



300618
14
24

UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA

INCORPORADA A LA U. N. A. M.

**MODELO DE DISEÑO PARA CONDENSADORES
EN PRESENCIA DE GASES Y ENSUCIAMIENTO
POR UN FLUIDO GEOTERMICO**

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

**TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
ROGELIO SANCHEZ CARRERA**



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

I N D I C E

	Pág.
AGRADECIMIENTOS	iv
CAPITULO I	
INTRODUCCION	1
CAPITULO II	
DESARROLLO GEOTERMICO	
2.1 La Energía Geotérmica	3
2.2 Desarrollo Geotérmico Mundial	5
2.3 Desarrollo Geotérmico en México	9
CAPITULO III	
COMPORTAMIENTO FISICOQUIMICO DE LA SILICE	
EN EL FLUIDO GEOTERMICO	
3.1 Generalidades	13
3.2 Discusión Sobre el Mecanismo	
de Depositación de la sílice	15
3.2.1 Equilibrio sílice-agua	15
3.2.2 Mecanismo de incrustación	17
3.3 Efectos del pH en la Velocidad	
de reacción	21
3.4 Otras Sales Presentes en la	
Salmuera Geotérmica	25
3.5 Factor de Ensuciamiento en	
Cambiadores de Calor	27

CAPITULO IV

EFECTO DE GASES NO CONDENSABLES

EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR

4.1 Generalidades	30
4.1.1 Perfiles de presión y temperatura	32
4.2 Mecanismo de Difusión	35
4.2.1 Difusión molecular	35
4.2.2 Difusión molecular en gases	36
4.2.3 Coeficientes de difusión y de transferencia de masa	37
4.3 Transferencia de Calor y Masa	41
4.4 Modelo para Diseñar Condensadores de Superficie	42
4.5 Simulación de Comportamiento para el Modelo	47

CAPITULO V

CONCLUSIONES	50
------------------------	----

APENDICE

PROPOSICION DE PRUEBAS EXPERIMENTALES

A.1 Actividades a Realizar	52
A.2 Planeación de Pruebas	53
A.3 Diseño del Cambiador de Calor Prototipo o Experimental	55
A.4 Características del Lugar de Implantación	58
A.5 Análisis de Posibles Resultados	60

ANEXO "A"

DESCRIPCION DEL PROGRAMA DE COMPUTO	62
---	----

ANEXO "B"	
DIAGRAMA DE FLUJO	65
ANEXO "C"	
MANUAL DEL USUARIO	67
ANEXO "D"	
LISTADO DEL PROGRAMA	70
BIBLIOGRAFIA	76

A G R A D E C I M I E N T O S

Se agradece muy sinceramente, por haber hecho posible la realización de este trabajo, a las siguientes personas e instituciones:

- * CONACYT (Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología), por el otorgamiento de una Beca-Tesis Licenciatura.

- * ULSA (Universidad La Salle), por darme el conocimiento y preparación para ser profesionalista.

- * IIE (Instituto de Investigaciones Eléctricas), División de Estudios de Ingeniería, Departamento Mecánico; por la ayuda económica brindada mediante una Beca-Tesis complementaria.

- * UNAM (Universidad Nacional Autónoma de México), por la gran cantidad de información brindada por su biblioteca.

Un agradecimiento muy especial
al Q. Agustín Rangel Vargas
por la dirección y asesoramiento
para la realización de este tra-
bajo de tesis.

Un reconocimiento a los
consejos y apoyo de:
Ing. Gustavo Vasquez Montero.
Ing. José Luis Hernández Galán.
Dr. Sergio Trejo Martínez

CAPITULO I

INTRODUCCION

A causa del gran crecimiento en la demanda energética, algunos países se encuentran en la búsqueda de nuevas fuentes de energía.

Una alternativa interesante es la energía geotérmica, la cual ha recibido diversos estudios y exploraciones tendientes a aprovecharla de una forma práctica y económica. Actualmente su mayor utilización se encuentra en los sistemas de calefacción o en la generación de energía eléctrica.

El objetivo que se pretende con el presente trabajo, es analizar los efectos de obstrucción de la sílice y las alteraciones en los modelos de diseño para condensadores, debidas a la existencia de los gases no condensables; ya que ambos están presentes en las salmueras geotérmicas. El estudio se aplicará en la creación de un programa de computadora que diseñe un intercambiador de calor, considerando los gases inertes; además de proponer el planteamiento de una serie de experimentos en un apéndice, cuya finalidad será obtener información de los efectos de dichos gases y

del factor de ensuciamiento dentro del cambiador de calor.

Con lo anterior se desea aprovechar de una manera íntegra, la energía contenida en las salmueras de baja entalpía, que por otra parte son de las más comunes en los yacimientos geotérmicos de México. Para alcanzar dicho objetivo, el presente estudio se estructuró planteando en el segundo capítulo, aspectos generales de geotermia y una serie de comparaciones sobre el desarrollo de la energía geotérmica a nivel mundial y nacional. En el capítulo tres se realiza un estudio del comportamiento fisicoquímico de la sílice, dando una particular atención a los parámetros que más afectan la incrustación de la sílice en los equipos.

Para el capítulo cuatro se plantea un modelo que analice el efecto de los gases no condensables, dentro de intercambiadores de calor basado principalmente en información coordinada de diversas fuentes. Finalmente se plantea un programa experimental, donde se estudiarán los principales aspectos de ambos fenómenos.

Por otra parte, el tipo de yacimiento donde se aplicarían las pruebas (apéndice), hacen que estas se diseñen para los pozos de baja entalpía, ya que son muy abundantes y en ellos puede emplearse un ciclo binario. En dicho ciclo el fluido geotérmico, que proviene directamente del pozo o bien de una etapa de separación, se hace pasar a través de un cambiador de calor, donde cede parte de su energía a otro fluido de trabajo de bajo punto de ebullición, con lo cual cambia de fase y queda apto para ser expandido en una turbina.

En estos ciclos los intercambiadores de calor desempeñan un papel muy importante, pero desafortunadamente presentan muchos problemas que aún no han podido resolverse en su totalidad y entre ellos encontramos, a los gases no condensables que disminuyen el rendimiento del cambiador y la incrustación, la cual aumenta la resistencia al intercambio de calor.

Por consiguiente los resultados de este trabajo, podrán ser de gran utilidad para diseñar o seleccionar de una forma más adecuada los intercambiadores de calor de tubos y coraza (condensadores) que emplean salmueras geotérmicas.

CAPITULO II

DESARROLLO GEOTERMICO

2.1 LA ENERGIA GEOTERMICA

La tecnología disponible en la actualidad, permite a la energía geotérmica ofrecer en algunas regiones del mundo, la posibilidad de generar cantidades importantes de electricidad. A un nivel local, este recurso presenta un atractivo aún mayor, debido a que puede competir ventajosamente en costos con la electricidad producida por plantas convencionales, implicando un gran ahorro en la cantidad de hidrocarburos que se dejan de consumir en la generación de energía eléctrica.

Puede definirse a la energía geotérmica, como el calor natural de la tierra, propia del núcleo del planeta, que se transmite a niveles cercanos a la superficie para formar regiones de elevado flujo calorífico, localizadas a lo largo de las principales placas

terrestres.

En estas regiones el agua filtrada a través de las rocas fracturadas o fisuradas, se pone en contacto con las rocas impermeables que retienen al magma, de tal forma que se efectúa la absorción de calor. La energía que absorbe dicha agua, puede aprovecharse en la generación de energía eléctrica, ya que suele acumularse para formar los depósitos geotérmicos, tal como se muestra en las figuras 2.1 y 2.2 .

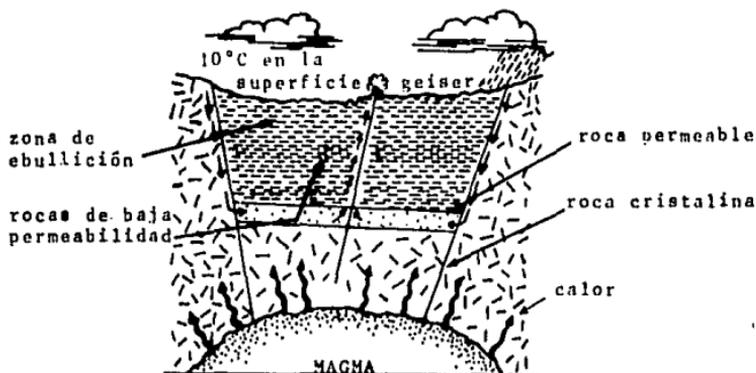


Fig. 2.1 Diagrama esquemático de un depósito geotérmico.

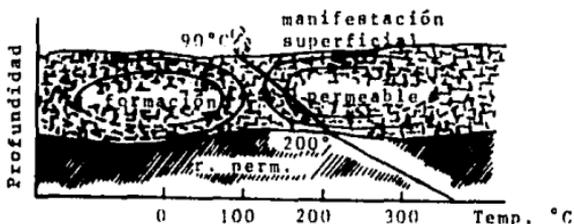


Fig. 2.2 Celdas convectivas en un depósito geotérmico.

A los depósitos anteriormente mencionados se les ha clasificado en dos grandes grupos que son:

- 1) Vapor dominante
- 2) Líquido dominante

La diferencia principal entre los depósitos de líquido dominante y los de vapor dominante, es la presión que aumenta en los depósitos líquidos al aumentar la profundidad. Como el líquido circula a través de estratos permeables, disuelve una pequeña o una gran parte de los minerales, tales como el cloruro de sodio (NaCl), cloruro de potasio (KCl), cloruro de calcio (CaCl_2), etc. así como algunos gases, siendo los más frecuentes el dióxido de carbono y el nitrógeno.

Los métodos y equipos normalmente empleados para la perforación geotérmica, básicamente no difieren mucho de aquellos usados para la extracción de petróleo o gas natural; siendo gran parte del equipo de perforación de pozos geotérmicos el mostrado en la figura 2.3, donde las tuberías enterradas desempeñan un papel importante.

En la perforación geotérmica, normalmente se encuentran formaciones de rocas más duras y con mayor temperatura que en la perforación petrolera, además de la presencia de fluidos altamente corrosivos.

2.2 DESARROLLO GEOTERMICO MUNDIAL

En 1913 se instaló en Italia la primera planta geotermoeléctrica con una capacidad de 250 kW y el interés por la nueva tecnología, se fue difundiendo lentamente a otros países. A principios de 1932, Nueva Zelanda, contando con numerosas manifestaciones termales, aprovechó el desarrollo de este nuevo recurso, pero no fue hasta 1958 que se construyó la primera planta y en 1963 la segunda, con una capacidad total de 192.6 MW.

Durante la década de los 60's, intensos trabajos de exploración fueron realizados por Nueva Zelanda, Japón y Estados Unidos de América, los cuales lograron tomar una gran ventaja con respecto al desarrollo que tuvieron en esta área los demás países.

En la década de los 70's, la energía geotérmica llegó a tener un gran auge con el incremento de la capacidad eléctrica en los Geysers, California (EE UU), pasando de 78 MW en 1970 a 237 MW a

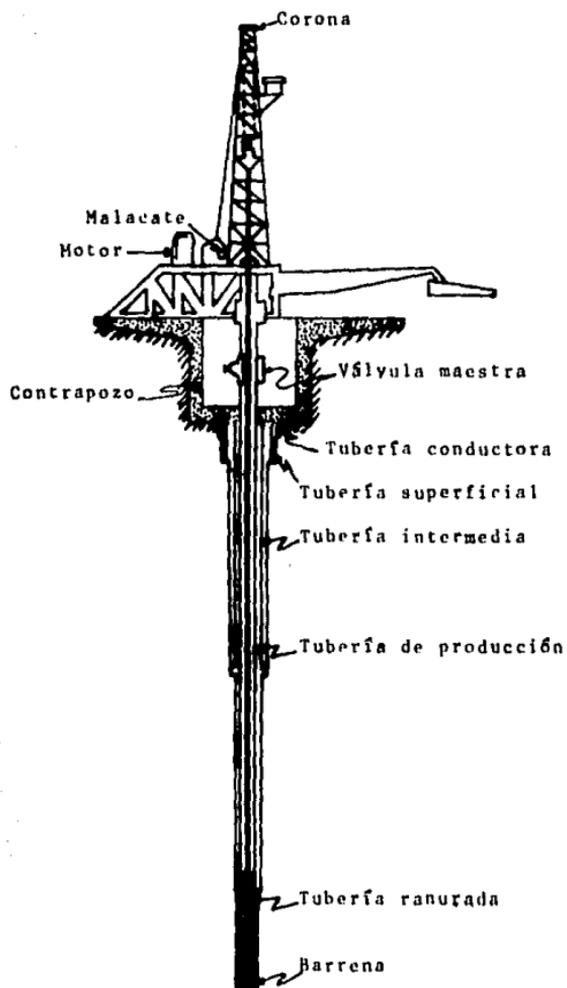


Fig. 2.3 Equipo de perforación de un pozo geotérmico.

finés de 1972. Mientras que México comenzó la construcción de una planta en Cerro Prieto, Baja California Norte; y por otra parte se incrementó el desarrollo en los sistemas de calefacción y agricultura en Islandia, la Unión Soviética y Hungría.

La explotación geotérmica aumentó constantemente desde 1970 a 1972, con un sustancial esfuerzo en Italia, Japón, Islandia, EE UU, Indonesia, Filipinas y México. Este lento incremento se aceleró bruscamente en 1973, cuando la crisis petrolera puso en dificultades a muchos países importadores de petróleo, debido al aumento tan severo en los precios. La nueva problemática, combinada con la evidente limitación en los recursos energéticos convencionales, aumentó más el interés por diversificar las fuentes de energía geotérmica; sobre todo en los países más afectados.

A continuación se mencionan algunas de las capacidades eléctricas instaladas, en los principales países que utilizan la energía geotérmica para la producción de electricidad:

Italia: Es el país pionero en la utilización de la energía geotérmica, caracterizándose por tener campos con vapor dominante, presenta una capacidad instalada de 417.6 MW en los campos de Larderello, Travale y Monte Amiata.

Filipinas: Tiene una capacidad instalada de 466 MW, repartidos en los siguientes campos geotérmicos: Tiwi que posee en la actualidad 6 unidades de 55 MW cada una; se planea la construcción de 4 unidades más de 55 MW, pretendiendo una capacidad total de 550 MW. Tongonan cuenta con dos unidades instaladas de 37.5 MW cada una y planean la construcción de 6 unidades de 55 MW, para dar un total de 410 MW a finales de 1985.

Nueva Zelanda: Posee una capacidad instalada de 202.6 MW en sus campos geotérmicos. Wairakei cuenta con 192.6 MW repartidos en 13 unidades y además planean en el futuro explotar el campo geotérmico de Ohaki, para incrementar sus instalaciones a 353 MW de capacidad instalada.

Japón: Es el único país que tiene instaladas plantas geotér-

micas de vapor seco de simple y doble separación, así como plantas con ciclos de tipo binario. Pretenden programas ambiciosos de desarrollo, para llegar a tener en el año 2000 una capacidad instalada de 48 000 MW, y cuentan con una capacidad instalada de 177.5 MW en las plantas de Matsukawa, Otake, Onuma, Omikobe, etc.

Estados Unidos de América: Cuentan con el más grande complejo del mundo, que se encuentra localizado en los Geysers en el norte de California. Este campo geotérmico tenía en Junio de 1982 una capacidad instalada de 908 MW con 16 unidades turbogeneradoras operando, y una capacidad probable de más de 2000 MW. El interés por el desarrollo geotérmico, se ha manifestado tanto en las empresas privadas como en las de gobierno, realizando exploraciones y explotaciones en los siguientes lugares: North Brawley, California, con una unidad de una etapa de separación de 10 MW, así como la región de East Mesa que posee una unidad de ciclo binario.

Unión Soviética: De acuerdo con los datos obtenidos, presentan únicamente dos plantas de energía geotérmica. Pauzhetka con una etapa de evaporación-separación dando 11 MW de capacidad y Paratunka que emplea un ciclo binario.

En la actualidad se encuentran instaladas a nivel mundial arriba de 120 unidades turbogeneradoras, operando en base a la energía geotérmica. Considerando lo explicado anteriormente y con los datos recolectados hasta Junio de 1982, las capacidades y número de unidades pueden ser resumidas en la tabla 2.1 .

El crecimiento de la capacidad geotermoeléctrica mundial entre los años de 1979 y 1982, fue del 45% y en el año de 1984 la capacidad instalada es un poco mayor de 4 400 MW, lo cual representa un incremento del 150%, comparandola con la capacidad que existía en 1979.

TIPO DE PLANTA	UNIDADES EN OPERACION		CAPACIDAD INSTALADA	
	NUMERO	% DEL TOTAL	MW	% DEL TOTAL
Vapor seco	56	46.3	1369.6	53.5
Simple separación	31	25.6	385.1	15.1
Doble separación	16	13.2	683.0	26.7
Más de dos etapas de separación	10	8.3	102.6	4.0
Binario	7	5.8	16.9	0.7
Flujo total	1	0.8	1.6	0.1
TOTAL	121	100.0	2558.88	100.0

Tabla 2.1 Tipo de Unidades Instaladas.

2.3 DESARROLLO GEOTERMICO EN MEXICO

Alrededor del año de 1955, se iniciaron en México los primeros estudios de exploración geológica, geoquímica y geofísica que conducirían en el futuro al aprovechamiento del calor del subsuelo, para generar energía eléctrica.

De aquel gran número de áreas fue seleccionada la de Pathé, ubicada al este de la ciudad de Pachuca, en el estado de Hidalgo.

