

TRATAMIENTO DE LA SALMUERA DE CERRO PRIETO I PARA REINYECCION.

2. RESULTADOS DE LAS PRUEBAS EN PLANTA PILOTO

R. Hurtado J., S. Mercado G., E. Rocha C. y H. Gamiño O.

Instituto de Investigaciones Eléctricas
Mexicali, Baja California, México

y

F. Garibaldi P.

Comisión Federal de Electricidad
Coordinadora Ejecutiva de Cerro Prieto
Mexicali, Baja California, México

Introducción

La Central Geotermoeléctrica Cerro Prieto I desecha 3000 t/h de salmuera a una temperatura cercana a los 100°C, la cual se descarga en una laguna de evaporación solar, donde se evapora a la atmósfera una parte del agua. El excedente que no se alcanza a evaporar se conduce por un dren hacia el Río Hardy, el cual desemboca en el Mar de Cortéz.

La Comisión Federal de Electricidad está interesada en evaluar la factibilidad técnica-económica de reinyectar la salmuera de desecho, puesto que dado su contenido energético podría contribuir significativamente a recargar térmica e hidráulicamente el yacimiento de Cerro Prieto y por lo tanto a prolongar la vida de explotación del recurso geotérmico.

La salmuera descargada por los pozos de la Central Cerro Prieto I tiene un elevado contenido de sales disueltas y principalmente un alto grado de sobresaturación de sílice, de tal manera que la reinyección de dicha salmuera, sin la remoción previa de la sílice en exceso, podría ocasionar la deposición de ésta tanto en la tubería del pozo inyector, como también en los estratos de areniscas del yacimiento donde se descargue la salmuera.

Anteriormente¹, se explicó el programa básico de reinyección que está llevando a cabo la Comisión Federal de Electricidad con la colaboración del Instituto de Investigaciones Eléctricas. Dicho programa contempla pruebas de reinyección sin tratamiento, es decir, sin eliminación de la sílice en exceso y pruebas de reinyección de salmuera tratada, es decir, con la eliminación previa de la sílice en exceso.

Las pruebas de reinyección sin tratamiento se iniciaron¹, en Cerro Prieto, el 8 de agosto de 1979 inyectando el agua separada del pozo M-29 en el pozo M-9. Actualmente se continúa la reinyección con una reducción gradual en el gasto aceptado por el pozo M-9. C. Cortéz A., ha presentado² los datos recientes de las pruebas; C. Vargas G. e I. Canchola F. han presentado³ las curvas del volumen acumulado en función del tiempo, con el fin de encontrar alguna similitud con las teorías de fil-

tración y poder predecir daños en la formación.

Las pruebas de remoción de sílice de la salmuera geotérmica se han llevado a cabo tanto en el laboratorio como a escala piloto. En este trabajo se presentan los resultados obtenidos hasta la fecha, haciendo especial énfasis en las pruebas piloto con y sin uso de floculantes.

Antecedentes

La remoción de la sílice en exceso de las salmueras geotérmicas, ha sido estudiada por diversos autores en varios campos geotérmicos del mundo persiguiendo diferentes fines. A continuación se hace una breve descripción de los trabajos relacionados con el tratamiento de salmueras.

• YANAGASE y COL. reportaron⁴ en 1970, los resultados de las pruebas de prevención de incrustaciones en el campo geotérmico de Otake (Japón), usando un tanque de retención piloto para evitar que la sílice se depositara en la tubería de conducción de la salmuera hacia el pozo de reinyección, localizado 4 Km "aguas abajo". La salmuera de Otake tiene un contenido de sílice de 650 ppm y 4000 ppm de sólidos totales disueltos aproximadamente. Para sedimentar totalmente la sílice en un tanque de retención y evitar problemas de incrustación posteriores, se encontró que se requería de un tiempo de añejamiento de 1 hora. La temperatura inicial era de 95°C y de 88°C a la salida. El tratamiento fue satisfactorio para controlar incrustaciones.

• ROTHBAUM y ANDERTON reportaron⁵ en 1975, los resultados de las pruebas, efectuadas en Wairakei y Broadlands en Nueva Zelanda, con el fin de remover la sílice y el arsénico de la salmuera geotérmica antes de su disposición. Las pruebas se llevaron a cabo en una planta piloto que consistía de las siguientes etapas: (1) El agua descargada a 90°C se transportaba a un tanque de añejamiento donde se permitía la polimerización de la sílice; (2) Se adicionaba cal apagada y se mezclaba rápidamente; (3) Se descargaba la salmuera en un tanque de sedimentación para separación de los sólidos; (4) Los sólidos procedentes del sedimentador se enviaban a un filtro rotativo. En las pruebas efectuadas en Wairakei los mejores resultados se obtu-

vieron cuando el tiempo de añejamiento fue de ---- 2 1/2 horas, mientras que en Broadlands el tiempo fue de 30 minutos. La dosificación de cal fue de 400-700 ppm. En ambos sitios la temperatura de entrada al tanque de añejamiento fue de 90°C; en ---- Broadlands el agua salía del tanque a 86°C mientras que en Wairakei salía a 75°C.

La diferencia básica entre la salmuera de -- Wairakei y Broadlands es que la primera tiene un -- contenido de sílice del orden de los 600 ppm y pH de 7.8, mientras que la segunda tiene aproximadamente 1000 ppm de sílice y pH de 8.6. En ambos casos la salinidad es baja.

• CUELLAR reportó⁶ en 1975, los resultados de las pruebas de sedimentación de sílice en el campo geotérmico de Ahuachapán en El Salvador. La salmuera geotérmica de Ahuachapán, de considerable salinidad (22,000 ppm) tiene un contenido de sílice del orden de las 650 ppm.

Se construyó un tanque de retención para evaluar la sedimentación de la sílice, encontrándose que se requería de un tiempo de añejamiento de 45 minutos. La incrustación depositada en el tanque es de sílice amorfa muy blanda, de tal manera que se puede remover fácilmente.

• QUONG y COL. reportaron⁷ en 1978, los resultados de las pruebas efectuadas en el campo geotérmico de Niland en Estados Unidos con el fin de -- acondicionar la salmuera para su reinyección. La salmuera de Niland tiene una salinidad excesivamente alta del orden de las 300,000 ppm; su contenido de sílice es de 500 ppm aproximadamente.

Se llevaron a cabo pruebas con floculantes -- orgánicos e inorgánicos para favorecer la sedimentación de los sólidos suspendidos, principalmente la sílice amorfa. Se determinó los efectos de la temperatura, el pH y el tiempo de retención sobre la precipitación de la sílice en exceso así como -- también la facilidad de sedimentación de los flocu-- los formados.

Los resultados fueron satisfactorios cuando se experimentó en una planta piloto de acuerdo al siguiente proceso: (1) Adición de unas cuantas -- partes por millón de un coagulante aniónico a la -- salmuera con agitación rápida durante unos 5 minutos para precipitar la sílice amorfa; (2) Se descargó la salmuera en un clarificador con un tiempo de residencia de 100 minutos. La salmuera clarificada contenía 44 ppm (15 NTU) de sólidos suspendidos; (3) Enseguida se pasó la salmuera a un filtro a presión donde se redujo el nivel de sólidos suspendidos a 5 ppm (2 NTU).

Una estimación preliminar del costo para el tratamiento de la salmuera descargada por una planta de 50 MW, de acuerdo al proceso arriba mencionado, arrojó el valor de 1.7 U.S. mills/KWh.

• FEATHERSTONE y COL. reportaron⁸ en 1979 un -- procedimiento para acondicionar la salmuera del -- campo geotérmico de Niland en el que no se adicionaba ningún producto químico. Los resultados de -- las pruebas piloto fueron satisfactorios obteniéndose una salmuera clarificada de 5 ppm de sólidos suspendidos.

El proceso consistía en recircular los lodos en un reactor-clarificador y posteriormente pasar la salmuera por un filtro de arena.

El costo preliminar estimado para una planta de 55 MWe fue de 1.6 U.S. mills/KWh.

• CARIBALDI⁹ llevó a cabo experimentación en -- Cerro Prieto para remover la sílice en exceso a -- una temperatura de 100°C aproximadamente, usando -- un reactor-clarificador de las mismas dimensiones que el empleado en Niland por Featherstone. El -- objetivo de las pruebas era evaluar la factibilidad de remover la sílice sin tener que usar productos químicos para su posterior reinyección.

La salmuera de Cerro Prieto tiene una salinidad de 30,000 ppm y un contenido de sílice de 1000 ppm aproximadamente.

Los resultados de las pruebas se presentan -- en este trabajo.

Se tuvo muchos problemas de incrustaciones -- de sílice amorfa en el reactor-clarificador. No -- se experimentó con filtros de arena para disminuir el nivel de sólidos suspendidos por considerarse -- inadecuado.

• WERES y COL. reportaron¹⁰ en 1980, los resultados de pruebas de laboratorio efectuadas con salmuera sintética de sedimentación de sílice amorfa, adicionando pequeñas cantidades de cal o polímeros catiónicos. Posteriormente se llevaron a cabo en Cerro Prieto, el mismo tipo de pruebas utilizando salmueras naturales con resultados similares. En base a los resultados obtenidos O. Weres y Col. -- propusieron¹² un proceso de tratamiento para flocular la sílice coloidal, incluyendo el diseño preliminar de una planta piloto.

• El INSTITUTO DE INVESTIGACIONES ELECTRICAS -- inició¹¹ (Hurtado y Col.) en 1979, pruebas de sedimentación de la sílice en exceso de la salmuera de Cerro Prieto. Se efectuó experimentación de laboratorio con salmuera de diferentes pozos de Cerro Prieto (baja, media y alta concentración de sílice) con el fin de evaluar si era factible la remoción de la sílice. Se experimentó con numerosos -- floculantes comerciales, encontrándose que era factible en laboratorio remover la sílice con algunos de ellos y sobre todo con cal. Posteriormente se llevó a cabo pruebas en columnas de sedimentación y también en planta piloto.

Sedimentación de sílice sin adición de floculantes

Los resultados obtenidos por Featherstone -- y Col. en el tratamiento de la salmuera del campo geotérmico de Niland, California, sin adición de -- floculantes, sugirieron que era interesante llevar a cabo pruebas similares en Cerro Prieto, en -- vista del gran atractivo que implicaba el no dosificar productos químicos en forma continua.

Para llevar a cabo las pruebas se rentó un -- reactor-clarificador a la compañía Envirotec-Eimco de 2.4 m (8 pies) de diámetro por 5.2 m (17 -- pies) de altura, acondicionado con los accesorios requeridos. La Figura 1 muestra el diagrama de -- flujo del arreglo piloto que se instaló junto a --

la "cama" de tuberías que conducen el agua separada de los pozos M-5, M-14, M-19A, M-25 y M-53 y a la orilla del dren 134. Las ventajas del sitio -- seleccionado eran la disponibilidad de salmueras -- de diferente contenido de sílice y la facilidad -- de descargar los lodos en dren.

El agua a tratar se tomaba de una de las tuberías de agua separada a una presión de 80-90 --- Lb/pulg² y se conducía a un separador secundario -- donde se llevaba a cabo la evaporación de una fracción de agua alcanzando una presión de 20 Lb/pulg².

Enseguida se conducía una parte del agua (de acuerdo al gasto requerido) hacia un silenciador -- atmosférico, instalado en la parte superior del -- reactor-clarificador desde donde se alimentaba a -- este último por gravedad.

Las mediciones efectuadas durante las pruebas fueron las siguientes: (1) temperatura (°C), en la alimentación y en la descarga del agua clarificada; (2) gasto (t/h), en la descarga del agua clarificada; (3) pH, en la alimentación del reactor clarificador; (4) sílice monomérica (ppm), en la alimentación, en la zona de reacción y en la -- descarga de agua clarificada; y (5) sólidos en suspensión (ppm) en la alimentación, zona de reacción y la descarga de agua clarificada.

