

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL



**“OSMOSIS INVERSA APLICADA AL TRATAMIENTO DE
AGUAS CIANURADAS”**

TESIS

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO QUIMICO**

**PRESENTADO POR:
OSCAR ARTURO OSORES CASTILLO**

LIMA - PERU

2006

RESUMEN

El presente trabajo tiene como finalidad exponer el fenómeno de la ósmosis inversa y su aplicación tecnológica, específicamente al tratamiento de aguas cianuradas en la industria minera.

Consiste en primer lugar en la exposición de los principios en los que se sustenta la ósmosis inversa, su aplicación para el tratamiento de efluentes en comparación con los otros métodos empleados a nivel industrial. Se incide en los criterios de diseño, escala y variables de operación que se deben tomar en cuenta para desarrollar una aplicación exitosa, a fin de lograr el cumplimiento de la normatividad vigente en relación a los límites de descarga permisibles para el agua tratada a descargar al medio ambiente. Se estudian todas las variables que inciden en el proceso y su control asegurando una operación y mantenimiento eficientes.

Finalmente se lleva a cabo una comparación entre el proceso de ósmosis inversa y el proceso tradicional del tratamiento de aguas cianuradas para establecer las ventajas técnicas y económicas de la ósmosis inversa.

INDICE

RESUMEN	2
I. INTRODUCCIÓN	6
II. LA INDUSTRIA AURIFERA EN EL PERU Y EL PROCESO DE EXTRACCIÓN DEL ORO	8
2.1 La industria aurífera en el Perú	9
2.2 Descripción del proceso de extracción del oro y generación de agua cianurada	11
2.3 Método convencional de tratamiento de agua de exceso (EWTP)	14
2.4 Ventajas y limitaciones del método de tratamiento actual	18
III. MANEJO DE AGUAS, NORMATIVIDAD Y LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES PARA SU DESCARGA SEGÚN LA LEGISLACION ACTUAL	21
3.1 Manejo de las descargas de agua tratada	22
3.2 Normatividad y límites permisibles	23
IV. TECNOLOGÍAS DE MEMBRANAS Y SU APLICACIÓN A EFLUENTES MINEROS	24
4.1 Principales tecnologías	25
4.2 Osmosis inversa	27
4.3 Mecanismo de la ósmosis inversa	30
4.4 Componentes de un sistema de tratamiento por ósmosis inversa	31
4.5 Características del agua a tratar y su influencia en la operación	36

4.6	Pretratamiento o acondicionamiento del agua a tratar	43
4.7	Adición de antincrustante	45
4.8	Prefiltración	54
V. PRUEBAS EXPERIMENTALES, ESCALAMIENTO Y		
CRITERIOS DE DISEÑO PARA UNA PLANTA DE OSMOSIS		
	INVERSA	57
5.1	Criterios de diseño para una planta de ósmosis inversa	58
5.2	Pruebas a nivel de laboratorio y planta piloto	67
5.3	Diseño de las pruebas experimentales, corridas de prueba a nivel de laboratorio y escalamiento para el diseño de un sistema de ósmosis inversa	69
VI. OPERACIÓN DE LA PLANTA DE OSMOSIS INVERSA		
6.1	Descripción del proceso de ósmosis inversa aplicado a efluentes cianurados	94
6.2	Variables de operación, su control y efecto en el proceso	101
6.3	Causas del ensuciamiento de membranas	122
6.4	Descripción del proceso de limpieza o lavado de membranas	125
6.5	Aditivos de limpieza	126
6.6	Tipos de lavado	126
6.7	Selección del detergente a emplear	129
6.8	Factores que influyen en el proceso de lavado	133
6.9	Análisis de los resultados del lavado y frecuencia de lavado	139
6.10	Lavado de membranas con una solución concentrada de cianuro de sodio	143

VII. POSTRATAMIENTO	144
7.1 Acondicionamiento final del permeado	145
7.2 Manejo del concentrado y efluente de lavado	146
VIII. INSTRUMENTACIÓN Y MONITOREO DEL PROCESO	148
8.1 Monitoreo e instrumentación	149
8.2 Alarmas y advertencias	151
IX. ESTUDIO ECONÓMICO DEL PROCESO	154
9.1 Costos del proceso de ósmosis inversa	155
X. VENTAJAS DE LA OSMOSIS INVERSA CON RESPECTO A LAS TECNOLOGÍAS CONVENCIONALES DE TRATAMIENTO DE AGUAS	161
10.1 Calidad	162
10.2 Recuperación de metales valiosos en el concentrado	163
10.3 Ahorro de cianuro, cloro y otros reactivos	164
10.4 Operación automatizada	165
10.5 Ventaja económica con respecto a EWTP	167
10.6 Menor espacio	167
XI. CONCLUSIONES	169
XII. RECOMENDACIONES	172
XIII. BIBLIOGRAFÍA	174
XIV. APÉNDICE	176

I. INTRODUCCION

Con el desarrollo creciente de la tecnología, se han buscado nuevas alternativas para el tratamiento de efluentes en la industria minera, una de estas alternativas es el proceso de ósmosis inversa, basado en el uso de la tecnología de membranas, el cual ha tenido un desarrollo muy rápido en los últimos años, reemplazando o complementando a los métodos anteriormente empleados.

La planta de ósmosis inversa en Yanacocha Norte surge ante la necesidad de tratar la solución barren o pobre proveniente del proceso de recuperación del oro vía Merrill Crowe para dar lugar a una solución clara, con bajo contenido de cianuro así como de metales disueltos y que además cumpla con los estrictos estándares requeridos para su descarga al medio ambiente.

Esta planta de ósmosis inversa (RO) permite una muy buena remoción de una amplia variedad de contaminantes del agua (metales, sales, compuestos orgánicos, etc.) en un proceso altamente tecnificado y automatizado pero a la vez simple, no excluyente del proceso que actualmente se aplica en las plantas de tratamiento de agua de exceso (EWTP).

El proceso de ósmosis inversa se viene aplicando con éxito en el tratamiento de aguas de diferentes fuentes y para diferentes aplicaciones, la importancia de la planta de ósmosis inversa en Yanacocha Norte radica en que es la primera planta de su clase en el mundo por dos razones:

- Es la primera planta a escala industrial en tratar soluciones cianuradas y trabajar en un rango de pH de operación y lavado tan amplio (el pH puede variar entre 2 y 11 durante la operación y lavado de las membranas).
- Si bien es común que las plantas de ósmosis inversa trabajen con mas de una etapa de membranas, nunca se había realizado la limpieza o lavado de una o más de las etapas de membranas en línea, es decir sin parar la planta, mientras las etapas restantes continúan procesando el agua de tratamiento para producir la solución tratada o permeado, reduciendo los tiempos de parada, logrando mayores flujos tratados y una alta eficiencia.

II. LA INDUSTRIA AURIFERA EN EL PERU Y EL PROCESO DE EXTRACCIÓN DEL ORO

2.1 La industria aurífera en el Perú

Una serie de factores económicos y políticos se han alineado para generar una gran expectativa por la exploración y explotación de yacimientos de oro en el Perú y el mundo, dando lugar a un aumento mayor al 150% en el precio del metal en los últimos 5 años, tendencia que se mantiene en alza en los mercados mundiales.

Si bien esta situación es muy favorable a los productores mineros, estos a su vez se ven enfrentados a otros desafíos como la fuerte alza en sus costos de producción, la necesidad de descubrir nuevas reservas cada vez más elusivas y un entorno político y social cada vez más complejo para las labores mineras principalmente en los países en desarrollo como el Perú, donde las posibilidades de encontrar nuevos depósitos son mayores y los costos de producción son menores a los lugares tradicionales de explotación como los Estados Unidos, Sudáfrica, Australia o Canadá.

En el Perú el boom del oro se inicia a comienzos de la década de los 90 con la puesta en marcha de Minera Yanacocha y se ha mantenido a lo largo de los años siguientes con el inicio de las operaciones de otras empresas mineras nacionales y transnacionales.

En el año 2005 las minas auríferas peruanas y los lavaderos de oro produjeron 6.7 millones de onzas, 20% más que el 2004, debido a la mayor producción de Yanacocha y el inicio de producción de la mina Alto Chicama de Barrick. Perú produce el 8% del oro del mundo, detrás de Sudáfrica (1ª con 17%), Australia (2ª, con 11%) y USA (3ª con 10%).

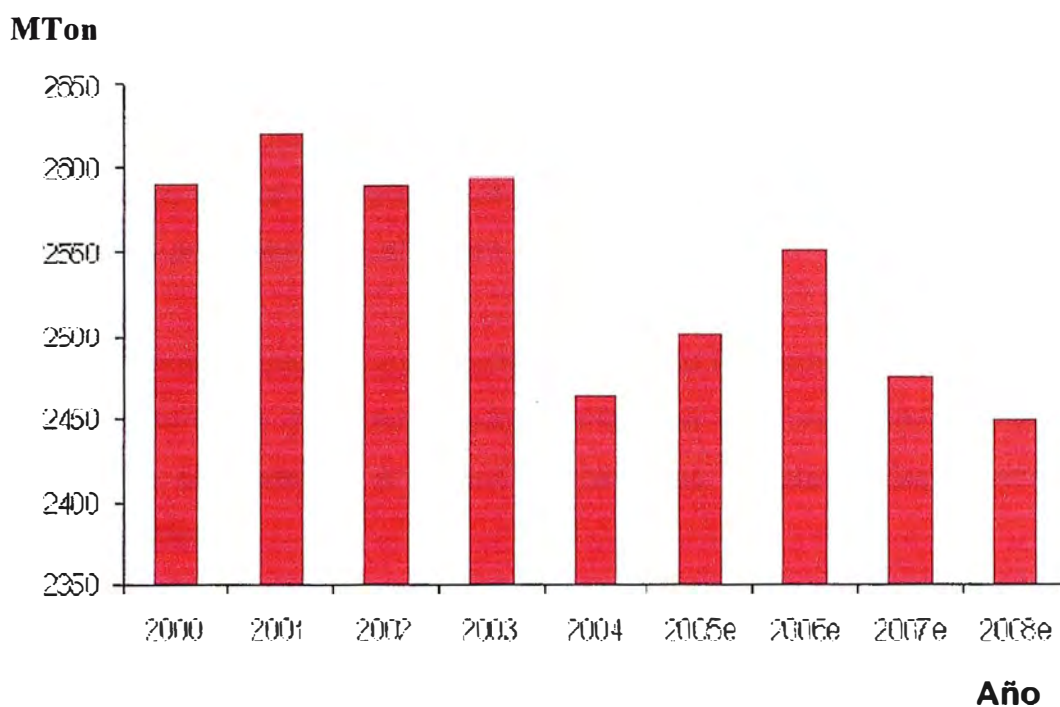


Grafico2.1. Producción mundial de oro en miles de toneladas

e: estimada

Fuente: Business News Americas- Mining Intelligence series

La minería es el pilar de la economía de nuestro país, representa más del 50% de las exportaciones. El oro es el primer producto de exportación, da trabajo a miles de familias generando cientos de millones de dólares en bienes y servicios y además contribuye a crear infraestructura y llevar desarrollo a zonas remotas.

Sin embargo, el aumento de los costos de producción es una realidad contundente en la industria, a lo que hay que sumar el incremento de la presión ambiental y social que encarecerá aún más las operaciones mineras.

Es por ello que el enfoque en los aspectos ambientales y sociales cobra mayor importancia en el Perú. Las empresas mineras buscan tener una mayor comunicación y contacto con las comunidades y pobladores locales que exigen mayor respeto a las normas ambientales y ver realizados los beneficios de contar con el canon minero.

El agua tiene un papel muy importante en este delicado equilibrio social. Los recursos hídricos y su adecuada distribución son un factor esencial para permitir la coexistencia entre las operaciones mineras y las comunidades que las rodean.

Las empresas mineras requieren de este recurso para poder llevar a cabo su proceso productivo pero deben garantizar el retorno de sus efluentes en la cantidad y con la calidad óptima al medio ambiente para no romper el balance natural del ecosistema. De esta manera empresa y comunidad pueden aprovechar los beneficios que la minería produce y se puede generar un desarrollo sostenido que beneficie a todos.

2.2 Descripción del proceso de extracción del oro y generación de agua cianurada

El proceso de extracción del oro depende de las características y naturaleza de los depósitos minerales, los cuales determinan los requerimientos del proceso de extracción y cual será el rendimiento del mismo, es decir que la mineralogía del mineral es la herramienta fundamental para diseñar y operar la extracción del oro de manera eficiente.

Los elementos mas importantes de la mineralogía que se deben tener en consideración son:

- Forma mineralógica y ocurrencia del oro.
- Distribución de tamaño del grano de oro.
- Tipo de ganga y mineral huésped.
- Asociación con otras especies minerales y alteración.

El proceso de extracción del oro aplicado por la Minera Yanacocha S.R.L (MYSRL), implica un tratamiento de cianuración al mineral. No todos los minerales tienen las características adecuadas para llevar a cabo este tipo de proceso.

Para que una mena de oro y plata sea cianurable, debe reunir las siguientes condiciones:

- El mineral debe estar exento de cianicidas, de sulfuros parcialmente oxidados de antimonio, zinc, hierro, cobre, de materia carbonácea (adsorción del cianuro) y otros interferentes que inhiben la solubilidad del oro y la plata.
- El tamaño de las partículas de oro y plata debe ser lo suficientemente pequeño (granulometría fina) para posibilitar su disolución en un tiempo relativamente corto.
- El mineral debe tener suficiente porosidad para ofrecer la mayor área de contacto posible entre el metal y la solución cianurada.

- El mineral debe estar libre de elementos ácidos, en caso contrario se deben efectuar tratamientos previos (adición de cal), pues el cianuro en medio ácido genera el ácido cianhídrico de naturaleza extremadamente tóxica.

La cianuración del mineral (lixiviación) se realiza en pilas (pad) mediante el regado con una solución acuosa de cianuro de sodio (NaCN) y posterior percolación de la solución cargada de metales preciosos a través del mineral apilado.

En este proceso hay que tener en cuenta varios factores, primero la concentración o fuerza de la solución de cianuro que condiciona la velocidad de disolución del oro junto con la presencia del oxígeno, ya que la aireación de una pila de mineral aumenta la disolución del oro.

La optimización del proceso se obtiene a pH básico (de 9 a 11) mediante la adición de lechada de cal, que además facilita la sedimentación de las partículas finas, clarificando la solución que se denomina solución rica.

En la MYSRL actualmente se emplea el proceso de Merrill Crowe para la recuperación del oro de la solución rica, mediante su precipitación por zinc, formando un precipitado a manera de torta que pasa luego por un proceso de fundición para obtener las barras de doré que posteriormente serán refinadas para dar lugar a las barras de oro puro.

También se emplea el proceso de adsorción en columnas de carbón activado aplicado a la solución con metales valiosos, para luego desorber el

oro cargado en el carbón y enviar esta solución concentrada como alimentación del proceso de Merrill Crowe.

El proceso de Merrill Crowe implica en primer lugar la clarificación de la solución rica, mediante la decantación y el uso de filtros clarificadores que contienen mallas revestidas de diatomita. A continuación se debe remover el oxígeno disuelto presente mediante el uso de torres de vacío (para evitar la posterior redisolución del oro) y agregar el zinc en polvo (sin exponer la solución al aire) para precipitar el oro.

El precipitado proveniente de Merrill Crowe pasará luego por el proceso de fundición para obtener las barras de doré (oro y plata) así como para remover el mercurio presente.

La solución remanente, de bajo contenido en metales valiosos que se denomina pobre o barren es llevada a un tanque de almacenamiento de donde se le destina en parte a retornar al pad de lixiviación para continuar disolviendo el oro (previa adición de cianuro de sodio fresco para recuperar su concentración inicial) y el remanente de la solución ingresa a los procesos de tratamiento de aguas para su adecuación y posterior descarga al medio ambiente y así mantener el balance de aguas de proceso.

2.3 Método tradicional de tratamiento de aguas de exceso (EWTP)

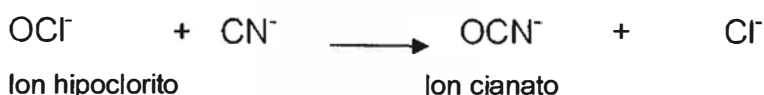
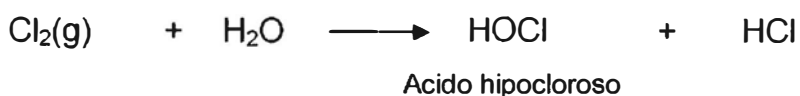
En las plantas de tratamiento de aguas de exceso denominadas EWTP por sus siglas en inglés (excess water treatment plant) se recibe la solución pobre proveniente de la planta de Merrill Crowe, se le clarifica y reduce el contenido de cianuro y metales disueltos para cumplir con las exigencias del

Ministerio de Energía y Minas y la Organización Mundial de la Salud referidas a los límites de descarga permisibles para enviar el agua tratada al medio ambiente.

En la actualidad existen 3 plantas de tratamiento de aguas de exceso, cada una con una capacidad aproximada de 500 m³/hora.

La solución pobre a tratar pasa por un sistema compuesto por cuatro tanques y un reactor clarificador previo a su descarga, cada uno de los elementos del sistema cumple una importante función en el proceso.

Inicialmente la solución es bombeada del tanque de solución barren al primer tanque del proceso que es denominado tanque de clorinación. En este tanque, se convierte el cianuro presente en la solución de alimentación en cianatos no tóxicos, mediante la inyección de cloro. A este tanque ingresa cloro gaseoso mediante un sistema de vacío, utilizando la presión generada por otra línea de solución pobre para disolver el cloro, e inyectarlo en la línea de alimentación inicial antes de su ingreso al tanque de clorinación para darle un mayor tiempo de contacto y optimizar la reacción química. Es muy importante controlar el pH en este tanque, el cual debe mantenerse entre 9.5 y 10.5 para obtener mejores resultados, con esta finalidad se agrega lechada de cal mediante una válvula de control para mantener dicho valor de pH uniforme.



La solución tratada llega por rebose al segundo tanque (Tanque de precipitación de Metales) al cual se agrega hidrosulfuro de sodio (NaSH) acuoso para precipitar los metales disueltos presentes en la solución de entrada, principalmente el mercurio. Estos metales precipitan a modo de sulfuros insolubles.

Hay que tener en cuenta también que el NaSH reacciona con el exceso de cloro según:



Las reacciones químicas con los iones metálicos son:



A continuación la solución pasa al tercer tanque de proceso, donde se adiciona cloruro férrico acuoso, el cual es un coagulante empleado para ayudar en la estabilización de los sulfuros precipitados. El cloruro férrico acuoso en medio básico se convierte en hidróxido férrico que es el compuesto que ayuda en la coagulación.

En el último tanque de la operación se agrega un floculante aniónico para favorecer la sedimentación de las partículas sólidas presentes, ya que esta sustancia favorece la unión de las partículas pequeñas a fin de incrementar su tamaño y con ello su precipitación.

La última etapa del proceso consiste en dejar reposar la solución tratada en un reactor clarificador, para separarla de los sólidos en suspensión y con ello clarificarla. Los sólidos se descargan del reactor como lodos hacia el tanque de lodos, y de ahí son bombeados al pad de lixiviación. El agua tratada pasa por rebose a una piscina de almacenamiento en donde es analizada continuamente para verificar que cumpla con todos los límites de descarga permisibles, para luego ser enviada a una laguna artificial llamada también "buffer pond" a partir de la cual se descarga al medio ambiente. Si la calidad del agua no es la requerida, esta se envía a la poza de menores eventos de donde se le retorna nuevamente al sistema para su reprocesamiento.

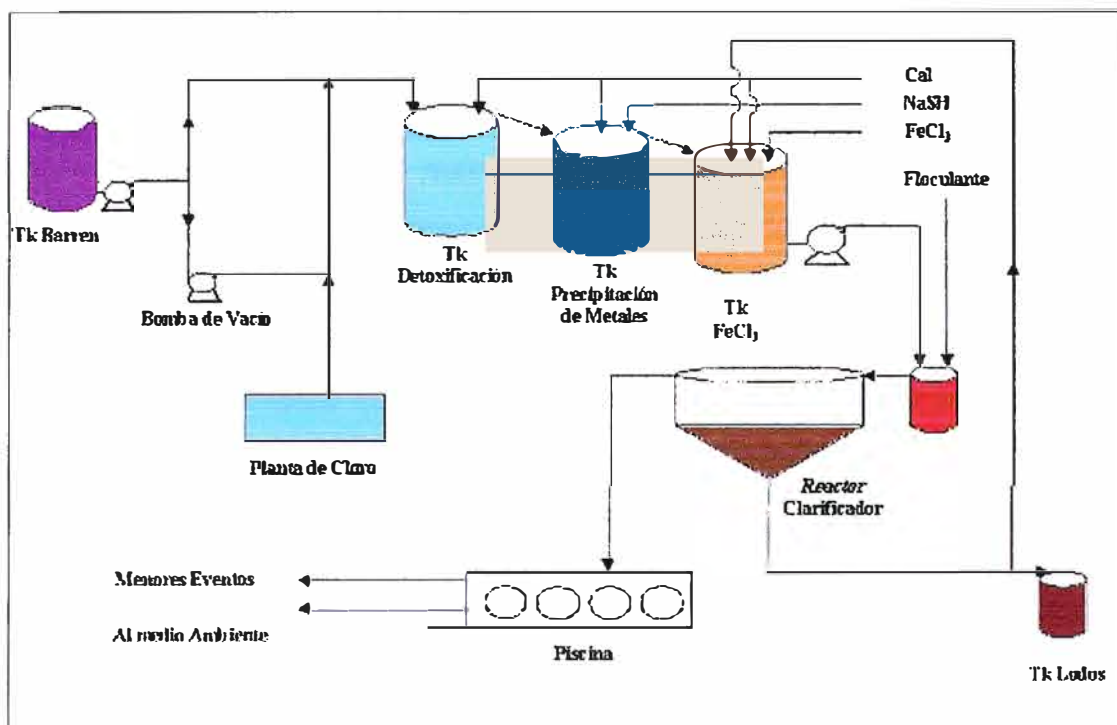


Grafico 2.2. Diagrama de flujo de las plantas tradicionales de tratamiento de agua de exceso (EWTP)

2.4 Ventajas y limitaciones del proceso de tratamiento de agua actual

Las principales ventajas del proceso actual son:

- Su secuencia fácil de seguir, el proceso está diseñado sobre la base de tres etapas bien definidas, la primera es la reacción química para convertir el cianuro en un compuesto no tóxico, luego la precipitación de los metales y finalmente la clarificación del agua.
- Si bien el proceso hace uso de estructuras de gran dimensión y ocupa una gran área, por ejemplo tanques de 100 m³ de volumen y un reactor clarificador de 1200 m³, la dosificación de los reactivos,

encendido y apagado de bombas y agitadores se realiza en forma automática desde el cuarto de control, pues todos los instrumentos de control están enlazados a un software de automatización de procesos. De esta manera se puede monitorear y supervisar el proceso continuamente evitando que se produzcan inconvenientes en la operación.

- El conocimiento que poseen los operadores del mismo, ellos tienen la experiencia necesaria para identificar las causas de problemas operativos y solucionarlos lo que se refleja en los resultados de la planta.

Las limitaciones del proceso actual son:

- Dado que el proceso está constituido por un conjunto de reacciones químicas en serie, un exceso o defecto en la adición de algún reactivo causa problemas en la operación, ya que origina un desbalance de los parámetros del agua tratada, por lo que se requiere en muchos casos que los operadores tengan que operar manualmente la planta para poder mantener la calidad del agua en el nivel deseado.
- Si se presentan concentraciones de cianuro por encima de 40 ppm y concentraciones de mercurio mayores a 10 ppb en la alimentación al proceso, se presentan problemas operativos en la planta, concernientes a la regulación del flujo a tratar, dosis de cloro y NaSH para mantener un equilibrio que permita mantener la calidad en el agua tratada.

- El uso del cloro, considerado un material peligroso, acarrea siempre peligros en su manipulación y dosificación pues se debe evitar la posibilidad de derrames o fugas.
- La continua preparación de las soluciones acuosas de los reactivos para su dosificación a los tanques de proceso.
- En época de lluvia, la turbidez de la solución aumenta dado que todas las estructuras y tanques son abiertas, originando problemas en la operación.
- De no obtener un valor de pH adecuado para la descarga del agua tratada, se debe recurrir a agregar ácido ortofosfórico en la descarga para regular el pH lo que implica un proceso o etapa adicional para el tratamiento con el costo adicional que esto implica.

**III. MANEJO DE AGUAS, NORMATIVIDAD Y LÍMITES
MÁXIMOS PERMISIBLES PARA SU DESCARGA SEGÚN LA
LEGISLACION ACTUAL**

3.1 Manejo de las descargas de agua tratada

En planta Yanacocha Norte se tiene cuatro pozas para el manejo de soluciones:

Poza de operaciones u Operations Pond.

Poza de menores eventos o Minor Events Pond.

Store Water Pond.

Raw Water Pond.

La poza de operaciones recibe la solución rica proveniente del pad de lixiviación para la recuperación del oro y metales valiosos.

La poza de menores eventos contiene solución de baja ley, la cual se envía preferentemente a la planta de columnas de carbón para su posterior envío al proceso de Merrill Crowe.

Las otras dos pozas son utilizadas principalmente como contingencia en épocas de lluvia o para almacenar agua para la temporada seca.

El agua tratada en las plantas de EWTP se descarga a dos reservorios denominados piscinas, el laboratorio de control de calidad verifica continuamente que sus parámetros de calidad en cuanto al contenido de cianuro libre, mercurio, cloro y pH se encuentran por debajo de los límites permisibles para aprobar su descarga a otra poza denominada Buffer Pond a partir de la cual es descargada al medio ambiente.

De no encontrarse los parámetros del agua tratada en los valores adecuados, el agua por rebose se envía a la poza de menores eventos de donde retorna nuevamente al sistema.

3.2 Normatividad y límites de descarga permisibles

Los límites de descarga permisibles fijados por el Ministerio de Energía y Minas y la Organización Mundial de la Salud para que el agua tratada pueda ser enviada al buffer pond y de ahí al medio ambiente se aprecian en la tabla siguiente:

Tabla 3.1. Límites de descarga permisible para efluentes mineros

Elemento o Compuesto	Rango < (ppm)	Elemento o Compuesto	Rango < (ppm)
Cianuro libre	0.1	Bario	2
Mercurio	0.002	Berilio	0.004
Cloro libre	1.5	Cadmio	0.005
Plata	0.1	Cromo	0.1
Cianuro WAD	0.1	Cobre	0.3
Sólidos disueltos totales	1000	Fluor	4
Nitratos	10	Hierro	2
Antimonio	0.006	Plomo	0.1
Selenio	0.05	Magnesio	150
Talio	0.001	Manganeso	0.1
Aluminio	0.2	Niquel	0.5
Sulfatos	500	Zinc	1
Arsenico	0.05		

Nota: El pH de los efluentes a descargar a medio ambiente debe encontrarse en el rango de 6.0 a 9.0.

IV. TECNOLOGIA DE MEMBRANAS Y SU APLICACIÓN A EFLUENTES MINEROS

4.1 Principales tecnologías de membranas

Dado que en muchos casos los efluentes provenientes de la industria en general incluyendo las fuentes de agua natural, no siempre cumplen con las condiciones fijadas para su descarga al medio ambiente, esto determina un tratamiento previo para poder adecuarlas a las diferentes normativas existentes. El tipo de tratamiento depende de las características del agua a tratar, los costos de operación y de los objetivos en relación a la calidad del agua que se desea obtener.

Existen diferentes tecnologías para el tratamiento de aguas con contenido de sales disueltas, las más importantes y de más reciente aplicación exceptuando la ósmosis inversa son:

- Microfiltración
- Ultrafiltración
- Nanofiltración
- Electrodialisis
- Evaporación

Tabla 4.1: Características de diferentes Tecnologías de tratamiento de aguas.