A partir de 1959, se instaló una planta generadora de 3.5 MW utilizando una turbina sin condensación; la experiencia adquirida y los resultados obtenidos en esta planta piloto, impulsaron al gobierno de México a continuar la búsqueda y aprovechamiento de este recurso energético.

En la República Mexicana existen diferentes lugares, donde la energía geotérmica ofrece la posibilidad de generar cantidades importantes de electricidad. Una de las principales zonas es la región de Cerro Prieto, localizada aproximadamente a 35 Km al suroeste de la ciudad de Mexicali, y se encuentra dividida en las

siguientes partes:

Cerro Prieto I: En 1973 inició la generación de energía eléctrica mediante dos turbogeneradores de 37.5 MW cada uno, posteriormente se amplió con dos unidades más de la misma capacidad en 1979. Para Noviembre de 1981, se puso en operación una quinta unidad de baja presión, utilizando agua que anteriormente se desechaba.

Central Cerro Prieto II y Cerro Prieto III: A partir de 1978 se determinó, por medio de la evaluación de pozos explorados, localizados en la parte este del campo, que el potencial geotérmico del yacimiento era superior a los 700 MW para un período mínimo de 20 años. Considerando lo anterior se decidió, la construcción de dos centrales más de 220 MW cada una.

Entre los programas futuros para la zona de Mexicali, está la explotación de la zona llamada "Rito", que se localiza a 46 Km al sureste del campo de Cerro Prieto, así como Tulchek ubicada al norte de este mismo campo.

Por otra parte, las perforaciones exploratorias en la región de Los Azufres, se iniciaron en 1976 con un área de 25 Km², donde se encontró producción entre los 1200 y 1500 m de profundidad. La producción por pozo varió de 40 ton/h de vapor hasta 120 ton/h para dar una capacidad instalada de 25 MW en 1982, así como futuros proyectos de expansión.

Es importante señalar que la mayor parte de los pozos, producen mezcla agua-vapor, pero hacia el sur de la región en el nombrado Módulo de Tejamaniles, se ha encontrado una zona en la cual los pozos son de vapor seco.

Indudablemente que por las características geológicas, volcánicas y estructurales que se presentan en la República Mexicana, la posibilidad de aprovechar los recursos geotérmicos es de suma importancia, para poder ubicar a México en una posición alternativa de recursos energéticos, y no sólo mantenerlo como país petrolero. Si consideramos los planes de expansión Mexicanos, podría construirse una gráfica como la mostrada en la figura 2.4 .

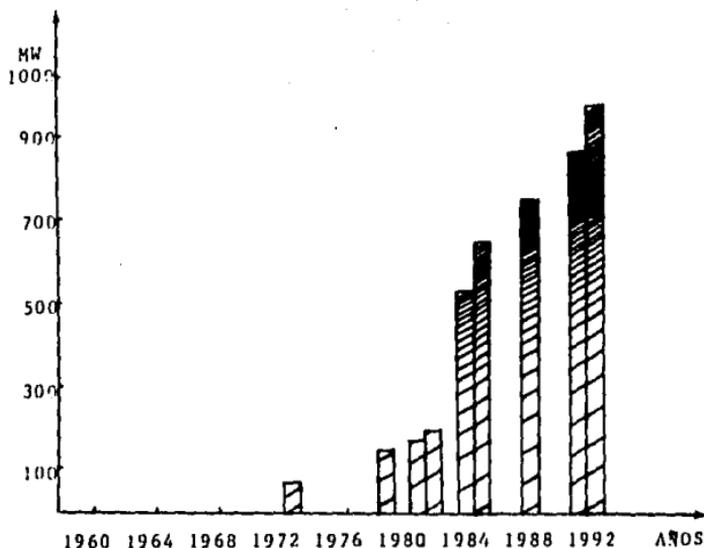


Fig. 2.4 Evaluación de la Capacidad Geotérmica en México.

Es además de primordial importancia, hacer resaltar que a la fecha México es uno de los países más adelantados del mundo, en el aprovechamiento de este tipo de energía.

En la tabla 2.2 se indica el tipo, capacidad y estado actual de cada una de las unidades generadoras instaladas o proyectadas para el futuro.

NOMBRE	AÑO	TIPO	MW	ESTADO
Pathé	1959	1-ES	3.5	No operando
Cerro Prieto I:				
Unidad 1	1973	1-ES	37.5	Operando
Unidad 2	1973	1-ES	37.5	Operando
Unidad 3	1979	1-ES	37.5	Operando
Unidad 4	1979	1-ES	37.5	Operando
Unidad 5	1981	2-ES	30.0	Operando
Cerro Prieto II:				
Unidad 1	1984	2-ES	110.0	En construcción
Unidad 2	1984	2-ES	110.0	En construcción
Cerro Prieto III:				
Unidad 1	1984	2-ES	110.0	En construcción
Unidad 2	1985	2-ES	110.0	En construcción
Cerro Prieto IV:				
Unidad 1	1992	2-ES	110.0	Programada
Los Azufres:				
Unidad bp 1	1982	1-ES	5.0	Operando
Unidad bp 2	1982	1-ES	5.0	Operando
Unidad bp 3	1982	1-ES	5.0	Operando
Unidad bp 4	1982	1-ES	5.0	Operando
Unidad bp 5	1982	1-ES	5.0	Operando
Los Azufres I:				
Unidad 1	1988	2-ES	55.0	Programada
Unidad 2	1988	2-ES	55.0	Programada
bp= a boca de pozo y ES= etapas de separación				

Tabla 2.2 Plantas Geotermoelétricas en México.

CAPITULO III

COMPORTAMIENTO FISICOQUIMICO DE LA SILICE EN EL FLUIDO GEOTERMICO

3.1 GENERALIDADES

Se han realizado actualmente extensas investigaciones, para evaluar los efectos de la concentración, temperatura, pH y salinidad sobre la velocidad de reacción de la sílice en salmueras. Esto es debido a que la mayor parte de la información de ingeniería utilizable, así como datos disponibles, se encuentran fuera de la inspección pública por el potencial comercial y el valor competitivo de esa información. De tal manera que los programas de investigación futuros, podrían ser un duplicado de las experiencias del pasado. Por lo que se analizaron diferentes propuestas de investigación referentes al problema, principiando con la química funda-

mental de donde se advirtió, que serían demasiado largas o difíciles las investigaciones, para producir resultados prácticos.

Una vez que se cuenta con el conocimiento de algunos de los datos de ingeniería básica, obtenidos para diferentes pozos que han sido tratados, podrían emplearse como una ayuda para el diseño de un programa de química aplicada; considerando esto como un posible apoyo para soluciones rápidas en los problemas de incrustación y corrosión.

La existencia de muchos métodos empíricos en el control de la depositación de sílice, provocan que el problema sea abordado en dos formas: La primera es por tratamiento de la salmuera y la segunda por protección específica de superficies. Por lo cual un método particular puede tener variaciones respecto a otro, a causa de la desuniformidad en las bases experimentales de cada uno; lo anterior trae como consecuencia que los datos publicados sobre composición de salmueras, podrían no ser reales o significativos.

Se debe indicar que las composiciones de salmueras, varían de pozo a pozo, dependiendo de la profundidad del yacimiento y la temperatura de las diferentes partes del sistema, de manera que las técnicas para el muestreo y análisis de salmueras, requieran la existencia de procedimientos estandarizados.

Yanagase¹, ha descrito una serie de experimentos muy detallados, sobre la depositación de sílice en el campo geotérmico de Otake (Japón), mostrando que el crecimiento de las partículas de sílice, iniciaba cinco minutos después de la salida del pozo y continuaba por aproximadamente una hora.

También países altamente desarrollados como los EE UU y otros, realizan elevados esfuerzos a través de sus diferentes compañías para estudiar las salmueras; para el caso de los EE UU, ellos estudian los campos geotérmicos de Salton Sea, Geysers, Magmamax, etc. donde compañías tales como Lawrence Livermore Laboratory, U. S. Bureau of Mines, Phillips Petroleum Company, Southern California Edison (SCE) y muchas otras, son actuales responsables de la investigación^{2,3}, con una enorme diversidad de objetivos.

Como puede observarse, el estudio de las salmueras es extenso, por lo que solo se pone atención a la sílice, ya que es el

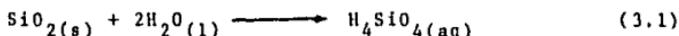
componente más incrustante.

3.2 DISCUSION SOBRE EL MECANISMO DE DEPOSITACION DE LA SILICE

3.2.1 Equilibrio sílice-agua

En los sistemas geotérmicos el agua localizada en el yacimiento, presenta un equilibrio químico con los componentes de las rocas a una elevada presión y temperatura. Cuando se inicia la perforación, la salmuera fluye a través del pozo, presentándose una disminución de la presión y temperatura; esto origina una evaporación instantánea, la cual forma una fase vapor de tal modo que los gases no solubles pasan a esta fase, y las sales disueltas permanecen en el agua incrementando su concentración.

Al fluir la salmuera sobresaturada, la polimerización procede con formación de partículas coloidales y la precipitación de la sílice amorfa; la reacción de la sílice y el agua es:



En la reacción anterior es muy importante conocer la solubilidad de la sílice, por lo que en la figura 3.1 se tienen representadas las concentraciones de Ahuachapán, localizada en El Salvador y las de Cerro Prieto ubicado en México. Puede observarse que en Ahuachapán no se sobrepasa la curva de saturación de la sílice amorfa, y solo se podría precipitar el cuarzo a esa temperatura.

Como a mayor temperatura aumenta la solubilidad de la sílice, fue determinada para Los Azufres la curva de solubilidad en función de la temperatura, a un pH=7 con la ecuación siguiente:

$$C_{\text{SiO}_2}(\text{ppm}) = 18.1 \times 10^3 e^{\frac{-1481.4}{T}} \quad T = ^\circ\text{K} \quad (3.2)$$

donde ppm= partes por millón

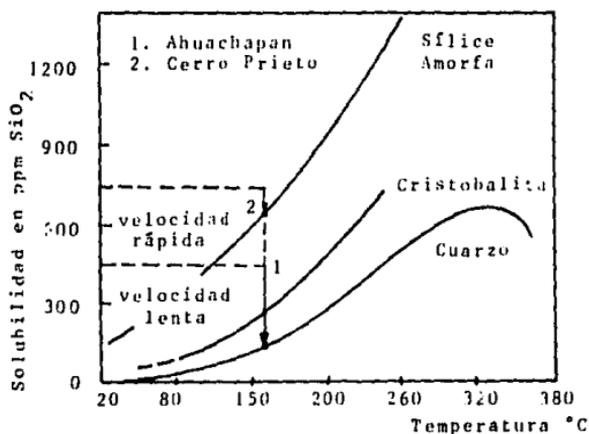


Fig. 3.1 Efecto de la temperatura en la solubilidad de la sílice.

También la solubilidad del monómero de sílice en equilibrio con la sílice amorfa, ha sido determinada por medio de experimentos y los resultados obtenidos pueden observarse en la figura 3.2 .

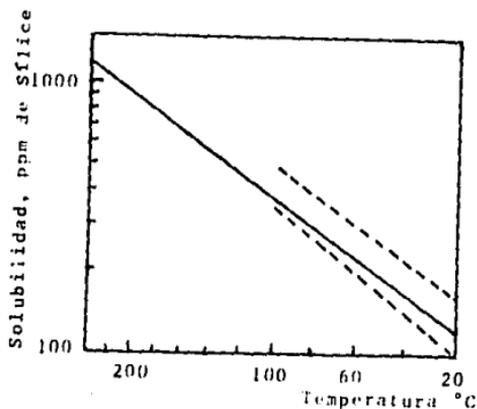
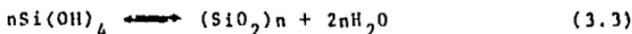


Fig. 3.2 Solubilidad de la sílice monomérica amorfa.

Es importante conocer los valores de la curva de equilibrio agua-sílice amorfa, ya que la velocidad de precipitación depende de que tan alejado esté el sistema del equilibrio. La forma en que aparece la sílice al estar disuelta en soluciones diluidas, sin importar las diferentes fuentes de origen, se acepta generalmente como el ácido monosilícico (H_4SiO_4), cuya estructura forma elevados polímeros, cuando la salmuera esta saturada en exceso, o bien cuando el ácido monosilícico se polimeriza, con eliminación de agua para formar el ácido disilícico ($H_6Si_2O_7$).

Monómeros adicionales pueden adherirse con la eliminación de agua, para dar ácidos polisilícicos y de esta forma obtener una ecuación general para la polimerización que podría escribirse como:



La polimerización involucra la condensación de grupos silanol ($SiOH$) para formar un enlace siloxano ($Si-O-Si$)⁴.

En Los Azufres el agua al ser separada a temperatura ambiente, polimeriza en tamaños de 0.2 μ , por lo que no se presenta precipitado floculento de sílice, así a través de experimentos se obtuvo una ecuación cinética para determinar la polimerización de la sílice:

$$\frac{d\left(\frac{C_m - C_s}{C_o - C_s}\right)}{dt} = k_o \cdot e^{\frac{-\Delta E}{RT}} [C_o - C_s] [OH^-] \left[\frac{C_m - C_s}{C_o - C_s}\right]^2 \quad (3.4)$$

donde: C_o = Concentración de SiO_2 total.

C_m = Concentración de SiO_2 monomérica.

C_s = Solubilidad del SiO_2 a la temperatura de reacción.

k_o = 26.1×10^4 min/ppm².

ΔE = 3.4 Kcal/mol.

3.2.2 Mecanismo de incrustación.

La depositación de sílice amorfa ha sido detectada en la observación de pozos, separadores, torres silenciadoras, líneas de

tuberfa y otros, de tal manera que diversos mecanismos de incrustación producen diferentes velocidades de depositación así como variaciones en las características físicas de la incrustación, debidas a las propiedades físicas y químicas de la salmuera. Los mecanismos en la formación de la incrustación pueden ser diferenciados como nucleación homogénea y depositación molecular.

Nucleación Homogénea: Ha sido estudiada muy ampliamente tanto en el laboratorio como en el campo, encontrando que la polimerización de la sílice es sustancialmente afectada por la sobresaturación. Esto puede observarse en las gráficas de curvas cinéticas de concentración de sílice contra el tiempo, las cuales muestran inicialmente un período de inducción, en el que hay una pequeña disminución de la sílice disuelta hasta que la velocidad de polimerización permanece apreciable; ya que la parte esencial de la reacción se lleva a cabo en un tiempo relativamente corto.

Con concentraciones relativamente altas al inicio de la reacción de la sílice en las soluciones, se observa que el período de inducción es corto o aún ausente; después de esto sigue un descenso de concentración, el cual para propósitos prácticos puede ser exclusivamente asociado al crecimiento de partículas. Rothbaum⁵, obtuvo curvas cinéticas para la nucleación de salmueras geotérmicas en Wairakei y Broadlands figura 3.3 .

El experimento fue realizado sobre azulejos de cerámica y en tubos de acero, introduciendo muestras en botellas de plástico dentro de un canal para mantener la temperatura constante.

Depositación Molecular: La velocidad de depositación de la sílice amorfa, será distinta sobre las superficies de diferentes materiales. Cuando es cubierta una superficie por sílice amorfa, esta se combina muy bien con la sílice monomérica que se encuentra en los alrededores, por lo que la depositación pasa a ser el mecanismo predominante sobre la velocidad de incrustación.

Bohlmann experimentó pasando salmueras sobresaturadas en columnas empacadas con diferentes formas de sílice, y observó que el monómero de sílice se deposita directamente sin previa polimerización. De este estudio se llegó a una regla de velocidad empírica para soluciones 1M de NaCl, analizada en un rango de pH de 5 a 7 y con temperaturas entre 60 y 120°C.

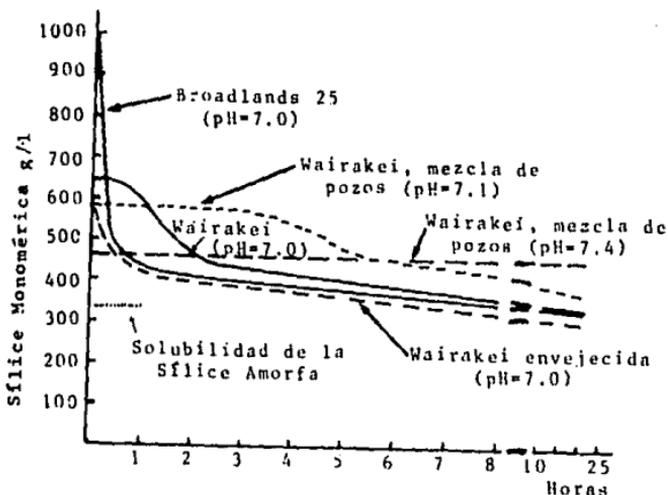


Fig. 3.3 Velocidad de polimerización de la sílice en el agua geotérmica descargada a 92°C.

Experimentos conducidos por Weres con salmueras geotérmicas, proporcionaron rectas para la depositación molecular con Na^+ a 0.069M de concentración, además desarrollaron un factor de corrección para diferente pH y salinidad, por lo que el pH corregido (pH_{nom}) se puede calcular de acuerdo con la concentración de sodio en la ecuación siguiente:

$$\text{pH}_{\text{nom}} = \ln \left[\frac{\text{Na}^+}{0.069} \right] \quad (3.5)$$

Con el valor del pH_{nom} y consultando la figura 3.5 se obtiene la velocidad relativa, siendo multiplicada por el valor de la velocidad de depositación de la figura 3.4.