La sílice monomérica se determinó por el método del "molibdato" y los sólidos en suspensión, gravimetricamente filtrando a presión (con aire) -- 100 ml de solución caliente a través de una membrana de 0.45 μ .

Se llevaron a cabo dos corridas experimentales con una duración de 18 días aproximadamente cada una de ellas. Las Figuras 2 a 5, muestran la -- concentración de sílice disuelta y el nivel de sólidos en suspensión en la alimentación, zona de -- reacción y descarga del reactor-clarificador. La Tabla 1 resume los principales resultados obtenidos durante las dos corridas.

La primera corrida se inició con la alimentación de agua separada de los pozos M-14 y M-19A, -- cuya mezcla produjo una concentración de sílice total de 900 ppm aproximadamente. Después de seis días de prueba se tuvo que suspender la alimentación de agua separada del pozo M-19A por problemas técnicos independientes de estas pruebas.

Los resultados fueron diferentes como lo --- muestran las Figuras 2 y 3. Cuando se alimentó la mezcla, el nivel de sólidos suspendidos en la alimentación era muy alto, lo que indicaba que la polimerización de la sílice monomérica se llevaba a cabo en el silenciador atmosférico. Cuando se alimentó únicamente agua separada del pozo M-14 se -- observó que el grado de polimerización de la sílice monomérica en el silenciador era muy pequeño y que la zona de reacción no se concentraba en sólidos suspendidos, a causa de la flotación y el ---- arrastre hacia la descarga, a pesar de que se disminuyó el gasto de alimentación en 1 t/h aproximadamente. En vista de que el nivel de sólidos suspendidos en la descarga era muy alto se decidió -- suspender la corrida para alimentar al reactor con salmuera de mayor concentración de sílice y con un gasto menor.

La segunda corrida se llevó a cabo alimentando 3.5 t/h de agua separada del pozo M-25. En este caso los resultados fueron ligeramente mejores tanto en lo que se refiere a la calidad del -- agua clarificada como también en la concentración de sólidos suspendidos en la zona de reacción. -- Sin embargo, se tuvo muchos problemas de incrustaciones en todos los equipos desde el silenciador atmosférico hasta la descarga de agua clarificada. La zona crítica en lo que se refiere a in--- crustaciones fue la tubería de alimentación de -- salmuera al reactor-clarificador, que se bloqueó en repetidas ocasiones teniendo que suspenderse -- la corrida para limpiar dicha tubería. Las Figuras 4 y 5 muestran las concentraciones de sílice disuelta y sílice en suspensión en la alimenta--- ción, zona de reacción y en la descarga del reactor-clarificador.

Sedimentación de sílice adicionando floculantes

La sedimentación de sílice de la salmuera de Cerro Prieto, se estudió en laboratorio y planta -- piloto. Las pruebas de laboratorio tuvieron como objetivo principal seleccionar los floculantes adecuados para sedimentar rápidamente la sílice y --- evaluar semicuantitativamente los parámetros básicos del proceso de tratamiento que se está desarrollando tales como tiempo de añejamiento y dosis de floculante. Hurtado R., Mercado S. y colaboradores muestran¹¹ en detalle los resultados obtenidos en las pruebas de selección de floculantes. En -- términos generales se encontró que algunos polímeros catiónicos son excelentes floculantes para la sedimentación de la sílice. También se obtuvo --- buenos resultados usando cal (CaO), no así con soda ash, sulfato ferroso, sulfato férrico y alúmina. A pesar de que los resultados fueron mejores con -- algunos polímeros catiónicos, el costo de los mismos hace que prácticamente sea mucho más atractivo el uso de la cal. Por esta razón la mayoría de la experimentación se ha llevado a cabo usando cal.

Las pruebas en columna de sedimentación se -- llevaron a cabo usando salmuera de los pozos M-14, M-19A y M-25. La Tabla 2 muestra los principales componentes químicos de la salmuera de cada uno de los pozos mencionados, los cuales se seleccionaron por tener un contenido de sílice bajo (M-14), medio (M-25) y alto (M-19A). Además la concentración del pozo M-25 es similar a la de una mezcla -- de los pozos del área de Cerro Prieto I (excluyendo los pozos "E" perforados recientemente).

El proceso de tratamiento de la salmuera de Cerro Prieto I que ha venido desarrollando el IIE, contempla las siguientes etapas: (1) Evaporación instantánea de la salmuera descargada por la planta de evaporación de la Unidad No. 5, hasta alcanzar la presión atmosférica; (2) Polimerización de la sílice monomérica hasta la obtención de partículas coloidales; (3) Adición de cal y mezclado rápido; y (4) Sedimentación de la sílice y clarificación de la salmuera. Las etapas 3 y 4 se pueden -- llevar a cabo en un mismo equipo (reactor-clarificador). La etapa más importante del proceso es la sedimentación de la sílice y además es la que re--- presenta mayor costo de inversión y operación. El tamaño de un sedimentador depende de la velocidad de asentamiento y en el caso de la sílice ésta es función del tiempo de añejamiento y la dosis de --

floculante. De acuerdo a este punto de vista fue como se planearon las pruebas en columna de sedimentación.

La Figura 6 muestra en forma comparativa las velocidades de polimerización y asentamiento de la sílice en la salmuera de los pozos M-14, M-25 y M-19A a una temperatura de $94 \pm 2^\circ\text{C}$ sin la adición de floculantes. En el caso de la salmuera del pozo M-14, con bajo contenido de sílice la polimerización es lenta y la sedimentación todavía no se observa en los primeros 100 minutos del experimento. La mayor velocidad de polimerización y sedimentación se observa en el caso de la salmuera del M-19A, que es el que tiene mayor contenido de sílice y salinidad. Aún en este caso el tiempo para tener una salmuera clarificada es muy grande (mayor de 90 minutos en total). La Figura 7 muestra los resultados de experimentos similares a los de la Figura 6, con la diferencia fundamental de que en este caso se adicionó 25 ppm de cal (CaO), sin tiempo de añejamiento previo. Los resultados fueron completamente diferentes, la adición de cal acelera considerablemente la velocidad de asentamiento de la sílice, aún el caso de la salmuera del pozo M-14 a pesar de que en este caso los resultados no son totalmente satisfactorios, en cuanto a la calidad del agua clarificada. No se observó una diferencia muy grande entre las salmueras de los pozos M-19A y M-25. La velocidad de sedimentación de la sílice es ligeramente mayor en el caso de la salmuera del M-19A. Las Figuras 8 y 9 muestran el efecto de la dosificación de cal en el rango de 5 a 100 ppm sin tiempo de añejamiento (Figura 8) y con 15 minutos de añejamiento (Figura 9) usando salmuera del pozo M-25 en ambos casos. Los resultados obtenidos son muy interesantes y muy claros. Para tener una buena sedimentación de la sílice se requiere un cierto tiempo de añejamiento (entre 10-15 minutos) y la adición de 20-40 ppm de cal.

La planta piloto de remoción de sílice se instaló en el campo geotérmico de Cerro Prieto a la orilla del dren 134 junto a la "cama" de tuberías que conducen el agua separada de los pozos M-5, M-14, M-19A M-25, M-38 y M-53. La razón por la que se seleccionó este sitio se debió principalmente a la facilidad de disponer del agua separada de cualquiera de los pozos mencionados. Ese sitio tenía además la ventaja del fácil desecho de los lodos hacia el dren 134. Desafortunadamente no se tomó en cuenta que la descarga del agua separada de los pozos M-5 al M-53 de la "cama" de tuberías cercanas, hacia la laguna de evaporación solar, estaba también muy cercana de la planta piloto y en ciertas condiciones climatológicas caía una brisa de salmuera sobre dicha planta, lo cual ocasionó que se dañaran rápidamente los motores eléctricos. De todos modos se llevaron a cabo dos pruebas de remoción de sílice con una duración de 48 y 63 horas respectivamente cada una de ellas.

La Figura 10 muestra el diagrama de flujo de la planta piloto de remoción de sílice que se instaló y operó parcialmente en el campo de Cerro Prieto. La configuración de esta planta piloto es similar a la propuesta por Weres y Col. A continuación se describe cada uno de los equipos:

- **SEPARADOR ATMOSFÉRICO:** Consiste de un tanque cilíndrico de acero al carbón de 50.8 cm (20 pulgadas) de diámetro por 110 cm de largo instalado verticalmente. Agua separada a una presión de 0.35 - 0.70 Kg/cm^2 (5 - 10 psig) era alimentada al separador atmosférico con el objeto de expandirse y alcanzar la presión barométrica. El vapor se descargaba a la atmósfera por la parte superior y el agua descendía por gravedad hacia el tanque polimerizador. La temperatura de la salmuera descargada por el separador atmosférico era de 100°C aproximadamente.

- **TANQUE POLIMERIZADOR:** Es un tanque rectangular de acero al carbón de 300 cm de largo por 80 cm de ancho y 100 cm de alto, cerrado y recubierto de aislamiento térmico (fibra de vidrio). Interiormente tiene unas mamparas deflectoras que permiten que la trayectoria del fluido sea en forma de "S" para evitar la canalización del mismo. Exteriormente tiene tres tomas de muestreo uniformemente distribuidas a lo largo del tanque. La salmuera que alimenta al tanque polimerizador tiene un elevado contenido de sílice monomérica, por lo que se necesita un período de añejamiento para permitir la polimerización de la sílice monomérica hasta alcanzar la formación de partículas coloidales.

- **TANQUE MEZCLADOR:** Consiste de un tanque cilíndrico de acero al carbón de 60 cm de diámetro por 85 cm de alto, cerrado y recubierto de aislamiento térmico (fibra de vidrio), provisto de un agitador de velocidad variable (300-1000 r.p.m.). En el tanque mezclador se lleva a cabo la adición y mezcla de la lechada de cal con la salmuera añejada.

- **SEDIMENTADOR-CLARIFICADOR:** Es un tanque de acero al carbón que consta de dos secciones, una cilíndrica en la parte superior y la otra cónica a continuación y hacia abajo. La sección cilíndrica tiene un diámetro exterior de 185 cm y una altura de 155 cm. En el interior de la misma existe un cilindro concéntrico de 45 cm de diámetro por 135 cm de alto, por donde se alimenta la salmuera una vez que se ha precipitado la sílice. La parte de abajo de la zona de alimentación tiene una sección cónica con un diámetro exterior de 145 cm. La sección anular superior es llamada zona de clarificación. La Figura 11 muestra la sección transversal del sedimentador. Como se puede observar en dicha figura, el equipo tiene instalados cinco muestreadores para determinar en cualquier momento el nivel de sólidos suspendidos o la turbidez de la salmuera en las zonas de clarificación, compactación y lodos. La sección cónica, de 47 cm de altura tiene dos aspas (rasquetas) que remueven los sólidos depositados en las paredes debido a que están girando a baja velocidad.

- **TANQUE DE ADITIVOS:** Es un recipiente cilíndrico de acero al carbón de 60 cm de diámetro por 85 cm de alto, provisto con agitador de velocidad constante (1750 r.p.m.). En este tanque se preparaba la lechada de cal.

Las mediciones efectuadas durante las pruebas fueron las siguientes: (1) Turbidez (NTU), en la entrada y salida del tanque polimerizador, en

la entrada, salida y cinco muestreadores del sedimentador. (2) Sólidos suspendidos: entrada, salida (agua clarificada), lodos y muestreadores S_3 y S_5 del sedimentador. (3) Temperatura: entrada y salida del polimerizador y sedimentador. ---- (4) pH: en los mismos sitios donde se midió temperatura. Y (5) gasto: de agua clarificada, de lodos extraídos y lechada de cal adicionada.

