	
	98.00	1.685	1.616	4.309	2.135	4.311	15.643	97.21	
	100.00	1.295	2.27 E-4	9.84 E-4	7.514	9.028	27.523	18.40	
EVAPORACIÓN CON AGUA (SIN MORICHAL)	92.00	1.725	1.678	2.268	2.145	2.479	7.316	97.56	
	94.00	1.738	1.68	2.897	2.517	3.842	12.137	97.00	
	96.00	1.746	1.687	3.123	2.246	4.841	15.161	96.89	
	98.00	1.69	1.581	2.954	1.983	3.278	13.871	97.63	
	100.00	1.19	1.605	2.35 E-4	7.575	2.02 E-5	23.894	14.29	

Fuente: los autores

- Cabe resaltar que durante el proceso de evaporación controlada se presentó turbiedad del agua, producto de la floculación del hierro, causada principalmente por fenómenos de interacción química y electrostática.

Para manejar esta situación se realizó una filtración a través de un filtro membrana de 0.45 mm, cuando transcurrió una evaporación del 60% del agua a agitación constante. Esta condición de operación se estableció de acuerdo con un informe de literatura especializada, el cual establece una concentración de 0.8 M (46.760 ppm) de NaCl para lograr la máxima floculación de hierro (Sholkovitz, 1981).

Ruta de cristalización.

Para establecer la ruta de cristalización es indispensable disponer del diagrama de fases del sistema NaCl – CaCl₂ – H₂O. En la Tabla 4 se muestran los datos de solubilidad del sistema de estudio, y en la Figura 3 se muestra el diagrama de fases.

Tabla 4. Sistema NaCl - CaCl₂ datos de solubilidad

0°C			25°C		
gr por 100 gr. Sol. Sat.		FASE SÓLIDA	gr por 100 gr. Sol. Sat.		FASE SÓLIDA
CaCl ₂	NaCl		CaCl ₂	NaCl	
0	26.23	NaCl	45.6	0	CaCl ₂ ·6H ₂ O
13.8	14.6	"	0	26.8	NaCl
26.6	4.6	"	27.3	4.7	"
31.4	2.6	"	32.4	2.8	"
34.4	1.4	"	35.6	1.4	"
37.6	1.1	NaCl + CaCl ₂ ·6H ₂ O	43.5	1	NaCl + CaCl ₂ ·6H ₂ O

50°C			94.5°C		
gr por 100 gr. Sol. Sat.		FASE SÓLIDA	gr por 100 gr. Sol. Sat.		FASE SÓLIDA
CaCl ₂	NaCl		CaCl ₂	NaCl	
57	0	CaCl ₂ ·2H ₂ O	58.1	0.8	CaCl ₂ ·2H ₂ O + NaCl
56.3	0.9	CaCl ₂ ·2H ₂ O + NaCl	57.4	1.1	NaCl
30.9	3.6	NaCl	45.7	1.3	"
15.1	13.2	"	32.8	4.3	"
3.3	24.4	"	15.3	15	"
0	26.8	"	11.5	18.1	"

Fuente: Seidell, 1965).

Este diagrama de fases permite clasificar el sistema como uno de tres componentes tipo I con existencia de hidratos.

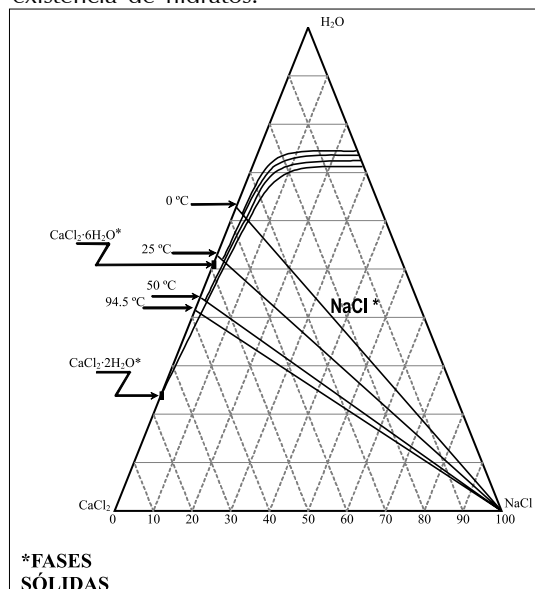


Figura 3. Diagrama de fases Fuentes: Seidell, los autores.