La línea punteada en la figura 3.4 representa una división entre la nucleación homogénea y la depositación molecular, de modo que la depositación de sílice que se estimó anteriormente podría dar resultados conservadores con respecto a otras ecuaciones.

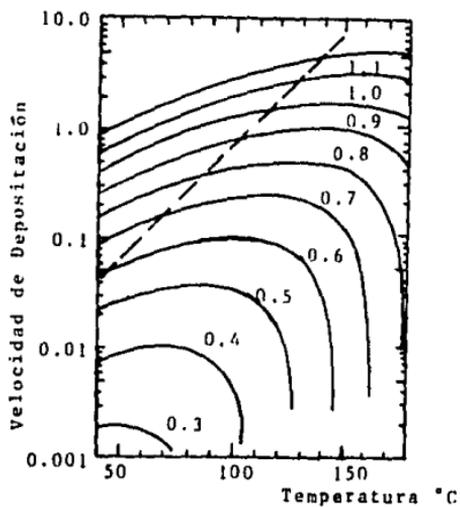


Fig. 3.4 Velocidad de deposición molecular.

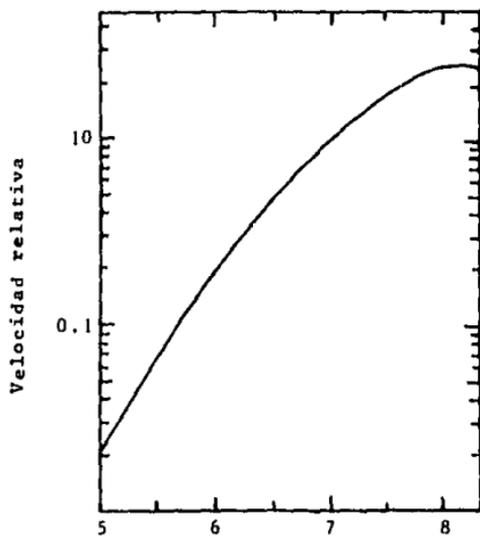
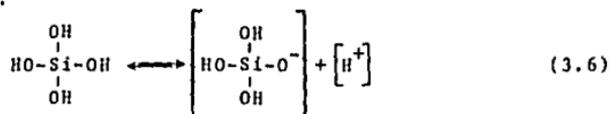


Fig. 3.5 Factor de corrección por efecto de pH y Na⁺.

3.3 EFECTOS DEL pH EN LA VELOCIDAD DE REACCION

El problema principal de las salmueras es la polimerización de la sílice como ya se ha indicado, y el efecto del pH desempeña un papel importante debido a su influencia en la velocidad de reacción; ya que a medida que el pH disminuye en un punto, la velocidad se reduce aproximadamente en 10 veces con respecto a la anterior.

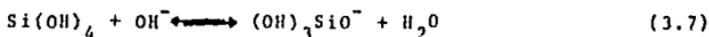
Cuando en la velocidad de polimerización el ácido silícico es atacado por un anión, se presenta un pH bajo llevándose a cabo la siguiente reacción:



Si el pH es mayor de ocho, a la vez que hay una polimerización, se inicia la aceleración de un procedimiento inverso, y una vez que llega a ser mayor de 10.5 tiende a contrarrestar la polimerización.

Cuando la salmuera es conducida en ductos sin aerear, puede producirse una rápida polimerización, siendo lenta si se mantiene un pH bajo, lo anterior se debe a que la solubilidad es altamente afectada por el cambio de pH como se puede observar en la figura 3.6, notando que a un pH bajo no hay grandes variaciones en la solubilidad, pero a un pH alto, la concentración de OH^- elevada provoca la catalización de la velocidad de disolución.

Sin embargo, al aumentar el pH por arriba de 10, el equilibrio de la reacción siguiente queda desplazado hacia la derecha, por la formación de aniones solubles.



Por otra parte, para que la sílice monomérica reaccione, tienen que existir aniones solubles como $(\text{OH})_3\text{SiO}^-$, de manera que haya nucleación o grupos silanol ionizados que puedan disminuir el pH. Al observar los efectos del pH en la velocidad de polimerización de la sílice, se han creado diferentes curvas como las mostradas en las figuras 3.7 y 3.8.

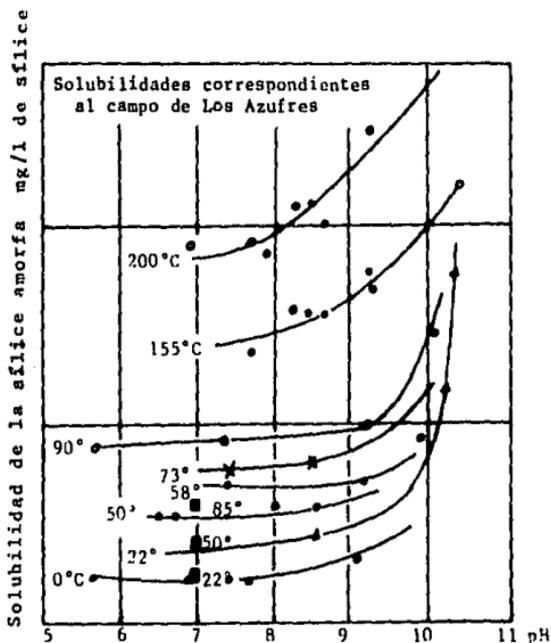


Figura 3.6 Variación de la solubilidad de la sílice con el pH

En las aguas geotérmicas de Los Azufres, con un pH mayor de 6 la velocidad de depositación de la sílice sobre la superficie será inmediata, además la floculación es favorecida si se aumenta el pH por arriba de 9.

En las salmueras de Salton Sea, una velocidad máxima de polimerización se obtiene en un rango de pH de 5 a 8, mientras que una mínima en un rango de pH entre 1 y 3.

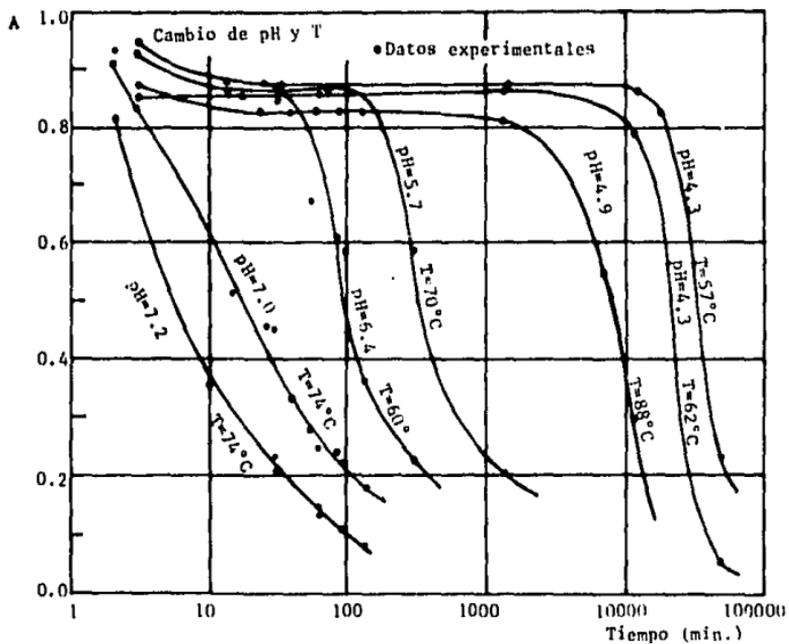


Fig. 3.7 Polimerización de sílice a pH menor de 7.

donde
$$A = \frac{C_m - C_s}{C_o - C_s}$$

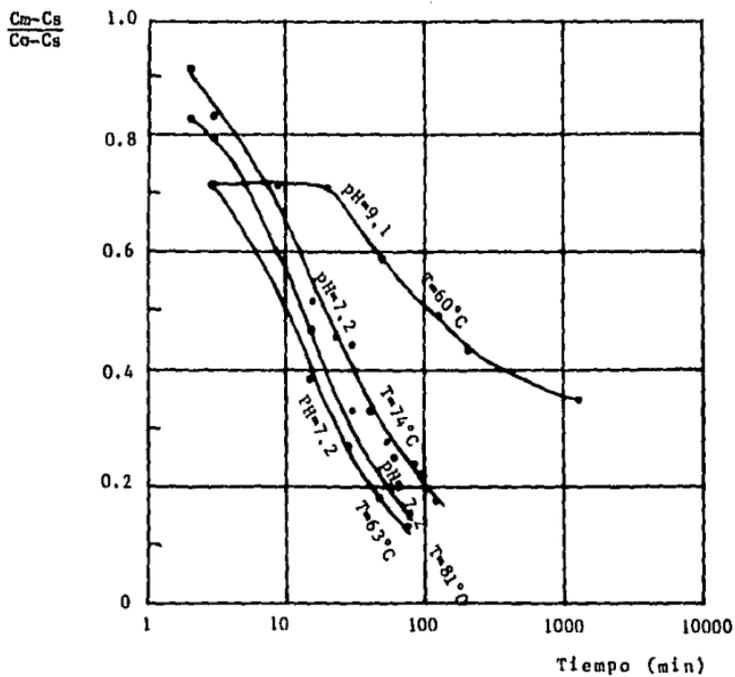


Fig. 3.8 Polimerización de la sílice a un pH > 7.

3.4 OTRAS SALES PRESENTES EN LA SALMUERA GEOTERMICA

Las salmueras geotérmicas presentan diferentes compuestos salinos, que varían de acuerdo al lugar como se muestra en la tabla 3.1 siendo las diferencias en cuanto al contenido de sales y cantidad de las mismas. Se consideran como algunos de los compuestos más incrustantes al Potasio, Sulfato de Sodio, Dióxido de Sílice, Carbonato de Calcio, Hidróxido de Magnesio, etc.

	Salton Sea ⁶ EE UU	Cerro Prieto ⁷ México	Los Azufres ⁸ México
Temp.	-	290°C	-
pH a 20°C	5.2	7.9	7.1
Li ⁺	215 ppm	17 ppm	25.3 ppm
Na ⁺	50 400	6 956	1 670
K ⁺	17 500	1 670	378
Ca ⁺⁺	28 000	439	16
Mg ⁺⁺	54	16	-
Fe ⁺⁺	2 090	-	-
Cl ⁻	155 000	13 190	2 875
SO ₄ ⁼	400	-	302
HCO ₃ ⁻	108	95	138
B ⁺³	69	12	2 379
SiO ₂	400	770	1 047

Tabla 3.1 Composición química de aguas geotérmicas.

Como puede observarse en la tabla 3.1, las salmueras de Cerro Prieto presentan un alto contenido de cloruros alcalinos (NaCl) y (KCl), mientras que se encuentran disueltos en menor proporción el (CaCl₂) y el (LiCl).

La velocidad de disolución del cuarzo, se acelera considerablemente con la presencia del cloruro de sodio, aún en concentra-

ciones bajas y además es afectada por la presencia de impurezas en la superficie.

Por otra parte, la concentración salina afecta la velocidad de polimerización a causa de un triple efecto: El primero es la presencia de cationes sobre los grupos sílice que aumentan la densidad de carga en las superficies; el segundo se debe a la existencia de Hierro y Aluminio u otras sales que disminuyen la solubilidad de la sílice y por último, aumentando el gradiente de la concentración se disminuye la tensión superficial agua-sólido, facilitando el depósito de moléculas de sílice.

Hay que hacer notar que la precipitación de la sílice amorfa de una solución sobresaturada, es un proceso relativamente lento en ausencia de influencias catalíticas.

Las velocidades de depositación de sílice en las salmueras de Salton Sea, parecen estar fuertemente influenciadas por el alto contenido de sales de metales pesados, algunos de estos metales son el Hierro, Magnesio y Cinc⁹.

La recuperación de minerales es otro aspecto entre los propósitos de algunos países desarrollados, por ejemplo en los EE UU, la compañía S.C.E. trata la química de las salmueras y además analiza los problemas implicados en el control de la incrustación.

Proponen la extracción de algunos minerales en las salmueras de Salton Sea, suponiendo que en la primera etapa de separación sean eliminados el hidróxido ferroso y la sílice amorfa, seguida de un ajustamiento de pH combinado con la introducción de aire, que tal vez podría resultar para la extracción del manganeso como MnO_2 . En las dos primeras etapas el Plomo y el Cinc precipitarían, sin embargo, investigaciones adicionales son requeridas para una extracción económicamente factible.

Después de la eliminación del Manganeso, se pretende la recuperación del Litio, ya que puede precipitarse usando una solución de cloruro de aluminio. Es evidente que la planeación de un modelo de tratamiento, que tome en cuenta la variabilidad de la composición de las salmueras, sería de gran utilidad, pero la falta de información e investigación obstaculiza la realización de los proyectos.

3.5 FACTOR DE ENSUCIAMIENTO EN CAMBIADORES DE CALOR

Con el paso del tiempo a los intercambiadores de calor de tubos y coraza, se les depositan incrustaciones¹⁰ y basura en la parte interior y exterior de los tubos, adicionando dos resistencias en el coeficiente de transferencia de calor (U_{od}), con lo cual se obtiene un nuevo coeficiente para el diseño:

$$\frac{1}{U_{od}} = \frac{1}{h_o} + \frac{A_o}{A_i} \frac{1}{h_i} + R_o + \frac{A_o}{A_i} R_i \quad (3.8)$$

En la ecuación anterior, las resistencias de obstrucción interior y exterior (R_i y R_o), normalmente se determinan a través de tablas de una precisión cuestionable, debido a las limitaciones que podría presentar; mientras que otra forma de determinarlo es en base a la experiencia. Las diferencias resultan a causa de las condiciones en que se obtuvieron las tablas, que pueden llegar a tener una relación muy vaga, con respecto a las condiciones reales de operación del intercambiador.

Como todos los factores de ensuciamiento en cualquier proceso son una función del tiempo, Taborek¹¹ plantea la siguiente gráfica para la obstrucción en función del tiempo (figura 3.9)

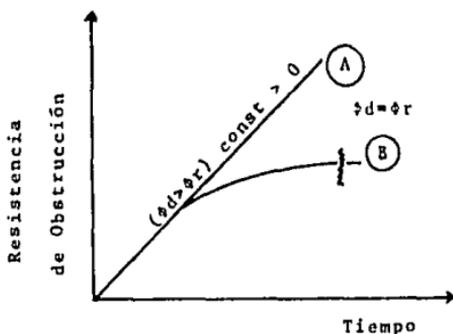


Fig. 3.9 Tipos de funciones en la obstrucción.

Las funciones inician con cero y proceden a lo largo con una relación asíntótica o lineal según sea el caso. Aunque un valor

constante de la resistencia es generalmente usado para el diseño; para el ingeniero es de suma importancia encontrar un valor razonable, ya que valores del factor de obstrucción exageradamente grandes, no garantizan un mayor tiempo de operación, por el contrario en muchas ocasiones ésto contribuye a una más rápida deterioración.

La función ϕd depende del proceso de obstrucción, con lo que se definen diferentes ecuaciones de comportamiento, que en ciertos casos requieren de ecuaciones de velocidad de reacción, proponiéndose una función de comportamiento básico que puede expresarse como:

$$\frac{d(Xf - Rf)}{dt} = \phi d - \phi r \quad (3.9)$$

- donde
- Xf = Espesor de la obstrucción depositada.
 - Rf = Conductividad térmica efectiva de la capa.
 - ϕd = Cantidad depositada.
 - ϕr = Cantidad eliminada.

La obstrucción puede clasificarse en cinco categorías que son:

- 1) Partículas depositadas
- 2) Cristalización
- 3) Corrosión
- 4) Reacción química
- 5) Biológica

La clasificación anterior es muy semejante a la propuesta por Taborek¹¹, con algunas variaciones en las definiciones de cada punto, presentando diferentes modos de abordar el tema. Si se obtiene información sobre la obstrucción, de como es afectada por la temperatura de la superficie y la velocidad del fluido, puede ser posible establecer ecuaciones en intervalos^{12, 13}:

$$Rf = Rf^* (1 - e^{-Bt}) \quad (3.10)$$

- donde
- Rf = Resistencia de obstrucción al tiempo t .
 - Rf^* = Valor asintótico de la resistencia de obstrucción

t= Tiempo.

B= Constante.

El problema principal es determinar los valores de Rf^* y B, ya que ambos requieren de una serie de valores a diferentes tiempos, Zanker¹⁵ propone un método gráfico para determinar el valor de las constantes.

La mayor parte de las teorías sobre obstrucción, por deposición de partículas suponen que el crecimiento de la costra de ensuciamiento, es el resultado neto de dos procesos: La deposición de partículas sobre la superficie y la eliminación de partículas por acción del fluido.

Al proponerse un diseño de cambiador de calor, se sabe que algunos de los fluidos manejados pueden dar problemas de obstrucción, por lo que se toma como recomendación que el fluido más incrustante, pase por dentro de los tubos y así se permita la facilidad de limpieza. Sin embargo, el ingeniero que diseña un intercambiador de calor se puede encontrar en la posición de no tener ninguna información referente a la obstrucción del fluido, con el cual desea trabajar; por lo que se ve en la necesidad de tomar como regla, el diseño del intercambiador para una velocidad tan alta como sea posible. En lo anterior se debe de considerar a las limitaciones en la caída de presión, erosión y para el caso del lado de la coraza la vibración del haz de tubos.