Se efectuaron, como se mencionó anteriormente, dos corridas experimentales con una duración de 48 y 63 horas cada una respectivamente. Las condiciones de operación fueron prácticamente las mismas: se alimentó agua separada del pozo M-5, cuya concentración de sílice total fue de 1040 ppm. El tiempo de añejamiento fue de 30 minutos: la dosis de cal adicionada de 20 ppm como CaO y el gasto de agua clarificada de 3 t/h aproximadamente. Es importante aclarar que la descarga de lodos se llevó a cabo en forma intermitente. Durante la primera prueba la extracción de lodos se hizo en forma desordenada, en la segunda prueba se hizo en forma regular pero con un gasto mayor que el requerido.

Las Figuras 12 a 17 muestran los resultados más importantes obtenidos en las dos corridas experimentales llevadas a cabo. El comportamiento de los equipos secundarios (separador atmosférico, polimerizador y tanque de aditivos) fue normal en ambas pruebas. A continuación se analiza el comportamiento del equipo principal, el sedimentador-clarificador: La Figura 12 muestra las variaciones de S_D (agua clarificada) y S_5 (zona de compactación de lodos) durante la primera corrida. El experimento se desarrolló normalmente al principio de la corrida, con resultados satisfactorios, hasta la hora 16. Los problemas se presentaron cuando se empezó a retirar "lodos" intermitentemente. De la hora 24 a la 30 la calidad del agua clarificada fue mala. Al final se logró controlar parcialmente el experimento retirando 200 litros de lodos cada 3 horas. La prueba fue buena, en términos generales; la calidad media del agua fue de un contenido de sólidos suspendidos de 10 ppm (descartando datos fuera de equilibrio). La Figura 13 muestra NTU vs. tiempo con resultados similares. La variación de S_L vs. tiempo se muestra en la Figura 14. Los resultados del comportamiento del sedimentador durante la segunda corrida se presentan a través de las Figuras 15 a 17. No se logró controlar adecuadamente la descarga de lodos, a partir de la hora 13 se empezó a retirar -- 100 litros al final de cada hora. Hasta la hora 15 la operación fue buena ya que se obtuvo agua -- clarificada de muy buena calidad. De la hora 50 -- en adelante se empezó a controlar el experimento; desafortunadamente la prueba se tuvo que suspender. De todos modos los resultados han sido buenos en general. Se ha observado que el drenado de lodos en la planta piloto juega un papel importante. Probablemente en una planta de mayor tamaño -- este efecto no tenga importancia. La Figura 16 es muy similar a la 15, solo que con NTU en lugar de sólidos suspendidos. Finalmente, la Figura 17 muestra la concentración de los lodos.

Los resultados de las dos corridas efectuadas en planta piloto muestran que es necesario continuar las pruebas para conocer detalladamente el

proceso de sedimentación de la sílice manejando diferentes gastos, lo cual permitirá conocer la capacidad de sedimentación de la sílice en un proceso continuo. Las pruebas efectuadas indican que es relativamente fácil la sedimentación de la sílice con la adición de cal y que el tiempo para alcanzar el equilibrio y estabilizar el sedimentador es corto, comparado con el requerido para la salmuera del campo geotérmico de Niland, California⁸.

Cálculos preliminares para una planta industrial

Los resultados obtenidos en las pruebas de laboratorio y planta piloto no son suficientes para hacer una estimación precisa del tamaño de los equipos y el costo de tratamiento de una planta industrial que procese la salmuera descargada por la Central Cerro Prieto I; sin embargo es conveniente, en esta etapa del proyecto, usar la información obtenida para hacer una estimación preliminar que pueda servir para tomar decisiones sobre el camino a seguir. En base a este criterio, y haciendo algunas suposiciones que se describen a continuación, se obtuvo los siguientes resultados:

• Equipos de proceso: (a) silenciadores atmosféricos; (b) tanques de añejamiento; (c) sedimentadores; (d) almacén de cal; (e) preparación de lechada de cal; y (f) sistemas de bombeo.

• Los equipos más importantes son: tanques de añejamiento y sedimentadores.

• En base a un gasto de 3000 t/h y un tiempo de añejamiento de 15 minutos, se requiere 2 tanques de añejamiento de las siguientes dimensiones:

Altura :	2 m
Longitud:	5 m
Ancho :	37.5 m

• Para dimensionar los sedimentadores se consideró una capacidad de 41 l/m²-min. (1 GPM/pie²), requiriéndose 2 sedimentadores de 30.5 cm de diámetro por 5.5 m de altura (100 pies por 18 pies).

El costo preliminar (millones de pesos mexicanos) de una planta industrial para el tratamiento de 3000 t/h de la salmuera de Cerro Prieto I se puede resumir de la manera siguiente:

• Costo de capital	100.6
• Costo anual de operación y mantenimiento	20.0
Total	120.6

De tal manera que el costo de tratamiento -- por KWh generado, considerando una amortización -- del capital en 10 años, que es muy conservador, es de:

• Costo de tratamiento* :	3 ¢/KWh
que equivale	: 1.2 U.S.mills/KWh

Más detalles de las estimaciones se muestran en Referencia 11.

* Base: Agosto 1980

Conclusiones

Los resultados obtenidos en el estudio de remoción de sílice de la salmuera de Cerro Prieto I, que está llevando a cabo el Instituto de Investigaciones Eléctricas, permiten obtener las siguientes conclusiones:

- La remoción de la sílice de la salmuera de Cerro Prieto I, a temperaturas cercanas a los 100°C, es técnicamente factible.
- El proceso de remoción de sílice requiere las siguientes etapas: (1) evaporación instantánea de la salmuera de 120°C hasta 100°C y presión atmosférica. (2) Añejamiento de la salmuera durante un período de 10-20 minutos para permitir la conversión de la sílice monomérica a coloidal. (3) Adición de 20-40 ppm de cal (CaO) para precipitar y coagular la sílice coloidal. (4) Sedimentación de la sílice y clarificación de la salmuera.
- El costo de tratamiento estimado para una planta de 3000 t/h es de 3 ¢/KWh (moneda mexicana) que equivale a 1.2 U. S. mills/KWh. Se considera que este costo no significa una carga importante sobre el costo de generación de la Central Cerro Prieto I.
- Se requiere continuar las pruebas de planta piloto para optimizar las variables de operación de cada una de las etapas de proceso.
- La planta piloto manejó satisfactoriamente 3 t/h de salmuera, por lo que sería conveniente efectuar pruebas en la misma con gastos mayores. Se estima que para obtener los parámetros básicos para el diseño de una planta industrial se requieren equipos piloto que manejen gastos de 5-10 t/h.
- Una vez que se tenga un costo más real del tratamiento, sería conveniente, en caso de ser mucho menor que el estimado en forma preliminar, evaluar la factibilidad técnica-económica de remover la sílice a temperaturas más altas en equipos a presión, con el fin de aprovechar más la energía de la salmuera.
- Es conveniente llevar a cabo experimentación en sedimentadores rectangulares y canales de concreto para añejamiento de la salmuera. Es interesante que estas pruebas se hagan a la misma escala de la planta piloto, con el fin de obtener una información propicia para análisis comparativo.
- Es conveniente llevar a cabo la mayoría de las pruebas futuras con el agua descargada por la planta de evaporación instantánea de la Unidad No. 5, para obtener datos más representativos. Esto no es indispensable pero sí conveniente.
- La variedad de experimentos que se llevaron a cabo en columna de sedimentación han permitido conocer el comportamiento de la sílice en salmueras de composición química diferentes, lo cual puede ser de utilidad en el tratamiento de las salmueras de otros campos geotérmicos.

La formación de incrustaciones en los equipos anteriores al sedimentador es uno de los principales problemas que se tendrán que resolver. Se esti-

ma que, a pesar de que el problema es serio, existen soluciones alternas que se discutirán en su momento adecuado.

Agradecimientos

Este trabajo se ha llevado a cabo con el patrocinio de la Comisión Federal de Electricidad y el Instituto de Investigaciones Eléctricas. Los autores agradecen en forma especial la valiosa ayuda proporcionada por las Superintendencias de Estudios y Mantenimiento de la Coordinadora Ejecutiva de Cerro Prieto.

Referencias

1. Hurtado R., Garibaldi F., Cortéz C., --- Díaz R., Mercado S. y Fausto J. J., "Tratamiento de salmueras para reinyección y pruebas de reinyección sin Tratamiento", Actas del Segundo Simposio sobre el campo geotérmico de Cerro Prieto, Baja California, México, Mexicali, B. C., Octubre 17-19 de 1979, pp. 522-566.
2. Cortéz C., "Pruebas de reinyección sin tratamiento en Cerro Prieto", Actas del Tercer Simposio sobre el campo geotérmico de Cerro Prieto, Baja California, México, San Francisco, California Marzo 24-26 (en este volumen).
3. Vargas, C., e I. Canchola F., "Interpretación del comportamiento de pozos reinyectores en Cerro Prieto", Actas del Tercer Simposio sobre el campo geotérmico de Cerro Prieto, Baja California, México, San Francisco, California, Marzo 24-26, (en este volumen).
4. Yanagase T., Y. Sugihara and K. Yanagase, "The properties of scales and methods to prevent them", Geothermics, Special Issue 2, Vol. 2, Part 2, 1619-1623 (1970).
5. Rothbaum H.P. and B.H. Anderton, "Removal of silica and arsenic from geothermal discharge waters by precipitation of useful calcium silicates", Proceedings of the Second United Nations Symposium on the Development and Use of Geothermal Resources, San Francisco, California, U.S.A., May 20-29, 1975, pp. 1417-1425.
6. Cuéllar G., "Comportamiento de la sílice en aguas geotérmicas de desecho", Proceedings of the Second United Nations Symposium on the Development and Use of Geothermal Resources, San Francisco, California, U.S.A., May 20-29, 1975, pp. 1337-1347.
7. Quong R., F. Schoepflin, N. D. Stout G., E. Tardiff and F. R. McLain, "Processing of Geothermal Brine Effluents for Injection", Geothermal Resources Council Transactions, Vol. 2 (July 1978) pp. 551-554.
8. Featherstone J. L., R. H. VanNote and B. S. Pawlowski, "A cost-effective treatment system for the stabilization of spent geothermal brines", Geothermal Resources Council, Transactions, Vol. 3 (September 1979), pp. 201-204.
9. Garibaldi F., "Reporte del reactor-clarificador para tratamiento de salmueras", reporte --

interno de la Superintendencia de Estudios de la - CFE-Coordinadora Ejecutiva de Cerro Prieto, Marzo 31 de 1980.

10. Weres O., L. Tsao and E. Iglesias, "The chemistry of silica in Cerro Prieto brines", ----- Report LBL-10166, Lawrence Berkeley Laboratory, -- April 1980.

11. Hurtado R., S. Mercado, E. Rocha y H. - Gamiño, "Estudio de la remoción de sílice de la --

salmuera de Cerro Prieto I, a temperaturas cerca-- nas a los 100°C, para su posterior reinyección", - Reporte IIE/FE-G20/02, Instituto de Investigacio-- nes Eléctricas 1979, (Reporte Interno).

12. O. Weres and L. Tsao, "Chemistry of Silica in Cerro Prieto Brines", Actas del Segundo Simposio sobre el campo geotérmico de Cerro Prieto, - Baja California, México, Mexicali, B. C., Octubre 17-19 de 1979, pp. 567-598.