Clasificación de los sistemas de fases:

los sistemas de cristalización fraccionada comprenden solutos que están para ser separados, y un solvente desde el cual son selectivamente cristalizados. A los primeros se les llama “sales”, y al último “agua”.

Tres tipos básicos son reconocidos:

- Tipo I: solutos que cristalizan sin formar soluciones sólidas o compuestos entre ellos mismos (sales dobles). Estos pueden, sin embargo, formar compuestos con el solvente (hidratos).
- Tipo II: solutos que cristalizan como compuestos (sales dobles).
- Tipo III: solutos que cristalizan en soluciones sólidas. Estos requieren de un análisis complejo, donde los métodos de separación son análogos a aquellos para extracción sólida – líquida.

Sistemas tipo I.

Las soluciones graficadas a lo largo de la curva a(1) – b(1) están saturadas con respecto al componente A; aquellas a lo largo de b(1) – c(1) con el componente B. Los sistemas dibujados dentro de los límites S – a(1) – b(1) – c(1) consisten de una solución insaturada y no contienen fase sólida. Los sistemas graficados fuera de estos límites comprenden solución saturada y cualquiera de las fases sólidas.

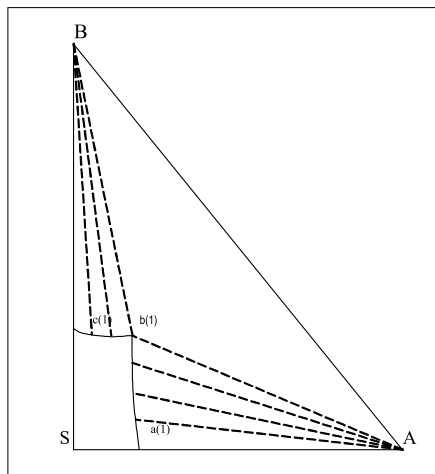


Figura 4. Comportamiento de las soluciones. Fuente: Ind. Eng. Chem, 62-12-1979

Cualquier mezcla de A y B que tenga una razón A/B diferente de aquella del punto b(1) puede ser separada a T(1) en una mezcla de solución y una cosecha de cristales A o B, cualesquiera esté en exceso, ya sea por adición o evaporación del solvente.

Para evaluar el comportamiento de las etapas previas, se desarrolló un seguimiento gráfico en la curva de solubilidad del sistema, obteniéndose el peso de los cristales formados por cada intervalo, mediante balance de masas. (Ver Tabla 5 y Figura 6).

Tabla 5. Ruta teórica

Agua evaporada	Composición de la solución			Composición en equilibrio			Producción NaCl (gr)	% acumulado
	% NaCl	% CaCl ₂	% H ₂ O	% NaCl	% CaCl ₂	% H ₂ O		
92	18.72	7.72	73.5	16.61	8.59	74.7	8.475	13.89
94	20.47	9.76	69.77	15.86	10.1	74.04	14.06	36.95
96	21.03	13.69	65.28	12.64	14.72	72.64	17.57	65.75
98	19.78	23.7	56.52	5.37	27.44	67.19	16.075	92.11
100							4.805	100

Fuente: los autores

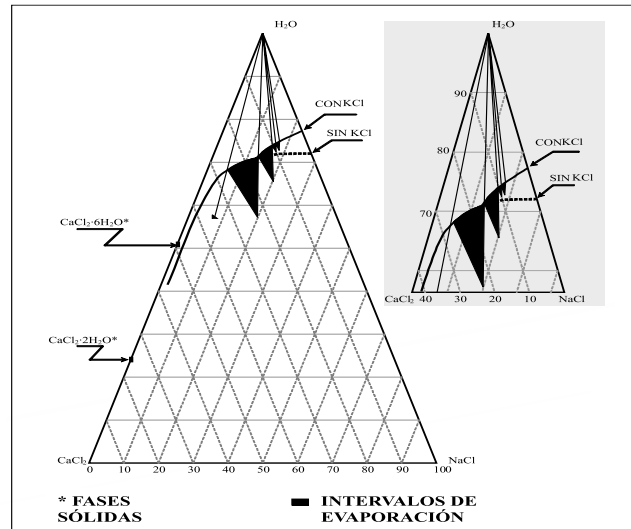


Figura 5. Ciclos de evaporación Fuentes: Seidell, los autores.