Existen diferentes modelos^{13, 14} que tratan de correlacionar coeficientes de transferencia de masa, con los diferentes tipos de ensuciamiento para casos más específicos. La necesidad de métodos para predecir el comportamiento de la obstrucción de corrientes industriales, ha originado innumerables investigaciones para encontrar métodos de predicción semigenerales; existen serias complicaciones cuando hay interacción entre los diferentes tipos de obstrucción.

CAPITULO IV

EFFECTO DE GASES NO CONDENSABLES EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR

4.1 GENERALIDADES

Actualmente se han realizado innumerables trabajos sobre condensación en presencia de gases no condensables o inertes, de los cuales Provan¹ efectuó una excelente revisión de los trabajos presentados hasta 1962.

En un principio muchos investigadores propusieron métodos semiempíricos, para calcular el coeficiente de transferencia de calor en presencia de los gases mencionados, apareciendo varios trabajos analíticos sobre la condensación laminar.

Las gráficas presentadas por Othmer², mostraron que el coeficiente de intercambio de calor para la condensación, disminuye más

del 50% cuando se presenta aire en el vapor de agua. Analíticamente se demostró que la presencia de una pequeña cantidad de gas inerte, puede producir una fuerte acumulación de gas no condensable en la interfase del líquido y el vapor³; sobre todo a bajas presiones⁴, donde la influencia de dichos gases se acentúa.

De los trabajos posteriores a 1962, investigadores como Borishanskiy⁵ y otros, analizaron los efectos de estos gases dentro de tubos verticales, en un rango de velocidades de 2 a 50 m/s y con calidades para el vapor menores a 0.5 al final de la condensación; con lo cual establecieron una correlación entre la condensación de un vapor puro y la condensación de un vapor en presencia de un gas inerte.

Otros estudios sobre la condensación, enfocados a las superficies verticales⁶ en los que algunos de los experimentos como los efectuados por Mori⁷, indican que la existencia de estos gases al condensar un vapor saturado o de bajo sobrecalentamiento no debe ser ignorada. Por lo cual establecieron relaciones que describen el fenómeno de condensación, asumiendo una película de líquido y una capa límite que contiene pequeñísimas gotas en la fase vapor.

Los estudios anteriores pueden ser comparados con los de Hayakawa⁸, por llevarse a cabo bajo condiciones similares, donde muestra la condensación de vapores puros como agua, etanol y tricloroetano.

Una de las diversas curvas experimentales, que muestra la variación de un coeficiente relativo de transferencia de calor, relacionado a diferentes porcentajes de aire se observa en la figura 4.1.

Los ensayos con los que se determinó la gráfica, fueron realizados en tubos horizontales y puede ser observado que al 1% de aire en el vapor, el coeficiente de transferencia de calor disminuye en un 30% para un vapor inmóvil.

Los efectos del flujo forzado de vapor, que también influye a los gases inertes, han sido estudiados bajo condiciones idealizadas en flujos con números de Prandtl bajos⁹ y altos¹⁰. Con altas velocidades de flujo sobre la superficie, se tiende a disminuir la acumulación de estos gases.

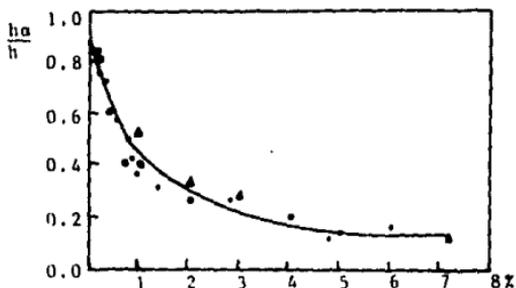


Fig. 4.1 Relación del coeficiente relativo de transferencia de calor y la concentración de aire.

Muy poco trabajo se ha hecho sobre condensación dentro de tubos en presencia de dichos gases, pero hay dos artículos interesantes referentes a los aspectos del intercambio de calor y masa, que son los de Baasel & Smith¹¹ y el de Stern & Votta¹²; desafortunadamente ninguno de estos artículos, son para condiciones que ocurran en condensadores reales que estén operando.

Boyko¹³ ha obtenido datos sobre caída de presión durante la condensación dentro de tubos, mientras que Stewart¹⁴ obtuvo datos para la condensación en presencia de inertes para flujos de tipo anular.

A pesar de las investigaciones antes mencionadas, en los condensadores empleados para la industria, se presentan trayectorias de flujo en el vapor tan complejas, que ni los análisis bajo condiciones ideales así como los datos obtenidos en experimentos de laboratorios pueden determinar la situación real, aunque en cierto modo sí pueden servir para la representación parcial de dicha situación.

4.1.1 Perfiles de presión y temperatura.

Cuando se alimenta una mezcla vapor-gas a un condensador,

por ejemplo vapor de agua-aire, se observa una disminución muy apreciable del coeficiente de transferencia de calor; lo cual se debe a la adición de una resistencia por la presencia del gas no condensable, que hace descender el punto de rocío.

Estos cambios del punto de rocío, provocan que disminuya la diferencia de temperaturas entre los extremos caliente y frío del intercambiador¹⁵, bajando el rendimiento del condensador al ser comparado con uno de vapor puro, y puede observarse en la figura 4.2 que la relación del calor eliminado con respecto a la temperatura, cambia a lo largo de la temperatura.

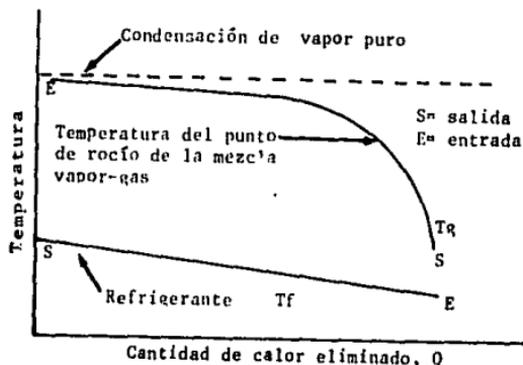


Fig. 4.2 Diferencias de temperaturas cuando condensa un vapor en presencia de gases no condensables.

Suponiendo que existe un equilibrio en la superficie de la película de condensado entre la mezcla vapor-gas y la pared del tubo, se encuentra que la presión parcial del vapor en la pared del tubo, tiene que ser correspondiente con la presión del condensado frío P_c en la interfase líquido-vapor; mientras que la presión de vapor en la película de gas no condensable próxima al condensado, quedará comprendida entre la correspondiente al cuerpo gaseoso P_v y la del condensado P_c .

Para que el vapor del cuerpo gaseoso continúe condensando en una película líquida, debe desplazarse a través de la resistencia gaseosa, por una diferencia entre la presión parcial del vapor en el cuerpo gaseoso respecto de la del condensado^{16, 17}.

Considerando la ley de Dalton, la presión total de la mezcla P_{tot} se compone de las presiones parciales del vapor P_v y del gas no condensable P_i . A causa de la condensación, la presión del vapor en la interfase líquido-gas, es mucho menor que la del cuerpo gaseoso, por lo que en dirección a la pared del tubo P_v descende, mientras que P_i aumenta al aproximarse a la interfase en la película de condensado. Las relaciones de las presiones se muestran gráficamente en la figura 4.3.

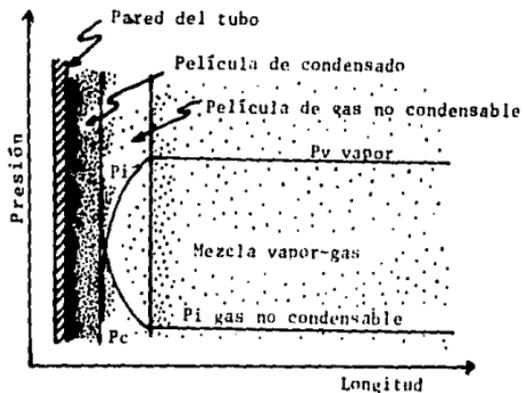


Fig. 4.3 Perfil de las presiones parciales del vapor y el gas no condensable.

Ya que los gases actúan como una resistencia al flujo de calor en el lado de la condensación, provocan que el vapor se deba difundir a través del gas acumulado en la interfase, antes de poder alcanzar la superficie fría del condensado.

En un sistema donde hay difusión, la forma en que condensa el vapor no depende sólo del mecanismo de condensación propuesto por Nusselt^{18, 19}, sino también de las leyes que gobiernan la transferencia de masa.

Además de la diferencia de presiones parciales que promueven la difusión, se presenta una disminución en el gradiente de temperatura entre el cuerpo del gas (T_g) y la película de condensado (T_c); el gas y el condensado son enfriados sensiblemente, con lo cual el perfil de temperaturas queda esquematizado como se indica

en la figura 4.4.

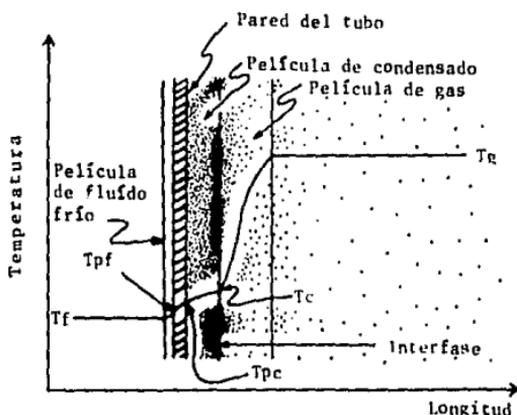


Fig. 4.4 Perfil de temperaturas para la condensación en presencia de gases no condensables.

donde T_f = Temperatura del fluido frío.

T_{pf} = Temperatura de la pared del lado del fluido frío.

T_{pc} = Temperatura de pared del lado del fluido caliente.

T_c = Temperatura de la interfase condensado-gas.

T_g = Temperatura de la mezcla vapor-gas no condensable.

4.2 MECANISMO DE DIFUSION

4.2.1 Difusión molecular.

La difusión implica operaciones de transferencia de masa, caracterizadas por el paso de una sustancia a través de otra y pueden llevarse a cabo, tanto en la fase gaseosa como en la fase líquida, aunque esta rapidez es menor para el estado líquido por tener una alta concentración molecular.

Este fenómeno conduce finalmente a una concentración completamente uniforme de sustancias que en un principio no estaban en equilibrio, siendo la fuerza motriz real para la difusión el potencial químico o actividad; pero se acostumbra tomar la concentración por su facilidad para medirse.

La rapidéz con que se mueve un soluto hacia cualquier punto, depende del gradiente de concentración en aquel punto, así la velocidad de transferencia de masa se describe en función del flujo molar, donde el área se mide en dirección perpendicular a la difusión.

Se presenta la necesidad de utilizar dos flujos para la descripción del movimiento de un componente; uno relacionado con un lugar en el espacio (N), y otro que relaciona el flujo de un compuesto con la rapidéz molar de todos los componentes (J). El primero tiene importancia para el diseño de equipo, mientras que el segundo es caracterfstico de la naturaleza del componente.

Ambos dependen del coeficiente de difusión (D_{AB}), de tal manera que el flujo transferido es función de la difusividad y el gradiente de concentración:

$$J_A = -cD_{AB} \frac{x_A}{z} \quad (4.1)$$

Esta ecuación²⁰ indica la dirección a través del eje z, a una concentración c, de fracción mol x_A , y el signo negativo se debe a que la difusión ocurre en sentido del decremento de la concentración.

4.2.2 Difusión molecular en gases.

En esta se presentan dos casos que son: La difusión en estado estacionario de un componente A a través del no difundente B y el otro es la contradifusión equimolal en estado estacionario.

Solo se hará una breve observación del primer caso aplicado a la difusión del vapor de agua (A), acompañado del gas no condensable dióxido de carbono (B).

Utilizando la ecuación de difusión en estado estacionario para el primer caso se tiene:

$$N_A = \frac{D_{AB}}{RTz} \frac{P_t}{P_{BM}} (\bar{P}_{A1} - \bar{P}_{A2}) \quad (4.2)$$

La ecuación anterior partió de la base de un modelo completamente laminar que se muestra en la figura 4.5.

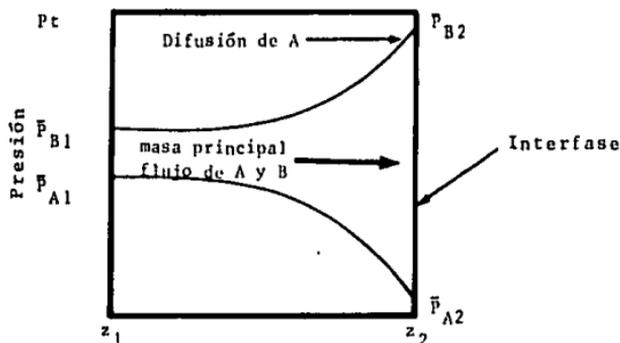


Fig. 4.5 Difusión del vapor a través del CO_2 .

Lo que es importante observar de la figura anterior, es que a medida que el vapor A se difunde su presión disminuye, mientras la del no condensable aumenta, corroborando lo establecido en el perfil de presiones en la sección anterior.

4.2.3 Coeficientes de difusión y de transferencia de masa.

El coeficiente de difusión es una propiedad del sistema que depende de la temperatura, presión, concentración (ya sea en una dilución líquida, gaseosa o sólida), y la naturaleza de los componentes; una lista representativa se presenta en el Chemical Engineer's Handbook²¹.

Existen diversas ecuaciones para obtener este coeficiente

cuando no se cuenta con datos experimentales, siendo la primera en emplearse la de Gilliland²², que es la más antigua; otra similar a la anterior solo que optimizada es la de Fuller^{23, 24}, que da resultados precisos con sistemas simples a baja presión y en rangos moderados de temperatura. Se considera como un método atractivo por su relativa facilidad de uso, teniéndose a la ecuación corregida como:

$$D_{AB} = \frac{a T^{1.75} \left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right]^{1/2}}{P_t (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \quad (4.3)$$

donde D_{AB} = Coeficiente de difusión (m^2/s)

$a = 1.01325 \times 10^{-7}$ ($m \text{ bar/s } ^\circ K^{7/4}$)

T = Temperatura absoluta ($^\circ K$)

P_t = Presión total (bar)

M_A, M_B = Pesos moleculares de A y B respectivamente.

v_A, v_B = Parámetros de difusión molecular.

En el caso de la mezcla CO_2-H_2O los parámetros respectivos serían: $v_{H_2O} = 13.1$ y $v_{CO_2} = 26.7$.

Otra ecuación aplicable a mezclas de gases no polares o de un gas polar y un no polar, la cual presenta una modificación al método de Hirschfelder-Bird-Spotz²⁰ es:

$$D_{AB} = \frac{10^{-4} \left[1.084 - 0.249 \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right] T^{3/2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P_t r_{AB}^2 \Omega} \quad (4.4)$$

donde P_t = Presión total (N/m^2)

r_{AB} = Separación molecular en el choque $r_{AB} = \frac{r_A + r_B}{2}$.

Ω = Función de choque, depende de kT/c_{AB} .

c_{AB} = Energía de atracción molecular, $c_{AB} = \sqrt{\epsilon_A \epsilon_B}$.

k = Constante de Boltzman.

Para la función Ω se requiere de valores localizados en tablas²¹ o en una gráfica²⁰. Se puede establecer un ajuste a la

curva de una de las gráficas en función de la siguiente ecuación:

$$(diferencia de ajuste \pm 6\%) \quad \eta = a(kT/\epsilon_{AB})^b \quad (4.5)$$

siendo

$0 \leq kT/\epsilon_{AB} < 1$	$a = 0.7439$	$b = -0.4653$
$1 \leq kT/\epsilon_{AB} < 10$	$a = 0.6013$	$b = -0.2125$
$10 \leq kT/\epsilon_{AB} < 100$	$a = 0.5342$	$b = -0.1562$

Si se presenta el problema de una mezcla multicomponente puede obtenerse una difusividad efectiva, a partir de las difusividades binarias, suponiendo que todos los componentes se encuentran estancados excepto uno.

Por otra parte, analizando los coeficientes de transferencia de masa, puede aplicarse una de las analogías que refinaron los investigadores Chilton & Colburn²⁵, para un sistema en el cual la transferencia de masa por difusión es acompañada por el intercambio de calor; en esta se proponen las siguientes ecuaciones:

$$\text{Transferencia de calor} \quad J_H = \frac{h}{C_p G_m} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{2/3} \quad (4.6)$$

$$\text{Transferencia de masa} \quad J_D = \frac{K_G P_{fB}}{(G_m/M_m)} \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}} \right)^{2/3} \quad (4.7)$$

Igualando las dos ecuaciones anteriores y rearrreglado se establece una correlación entre el intercambio de calor y masa:

$$K_G = \frac{h(C_p \mu / k)^{2/3}}{C_p M_m P_{fB} \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}} \right)^{2/3}} \quad (4.8)$$

donde

- K_G = Coeficiente de difusión de masa ($\text{Kg-mol}/(\text{s m}^2 \text{ atm})$)
- M_m = Peso molecular promedio de la mezcla ($\text{Kg}/\text{Kg-mol}$)
- C_p = Capacidad calorífica ($\text{J}/\text{Kg } ^\circ\text{K}$)
- μ = Viscosidad de mezcla ($\text{N s}/\text{m}^2$)
- k = Conductividad térmica de mezcla ($\text{W}/\text{m } ^\circ\text{K}$)
- h = Coeficiente de transferencia de calor de la mezcla ($\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$)

- P_{fg} = Presión media logarítmica del gas inerte entre el cuerpo gaseoso y la interfase (atm)
 ρ = Densidad (Kg/m³)
 D_{AB} = Coeficiente de difusión (m²/s)

La deducción completa de la ecuación anterior puede encontrarse en artículos^{17, 25}; y otra presentación de la ecuación es:

$$K_G = \frac{h (Le)^{2/3}}{M_m C_p P_{LM}} \quad (4.9)$$

En la que Rohsenow²⁶ p. 12-32, define el número de Lewis como $Le = Pr/Sc$, el cual está en desacuerdo con Treybal²⁰ en la p. 268 y con Kern¹⁷ en las pgs. 658-659 que lo definen como $Le = Sc/Pr$.