	Sistema de Tratamiento	Resistencia a la materia en suspensión del agua	Características del método	Objetivos
Microfiltración	Filtración tubular	Alta	El diámetro del poro superior a 0.1 micras permite reducir la turbidez y eliminar bacterias.	Pretratamiento u obtención de agua clara, sin requerimientos de salinidad.
	Filtración en fibra hueca	Baja		
	Filtración en espiral	Baja		
Ultrafiltración	Filtración tubular	Alta	El diámetro del poro 0.004 - 0.1 micras elimina bacterias, coloides, proteínas y algunos virus.	Pretratamiento u obtención de agua regenerada utilizable en sistemas abiertos.
	Filtración en fibra hueca	Baja		
	Filtración en espiral	Baja		
Nanofiltración	Filtración en espiral	Baja	Ablandamiento de agua y eliminación de comp. orgánicos.	Reciclaje del agua en procesos industriales sensibles.
Electrodialisis	Membranas planas	Moderada	Permite obtener un 90% del agua libre del 90% de sales presentes.	Salinidades inferiores a 3 ppm o exceso de carbonatos, silicatos o sulfatos.
Evaporación	Aporte de energía	No le afecta	Recuperación reducida 50-80% Compuestos volátiles pueden pasar al agua producida.	Costo elevado, por ello se aplica para aguas con salinidades mayores a 30 g/L.

La Microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración, utilizan membranas, las cuales se diferencian por el orden de tamaño y valencia de las partículas que pueden permear o pasar a través de las membranas.

Así, las especies que pueden permear los diferentes tipos de membranas serán:

- Microfiltración: 0.2 a 0.4 micras
- Ultrafiltración: 0.1 micras a 50 amstrongs.
- Nanofiltración: 5 a 10 amstrongs.
- Osmosis Inversa: Menor a 5 amstrongs.

Entonces, mientras la micro, ultra y nano filtración permiten separar las especies en una solución en base a cuales pueden pasar por las membranas y cuales serán rechazadas por las mismas tanto por su tamaño como por peso molecular, en el caso de la osmosis inversa debido a la

estructura no porosa de las membranas, éstas rechazan por igual todas las especies presentes en el agua, dejando pasar únicamente agua de elevada pureza.

4.2 Osmosis y ósmosis inversa

La ósmosis inversa consiste en separar un componente de otro en una solución, mediante las fuerzas ejercidas sobre una membrana semi permeable. Su nombre proviene de "ósmosis", el fenómeno natural por el cual se proveen de agua y nutrientes las células vegetales y animales para mantener la vida.

En el caso de la ósmosis, el solvente (no el soluto) pasa espontáneamente de una solución menos concentrada a otra más concentrada, a través de una membrana semi permeable. Entre ambas soluciones existe una diferencia de energía libre, originada en la diferencia de concentraciones. El solvente pasará en el sentido indicado hasta alcanzar el equilibrio. Si se agrega a la solución más concentrada, energía en forma de presión, el flujo de solvente se detendrá cuando la presión aplicada sea igual a la presión osmótica entre las dos soluciones. Esta presión osmótica es una medida de la diferencia de energía libre entre ambas soluciones. Si se aplica una presión mayor a la solución más concentrada, el solvente comenzará a fluir en el sentido inverso. Se trata de la ósmosis inversa. El flujo de solvente es una función de la presión aplicada, de la presión osmótica, del área de la membrana presurizada y de las características particulares de la membrana así como del agua de alimentación.

El siguiente gráfico es una representación de un proceso de ósmosis en el cual se ilustra lo descrito anteriormente, se tiene dos recipientes abiertos a la atmósfera, el de la izquierda contiene agua salada y el de la derecha simplemente agua fresca, ambos recipientes están separados por una membrana semi permeable.

Espontáneamente ocurrirá un cambio de volumen en los recipientes, en color turquesa se muestra los niveles iniciales y en color verde claro los niveles tras alcanzar el equilibrio luego del proceso de ósmosis acontecido.

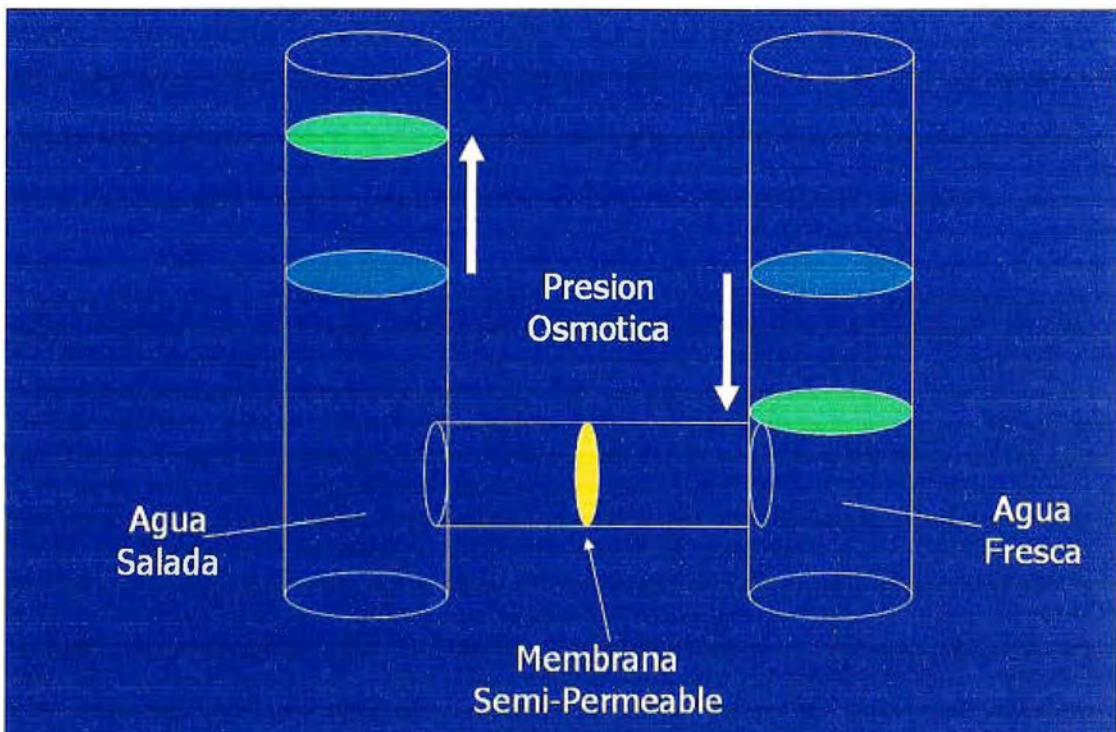


Gráfico 4.1. Proceso de ósmosis u ósmosis directa.

El agua pasa a través de la membrana del lado del agua fresca al del agua salada, incrementando su volumen. Este flujo es denominado ósmosis.

Físicamente el agua diluye la solución salina para aumentar su entropía por lo cual el proceso se da espontáneamente.

La diferencia de altura entre las columnas ocasiona una diferencia de presión en la superficie de la membrana. Esta presión diferencial es la llamada presión osmótica del agua salada y es una función del tipo particular de sal y de su concentración.

La siguiente figura ilustra lo que ocurre cuando el equilibrio establecido en el caso anterior se altera al aplicar o ejercer una presión mecánica en el lado del agua salada (o también aumentando la altura de la solución salada), agua pura atravesará la membrana desde el lado del agua salada al del agua fresca. Este flujo denominado ósmosis inversa, continuará hasta que se establezca nuevamente un equilibrio en el que la presión osmótica del agua salada sea igual a la presión de la solución salina en la membrana semi permeable relativa a la presión del agua fresca sobre la membrana.

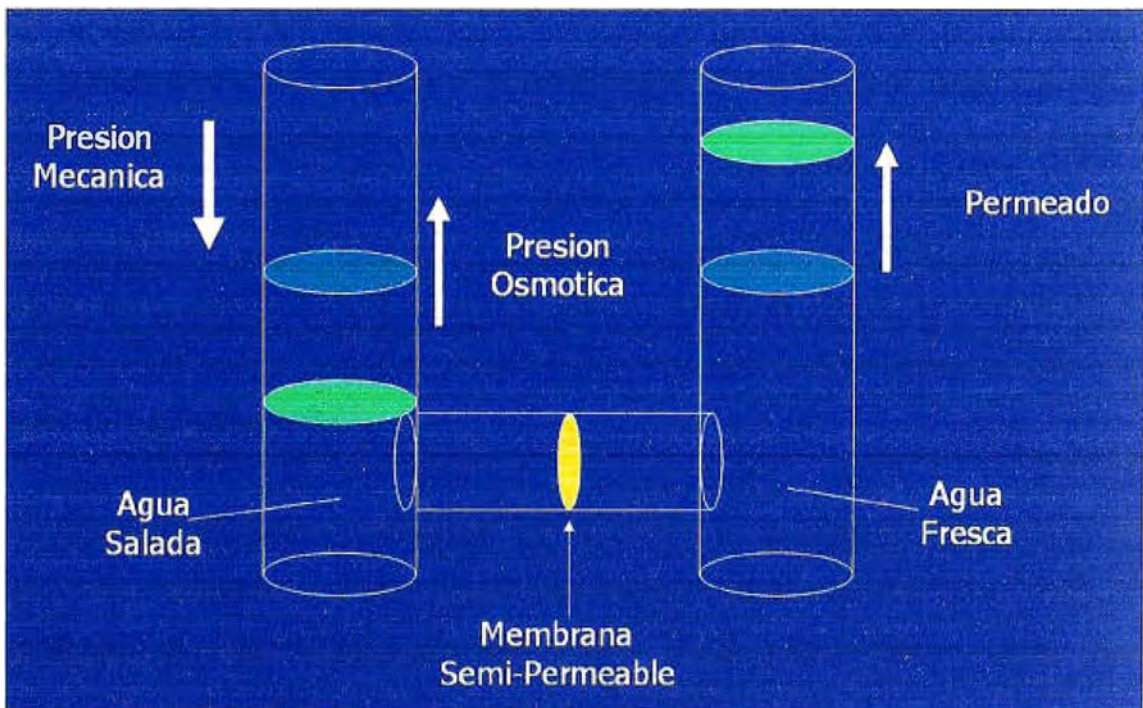


Gráfico 4.2. Proceso de ósmosis inversa.

4.3 Mecanismo de la ósmosis inversa

El proceso de ósmosis inversa no es igual a un proceso de filtración, la filtración implica la remoción de sólidos en suspensión haciendo uso de un medio filtrante que impide el paso de partículas de tamaño mayor que los poros del medio, mientras que las moléculas si son capaces de atravesar dichos poros.

El mecanismo de la ósmosis inversa difiere de la filtración debido a que lo que ocurre es que el agua y pequeñas moléculas orgánicas son capaces de difundirse a través de la membrana polimérica interactuando con segmentos de la estructura química del polímero, mientras que las sales disueltas y moléculas orgánicas de mayor tamaño no son capaces de atravesar la membrana por causa de su tamaño y su carga.

La membrana tampoco deja pasar los sólidos en suspensión ya que estos no tienen forma de pasar por la membrana a menos que esta presente alguna lesión o ruptura.

La membrana de un proceso de ósmosis inversa debe estar hecha sobre la base de un polímero hidrofílico con grupos funcionales polares para que de esta forma permita una buena interacción con el agua y permita su paso a través de la membrana.

La ósmosis inversa es entonces un proceso de separación en el cual la corriente de agua de alimentación da paso a dos corrientes, una de agua purificada que es denominada "permeado" y otra que contiene a todos los solutos concentrados y que es denominada "concentrado".

La mayoría de los contaminantes del agua no presentan la misma capacidad de difundirse por la membrana de RO, el porcentaje de cada sal disuelta capaz de atravesar la membrana depende mayormente del componente iónico con mayor carga y tamaño. Generalmente cationes y aniones de mayores cargas o valencias son mejor rechazados por la membrana que aquellos iones de menor carga.

Para los compuestos orgánicos, el difundirse o no por la membrana de RO dependerá básicamente de su tamaño, forma y características químicas. Así, mientras más parecida sea la molécula orgánica al polímero constituyente de la membrana, más fácil será su difusión a través de la misma. También las moléculas pequeñas y polares (peso molecular menor a 200) se difunden mejor que las más grandes, alongadas y neutras.

4.4 Elementos constituyentes de un sistema de tratamiento de aguas mediante ósmosis inversa

Los componentes básicos de una instalación típica de ósmosis inversa consisten en tubos a presión (denominados comúnmente housing) conteniendo las membranas, ordenadas en serie y/o paralelo. Una bomba suministra en forma continua la solución a tratar a los housings, y además es la encargada de suministrar la presión necesaria para realizar el proceso. Una válvula reguladora en la corriente de concentrado, es la encargada de controlar la misma dentro de los elementos (se denominan así a las membranas convenientemente dispuestas).

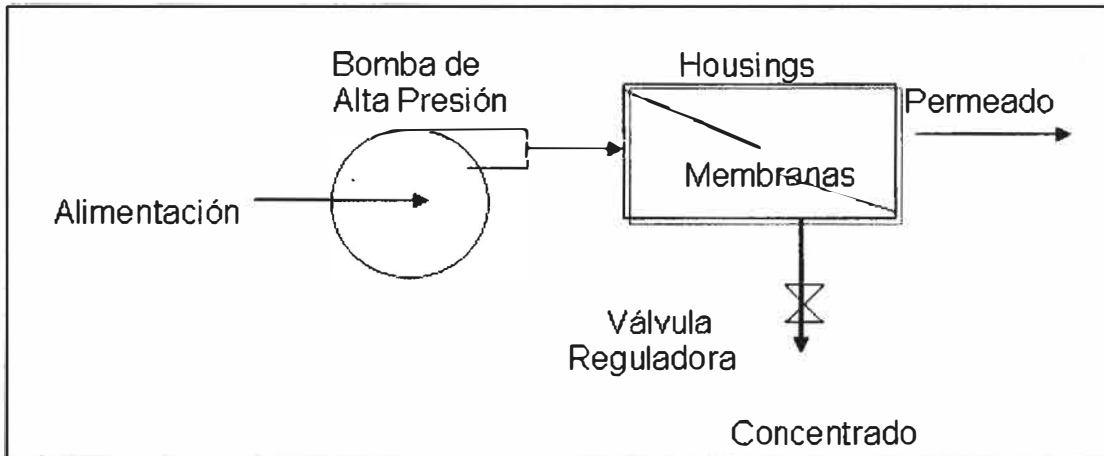


Gráfico 4.3. Esquema básico de un proceso de ósmosis inversa.

El esquema de la operación de la planta de ósmosis inversa en Yanacocha Norte es el que se muestra a continuación:

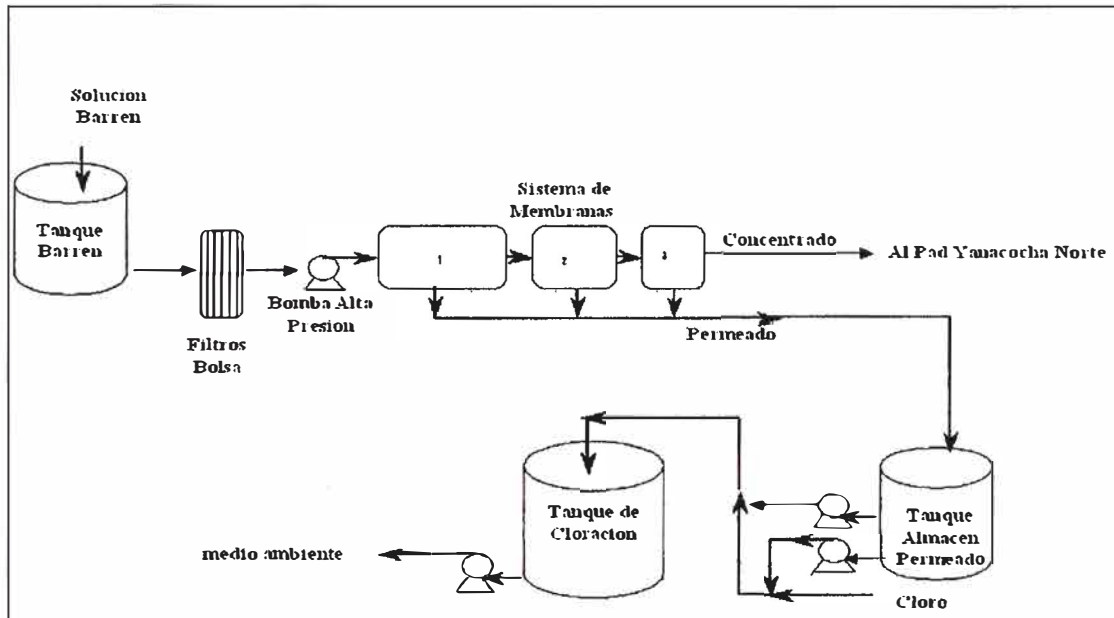


Gráfico 4.4. Esquema general de la operación de la planta de ósmosis inversa en Yanacocha Norte.

La planta cuenta con todos los elementos descritos anteriormente, adicionalmente previo al paso de la solución pobre a la bomba de alta presión, esta recibe un pre tratamiento que incluye la adición de un antincrustante y prefiltración.

- **Bomba de alta presión**

La bomba de alta presión de motor horizontal de 600 hp (de rateada por efectos de la altitud) cuenta con un variador de velocidad (VFD: variable frequency driver) que permite modificar la velocidad de rotación de la bomba centrífuga para mantener el flujo deseado de permeado a medida que el comportamiento de las membranas cambia por efectos de las variables de operación y de su grado de saturación. Su función es abastecer la planta del agua a tratar y suministrar la presión requerida para poder llevar a cabo el proceso.

- **Membranas y tubos a presión o housings**

Las membranas están dispuestas en tres etapas de 36, 24 y 12 tubos a presión o housings respectivamente. La razón de dicha disposición es que para mantener una velocidad constante en el flujo que cruza las membranas a medida que se va removiendo el permeado y mantener una caída de presión adecuada, se debe reducir el área de contacto, disminuyendo por ello el número de membranas en las 2 etapas sucesivas.

Los dos tipos más comunes de membranas están fabricadas sobre la base ya sea de acetato de celulosa o poliamidas. El tipo de membrana a escoger depende de la aplicación específica en la que será utilizada.

En la planta de osmosis inversa (RO) en Yanacocha Norte se emplean membranas a base de poliamidas y una capa de polisulfonas, porque permiten obtener un alto flujo de permeado por unidad de área de la membrana, aunque a su vez son poco tolerantes al ataque de sustancias oxidantes.

Las membranas están fabricadas en una configuración espiral debido a que ello permite obtener flujos relativamente uniformes a través de la membrana y posee mecanismos que promueven la turbulencia del flujo en la superficie de la membrana, aumentando el flujo que cruza por las membranas y reduciendo con ello la formación de incrustaciones y facilitando la limpieza de las membranas de encontrarse estas incrustaciones presentes.

El permeado generado se transporta mediante un tubo plástico agujereado en todo su largo que se encuentra en la parte central interior de la membrana, este permeado es recolectado previamente por capas de material polimérico que se encuentran dispuestas entre las capas de materiales constituyentes de la membrana y que se encuentran adyacentes entre sí.

Se tienen 6 membranas de 40" de longitud por cada tubo a presión o housing. En la instalación de las membranas se emplean además diversos dispositivos como interconectores y empaquetaduras de goma para evitar su deformación a consecuencia de la presión de operación y que garanticen su correcto sellado en el housing para evitar fugas o derrames. Los housings de acero inoxidable de 8" de diámetro están diseñados para soportar la presión de operación del sistema.

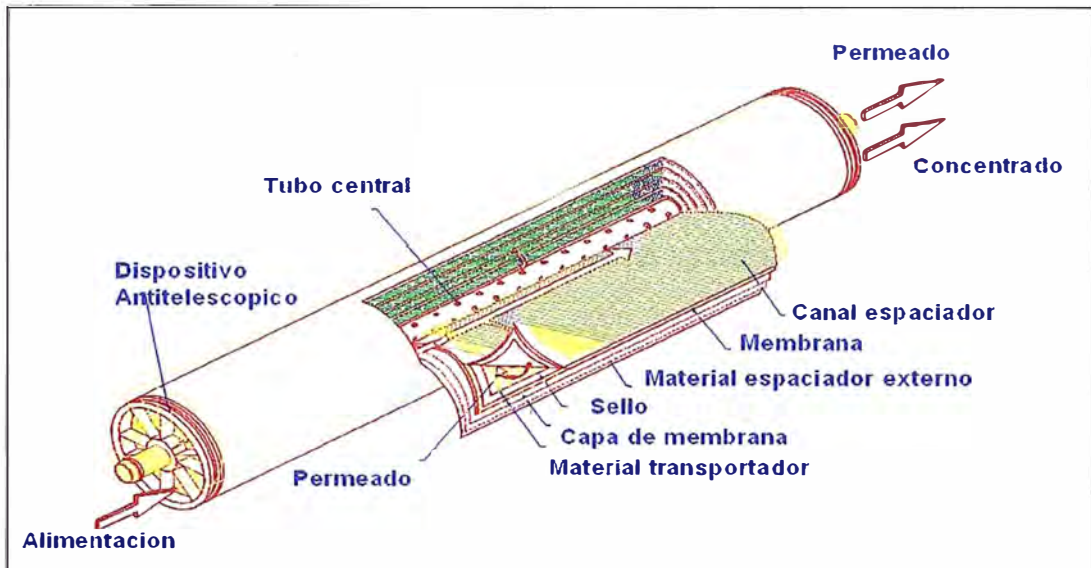


Gráfico 4.5. Esquema de constitución de una membrana espiralada de ósmosis inversa.

- **Válvula de concentrado**

Esta válvula de control es de gran importancia para el desarrollo del proceso y la recuperación de permeado a obtener, al graduar su abertura se puede regular el flujo y presión del concentrado, y con ello también el flujo y presión del permeado.

Esta válvula esta incluida en el lazo de control del sistema de modo que la recuperación es la variable principal a fijar y en base a ello se gradúa la velocidad de la bomba de alta presión para mantener constante el flujo de permeado.

- **Permeado**

El permeado obtenido de cada etapa llega a un tanque de proceso donde recibe un tratamiento adicional de cloración para asegurar la completa destrucción del cianuro y poder descargar la solución al medio ambiente.

- **Concentrado**

El concentrado o solución de rechazo de la primera etapa es la alimentación de la segunda etapa y el concentrado de la segunda etapa es la alimentación de la tercera etapa. La solución concentrada al final de la tercera etapa se lleva a la piscina de solución pobre del proceso Merrill Crowe, de donde se bombea al pad de lixiviación debido a su gran contenido en cianuro libre para contribuir en la disolución de oro.

4.5 Características del agua a tratar y sus efectos en el desarrollo de la operación del sistema

Un análisis de laboratorio realizado a la solución pobre proveniente de un proceso típico de Merrill Crowe para la recuperación de oro arroja los resultados que se pueden apreciar en la tabla siguiente:

dd: por debajo del límite de detección.

Tabla 4.2. Composición típica de una solución pobre proveniente de un proceso Merrill Crowe

Elemento o compuesto	Concentracion (ppm)	Elemento o compuesto	Concentracion (ppm)
Oro	0.1	Molibdeno	dd
Cianuro WAD	45	Sodio	150
Plata	0.02	Niquel	0.04
Aluminio	1.6	Plomo	0.02
Arsenico	0.4	Antimonio	0.015
Bario	dd	Selenio	0.05
Berilio	dd	Estano	dd
Calcio	125	Estroncio	dd
Cadmio	dd	Talio	0
Cobalto	0.07	Zinc	15
Cromo	dd	Cloro	50
Cobre	4.5	Fluor	3.5
Hierro	0.02	Nitratos	18
Potasio	20	Sulfatos	225
Magnesio	0.5	TDS	850
Manganeso	0.15		

pH entre 9.8 y 10.0

Con respecto a este análisis es importante hacer algunas precisiones:

Oro y adición de zinc

Normalmente la concentración de oro en la solución pobre es muy baja, su valor debe ser menor a 0.04 ppm o según lo planeado para la operación. Esta concentración se controla mediante una adecuada dosificación de zinc en el proceso de Merrill Crowe, con ello se logra una correcta precipitación de oro, plata y mercurio, teniendo en cuenta que de acuerdo a los potenciales químicos de estos elementos, el zinc reacciona primero con la

plata y el oro, por lo que se requiere un exceso del mismo para poder precipitar el mercurio de la solución rica.

Mercurio y adición de zinc

El mercurio si bien no se ha incluido en este reporte de análisis típico, es un elemento que es de gran importancia en el tratamiento de aguas debido a su toxicidad y el peligro que representa descargar agua con alto contenido de mercurio. Es por ello que para su descarga el agua tratada debe tener un contenido menor a 2 ppb de mercurio.

Las membranas presentan un rechazo promedio del mercurio del orden de 85% lo cual implica que en la alimentación, el contenido de mercurio debe ser menor a 13 ppb aproximadamente para cumplir con los límites máximos permisibles vigentes, pero por seguridad se trabaja con concentraciones menores a 10 ppb.

Como ya se ha mencionado, debe agregarse un exceso de zinc en el proceso de Merrill Crowe para precipitar el mercurio presente en la solución pregnant para de esta forma mantener su concentración por debajo de las 10 ppb, pero existen algunas condiciones operativas que se presentan en ciertas oportunidades que tienen como resultado un incremento en la concentración de mercurio en la solución pobre:

El precipitado del proceso Merrill Crowe se recolecta mediante filtros prensa a partir de los cuales se retira el precipitado conteniendo los metales valiosos y se obtiene como remanente la solución pobre o barren.

Al retirar el precipitado, para colocar el filtro prensa nuevamente en operación se le debe añadir una capa de diatomita y zinc previamente, la primera tiene la función de atrapar las partículas de suciedad presentes evitando la turbidez excesiva del barren, mientras que el zinc evita que escape un gran contenido de metales valiosos en el lanzamiento a operación del filtro.

Cuando la puesta en marcha de un filtro prensa no se realiza adecuadamente, se eleva el contenido de metales valiosos en la solución pobre o barren, especialmente el mercurio, logrando alcanzar picos muy altos.

Si alguna de las mallas de los filtros de prensa se rompe producto del desgaste propio de su uso, también se aprecia contenidos altos de mercurio en la descarga, es decir en la solución pobre.

Se ha explicado también que parte de la alimentación al proceso de Merrill Crowe la constituye la solución concentrada proveniente de las columnas de carbón, esta es una solución altamente concentrada de metales valiosos, cianuro y mercurio. Cuando los requerimientos de producción son tales que se necesita obtener mayor cantidad de oro, se envía a Merrill Crowe un mayor flujo de concentrado de planta de carbón, lo que resulta en un mayor contenido de mercurio y por ende un mayor consumo de zinc para precipitarlo. Como estos envíos son esporádicos, eventualmente esto genera oscilaciones en la concentración de mercurio en el barren y puede llevar a valores superiores a los 10 ppb.

Como las membranas no rechazan el mercurio en su totalidad, el remanente se queda adherido a las mismas, lo que ocasiona un incremento en la presión del sistema que eventualmente conlleva a un procedimiento de lavado o limpieza de las membranas con cianuro de sodio bajo ciertas condiciones para lixiviar el mercurio presente en las membranas removiéndolo de las mismas. Este procedimiento será analizado mas adelante.

En el concentrado del proceso de ósmosis inversa, los componentes presentes en la solución inicial se concentran, ese es el caso también del oro y el cianuro por lo que la ósmosis inversa ayuda en la recuperación del oro y permite ahorrar cianuro ya que este flujo de concentrado se recircula al pad de lixiviación.

Calcio

El contenido de calcio en la solución pobre es elevado y debido al pH de la misma es probable que se formen carbonatos de calcio con tendencia a precipitar sobre las membranas a medida que la solución se concentra en el sistema de ósmosis inversa. Es por ello que la mejor alternativa es realizar un pretratamiento que consista en la adición de un antincrustante que retarde la precipitación de los carbonatos en las membranas.