Balance de materia

Primera etapa. Partiendo de la composición mostrada en la Tabla 1 y el volumen de la muestra, las composiciones de partida fueron:

- Peso total de la muestra: 3069 g
- NaCl: 60.99 g
- CaCl₂: 23.27 g
- H₂O: 2983 g
- Impurezas: 1.74 g

En la Figura 3 se observa la influencia de este cuarto componente sobre la curva de solubilidad del sistema NaCl – CaCl₂ – H₂O.

Según esta Figura, la composición del punto de saturación tiene las siguientes coordenadas:

- H₂O: 76%
- NaCl: 17%
- CaCl₂: 7%

Partiendo de las composiciones iniciales, la cantidad de agua que debe retirarse será de: 2710.7 g, que equivale al 90.87% del agua inicial.

Segunda etapa. Para un 98% de agua evaporada a 50°C, la composición de la solución es:

- H₂O: 56.52%
- NaCl: 19.78%
- CaCl₂: 23.70%

La composición de la solución en equilibrio es la siguiente:

- H_2O : 67.19%
- $NaCl$: 5.37%
- $CaCl_2$: 27.44%

Por lo tanto, la cantidad de agua retirada es de 2923.34 g

Tercera etapa. La producción de cristales de $NaCl$ es de 56.18 g, que equivale a un 92% de recuperación. De acuerdo con los resultados cuantitativos y cualitativos obtenidos previamente, la pureza máxima del $NaCl$ es de 97%. Suponiendo que las impurezas presentes en el producto son principalmente $CaCl_2$, el licor madre contiene 21.584 g de $CaCl_2$, 59.66 g de H_2O , 4.805 g de $NaCl$ y 1.74 g de impurezas. En base libre de agua su composición es:

- $CaCl_2$: 76.73%
- $NaCl$: 17.08%
- Impurezas: 6.19%

Desde esta última corriente, empezaría un nuevo proceso de cristalización fraccionada, enfocado a la descontaminación del cloruro de calcio

Suspensión mezclada con remoción de producto mezclado (MSMPR)

Balance de masa.

Teniendo presentes los métodos para producir la sobresaturación necesaria en los procesos de cristalización, se ha optado por un solo tipo de equipo: por evaporación.

Los balances de masa para soluto y solvente, aplicados al esquema, toman la forma:

$$\text{Soluto: } Dm_c/d\theta = S_1C_1 - S_2C_2 - P \quad (1)$$

$$\text{Solvente: } Dm_s/d\theta = S_1 - S_2 - S_3 \quad (2)$$

M_c y M_s son las masas de soluto y solvente en el equipo; C_1 es la concentración de la alimentación y C_2 la concentración de saturación a la salida; S_1 y S_2 son los flujos másicos de solvente de entrada y salida; S_3 es el flujo másico de vapor; P es la producción de cristales.

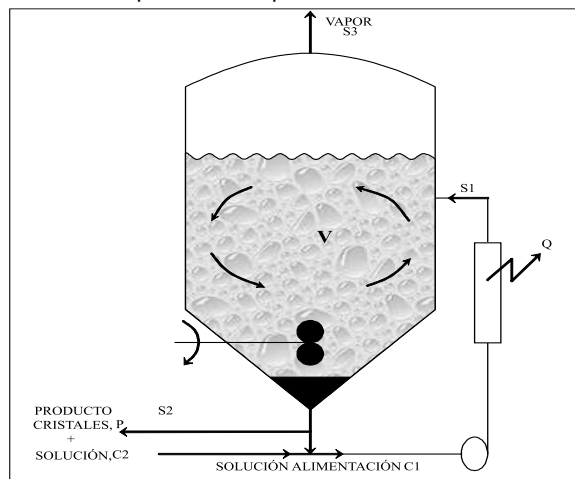


Figura 6. Cristallizador continuo MSMPR. Fuente: los autores

Considerando estado estacionario:

$$S_1 = S_2 + S_3 \quad (3)$$

$$P = S_1C_1 - S_2C_2 \quad (4)$$

Definiendo las variables M_c , masa de cristales por unidad de volumen de suspensión; Q_2 , el flujo volumétrico de suspensión en la descarga y e la fracción de volumen de solución a volumen de suspensión, se tiene,

$$P = M_c \times Q_2 \quad (5)$$

$$E = 1 - M_c/d_c \quad (6)$$

$$Y = Q_2 \times e \times ds_2 = S_2 + S_2C_2 \quad (7)$$

Siendo d_c la densidad de los cristales y d_s la de solución:

Si se define a como la razón del solvente evaporado respecto al solvente alimentado, S_3/S_1 , y empleando las relaciones para M_c y e , se llega a:

$$M_c = \frac{d_s d_c [C_1 - (1-a)C_2]}{d_s [C_1 - (1-a)C_2 + d_c(1+C_2)(1-a)]} \quad (8)$$

Esta ecuación puede resolverse para una temperatura de operación dada y una razón de evaporación conveniente. Las variables C_2 y d_s pueden expresarse en función de la temperatura:

$$C_2 = a + bt + ct^2 + \dots, t^\circ C. \quad (9)$$

$$d_s = d_0 \exp(Am) \quad (10)$$

d_0 , la densidad del agua pura, y el parámetro A son funciones polinomiales de t :

$$d_0 = d_1 + d_2t + d_3t^2 + d_4t^3 + \dots, t^\circ C \quad (11)$$

$$A = A_1 + A_2t + A_3t^2 + A_4t^3 + \dots, t^\circ C \quad (12)$$

Y m es la fracción de peso en soluto:

$$m = C_2/(1 + C_2) \quad (13)$$

Balance de energía

Involucra cambios de calor sensible de la solución para alcanzar la temperatura de operación especificada y los calores latentes de cristalización y evaporación (McCabe, 1981).

Considerando un estado estacionario, el calor suministrado a un equipo de evaporación es:

$$Q_h = wcp(t_s - t_e) + S_3Q_v - PQ_c \quad (14)$$

Donde w es el flujo másico de solución, C_p su calor específico, t_e y t_s son las temperaturas de entrada y salida del equipo, Q_c es el calor de cristalización y Q_v el calor de vaporización, ambos por unidad de masa.

Balance de población

los balances de masa y energía no dan información sobre la distribución del tamaño de los cristales (DTC), importante característica que debe considerarse en el diseño de un cristizador. Durante la cristalización se forman continuamente cristales con su consiguiente crecimiento, estableciéndose una distribución de partículas de diferentes tamaños y edades, la cual depende directamente de las velocidades de nucleación y crecimiento. Como se anotó en el capítulo anterior, la DTC puede lograrse mediante el uso del concepto de balance de población (Perry, 1992).

Para esta distribución, la masa total de cristales por unidad de volumen de suspensión M_t se obtiene como:

$$M_t = d_c k_v \int_0^\infty f L^3 D L = 6 k_v d_c f^0 (GT)^4 \quad (15)$$

donde, k_v es un factor de forma volumétrico y la fracción acumulativa de masa de cristales de tamaño menor o igual a L :

$$M(X) = \frac{d_c k_v \int_0^L f L^3 D L}{M_t} \quad (16)$$

$$= 1 - (1 + X + X^2/2 + X^3/6) \exp(-X)$$

en donde $X = L/GT$.

La función de retención $M'(X) = 1 - M(X)$ representa la fracción másica de cristales retenidos a un cierto tamaño especificado L . Esta función, junto con los balances mencionados y la cinética del proceso, ayuda a establecer el método de diseño.