Butterworth²⁷ presenta el coeficiente de transferencia de masa K (Kg/m² s), para el transporte de vapor en la interfase como:

$$K = \frac{M_v P h_G}{RT \rho_G C_G} \left[\frac{\rho_G C_G D_{AB}}{k_G} \right]^{2/3} \quad (4.10)$$

- donde M_v = Peso molecular del vapor (Kg/Kg-mol)
 P = Presión absoluta del sistema (N/m²)
 h_G = Coeficiente de transferencia de calor (W/m² °K)
 ρ_G = Densidad de la mezcla gaseosa (Kg/m³)
 D_{AB} = Coeficiente de difusión (m²/s)
 R = Constante de los gases (8314 J/Kg-mol °K)
 T = Temperatura absoluta (°K)
 C_G = Calor específico de la mezcla (J/Kg °K)
 k_G = Conductividad térmica de la mezcla (W/m °K)

Es importante indicar que cada ecuación de las tres anteriores, debe emplearse con la totalidad de su método; aunque son muy semejantes presentan ciertas modificaciones al aplicarse.

Existe una ecuación para la transferencia de masa correlacionada con los parámetros de Lockart-Martinelli²⁸, pero no se considera confiable por la falta de resultados experimentales.

4.3 TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA

El mecanismo indicado en la sección 4.1, estableció que la transferencia de masa y calor no se lleva a cabo de manera independiente. Diversos métodos para solucionar los problemas de la presencia de gases no condensables fueron propuestos, algunos como el de Haug & Mason²⁹ o el de Tymstra²⁹, los cuales presentaron equivocaciones en sus suposiciones al considerar cargas de calor y diferencias de temperatura lineales.

Sin embargo, Colburn & Hougen²⁹ propusieron un método muy versátil que ha tolerado muchas exámenes y es considerado el mejor para problemas de este tipo, aunque existen otros más largos e incluso correlacionados con el flujo en dos fases²⁸, que tienen el problema de ser limitados o muy poco investigados.

El problema radica en que no se puede conocer fácilmente la temperatura del condensado, por lo que se efectúa un balance de calor en la interfase líquido-vapor, teniéndose que el calor intercambiado de la fase gas a la interfase deberá ser exactamente igual al transferido de la interfase al medio de enfriamiento.

Así el calor en la fase gaseosa, queda definido por la suma del calor que fluye dado el gradiente de temperaturas y el calor de condensación del vapor que se difunde debido al gradiente de presiones parciales:

$$q_1 = h_G(T_g - T_c) + K_G M_v \lambda (P_v - P_c) \quad (4.11)$$

donde q_1 = Calor transferido a través de la película de gas.
 K_G = Coeficiente de transferencia de masa.
 M_v = Peso molecular del vapor.
 λ = Calor latente de vaporización.

El calor transferido de la interfase al medio de enfriamiento está en función del gradiente de temperaturas y la suma de resistencias al intercambio de calor:

$$q_2 = h^* (T_c - T_f) \quad (4.12)$$

$$\frac{1}{h^*} = r_i + \left(\frac{1}{h_c} + r_o\right) \frac{D_i}{D_o} + \frac{(D_o - D_i) D_i}{(D_o + D_i) k_w} + \frac{1}{h_L} \quad (4.13)$$

donde q_2 = Calor transferido de la interfase al medio enfriante.
 h^* = Coeficiente combinado de transferencia de calor.
 T_c = Temperatura del condensado en la interfase.
 T_f = Temperatura del enfriante.
 r_i, r_o = Resistencias de ensuciamiento interior y exterior.
 D_i, D_o = Diámetros interior y exterior respectivamente.
 h_c = Coeficiente del lado coraza.
 h_L = Coeficiente de la película líquida.

Si igualamos las ecuaciones 4.11 y 4.12, puede conocerse la temperatura de condensación o interfase líquido-vapor, así como el coeficiente global de transferencia de calor (U), con las igualaciones siguientes:

$$q_1 = q_2 = U (T_g - T_f) \quad (4.14)$$

Siendo T_g la temperatura de la mezcla vapor-gas.

4.4 MODELOS PARA DISEÑAR CONDENSADORES DE SUPERFICIE

Gran atención han recibido dos tipos de modelos simplificados, para la transferencia de calor y masa: El primero es el tradicionalmente usado por ingenieros químicos, el cual supone que el intercambio de calor y masa es controlado por los procesos de difusión molecular; este se lleva a cabo en una película laminar en la interfase líquido-gas. El segundo supone la existencia de un flujo continuo a la interfase, hasta llegar finalmente al equilibrio con el flujo total, a este se le conoce como Modelo de Reynolds³⁰.

El laminar es el más ampliamente usado en el diseño de equipo, las razones de su preferencia son expuestas por Butterworth²⁸ y son las siguientes:

- 1) Se prefiere el modelo laminar, por resultar poco confuso comparado con el de Flujo de Reynolds. Aunque en realidad Butterworth²⁸ indica la existencia de cuatro caminos que han sido propuestos, para la interpretación de las hipótesis basadas en el de Reynolds, donde tres son efectuadas por Wallis³⁰ y una por Spalding.
- 2) El de película laminar es probablemente una conclusión aproximada de la realidad, para el problema considerado; esto se debe a que una película (subcapa laminar) es conocida a la salida de la interfase.
- 3) Para problemas prácticos se prefiere el modelo laminar que es más simple, ya que la precisión dada por el de Flujo de Reynolds no justifica el tiempo de computadora requerido en los cálculos.

Si se comparan ambos modelos, son iguales cuando los pesos moleculares de los componentes (vapor y gas) se asemejan o cuando las "fuerzas conductoras" de transferencia de masa, son pequeñas.

Por consiguiente, la disparidad se presenta al no cumplirse cualquiera de los dos postulados anteriores.

El modelo laminar se emplea en el método de diseño de Colburn & Hougen²⁹ creado en 1934, en él se requiere de un número de incrementos significativo, tal que el rango de los intervalos³¹ se encuentra entre 5 o 7, los cuales producen resultados un poco conservadores; mientras que al emplear un número de 70 intervalos los resultados producidos se encontrarán en un 5 a 36% de sobrediseñamiento.

A pesar de la antigüedad del método, solo dos modificaciones pequeñas se le han hecho, la primera fue de Ackerman (1937), por efectos de la transferencia de masa en el calor sensible de la mezcla vapor-gas^{32, 33} y la segunda realizada por Kern¹⁷ en 1950 sobre los requerimientos de calor eliminado para enfriar el condensado. Fuera de estas dos correcciones, el método se basa en coeficientes de intercambio de calor que varían de punto a punto,

además de cargas de calor no lineales.

Como las salmueras son altamente incrustantes, la condensación debe llevarse a cabo dentro de los tubos, para evitar el deterioro de la coraza y facilitar la limpieza del equipo. El método se aplica a la condensación dentro de tubos horizontales, estableciendo la forma en que varía la temperatura de los fluidos tanto en la coraza como en los tubos. Para los postulados de Colburn & Hougen²⁹ se tienen que cumplir las siguientes características:

- 1) Suponer un cambiador de calor completo, con el fin de fijar las áreas de flujo del lado de la coraza y de los tubos.
- 2) Es conveniente efectuar un balance de calor preliminar con un número de 7 intervalos, como lo establece el método. Lo anterior permitirá conocer la cantidad de agua requerida para el enfriamiento, además de la determinación del perfil de temperaturas.
- 3) Calcular el coeficiente de la película de condensado h_L .
- 4) Obtener el coeficiente del lado de la coraza:

$$h_c = 0.36 \frac{k}{D_c} Re^{0.55} Pr^{1/3} \quad (4.15)$$

- 5) Determinar el coeficiente combinado h^* , que se vió en la ecuación 4.13.
- 6) Calcular el coeficiente de transferencia de calor h_G :
Flujo transición ($2,000 \leq Re \leq 10,000$)

$$h_G = \frac{0.0998 k}{D_c} (Re^{2/3} - 125) \cdot A \cdot B \quad (4.16)$$

donde $A = Pr^{0.495} e^{-0.0225(\ln Pr)^2}$

$$B = \left[1 + \left(\frac{D_c}{D_o} \right) \right]^{2/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{-0.14}$$

Flujo Turbulento ($Re > 10,000$)

$$h_G = \frac{0.02246 k Re^{0.795} Pr^{0.495}}{De} \left[e^{-0.0225(\ln Pr)^2} \right] \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{-0.18} \quad (4.17)$$

- 7) Cálculo del coeficiente de transferencia de masa K con la fórmula (4.10).
- 8) Suponer una temperatura en la interfase del condensado (T_c).
- 9) Calcular la fracción mol del vapor (Y_v), a la temperatura de la interfase y a la del cuerpo gaseoso.
- 10) Obtener el flujo másico de condensación (m):

$$m = f(K, Y_v) \quad (4.18)$$

- 11) Calcular el factor de corrección de Ackerman³² ϕ_G :

$$\phi_G = \frac{\epsilon}{1 - e^{-\epsilon}} \quad (4.19)$$

- 12) Determinar el flujo de calor en el gas (q_1):

$$q_1 = h_G \phi_G (T_g - T_c) + \lambda m \quad (4.20)$$

Nota: La ec. 4.20 es equivalente a la ec. 4.11 solo que varía la expresión del coeficiente de transferencia de masa y no presenta el factor de Ackerman en la parte del calor sensible.

- 13) Obtener el flujo de calor de la interfase al enfriante (q_2).
- 14) Recalcular si $q_1 \neq q_2$; al no ser correspondientes con el porcentaje de error establecido, se supone una nueva temperatura de interfase T_c .

15) Calcular el flujo de calor en el intervalo considerado, promediando aritmeticamente o logarítmicamente según sea el caso los calores uno y dos, y obtener el coeficiente U despejándolo de la ecuación 4.14.

16) Repetir la secuencia desde el paso tres, para un nuevo punto hasta terminar todos los intervalos obteniendo los $U\Delta t$ de cada punto y obtener el área para cada intervalo:

$$A_c = \sum A_i \quad (4.21)$$

17) Promediar por pares de datos los gradientes de temperatura ($T_R - T_F$) de cada intervalo y resolver:

$$\psi = \frac{\sum \frac{q_i}{\Delta t}}{\text{prom } i} \quad i = 1, 2, 3 \dots \quad (4.22)$$

18) Obtener la MLTD balanceada para todo el rango de condensación.

La nomenclatura de las ecuaciones de los dieciocho pasos es:

A = Área de transferencia de calor.

h = Coeficiente de intercambio de calor.

k = Conductividad térmica.

D_e = Diámetro equivalente.

Re = Número de Reynolds $Re = \frac{D_e v \rho}{\mu}$.

v = Velocidad.

μ = Viscosidad.

ρ = Densidad.

Pr = Número de Prandtl $Pr = \frac{C_p \mu}{k}$.

C_p = Capacidad calorífica.

L = Longitud del tubo.

c = Factor de corrección.

s = Lado de la coraza.

G = Fase gaseosa.

L = Fase líquida.

Existen variaciones en algunos artículos^{34, 35}, por presentar ciertas diferencias en las ecuaciones para obtener el coeficiente de transferencia de calor en la película líquida. Esto se debe a los diferentes patrones de flujo que pueden aparecer bajo distintas condiciones experimentales.

4.5 SIMULACION DE COMPORTAMIENTO PARA EL MODELO

Quien observa un fenómeno y cuenta con una metodología para predecir sus efectos sobre un sistema, lo que realiza es una simulación de comportamiento en el suceso. Tomando como base el ejemplo mostrado en el anexo "C", únicamente se indicarán algunas predicciones basadas en los siguientes datos:

Geometría del equipo

ID= 0.254 m
 B= 0.5504 m
 DE= 0.0191 m
 DI= 0.0157 m
 Nt= 62
 Pt= 0.02381 m
 L= 3.8 m
 $a^* = 1.936 \times 10^{-4}$ m
 n= 1

Datos de proceso

Wv= variable
 W_L = variable
 Wi= variable
 $W_T = W_v + W_L + W_i$
 $W_T = 0.7616$ Kg/s
 $T_2 = 48$ °C
 $t_1 = 26.7$ °C
 $t_2 = 46.1$ °C
 Po= 3.03972 atm
 NI= 6

Propiedades de los componentes

$M_v = 18.02$ Kg/Kg-mol
 $M_i = 44.01$ Kg/Kg-mol
 ri= 0.0
 $R = 8314$ (N m)/(Kg-mol °K)

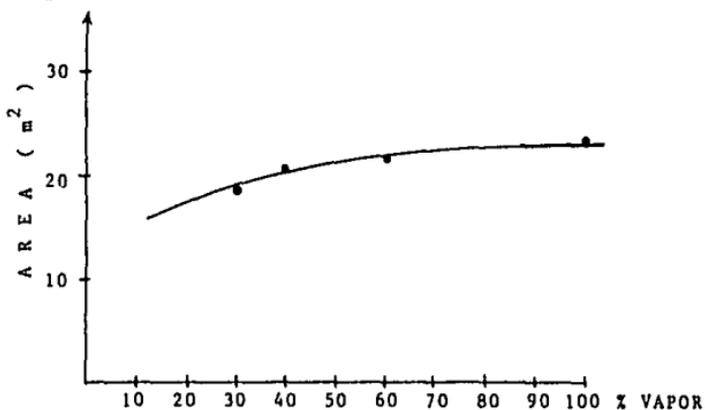
Intervalos de temp. en °C

variable - 127.78
 127.78 - 123.89
 123.89 - 107.22
 107.22 - 80.0
 80.0 - 65.56
 65.56 - 48.0

NOTA: La nomenclatura se encuentra definida en el anexo "A"

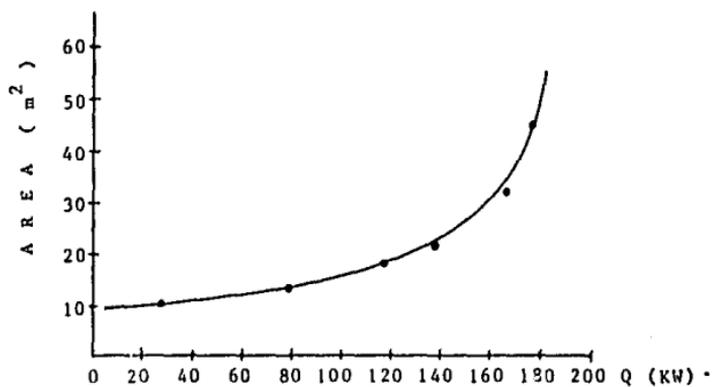
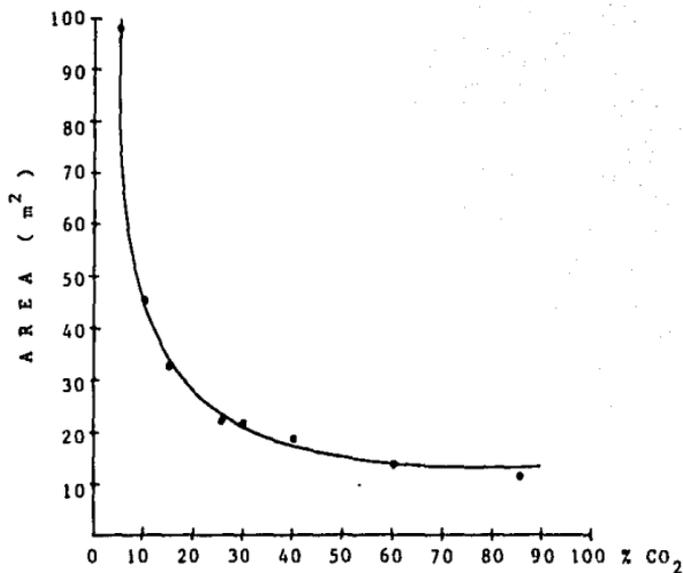
Considerando el ejemplo citado, en el que exista unicamente vapor (100%) acompañado con un 25.54% de CO_2 respecto a la masa total, si le es aplicado el método de diseño expuesto en la sección 4.4, se obtiene un área de condensación de 22.97 m^2 ; ahora bien, si al caso anterior lo consideramos unicamente como vapor puro (sin CO_2) y con iguales características geométricas, el área total que se obtiene tanto para la condensación como para el subenfriamiento es de 17.16 m^2 . Dado lo anterior, puede concebirse una idea representativa del efecto de los gases inertes al condensar un vapor.

Cuando el vapor a condensar presenta cierto contenido de calidad, hay que tomar en cuenta la variación de la temperatura inicial en el primer intervalo. Para el caso en donde el contenido de CO_2 permanece constante se puede generar la siguiente gráfica:



Resulta importante indicar que la variación del contenido de vapor, afecta la temperatura del primer y segundo intervalos.

Tomando como constantes todos los parámetros y únicamente variando el contenido de CO_2 , las gráficas generadas al aplicarse el programa descrito en los anexos son:



Con lo anterior se establece la conexión entre los muchos artículos referentes a cambiadores de calor en presencia de gases no condensables, ya que existe mucha literatura sin conexión entre los artículos.