Cianuro

Las membranas no remueven todo el contenido de cianuro presente, es por ello que para cumplir con los límites de descarga fijados, se debe realizar un

tratamiento final al permeado producido, que consiste en la cloración del mismo para convertir el cianuro tóxico en cianatos.

Zinc

Si bien se requiere un exceso de zinc para precipitar el mercurio, si se agrega demasiado zinc, este debido al tamaño de sus partículas, queda adherido a las membranas, siendo necesario lavarlas con mayor frecuencia de lo debido lo cual ocasiona un gasto adicional en reactivos de limpieza y pérdida de eficiencia en planta.

pH y TDS

El pH de la solución pobre se encuentra por encima de 9.5 y por lo general es menor de 10.5. El contenido de sólidos disueltos totales (TDS) es un parámetro estacional que por lo general se encuentra en valores por debajo de 1200 ppm. Por ejemplo, si se procesa en planta de Merrill Crowe mayor flujo de solución de stripping o concentrado proveniente de las plantas de carbón puede darse el caso de sobrepasar los 1200 ppm, disminuyendo dicho flujo se obtiene TDS entre 1000 y 1100 ppm.

Un mayor contenido de TDS en el agua a tratar implica que a medida que la solución pobre se concentre en el sistema, se tendrá una concentración mucho mayor de sales en el concentrado de lo normal, lo cual aumenta la posibilidad que estas se precipiten sobre las membranas causando problemas en la operación.

Manganeso, Hierro y Aluminio

Las sales de los iones trivalentes de estos metales pueden considerarse como insolubles. Se debe evitar que dichas sales precipiten sobre las membranas de ósmosis inversa pues su remoción es difícil, es por ello que deben ser filtradas previamente para que no entren en contacto con las membranas.

Otras características de la solución barren o pobre que se deben tener en consideración son:

Temperatura

La temperatura de la solución barren es un factor de mucha importancia a considerar, los cambios de temperatura debido a las condiciones climáticas de la zona de la mina (4000 msnm) hacen que la temperatura del agua disminuya considerablemente en las noches, lo cual es mucho más marcado durante los meses de ausencia de lluvias. Eso causa que en las noches tienda a disminuir el flujo de permeado y es debido a ello que en la planta se emplea un variador de velocidad programable para la bomba centrífuga de alta presión, el cual permite fijar y mantener el flujo de permeado deseado en 250 m³/hora aumentando la velocidad de la bomba. La temperatura mínima de la solución barren a considerar es 8°C.

Sólidos en suspensión

La solución pregnant o rica pasa por un proceso de sedimentación de sólidos suspendidos y por un sistema de filtros clarificadores durante el

proceso de Merrill Crowe, lo cual reduce sustancialmente su turbidez, aún así la solución barren que se obtiene presenta sólidos en suspensión que pueden afectar la performance de la planta de ósmosis inversa, es por ello que como parte de su pretratamiento se tiene también un sistema de filtros de bolsas o mangas para evitar que estos sólidos en suspensión queden retenidos en las membranas interfiriendo en la operación.

ORP

Es el potencial de óxido-reducción de la solución barren expresado en mV. En la precipitación de los metales valiosos por adición del zinc, se dan una serie de reacciones químicas por las cuales se forman complejos cianurados metálicos, esto conlleva a que el sistema presente un potencial de óxido-reducción que pondera el efecto de todas estas reacciones. Un cambio en la tendencia del ORP permite reconocer y advertir ciertas características de la operación en la planta de recuperación de oro que afectan las características del barren de alimentación a la planta de ósmosis inversa.

4.6 Pretratamiento o acondicionamiento de la solución de alimentación

Las membranas del sistema de ósmosis inversa deben ser capaces de tolerar los solutos presentes en el agua a tratar para garantizar que tengan un tiempo de vida que justifique económicamente la inversión realizada en la planta.

Esto quiere decir que si existe algún elemento o compuesto presente en el agua a procesar que represente un peligro potencial para las membranas, este debe ser removido de la alimentación al proceso.

El agua a tratar en la planta de ósmosis inversa presenta dos potenciales problemas que se deben considerar:

- La presencia de carbonato de calcio, sal que a medida que se concentre la solución va a tender a precipitar sobre las membranas, aumentando la presión del sistema y obligando a reducir el flujo de tratamiento o a parar la planta para llevar a cabo la limpieza o lavado de las membranas debido a su saturación.
- La presencia de sólidos en suspensión con tendencia a sedimentarse en las membranas o a causar algún daño mecánico en las mismas, dada la elevada presión de operación.

Estos dos factores como se puede deducir, pueden afectar significativamente la performance y eficiencia de la planta, es por ello que se toman acciones correctivas para minimizar su efecto.

Estas acciones son respectivamente, la adición de un antincrustante para retardar la precipitación de los carbonatos, y el uso de un sistema de filtros de bolsas o mangas previo a la bomba centrífuga de alta presión para evitar el contacto de los sólidos en suspensión con las membranas.

4.7 Adición del antincrustante

Como ya se ha descrito anteriormente, a medida que el permeado pasa a través de las membranas, todas las sustancias presentes que no lograron atravesar las mismas se concentran, cuando esto ocurre ciertas sales disueltas pueden exceder su solubilidad y precipitar sobre las membranas afectando el desarrollo de la operación. Es por esta razón que se debe determinar el potencial de formación de incrustaciones del agua a tratar.

Los antincrustantes o inhibidores en un sistema de ósmosis inversa tienen la función de reducir el proceso de formación de incrustaciones o el proceso de aglomeración de las partículas de la incrustación el tiempo suficiente para que las sales que forman la incrustación no precipiten sobre las membranas, sino que sean evacuadas a través del flujo de concentrado.

Las sales disueltas en agua se disocian en cationes y aniones, cuando la concentración de estos excede la solubilidad de la sal, la precipitación de los cristales de sal ocurre dependiendo de las características y naturaleza de la sal, ya que algunas precipitarán más rápido y serán más fáciles de remover que otras.

Básicamente la solubilidad de una sal depende de la concentración de sus componentes, el pH del agua, la temperatura, la fuerza iónica de la solución y concentraciones de las sales disueltas en mayor o menor medida.

Polarización

El mayor potencial para la formación de incrustaciones se presenta en el concentrado de ósmosis inversa pues allí la concentración de sales es la mas alta.

Se define un factor de concentración igual a:

$$\text{Factor de concentración} = 1 / (1 - \text{recuperación}) = 1/(1-R)$$

Para una recuperación del 75% este factor será igual a 4, esto quiere decir que el TDS del concentrado es aproximadamente 4 veces el TDS del agua de alimentación.

Pero es probable que la concentración de sales en la superficie de la membrana sea aun mayor, esto dependerá de que tan bien las sales se difundan en el agua que fluye por el sistema en vez de quedar retenidas en la superficie de las membranas. Este fenómeno se conoce como polarización, que se define como el gradiente de concentración en la superficie de la membrana ocasionado por la acumulación de sales dejadas atrás por el sistema en la producción de permeado.

Esta polarización depende fundamentalmente de la turbulencia del flujo de agua y se estima que las concentraciones de sales en la superficie de las membranas son entre 13 y 20% mayor que en la solución circundante.

Índice de saturación de Langelier

Para determinar el potencial de saturación del carbonato de calcio que genere una precipitación en las membranas de RO, se utiliza el índice de saturación de Langelier o el índice de Ryznar.

$$LSI = pH - pHs$$

Donde:

pHs es el pH en el que el agua se satura de carbonato de calcio y se va a calcular empleando la siguiente expresión:

$$pHs = (9.3 + A + B) - (C + D)$$

$$A = (\text{Log} [\text{TDS}] - 1)/10$$

$$B = -13.12 \times \text{Log} (^{\circ}\text{C} + 273) + 34.55$$

$$C = \text{Log} [\text{Ca}^{+2} \text{ como } \text{CaCO}_3] - 0.4$$

$$D = \text{Log} [\text{alcalinidad como } \text{CaCO}_3]$$

Todas las concentraciones [] están expresadas en ppm como CaCO_3 , excepto en el caso del TDS que se expresa en mg/L. Los factores de conversión de concentraciones a ppm como CaCO_3 se encuentran en el Apéndice 3.

La alcalinidad esta referida a la presencia de los bicarbonatos en la solución, para valores de pH mayores a 8.2 las concentraciones de CO_2 disuelto son muy pequeñas. Para valores de pH más altos, el Ion carbonato (CO_3^{-2}) se forma a partir del bicarbonato (HCO_3^{-}).

Los valores de A, B, C y D también se pueden obtener a partir de graficas del índice de Langelier (Apéndice 4)

El pH a utilizar es el pH del concentrado que es una función de la alcalinidad y dióxido de carbono presentes. Si no se cuenta con el valor del pH del concentrado, este se puede estimar, para ello primero se debe determinar la concentración del dióxido de carbono en la alimentación y debido a que los gases disueltos pasaran a través de las membranas, la concentración del dióxido de carbono en el concentrado será prácticamente la misma que la de la alimentación. Entonces el pH del concentrado se puede calcular usando dicha concentración y la alcalinidad estimada del concentrado según la siguiente ecuación:

$$\text{pH} = \text{Log} ([\text{Alcalinidad como CaCO}_3] / [\text{CO}_2]) + 6.3$$

La relación entre la alcalinidad causada por los bicarbonatos, el dióxido de carbono y el pH se muestran gráficamente en el Apéndice 5.

Un índice de Langelier menor a cero implica que el agua tiene un potencial muy pequeño de formar incrustaciones. A medida que el valor del índice aumenta, el potencial de formación de incrustaciones también lo hace.

El índice de Langelier es una herramienta de gran ayuda para determinar si se requiere o no el uso de un antincrustante y para predecir la corrosividad del agua (a medida que el índice de Langelier se hace mas negativo, el agua se vuelve mas corrosiva).

A partir de los análisis realizados a la solución barren y el concentrado se puede calcular el índice de Langelier, aunque no se tiene data del contenido de bicarbonatos en el agua por lo que no se calculara el parámetro D.

pH del concentrado = 10.2

Contenido de Ca^{+2} = 306.5 ppm como CaCO_3

TDS Concentrado = 1308 ppm

Temperatura = 10°C

Recuperación = 0.75

El factor de polarizacion es igual a 1.13

Primero se debe estimar el contenido de Ca^{+2} en la superficie de las últimas membranas de un housing, aquellas que presentan mayor posibilidad de que precipiten en ellas los carbonatos.

Factor de Concentración = polarizacion / (1 – recuperación) = 4.520

El contenido de Ca^{+2} es entonces igual a $306.5 \times 4.52 = 1385.38$ ppm como CaCO_3 .

A partir de estos valores se puede determinar los parámetros A, B y C del índice de Langelier:

A = 0.212

B = 0.809

C = 2.742

Entonces: $9.3 + A + B - C = 7.580$

El índice de Langelier = $10.2 - 7.580 = 2.62$

El valor del parámetro D calculado a partir de la alcalinidad haría que el índice de Langelier sea aun mayor. Este valor del índice indica que existe un gran potencial de formación de incrustaciones de carbonatos sobre la superficie de las membranas, el agua no presentara mayores problemas de corrosión y sugiere que se debe realizar un pretratamiento antincrustante del agua.

Existen 3 formas posibles de prevenir la formación de incrustaciones de carbonato de calcio en las membranas del sistema:

- Inyectar ácido en la corriente de alimentación convirtiendo los bicarbonatos en ácido carbónico y a su vez aumentando la solubilidad del carbonato de calcio debido a la disminución del pH.
- Remover la dureza de la solución barren de alimentación mediante un ablandador de agua por intercambio iónico con resinas de ciclosodio.
- Inyectar un inhibidor de incrustaciones en la corriente de alimentación para prevenir la precipitación de los carbonatos en las membranas.

La primera opción no es posible de aplicar debido a que una disminución del pH es muy riesgosa cuando se tratan soluciones cianuradas porque se forma el gas cianhídrico de naturaleza muy tóxica.

Las otras dos opciones son factibles de aplicar, se ha elegido el uso de un antincrustante debido al menor costo que esto representa y a la mayor facilidad en su empleo.

Acción química de un antincrustante

Cuando la concentración de una sal excede su solubilidad, se forman cristales que catalizan la formación de otros cristales que eventualmente alcanzan un tamaño y densidad tales que harán que estos precipiten. Dicha precipitación continuará hasta que los iones restantes que queden en solución estén en su límite de solubilidad.

Los inhibidores de incrustaciones están formados por un gran número de grupos funcionales con carga negativa. Existen tres mecanismos por los cuales estas cargas negativas permiten prevenir la formación de incrustaciones:

- Inhibición
- Modificación del cristal
- Dispersión

- **Inhibición**

Es la capacidad del antincrustante consistente en que una pequeña cantidad del mismo puede interactuar con una gran cantidad de moléculas de la incrustación disminuyendo dicho proceso. Las cargas negativas del inhibidor

son atraídas por los cationes (dureza) presente en los cristales de sales en formación, de esta forma se adhieren al cristal evitando que entre en contacto con otros cristales de su misma condición, reduciendo con ello su velocidad de crecimiento el tiempo suficiente para evitar que precipite.

- **Modificación del cristal**

El inhibidor es adsorbido en los planos superficiales del cristal propio de la incrustación. Esto afecta su estructura, lo cual reduce la velocidad con la que los otros iones son atraídos a su superficie y puede afectar la forma del cristal también.

- **Dispersión**

Es una característica de los inhibidores producto de la presencia de gran cantidad de grupos funcionales con cargas negativas. Esto ayuda a prevenir la formación de incrustaciones al aumentar en el agua el número de cargas que se repelen entre sí, es decir que las uniones inhibidor/cristal se repelerán entre sí.

Esta propiedad es de gran ayuda para el control de los sólidos en suspensión, ya que estos tienden a presentar también cargas negativas, por lo que la presencia de la carga negativa del inhibidor ayudara a mantener las partículas suspendidas separadas entre sí previniendo su sedimentación sobre las membranas.

Los inhibidores también presentan cierto poder secuestrante, ya que su carga negativa atrae a metales con alta carga positiva como el hierro y el

aluminio, lo cual previene su precipitación en el sistema de membranas, pero si la presencia de estos metales fuera alta (lo cual no es el caso) se requeriría de una cantidad adicional de antincrustante para que este pueda cumplir con su función. De no tener este poder secuestrante, al entrar en contacto con estos metales se formaría un compuesto que precipitaría sobre las membranas y que sería muy difícil de limpiar. La dosis del antincrustante es una variable importante.

Dosificación y concentración del antincrustante

El antincrustante empleado es una mezcla de acrilatos de bajo peso molecular y organofosfatos lo que combina la buena dispersión y estabilidad de ambos compuestos.

El antincrustante se emplea en solución acuosa, las concentraciones típicas de antincrustante a utilizar según las especificaciones del fabricante deben ser menores a 8 ppm. La concentración óptima experimental y la mejor dosificación se alcanzaron luego de probar diferentes concentraciones/dosificaciones y su efecto en la operación de la planta, en términos de la presión de alimentación y las estadísticas de lavado de las membranas.

Se emplea una concentración de 4 ppm y un flujo de 165 ml/min como referencia, el cual es inyectado aguas arriba de la bomba de alimentación. Se ha trabajado con flujos mayores de antincrustante (hasta 200 ml/min) sin ningún efecto adverso. No es sugerible trabajar con concentraciones mayores pues se puede exceder la solubilidad del compuesto

inhibidor/catión lo cual resultaría en su precipitación, contradiciendo el objetivo de la inyección del producto.

4.8 Prefiltración

La presencia de sólidos en suspensión representa un gran problema para la operación de una planta de ósmosis inversa. Estos sólidos tienden a agruparse a medida que la solución de alimentación se concentra y con ello a precipitar sobre las membranas con el consiguiente incremento de la presión del sistema y aumento en la frecuencia de limpieza de las membranas y por consiguiente reducir el flujo de agua tratada y la eficiencia de la planta.

El otro potencial problema que pueden causar los sólidos en suspensión es que de llegar a la bomba de alta presión, estos ingresarían con una gran fuerza al sistema de membranas, por lo que pueden ocasionar (dependiendo de su dureza, forma y tamaño) daños mecánicos a las mismas e incluso provocar su ruptura.

A pesar que la solución de alimentación a la planta es previamente filtrada, la presencia de sólidos en suspensión se da, por lo que posteriormente a la inyección del antincrustante y previamente al ingreso de la solución pobre a la bomba de alta presión se cuenta con un sistema de filtros de bolsas o mangas.

El agua a tratar pasa por 2 filtros de bolsas o mangas dispuestos en paralelo, mientras que un tercer filtro permanece en stand by para

reemplazar a cualquiera de los filtros que este en operación en caso se sature producto de los sólidos presentes.

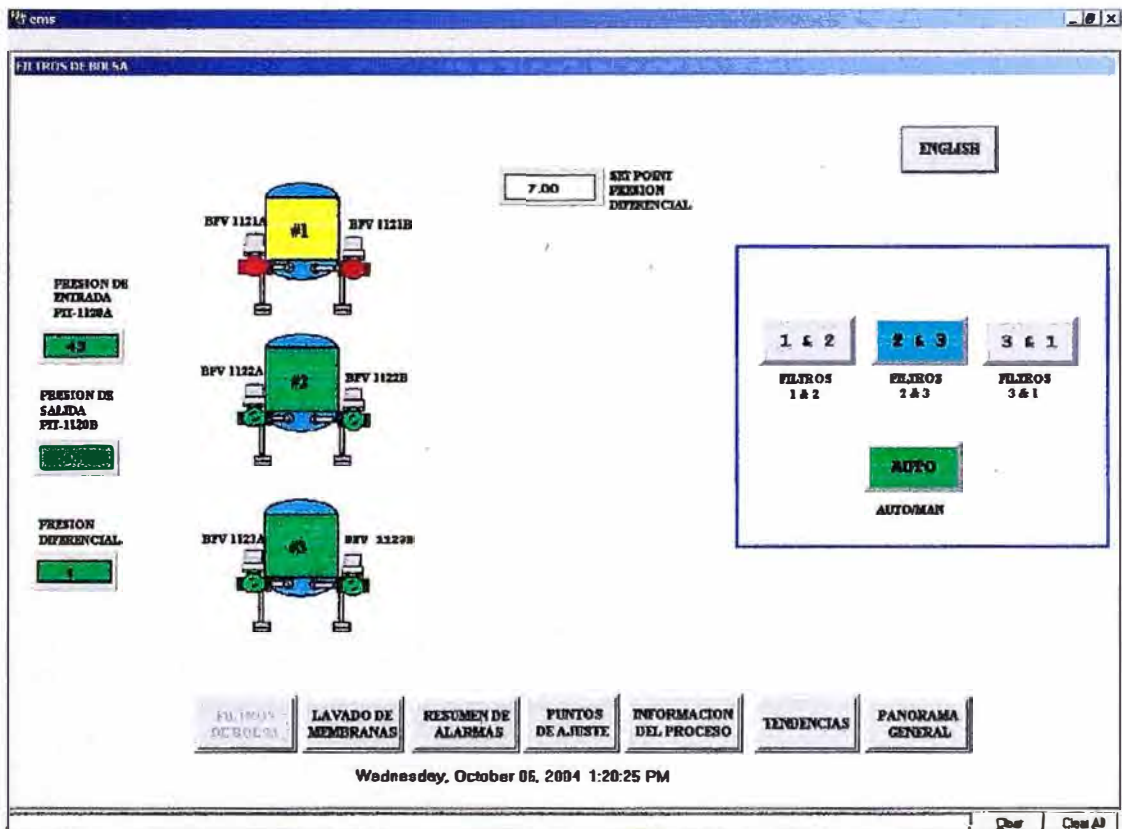


Gráfico 4.6. Operación de los filtros de bolsa.

Es un factor crítico que los filtros sean de un material que sea compatible con la solución a tratar y que sea resistente a los agentes químicos a los que va a estar expuesto, además deben estar bien sellados a la superficie en la que se instalan.

Los filtros progresivamente se saturan producto de la suciedad, aumentando la caída de presión a través de ellos. Si esta caída de presión alcanza un máximo, la planta para por precaución, cuando ello ocurre se procede al

cambio de bolsas y el procedimiento se repite para el otro filtro que estaba en uso, de manera que ambos tengan bolsas nuevas y se reduzca el diferencial de presión a través de ellos.

**V. PRUEBAS EXPERIMENTALES, ESCALAMIENTO Y
CRITERIOS DE DISEÑO PARA UNA PLANTA DE
OSMOSIS INVERSA**

5.1 Criterios de diseño para una planta de ósmosis inversa

El diseño de una planta de ósmosis inversa va a estar en función de varios factores, la recuperación de permeado (definida como la relación de flujo de permeado entre flujo de alimentación) y su calidad, así como los requerimientos de mantenimiento y los instrumentos de control a emplear dependen fundamentalmente de la naturaleza del agua de alimentación.

Del agua de alimentación dependerán los pretratamientos y acondicionamientos necesarios de gran influencia no solo en el diseño de la planta sino también en la economía de la misma. Por ello se debe realizar un análisis exhaustivo de su contenido a nivel de laboratorio, determinando además el potencial de formación de incrustaciones a medida que el agua se concentra en el sistema, el cual influye directamente en la recuperación de permeado y tratamientos a realizar.

Flujo y calidad del permeado

Los dos parámetros a considerar inicialmente son el flujo y la calidad del permeado que se desea obtener, que son esenciales para dimensionar la planta y determinar el número probable de etapas a emplear en primer lugar y para seleccionar el tipo de membrana a utilizar.

Mientras mayor sea la recuperación del sistema, menores serán los flujos tanto de alimentación como de concentrado en relación al flujo de permeado. Esto se refleja en menores costos de energía eléctrica, pretratamiento, etc.

Pero la recuperación del sistema también afecta la calidad del permeado, pues se tendrán sales mas concentradas en los extremos terminales de las membranas y por ende un permeado resultante con una mayor concentración de sales y una mayor probabilidad de formación de incrustaciones en las membranas.

Es este ultimo factor en la aplicación particular del proceso, el que determina la recuperación del sistema, si se tiene en cuenta un adecuado tratamiento previo del agua de alimentación entonces se puede considerar una recuperación del 75% como recomendable y óptima.

Debido a la necesidad de lograr una adecuada turbulencia en las membranas, alcanzar mayores recuperaciones resulta más difícil que solamente reducir el flujo de concentrado.

Una alternativa para lograr una alta recuperación es recircular parte del flujo de concentrado como parte de la alimentación, pero la desventaja es que la calidad del permeado disminuirá sustancialmente y eso atenta con el objetivo del proceso a desarrollar, especialmente cuando el objetivo del mismo es descargar agua tratada al medio ambiente y se tiene normativas muy estrictas al respecto.

La alternativa más viable es utilizar más de una etapa de membranas, el numero de las cuales dependerá del flujo de concentrado disponible. La ventaja de esta opción es que permite obtener mayor cantidad de permeado con los mismos costos operativos.

Pero debido a que las nuevas etapas de membranas estarán expuestas a un agua con un mayor contenido de sales, la calidad del permeado de las etapas subsiguientes disminuirá. Entonces la recuperación máxima del sistema se fija por el potencial de formación de incrustaciones a partir del concentrado. Si se espera la precipitación de algunas sales se debe tener en consideración reactivos antincrustantes que prevengan o retarden su precipitación.

Flujo que cruza las membranas (Cross Flow)

Otro factor de gran importancia que se debe considerar es el flujo que cruza por las membranas (no el que atraviesa las mismas, el permeado) el cual debe ser turbulento para minimizar la formación de incrustaciones y sedimentación de material suspendido ya que permite arrastrar todas esas partículas consigo evitando su precipitación. Este flujo debe ser elevado pero hay que encontrar un valor adecuado del mismo ya que un valor muy alto puede originar una gran caída de presión entre la alimentación y la salida del concentrado lo que origina un mayor requerimiento de presión a la entrada del sistema o un mayor número de membranas por etapas.

Consideraciones para un diseño de planta

Los fabricantes de membranas poseen programas de computación que permiten esquematizar la repartición de las membranas y los housings y de esta forma distribuir los flujos del proceso en base a las características de las mismas.

Sin embargo bajo ciertas consideraciones es posible diagramar una distribución de planta para un sistema de osmosis inversa en forma manual.

Una asunción que se debe considerar por ejemplo es que el flujo de permeado que se obtiene de una membrana en particular no varía significativamente a través de todo el sistema, esto implicaría que la presión osmótica permanece prácticamente constante ante el flujo de agua y que la caída de presión desde el ingreso de la alimentación hasta la salida del concentrado es despreciable lo cual no es real. Aun así, el siguiente es el procedimiento de cómo diseñar un sistema de osmosis inversa en forma manual y practica.

El primer paso es fijar el flujo de permeado deseado y la recuperación a obtener.

Si F_p = flujo de permeado
 F_a = flujo de alimentación
 R = recuperación

$$R = F_p / F_a$$

A continuación se debe determinar el flujo de permeado que pasa por cada elemento o membrana, para ello se puede partir de dos parámetros proporcionados por el fabricante de las membranas: Presión Neta a la entrada del sistema (NDP: Net driving pressure) o el flux de permeado.

La NDP se define como la presión disponible para producir permeado, es un estimado de la presión que soportan las membranas de forma que puedan producir el permeado.

El flux de permeado es el flujo por día por unidad de área de las membranas, generalmente se expresa en gal/ft²xdia (GFD), depende de la presencia de sólidos en suspensión en el agua. Es recomendable usar los siguientes valores:

25 GFD: Cuando prácticamente no existen sólidos en suspensión en el agua.

16 – 18 GFD: Cuando existe una mínima concentración de sólidos en suspensión.

12 – 14 GFD: Presencia de alta concentración de materiales en suspensión.

10 – 12 GFD: Para efluentes agresivos, con alto contenido de materiales disueltos y en suspensión, típicos de efluentes mineros.

Estos dos parámetros dan lugar a dos ecuaciones para hallar el flujo de permeado que pasa por cada elemento o membrana:

Flujo permeado por cada membrana = flux permeado x área de la membrana

$$= \frac{\text{NDP} \times \text{Flujo de permeado diseño}}{\text{Presión de diseño}}$$

Se calcula después el número de membranas requeridas y el número de housings necesarios:

$$\text{Numero de membranas} = \frac{\text{Flujo de permeado deseado}}{\text{Flujo permeado por cada membrana}}$$

$$\text{Numero de Housings} = \text{Numero de membranas/membranas por housing}$$

Luego se debe establecer el flujo mínimo de concentrado para una membrana, a partir de la relación entre el flujo de concentrado obtenido de una membrana versus el permeado resultante de la misma. Un mayor ratio implica un efecto negativo en la recuperación. Se utilizan generalmente ratios de 4:1 a 9:1, entonces:

$$\begin{aligned} &\text{Flujo mínimo de concentrado para una membrana} \\ &= \text{Flujo permeado por cada membrana} \times \text{ratio mínimo} \\ &\text{concentrado/permeado} \end{aligned}$$

También se puede calcular:

$$\begin{aligned} &\text{Flujo de permeado de cada housing} \\ &= \text{Flujo permeado por cada membrana} \times \text{membranas por housing} \end{aligned}$$

El flujo de concentrado total obtenido del proceso se obtiene de:

$$\text{Flujo de Concentrado Total} = \text{Flujo de permeado/recuperación} - \text{Flujo de permeado}$$

A continuación se puede calcular el número de housings de la última etapa dividiendo el flujo de concentrado total del sistema entre el flujo mínimo de concentrado para una membrana. Seguidamente se determina el flujo de

alimentación de dicha etapa como el flujo de permeado mas concentrado salen de la misma. Sobre la base de esto se determina el número de housings de las etapas anteriores hasta completar el número de housings establecidos inicialmente.

De sobrar algún housing se tienen dos alternativas, la primera es dejar el sistema tal cual se le tiene e incrementar tentativamente el flujo de permeado con el consiguiente aumento de presión o agregar el o los housings restantes a aquella etapa en la que tenga un menor efecto sobre la caída de presión del sistema y en el flujo de concentrado.