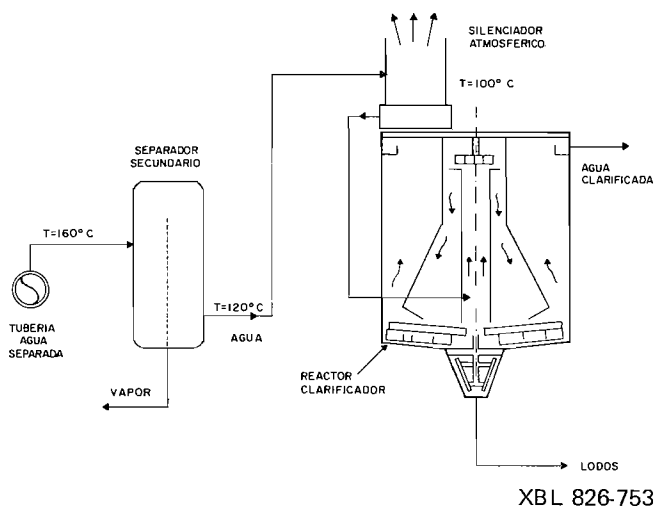


Figura 1. Diagrama de flujo del arreglo piloto utilizado para las pruebas de remoción de sílice de la salmuera de Cerro Prieto sin adicionar productos químicos.

Figure 1. Flow diagram of the pilot plant arrangement used in the silica removal tests in which no chemical products were added.

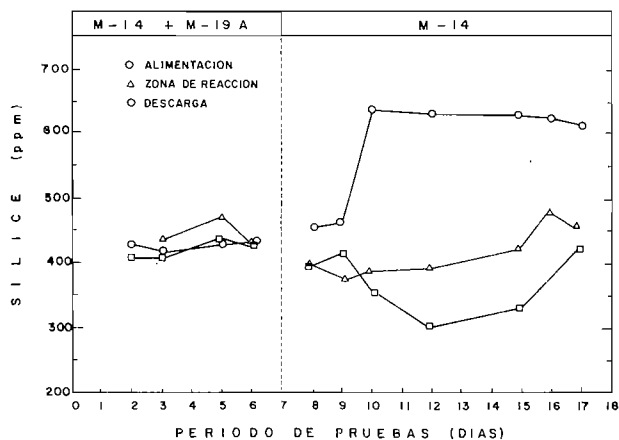
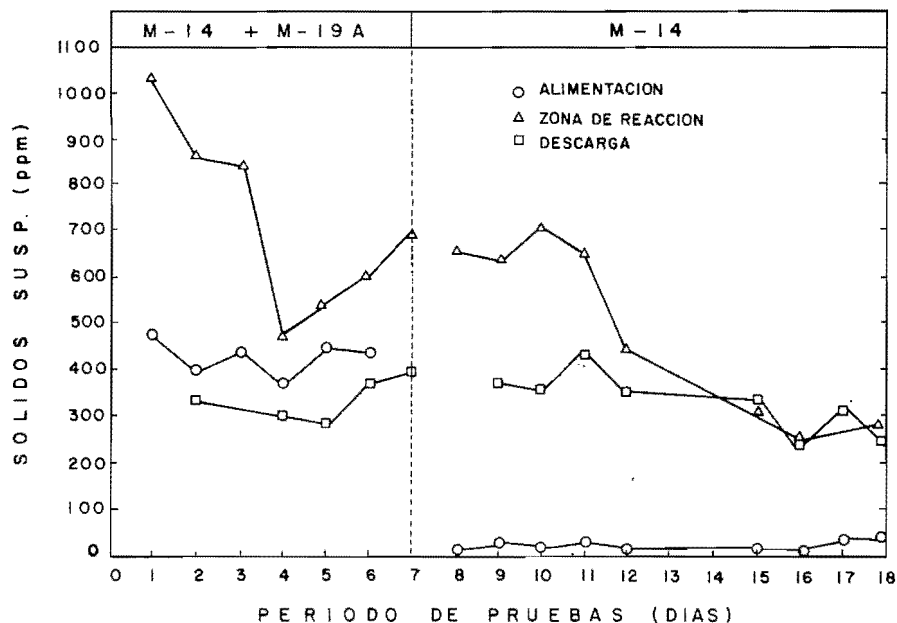


Figura 2. Variación en el contenido de sílice disuelta, en la alimentación, zona de reacción y descarga de agua clarificada del reactor-clarificador durante la primera corrida experimental.

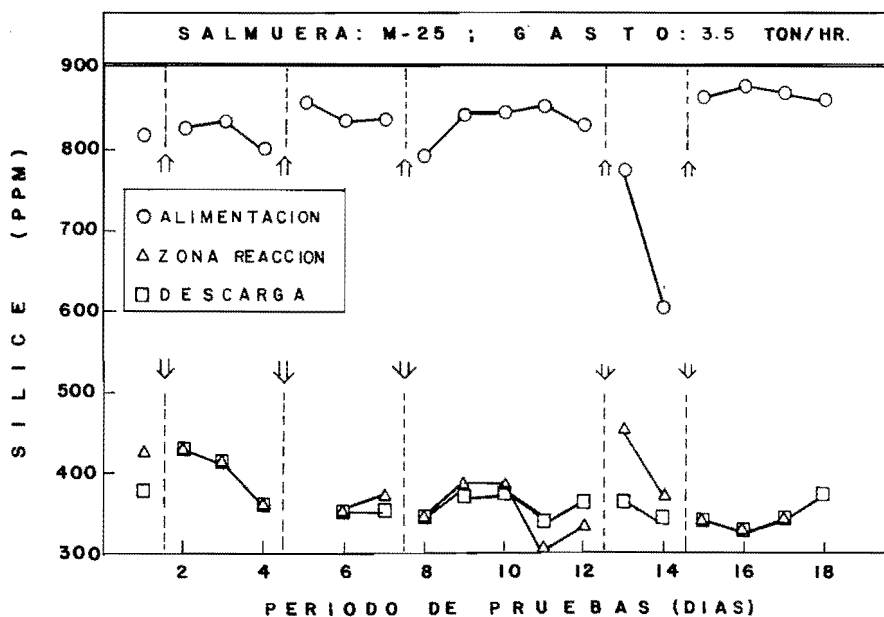
Figure 2. Variations in dissolved silica content at the inlet, reaction zone, and outlet of clarified water of the reactor-clarifier during the first experimental run.



XBL 826-755

Figura 3. Variación en el contenido de sólidos suspendidos, en la alimentación, zona de reacción y descarga de agua clarificada del reactor-clarificador durante la primera corrida experimental.

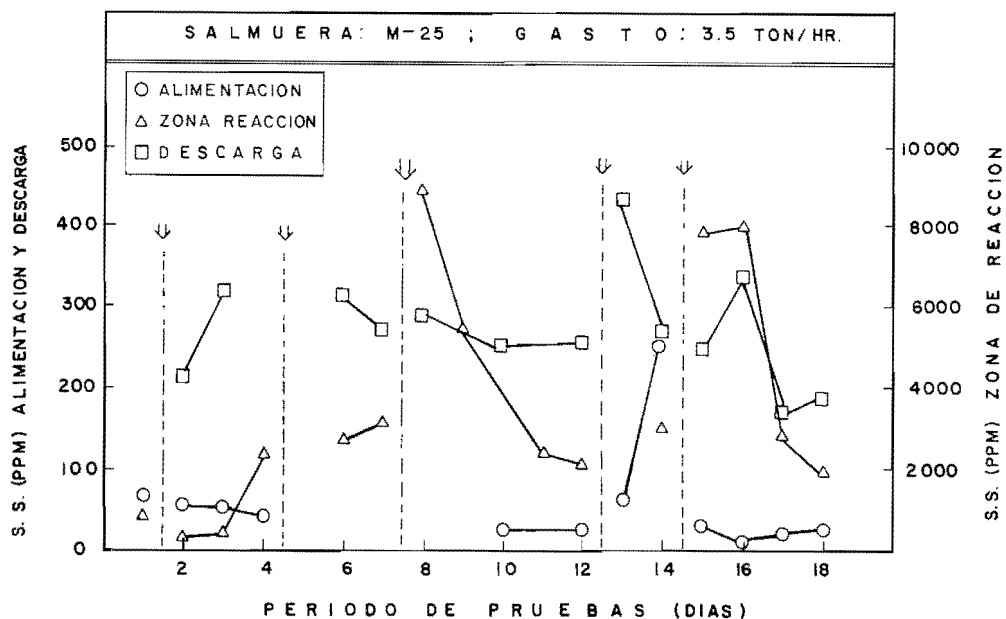
Figure 3. Variation in the suspended solids content at the inlet, reaction zone, and outlet of clarified water of the reactor-clarifier during the first experimental run.



XBL 826-756

Figura 4. Variación en el contenido de sílice disuelta en la alimentación, zona de reacción y descarga de agua clarificada, del reactor-clarificador, durante la segunda corrida experimental. (↑ Paro por incrustaciones)

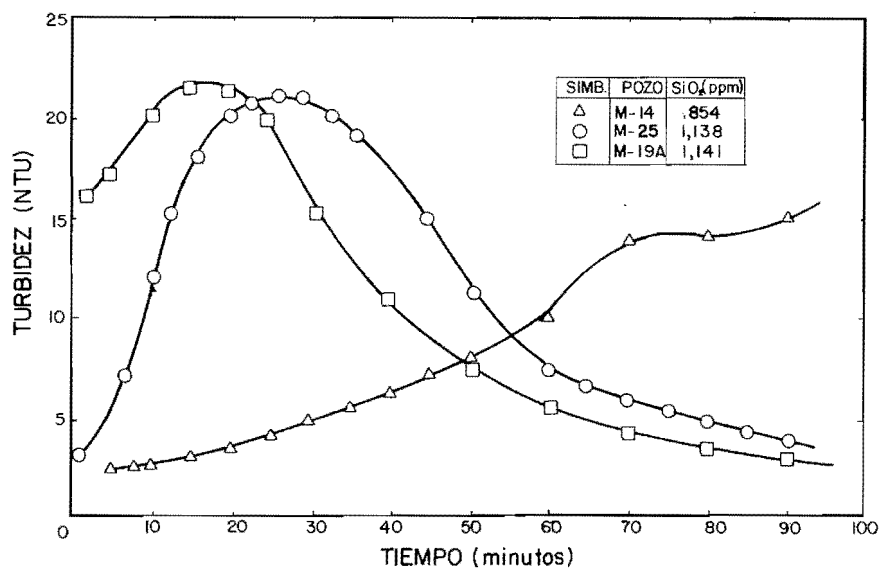
Figure 4. Variation of the dissolved silica content at the inlet, reaction zone, and outlet of clarified water of the reactor-clarifier during the second experimental run (↑ = Interruption due to scaling).



XBL 826-757

Figure 5. Variation in the dissolved solids content at the inlet, reaction zone, and outlet of clarified water from the reactor-clarifier, during the second experimental run ($\uparrow$ = Interruption due to scaling).