CAPITULO V

CONCLUSIONES

En primer lugar, se requiere apoyar e incrementar la tecnología geotérmica de México para tener fuentes alternativas de energía que disminuyan la dependencia del petróleo y además para contar con una tecnología competente a nivel mundial.

Es evidente que un tratamiento químico en la salmuera, únicamente para extraer la sílice resultaría poco práctico y muy costoso. Una mejor alternativa parece ser el tratamiento químico de sales para extraer diferentes compuestos y además la protección específica de superficies.

Los objetivos principales fueron alcanzados, siendo uno de ellos la creación de un programa de computo que aplica el método de Colburn & Hougén para la condensación dentro de tubos horizontales. Es importante lo anterior a causa del bajo rendimiento en los condensadores debido a la presencia de gases, por ello el trabajo puede considerarse como un auxiliar para diseños más adecuados o como ayuda en los criterios para la selección de

cambiadores de calor empleando salmueras.

Cabe mencionar que solo hay algunas opciones, ya que no se estan tomando en cuenta los condensadores verticales, los intercambiadores de calor de lecho fluidizado, la condensación fuera de tubos, platos planos y otros; por falta de espacio y limitaciones en el alcance del trabajo.

Sin embargo, en el capítulo IV se presenta una bibliografía muy amplia para algunos de los casos antes mencionados.

APENDICE

PROPOSICION DE PRUEBAS EXPERIMENTALES

A.1 ACTIVIDADES A REALIZAR

Con el fin de validar experimentalmente el modelo planteado y de obtener una información más precisa, tanto de la incrustación como de los gases inertes, se propone la siguiente modelación experimental. Obviamente esta es una posibilidad limitada a causa de las múltiples modificaciones que pueden efectuarse.

Estas pruebas podrían realizarse en los laboratorios de institutos de investigación o en alguna de las compañías, que llevan a cabo programas experimentales con el propósito de obtener un mayor conocimiento, que permita mejorar los procedimientos de diseño, operación y aprovechamiento; teniéndose como objetivo el establecimiento de un apoyo sólido para las diversas ramas de la industria, dentro de las cuales destacan las plantas generadoras de energía.

Es importante en las industrias generadoras mantener un desarrollo tecnológico que pueda competir con otros países, por lo que

se requiere de un abastecimiento continuo de nuevos conocimientos, sin los cuales no se tendría progreso. La industria geotérmica forma una parte relativamente nueva en la generación de energía, a causa de su reciente desarrollo y necesita de una información enriquecida para poder solucionar sus problemas.

La aportación que se pretende en este trabajo queda enfocada únicamente a los intercambiadores de calor, los cuales forman una parte importante en los ciclos de aprovechamiento de la energía geotérmica. A causa de la cantidad tan elevada de problemas que han presentado estos equipos, especialmente en los condensadores de coraza y tubos se plantean las siguientes actividades para ser analizadas:

- 1) Determinar el efecto de la presencia de los gases inertes sobre el coeficiente total de transferencia de calor, para así poder ratificar el método de diseño propuesto.
- 2) Observar la cantidad de depósitos incrustantes en diferentes puntos del cambiador de calor prototipo o experimental.
- 3) Determinar la variación del coeficiente total de intercambio de calor con respecto al tiempo de operación.
- 4) Analizar el comportamiento de dos materiales distintos cuando se exponen al mismo fluido geotérmico, en idénticas condiciones de operación.

A.2 PLANEACION DE PRUEBAS

El planteamiento de los experimentos se puede iniciar tomando como base los objetivos antes mencionados (A.1) y la información de los capítulos III y IV. El desarrollo de una planeación adecuada para obtener datos representativos, se considera conveniente al

establecer los parámetros más importantes, que afecten el fenómeno en estudio.

Los propósitos de esta investigación son orientados al análisis de los efectos de la calidad del vapor, manteniendo constante el contenido de CO_2 , y el efecto del ensuciamiento generado en los distintos tipos de material. Pueden elegirse más parámetros, pero la complejidad que adicionan incrementaría la cantidad de pruebas así como el equipo a emplear; aunque sería ideal efectuar una gran cantidad de pruebas para determinar la influencia de todos los parámetros involucrados, esto resultaría muy costoso y poco práctico.

De acuerdo a los objetivos pretendidos en esta experimentación, el desarrollo general de las pruebas queda establecido en la siguiente forma:

- 1) Proponer una instrumentación apropiada, que permita un control preciso de las variables.
- 2) Mantener la temperatura de suministro del fluido geotérmico idéntica en cada una de las pruebas, a una calidad fija.
- 3) Efectuar la variación de calidades en la salmuera considerando la existencia de líquido, vapor y gas.
- 4) Las pruebas experimentales deberán ser realizadas de un modo alternado en dos equipos prototipo (cambiadores de calor).

La cantidad de pruebas varía de acuerdo al número de parámetros elegidos y estas deben ser alentorizadas para disminuir los errores de experimentación. Además se tiene que tomar en cuenta la duración de cada prueba de modo que los datos sobre obstrucción sean representativos en la formación de costras (incrustación); de acuerdo a esto se supone un tiempo de 4 días, para permitir la cuantificación de los depósitos formados.

Se propone el uso de diferentes materiales que permitan efectuar comparaciones entre sus incrustaciones, de tal modo que llevar esto a cabo implica el uso de dos intercambiadores de calor experimentales o prototipo, siendo de materiales distintos y contando con juegos de probetas perfectamente limpias y pesadas.

Estas probetas servirán para observar la morfología de la obstrucción, su espesor y la cantidad depositada en un determinado intervalo de tiempo.

A.3 DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR PROTOTIPO O EXPERIMENTAL

El motivo del presente escrito no es mencionar una descripción detallada de los diferentes tipos de intercambiadores, empleados en distintos grados de sofisticación tecnológica y tamaño, en plantas de potencia de vapor, plantas de procesamiento químico, calefacción y aire acondicionado en edificios. El objetivo es estudiar a uno de los más comunes en las plantas de potencia de vapor que es el cambiador de coraza y tubos, donde el intercambio de calor se realiza fundamentalmente por conducción y convección desde un fluido caliente a otro frío, separados por una pared metálica.

Por otra parte, el diseño real de un cambiador de calor es un problema complejo ya que en la selección del diseño final, juegan un papel muy importante los costos, el método empleado para su dimensionamiento, el tipo de material, el tamaño y las consideraciones económicas. Por lo general los aparatos de prueba se construyen de un modo tal que el movimiento del fluido operante, se realice a través de la sección total con una distribución uniforme de velocidades para evitar la formación de zonas de estancamiento.

El estudio de los parámetros de intercambio térmico, debe efectuarse en aparatos experimentales que tengan las condiciones térmicas y geométricas semejantes a las de los dispositivos cambiadores reales. De este modo, para crear una construcción racional de cualquier aparato térmico, en primer lugar es necesario tener un concepto correcto del movimiento del fluido operante en

el aparato, que para el presente caso es una salmuera con elevado contenido de gases no condensables y una alta factibilidad de incrustación. Por consiguiente para calcular la resistencia y el intercambio de calor es muy importante usar ecuaciones que reflejen todas las singularidades del fenómeno.

Como se propuso la construcción de dos intercambiadores de calor prototipo para observar la incrustación, a estos se les puede clasificar de acuerdo al tipo de aplicación, por lo cual a los dos equipos experimentales se les nombraría como condensadores de superficie. Sin embargo, el cambiador de calor prototipo no puede tener una geometría estandarizada a causa de la presencia de las probetas, las cuales involucran el uso de uniones que alteran el espaciamiento entre los centros de los tubos y la disposición de los baffles.

En el capítulo III se ha considerado el modo en que afecta la incrustación al factor de obstrucción y como la presencia de gases en la salmuera incrementa el área de condensación, lo cual se demostró con el método de diseño indicado en el capítulo IV.

Por tanto solo se presenta el esquema de diseño en la figura A.1, para mostrar la localización de boquillas, probetas, número de baffles, etc.

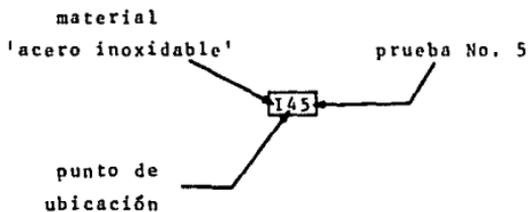
Cabe mencionar que el material de las probetas, será idéntico al de los tubos de cada uno de los equipos, teniéndose como posibles materiales para la tubería interna el acero al carbón ASTM 53 Gr B y el acero inoxidable AISI 304.

La identificación de las probetas deberá seguir el siguiente procedimiento (La ubicación de estas se muestra en la figura A.1):

- 1) La primera letra indica el tipo de material, utilizando la "I" para definir a las probetas de acero inoxidable y la "C" para las de acero al carbón.
- 2) Inmediatamente después de cada letra, le seguirá un número que indica la ubicación de la probeta.

- 3) Seguida a la primera cantidad se coloca otra que indica el número de prueba que se esté llevando a cabo.

Ejemplo: Probeta I45



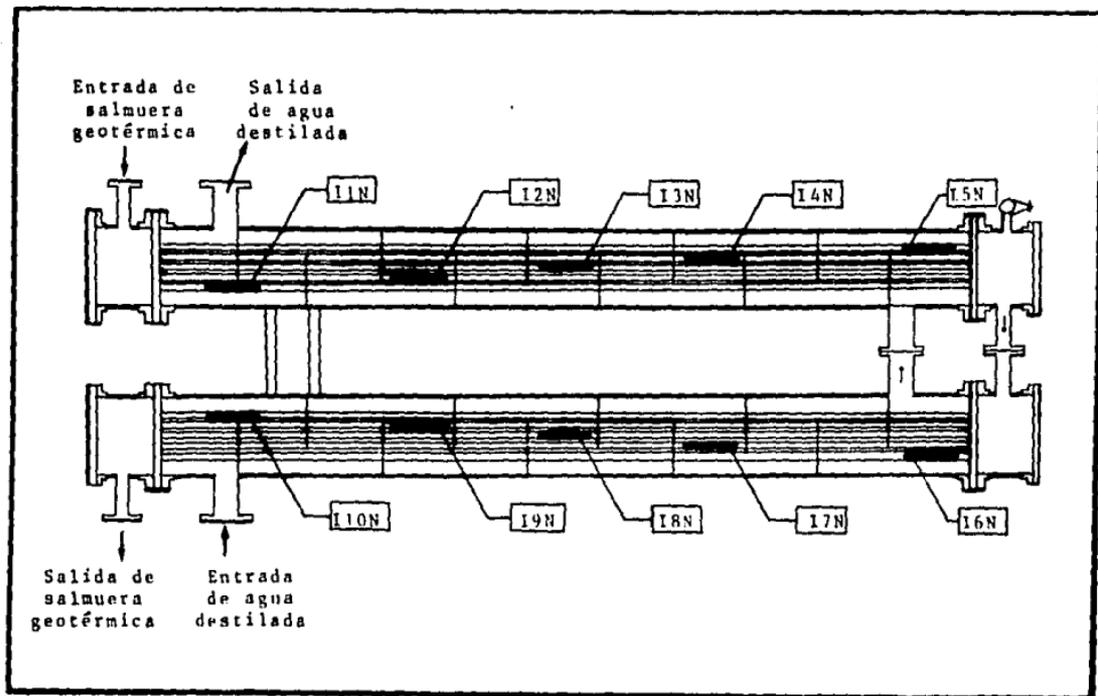


Fig. A.1 Localización e identificación de las probetas de prueba en el intercambiador de calor.

A.4 CARACTERISTICAS DEL LUGAR DE IMPLANTACION

A consecuencia de la serie de dificultades técnicas que pueden surgir durante el experimento y por la imposibilidad de realizar mediciones directas, muchas particularidades del fenómeno quedan por completo fuera del alcance de este estudio.

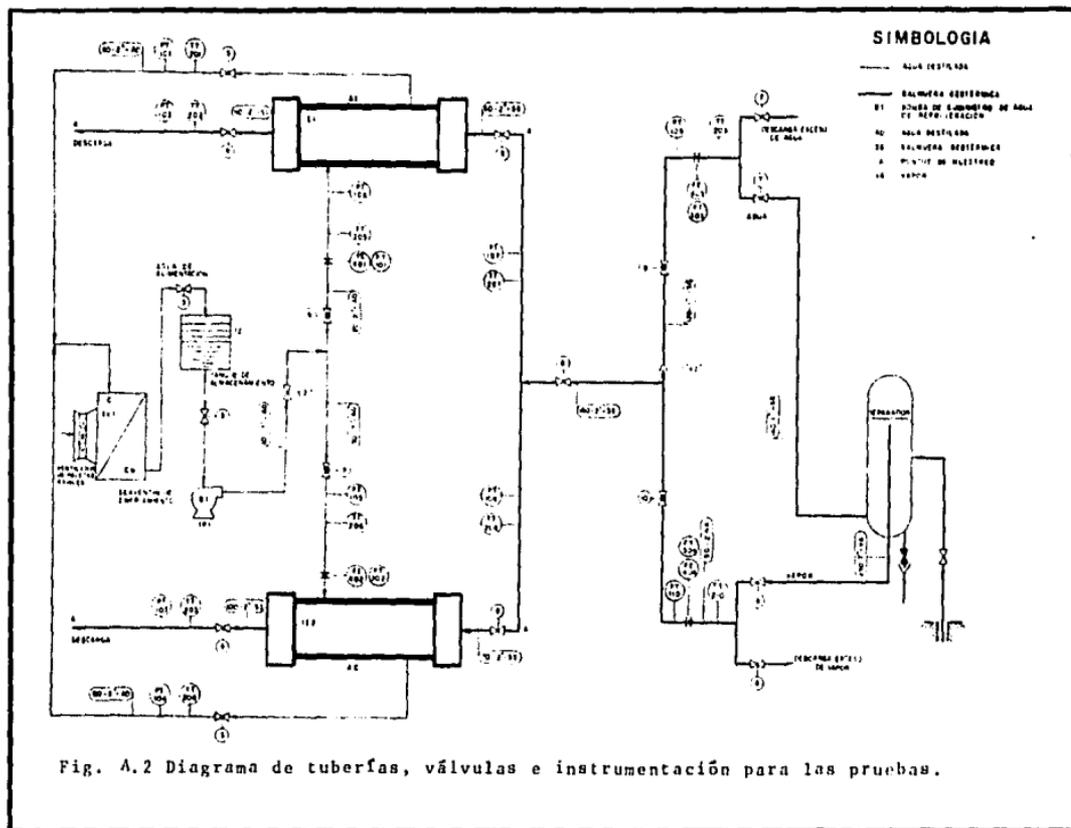
Una parte importante en todo montaje, es la localización del sitio de pruebas, ya que mientras más información se tenga antes de iniciar la construcción existe la posibilidad de elegir un mejor lugar de experimentación. Analizando las diferentes zonas geotérmicas que poseen instalaciones y servicios adecuados, se propone la región de Los Azufres como la más conveniente por contar con pozos que tienen un contenido de CO_2 variable, y principalmente por su cercanía a los proveedores, donde las distancias son importantes en los costos de transportación.

Resulta conveniente reunir datos climatológicos debido a que afectan el diseño de las pruebas, sin embargo, pueden disminuirse estos efectos realizando una aleatorización en la secuencia experimental.

Por otra parte, una vez que la salmuera es extraída pasa a un separador de vapor, donde las corrientes de cada fase cuentan con medidores de flujo y válvulas que permiten su control. Posteriormente se mezclan con sus respectivos flujos regulados, introduciéndose la mezcla elegida en los cambiadores de calor experimentales.

En los equipos prototipo se hace importante el sistema de agua de enfriamiento, por lo que se propone un circuito cerrado empleando un tanque de almacenamiento, una bomba y un enfriador de tubos aletados.

El montaje del equipo mencionado y la instrumentación requerida para un correcto control de los parámetros se presenta en la figura A.2.



A.5 ANALISIS DE POSIBLES RESULTADOS

De los datos obtenidos en la variación de las calidades del vapor, se podrían esperar gráficas como las presentadas en la sección 4.5, donde la disminución del contenido de CO_2 provoca un aumento en el área requerida para la condensación.

La cantidad registrada sobre la incrustación formada en las probetas tubulares se compararía primeramente entre los dos materiales, para saber cual de los dos aceros presenta mayor adherencia. Además con los resultados obtenidos se recomienda el trazo de gráficas, considerando la cantidad depositada contra el tiempo de experimentación, de modo que se pueda establecer una ecuación de comportamiento que explique las relaciones de los datos obtenidos. Las posibilidades que se obtendrían quedan definidas en la figura 5.3.

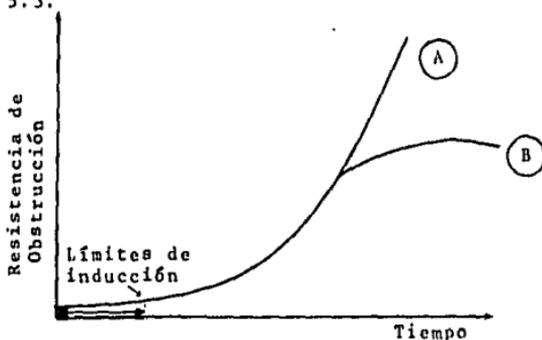


Fig. 5.3 Posibles conductas de la obstrucción.

La variación del coeficiente total de transferencia de calor con respecto al tiempo, puede determinarse en forma indirecta a partir de los datos experimentales tales como temperaturas, flujos y área inicial de intercambio de calor.