Presión requerida para la operación:

También es posible determinar la presión requerida para la operación, para esto se requieren conocer las siguientes variables:

- **Factor de corrección por temperatura**

El flujo de permeado es directamente proporcional a la temperatura. Ver tabla con factores de corrección por temperatura (Apéndice 1)

- **Factor de ajuste por ensuciamiento**

Este factor se emplea para garantizar una presión extra a la entrada de modo que compense disminuciones en el flujo de permeado normales producto del ensuciamiento de las membranas. Los valores de este factor se encuentran entre 0 y 1.

- **Presión osmótica promedio de la solución**

Es una función directa de la concentración de sólidos disueltos totales presentes (TDS), tanto sales como compuestos orgánicos. Para determinar el TDS se pueden emplear gran variedad de instrumentos de campo y análisis de laboratorio. Como el TDS aumenta a medida que el agua de alimentación es concentrada por el sistema, la presión osmótica también lo hace. La presión osmótica promedio se puede estimar calculando la semi suma de los valores de TDS de la alimentación y el concentrado y multiplicando dicho valor por 0.01 psig/ppm para la gran mayoría de aplicaciones.

- **Diferencial de presión hidráulica a través de las membranas**

A medida que el agua de alimentación atraviesa las membranas, hay una caída de presión debido a la turbulencia del fluido, es decir que una membrana al inicio del housing experimenta una mayor presión que otra membrana en el otro extremo de este.

Para estimar este diferencial se procede primero a calcular la semi suma del flujo de alimentación del housing y el concentrado que se obtiene de él. Los fabricantes proporcionan tablas y gráficos (Ver Apéndice 2) con los que se determina la presión diferencial de la membrana, valor que luego se multiplica por el número de elementos que contiene el housing y así se obtiene aproximadamente la presión diferencial para todo el housing.

- **Presión del permeado**

Dado que el permeado resultante del sistema va a ser llevado a un tanque o a otro dispositivo probablemente a una cierta distancia, la presión del permeado se convierte en una contra presión para el sistema, restándole presión al valor inicial de la misma.

Con todos estos valores se calcula entonces la presión de alimentación del proceso:

$$\text{Presión de alimentación} = \text{psi}_{\text{prm}} + \text{psid}/2 + \text{psi}_{\text{osm}} +$$

Flujo permeado de membrana x psi diseño*

Flujo permeado de membrana por diseño x factor de ensuciamiento x TCF

Donde:

psi_{prm} es la presión del permeado

Flujo permeado de membrana por diseño es el flujo de permeado de la membrana probada por el fabricante.

psid es el diferencial de presión hidráulica del sistema.

psi_{osm} es la presión osmótica promedio del sistema.

TCF es el factor de corrección por temperatura.

La presión de diseño del fabricante esta basada en probar las membranas con una solución que contiene cierta cantidad de cloruro de sodio, entonces para compensar esta presión osmótica incluida en la presión de diseño, si el fabricante empleo una solución de 2000 ppm de cloruro de sodio, se debe

restar 20 psig de la presión de diseño, si la solución fue de 1500 ppm, restar únicamente 15 psig y si la concentración fuese 1000 ppm, restar 10 psig.

5.2 Pruebas a nivel de banco y pruebas piloto

Pruebas a nivel de laboratorio

Esta prueba permite identificar como se comportan diferentes tipos de membranas ante diferentes clases de agua a procesar, en términos de parámetros de operación y rechazo de contaminantes específicos.

Es una muy buena guía para la correcta selección de membranas y una herramienta de gran utilidad para determinar si la calidad del permeado deseada se puede obtener en la práctica.

Las pruebas a nivel de laboratorio no se emplean directamente para el diseño de la planta pues únicamente implican el estudio de un solo elemento o membrana. Para poder establecer condiciones de operación para una planta real, se debe usar una planta piloto que reproduzca las características hidráulicas y mecánicas de la planta pero en pequeña escala.

Sin embargo, en una prueba a nivel de laboratorio, se puede utilizar una línea de recirculación de la solución concentrada hacia la solución de alimentación para simular la solución de ingreso a uno de los últimos elementos o membranas del sistema, ya que tendrá un mayor contenido de contaminantes, de esta forma se pueden alcanzar mayores recuperaciones,

lo cual a su vez permite observar y prevenir la precipitación de sales en los últimos elementos del proceso.

Adicionalmente, a medida que la solución de alimentación se torna más y más concentrada su presión osmótica se incrementa, esta prueba ayuda a determinar las presiones de alimentación requeridas para producir el flujo de permeado deseado al porcentaje de recuperación fijado.

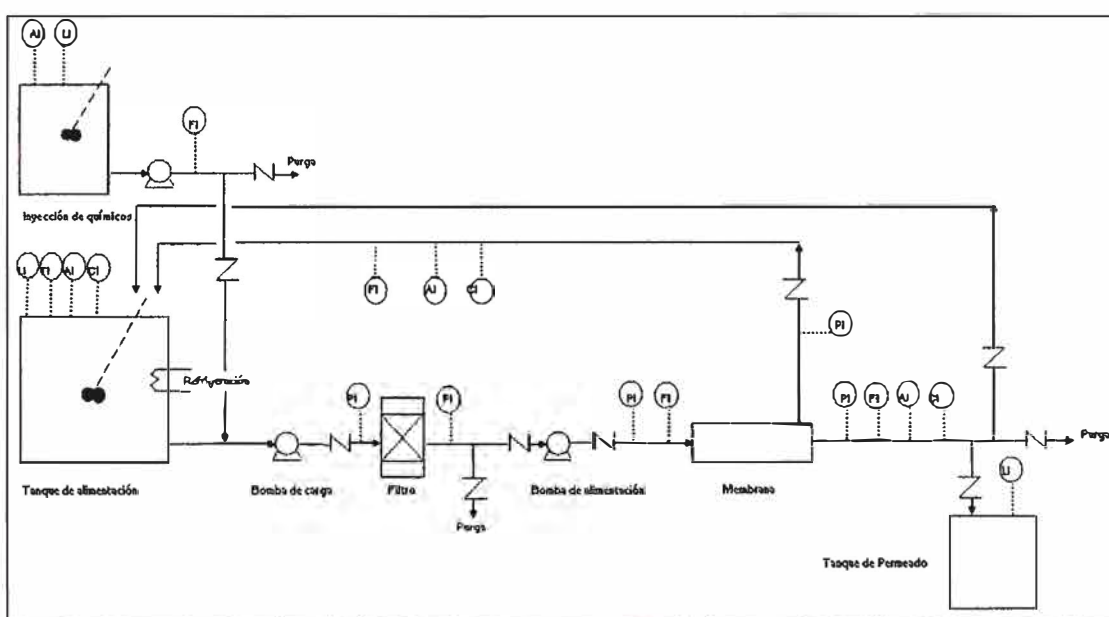


Gráfico 5.1. P & ID de una unidad de pruebas a nivel laboratorio

Pruebas a nivel piloto

Una planta piloto es una representación en pequeña escala de un sistema de tratamiento vía ósmosis inversa pero empleando membranas más pequeñas, la planta piloto tiene las mismas condiciones de operación, incluyendo la presión de alimentación, número de etapas y condiciones de pre tratamiento que la planta a gran escala.

El diseño completo de la planta se puede obtener a partir de los resultados de la planta piloto, así mismo este pilotaje determina si el proceso seleccionado es o no el apropiado para la fuente de agua a tratar.

Al operar la planta piloto se obtiene información muy útil para entender las características del proceso y de la operación y de los problemas que pueden presentarse, tal como la frecuencia de limpieza de las membranas y determinar si los flujos y especificaciones del concentrado y permeado se pueden obtener.

Adicionalmente, el pilotaje es la mejor herramienta para evaluar el desempeño del proceso de pretratamiento y determinar si un post tratamiento del agua es requerido, también es útil para estimar costos de operación tales como consumo de energía y de reactivos químicos.

Para que los resultados del pilotaje sean validos y conduzcan a conclusiones válidas, toda la data obtenida debe ser normalizada.

5.3 Diseño de las pruebas experimentales, corridas de prueba a nivel de laboratorio y escalamiento para el diseño de un sistema de ósmosis inversa

El método científico disgrega toda investigación en 4 premisas:

- Planteamiento del problema
- Hipótesis
- Desarrollo o planteamiento
- Conclusiones

El objetivo del presente estudio es en base al “problema” de clarificar la solución de un proceso típico de Merrill Crowe y hacerla apta para su descarga al medio ambiente, plantear la hipótesis de un proceso de ósmosis inversa efectivo para lograrlo y para ello, demostrarlo mediante pruebas experimentales.

Los criterios y pasos a seguir fueron los siguientes:

- ✓ Caracterizar la solución barren del proceso Merrill Crowe.
- ✓ Definir el objetivo del tratamiento y factibilidad de la aplicación de la tecnología de membranas, seleccionar el tipo de membrana.
- ✓ De ser factible la tecnología, estudiar la necesidad de pre tratamientos o acondicionamiento de la solución barren antes de pasar por las membranas.
- ✓ Diseñar las pruebas experimentales: función objetivo de las pruebas, variables, parámetros a controlar y recopilación de datos experimentales
- ✓ Correr las pruebas y hallar las condiciones óptimas de operación.
- ✓ Hacer el escalamiento a nivel de planta para el sistema de ósmosis inversa.

Caracterización de una solución barren del proceso Merrill Crowe

- Bajo contenido de sólidos en suspensión TSS (debido a que ha sido clarificada previamente).
- Contenido de sólidos disueltos totales del orden de 1000 ppm.
- pH básico entre 9.5 y 10.0
- Alto contenido de metales pesados multivalentes disueltos.

- Muy bajo contenido de material orgánico.
- Contenido de cianuro (usualmente menor a 40 ppm)
- Alto contenido de calcio (por la adición de cal) que puede originar saturación y precipitación de carbonatos al concentrar la solución en las membranas. (LSI > 0).

Objetivos del tratamiento, factibilidad de la tecnología de membranas y selección del tipo de membrana a emplear

El objetivo del tratamiento es obtener a partir de la solución barren:

- Una solución tratada o permeada sin contaminantes y que cumpla con todos los límites permisibles para poder ser descargada de forma segura al medio ambiente.
- Una solución concentrada de menor volumen que la anterior, que tenga todo el contenido de metales valiosos y no valiosos así como el cianuro concentrados para su reingreso en el proceso productivo, permitiendo un ahorro de cianuro y optimizando la eficiencia de la recuperación de metales valiosos.

Dado que el proceso busca remover todos los contaminantes del agua y no separar los componentes en el agua por su valencia y peso molecular, la membrana a emplear es de osmosis inversa que solo deja pasar o permear agua limpia.

Pretratamiento o acondicionamiento de la solución pobre o barren

La solución tiene bajo contenido de sólidos en suspensión, a pesar de ello se filtrara la solución barren previo a su ingreso a las membranas como una protección adicional. La solución barren a emplear en las pruebas banco se pasara por un filtro de cartucho.

El bajo contenido de compuestos orgánicos no requiere del uso de biocidas en la solución barren para evitar que estos se adhieran a las membranas. La adición de cloro al permeado producido permitirá controlar los niveles de orgánico al mínimo.

La solución barren se va a saturar a su paso por las membranas producto de los carbonatos presentes, limitando la recuperación del sistema (porcentaje de permeado producido), aumentando la frecuencia de lavado (específicamente lavado de pH bajo para remoción de carbonatos) y con ello disminuyendo la vida útil de las membranas.

Es necesario el uso de un antincrustante de carbonato de calcio para revertir los problemas antes expuestos. Se debe incluir un antincrustante para las pruebas banco y se debe determinar experimentalmente la dosis óptima para una correcta operación del proceso como parte de las pruebas.

Diseño de las pruebas banco y procedimiento experimental

- **Objetivo**

El objetivo de las pruebas va a ser maximizar la producción de permeado o solución tratada (maximizar la recuperación) del sistema para ser descargada al medio ambiente.

- **Variables a recopilar**

- ✓ Adición de antincrustante: Se recomienda usar menos de 8 a 10 ppm. Se probará dosificando 2, 4, 6, 8 y 10 ppm.
- ✓ Volumen de solución de alimentación
- ✓ Flujo de permeado
- ✓ Presión de alimentación
- ✓ Temperatura de la alimentación.
- ✓ ORP, TDS y pH de alimentación y permeado.

- **Parámetros a controlar**

Cada prueba se hará a una distinta concentración de antincrustante.

El volumen de solución de alimentación será constante.

Se fijarán el flujo de permeado (a intervalos) y temperatura de alimentación.

El efecto en la presión del sistema, ORP, TDS y pH permitirán monitorear el proceso y determinar la dosis óptima de antincrustante y las variables de operación que permitirán escalar los resultados banco a nivel planta.

- **Procedimiento experimental**

Las pruebas se van a desarrollar de la siguiente manera:

- 1) Hidratar la membrana de ósmosis inversa haciendo circular agua desionizada a través de ella a una presión de entrada de 100 psi por espacio de una hora, recircular la solución concentrada y permeada al tanque de alimentación.
- 2) Preparar 10 litros de una solución de NaCl en agua desionizada, tal que de un contenido de sólidos disueltos totales aproximadamente igual a 1500 ppm.
- 3) Recircular dicha solución por la membrana de ósmosis inversa y regular la válvula de concentrado hasta obtener un flujo de permeado de 120 ml/min. Registrar la temperatura (de preferencia usar 20°C a lo largo de todas las pruebas) y el contenido de sólidos disueltos totales en la corriente de permeado. Preservar la solución de NaCl.
- 4) Calcular el porcentaje de rechazo de NaCl de la membrana:
- 5) $\% \text{ Rechazo} = \text{TDS permeado} / \text{TDS alimentación} \times 100$
- 6) Si el rechazo es mayor al 97% la membrana se encuentra en buenas condiciones, caso contrario cambiar la membrana y repetir los pasos anteriores.
- 7) Repetir los siguientes pasos a las concentraciones de antincrustante 2, 4, 6, 8 y 10 ppm.
- 8) Medir 20 litros de solución de alimentación
- 9) Filtrar la solución de alimentación a través de un filtro de cartucho de 1 micrón.
- 10) Adicionar la cantidad de antincrustante requerida.
- 11) Mezclar adecuadamente

- 12) Fijar la temperatura del tanque de alimentación a 20°C y mantener dicha temperatura constante regulando el flujo de agua circulante por un intercambiador de calor inmerso en el tanque de alimentación.
- 13) Iniciar a recircular la solución de alimentación a través de la membrana de ósmosis inversa.
- 14) Regular el flujo de permeado mediante la válvula de concentrado hasta obtener 100 - 120 ml/min.
- 15) Una vez alcanzado el flujo de permeado deseado, comenzar a recolectar el permeado en un recipiente aparte cuyo volumen se encuentre graduado (puede ser una probeta) y continuar recirculando el concentrado al tanque de alimentación.
- 16) Mantener el flujo de permeado y la temperatura constantes.
- 17) Registrar las condiciones operativas iniciales: presión de alimentación y el pH y TDS en el tanque de alimentación y en el permeado obtenido.
- 18) Cuando se mida un litro de permeado obtenido (5% de recuperación) registrar todas las condiciones del proceso mencionadas.
- 19) Al llegar al 50% de recuperación reducir el flujo de permeado a 70 - 80 ml/min.
- 20) Continuar la prueba hasta alcanzar máxima recuperación posible (por seguridad 90%).
- 21) Detener la prueba y recopilar muestras de la solución del tanque de alimentación y el composito del permeado para su posterior análisis.
- 22) Recircular agua desionizada por la membrana.
- 23) Utilizar la solución de NaCl anteriormente preparada para calcular el % de rechazo.

Si en algún momento de la operación el flujo de permeado cae por debajo de 50 ml/min y para elevarlo a 80 ml/min la presión sobre pasa los 700 psi, la membrana se encuentra saturada.

1. Detener la operación, drenar la solución de proceso y enjuagar la membrana con agua desionizada. Realizar la prueba de rechazo de NaCl. Si este valor ha disminuido significativamente, la membrana se ha saturado.
2. Recircular el detergente adecuado por 30 minutos a 40°C.
3. Enjuagar con agua desionizada y volver a efectuar la prueba de rechazo de NaCl hasta restaurar el valor inicial.

A continuación se muestran los resultados experimentales de las pruebas desarrolladas:

Tabla 5.1. Resultados Experimentales – Prueba No 1

Cuarta de prueba No.1

Dosificación de antirrustante: 2 mg/l (2 ppm)

Volumen de la solución de alimentación: 20 litros

Rechazo de NaCl por la membrana de RO: TDS Solución de NaCl preparada: 1680 mg/litro (ppm)

Inicio:	Flujo :	120 ml/min	T ϕ :	20	TDS permeado :	20 ppm	% Rechazo :	98.80%
Final:	Flujo :	120 ml/min	T ϕ :	20	TDS permeado :	486 ppm	% Rechazo :	71.10%
Luego Lavado	Flujo :	120 ml/min	T ϕ :	20	TDS permeado :	21 ppm	% Rechazo :	98.80%

Solución de Alimentación					Solución Permeada				
Volumen (L)	T ϕ	pH	TDS (ppm)	Presión (psil)	Flujo (ml/min)	Volumen (L)	% Recuperación	pH	TDS (ppm)
20	20	9.73	1093	180	120	0	0	9.40	22
19	20	9.73	1096	180	118	1	5	9.39	20
18	20	9.71	1096	180	120	2	10	9.39	21
17	20	9.73	1120	190	120	3	15	9.39	21
16	21	9.74	1140	200	120	4	20	9.40	21
15	20	9.74	1156	210	120	5	25	9.40	24
14	20	9.76	1200	240	112	6	30	9.39	24
13	20	9.76	1282	320	108	7	35	9.39	26
12	20	9.76	1260	460	80	8	40	9.50	28
11	20	9.78	1258	520	74	9	45	9.56	29
10	20	9.78	1250	560	72	10	50	9.58	29
9	20	9.78	1252	600	60	11	55	9.53	30

Comentarios

Saturación de las membranas por presencia de carbonatos: Se procedió a enjuagar con agua desionizada y el % rechazo de NaCl ha disminuido notablemente. Lavado de membrana con solución ácida pH = 2.0 por 30 minutos, enjuague con agua desionizada y el % rechazo de NaCl se restaura.

Conclusión

Adición insuficiente de antirrustante ocasiona la saturación de membranas producto de presencia de carbonatos de calcio precipitando por la concentración de la solución a su paso por el sistema.

Tabla 5.2. Resultados Experimentales – Prueba No 2

Sección de muestra No. 2

Concentración de antirincrustante: 4 mg/L (4 ppm)

Volumen de la solución de alimentación: 20 litros

Rechazo de NaCl por la membrana de RO: TDS Solución de NaCl preparada: 1680 mg/litro (ppm)

Inicio:	Flujo =	120 ml/min	T O =	20	TDS permeado =	21 ppm	% Rechazo =	98.80%
Final:	Flujo =	120 ml/min	T O =	20	TDS permeado =	28 ppm	% Rechazo =	98.40%
Luego Lavado:	Flujo =	120 ml/min	T O =	20	TDS permeado =	21 ppm	% Rechazo =	98.80%

Solución de Alimentación					Solución Permeada				
Volumen (l)	T O	pH	TDS (ppm)	Presión (psi)	Flujo (ml/min)	Volumen (l)	% Recuperación	pH	TDS (ppm)
20	20	9.72	1102	180	120	0	0	9.32	38
19	20	9.73	1104	180	120	1	5	9.32	20
18	20	9.74	1036	130	116	2	10	9.32	22
17	20	9.74	1102	130	120	2	15	9.32	22
16	20	9.75	1116	200	118	4	20	9.32	26
15	20	9.76	1126	220	120	5	25	9.32	30
14	21	9.77	1184	220	120	6	30	9.33	39
13	21	9.78	1230	240	120	7	35	9.34	46
12	20	9.80	1462	260	116	8	40	9.35	53
11	20	9.80	1570	300	120	9	45	9.35	55
10	22	9.81	1918	330	80	10	50	9.36	58
9	21	9.82	2119	340	82	11	55	9.37	60
8	21	9.82	2511	340	82	12	60	9.37	62
7	20	9.82	2874	330	80	13	65	9.37	74
6	20	9.83	3024	330	80	14	70	9.37	74
5	20	9.84	3260	340	80	15	75	9.37	80
4	20	9.84	3415	360	76	16	80	9.38	86
3	20	9.85	3521	420	56	17	85	9.38	90

Comentarios

Muy ligera presencia de carbonatos saturados en la membrana. Se procedió a enjuagar con agua desionizada y el % rechazo de NaCl ha disminuido muy acentuadamente. Se realizó por rutinas un lavado de membranas con solución ácida pH = 2.0 por 30 minutos, enjuague con agua desionizada y el % rechazo de NaCl se restituye por completo.

Conclusión

La adición de antirincrustante mejoró notablemente el proceso y la recuperación de permeado hasta un 85% sin que los carbonatos presentaran algún problema por la operación. Las siguientes pruebas servirán para optimizar la adición de anti-rincrustante y evitar la saturación de las membranas por una adición excesiva de dicho reactivo.

Tabla 5.3. Resultados Experimentales – Prueba No 3

Carrera de prueba No.3

Dosificación de antirretrovirante: 6 mg/L (6 ppm)

Volumen de la solución de alimentación: 20 litros

Rechazo de NaCl en la membrana de RO: TDS Solución de NaCl preparada: 1126 mg/litro (ppm)

Inicio:	Flujo = 120 ml/min	T O = 20	TDS permeado = 21 ppm	% Rechazo = 98.80%
Final:	Flujo = 120 ml/min	T O = 20	TDS permeado = 26 ppm	% Rechazo = 98.50%
Luego Lavado	Flujo = 120 ml/min	T O = 20	TDS permeado = 20 ppm	% Rechazo = 98.10%

Solución de Alimentación				Solución Permeada					
Volumen (L)	T O	pH	TDS (ppm)	Presión (psi)	Flujo (ml/min)	Volumen (L)	% Recuperación	pH	TDS (ppm)
20	20	9.76	1150	175	188	0	0	9.33	20
19	20	9.74	1170	180	120	1	5	9.33	20
18	20	9.76	1215	180	121	2	10	9.33	22
17	20	9.76	1204	180	120	3	15	9.34	23
16	20	9.76	1250	185	125	4	20	9.34	24
15	22	9.77	1306	195	120	5	25	9.36	26
14	23	9.77	1337	205	120	6	30	9.36	26
13	23	9.76	1461	220	188	7	35	9.37	30
12	22	9.80	1519	230	120	8	40	9.37	30
11	22	9.80	1740	260	120	9	45	9.37	36
10	21	9.81	2002	230	80	10	50	9.39	44
9	20	9.82	2206	315	74	11	55	9.36	51
8	20	9.83	2413	420	80	12	60	9.38	60
7	20	9.83	2660	325	80	13	65	9.37	72
6	20	9.83	2932	330	60	14	70	9.36	78
5	20	9.84	3211	330	78	15	75	9.39	80
4	20	9.85	3423	345	65	16	80	9.40	84
3	20	9.86	3560	330	54	17	85	9.40	80

Comentarios

Muy ligera presencia de carbonatos adheridos en la membrana; Se procedió a enjuagar con agua deionizada y el %rechazo de NaCl ha disminuido muy escasamente. Se realizó por rutina el lavado de membrana con solución ácida pH a 2.0 por 50 minutos, enjuague con agua deionizada y el %rechazo de NaCl se restaura por completo.

Conclusión

La solución de antirretrovirante mejora considerablemente el proceso y la recuperación de permeado hasta un 85% sin que los carbonatos presentaran algún problema para la operación. Los resultados son muy similares al caso anterior salvo por la presión máxima que alcanza la alimentación, que es 30 psi menor que para el caso anterior.

Tabla 5.4. Resultados Experimentales – Prueba No 4

Corrida de prueba No.4						
Dosisificación de antincrustante: 3 mg/L (3 ppm)						
Volumen de la solución de alimentación: 20 litros						
<u>Rechazo de NaCl por la membrana de RO</u>			TDS Solución de NaCl preparada:		1726 mg/litro (ppm)	
Inicio:	Flujo =	120 ml/min	T ϕ =	20	TDS permeado	23 ppm % Rechazo: 98.70%
Final:	Flujo =	120 ml/min	T ϕ =	20	TDS permeado	48 ppm % Rechazo: 98.40%
Luego lavado	Flujo =	120 ml/min	T ϕ =	20	TDS permeado	23 ppm % Rechazo: 98.70%

Solución de Alimentación				Solución Permeada					
Volumen (L)	T ϕ	pH	TDS (ppm)	Presión (psi)	Flujo (ml/min)	Volumen (L)	% Recuperación	pH	TDS (ppm)
20	20	9.73	1182	180	116	0	0	9.38	22
19	20	9.73	1170	185	120	1	5	9.37	22
18	21	9.74	1193	185	120	2	10	9.37	23
17	20	9.75	1215	185	122	3	15	9.38	24
16	20	9.75	1356	185	126	4	20	9.39	25
15	20	9.77	1363	200	120	5	25	9.39	26
14	20	9.78	1421	200	120	6	30	9.39	27
13	22	9.77	1501	210	118	7	35	9.39	30
12	21	9.79	1672	220	120	8	40	9.40	36
11	21	9.79	1821	230	120	9	45	9.40	42
10	20	9.81	2396	260	90	10	50	9.41	49
9	20	9.83	2703	270	78	11	55	9.42	53
8	20	9.83	2937	310	80	12	60	9.42	56
7	20	9.83	3216	345	72	13	65	9.42	66
6	20	9.84	3488	400	68	14	70	9.42	73
5	20	9.84	3710	460	58	15	75	9.43	84

Comentarios:

Evidencia de saturación en la membrana de RO: Se procedió a enjuagar con agua desionizada y el % rechazo de NaCl ha disminuido. Se realizó por rutina un lavado de membrana con solución acida pH = 2.0 por 30 minutos, enjuague con agua desionizada y el % rechazo de NaCl se restaura por completo.

Conclusion:

La adición de antincrustante ha sido excesiva y contraproducente para el proceso para la operación.
 La adición de antincrustante optima es 4 ppm, no es necesario probar una dosificación de 10 ppm.

Análisis de los resultados experimentales

Las conclusiones que se obtuvieron de las pruebas a nivel de laboratorio son las siguientes:

- **Recuperación de permeado**

Es posible lograr una recuperación de permeado de hasta 85 % a partir del flujo de alimentación de una solución barren del proceso Merrill Crowe a una planta de RO.

A fin de garantizar una mayor vida operativa a las membranas, reducir la frecuencia de lavado y garantizar una optima calidad del permeado producido, el porcentaje de recuperación de operación será entre 70 y 75%.

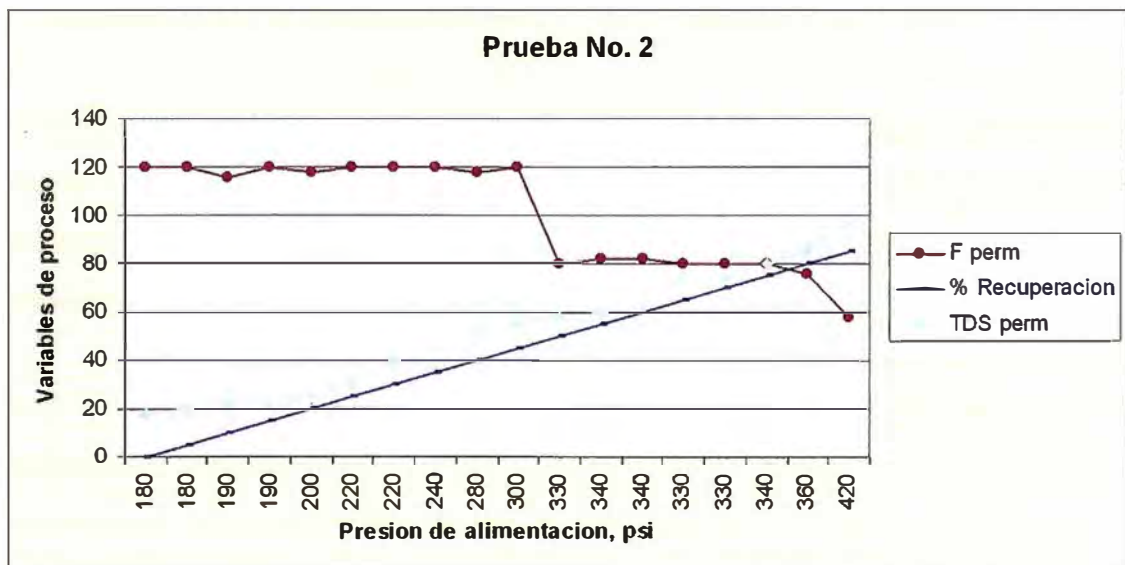


Gráfico 5.2. Comportamiento de las variables de proceso con la presión de alimentación del sistema – Prueba No. 2

Las pruebas 2 y 3 fueron la que arrojaron mejores resultados, debido a la adecuada dosificación de antincrustante que permitió alcanzar recuperaciones de permeado mayores.