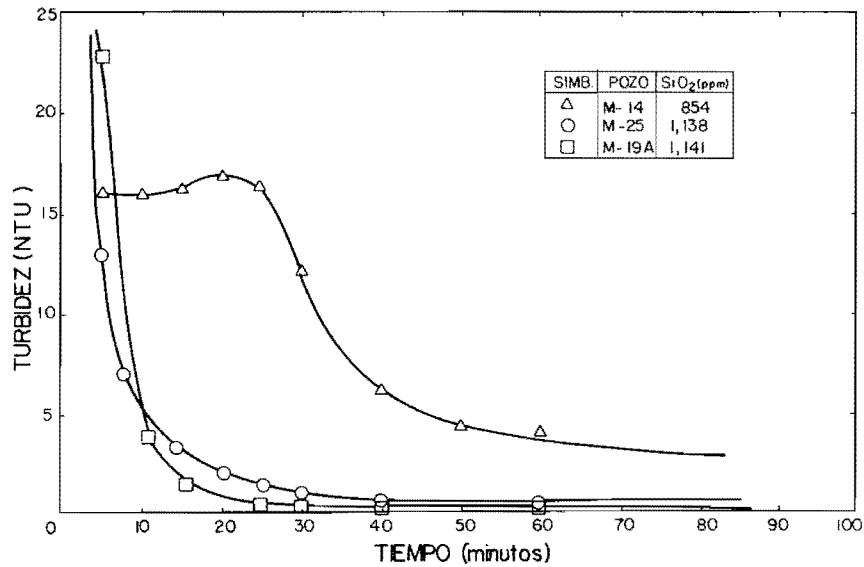
Figura 5. Variación en el contenido de sólidos suspendidos, en la alimentación, zona de reacción y descarga de agua clarificada, del reactor-clarificador, durante la segunda corrida experimental ($\uparrow$ Paro por incrustaciones)



XBL 826-758

Figura 6. Velocidad de polimerización y sedimentación de la sílice de la salmuera de los pozos M-14, M-19A y M-25 a $94 \pm 2^\circ\text{C}$, sin adición de floculantes.

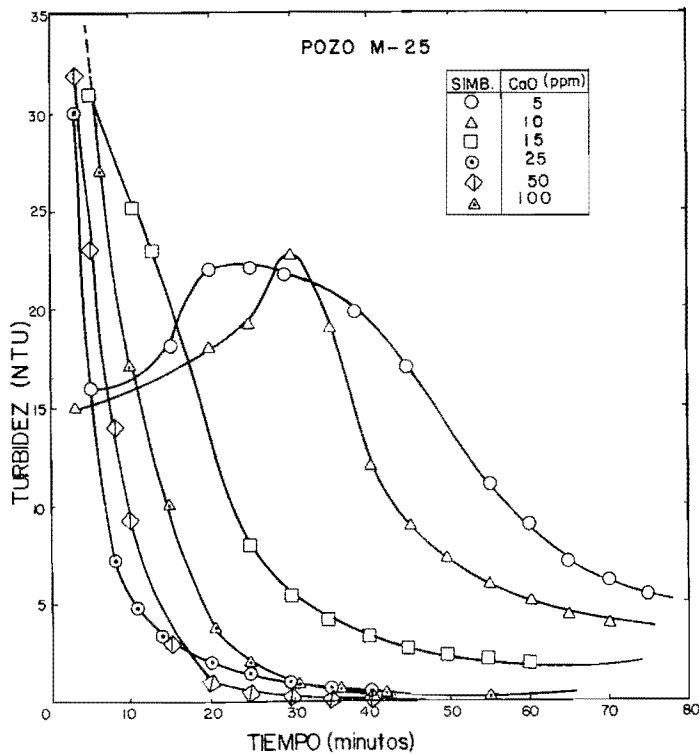
Figure 6. Polymerization and settling rates of silica of brines from well M-14, M-19A, and M-25 at $94 \pm 2^\circ\text{C}$ without the addition of flocculants.



XBL 826-759

Figura 7. Velocidad de sedimentación de la sílice de la salmuera de los pozos M-14, M-19A y M-25 a $94 \pm 2^\circ\text{C}$ después de adicionar 25 ppm de cal (CaO), y sin añejamiento previo.

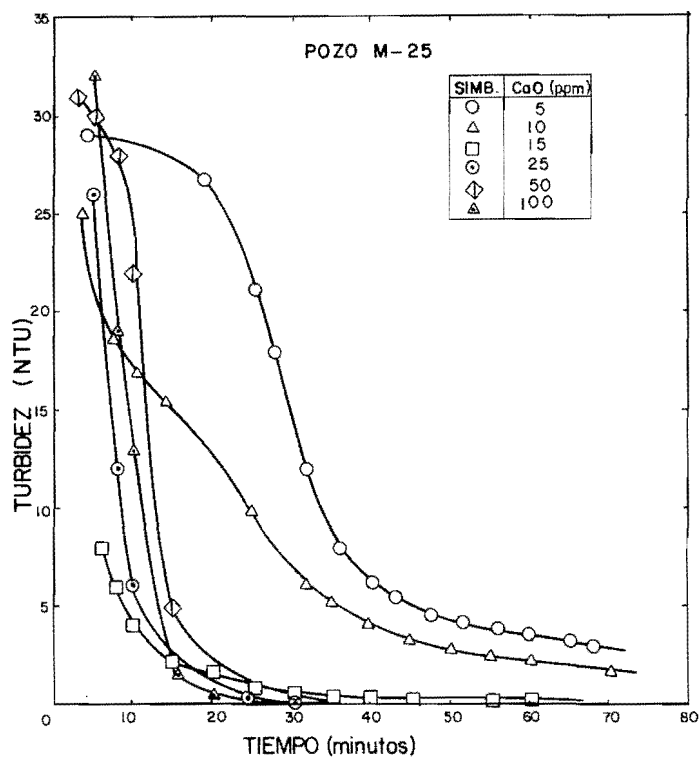
Figure 7. Settling rate of silica from brines from wells M-14, M-19A, M-25, at $94 \pm 2^\circ\text{C}$, after adding 25 ppm lime (CaO), and without prior aging.



XBL 826-760

Figura 8. Velocidad de sedimentación de la sílice de la salmuera del pozo M-25 a $94 \pm 2^\circ\text{C}$ adicionando diferentes dosis de cal (CaO) y sin añejamiento previo.

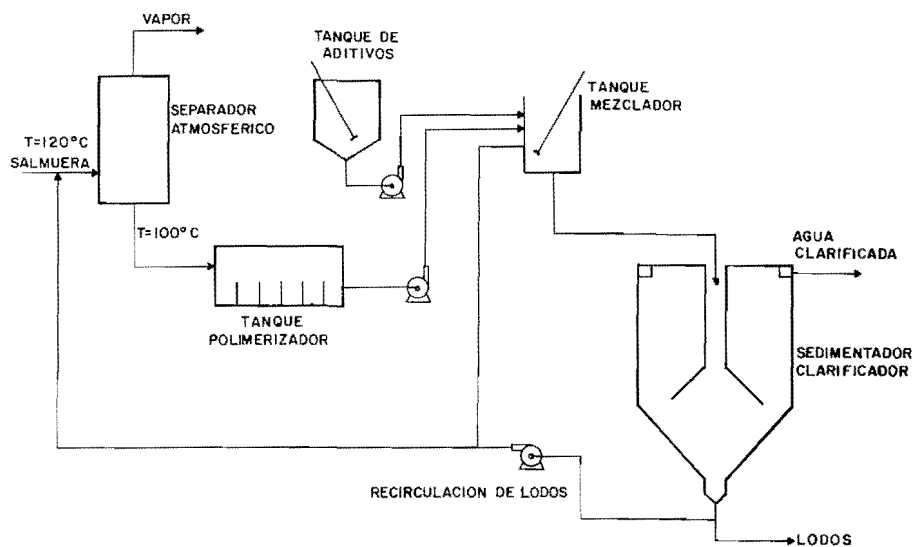
Figure 8. Settling rate of silica from the brine of well M-25 at $94 \pm 2^\circ\text{C}$, adding different doses of lime (CaO) and without prior aging.



XBL 826-761

Figura 9. Velocidad de sedimentación de la sílice de la salmuera del pozo M-25 a $94 \pm 2^\circ\text{C}$ adicionando diferentes dosis de cal (CaO), después de un período de añejamiento de 15 minutos.

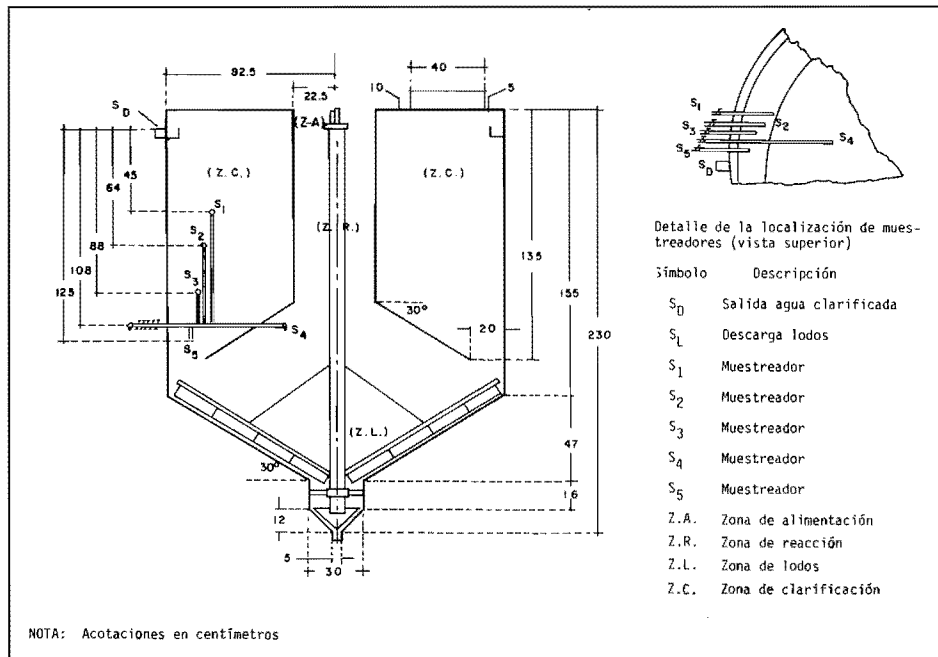
Figure 9. Settling rate of silica from the brine of well M-25 at $94 \pm 2^\circ\text{C}$, adding different doses of lime (CaO), after a 15 minute aging period.



XBL 826-762

Figura 10. Diagrama de flujo de la planta piloto de remoción de sílice de la salmuera de Cerro Prieto a 100°C adicionando floculantes.

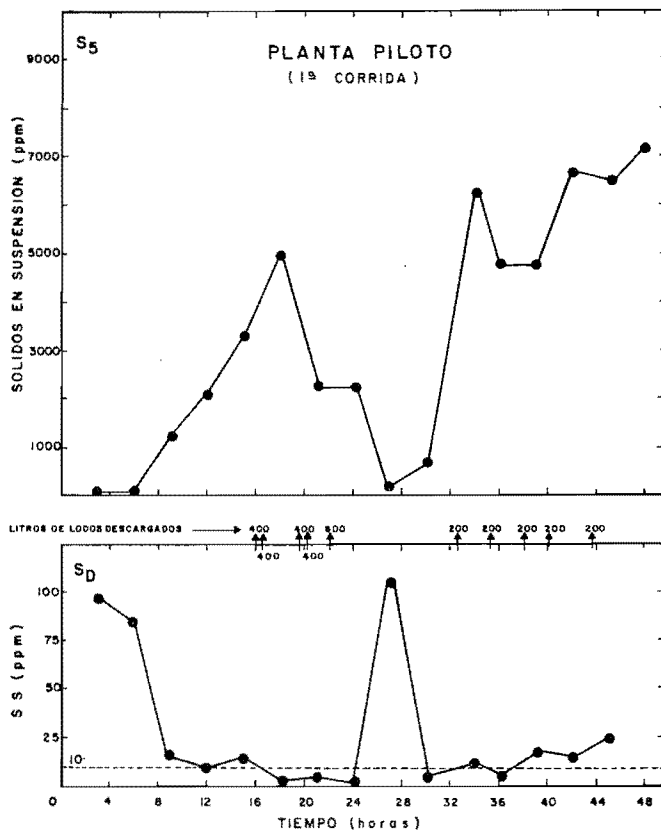
Figure 10. Flow diagram of the pilot plant for silica removal from Cerro Prieto brines at 100°C in which flocculants were added.