El coeficiente total obtenido de acuerdo a los datos experimentales, resulta conveniente graficarlo como una función del tiempo, esperando obtener una gráfica semejante a la figura 5.4.

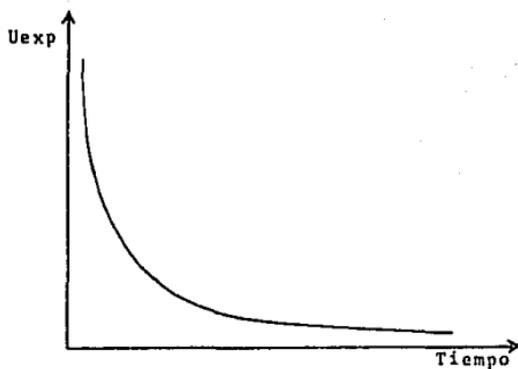


Fig. 5.4 Gráfica de comportamiento del coeficiente exp.

Todas las hipótesis anteriores se aplicarían a los dos cambiadores de calor prototipo.

ANEXO "A"

DESCRIPCION DEL PROGRAMA DE COMPUTO

En la simulación de un modelo debe contarse con un programa de calculo que permita la variación de los parámetros más importantes, entre los cuales se pueden establecer comparaciones.

Aplicando el método de Colburn & Hougen, se realizó un programa para una calculadora "HP-41CV", en el cual constituye una parte fundamental la obtención de propiedades físicas tales como la presión de vapor, capacidad calorífica, viscosidad y conductividad térmica tanto para la fase líquida como para la fase gaseosa.

Para el agua en forma de vapor y líquida, las ecuaciones de propiedades¹ tienen una precisión que varía del $\pm 0.04\%$ al $\pm 2\%$ de error, con respecto a datos experimentales. Por otra parte, las del Dióxido de Carbono² presentan una desviación máxima del $\pm 3\%$ en sus rangos de operación.

Al aplicarse el método para la condensación dentro de tubos, se tiene que recordar que el número mínimo de intervalos es de cinco y por limitaciones de capacidad en la calculadora se toma como número máximo ocho.

En el programa se utilizan las señales 01 y 02, como indicadoras de los cambios en el régimen de flujo. Cuando el número de Reynolds se localiza en régimen turbulento, permanece levantada la señal 01 y si el número de Reynolds se sale de este régimen de flujo, inmediatamente la señal 02 indica la entrada al régimen de transición o laminar. Otra de las limitaciones en el programa, es su restricción al caso de un arreglo en cuadro, además de poseer únicamente capacidad para una sola ecuación de régimen de flujo, no teniendo opción a las tres existentes (Laminar, Transición y Turbulento).

Son requeridos como datos del programa:

1) Características Físicas del Equipo

- ID= Diámetro de coraza (m)
B= Espaciamiento entre los baffles (m)
P_T= Distancia entre los centros de los tubos (m)
DI= Diámetro interno del tubo (m)
DE= Diámetro externo del tubo (m)
Nt= Número de tubos
L= Longitud propuesta para los tubos (m)
a²= Area transversal del tubo (m²)
n= Número de pasos por los tubos

2) Características de los Componentes

- Mv= Peso molecular del vapor (Kg/Kg-mol)
Mi= Peso molecular del gas (Kg/Kg-mol)
r_i= Factor de obstrucción interno ($\frac{m^2 \cdot K}{W}$)
R= Constante de los gases ideales ($\frac{Nm}{Kg-mol \cdot K}$)

3) Condiciones de Proceso

- Wv= Flujo del vapor de agua en los tubos (Kg/s)
Wi= Flujo del CO₂ dentro del vapor (Kg/s)
Wl= Flujo de agua líquida que acompaña al vapor (Kg/s)
T₂= Temperatura de salida de la mezcla vapor-gas (°C)
t1= Temperatura de entrada del agua de enfriamiento (°C)
t2= Temperatura de salida del agua de enfriamiento (°C)
Po= Presión total del sistema (atm)
NI= Número de intervalos para la temperatura
Tc= Temperatura de condensación por intervalo (°C)

Los Resultados Generales son:

Q_T = Calor total a remover (W)

q_i = Calor parcial por intervalo (W)

h^* = Coeficiente combinado de transferencia de calor ($W/(m^2 \cdot K)$)

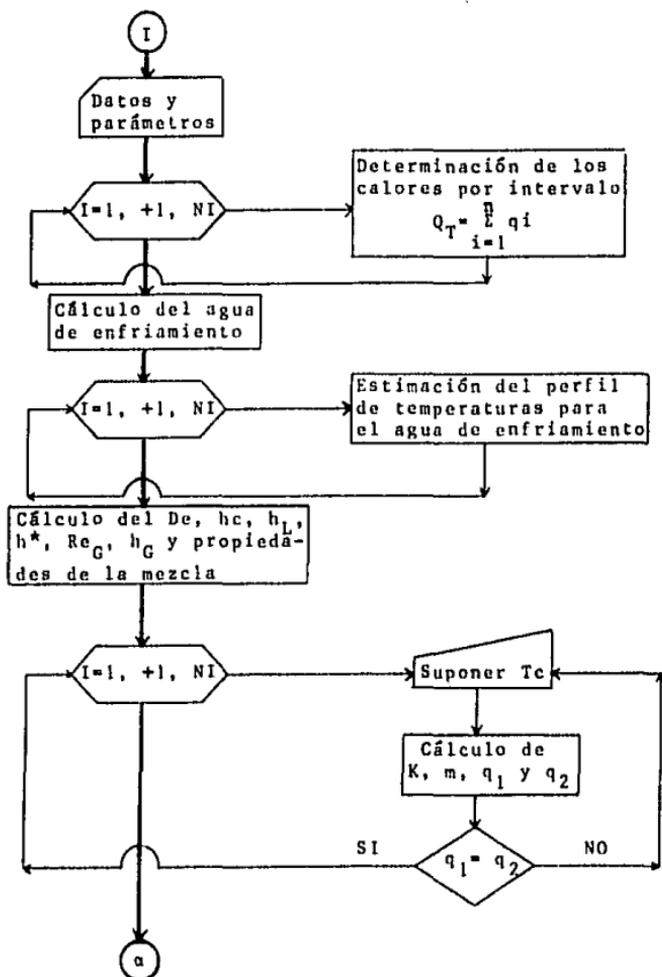
Re = Número de Reynolds por intervalo en la fase gaseosa

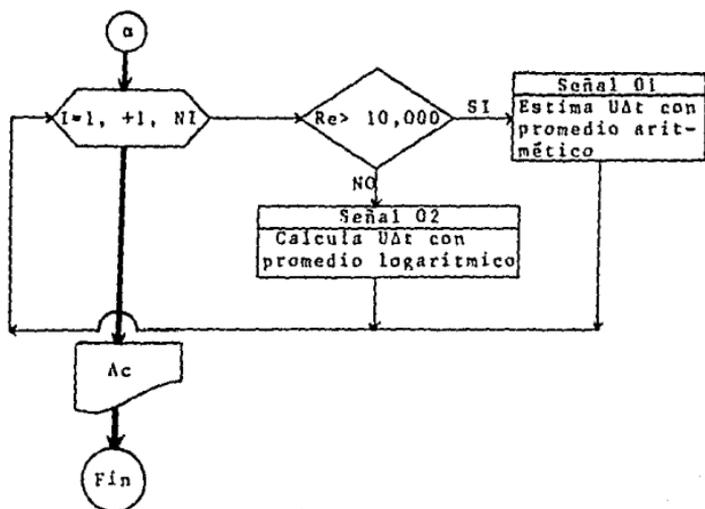
$U_{at_{prom}}$ = Calores promedio a una temperatura de condensación obtenida (W)

A_c = Area de condensación (m^2)

ANEXO "B"

DIAGRAMA DE FLUJO





ANEXO "C"

MANUAL DEL USUARIO

Con el fin de ejemplificar el uso adecuado del programa se considera un caso ejemplo (Referencias 17 y 27 del Capítulo IV), donde las condiciones de proceso son las mismas que aplico Kern para 100% de vapor con 25.54% de CO₂.

PASO	PROCEDIMIENTO	INTRODUCIR	PRESIONAR	PANTALLA
1	Llamar al programa		XEQ C-HT RTN	T ₁ = 1.00
2	Fijar el número de memorias		XEQ SIZE 081	--- 081
3	Entrada de datos:			
	ID	0.2540	STO 01	0.254
	B	0.5504	STO 02	0.5504
	Nt	62	STO 03	62
	DE	0.0191	STO 04	0.0191
	DI	0.0157	STO 05	0.0157
	P T	0.02381	STO 06	0.02381
	Wv	0.567	STO 07	0.567
	Wi	0.1945	STO 08	0.1945
	W _L	0.0	STO 79	0.0
	Po	3.03972	STO 09	3.03972
	t1	26.7	STO 10	26.7
	t2	46.1	STO 11	46.1
	R	8314.0	STO 12	8314
	Mv	18.02	STO 13	18.02
	Mi	44.01	STO 14	44.01
	T ₂	48	STO 15	48
	a ⁻	1.936x10 ⁻⁴	STO 16	1.936x10 ⁻⁴
	n	1.0	STO 17	1
	NI	6	STO 18	6
	L	3.8	STO 78	3.8
	ri	0	STO 40	0

PASO	PROCEDIMIENTO	INTRODUCIR	PRESIONAR	PANTALLA
4	Inicio del programa dando los intervalos de T		R/S	$T_1 =$
	T_1	130.56	R/S	$T_2 =$
	T_2	127.78	R/S	$T_3 =$
	T_3	123.89	R/S	$T_4 =$
	T_4	107.22	R/S	$T_5 =$
	T_5	80.0	R/S	$T_6 =$
	T_6	65.56	R/S	$T_7 =$
	T_7	48.0	R/S	$T_c =$
5	Suponer temperaturas de condensación			
	T_{c1}	122.592	R/S	$T_c = 122.592$
	T_{c2}	112.153	R/S	$T_c = 112.153$
	T_{c3}	91.7575	R/S	$T_c = 91.7575$
	T_{c4}	48.745	R/S	$T_c = 48.745$
	T_{c5}	33.042	R/S	$T_c = 33.042$
	T_{c6}	29.966	R/S	$T_c = 29.966$
	T_{c7}	27.694	R/S	$T_c = 27.694$
6	Señales indicadoras		R/S	1
	F01 $Re > 10,000$			1
	F02 $Re \leq 10,000$			1
				1
				1
7	Salida de resultados			$Ac = 22.93$

Resultados localizados en las memorias:

RESULTADOS	MEMORIAS
Calor total a remover	29
Ultimo h^*	24
Gradiente Δt	40 - 50
Calor removido en cada intervalo	50 - 60
Número de Reynolds en la fase gaseosa	60 - 70
$U\Delta t_{promi}$	70 - 80

ANEXO "D"

LISTADO DEL PROGRAMA

01+LBL "C-HT"	49 ST+ 19	97 RCL 20
02 1	50 ST+ 20	98 *
03 ST+ 10	51 ST+ 21	99 RCL 00
04 2	52 ST+ 23	100 *
05 STO 19	53 RCL 09	101 ST+ IND 21
06 40	54 RCL IND 20	102 RCL 24
07 STO 02	55 XEQ "ANT"	103 RCL 26
08+LBL 01	56 -	104 -
09 1	57 1/X	105 STO 25
10 ST+ 19	58 RCL IND 20	106 XEQ "CL"
11 ST+ 20	59 XEQ "ANT"	107 RCL 28
12 FIX 0	60 *	108 *
13 "T"	61 RCL 27	109 RCL 79
14 RCL 19	62 *	110 RCL 13
15 "++"	63 STO IND 25	111 /
16 FIX 2	64 CHS	112 RCL 25
17 PROMPT	65 RCL 26	113 +
18 STO IND 20	66 +	114 *
19 RCL 19	67 STO 26	115 RCL 13
20 RCL 10	68 ST+ 24	116 *
21 X=??	69 1	117 ST+ IND 21
22 GTO 02	70 ST- 20	118 RCL IND 21
23 GTO 01	71 RCL IND 20	119 ST+ 29
24+LBL 02	72 STO 28	120 RCL IND 23
25 1	73 1	121 STO 26
26 ST- 10	74 ST+ 20	122 RCL 19
27 0	75 RCL 28	123 RCL 18
28 STO 19	76 RCL IND 20	124 X=??
29 STO 24	77 -	125 GTO 04
30 STO 25	78 STO 28	126 GTO 03
31 STO 26	79 XEQ "CV"	127+LBL 04
32 41	80 *	128 RCL 11
33 STO 20	81 XEQ "LA"	129 RCL 10
34 50	82 +	130 -
35 STO 21	83 RCL 26	131 4197
36 71	84 *	132 +
37 STO 23	85 RCL 13	133 1/X
38 RCL 07	86 *	134 RCL 29
39 RCL 13	87 STO IND 21	135 *
40 -	88 XEQ "CV"	136 STO 24
41 STO 26	89 RCL 29	137 0
42 STO IND 27	90 *	138 STO 19
43 RCL 09	91 RCL 13	139 50
44 RCL 14	92 *	140 STO 21
45 /	93 RCL IND 23	141 61
46 STO 27	94 *	142 STO 22
47+LBL 03	95 ST+ IND 21	143 RCL 11
48 1	96 XEQ "CI"	144 STO IND 22

145*LBL 02	146 RCL 00	252 +
146 1	201 PCL 02	253 PCL 17
147 ST+ 10	202 -	254 -
148 ST+ 21	203 PCL 01	255 STO 25
149 ST+ 22	204 +	256 RCL 07
150 RCL IND 21	205 RCL 02	260 STO 02
151 RCL 24	206 *	261 PCL 04
152 4107	207 RCL 06	262 PCL 05
153 *	208 -	263 -
154 /	209 1/X	264 RCL 05
155 STO 25	210 PCL 24	265 *
156 1	211 *	266 PCL 04
157 ST- 22	212 PCL 37	267 PCL 05
158 PCL IND 22	213 *	268 +
159 RCL 25	214 XEQ *CL*	269 43
160 -	215 /	270 +
161 STO 25	216 .55	271 /
162 1	217 YXX	272 ST+ 38
163 ST+ 22	218 STO 26	273*LBL 07
164 RCL 25	219 XEQ *CL*	274 1
165 STO IND 22	220 XEQ *VL*	275 ST+ 19
166 RCL 19	221 *	276 ST+ 20
167 PCL 18	222 XEQ *KL*	277 ST+ 22
168 X=Y?	223 /	278 ST+ 23
169 GTO 06	224 3	279 PCL IND 22
170 GTO 05	225 1/X	280 RCL 13
171*LBL 06	226 YXX	281 +
172 RCL 18	227 ST+ 26	282 STO 07
173 RCL 11	228 XEQ *VL*	283 RCL 03
174 +	229 RCL 37	284 +
175 2	230 /	285 STO 26
176 /	231 .76	286 PCL IND 02
177 STO 00	232 +	287 RCL 27
178 0	233 ST+ 26	288 +
179 STO 20	234 PCL 26	289 /
180 PCL 04	235 1/X	290 22.41
181 X/2	236 RCL 40	291 /
182 F?	237 +	292 PCL 03
183 *	238 RCL 05	293 *
184 -0	239 RCL 04	294 XEQ *T*
185 /	240 /	295 1/X
186 RCL 06	241 *	296 273.15
187 X12	242 STO 30	297 +
188 .43	243 0	298 +
189 *	244 STO 19	299 STO 01
190 +	245 40	300 XEQ *KV*
191 4	246 STO 20	301 PCL 07
192 *	247 1	302 *
193 RCL 04	248 ST+ 18	303 STO 29
194 P1	249 60	304 XEQ *K1*
195 *	250 STO 22	305 RCL 08
196 .5	251 70	306 *
197 *	252 STO 23	307 RCL 20
198 /	253 RCL 03	308 +
199 STO 37	254 PCL 16	309 PCL 26

310 /	367 *	420 1.75
311 STO 28	368 XEG *VL*	421 Y*Y
312 XEG *CV*	369 X12	422 RCL 09
313 RCL 07	370 /	423 /
314 *	371 .33373	424 9.7859 E+06
315 STO 38	372 Y*Y	425 *
316 XEG *CI*	373 RCL 31	426 RCL 38
317 RCL 08	374 *	427 *
318 *	375 1/X	428 RCL 01
319 RCL 38	376 RCL 29	429 *
320 +	377 /	430 RCL 28
321 RCL 26	378 1/X	431 /
322 /	379 STO 24	432 .5666
323 STO 38	380 RCL 25	433 1/X
324 XEG *VC*	381 1/X	434 STO 34
325 RCL 07	382 RCL 26	435 XEG *T*
326 +	383 *	436 RCL 12
327 STO 31	384 RCL 05	437 +
328 XEG *VI*	385 *	438 RCL 01
329 RCL 08	386 RCL 31	439 *
330 *	387 /	440 RCL 38
331 RCL 31	388 STO 32	441 *
332 +	389 RCL 38	442 1/X
333 RCL 26	390 RCL 31	443 RCL 13
334 /	391 *	444 *
335 STO 31	392 RCL 28	445 RCL 09
336 RCL 02	393 /	446 *
337 RCL 79	394 STO 33	447 1.01325 E5
338 +	395 LN	448 *
339 .0001	396 Y*2	449 RCL 33
340 +	397 -.0225	450 *
341 RCL 07	398 *	451 ST* 34
342 -	399 E*Y	452 RCL 35
343 STO 06	400 RCL 33	453 XEG *ANT*
344 RCL 03	401 .495	454 RCL 09
345 RCL 78	402 Y*Y	455 /
346 *	403 *	456 CHS
347 .5	404 RCL 32	457 1
348 *	405 .795	458 +
349 ST/ 06	406 Y*Y	459 STO 35
350 RCL 06	407 *	460 RCL IND 28
351 4	408 RCL 28	461 XEG *ANT*
352 *	409 *	462 RCL 09
353 XEG *VL*	410 .02246	463 /
354 /	411 *	464 CHS
355 -.33333	412 RCL 05	465 1
356 Y*Y	413 /	466 +
357 1.51	414 STO 33	467 1/X
358 *	415 *TC=	468 RCL 31
359 STO 32	416 PROMPT	469 *
360 XEG *XL*	417 STO 39	470 LN
361 3	418 *L5L 06	471 RCL 34
362 Y*Y	419 XEG *T*	472 /
363 XEG *DL*		473 STO 31
364 Y*2		474 RCL 31