En la prueba numero 2 y 3 también se observa que por encima del 75% de recuperación comienza el decaimiento en la performance de las membranas producto de la presencia del carbonato de calcio que precipita en el sistema.

Se presentan entonces 2 alternativas para el diseño dependiendo de cual es el criterio y objetivo de la planta:

Si el objetivo es minimizar el concentrado a producir, se puede recurrir a una segunda planta de ósmosis inversa de menor tamaño que trate exclusivamente el concentrado producido por la primera unidad de ósmosis inversa. Previamente se requerirá ablandar el concentrado producido por intercambio iónico o precipitación entre otros métodos disponibles.

Si es aceptable descargar como agua tratada el 75% del agua alimentada a planta y reutilizar el concentrado al proceso es una alternativa viable, una unidad de ósmosis inversa será suficiente para cumplir con los requerimientos del tratamiento a plantear.

Esta segunda alternativa es la que se considero para el diseño de la planta de ósmosis inversa.

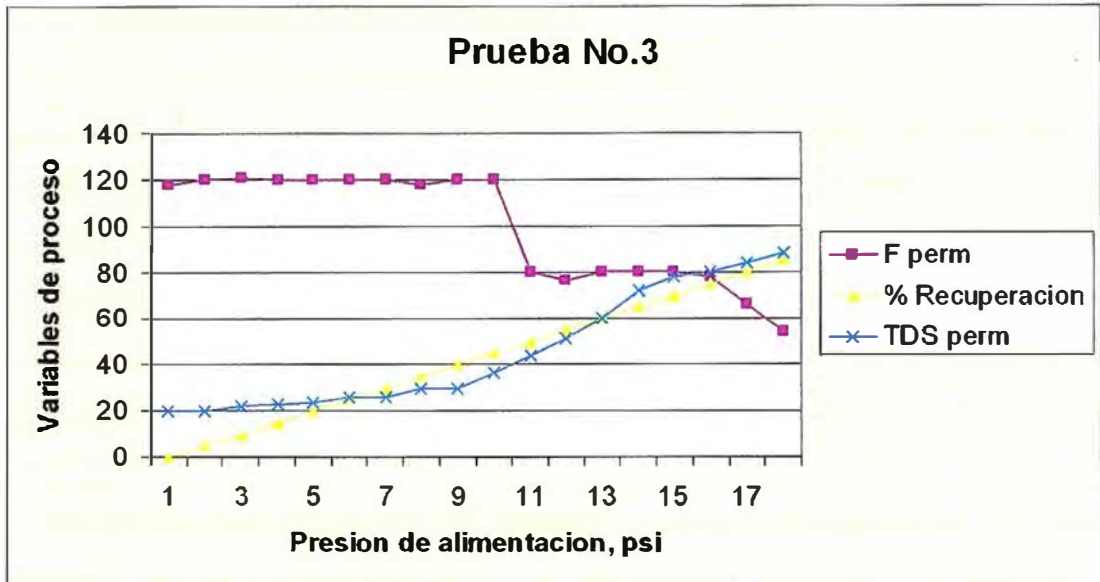


Gráfico 5.3: Comportamiento de las variables de proceso con la presión del sistema – Prueba No. 3

- **Análisis químicos de las soluciones resultantes**

El análisis químico de la alimentación a la unidad de laboratorio de ósmosis inversa y a las corrientes de permeado y concentrado producidas determina si la separación planteada es posible y cual es la distribución y porcentaje en que elementos y compuestos químicos son separados por la membrana de ósmosis inversa.

Este análisis es el que determina en definitiva la factibilidad del proceso. Los análisis de permeado y concentrado para esta prueba determinaron que efectivamente la membrana de ósmosis inversa fue capaz de remover todos los contaminantes que se deseaban remover de la solución barren del proceso Merrill Crowe.

- **Dosificación de antincrustante**

La dosificación óptima de antincrustante será 4 mg/litro de solución de alimentación que fue la dosis empleada en la prueba numero 2. Es seguro dosificar hasta 6 ppm de antincrustante según se hizo en la prueba 3, menos de 2ppm o más de 6 ppm causarían incrementos de presión pronunciados y pronta saturación de las membranas producto de su saturación por carbonatos o por carbonatos más antincrustante respectivamente.

El efecto de las diferentes concentraciones de antincrustante se puede apreciar en la grafica siguiente; en la prueba numero 1 la adición de antincrustante es insuficiente para prevenir la precipitación de carbonatos, ello se refleja en la pronta saturación de la membrana, bajo porcentaje de recuperación y elevadas presiones de operación.

La saturación de las membranas por efecto de los carbonatos y el antincrustante mismo muchas veces no es considerada o muy tomada en cuenta, lo interesante de las pruebas a nivel banco es que permiten determinar el punto en el cual se presenta. En la prueba numero 4 se aprecia el incremento de presión producto de la saturación de la membrana.

Esta saturación no es tan marcada como en la primera prueba y permite seguir operando la planta aunque a presiones más altas (mayor costo de energía) con un mayor periodo de lavados y consumo de reactivos lo que le resta eficiencia al proceso.

La elección de 4 ppm y no 6 ppm de antincrustante es básicamente porque la diferencia en la performance de las membranas no es muy significativa y el costo de reactivo sería menor.

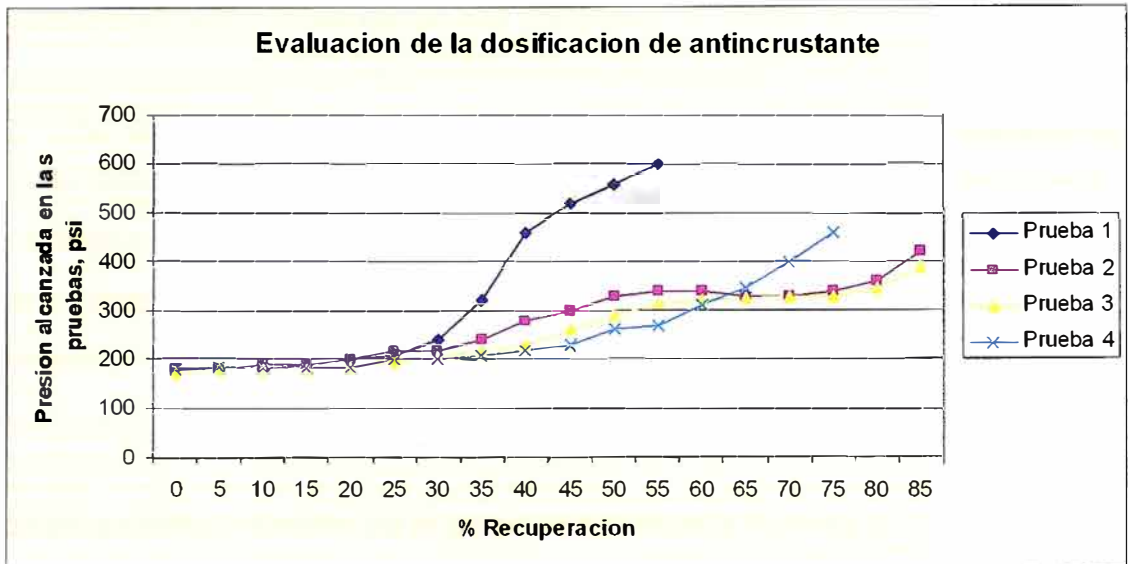


Gráfico 5.4. Comparación de la performance del antincrustante a diferentes dosificaciones

- **Sistema de lavado**

El lavado a desarrollarse mas frecuentemente será aquel con detergente ácido, el detergente básico se empleara a medida que la turbidez de la solución de entrada presente valores más altos de los normales o por un contenido de metales pesados mayor al esperado. El detergente neutro será una contingencia en caso haya un contenido anormal de sulfatos presentes en solución.

Con una recuperación de 75% la frecuencia de lavados se puede estimar en 1 lavado ácido cada semana y un lavado básico cada 3 semanas. El cronograma de lavado real se determinara por la operación en planta.

- **Condiciones de operación**

La presión normal de operación fluctuara entre 200 y 400 psi que deben ser suministrados por la bomba de alta presión.

El 75% de recuperación se puede alcanzar con 2 etapas de membranas (cada etapa permite alimentar con un 50% del flujo de alimentación recibido a la siguiente etapa), a fin de darle mayor contingencia al diseño se incluirá una tercera etapa, la cual debe reducir aún más el periodo de lavados del sistema.

Escalamiento y diseño de la planta de ósmosis inversa

Se hará el diseño en base a un 70% de recuperación mínimo y que permitirá alcanzar un 85% de recuperación máximo de permeado con respecto al flujo de ingreso a planta.

Se utilizara membranas de ósmosis inversa de tamaño comercial para maximizar el área de contacto. El flujo de alimentación que estas membranas tratan esta en el rango de 40 a 50 gpm por grupo de 6 elementos es decir entre 9 y 11 m³/hora por tubo de alta presión de 6 membranas o housing.

Eso sugiere que la primera etapa del proceso puede tener entre 32 y 40 tubos de alta presión de 6 membranas cada uno o sea entre 32 y 40 housings

La determinación de cuantos housings se emplearan depende del flux que atraviesa cada unidad y que debe estar entre los 10 y 12 GFD (galones por pie cuadrado por día) para evitar tener problemas causados por la precipitación de elementos sobre la superficie de la membrana ante una solución de la naturaleza como la que se va a tratar.

Para ello se utiliza el software de los fabricantes de los elementos o membranas para poder simular el desarrollo del proceso. El arreglo a emplear es un múltiplo de 3 x 2 x 1, es decir los números de housing en la primera, segunda y tercera etapa estarán en la relación 3:2:1.

A partir del número de housings necesarios para la primera etapa, hay tres posibles configuraciones que se deben modelar:

Tabla 5.5. Configuraciones posibles de la planta de ósmosis inversa

Numero de tubos de alta presion o housings requeridos			
Arreglo	Primera etapa	Segunda etapa	Tercera etapa
1	33	22	11
2	36	24	12
3	39	26	13

Los modelos de software disponibles en el mercado no incluyen el efecto de los antincrustantes en el desempeño de la planta, por ello los datos a obtener diferirán de los reales en un 20% aproximadamente, cuando se refiere específicamente a la presión de alimentación (que producto de la adición del antincrustante será menor) y al flux que se ha de esperar en los housings de la segunda y tercera etapas de la planta ya que tienen que tratar las soluciones mas concentradas.

La decisión final depende del criterio del ingeniero a cargo del diseño. Los criterios del diseño escogido son:

- ✓ Un flujo promedio de 45 gpm por cada housing
- ✓ Un flux máximo de 14 GFD y mínimo de 7 GFD.
- ✓ Caídas de presión menores a 50 psi para cada elemento o membrana.
- ✓ El menor porcentaje de recuperación debe estar en la tercera etapa para evitar su pronta saturación y una mayor frecuencia de lavado.
- ✓ Un incremento de hasta 10 % con relación a la máxima presión de alimentación estimada (400 psi).

El arreglo seleccionado es el de 36 housings en la primera etapa, 24 en la segunda y 12 en la tercera por cumplir con todos los pre requisitos fijados, sus características para una recuperación de permeado mínima de 70% y una máxima de 85 % se muestran a continuación:

Los resultados también permiten identificar la performance de los elementos individualmente y del comportamiento de cada una de las etapas del proceso. Siempre es deseable que la tercera etapa sea la que tenga menor recuperación ya que es aquella que trata la solución más concentrada y el darle una mayor carga la hará mas propensa a saturarse restándole eficiencia al proceso.

Tabla 5.6. Performance de las membranas en un arreglo 36 x 24 x 12 con una recuperación de permeado de 70%

Arreglo 36 x 24 x 12

Recuperación de permeado: 70%

		1er elemento	2do elemento	3er elemento	4to elemento	5to elemento	6to elemento
Primera etapa	Alimentación (m ³ /h)	9.92	9.25	8.60	7.96	7.33	6.71
	Permeado (m ³ /h)	0.67	0.65	0.64	0.63	0.61	0.60
	Recuperación %	6.73	7.07	7.45	7.89	8.38	8.95
	Presión Alimentación, psi	343.35	338.66	334.44	330.68	327.34	324.40
	Diferencial de presión, psi	4.69	4.21	3.77	3.34	2.94	2.57
	Flux, GFD	11.45	11.22	10.93	10.77	10.55	10.32
Segunda etapa	Alimentación (m ³ /h)	9.17	8.59	8.00	7.45	6.90	6.37
	Permeado (m ³ /h)	0.59	0.58	0.56	0.55		0.51
	Recuperación %	6.43	6.70	7.00	7.33	7.68	8.00
	Presión Alimentación, psi	321.83	317.85	313.87	310.47	307.44	304.73
	Diferencial de presión, psi	4.18	3.78	3.40	3.04	2.70	2.39
	Flux, GFD	10.12	9.87	9.66	9.36	9.10	8.83
Tercera etapa	Alimentación (m ³ /h)	11.71	11.21	10.72	10.26	9.81	9.38
	Permeado (m ³ /h)	0.50	0.48	0.47	0.45	0.43	0.42
	Recuperación %	4.29	4.32	4.35	4.38	4.40	4.43
	Presión Alimentación, psi	302.34	296.21	290.47	285.01	280.07	275.37
	Diferencial de presión, psi	6.13	5.74	5.46	4.94	4.70	4.41
	Flux, GFD	8.62	8.31	8.00	7.70	7.40	7.13

	Alimentación, m ³ /h	Concentrado, m ³ /h	Permeado, m ³ /h	% Recuperación
1era etapa	357.00	220.06	136.94	38.40
2da etapa	228.06	140.52	79.54	36.10
3era etapa	140.52	107.54	32.98	23.50

P alimentación 343.55 psi

Tabla 5.7. Performance de las membranas en un arreglo 36 x 24 x 12 con una recuperación de permeado de 85%

Arreglo 36 x 24 x 12

Recuperación de permeado: 85%

		1er elemento	2do elemento	3er elemento	4to elemento	5to elemento	6to elemento
Primera etapa	Alimentación (m3/h)	9.91	9.10	8.30	7.51	6.74	5.98
	Permeado (m3/h)	0.82	0.80	0.79	0.77	0.76	0.74
	Recuperación %	8.23	8.81	9.48	10.28	11.22	12.36
	Presión Alimentación, psi	417.46	412.03	408.77	405.25	402.24	399.71
	Diferencial de presión, psi	4.64	4.06	3.52	3.00	2.54	2.10
	Flux, GFD	14.00	13.76	13.51	13.27	12.99	12.70
		1er elemento	2do elemento	3er elemento	4to elemento	5to elemento	6to elemento
Segunda etapa	Alimentación (m3/h)	7.87	7.14	6.43	5.75	5.08	4.44
	Permeado (m3/h)	0.73	0.71	0.69	0.67	0.64	0.61
	Recuperación %	9.22	9.90	10.68	11.58	12.59	13.72
	Presión Alimentación, psi	397.60	394.35	391.55	389.18	387.19	385.54
	Diferencial de presión, psi	3.25	2.80	2.38	1.99	1.64	1.33
	Flux, GFD	12.45	12.14	11.80	11.42	10.98	10.46
		1er elemento	2do elemento	3er elemento	4to elemento	5to elemento	6to elemento
Tercera etapa	Alimentación (m3/h)	7.66	7.07	6.50	5.96	5.45	4.96
	Permeado (m3/h)	0.59	0.57	0.54	0.52	0.49	0.45
	Recuperación %	7.73	8.04	8.34	8.64	8.91	9.13
	Presión Alimentación, psi	384.21	381.05	378.25	375.79	373.64	371.76
	Diferencial de presión, psi	3.16	2.80	2.46	2.15	1.88	1.63
	Flux, GFD	10.18	9.76	9.31	8.84	8.33	7.77

	Alimentación, m3/h	Concentrado, m3/h	Permeado, m3/h	% Recuperación
1era etapa	357.00	188.79	168.21	47.10
2da etapa	188.79	91.97	86.87	45.70
3era etapa	91.97	54.10	37.88	41.20

Presión Alimentación 417.86 psi

Los resultados de la operación de la planta de ósmosis inversa se pueden apreciar en los siguientes gráficos:

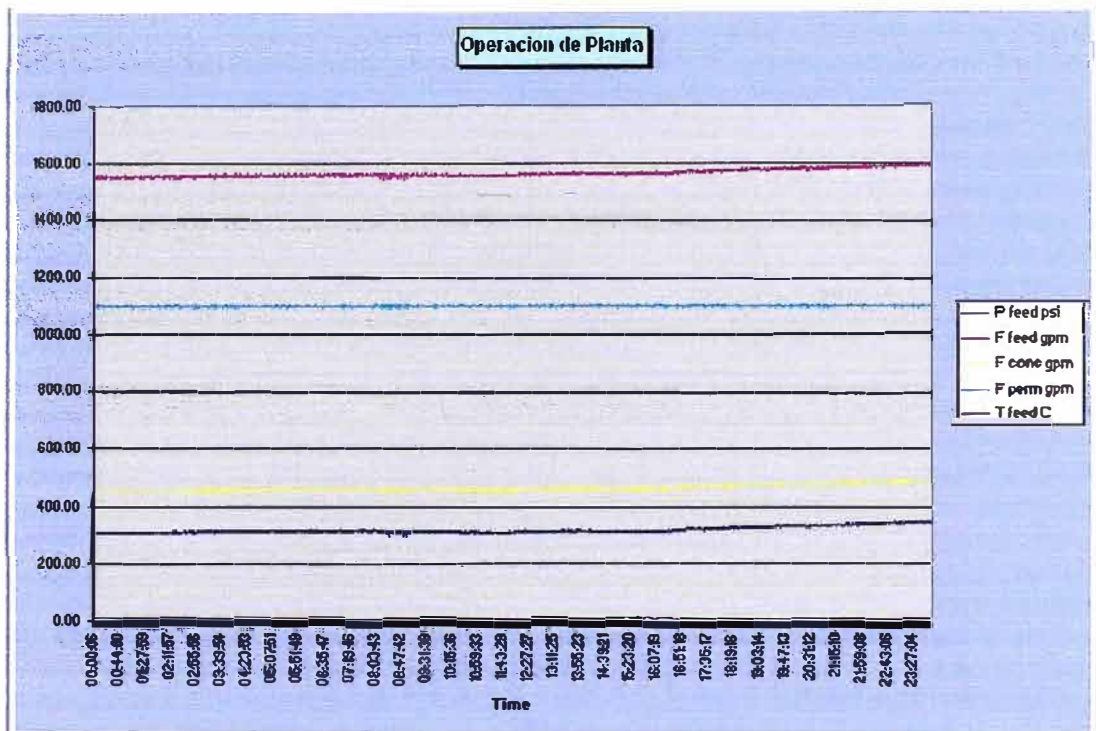


Gráfico 5.5. Operación de la planta de RO en un día cualquiera.

En este gráfico se puede apreciar la dependencia de la temperatura en la operación y la saturación normal de las etapas de membranas por la presencia de carbonatos en solución.

En el siguiente gráfico 5.6 se distingue el efecto de la saturación de las membranas por la presencia excesiva de carbonatos, se puede apreciar el descenso rápido en el flujo de permeado e incremento de la presión y flujo de concentrado a temperatura constante.

Un lavado en línea con detergente ácido, reduciendo el flujo de permeado producido pero con la planta operando, permite restaurar la operación a los valores prefijados.

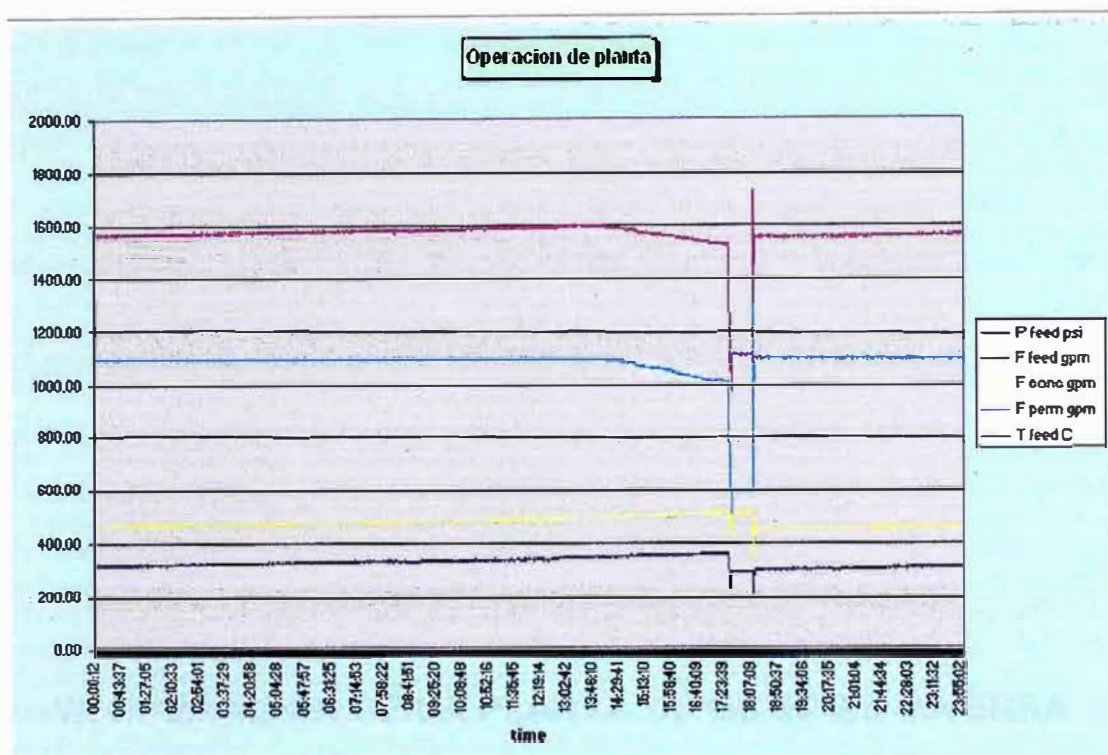


Gráfico 5.6. Saturación de las membranas y efectos del lavado en línea

Estos datos experimentales de la operación de planta permiten validar el diseño y pruebas realizadas a nivel de laboratorio.

La presión de operación y la recuperación se encuentran en el rango estimado, la dosificación de antincrustante determinada en las pruebas previas permite mantener a los carbonatos en solución y evitar su precipitación el sistema.

VI. OPERACIÓN DE LA PLANTA DE OSMOSIS INVERSA

6.1 Descripción del proceso de ósmosis inversa aplicado a efluentes cianurados.

La primera unidad de ósmosis inversa en Yanacocha Norte – Cajamarca, comienza su operación en marzo del año 2004. Esta diseñada para recibir 357 m³/ hora de solución barren o pobre proveniente del tanque de alimentación, y dar como resultado del proceso una solución clarificada y de muy bajo contenido de cianuro y metales disueltos, denominada permeado (250 m³/hora) y una solución que contiene todas las sales y sólidos disueltos concentrados que se denomina concentrado (107 m³/hora).

La solución pobre es bombeada a baja presión a un sistema de prefiltros denominados filtros de bolsa o de mangas donde se eliminan los sólidos presentes en suspensión que podrían dañar a las membranas o sedimentar sobre ellas. Previamente, en la línea se dosifica un producto químico inhibidor de incrustaciones cuya función es reducir la velocidad con la que precipitan los carbonatos y otras sales presentes en la solución al concentrarse la misma, evitando de esta forma la pronta saturación de las membranas, lo que trae como consecuencia su reiterada limpieza y con ello la reducción del flujo a tratar y de la eficiencia de la planta de ósmosis inversa.

El sistema de prefiltración consta de 3 filtros, dos de los cuales operan permanentemente, mientras que el restante permanece en stand by, la razón de esto es que a medida que el tiempo de operación transcurre, los 8 filtros de bolsa que contiene cada filtro del sistema paulatinamente se van colmatando con las impurezas y suciedad presentes en la solución, razón por la cual la caída de presión comienza a aumentar debido a la restricción

que se presenta al flujo, por lo cual se debe proceder a retirar uno por uno cada filtro de la operación y proceder al cambio respectivo de las bolsas mientras la operación prosigue con la ayuda del filtro restante.

La solución, entonces ya prácticamente sin sólidos en suspensión llega a una bomba centrífuga donde se le da la presión requerida para llevar a cabo el proceso de ósmosis inversa. Es mediante esta bomba y haciendo uso de una válvula en la línea de concentrado final, que se regula el flujo y presión de la solución a tratar. El límite máximo de presión es de 380 psi por diseño, ya que un valor mayor podría dañar a las membranas, razón por la cual hay un disco de ruptura que se rompe en caso de un exceso de presión, evitando que la solución tenga contacto con las membranas y derivándola al sumidero en un caso de emergencia.

El variador de velocidad de la bomba de alta presión (VFD: Variable frequency driver) es controlado a partir del PLC y trabaja en función del valor fijado de flujo de permeado. Como este flujo de permeado esta en función básicamente de la temperatura y el estado de saturación de las membranas producto de la presencia de los contaminantes existentes en la solución barren, la velocidad de la bomba se puede fijar de modo que los 250 m³/hora se mantengan constantes aumentando la velocidad de la bomba centrífuga con dicho fin una vez que la válvula de concentrado que controla flujos y presiones de operación haya alcanzado su abertura límite.

A continuación la solución a tratar ingresa al sistema de membranas. El sistema de membranas consta de 3 etapas, cada etapa esta compuesta de los recipientes cilíndricos a presión que contienen a las membranas, denominados housing y de las membranas en si, que se encuentran

presentes en número de 6 en cada housing. La primera etapa consta de 36 housing, la segunda de 24 y la tercera de 12 housing o tubos de alta presión.

Esto se debe a que a medida que la solución pasa por cada etapa y se va retirando el permeado de las mismas se reduce el flujo, por lo que para mantener la velocidad constante que cruza el sistema en todo momento, se debe reducir el área de contacto.

La solución ingresa a los housing por las paredes laterales internas, y pasa por las 6 membranas dispuestas en el interior del cilindro, dando lugar a que en el centro del tubo fluya la solución permeada y que de la parte que rodea a las membranas se retire la solución concentrada. Hay que tener en cuenta que la solución concentrada de la primera etapa se constituye en la alimentación de la segunda etapa y el concentrado de la segunda es el alimento de la tercera etapa de operación.

En cambio, los permeados resultantes de las 3 etapas se unen y pasan a un tanque de almacenamiento o tanque pulmón a partir del cual la solución es enviada a una etapa de cloración para asegurar la completa destrucción del cianuro y poder descargar la solución tratada al medio ambiente.