XBL 826-763

Figura 11. Sección transversal del sedimentador-clarificador.

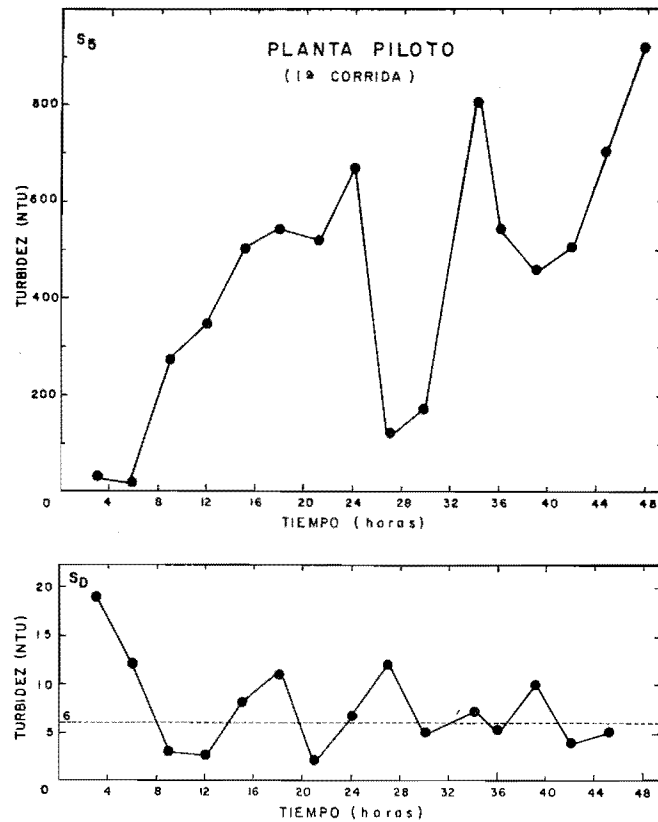
Figure 11. Cross section of the settling-clarifier tank.



XBL 826-764

Figura 12. Variación en el contenido de sólidos suspendidos de la descarga de agua clarificada (S_D) y la zona de compactación de lodos (S_5) del sedimentador, durante la primera corrida experimental.

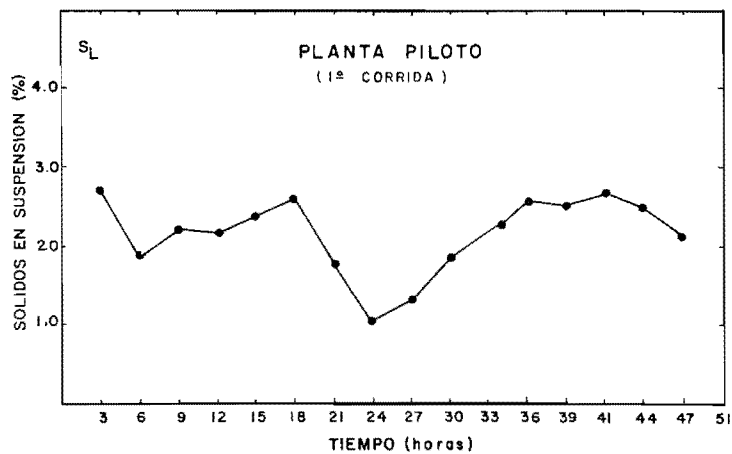
Figure 12. Variation in the suspended solids content in the outlet of clarified water (S_D) and the slurry compaction zone (S_5) of the settling tank during the first experimental run.



XBL 826-765

Figura 13. Variación en la turbidez del agua clarificada (S_D), y zona de compactación de lodos (S_5) del sedimentador durante la primera corrida experimental.

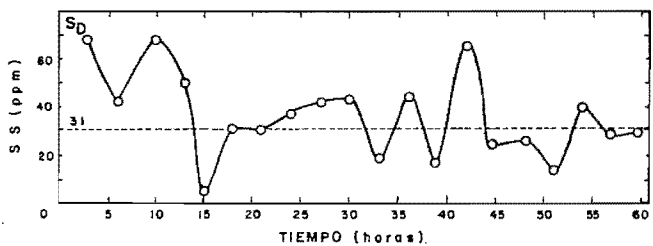
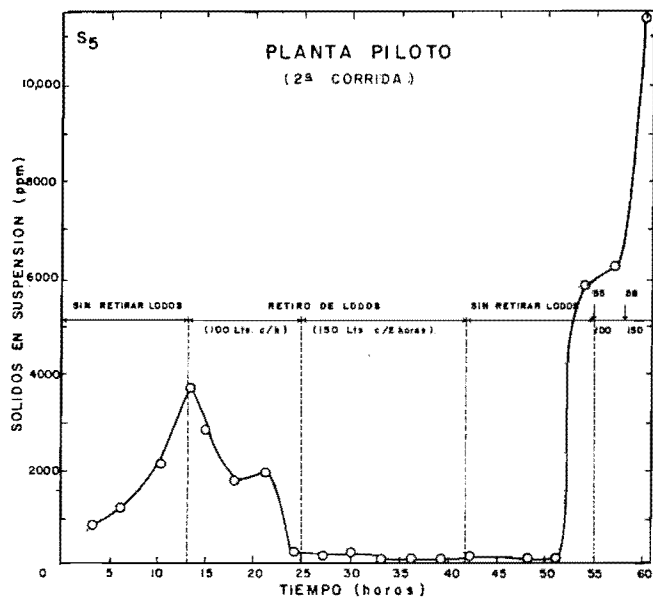
Figure 13. Variation in the turbidity of the clarified water (S_D) and in the slurry compaction zone (S_5) during the first experimental run.



XBL 826-766

Figura 14. Variación en contenido de sólidos suspendidos de la descarga de lodos (S_L) del sedimentador durante la primera corrida experimental.

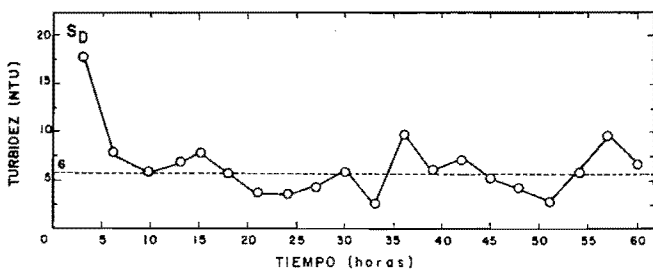
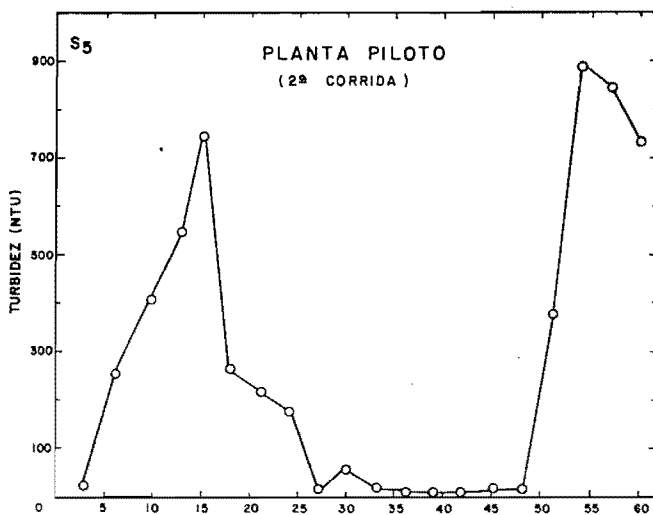
Figure 14. Variation in dissolved solids content at the slurry outlet of the settling tank during the first experimental run.



XBL 826-767

Figura 15. Variación en el contenido de sólidos suspendidos de la descarga de agua clarificada (S_D) y la zona de compactación de lodos (S_5) del sedimentador, durante la segunda corrida experimental.

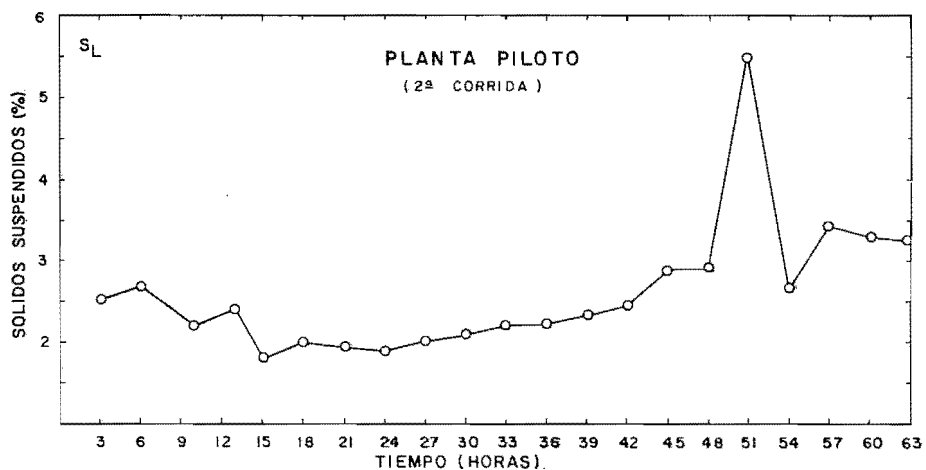
Figure 15. Variation in the suspended solids content at the outlet of clarified water (S_D) and at the slurry compaction zone (S_5) of the settling tank during the second experimental run.



XBL 826-768

Figura 16. Variación en la turbidez del agua clarificada (S_D) y zona de compactación de lodos (S_5) del sedimentador, durante la segunda corrida experimental.

Figure 16. Variation of the turbidity of the clarified water (S_D) and in the slurry compaction zone (S_5) of the settling tank, during the second experimental run.



XBL 826-769

Figure 17. Variation in suspended solids content at the slurry outlet (S_L) of the settling tank, during the second experimental run.

Figura 17. Variación en el contenido de sólidos suspendidos de la descarga de lodos (S_L) del sedimentador, durante la segunda corrida experimental.

Table 1. Main results obtained from the silica sedimentation tests in the reactor-clarifier, without the addition of flocculants.

Tabla 1. Principales resultados obtenidos durante las pruebas de sedimentación de sílice en reactor-clarificador, sin - adición de floculantes.

	Primera Corrida	Segunda Corrida
Sílice total en alimentación	700 ppm	900 ppm
Gasto de alimentación	6.0	3.5 t/h
Caída de temperatura	9.5° C	10.9° C
Sílice disuelta en agua clarificada	Cerca del equilibrio	Equilibrio
Sólidos suspendidos en agua clarificada	250 ¹ ppm 350 ² ppm	170 ¹ ppm 250 ² ppm
Sólidos suspendidos ³ en zona de reacción	720 ppm	9250 ppm
Duración máxima sin interrupción por incrustaciones	11 días	5 días
Capacidad de clarificación	-	17 l/m ² -min

¹ Mínimo valor obtenido; ² Valor promedio; ³ Valor máximo.

Table 2. Main chemical components (at atmospheric pressure) of the brines from wells M-14, M-5, M-25, M-19A, and of a mixture from the Cerro Prieto I Wells.

Tabla 2. Principales componentes químicos* de la salmuera de los pozos M-14, M-5, M-25, M-19A y una mezcla de los pozos de Cerro Prieto I.

Pozo	SiO ₂ (ppm)	Na (ppm)	Cl (ppm)	STD (ppm)
M-14	854	5,854	10,675	18,386
M-5	1,040	7,844	14,379	25,224
M-25	1,138	7,777	14,488	23,588
M-19A	1,141	8,091	15,128	26,234
CP I	1,113	7,672	14,381	24,657

* Referidos a la presión atmosférica.