475 *	530 RCL IND 22	585 PCL 26
476 RCL 33	531 -	586 +
477 /	532 STO IND 20	587 2
478 STO 35	533 RCL 32	588 /
479 CME	534 STO IND 22	589 STO 26
480 E17	535 *Tc=*	590 1
481 CAS	535 ARCL 39	591 ST- 20
482 1	537 PROMPT	592 ST- 23
483 +	539 PCL 19	593 RCL 26
484 1/X	539 RCL 18	594 STO IND 23
485 PCL 35	540 X=Y?	595 1/X
486 *	541 GTO 18	596 PCL IND 21
487 PCL 33	542 GTO 67	597 *
488 *	543+LBL 10	598 ST+ 24
489 STO 35	544 0	599 RCL 27
490 RCL IND 20	545 STO 19	600 STO IND 20
491 PCL 39	546 STO 24	601 1/X
492 -	547 STO 25	602 RCL IND 21
493 RCL 35	548 1	603 *
494 +	549 ST- 18	604 ST+ 25
495 XEQ "LA"	550 40	605 CF 01
496 RCL 34	551 STO 20	606 RCL 19
497 *	552 50	607 RCL 18
498 +	553 STO 21	608 X=Y?
499 STO 35	554 60	609 GTO 13
500 PCL 39	555 STO 22	610 GTO 11
501 RCL IND 22	556 70	611+LBL 12
502 -	557 STO 23	612 SF 02
503 RCL 24	558+LBL 11	613 1
504 *	559 1	614 ST+ 20
505 STO 36	560 ST+ 19	615 ST+ 23
506 RCL 35	561 ST+ 21	616 RCL IND 23
507 -	562 ST+ 22	617 STO 26
508 ABS	563 RCL IND 22	618 RCL IND 20
509 10	564 10000	619 STO 27
510 XYY?	565 XYY?	620 1
511 GTO 09	566 GTO 12	621 ST+ 20
512 "UO="	567 SF 01	622 ST+ 23
513 ARCL 33	568 1	623 PCL 26
514 PRONFT	569 ST+ 20	624 RCL IND 23
515 "UO="	570 ST+ 23	625 /
516 ARCL 35	571 RCL IND 23	626 LN
517 PROMPT	572 STO 26	627 1/X
518 *Tc=*	573 RCL IND 20	628 RCL 26
519 PROMPT	574 STO 27	629 RCL IND 23
520 STO 39	575 1	630 -
521 GTO 06	576 ST+ 20	631 *
522+LBL 09	577 ST+ 23	632 STO 26
523 RCL 35	578 RCL IND 20	633 RCL 27
524 RCL 36	579 RCL 27	634 RCL IND 20
525 +	580 +	635 /
526 2	581 2	636 LN
527 *	582 /	637 1/X
528 STO IND 27	583 STC 27	
529 RCL IND 20	584 PCL IND 23	

633 RCL INC 22	742 *	691 1/X
640 -	745 +	692 -1668.21
641 *	746 RCL 00	693 *
642 STO 27	747 2.15312 E-4	694 7.96681
643 1	748 *	695 +
644 ST- 20	749 +	696 101X
645 ST- 23	750 .136812	697 760
646 RCL 26	751 +	698 /
647 STO IND 23	752 4157	699 RTN
648 1/X	753 *	700*LBL *LA*
649 RCL IND 21	754 RTN	701 RCL IND 20
650 *	755*LBL *VL*	702 4
651 ST+ 24	756 RCL IND 20	703 Y1X
652 RCL 27	757 136.1	704 -5.254 E-5
653 STO IND 20	758 +	705 *
654 1/X	759 1/X	706 RCL IND 20
655 RCL IND 21	760 587.04	707 -2386
656 *	761 *	708 *
657 ST+ 25	762 10.6604	709 +
658 CF 02	763 -	710 2.5018 E6
659 RCL 19	764 E1X	711 +
660 RCL 10	765 RTN	712 RTN
661 X=Y?	766*LBL *VC*	713*LBL *CV*
662 GTO 12	767 RCL IND 20	714 RCL IND 20
663 GTO 11	768 3	715 3
664*LBL 13	769 Y1X	716 Y1X
665 BEEP	770 -.464 E-14	717 96.42 E-6
666 *Ac=*	771 *	718 *
667 ARCL 24	772 RCL IND 20	719 RCL IND 20
668 PROMPT	773 4 E-8	720 +
669*LBL *DL*	774 *	721 1860
670 RCL IND 20	775 +	722 +
671 5	776 8.1 E-6	723 RTN
672 -	777 +	724*LBL *CL*
673 100	778 RTN	725 RCL IND 20
674 /	779*LBL *VI*	726 40
675 1.65	780 XEQ *T*	727 -
676 Y1X	781 RCL 00	728 X12
677 -45.03	782 X12	729 1.202 E-2
678 *	783 -1.5943186 E-11	730 *
679 1000	784 *	731 4179
680 +	785 RCL 00	732 +
681 RTN	786 5.5159602 E-0	733 RTN
682*LBL *T*	787 *	734*LBL *CI*
683 RCL IND 20	788 +	735 XEQ *T*
684 273.15	789 -1.2514321 E-7	736 RCL 00
685 +	790 +	737 3
686 STO 00	791 PTN	738 Y1X
687 RTN	792*LBL *KL*	739 -1.5746 E-10
688*LBL *ANT*	793 RCL IND 20	740 *
689 220	794 125	741 RCL 00
690 *	795 -	742 X12
	796 X12	743 2.25177 E-6

797 -.0776 e-4
798 *
799 .683
800 +
801 RTH
802*LBL *KV*
803 RCL IND 29
804 X12
805 J E-7
806 *
807 RCL IND 20
808 4 E-5
809 *
810 +
811 17.77 E-3
812 *
813 RTH
814*LBL *K1*
815 XEQ *T*
816 RCL 00
817 3
818 Y1X
819 -3.773 E-11
820 *
821 RCL 00
822 X12
823 6.209 E-03
824 *
825 +
826 RCL 00
827 4.757 E-05
828 *
829 +
830 -2.226 E-03
831 +
832 RTH
833 END

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO III

- ¹ T. Yanagase, Y. Suginochara and K. Yanagase, "THE PROPERTIES OF SCALES AND METHODS TO PREVENT THEM", Geothermics, Vol. 2, part 2, p. 1619 (1970).
- ² A. Collins, "PRIMARY VARIABLES WHICH CAUSE SOME COMMON SCALES IN SALINE WATER SYSTEMS", Conference on Scale Management in Geothermal Energy Development, San Diego, Ca. Aug. 2-6, (1976).
- ³ E. G. Bohlmann, etal, "SILICA PRECIPITATION AND SCALING IN DYNAMIC GEOTHERMAL SYSTEMS", Conference on Scale Management in Geothermal Energy Development, San Diego, Ca. Aug. 2-6, (1976).
- ⁴ R. K. Iler, etal, "THE COLLOID CHEMISTRY OF SILICA AND SILICATES", Cornell University Press, Ithaca, New York, p. 161 (1955)

- 5 H. P. Rothbaum, et al, "EFFECT OF SILICA POLIMERISATION AND pH ON GEOTHERMAL SCALING", Chemistry Division, Departament of Scientific and Industrial Research (1979).
- 6 Collie, M. J., "GEOTHERMAL ENERGY: RECENT DEVELOPMENTS", Noyes Data Corporation (N. J.), Energy Technology Review No. 32 (1978).
- 7 A. J. Ellis, W. A. Mahon, "CHEMISTRY AND GEOTHERMAL SYSTEMS", Academic Press (1977).
- 8 F. Cárdenas, Informe Interno de la Oficina de Estudios y Evaluaciones, C. F. E., Septiembre, 18 (1981).
- 9 H. C. Helgenson, "GEOLOGIC AND THERMODYNAMIC CHARACTERISTICS OF THE SALTON SEA GEOTHERMAL SYSTEM", Amer. J. Sci., n. 266, 129 (1968).
- 10 C. H. Gilmour, "NO FOULING NO FOULING", Chemical Eng. Progress Vol. 61, No 7, p. 49 (1965).
- 11 J. Taborek, et al, "FOULING: THE MAJOR UNRESOLVED PROBLEM IN HEAT TRANSFER", Chem. Eng. Progress, Vol. 68, No. 2, p. 59 (1972).
- 12 G. T. Polley, "SP 10: FOULING IN HEAT EXCHANGERS", Heat Transfer and Fluid Flow Service (H.T.F.S.) Handbook, March 1981.
- 13 D. Q. Kern, "HEAT EXCHANGER DESIGN FOR FOULING SERVICE", Chem. Eng. Progress, Vol. 62, No. 7, p. 51 (1966).
- 14 J. Taborek, et al, "PREDECTIVE METHODS FOR FOULING BEHAVIOR", Chem. Eng. Progress, Vol. 68, No. 7, p. 69 (1972).
- 15 A. Zanker, "PREDICT FOULING BY MONOGRAPH", Hydrocarbon Processing, March p. 145 (1978).

- 16 J. G. Knudsen, "FOULING OF HEAT EXCHANGERS: ARE WE SOLVING THE PROBLEM", Chem. Eng. Progress, February p. 63 (1984)

CAPITULO IV

- 1 T. F. Provan, "CONDENSATION OF PURE VAPOURS IN THE PRESENCE OF NONCONDENSABLE GASES: A SURVEY TO 1962", N. E. L. Report, No. 114, October (1963).
- 2 D. F. Othmer, "THE CONDENSATION OF STEAM", Ind. Eng. Chem., No. 21 p. 576 (1929).
- 3 E. M. Sparrow and S. H. Lin, "CONDENSATION HEAT TRANSFER IN THE PRESENCE OF NONCONDENSABLE GAS", J. Heat Transfer 86C: 430 (1964).
- 4 W. J. Minkowycz and E. M. Sparrow, "CONDENSATION HEAT TRANSFER IN THE PRESENCE OF NONCONDENSABLES, INTERFACIAL RESISTENCE, SUPERHEATING, VARIABLE PROPERTIES AND DIFFUSION", Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 9, p. 1125 (1966).
- 5 V. M. Borishanskiy, et al, "EFFECT OF UNCONDENSABLE GAS CONTENT ON HEAT TRANSFER IN STEAM CONDENSATION IN A VERTICAL TUBE", Heat Transfer Soviet Research, Vol. 9, No. 2, p. 35 MARCH-APRIL (1977).
- 6 A. P. Colburn, "CALCULATION OF CONDENSATION WITH A PORTION OF CONDENSATE LAYER IN TURBULENT MOTION", Ind. Eng. Chem., 25, p. 432 (1934).
- 7 Y. Mori and K. Hijiata, "FREE CONVECTIVE CONDENSATION HEAT TRANSFER WITH NONCONDENSABLE GAS ON A VERTICAL SURFACE", Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 16, p. 2229 (1973).

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

- 8 T. Hayakawa, et al, "CONDENSATION OF SINGLE VAPOUR ON A VERTICAL SURFACE", Heat Transfer Japanese Journal, Vol. 11, APRIL-JUNE p. 55 (1975).
- 9 V. E. Denny and V. J. Jusionis, "EFFECTS OF NONCONDENSABLE GAS ON LAMINAR FILM CONDENSATION", J. Heat Mass Transfer, Vol. 15, p. 315 (1972).
- 10 R. H. Turner and V. E. Denny, "THE EFFECT OF NONCONDENSABLE GAS ON LAMINAR FILM CONDENSATION OF LIQUID METALS", J. Heat Transfer, 95C: 6 (1973).
- 11 W. D. Baasel and J. C. Smith, "A MATHEMATICAL SOLUTION FOR THE CONDENSATION OF VAPOURS FROM NONCONDENSING GASES IN LAMINAR FLOW IN VERTICAL CYLINDERS", A.I.Ch.E. JOURNAL, Vol. 9, p. 826 (1963).
- 12 F. Stern and F. Votta, "CONDENSATION FROM SUPERHEATED GAS VAPOUR MIXTURES", A.I.Ch.E. JOURNAL, Vol. 14, p. 928 (1968).
- 13 L. D. Boyko, "HYDRAULIC RESISTANCE WITH CONDENSATION OF PURE STEAM AND FROM STEAM-GAS MIXTURES IN A HORIZONTAL TUBE", Termal Eng., Vol. 15, No. 1, p. 49 (1968).
- 14 P. B. Stewart, et al, "CONDENSING HEAT TRANSFER IN STEAM-AIR MIXTURES IN TURBULENT FLOW", Ind. Eng. Chem. Progress, Design and Develop, Vol. 3, No. 1, p. 48, Jan. (1964).
- 15 D. Butterworth, "CP5: GAS-PHASE RESISTENCE EFFECTS IN CONDENSATION", H.T.F.S. Handbook, December (1979).
- 16 Necati Ozisik, Transferencia de Calor
Ed. McGraw-Hill, México 1980, p. 380.
- 17 D. Q. Kern, Procesos de Transferencia de Calor
Ed. C.E.C.S.A. , México 1981, p. 937.

- 18 D. Butterworth, "CM7: NUSSELT/COLBURN METHOD FOR CONDENSATION ON VERTICAL SURFACES WITH NO VAPOUR SHEAR", H.T.F.S. Handbook, February (1977).
- 19 D. Butterworth, "CM12: METHOD FOR CONDENSATION OUTSIDE HORIZONTAL OR INCLINATED TUBE WITH NO VAPOUR SHEAR", H.T.F.S. Handbook, September (1975).
- 20 R. E. Treybal, Operaciones de Transferencia de Masa Ed. McGraw-Hill, 2^a Edición, México 1981, p. 23.
- 21 R. Perry and C. H. Chilton, CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK Ed. McGraw-Hill, Fifth Edition, U.S.A., p. 3-222 (1973).
- 22 E. R. Gilliland, Ind. Eng. Chem., 26, p. 516 (1934).
- 23 E. N. Fuller, et al, "A NEW METHOD FOR PREDICTION OF BINARY GAS-PHASE DIFFUSION COEFFICIENTS", Ind. Eng. Chem., 58, p. 19 (1966).
- 24 A. I. Johns, "PM22: DIFFUSION COEFFICIENT OF GASES", H.T.F.S. Handbook, November (1980).
- 25 T. H. Chilton and A. P. Colburn, "MASS TRANSFER (ABSORPTION) COEFFICIENTS", Ind. Eng. Chem., 26, p. 1183 (1934).
- 26 W. M. Rohsenow, Handbook of Heat Transfer Ed. McGraw-Hill,
- 27 D. Butterworth, "CM16: COLBURN-HOUGEN METHOD FOR CONDENSATION IN THE PRESENCE OF INCONDENSABLE GASES", H.T.F.S. Handbook, May (1978).
- 28 D. Butterworth, "CONDENSATION INSIDE TUBES", H.T.F.S. -DESIGN REPORT No. 4-, (1970) AERE-R6 187.

- 29 A. P. Colburn and O. A. Hougen, "DESIGN OF COOLER CONDENSERS FOR MIXTURES OF VAPOURS WITH NONCONDENSING GASES", Ind. Eng. Chem., Vol. 26, p. 1178-1182 (1934).
- 30 G. B. Wallis, "USE OF THE REYNOLDS FLUX CONCEPT FOR ANALYSIS ONE-DIMENSIONAL, TWO PHASE FLOW", PART 1: DERIVATION AND VERIFICATION OF BASIC ANALYTICAL TECHNIQUE., Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 11, p. 445 (1968).
- 31 E. E. Ludwid, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol. 3, Ed. GULF PUBLISHING COMPANY.
- 32 G. H. P. Bras, "SHORCUT TO COOLER CONDENSER DESIGN", Chem. Eng., Vol. 61, No. 5, p. 190 (1954).
- 33 G. Ackerman, "HEAT TRANSFER AND MOLECULAR MASS TRANSFER IN THE SAME FIELD AT HIGH TEMPERATURES AND LARGE PARTIAL PRESSURE DIFFERENCES", FORSCH. ING. WES. VDI, Forschungsheft, No. 382, p. 1-10 (1937).
- 34 R. C. Lord, et al, "DESIGN OF HEAT EXCHANGERS", Chem. Eng., January 26, p. 96 (1970).
- 35 R. C. Lord, et al, "GUIDE TO TROUBLE-FREE HEAT EXCHANGERS" Chem. Eng., June 1, p. 153 (1970).

ANEXOS

- 1 D. Butterworth and E. P. Cheshire, "APPENDIX A"
Heat Transfer and Fluid Flow Service, Design Report No. 11
Harwell and National Engineering Laboratory (AERE-R 8819)
- 2 General Electric Co., Heat Transfer and Fluid Flow, May 1982
Section 410.1, p. 26