La distribución de la fracción de cristales en la suspensión para cada tamaño L es:

$$w(X) = Dm(X)/Dx = (X^3/6) \exp(-X) \quad (17)$$

El máximo de la curva $w(X)$ versus X corresponde al tamaño dominante o moda de la función:

$$X_{prom} = 3 \text{ ó } L_{prom} = 3 GT \quad (18)$$

De los "modelos ingenieriles", las velocidades de nucleación y crecimiento tienen las expresiones:

$$B = k_n M_t^j G_i \quad (19)$$

En donde k_n se puede estimar con la relación:

$$k_n = B_0 \exp(B_i/T) T^{\circ K} \quad (20)$$

Dividiendo la ecuación (20) por G y teniendo presente que B/G representa la densidad de población de núcleos, f^0 , se reemplaza en la ecuación (15) y se obtiene:

$$M_t = 6 k_v k_n d_c M_t^j G^{j-1} (GT)^4 \quad (21)$$

Despejando G :

$$G = \left[\frac{M_t^{j-1}}{6 k_v k_n d_c (GT)^4} \right]^{1/(j-1)} \quad (22)$$

Esta última ecuación puede resolverse una vez conocida la temperatura de operación y el término GT , el cual se determina por iteración de la ecuación (16) para $M'(X)$, dada las características del tamaño del producto.

Diseño.

Teniendo en cuenta lo anterior, se ha planteado una rutina de diseño de un cristizador por evaporación y es la siguiente:

- Una de las variables más importantes para el diseño de cristizadores es la temperatura de operación. Se utiliza como criterio de optimización minimizar el volumen del equipo, a una temperatura de operación comprendida en un intervalo que permita hacer mínima la formación de incrustaciones en las paredes del equipo. El criterio de selección para equipos de evaporación es minimizar la evaporación del solvente.
- Elegida la temperatura de operación se calcula:
- Densidades de las soluciones de alimentación y descarga mediante la ecuación (10), expresada en Kg/m³.
- Concentración de saturación en la descarga, C_2 , expresada en kg de soluto/kg de solvente, con la ecuación (9).
- Variables independientes de la temperatura:
- Densidad de los cristales puros, d_c en gr/cm³.
- Factor de forma k_v .
- Exponentes cinéticos i y j .
- Razón de solvente evaporado a solvente alimentado, a .
- Con la información anterior se calcula la densidad de la suspensión M_p , con la ecuación (8), el flujo volumétrico de suspensión, Q_2 con ecuación (7); y la fracción de volumen de solución, e con ecuación (6).
- A partir de datos sobre las características exigidas al producto, como es el caso de la función de retención $M'(X)$ hasta un cierto tamaño L , se resuelve la ecuación (16) por iteración para X y como L es un dato, se calcula GT como:

$$GT = L/X \quad (23)$$

- De la ecuación (23) se determina G y con este valor se obtiene el tiempo medio de residencia y el volumen de suspensión:

$$T = GT/G \text{ y } V = Q_2 \cdot T \quad (24)$$

- Como primera aproximación, se puede suponer que el diámetro del equipo sea similar a la altura del nivel, así:

$$D = H = (4V/\pi)^{1/3} \quad (25)$$

Los valores obtenidos del volumen y condiciones de operación deben considerarse solo como una guía cualitativa preliminar. El diseño industrial se basa en experimentos de laboratorio y planta piloto, utilizando datos cinéticos medidos en el intervalo deseado de sobresaturación, considerando las impurezas del sistema y la configuración real del proceso. Solo así se logrará un escalamiento de cierta confiabilidad.

En la Figura 7 se observa la rutina planteada para el diseño preliminar de un cristalizador de evaporación.