TREATMENT OF THE CERRO PRIETO I BRINES FOR USE IN REINJECTION.

2. RESULTS OF THE PILOT PLANT TESTS

INTRODUCTION

In the Cerro Prieto I geothermal area, 3000 tons/hr of brine at a temperature near 100°C are being discharged into a solar evaporation pond, where part of the water evaporates. The portion that does not evaporate is sent through a drain to the Hardy River, which flows into the Sea of Cortéz (Gulf of California).

The Comisión Federal de Electricidad is interested in evaluating the technical and economic feasibility of reinjecting the waste brine, since it could contribute significantly to the thermal and hydraulic recharge of the Cerro Prieto reservoir, and thereby extend the productive life of the geothermal resource.

The brine produced by the wells of the Cerro Prieto I field has a high content of dissolved salts and a high degree of silica supersaturation so that the reinjection of this brine without prior removal of the excess silica might cause it to be precipitated either in the injection well casing or in the reservoir sandstone strata into which the brine would be injected.

The basic reinjection program being carried out by the Comisión Federal de Electricidad with the collaboration of the Instituto de Investigaciones Eléctricas has been described previously⁽¹⁾. This program consists of reinjection tests without brine treatment, that is, without removing the excess silica, and reinjection tests of treated brine, with prior removal of the excess silica.

Reinjection tests of untreated brine at Cerro Prieto started on 8 August 1979 with the injection of water separated from well M-29 into well M-9. There has been a gradual reduction in the flow rate at which well M-9 accepts the brine. Cortéz A.⁽²⁾ has presented recent results of these tests; Vargas G. and Canchola F.⁽³⁾ have presented curves of cumulative volume as a function of time in order to find an analogy with filtration theory and to be able to predict formation damage.

Silica removal experiments have been carried out both in the laboratory and in pilot scale tests. In this paper the results obtained to date are presented, with special emphasis on the pilot tests with or without the use of flocculants.

BACKGROUND

The removal of excess silica from geothermal brines in different geothermal fields around the world has been studied by several authors for different purposes. Next, we present a brief description of previous studies on brine treatment.

Yangase et al.⁽⁴⁾ reported in 1970 on the results of scaling prevention tests at the Otake (Japan) geothermal field. They used a pilot holding tank to prevent the deposition of silica in the pipeline carrying the brine to the reinjection well located 4 km downstream. The Otake brine has about 650 ppm silica and approximately 4000 ppm total dissolved solids. In order to precipitate the silica totally in a holding

tank and avoid subsequent scaling problems, it was found that a one-hour aging time was required. The initial temperature was 95°C, and the outlet temperature was 88°C. The treatment was found satisfactory for controlling scaling.

Rothbaum and Anderton⁽⁵⁾ reported in 1975 on the results of tests carried out at Wairakei and Broadlands, New Zealand, with the aim of removing silica and arsenic from the brine prior to its disposal. The tests, conducted in a pilot plant, consisted of the following steps: (1) The water discharged at 90°C was placed in an aging tank where the polymerization of the silica took place. (2) Slaked lime was added and quickly mixed. (3) The brine was moved to a settling tank for the removal of the solids. (4) The solids from the settling tank were sent to a rotary filter. In the tests carried out at Wairakei, the best results were obtained with a 2 1/2-hour aging period, while at Broadlands this period was 30 minutes. The dosage of slaked lime used was 400-700 ppm. In both places, the temperature at the time of entry into the aging tank was 90°C. At Broadlands the water emerged from the tank at 86°C, while at Wairakei it emerged at 75°C.

The basic difference between the Wairakei and Broadlands brines is that the former has a silica content of about 600 ppm and a pH of 7.8, while the latter has approximately 1000 ppm silica and a pH of 8.6. In both cases the salinity is low.

Cuellar⁽⁶⁾ reported in 1975 on results of silica sedimentation tests at the Ahuachapán geothermal field in El Salvador. The geothermal brine of Ahuachapán has very high salinity (22,000 ppm), with a silica content on the order of 650 ppm.

A holding tank was built to evaluate the sedimentation of the silica. It was found that a 45-minute holding time was required. The scales deposited in the tank consisted of very soft amorphous silica which can be easily removed.

Quong et al.⁽⁷⁾ reported in 1978 on the results of tests made at the Niland geothermal field in the United States with the purpose of preparing the brine for reinjection. The Niland brine has an excessively high salinity, on the order of 300,000 ppm; its silica content is about 500 ppm.

In order to facilitate the settling of the suspended solids, especially amorphous silica, organic and inorganic flocculants were used in the tests. The effects of temperature, pH, and holding time on the precipitation of excess silica and the ease of flocculate settling were evaluated.

The results were most satisfactory when the following process was tested in a pilot plant: (1) Addition of a few parts per million of an anionic coagulant to the brine while stirring rapidly for about 5 minutes in order to precipitate the amorphous silica. (2) The brine was discharged into a clarifying tank with a 100 minute residence time. The clarified brine contained 44 ppm (15 NTU) suspended solids. (3)

The brine was immediately passed under pressure through a filter, reducing the level of suspended solids to 5 ppm (2 NTU).

A preliminary cost estimate for the treatment of the brine discharged by a 50 MW plant using the above mentioned process yielded a value of 1.7 U.S. mills/KWh.

Featherstone et al.⁽⁸⁾ reported in 1979 on a treatment process for the Niland geothermal field brine in which no chemical additive was used. The results of the pilot plant tests were satisfactory, yielding a clarified brine with 5 ppm suspended solids.

The process consisted in recirculating the sludge in a reactor-clarifier and subsequently passing the brine through a sand filter.

The preliminary estimate of the treatment cost for a 55 MWe plant was 1.6 U.S. mills/KWh.

Garibaldi⁽⁹⁾ carried out some experiments at Cerro Prieto in order to remove silica at temperatures of about 100°C using a reactor-clarifier of the same dimensions as the one used by Featherstone at Niland. The purpose of the tests was to evaluate the feasibility of removing the silica from the brine prior to its reinjection without using chemical products.

The Cerro Prieto brine has a salinity of 30,000 ppm and a silica content of approximately 1000 ppm.

The results of the tests are presented in this report.

There were many problems with amorphous silica scaling in the reactor-clarifier. No experiments were conducted with sand filters to reduce the level of suspended solids because they were considered inadequate.

In 1980, Weres et al.⁽¹⁰⁾ reported on laboratory tests of amorphous silica sedimentation using synthetic brines by adding small amounts of lime or cationic polymers. Later, the same type of tests were carried out at Cerro Prieto, with similar results. Based on the results obtained, Weres et al.⁽¹²⁾ proposed a treatment process for flocculating colloidal silica, including the preliminary design of a pilot plant.

In 1979, the Instituto de Investigaciones Eléctricas (Hurtado et al.)⁽¹¹⁾ initiated sedimentation tests for the removal of excess silica from Cerro Prieto brines. Experiments were made in the laboratory with brine from different Cerro Prieto wells (with low, medium and high silica content) in order to evaluate the feasibility of silica removal. Different commercial flocculants were tried, and it was found feasible to remove the silica in the laboratory using some of them, especially lime. Further tests were subsequently carried out in sedimentation columns and in a pilot plant.

SEDIMENTATION OF SILICA WITHOUT THE ADDITION OF FLOCCULANTS

The results of treating the brine from the Niland geothermal field, California, without adding flocculants obtained by Featherstone et al.⁽⁷⁾ suggested that it would be interesting to carry out similar tests at Cerro Prieto, in view of the desirability of not having to add chemical products continuously.

To perform these tests, a reactor-clarifier with all the necessary attachments was rented from the Envirotec-Eimco Company. It had a diameter of 2.4 m (8 ft) and a height of 5.2 m (17 ft). Figure 1 shows the flow diagram of the pilot arrangement installed next to the group of pipelines carrying separated water from wells M-5, M-14, M-19A, M-25, and M-53, and next to drain 134. The advantages of this site were the availability of brines with different silica content, and the ease with which the sludges could be discharged into the drain.

The water to be treated was taken from the pipelines of separated water at a pressure of 80-90 psi and was sent to a secondary separator where part of the water was evaporated and the pressure brought down to 20 psi.

A portion of the water was subsequently taken (depending on the required flow rate) to an atmospheric silencer installed on top of the reactor-clarifier, into which it was fed by gravity.

The following measurements were made during the tests: (1) temperature (°C), at the inlet and at the outlet of the clarified water; (2) flow rate (tons/hr) of clarified water discharged; (3) pH at the inlet to the reactor-clarifier; (4) monomeric silica (ppm) at the inlet, in the reaction zone, and at the outlet of the clarified water; and (5) suspended solids (ppm) at the inlet, in the reaction zone, and at the outlet of the clarified water.

Monomeric silica was determined by the "molybdate method". Suspended solids were measured by filtering 100 ml of gravity fed hot solution through a 0.45 micron membrane under air pressure.

Two approximately 18-day-long experimental runs were made. Figures 2 to 5 show the concentration of dissolved silica and the level of suspended solids at the inlet, in the reaction zone, and at the outlet of the reactor-clarifier. Table 1 summarizes the main results obtained in these two runs.

The first run started with the feeding separated water from wells M-14 and M-19A, whose mixture had a total silica concentration of approximately 900 ppm. After six days the input of water from well M-19A had to be halted due to unrelated technical problems.

Different results were obtained, as shown by Figures 2 and 3. When the mixture was

used, the level of suspended solids in the feed was very high, which indicates that polymerization of monomeric silica was taking place in the atmospheric silencer. When only separated water from well M-14 was used, it was noted that the degree of polymerization of monomeric silica in the silencer was very low, and that no dissolved solids were concentrating in the reaction zone because of their flotation and movement towards the outlet, in spite of reducing the feeding rate by approximately 1 ton/hr. In view of the fact that the level of suspended solids in the discharge was very high, it was decided to halt the tests and feed the reactor a brine with a higher silica concentration at a lower flow rate.

The second run was made by feeding 3.5 tons/hr of separated water from well M-25. In this instance the results were slightly better, both in regard to the quality of the clarified water as well as the concentration of suspended solids in the reaction zone. However, there were many scaling problems in all the equipment, from the atmospheric silencer to the clarified water outlet. The critical zone with regard to scaling was the pipeline which fed the brine to the reactor-clarifier, which was repeatedly plugged, forcing interruptions of the run in order to clean the pipeline. Figures 4 and 5 show the concentrations of dissolved and suspended silica at the inlet, reaction zone, and outlet of the reactor-clarifier.

SILICA SEDIMENTATION BY ADDITION OF FLOCCULANTS

The sedimentation of silica from the Cerro Prieto brine was studied in the laboratory and in a pilot plant. The main objective of the laboratory tests was to select the proper flocculants to rapidly precipitate the silica, and to evaluate semiquantitatively the basic parameters for the process being developed, such as aging time and flocculant dose. Hurtado R., et al.⁽¹¹⁾ showed in detail the results of the tests used in selecting the flocculants. In general, it was found that some cationic polymers are excellent flocculants for silica sedimentation. Good results were also obtained by using lime (CaO), and not as good by using soda ash, ferrous sulfate, ferric sulfate and alumina. In spite of the fact that better results were obtained with cationic polymers, their cost makes the use of lime much more attractive. For this reason, most of the experiments were carried out using lime.

Sedimentation column tests were made using the brines from wells M-14, M-19A and M-25. Table 2 shows the main chemical components of the brines of these wells, which were selected for having low (M-14), medium (M-25), and high (M-19A) silica content. Furthermore, the concentration of well M-25 brine is similar to that of the mixture of the Cerro Prieto I wells (excluding the recently drilled "E" wells).