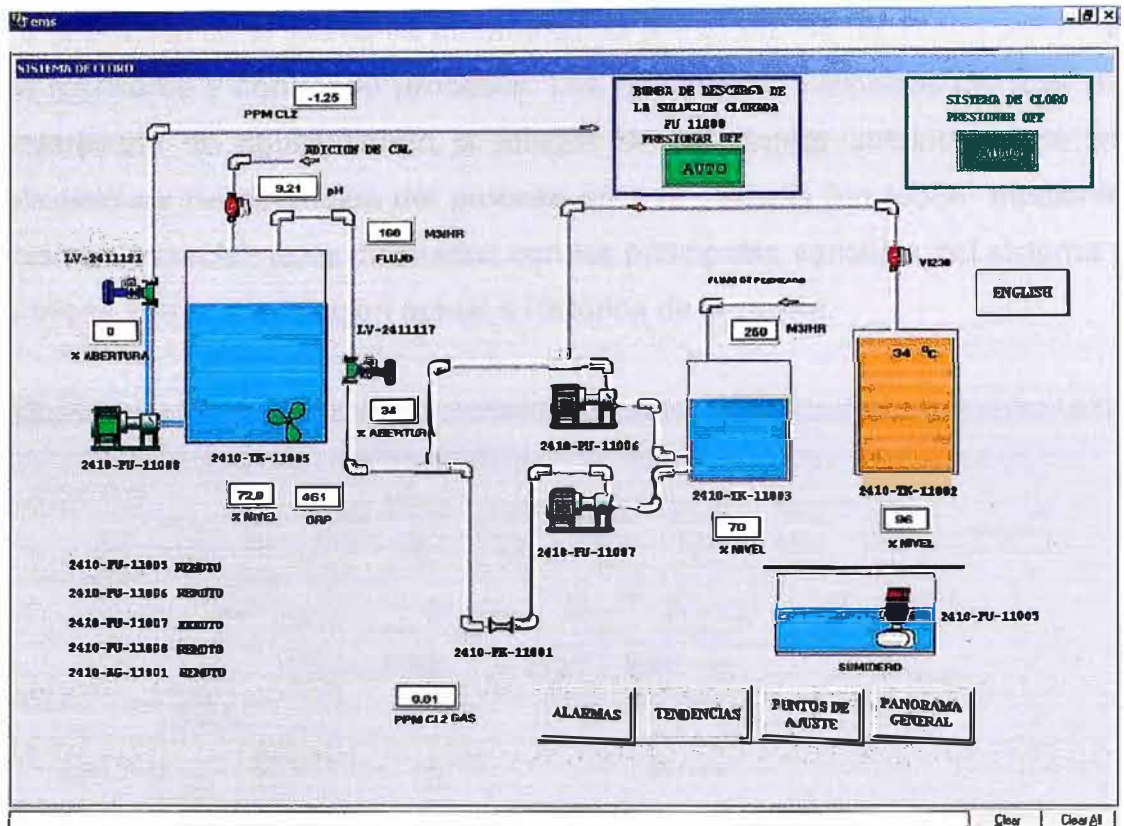


Gráfico 6.1. Sistema de cloración automatizado.

La solución concentrada al final de la tercera etapa se lleva a la piscina de solución pobre o barren proveniente del proceso Merrill Crowe, de donde se bombea al pad de lixiviación.

La razón de esto radica en que la solución concentrada contiene todos los elementos químicos rechazados por la membrana (que solo permite el paso del agua pura), al ser un volumen menor con respecto al permeado es una solución concentrada de oro, metales valiosos y cianuro. Al ser enviada de vuelta al pad de lixiviación, los metales preciosos no son desechados del proceso productivo y se tiene un ahorro considerable en cianuro.

La operación de la planta es automatizada por el uso de los PLC y software de monitoreo y control de procesos. Los operadores y técnicos del área de tratamiento de aguas tienen la función de monitorear continuamente las condiciones de operación del proceso en una pantalla “on touch” mediante cuadros especialmente diseñados con las principales variables del sistema y gráficos con la información actual e histórica de la planta.

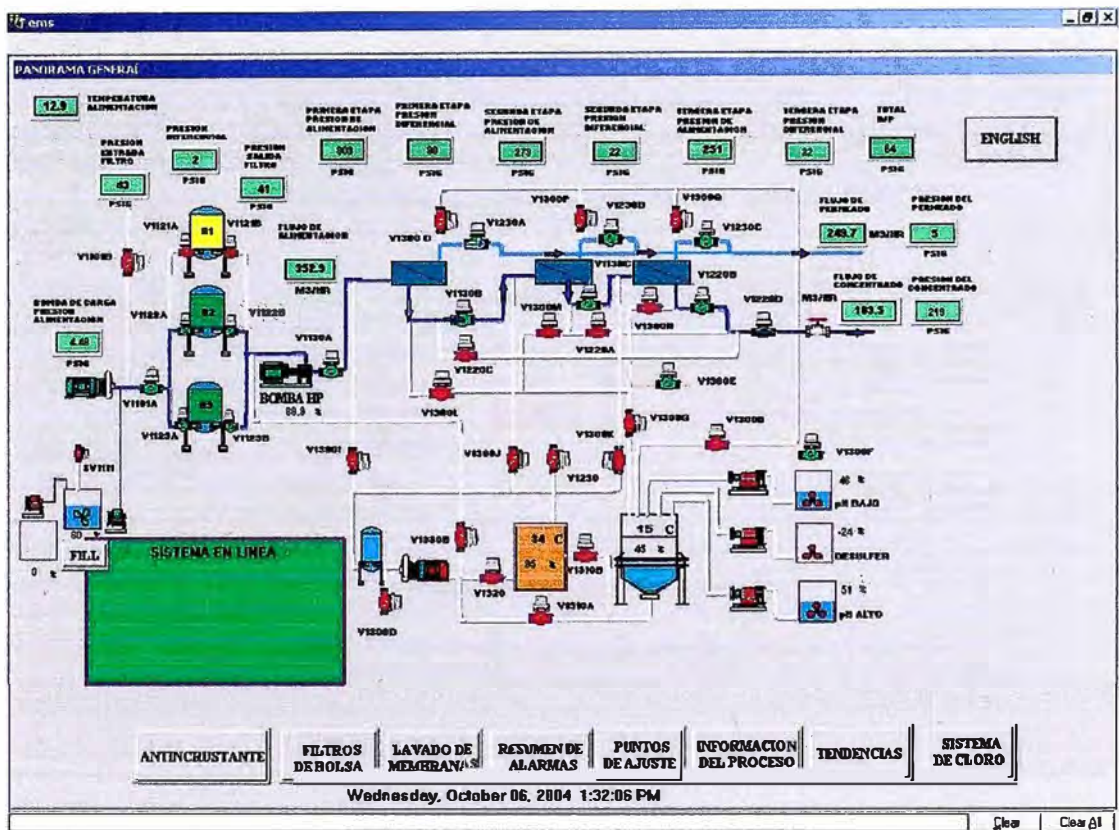


Gráfico 6.2. Panorama general de la planta de RO en Yanacocha Norte.

En base a ello se evalúa el funcionamiento y desempeño de los equipos mecánicos del proceso como las bombas de alimentación y alta presión, los prefiltros, etc.

También se tienen sensores/transmisores distribuidos de acuerdo al desarrollo del proceso, así para el agua de alimentación se cuenta con sensores de temperatura, pH, ORP, TDS y SDI (Silt density index o Índice de densidad salina) que da una medida de la turbidez a la entrada del sistema.

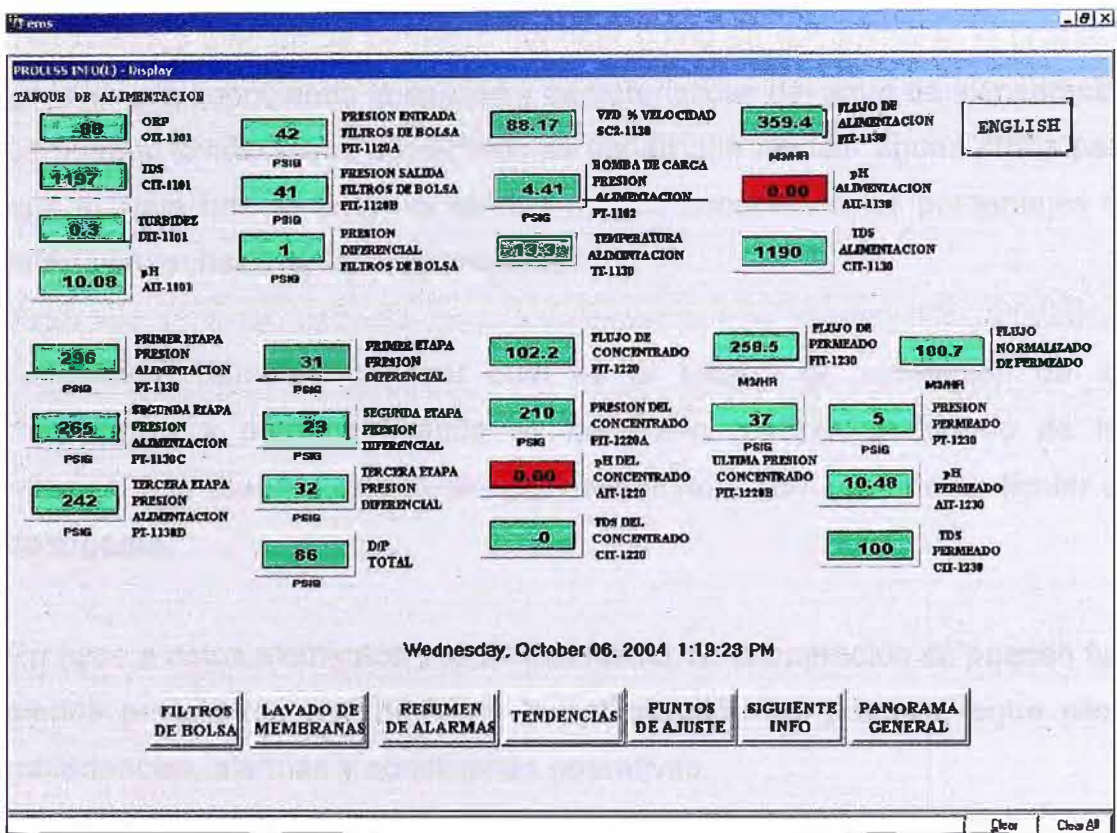


Gráfico 6.3. Información del proceso en línea y en tiempo real.

Los sensores/transmisores del sistema EMS, comprenden:

- Sensores/transmisores de presión a la entrada y salida de los pre-filtros y en la entrada de cada etapa de membranas así como para el permeado y concentrado.

- Sensores/transmisores de flujo para la alimentación, permeado y concentrado.
- Sensores/transmisores de nivel en todos los tanques de proceso y en el sumidero.
- Sensores/transmisores de pH y TDS para el permeado y concentrado.

Todos estos elementos permiten conocer como se desenvuelve el proceso, por ejemplo conociendo la calidad y características del agua de alimentación se pueden predecir que correctivos se tienen que realizar aguas arriba para que el agua tratada tenga la calidad óptima conociendo los porcentajes de retención/rechazo de las membranas.

Así mismo permiten conocer cual es el estado de saturación de las membranas y predecir cuando es necesario realizar un lavado de las mismas, que etapa o etapas se requieren lavar y con que tipo particular de detergente.

En base a estos elementos y al conocimiento de la operación se pueden fijar ciertos parámetros que permiten la optimización del proceso, entre ellos, advertencias, alarmas y condiciones operativas.

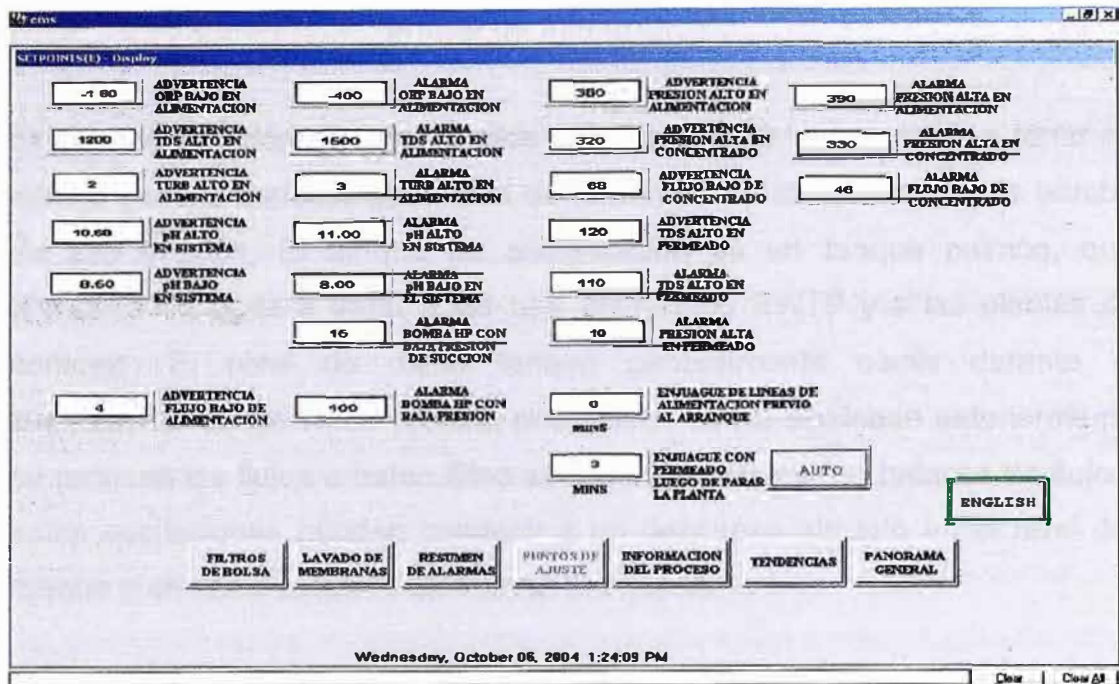


Gráfico 6.4. Valores prefijados para los parámetros del sistema.

6.2 Variables de operación, su control y efecto en el desarrollo del proceso.

Las variables más importantes y con un mayor efecto en el desarrollo del proceso son:

- Nivel de solución en el Tanque de alimentación.
- Configuración de las membranas.
- Temperatura, presión y flujo.
- Contenido de sólidos en suspensión.
- Contenido de sólidos disueltos totales (TDS).
- ORP y pH.
- Diferencial de presión normalizado y flujo normalizado de permeado.

Nivel de solución en el tanque de alimentación

El nivel de solución en el tanque de alimentación es una variable a tener en cuenta para la correcta operación de la bomba de alimentación y la bomba de alta presión. El tanque de alimentación es un tanque pulmón, que abastece de agua a tratar a las tres plantas de EWTP y a las plantas de ósmosis. El nivel de dicho tanque generalmente oscila durante el lanzamiento de los filtros prensa, pues como se ha explicado anteriormente se reducen los flujos a tratar. Sino se realiza un adecuado balance de flujos, estas oscilaciones pueden conducir a un descenso abrupto en el nivel del tanque o en caso contrario un rebose del mismo.



Gráfico 6.5. Oscilación en el nivel del tanque de alimentación.

Una oscilación drástica en el nivel conlleva al ingreso de aire al tanque, el aire es luego succionado por la bomba de alimentación, originando fluctuaciones en su presión de operación, las burbujas de aire se transmiten por todo el sistema y llegan a la bomba de alta presión, la cual comienza a cavitarse producto de la presencia del aire, oscila su presión de trabajo y a consecuencia de ello ocurre una parada de emergencia de la bomba de alta presión para evitar dañarla y con ello también la parada de la planta.

Cuando esto se presenta, hay que reiniciar el variador de velocidad de la bomba de alta presión antes de arrancar la planta. El procedimiento de arranque de planta tarda alrededor de 10 minutos, para que las válvulas se alineen y la bomba de alta presión aumente su velocidad progresivamente hasta lograr el flujo de permeado deseado.

Una parada intempestiva de planta significa entonces disminuir el flujo de permeado a producir. El otro potencial problema que esto implica es que al parar la planta todos los elementos del sistema se reordenan de acuerdo a condiciones prefijadas, por ejemplo para el caso de las válvulas adoptan su posición por defecto (abiertas o cerradas). En el caso de la clorinación las válvulas de ingreso de cloro se cierran para evitar que este ingrese a las líneas y produzca una disminución drástica del pH que puede causar daño a los tanques de operación y al entrar en contacto con el cianuro pueda generar el gas cianhídrico.

Esto por otra parte, ocasiona que las líneas de cloro se presuricen lo cual puede ocasionar fugas con el consiguiente peligro que esto puede causar a la salud del personal del área.

Configuración de las membranas

Anteriormente se ha discutido la importancia del denominado “cross flow”, el cual es el flujo que cruza las membranas, cuya función es evitar que los sólidos en suspensión sedimenten sobre ellas y a su vez remover las incrustaciones y taponamientos potenciales de las membranas.

Para una correcta operación es necesario mantener un cross flow uniforme en todo el sistema, por ello a medida que se retira el permeado de la primera etapa y se reduce el flujo de alimentación a las etapas subsiguientes de manera progresiva, para mantener el cross flow del sistema se reduce el área de contacto de la solución, es decir se tienen menos tubos a presión o housing en la etapa 2 y menos aún en la etapa 3.

Esta es la razón por la cual la primera etapa del sistema cuenta con 36 housing, mientras que la segunda y tercera etapas cuentan respectivamente con 24 y 12 housing, para mantener el flujo que cruza las membranas lo mas uniforme posible a lo largo del sistema, teniendo en cuenta que el número de housing es un valor entero.

La distribución de los flujos en las etapas de membranas se puede apreciar en el gráfico siguiente:

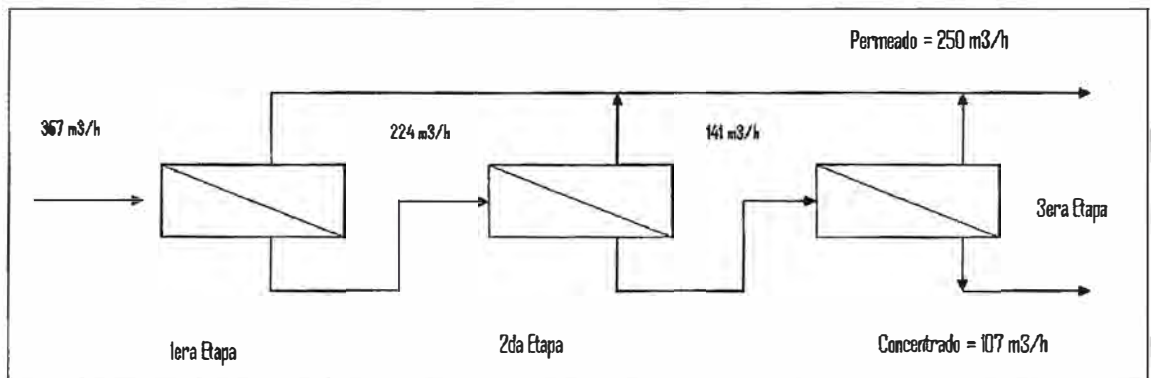


Gráfico 6.6. Flujos a través del sistema de etapas de membranas.

Así, para la primera etapa se tiene:

Flujo = 357 m³/h

Área = 36 x A, donde A representa el área de cada housing con 6 elementos o membranas.

Entonces la velocidad se define como $V = \text{Flujo} / \text{Área}$

$$V = 357 / (36 \times A) = 9.917 / A$$

Para la segunda etapa:

Flujo = 224 m³/h

Área = 24 x A

$$\text{Luego } V = 224 / (24 \times A) = 9.333 / A$$

Finalmente para la tercera etapa:

Flujo = 141 m³/h

Área = 12 x A

$$V = 141 / (12 \times A) = 11.75 / A$$

Este ligero exceso de velocidad en la tercera etapa es una ayuda adicional para la remoción de las sales que tienden a precipitar en esta etapa debido a la mayor concentración de la solución con la que se trabaja.

Temperatura, presión y flujo

Estas tres variables están muy relacionadas entre si, el flujo de permeado a obtener es directamente proporcional a la temperatura del agua a tratar. La presión que alimenta al sistema es inversamente proporcional a la temperatura.

Esto se debe al efecto de la viscosidad de la solución, a mayores temperaturas la viscosidad disminuye lo cual facilita el flujo de la solución por las membranas, lo contrario ocurre durante las noches.

Esto implica que la operación durante el día que es cuando se tienen temperaturas más altas, permite producir un mayor flujo de permeado y trabajar con una presión moderada.

De noche, en cambio, sobretodo en los meses de invierno, manteniendo el flujo de permeado en 250 m³/hora mediante el aumento de la velocidad del variador de frecuencia de la bomba centrífuga de alta presión, las presiones de trabajo se incrementan hasta en 20 psi. Este variador de velocidad abarca un rango de cero a cien por ciento, pero por seguridad el valor máximo prefijado es 94.5%.

Así por ejemplo cuando las membranas están relativamente limpias, se tiene durante un día normal de operación con un flujo de permeado de 250 m³/hora:

En el día:

Temperatura del agua de alimentación = 12.3°C

Presión a la entrada del sistema = 315 psi

Velocidad del variador de la bomba de alta presión = 90.3%

En la noche:

Temperatura del agua de alimentación = 11.3°C

Presión a la entrada del sistema = 329 psi

Velocidad del variador de la bomba de alta presión = 94.0%

Debido entonces a la estrecha relación que guardan estas tres variables en el desarrollo del proceso, el sistema de control empleado las enlaza con el valor deseado que es mantener el flujo de permeado en 250 m³/hora.

Esto se puede apreciar en los valores de la velocidad del variador de la bomba de alta presión. En las noches la temperatura del agua puede llegar a descender a 8°C o incluso menos, en dichos casos el variador de la bomba de alta presión alcanzara su máximo de 94.5%, pero no podrá mantener el flujo de permeado deseado, y este incluso tiende a disminuir. Esto se acentúa a medida que las membranas se saturan, por eso la solución a dicho problema es encontrar las presiones de trabajo adecuadas durante el día para evitar que en la noche la presión se incremente en exceso en el sistema (si la presión alcanza los 380 psi la planta se detiene, evitando un

exceso de presión que pueda dañar las membranas) y que por efecto de la saturación el flujo de permeado empiece a disminuir.

Las presiones de trabajo se establecen de acuerdo a un rol de lavado o limpieza adecuado de las membranas. El lavado de las membranas, por las razones expuestas siempre es preferible realizarlo durante el día, porque los resultados se pueden apreciar mejor y también porque evita el manejo de presiones muy elevadas durante la noche, haciendo que la operación en la noche transcurra de forma mas tranquila.

Contenido de sólidos en suspensión

El contenido de sólidos disueltos repercute en la operación de las etapas de membranas, son dos los principales problemas que estos pueden ocasionar:

Sedimentación en las membranas.

Ruptura o daño mecánico a las membranas.

La sedimentación en las membranas conlleva a un incremento en la presión del sistema, además a medida que la solución se concentra, las partículas suspendidas cuya carga es predominantemente negativa son obligadas a entrar en un contacto mas próximo, esto favorece su sedimentación.

Este fenómeno puede evitarse con un flujo de cruce adecuado por el sistema de membranas y con una turbulencia tal que permita arrastrar fuera del sistema los sólidos presentes.

Contenido de sólidos disueltos totales (TDS)

Uno de los objetivos y compromisos de la operación de la planta es la reducción del contenido de sólidos disueltos totales como resultado del proceso, en el agua tratada o permeado.

Los sólidos disueltos totales son una medida basada en el peso, de la concentración de los contaminantes del agua. Es importante para los sistemas de ósmosis inversa, porque usualmente se emplea para evaluar su desempeño.

El contenido de sólidos disueltos totales en la corriente de concentrado puede estimarse a partir del TDS de la alimentación, dividiendo este valor entre "1 – recuperación "(1-R).

Es en este flujo de concentrado donde se tiene el mayor potencial de formación de incrustaciones en el sistema y el que da lugar a una mayor limpieza de las membranas, lo que trae consigo una pérdida del flujo a tratar.

Porcentaje de eliminación de sales

El porcentaje de eliminación de sales es el método más usual y conocido para monitorear la performance de un sistema de ósmosis inversa.

Desafortunadamente muchos problemas que conllevan a una disminución en el porcentaje de eliminación de sales se pueden evitar registrando y monitoreando otros parámetros antes de que esto ocurra.

Sin embargo este es un buen método para constatar si el sistema de ósmosis inversa esta desempeñando correctamente su función de remover las sales.

Se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Porcentaje de eliminación de sales} = (\text{TDS membrana} - \text{TDS permeado}) / \text{TDS membrana} \times 100$$

Donde, el TDS de la membrana se mide en el lado presurizado de la misma y el TDS del permeado es la concentración de las sales en el permeado.

El TDS de la superficie de la membrana cambia a medida que las sales de la alimentación se concentran en el sistema. Hay dos métodos que se emplean comúnmente para calcular la eliminación de sales los cuales emplean diferentes enfoques para hallar el TDS de la membrana:

El primero utiliza la concentración de la alimentación para el TDS de la membrana, eliminando los efectos de la recuperación específica del permeado. Los valores resultantes serán menores que la eliminación de sales verdadera, la variación dependerá de la recuperación del sistema, es decir de que tanto se concentran las sales en la corriente de concentrado.

El otro método emplea una media aritmética del TDS de la alimentación y del concentrado para hallar un TDS promedio para todo el sistema. Los valores que se obtienen son mas aproximados a los verdaderos. Así:

TDS promedio alimentación = $(\text{TDS alimentación de las membranas} + \text{TDS Concentrado})/2$

Entonces el porcentaje de eliminación de sales será:

Porcentaje de eliminación de sales = $(\text{TDS Prom. alimentación} - \text{TDS Perm})/\text{TDS prom alimentación} \times 100$

Si no se ha medido el TDS de la corriente de concentrado, se puede estimar a partir de la ecuación antes dada:

$\text{TDS concentrado} = \text{TDS de la alimentación} \times (1/(1 - \text{recuperación}))$

Ambos métodos presentados se ven afectados tanto por la NDP (Presión neta a la entrada del sistema) como por la temperatura del agua. Mientras que el flujo de permeado es directamente proporcional al NDP, el paso de las sales es independiente del mismo, esto quiere decir por ejemplo que al aumentar el NDP hay mas agua que se convierte en permeado y que diluye a las sales disueltas que también pasan por las membranas. Así, si el NDP se duplica, el paso de sales se reduce a la mitad.

Así mismo el paso de sales aumenta alrededor de 3% por cada grado Celsius de incremento de temperatura aun considerando el efecto del incremento del flujo de permeado que esto origina.

ORP y pH

El potencial de oxido-reducción u ORP, también conocido como redox simplemente, es un indicativo de la capacidad de una solución de oxidar o

reducir otra solución. Es una relación de las especies oxidadas con respecto a las especies reducidas en una solución que contiene ambas. Algunos agentes oxidantes comunes son el cloro, ozono, bromo, peróxido de hidrógeno. Agentes reductores son el bisulfito de sodio o meta bisulfito de sodio y el dióxido de azufre, entre otros.

Las mediciones de ORP guardan mucha relación con las de pH. Donde un sensor de pH indica acidez o basicidad al medir la actividad del Ion hidrogeno, un sensor de ORP indica la capacidad oxidante/reductora de una solución al medir la actividad de los electrones presentes.

Toda solución que contiene un ácido fuerte presenta su base débil conjugada y viceversa, toda solución de una base fuerte contiene también su ácido débil conjugado. De forma similar una solución que presente un agente reductor también presentara el correspondiente agente oxidante. Un ácido se define como una sustancia capaz de donar un protón mientras que una base es aquella capaz de aceptarlo. Análogamente un agente reductor es aquella sustancia capaz de donar un electrón y un agente oxidante es capaz de aceptar un electrón, por ello no puede existir oxidación sin que exista reducción simultáneamente.

El pH y el ORP en la práctica son variables inversamente proporcionales, vale decir que un aumento en el pH del sistema implica una disminución de su ORP y viceversa.

Los electrodos de ORP miden el potencial redox de acuerdo con la ecuación de potencial de media celda propuesta por Nernst:

$$E = E^{\circ} + (2.3RT / nF) \times (\log [^a\text{Ox}] / [^a\text{Red}])$$

Donde:

- E = potencial medido por el electrodo.
- E^o = potencial estándar para el sistema analizado (T=25°C, actividad =1, 1atm (gases)).
- R = constante universal de los gases.
- T = Temperatura absoluta (K)
- n = número de electrones involucrados en el equilibrio entre las especies oxidada y reducida.
- F = constante de Faraday (96500 coulombs)
- [] = actividad de los iones.