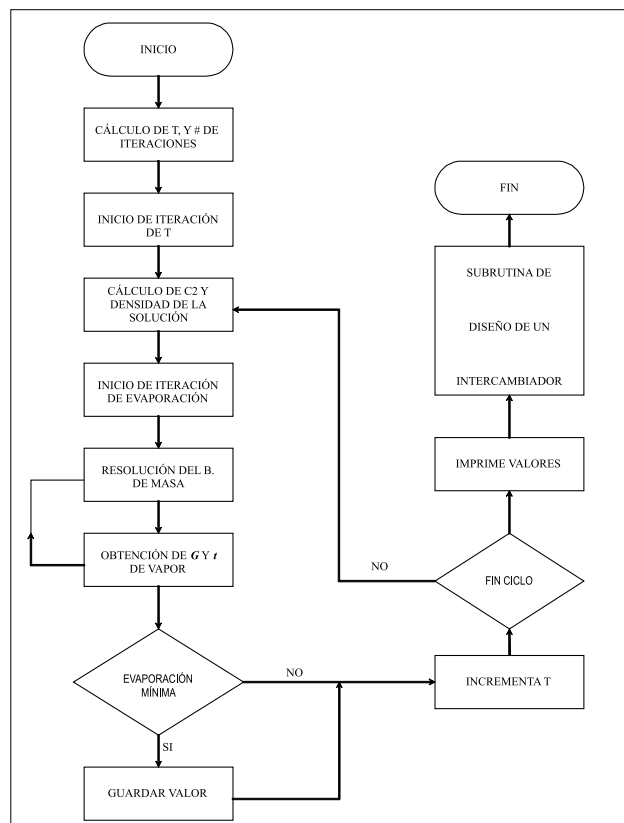


Figura 7. Subrutina de diseño del catalizador por evaporación
Fuentes: Seidell, los autores.

Conclusiones

Experimentalmente se alcanzaron porcentajes cercanos al 90% de recuperación de NaCl, con una pureza del 97%, siendo esta afectada por la impregnación de los cristales con licor madre en el momento de su separación.

Un proceso viable de cristalización se debe realizar entre un 90% y 98% de agua evaporada, obteniéndose concentraciones de NaCl en el efluente final del orden de 0 – 1.060 Kg de NaCl/kg de solución.

Los altos requerimientos energéticos para evaporar el porcentaje de agua conducen al diseño preliminar de una unidad de calentamiento continuo, basada en los principios de transferencia de calor por radiación.

Bibliografía

Asarsson, gunnar, "Equilibria in aqueous systems containing K^+ , Na^+ , Ca^{+2} , Mg^{+2} y Cl^- ", Part I, The ternary system $CaCl_2$, KCl , $NaCl$, H_2O , en *Journal American Chemistry Society*, abril, (72): 1.433-1.438,1950.

Asarsson, G. "Equilibria in aqueous systems containing K^+ , Na^+ , Ca^{+2} , Mg^{+2} y Cl^- ", Part II, The cuaternary system $CaCl_2$, KCl , $NaCl$, H_2O , *Journal American Chemistry Society*, april (72): 1.439-1.441,1950.

Sholkovitz, e. R., "The flocculation of iron, aluminum and humates from river water by electrolytes", en *Geochimica et cosmochimica acta* (40), 847-848,1981.

Seidell., *Solubilities inorganic and metal-organic compounds*, Amsterdam, Editorial Van Nostrand,1965.

Avellaneda, a., "Petróleo e impacto ambiental en Colombia", en revista *Universidad Nacional*, (6): 24,1960.

Carvajal, Cinthia., "Cristalización desde soluciones", *Contribuciones científicas y tecnológicas*, No. 12,1986.

Fitch, Bryant., "How to design fractional crystallization processes", *Industrial and engineering chemistry*, (62), 12,1970

Mc cabe., *Operaciones básicas de ingeniería química*, Vol. I y II, Barcelona, Editorial Reverté S.A.,1981.

Merck, *Métodos complexométricos de valoración con titriplex*. Darmstad: reactivos Merck, tercera edición,1990.

Meyer, Ted, "Equilibria in saturated salt solutions V. The quinar system $CaCl_2$, $MgCl_2$, KCl , $NaCl$, H_2O a $35^\circ C$ ", en *Journal American Chemistry Society* (71), 1.236-1.237,1949.

Perry, r, *Manual del ingeniero químico*. Vols. I y II,. Mc Graw-Hill, sexta edición,1992.

Slater, v, *Aqueous solution and the phase diagram*, Londres, Editorial Edward Arnold, 63-130,1989.