The Cerro Prieto I brine treatment process that is being developed by IIE consists of the following steps: (1) flashing the brine discharged by the evaporation plant of Unit 5 until it reaches atmospheric pressure; (2) poly-

merization of monomeric silica until colloidal particles are obtained; (3) addition of lime and rapid mixing; (4) silica sedimentation and clarification of the brine. Steps 3 and 4 can take place in the same unit reactor-clarifier. The most important stage in this process is the sedimentation of the silica; it also represents the greatest investment and operating cost. The size of a sedimentation tank depends on the settling rate and in the case of silica this depends on the aging time and the flocculant dosage. The sedimentation column tests were designed with this in mind.

Figure 6 shows a comparison of the polymerization and settling rates of brines from wells M-14, M-25, and M-19A at a temperature of $94 \pm 2^\circ\text{C}$ without the addition of flocculants. In the case of well M-14 brine, with a low silica content, the polymerization is slow, and no sedimentation was observed during the first 100 minutes of the experiment. The greatest polymerization and sedimentation rate was observed in the brine of well M-19A, which has the highest silica content and salinity. Even in this case, the time it takes to obtain a clarified brine is very long (more than 90 minutes overall). Figure 7 shows the results of similar experiments to those of Figure 6, with the fundamental difference that in this case 25 ppm lime (CaO) were added, without prior aging time. The results were completely different. The addition of lime accelerates the silica settling time considerably, even in the case of the well M-14 brine, even though in this case the results were not entirely satisfactory with regard to the quality of the clarified water. No great differences were observed between the brines of wells M-19A and M-25. The silica settling rate is slightly higher for M-19A brine. Figures 8 and 9 show the effect of lime dosage in the 5 to 100 ppm range; without aging time (Figure 8), and with 15 minutes aging (Figure 9), using well M-25 brine in both cases. The results obtained are very interesting and clear. In order to achieve good silica sedimentation, some aging time (between 10-15 minutes) and the addition of 20-40 ppm of lime are required.

The pilot plant for silica removal was installed at the Cerro Prieto geothermal field beside drain 134, next to the group of pipelines carrying the separated water from wells M-5, M-14, M-19A, M-25, M-38, and M-53. The reason for selecting this site was the easy access to separated water from any of the above wells. This location had the added advantage of permitting easy disposal of the sludges into drain 134. Unfortunately the proximity to the point where the separated water from wells M-5 and M-53 is discharged into the evaporation pond had not been taken into account. Under certain weather conditions a mist of brine would blow towards the pilot plant, which soon damaged the electric motors. In any event, two silica removal tests were carried out, 48 and 63 hours long, respectively.

Figure 10 shows the flow diagram of the silica removal pilot plant that was installed and operated partially at Cerro Prieto. The configuration of this pilot plant is similar to the one proposed by Weres et al.⁽¹²⁾ Each piece of

equipment is described next.

ATMOSPHERIC SEPARATOR: It consists of a cylindrical carbon steel tank 50.8 cm (20 inches) in diameter by 110 cm long, installed vertically. Separated water at a pressure of 0.35 - 0.70 kg/cm^2 (5-10 psig) was fed to the atmospheric separator in order to expand it and have it reach atmospheric pressure. The steam was discharged into the atmosphere through the upper part while the water descended by gravity into the polymerization tank. The temperature of the brine discharged by the separator was approximately 100°C .

POLYMERIZATION TANK: This is a closed rectangular carbon steel tank 300 cm long, 80 cm wide and 100 cm high, covered with fiberglass thermal insulation. Inside the tank there are deflecting baffles to force the fluid to travel along an "S" shaped path and to avoid channeling effects. The tank has three sampling ports uniformly distributed along its length. The brine feeding the polymerization tank has a high content of monomeric silica thus requiring aging to permit the polymerization of the monomeric silica until the formation of colloidal particles is achieved.

MIXING TANK: This consists of a cylindrical carbon steel tank 60 cm in diameter by 85 cm high, covered with fiberglass thermal insulation and equipped with a variable speed (300-1000 rpm) stirrer. The mixing tank is used to add the lime slurry and mix it with the aged brine.

SETTLER-CLARIFIER: This is a carbon steel tank consisting of two sections, an upper cylindrical one, with a conic section below. The cylindrical section has an external diameter of 185 cm and a height of 155 cm. Inside, there is a concentric cylinder 45 cm in diameter 135 cm tall through which the brine is fed after the silica has been precipitated. The lower portion of the feeding zone has a conic section with an external diameter of 145 cm. The upper annular section is called the clarification zone. Figure 11 shows a cross section of the sedimentation tank. As can be noted from the figure, the equipment has five sampling ports that permit the level of suspended solids or the turbidity of the brine in the clarification, compaction, and sludge zones to be determined at any time. The 47 cm conic section has two slowly rotating blades (scrapers) to remove the solids deposited on the walls.

ADDITIVE TANK: This is a cylindrical carbon steel container 60 cm in diameter and 85 cm high, provided with a constant speed stirrer (1750 rpm). This tank was used to prepare the lime slurry.

The following measurements were made during the tests: (1) turbidity (NTU) at the inlet and outlet of the polymerization tank, and at the inlet, outlet, and five sampling ports of the sedimentation tank; (2) suspended solids, at the inlet, outlet (clarified water), sludges, and at the S₃ and S₅ sampling ports of the sedimentation tank; (3) temperature, at the inlet and outlet of the polymerization and sedimentation

tanks; (4) pH, at the same places as where the temperature was measured; and (5) flow rates of clarified water, extracted sludges, and lime slurry added.

As mentioned above, two experimental runs were made with a duration of 48 and 63 hours respectively. The operating conditions were practically the same: separated water from well M-5, with a total silica concentration of 1040 ppm was fed to the system. The aging time was 30 minutes. The dose of lime was 20 ppm as CaO, and the flow rate of clarified water was approximately 3 tons/hr. It is important to point out that sludges were discharged only intermittently. During the first test, sludges were removed irregularly; during the second test they were regularly removed, but at a flow rate that was higher than necessary.

Figures 12 to 17 show the most important results obtained from the two experimental runs. The behavior of the secondary pieces of equipment (atmospheric separator, polymerization tank, and additive tank) were normal during both tests. Next the behavior of the principal piece of equipment, the settler-clarifier, will be analyzed. Figure 12 shows the variations in S_p (clarified water) and S_s (sludge compaction zone) during the first run. At the start of the run, the experiment proceeded normally with satisfactory results up to hour 16. The problems started when sludges began to be removed intermittently. From hours 24 to 30, the quality of the clarified water was poor. At the end, the experiment was partially brought under control by removing 200 liters of sludge every 3 hours. In general terms the test was successful. The average quality water had 10 ppm of suspended solid (discarding non-equilibrium data points). Figure 13 shows NTU vs. time, with similar results. Figure 14 shows the variation of S_L vs. time. The results of the behavior of the sedimentation tank during the second run are presented in Figures 15 through 17. It was not possible to adequately control the discharge of sludges. After hour 13, we started to remove 100 liters at the end of every hour. Until hour 15, the run went well and very good quality clarified water was obtained. From hour 50 onwards, the experiment was brought under control; unfortunately, the test had to be halted. However, the results were generally good. It was determined that the removal of the sludges from the pilot plant plays an important role in the process. Perhaps in a larger plant this effect may not be so important. Figure 16 is very similar, but showing turbidity (NTU) instead of suspended solids. Finally, Figure 17 shows the sludge concentrations.

The results of the two runs made at the pilot plant showed that it is important to continue testing in order to understand in detail the silica sedimentation process under different flow rates. This will allow us to establish the capacity for silica sedimentation in a continuous process. The runs showed that it is relatively easy to settle the silica by adding lime, and that the time needed to reach equilibrium and to stabilize the settling tank is relatively short compared to the

time required by the brines from the Niland geothermal field, California.⁽⁸⁾

PRELIMINARY CALCULATIONS FOR AN INDUSTRIAL PLANT

The results obtained from the laboratory and the pilot plant tests are not sufficient to make a precise estimate of the equipment size and the treatment cost of an industrial plant to process the brines discharged from the Cerro Prieto I field. However, at this stage of the project, it is convenient to use the information obtained to make a preliminary estimate that will help make decisions on the next course to follow. With these criteria, and making some assumptions as described below, the following results were obtained:

- Processing equipment: (a) atmospheric silencers; (b) aging tanks; (c) settling tanks; (d) lime storage; (e) preparation of lime slurry; and (f) pumping system.

- The most important pieces of equipment are the aging and settling tanks.

- Assuming a flow rate of 3000 tons/hr and a 15 minute aging time, two aging tanks with the following dimensions are required:

Height: 2 m
Length: 5 m
Width: 37.5 m

- In order to determine the dimensions of the settling tanks, a capacity of 41 l/m²-min (1 GPM/ft²) was assumed, requiring two settling tanks 30.5 cm in diameter by 5.5 m high (100 ft by 18 ft).

- The preliminary cost (millions of Mexican pesos) of an industrial plant for the treatment of 3000 tons/hr of Cerro Prieto I brine can be summarized as follows:

• Capital cost	100.6
• Annual operating and maintenance costs	20.0
Total	120.6

Thus the cost of treatment per generated KWh, assuming a conservative amortization period of 10 years, is:

• Treatment cost (August 1980)	3¢/KWh
equivalent to	1.2 U.S. mills/KWh

Further details on these estimates can be found in reference 11.

CONCLUSIONS

The results obtained from the study of silica removal from the Cerro Prieto I brines being carried out by the Instituto de Investigaciones Eléctricas has led to the following conclusions:

- The removal of silica from the Cerro Prieto I brines at temperatures approaching 100°C is technically feasible.
- The silica removal process requires the following steps: (1) flashing the brine from 120°C to 100 °C and atmospheric pressure; (2) aging the brine for a 10-20 minute period to convert monomeric to colloidal silica; (3) the addition of 20-40 ppm lime (CaO) to precipitate and coagulate the colloidal silica; (4) sedimentation of the silica and clarification of the brine.
- The estimated treatment cost for a 3000 tons/hr plant is 3 ¢/KWh (Mexican currency), equivalent to 1.2 U.S. mills/KWh. This cost is not considered to add a significant burden to the Cerro Prieto I generating costs.
- Pilot plant tests must be continued in order to optimize the operation variables of each of the process steps.
- The pilot plant processed satisfactorily 3 tons/hr of brine. It would be advisable to carry out tests with higher flow rates using the same plant. It is estimated that to determine of the basic parameters for the design of an industrial plant will require pilot tests capable of handling 5-10 tons/hr.
- After a more realistic treatment cost estimate is obtained, and if it is considerably below the preliminary esti-

mate, it might be advisable to evaluate the economical and technical feasibility of removing silica at higher temperatures using pressurized equipment so that better use can be made of the thermal energy of the brine.

- It would be advisable to experiment with rectangular settling tanks and concrete canals for aging the brine. It would be of interest that these tests be made on the same scale as the pilot plant to obtain the proper information for a comparative analysis.
- In the future, it would be advisable to conduct all the tests with water discharged by the flashing plant of Unit 5 to obtain more representative data. This is not essential, but advisable.
- The diversity of experiments carried out in the sedimentation column has permitted us to study the behavior of silica in brines of different chemical composition. This may be very useful in treating brines of other geothermal fields.

One of the main problems that will have to be solved is that of scaling in the equipment handling the brine prior to entering the tank. It is estimated that although this is a serious problem, there are alternate solutions that will be discussed in another paper.

ACKNOWLEDGMENTS

This work was performed under the auspices of the Comisión Federal de Electricidad and of the Instituto de Investigaciones Eléctricas. The authors wish to give special thanks to the valuable help provided by the Superintendencias de Estudios y Mantenimiento of the Coordinadora Ejecutiva de Cerro Prieto.