El ORP es una variable muy útil para tener una idea acertada del desenvolvimiento de la operación y distinguir la presencia de elementos que pueden afectar su desempeño.

Se emplean tres sensores de ORP en la operación de la planta, el primero en el tanque de alimentación o tanque de barren, el segundo en la clorinación del permeado producido y el tercero en el circuito de lavado.

Antes de describir la funcionalidad e importancia del medidor de ORP en el tanque barren, una pequeña descripción de la utilidad de los otros dos sensores del proceso.

El sensor de ORP en el proceso de clorinación del permeado para destruir por completo al cianuro previo a su descarga, sirve a la vez para controlar el

pH de la solución antes de descargarla al medio ambiente, teniendo en cuenta también el cloro libre presente.

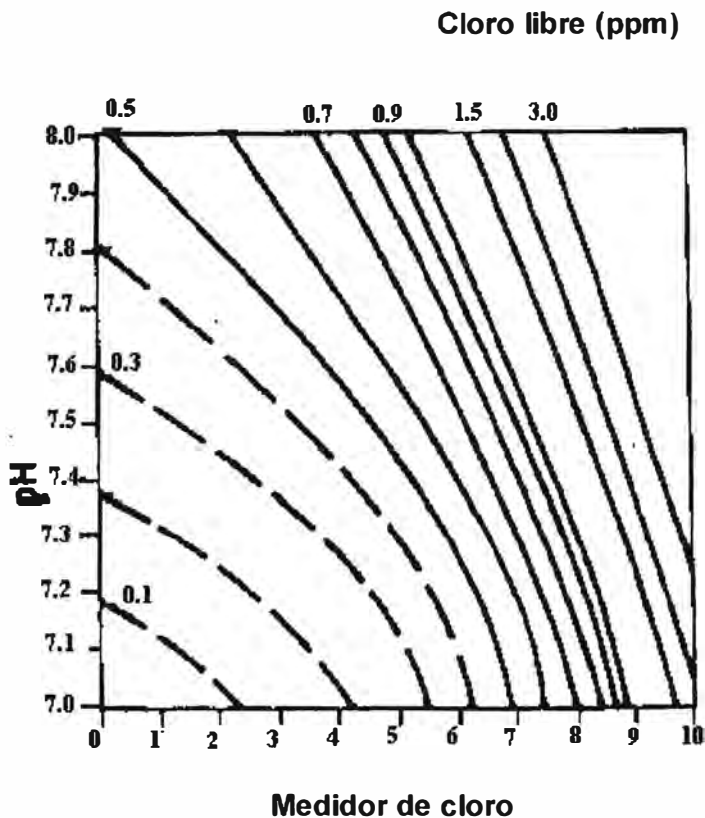


Gráfico 6.7. Influencia del pH y ORP en la clorinación del permeado.

El medidor de ORP en la línea de recirculación de lavado permite determinar cuando el lavado se ha completado y que tipo de reacción de lavado se ha producido.

El sensor de ORP en el tanque de alimentación o barren, registra el potencial o voltaje ponderado de todas las reacciones que ahí ocurren producto de la adición del zinc para precipitar los metales valiosos en ausencia del aire y el posterior ingreso del mismo pues es un tanque abierto a la atmósfera.

El ORP es una variable cualitativa, pero de gran importancia pues ayuda a distinguir dos fenómenos de gran influencia en el desarrollo del proceso, relacionados con la presencia de mercurio en las membranas: la precipitación de mercurio en las mismas y la disolución del mercurio precipitado sobre las membranas.

El rango de ORP en la operación normal del proceso esta comprendido entre -60 y -80 mV.

La presencia de valores mayores, causa disturbios en el proceso, los cuales se acentúan a medida que los valores se hacen más grandes e incluso positivos.

Esto ocurre cuando el mercurio se esta precipitando sobre las membranas debido a la adición de una cantidad insuficiente de zinc en el proceso de Merrill Crowe, lo cual trae como consecuencia un incremento en la presión del sistema y su pronta saturación.

Por el contrario si los valores de ORP caen muy por debajo del rango indicado, acompañados por un incremento del pH de alimentación y una fuerza de cianuro mayor (encima de 40 ppm), lo cual es un caso que se presenta cuando Merrill Crowe procesa gran cantidad de solución de stripping proveniente de las columnas de carbón, se esta produciendo la lixiviación del mercurio presente en las membranas, lo cual representa una ayuda para la operación pues evita que el mercurio se precipite y sature las membranas, pero no favorece los parámetros de descarga del agua porque el mercurio tendrá valores por encima de los límites permisibles y la solución

deberá ser reprocesada (con el consiguiente incremento del costo operativo) antes de poder ser descargada al medio ambiente.

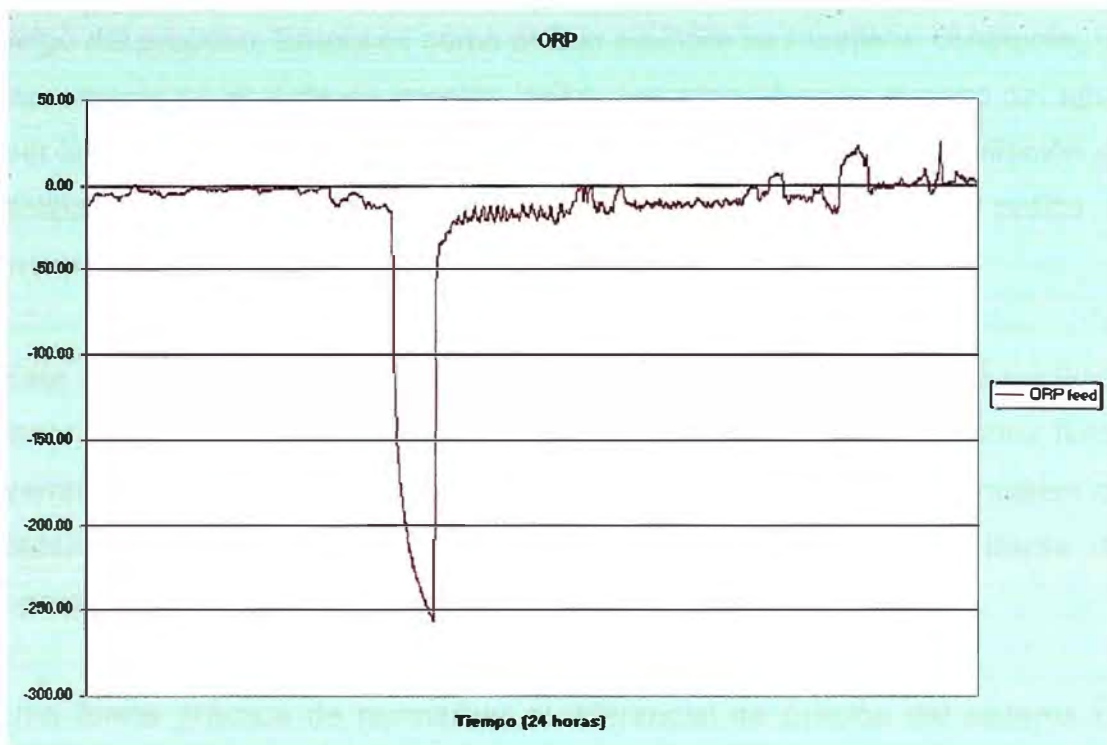


Gráfico 6.8. Variación del ORP en la solución barren de alimentación a la planta en un día de operación. Se pueden apreciar los picos negativos y positivos provenientes de condiciones de operación del proceso Merrill Crowe.

Diferencial de presión normalizado y flujo normalizado de permeado

Diferencial de presión normalizado

La diferencia de presión más importante a considerar en un proceso de ósmosis inversa, también llamado delta de presión es la diferencia entre la presión de la alimentación y la de la corriente de concentrado.

Este delta de presión es una medida de la caída de presión a medida que el agua fluye por todos los elementos del sistema, entonces se constituye en una forma cuantitativa práctica para monitorear la resistencia al flujo a lo largo del proceso. Entonces como el flujo siempre se mantiene constante, un incremento en el delta de presión indica que algo bloquea el paso del agua por las membranas lo cual puede deberse a incrustaciones, precipitación de sólidos o deformación de las membranas mismas y en ello radica la importancia de este parámetro.

Este diferencial de presión del sistema es entonces una función de los flujos tanto de permeado como de concentrado, y es debido a que ambos flujos varían de acuerdo a la temperatura principalmente, estos diferenciales de presión deben ser siempre comparados bajo condiciones similares de operación.

Una forma práctica de normalizar el diferencial de presión del sistema en términos del flujo es a partir de la siguiente relación:

Diferencial de presión normalizado =

$$\text{psid}_{\text{actual}} \times (2 \times \text{Flujo Conc}_{\text{dis}} + \text{Flujo Perm}_{\text{dis}})^{1.5} / (2 \times \text{Flujo Conc} + \text{Flujo Perm})^{1.5}$$

Donde:

- $\text{psid}_{\text{actual}}$ es la diferencia entre la presión de alimentación y la del concentrado.

- Flujo $Conc_{dis}$ es el flujo de concentrado típico o de diseño de la operación.
- Flujo $Perm_{dis}$ es el flujo de permeado típico o de diseño de la operación.

Flujo normalizado de permeado

El flujo normalizado de permeado es el parámetro calculado más importante para monitorear la operación de la planta, pues es aquel que refleja de mejor forma cualquier cambio en el funcionamiento de la operación.

Así, si las membranas comenzasen a deteriorarse el flujo normalizado de permeado debería incrementarse, pero si las membranas se saturan, dicho flujo disminuye.

Ya se ha planteado que el flujo de permeado está en función a la presión de la membrana menos la presión osmótica y la presión del permeado, todo esto a temperatura constante. Entonces para normalizar el flujo de permeado se debe tener en cuenta el efecto de todos estos factores.

El efecto de normalizar el permeado por efecto de presión, temperatura y concentración (afecta la presión osmótica) consigue que el valor resultante varíe únicamente a consecuencia de algún cambio en la performance de las membranas, por lo que esta normalización es útil debido a que permite identificar la formación de incrustaciones, saturación en las membranas, compactación o deformación de las mismas, es decir evaluar su integridad y

su grado de deterioro. Además permite comparar información de diferentes fechas y bajo diferentes condiciones operativas.

El flujo de permeado normalizado será igual a:

Flujo Perm. Norm = $K \times FCT \times (\text{psig prom membranas} - \text{psid promedio presión osmótica} - \text{psig permeado})$

Donde:

- K es una constante propia de las membranas y su naturaleza.
- FCT es un factor de corrección por temperatura (Ver Apéndice 1). Los que manufacturan las membranas proporcionan tablas con valores para compensar los efectos de la temperatura, estos factores se multiplican por el flujo de permeado para estimar el flujo de permeado que el sistema produciría si la temperatura del agua fuese 25°C.
- psig prom membranas es la media aritmética de la presión de alimentación y del concentrado del sistema.
- psid promedio presión osmótica es la diferencia entre la presión osmótica del lado de alimentación de la membranas y del lado del permeado de las mismas. Se calcula de la siguiente manera:

$\text{psid promedio presión osmótica} = \text{TDS promedio} \times 0.01 \text{ psig/ppm}$

Hay que tener en cuenta que cada soluto presente en el agua de

alimentación tiene una presión osmótica diferente y cada una de ellas tiene un efecto aditivo en la presión osmótica del sistema. Los iones de menor valencia tienen mayor presión osmótica, mientras que las moléculas orgánicas mientras mas pequeñas sean mayor será su presión osmótica y su contribución al total.

- J_p del permeado es despreciable si este es bombeado a un tanque abierto, pero como este se bombea al tanque de almacenamiento y de ahí pasa al proceso de clorinación, su valor debe ser considerado.

La constante denominada K puede eliminarse de la expresión haciendo una relación o cociente entre las presiones actuales y ciertos valores prefijados del proceso.

Por ejemplo condiciones estándar de la operación son las siguientes:

Flujo de permeado = $250 \text{ m}^3/\text{hora}$

Temperatura = 12.3°C (Factor de corrección 0.72)

Presión de alimentación = 310 psi

Diferencial de presión = 80 psi

Presión del permeado = 5 psi

Presión osmótica = 43 psi

Entonces la expresión para el flujo de permeado normalizado resulta de dividir la ecuación anterior entre la ecuación reemplazada con los valores estándar y es:

$$\text{Flujo Perm. Norm} = \text{FCT} \times (\text{psig prom membranas} - \text{psid promedio presión osmótica} - \text{psig permeado}) / (0.72 \times (195 - 43 - 5))$$

Luego:

$$\text{Flujo Perm. Norm} = \text{FCT} \times (\text{psig prom membranas} - \text{psid promedio presión osmótica} - \text{psig permeado}) / 105.84$$

El valor obtenido a partir de esta ecuación dará un flujo de permeado que puede ser comparado con el correspondiente al de la operación normal de la planta por lo que cual diferencia con el valor estándar indicara algún estado diferente de las membranas que debe ser evaluado.

Así mismo se puede calcular el diferencial de presión normalizado:

$$\text{Diferencial de presión} = 80 \text{ psig}$$

Diferencial de presión normalizado

$$= \text{psid}_{\text{actual}} \times (2 \times \text{Flujo Conc}_{\text{dis}} + \text{Flujo Perm}_{\text{dis}})^{1.5} / (2 \times \text{Flujo Conc} + \text{Flujo Perm})^{1.5}$$

$$= 80 \times (2 \times 107 + 250)^{1.5} / (2 \times \text{Flujo Conc} + \text{Flujo Perm})^{1.5}$$

$$= 799589.27 / (2 \times \text{Flujo Conc} + \text{Flujo Perm})^{1.5}$$

6.3 Causas del lavado de membranas

Producto de la operación ininterrumpida de la planta y a la presencia de diversos agentes químicos en la solución pobre o barren, las etapas de membranas comienzan a saturarse, reduciendo paulatinamente el flujo de permeado que se obtiene y la eficiencia de la operación con el consiguiente incremento del flujo de concentrado, los principales compuestos causantes de la saturación de las membranas son:

- **Carbonato de calcio y demás sales inorgánicas presentes**

Si bien es cierto que se adiciona un antincrustante para retardar la precipitación de los carbonatos, a medida que se reduce el flujo en el sistema y se concentran, estos van a precipitar sobre las membranas en mayor o menor medida de acuerdo a la dosificación del antincrustante, lo cual origina un aumento en la presión del sistema y una disminución gradual en el flujo de permeado normalizado. La saturación de las membranas producto de sales es mayor en la tercera etapa de membranas, por la razón antes expuesta, le siguen en orden decreciente de saturación la segunda y primera etapa.

El carbonato de calcio se disuelve a pH bajo prácticamente con cualquier solución ácida que se emplee, se recomienda que esta solución ácida contenga también surfactantes ya que al reducir la tensión superficial de la capa de carbonato favorece su contacto con la solución ácida. El ácido reacciona con la sal formando el ácido carbónico el cual es soluble. De estar presentes otras sales, la disolución del carbonato de calcio favorece su

remoción ya que ayuda a solubilizar o dispersar al resto. El lavado se lleva a cabo a un pH igual a 2.

- **Suciedad y materia orgánica**

La solución pobre de alimentación a la planta pasa por un proceso de clarificación sucesivo, pero aun así arrastra cierta turbidez y presencia de materia orgánica propios de la fuente del agua lo cual representa un potencial de saturación para las membranas. Debido a que la primera etapa es la que procesa los mayores flujos, es la etapa con mayor propensión a la saturación de membranas debido a esta causa, seguida por las etapas dos y tres en ese respectivo orden.

Este tipo de incrustaciones se elimina mejor con soluciones de lavado alcalinas que contienen surfactantes, los cuales humedecen la capa de contaminante facilitando su dispersión en la solución alcalina. El lavado se lleva a cabo a un pH igual a 11.

- **Metales precipitados**

Producto de la operación, hay dos formas en las que los metales mayormente se precipitan sobre las membranas:

Si al precipitar el oro no se agrega el exceso de zinc requerido para precipitar también al mercurio, el mercurio tiende a precipitar en las membranas, preferentemente en la primera etapa, pues esta pasa un mayor flujo.

Si, en cambio se agrega demasiado zinc, entonces sus partículas de polvo en suspensión al ser muy finas no son retenidas en los filtros de bolsa y sedimentan en las membranas al igual que el caso anterior preferentemente en la primera etapa.

La remoción de compuestos metálicos es favorecida por las soluciones de carácter ácido ya que los iones de hidrogeno removerán a los iones hidroxilo que se adhieren al elemento metálico insoluble. Así mismo como los metales tienen cargas positivas, los iones de hidrógeno ayudaran a su dispersión lo cual contribuye a que los metales o bien regresen a la solución o a que pasen a suspensión lo que facilita su eliminación del sistema.

El caso del mercurio es particular, cuando este se precipita en las membranas, los detergentes normales no pueden removerlo, por ello se recurre a una solución de cianuro de sodio concentrada para lixiviar el mercurio de las membranas.

- **Sulfatos y sulfuros**

Un análisis de la solución barren de alimentación arroja un contenido de sulfatos y sulfuros relativamente alto, aproximadamente 224 ppm, sin embargo a lo largo de la operación de la planta nunca han representado un problema operativo ni se tiene evidencia de que sedimenten sobre las membranas causando su saturación.

Aun así, se tiene un detergente de pH neutro para disolverlos y eliminarlos de las membranas de darse el caso. Y se realiza esporádicamente lavados con dicho detergente para prevenir un efecto negativo en las membranas.

6.4 Descripción del proceso de limpieza o lavado de membranas

Se procede en primer lugar a preparar el detergente requerido en su respectivo tanque y luego a mantenerlo agitarlo por un tiempo prudencial (una hora al menos) para asegurar una correcta mezcla y homogenización, así como para evitar la presencia de partículas en suspensión que puedan luego sedimentar en las líneas de lavado obstruyendo las tuberías.

Se bombea dicha solución al tanque de lavado, el cual mediante una bomba centrífuga transporta la solución por la o las etapas que se deseen lavar.

Todo el proceso de lavado se basa en los valores de los parámetros: pH, ORP y TDS dependiendo del detergente empleado. Se tiene dos medidores/transmisores de pH para dicho fin, uno en la entrada de la solución de lavado a la etapa correspondiente y otro en la recirculación del lavado, entonces cuando ambos valores sean iguales entre si e iguales a su vez a los valores deseados prefijados, quiere decir que el detergente ya se consumió en la medida necesaria para reaccionar con el compuesto correspondiente causante de la saturación del sistema y el lavado ha concluido.

El ORP se estabiliza una vez concluido el lavado, luego de haber cambiado durante el curso de la reacción de lavado y el TDS, luego de incrementarse en un inicio por la disolución de los compuestos depositados en las membranas alcanza un valor máximo y lo mantiene.

Una vez logradas estas condiciones, se procede a recircular la solución de lavado por un tiempo prefijado. Se debe tener en cuenta que entre el tanque

de lavado y las membranas se encuentran un filtro de bolsas cuya función es retener a los sólidos suspendidos que se generan producto del lavado, evitando que regresen a las membranas.

Finalizada la recirculación, antes de poner en operación la o las etapas de membranas que se encontraban en limpieza, deben ser enjuagadas con solución barren o permeado, para alcanzar un pH adecuado al ser lanzadas en operación.

6.5 Aditivos de limpieza

Los reactivos empleados para el lavado de membranas en ósmosis inversa son:

Detergente ácido

Detergente neutro

Detergente básico en combinación con soda cáustica.

6.6 Tipos de lavado

Se pueden realizar dos tipos de lavado de membranas, lavado en línea y lavado fuera de línea o con planta parada.

Lavado en línea

El lavado en línea es una de las innovaciones que presenta esta planta de ósmosis inversa, que permite el lavado de la segunda o tercera etapa de

membranas, u ambas con un detergente cualquiera, pero sin necesidad de parar la planta para dicho fin. La etapa uno que queda en operación de modo tal que el sistema sigue operando, pero produciendo menos permeado.

Para ello, el variador de velocidad de la bomba de alta presión reduce el flujo de alimentación para producir 136 m3/hora de permeado. Entonces los circuitos de operación y lavado funcionan simultáneamente y no se deja de producir permeado a la vez que se limpian las membranas.

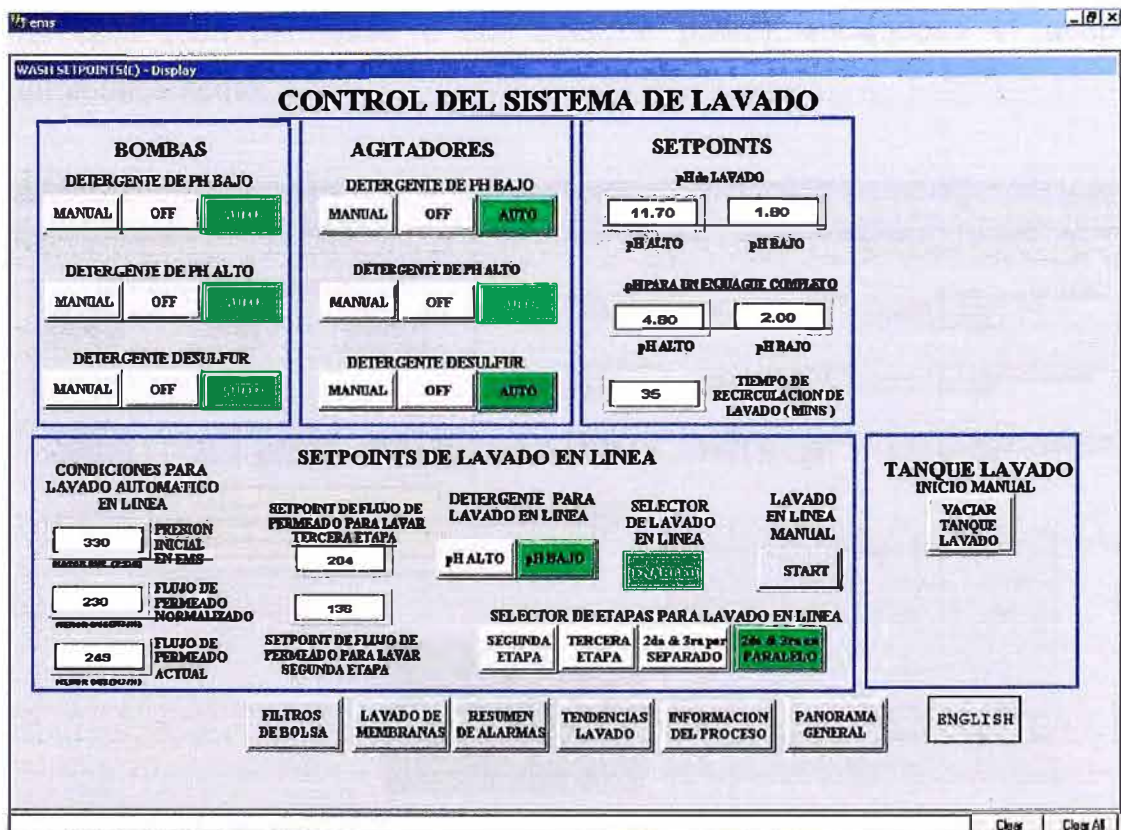


Gráfico 6.9. Controles y variables de un lavado en línea

Lavado fuera de línea o con planta parada

El lavado fuera de línea es un lavado de una etapa o mas de membranas, cuando la planta esta parada, se puede llevar a cabo para las etapas 2 y 3 de darse el caso, pero es mas común que se lleve a cabo para la primera etapa, ya que esta es la única forma de limpiarla.

Para realizar este lavado, se procede a parar la planta en primer lugar, vale decir se realiza el apagado secuencial de la bomba de alta presión. Se programa el o los tipos de lavados a realizar y la duración de los enjuagues del caso (con permeado o con solución pobre), iniciándose el lavado automáticamente.

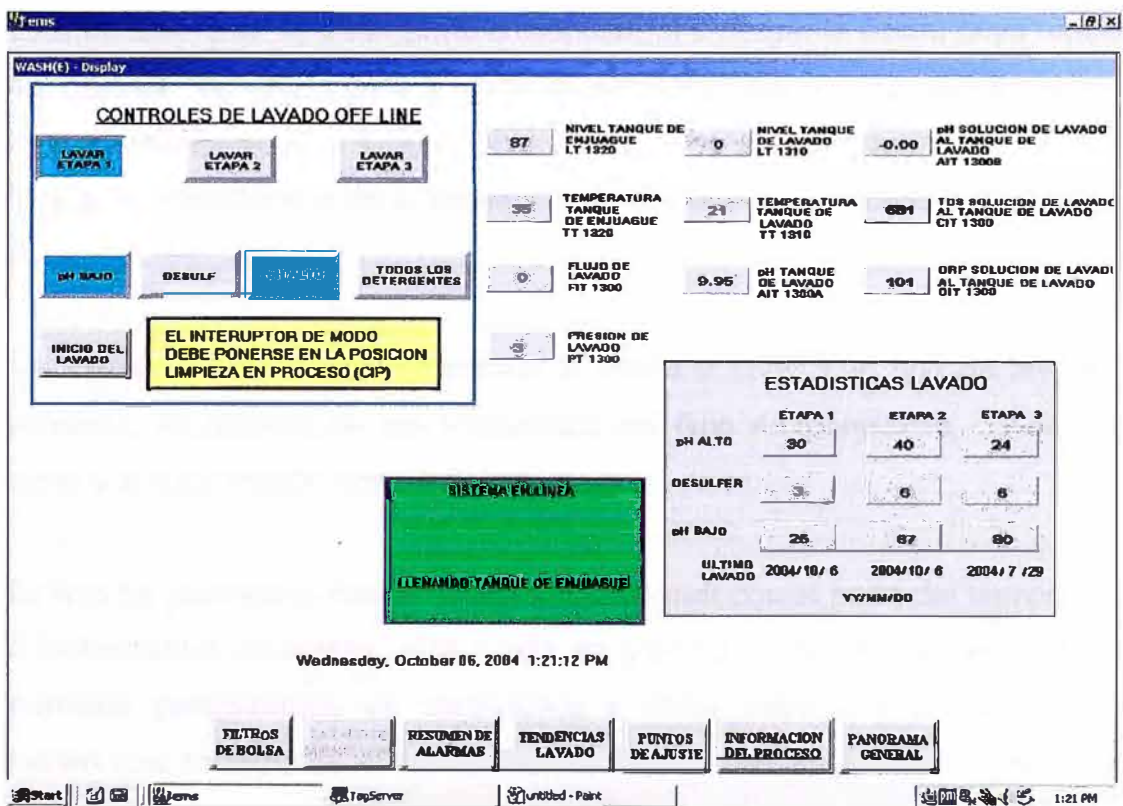


Gráfico 6.10. Controles de un lavado con planta parada

6.7 Selección del tipo de detergente y lavado a realizar

La efectividad de un lavado en gran medida depende de la solución de lavado que se utiliza y su efecto sobre el compuesto que esta saturando las membranas.

Existen varios indicativos que permiten reconocer cuando se hace necesario el lavado de las membranas y cual es el tipo de detergente a utilizar.

El lavado de membranas se hace necesario cuando el flujo de permeado que produce el sistema se reduce drásticamente y por ende la presión aumenta en su conjunto.

Existen tres tipos de detergente a emplear, el detergente ácido, cuya función es destruir los carbonatos y otras sales presentes en las membranas, el detergente neutro que incide sobre los sulfuros y el detergente básico que limpia las membranas de la presencia de suciedad, compuestos orgánicos y otros.

La manera correcta de seleccionar la etapa a lavar y el tipo de lavado a emplear, es guiarse de las tendencias del flujo de permeado, calidad del agua y la información normal del proceso.

El flujo de permeado tiende siempre a disminuir con el paso del tiempo, aún a temperatura constante, si la caída es gradual y progresiva, se debe a la continua precipitación de carbonatos y otras sales que paulatinamente hacen que se reduzca el flujo de operación, lo cual es habitual y propio del proceso.

En cambio si la caída es drástica, y va acompañada de un aumento de presión en el sistema se debe a la presencia de metales que se han depositado sobre las membranas.

Experimentalmente ocurre que cuando la entrada de mercurio en la alimentación es alta, este metal se deposita sobre las membranas y en este caso específico, el detergente de pH alto no logra removerlo eficazmente, lo cual se observa en los gráficos de tendencias por un incremento súbito de presión del sistema que no se recupera pese a los posteriores lavados.

El sistema permite comprender a través de ciertos parámetros como se viene dando la saturación de las membranas.

Por ejemplo, el mejor permeado lo produce la primera etapa, pues recibe la solución barren de mejor "calidad", un descenso notorio en la calidad del permeado (es decir un aumento en su respectivo TDS) es un buen indicativo de la saturación de la primera etapa.

En general los lavados más frecuentes son los de detergentes ácido y básico, en dicho orden, ello es debido a la secuencia en la que precipitan sobre las membranas las impurezas a remover con los lavados. Es por ello que primero se debe realizar un lavado ácido seguido por uno de pH alto y de ser necesario uno con pH neutro. Aún cuando se requiera hacer solo un lavado básico, siempre se debe efectuar previamente uno con pH bajo. Esto se debe a que la incrustación esta formada por una variedad de compuestos, muchos de ellos tienden a formar compuestos que se encuentran unidos por cargas positivas, por lo que primero debe atacarlas el

ácido, descomponiéndolas para que pueda hacer efecto luego el detergente básico.

La elección de cual es el flujo de permeado que una vez alcanzado debe dar lugar a realizar el lavado de membranas, depende de varios factores, en primer lugar, por diseño la primera etapa es la que pasa el mayor flujo de permeado (aproximadamente 136 m³/hora), le sigue la segunda (80 m³/hora) y la tercera con 34 m³/hora.

La rutina normal de lavado consiste en lavar las etapas 2 y 3 en paralelo con detergente ácido y lavar la etapa 1 con detergente de pH alcalino (previo lavado con pH bajo).

La razón de estos dos lavados diferenciados es, en primer lugar que las soluciones que procesan las etapas dos y tres son más concentradas que la de la etapa uno, por eso tienen mayor tendencia a sobrepasar los límites de solubilidad de las sales y que estas precipiten sobre las membranas, de ahí la necesidad constante del lavado ácido. En cambio la primera etapa es la que procesa y recibe el mayor flujo de agua a tratar por ello presenta saturación producto de la presencia de suciedad y metales no disueltos en la solución pobre o barren.

Existe también una función incorporada a la programación del PLC que permite aislar y medir el flujo que pasa por cada una de las 3 etapas, lo cual permite determinar cual es la etapa que se encuentra mas saturada y que requiere de un lavado más inmediato, como una ayuda adicional al monitoreo de planta.

Esto se logra enviando el permeado producido por la etapa que se desea analizar a través de un flujómetro específico, entonces como cada etapa tiene un determinado flujo por diseño, una vez estabilizadas las mediciones se puede apreciar el flujo real que esta atravesando la etapa y cual es la etapa que se esta esforzando mas tratando de pasar mas flujo para compensar la saturación de la o las otras etapas de membranas y que será la siguiente etapa en saturarse.

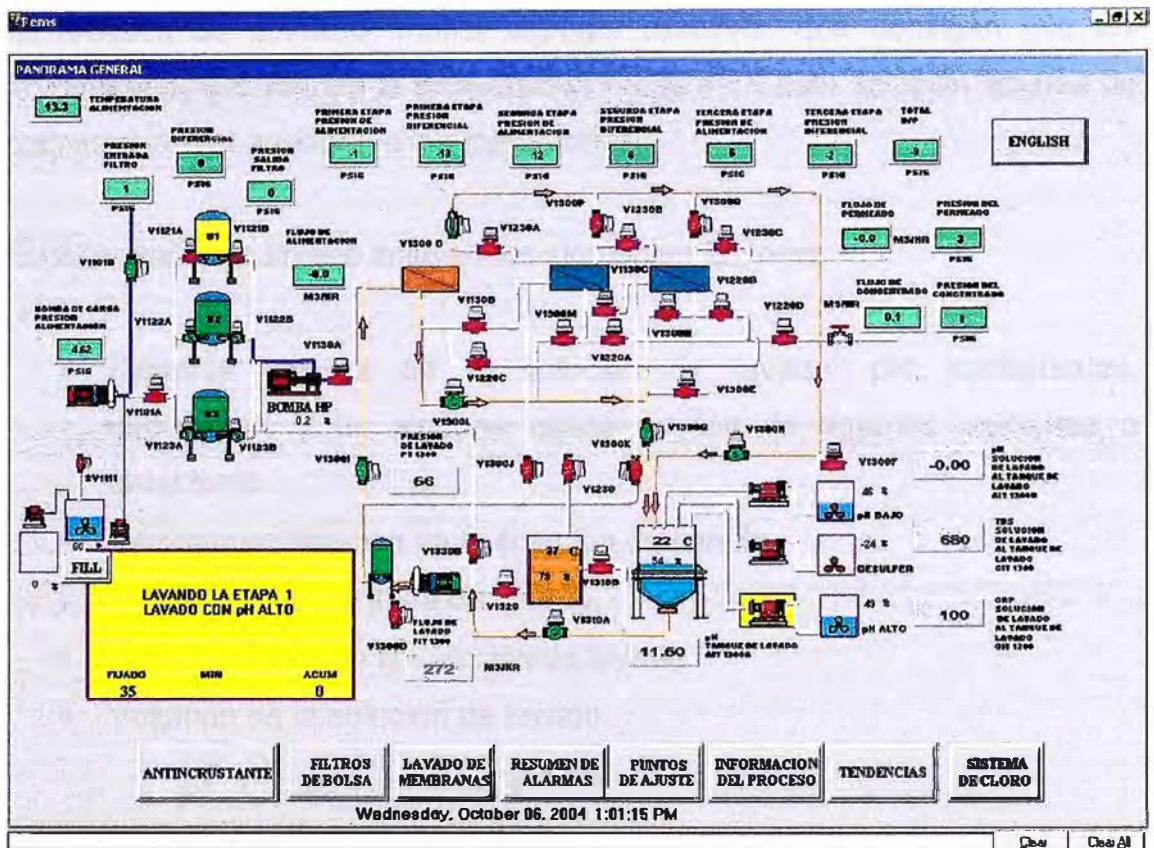


Gráfico 6.11. Lavado con planta parada de la etapa uno con pH alto.

6.8 Mecanismos y factores que influyen en el proceso de lavado

Los compuestos y elementos que saturan las membranas o causan incrustaciones por su naturaleza química son más compatibles con ellos mismos y con la superficie de la membrana antes que con el agua, ya que el agua es de donde salieron ya sea de una suspensión o solución en la que se encontraban para constituirse como un incrustante.

El proceso de limpieza implica agregar reactivos que consigan que los compuestos que forman la incrustación prefieran a esta solución acuosa de forma tal que abandonen a las membranas.

En el proceso de lavado influyen los siguientes factores:

- Factores propios de la solución de lavado: pH, surfactantes, quelatantes y en algunos casos adición de agentes oxidantes o reductores.
- Mezclado y filtración de la solución de lavado.
- Tiempo y Temperatura de lavado.
- Flujo y presión de la solución de lavado.
- Volumen de la solución de lavado.

Factores propios de la solución de lavado

- **pH**

El pH de la solución de lavado es uno de los mejores indicadores posibles para un buen lavado del sistema de membranas, ya que al cambiar el pH,

cambia el ratio entre iones hidrógeno y oxidrilo y con ello las cargas positivas y negativas presentes en la solución.

Esto es de gran utilidad para la remoción de metales por la dispersión de sus cargas y de sales ya que su solubilidad es mucho mayor a pH ácido. Para el caso de los compuestos orgánicos se emplean soluciones alcalinas ya que su gran contenido de cargas negativas por la presencia de los iones oxidrilo, puede romper o solubilizar las cadenas orgánicas de grasas y aceites que pueden estar presentes.

La agresividad de la solución de lavado dependerá de que tan alto o bajo sea su pH lo cual a su vez es una función del tipo de suciedad o incrustación que se requiera eliminar.

- **Surfactantes**

Son agentes que se emplean para poner en contacto más estrecho moléculas no polares con moléculas polares como las del agua reduciendo la tensión superficial y permitiendo que con el flujo empleado se forme una emulsión que permita remover las impurezas presentes en las membranas.

Debido a que los surfactantes poseen abundantes cargas negativas, es necesario que el agua en el que se va a preparar el detergente carezca de dureza ya que de otra forma esta atraería las cargas negativas, restándole eficiencia al agente surfactante, por ello todas las soluciones de lavado se preparan con permeado. Se debe tener cuidado de no tener demasiado surfactante en el detergente pues tienden a formar excesiva espuma por un lado (se puede agregar agentes antiespumantes) y por otro lado al ser

compatibles con las membranas de ósmosis inversa tienden a quedarse en las fibras luego del lavado por lo que debe usarse un flujo mayor de agua para el enjuague.

- **Quelatantes**

Son agentes con grupos funcionales de cargas negativas muy fuertes que pueden remover un metal presente en una matriz de incrustación permitiendo que el resto de componentes de la solución de lavado sean más efectivos con el resto de compuestos presentes en la matriz.

Mezclado y filtración de la solución de lavado

- **Mezclado**

Los detergentes que se emplean en planta son sólidos en polvo, debido a ello es muy importante una adecuada mezcla de los mismos con el permeado para tener una solución homogéneamente concentrada. Cada tanque de reactivo cuenta con un agitador eléctrico de velocidad regulable para evitar producir excesiva espuma. La disolución de los reactivos debe ser la mejor posible para evitar el taponamiento de las líneas de lavado.

- **Filtración**

La filtración es una herramienta muy útil en el proceso de lavado, ya que al ser de manera cíclica, recirculando la solución por las membranas a lavar, la filtración evita que los sólidos que han sido removidos pero no disueltos, así como las partículas de detergente no disueltas entren en contacto con las

membranas depositándose sobre ellas o que lleguen a la succión de la bomba de lavado causando problemas en su funcionamiento y cavitación.

En el proceso de filtrado se dispone de un filtro de bolsas o mangas con 16 elementos de filtración denominados bolsas, con un tamaño de 5 micrones, vale decir que no permiten el paso de partículas de tamaños mayores o iguales a 5 micrones. Estas bolsas se cambian de manera periódica cada vez que se realiza un cierto número de lavados a todo el sistema.

Tiempo y Temperatura de lavado.

- **Temperatura de lavado**

La velocidad de la mayoría de reacciones químicas aumenta al incrementar la temperatura de la solución. Esto también ocurre en las reacciones de lavado. Cuando se tienen incrustantes difíciles de remover, un incremento en la temperatura de lavado es de mucha ayuda. Entonces siempre es conveniente emplear la temperatura más alta posible para el lavado, pero evitando combinarla con un valor de pH muy extremo, pues ambos factores juntos pueden causar un daño en las membranas.

- **Tiempo de lavado**

El tiempo del lavado también está en función del incrustante y el grado de saturación de las membranas, un mayor tiempo de lavado hace más eficiente este proceso pero reduce la eficiencia de la planta ya que se procesa menos flujo y se produce menos permeado. Los tiempos empleados son variables, el tiempo usual es de 30 minutos. Aquí se aprecia la

importancia de tener un rol de lavado, puesto que se pueden corregir los problemas a tiempo y evitar paradas prolongadas de planta por no haber realizado la limpieza de los elementos en su debido momento.

Flujo y presión de la solución de lavado

- **Flujo de lavado**

Cuando una incrustación es difícil de remover se comporta como una fuerte resistencia al paso de solución, el flujo de la solución de lavado debe ser entonces lo suficientemente elevado para crear una turbulencia capaz de vencer la resistencia ofrecida por los compuestos propensos a formar incrustaciones.

El lavado de las membranas se hace mediante flujo paralelo, es decir en el mismo sentido del flujo de operación, si se hiciera un lavado en contracorriente la presión podría causar daños en la estructura de las membranas, un flujo muy elevado también podría causar daños mecánicos a las membranas deformándolas (estirándolas). Es por ello que los fabricantes proporcionan los flujos límites que se pueden emplear para limpiar las membranas. Ver anexo 6.

No es conveniente ni práctico lavar todas las etapas de membranas en un mismo lavado, la razón es que el flujo de lavado que llegaría a la tercera etapa sería mucho menor del flujo necesario ya que los contaminantes ubicados en las etapas previas consumirían la mayor parte de los reactivos dando lugar a un lavado ineficiente.

Por ello es preferible lavar las 3 etapas por separado para que cada una de ellas pueda recibir el flujo y cantidad de reactivos que requiere. Aún así el lavado de la segunda y tercera etapa en línea funciona bien debido a que el flujo y concentración de la solución de lavado que se le proporciona es el necesario para abastecer a ambas etapas.

Cuando se debe escoger el flujo de lavado adecuado, es preferible utilizar flujos menores a los máximos permitidos. Ya que la saturación de las membranas causa caídas de presión mayores y el resultado del lavado se puede apreciar por la disminución de la caída de presión del sistema, existen límites para la máxima caída de presión en un tubo a presión o housing (50 psid), lo cual a su vez limita el flujo de lavado que se puede emplear, pero a medida que las incrustaciones se eliminan y disminuye la caída de presión, se puede incrementar el flujo de lavado.

- **Presión de lavado**

La presión de lavado debe ser la mínima necesaria para suministrar el flujo óptimo de lavado. Los lavados a baja presión además son los mas efectivos debido a que solo se produce una pequeña cantidad de permeado en comparación a la que se produciría con un lavado a alta presión.

Cuando se produce permeado se genera una fuerza que adhiere las incrustaciones a la superficie de la membrana a medida que el permeado pasa a través de ellas. Por ello si se produce menos permeado, el flujo que cruza por las membranas (cross flow) no tendrá que encontrarse con una fuerza muy grande que retenga a las incrustaciones adheridas a las membranas y el lavado por ende será más eficiente.

Volumen de la solución de lavado

El volumen de la solución de lavado debe ser el suficiente para que dicha solución sea capaz de remover todas las incrustaciones presentes durante el proceso de lavado.

Es recomendable tener siempre un volumen de agua en exceso pues el grado de las incrustaciones puede variar y se puede requerir mayores volúmenes de solución. Volúmenes de solución de lavado recomendadas pueden apreciarse en el Apéndice 6.

Se puede presentar el caso que por problemas operativos las membranas se saturen fuertemente, por ejemplo cuando se deja de dosificar el antincrustante, lo cual trae como consecuencia un mayor consumo de reactivos químicos y de solución de lavado.

Esta solución de lavado puede llegar a contaminarse en un grado tal que debe desecharse y prepararse una nueva solución, por eso es importante tener siempre una reserva de permeado para dichas contingencias, en el caso de la planta esta reserva la constituye el permeado contenido en el tanque de enjuague.

6.9 Análisis de los resultados del lavado de las membranas y frecuencia de lavado

En general, un lavado es exitoso si logra retornar la presión de alimentación al valor correspondiente que tenía cuando las membranas estaban limpias a la temperatura de lavado.

Un lavado que no consiga dicho propósito indica que no ha sido seleccionado adecuadamente o que se requiere de otro lavado adicional en dicha etapa o etapas con otro detergente. También puede indicar que la etapa o etapas restantes son las que están saturadas y son a las que se debe prestar atención.

Es conveniente seguir un adecuado rol de lavado y fijar condiciones de lavado estándares que permitan distinguir más fácilmente cuando una condición anormal se presenta. Así mismo es conveniente lavar siempre de día, ya que por la noche, sobretodo en los meses de ausencia de lluvias al descender la temperatura y aumentar la presión de alimentación puede aparentar erróneamente la saturación de las membranas o puede dar lugar a un lavado aparentemente insatisfactorio pues la presión no desciende en la medida de lo esperado.

Los parámetros adoptados como referencia para llevar a cabo el lavado de las membranas son:

- ✓ A una temperatura igual a 12.3°C , si la presión de alimentación es mayor o igual a 330 psi es recomendable lavar en línea las etapas dos y tres con detergente de pH bajo, esto implica que la única etapa operativa sería la primera y por ende permite apreciar su funcionamiento y su grado de saturación, así si la presión de la primera etapa es mayor a 315 psi, se requiere parar la planta para lavarla, primero con pH bajo y luego con el detergente de pH alto.

- ✓ Si el sistema recupera los valores iniciales, el lavado es satisfactorio, sino es así se debe considerar un lavado en línea de las etapas dos y tres con detergente básico.

Producto de la operación del proceso Merrill Crowe, ocasionalmente llega una concentración excesiva de mercurio (mayor a 10 ppb) y como las membranas solo retienen en promedio un 85% de dicho metal, el mercurio restante puede salir en el permeado descargado o acumularse en las membranas.

Cuando el mercurio se precipita en las membranas, su remoción se dificulta y se origina un incremento de presión en la entrada al sistema. Grandes cantidades de mercurio no pueden ser removidas por el detergente básico, la presión del sistema se hace cada vez más alta, las membranas se saturan más rápido y el flujo de permeado decae.

La saturación de las membranas es un fenómeno normal propio de la operación de la planta de RO. Lo importante del proceso de lavado radica en retornar las membranas a su condición inicial de operación, es decir cuando se encontraban limpias.

La frecuencia de lavado incide sobre la expectativa de vida de las membranas. Cuando se utilizan detergentes muy fuertes o concentrados por periodos de tiempo excesivos, estos pueden tener efecto en la performance de las membranas.

Los fabricantes de membranas sugieren en muchos casos bajo que condiciones se debe lavar el sistema, por ejemplo:

- ✓ Disminución de entre 10 y 15 % de flujo de permeado normalizado.
- ✓ Incremento de 10 a 15 % en el diferencial normalizado de presión.
- ✓ Disminución del 1 a 2 % del porcentaje de rechazo de sales.

Estas son recomendaciones generales para las operaciones de osmosis inversa, la frecuencia de lavado a adoptar depende de la aplicación en si y del conocimiento de la planta.

La frecuencia de lavado regular en la planta de RO en Yanacocha Norte es la siguiente:

- ✓ Lavado en línea de las etapas 2 y 3 con pH bajo cada 72 horas.
- ✓ Lavado con planta parada de la etapa 1 con pH bajo y luego pH alto cada 5 o 6 días.
- ✓ Lavado con planta parada de la etapa 1 con pH bajo y luego con solución concentrada de cianuro de sodio cada mes y medio.

La idea es mantener lo más posible el mismo rol de lavados para así poder identificar cualquier condición anormal que se presente y evaluar a que se debe efectuando las acciones correctivas del caso.

6.10 Lavado de membranas con solución concentrada de cianuro de sodio

La solución al problema de la precipitación y acumulación del mercurio en el sistema de membranas es lavar las membranas con una solución concentrada de cianuro de sodio (aproximadamente 60000 ppm de cianuro de sodio) de forma que permita lixiviar el mercurio presente en las membranas.

El cianuro disuelve el mercurio presente además del zinc aliviando la presión del sistema y permitiendo restaurar los valores originales de presión a la temperatura de lavado.

Debido a las condiciones extremas de este lavado, tales como pH igual a 11 y lo peligroso de manipular una solución tan concentrada de cianuro, este procedimiento se realiza de forma periódica, dependiendo del grado de precipitación de mercurio en las membranas, para ello se monitorean las condiciones antes y después de cada lavado realizado para determinar que tanto se aleja el sistema de sus parámetros iniciales (sistema limpio) y cuando se hace necesario llevar a cabo el lavado con cianuro.

VII. POSTRATAMIENTO

El ion cianuro se convierte en el ion cianato, que no presenta efectos dañinos para los consumidores finales del agua.

El permeado ya clorado y verificando que cumpla con todos los requerimientos de calidad pertinentes, se descarga a las denominadas piscinas de almacenamiento o piscinas barren de donde el agua tratada es bombeada a una poza de almacenamiento denominada Buffer Pond a partir de la cual el agua puede ser descargada al medio ambiente.

7.2 Manejo del concentrado y efluente de lavado

El concentrado resultante del proceso y el efluente del proceso de lavado se retornan al pad de lixiviación.

En el concentrado como su nombre lo indica se encuentran todas las especies químicas presentes en la solución barren inicial en mayor concentración.

Esto se aplica también para el caso específico del oro y del cianuro, entonces el hecho de retornar la solución concentrada al pad de lixiviación supone contribuir con la recuperación del oro y otros metales valiosos presentes en la solución y un ahorro de cianuro para el proceso de lixiviación.

Por otro lado el efluente de lavado también se retorna al pad de lixiviación debido a que durante el lavado se remueven especies químicas presentes en las membranas como es el caso del mercurio y remanentes de metales valiosos que al ser lixiviados nuevamente pueden ser recuperados.

El proceso de operación de todo el sistema productivo de la mina es cíclico, lo cual permite la recuperación máxima de todos los elementos valiosos presentes y la remoción continua de los contaminantes del agua, esto permite garantizar la calidad del agua tratada que se deriva posteriormente al medio ambiente.

VIII. INSTRUMENTACION Y MONITOREO DEL PROCESO

8.1 Monitoreo e instrumentación

El proceso de ósmosis inversa es simple, cuando la operación se encuentra en marcha y los parámetros y diversas condiciones operativas ya han sido fijadas y los efectos de las perturbaciones de estas variables son conocidas, el monitoreo de la operación se hace mas sencillo.

Cualquier condición anormal, tal como la saturación o formación de incrustaciones en las membranas, un lavado de membranas deficiente así como problemas de índole mecánica puede ser entonces detectada a partir del sistema de instrumentación de la planta.

El aspecto clave consiste en determinar las variables que se deben monitorear y registrar o guardar la data correspondiente de forma adecuada y fácil de entender para que el o los operadores de la planta puedan tomar las acciones correctivas del caso una vez presentada una condición anormal de operación.

Las variables mas importantes que se deben monitorear en toda planta de osmosis inversa son:

Instrumentación de Pretratamiento

- **Caída de presión en los prefiltros**

Es la diferencia entre la presión de entrada y salida en los filtros de bolsa, permite conocer el grado de ensuciamiento o saturación de las bolsas que

contiene dicho filtro y se utiliza para determinar cuando estas bolsas deben ser reemplazadas.

- **Índice de densidad de lodos SDI (Silt Density Index)**

Es una medida del contenido de sólidos en suspensión de la solución de alimentación luego de su paso por los prefiltros, al hacer uso de filtros de 0.45 micrones para su determinación, se tiene una evidencia visual de las características de la alimentación al sistema de membranas, que se puede utilizar como referencia ante cambios en la alimentación.

Instrumentación de Operación

Los instrumentos requeridos para monitorear el funcionamiento de la planta de ósmosis inversa son:

- Presión de las corrientes de alimentación y concentrado.
- Presiones entre etapas de membranas.
- Flujo de alimentación, permeado y concentrado.
- Temperatura de la solución de alimentación.
- Medidores de sólidos disueltos totales TDS en la alimentación, permeado y concentrado.
- Medidores de potencial de oxido reducción ORP en la alimentación.
- Medidores de pH en alimentación, permeado y concentrado así como para el circuito de lavado.

8.2 Alarmas y advertencias

En cualquier operación a nivel industrial siempre existe la posibilidad de que algún elemento del sistema o condición de operación alcance valores bajo determinadas condiciones, que supongan un riesgo para el funcionamiento de la planta, tanto desde el punto de vista de seguridad de los equipos que esta tiene así como de la calidad del agua tratada a obtener.

Los instrumentos se emplean para monitorear la naturaleza del agua de alimentación, pretratamiento del agua y en si la performance de la planta. Estas señales tienen un rango de valores de operación fijados para el normal desarrollo de la operación. Cuando los valores de dichas variables escapan del rango de operación se emplean advertencias para denotar que alguna condición fuera de lo común se viene presentando para conocimiento del operador de modo que este pueda realizar las acciones correctivas del caso.

Si los valores de las variables continúan escapando del rango prefijado y la tendencia se acentúa, se da lugar a una alarma, esta implica una situación de mayor gravedad que una advertencia y dependiendo del tipo de alarma generada puede ir acompañada de una parada de planta, pues ciertas condiciones pueden dañar equipos mecánicos, como las bombas, también pueden romper las membranas. Tanto las advertencias como las alarmas son condiciones de seguridad que se establecen para proteger la planta de ósmosis inversa ante la eventualidad de que algo pueda ocurrir mal.

Las alarmas que se emplean en la planta de ósmosis inversa son:

- **Baja presión o flujo a la entrada de la bomba de Alta presión**

Esta alarma viene acompañada de una parada de planta, la bomba de alta presión debe siempre contar con suficiente abastecimiento de agua para operar correctamente, si se tiene insuficiente agua o se ha dejado una válvula cerrada antes de la succión se pueden causar graves daños a la bomba o introducir aire a las etapas de membranas dañando sus sellos.

- **Alto o bajo pH**

Es una medida para proteger a las membranas de presentarse un valor de pH muy alto o muy bajo que pudiera causarles un daño permanente. La planta debe ser detenida y el sistema de membranas enjuagado.

- **Presión alta en la línea de permeado**

Representa una posibilidad de causar un daño mecánico a las membranas, ya que al ejercer una contra presión que despegue los sellos de las membranas, deforme los elementos. La planta debe parar antes que esta presión sea excesiva de otro modo el hecho de parar la planta de por si puede originar el daño de la membrana ya que puede descargar las presiones de la alimentación y del concentrado pero no necesariamente de la línea de permeado convirtiéndose en un peligro potencial para el sistema.

- **Bajo flujo de concentrado**

Es un medio de proteger el sistema ante un cierre de la válvula de concentrado, que estrangularía las etapas de membranas produciendo una mayor recuperación pero saturándolas mas rápido. La planta debe ser parada de darse el caso y enjuagar las etapas de membranas para remover las sales precipitadas.

- **Alto TDS / Alto o Bajo ORP**

Es una alarma que para la aplicación no implica una parada de planta necesariamente, es la indicación de una condición de operación anormal que puede generar ya sea una baja en la calidad del permeado a producir o también una más pronta saturación de las etapas de membranas con el consiguiente aumento de la frecuencia de lavado.

IX. ESTUDIO ECONOMICO DEL PROCESO

9.1 Costos del proceso

Los costos de una planta de ósmosis inversa se pueden separar en dos, los costos operativos y los costos de capital.

Costos de capital

El costo de capital de una planta en general depende del tamaño de la misma. En el caso de una planta de ósmosis inversa, esta en función del flujo de permeado a producir, para sistemas que producen menos de 150 galones por minuto, el costo varía drásticamente con el tamaño de la planta.

Normalmente las estructuras, la bomba de alta presión y costos de mano de obra tienden a ser mayores que los costos referentes a las membranas y los cilindros de alta presión o housings, esto tiende a equipararse a medida que se requiere de más etapas de membranas con un mayor número de elementos.

Así, en los sistemas más grandes los costos tienden a ser linealmente proporcionales al flujo de permeado a producir, ya que los costos de membranas y housings tienden a convertirse en costos dominantes.

También hay que tener en cuenta que independientemente del sistema, la instrumentación básica requerida para el funcionamiento adecuado de la planta es el mismo, lo que cambia es su modernidad y sofisticación.

Obviamente el costo de un sistema completo de ósmosis inversa depende de otros factores adicionales como los costos del equipo de pretratamiento,

si se tienen algunos equipos de operación en stand by en casos de emergencia, etc.

Se puede aproximar el costo de una planta de ósmosis inversa con membranas en forma espiralada y de flujos mayores a 150 galones por minuto empleando la siguiente relación:

Costo capital de planta ósmosis inversa = \$ 1200 / galones por minuto de permeado producido

Esta fórmula no considera los efectos de la inflación ni los costos de pre o post tratamiento de las soluciones. Tampoco incluye los gastos eléctricos ni de instrumentación asociados.

Costos operativos

Los costos operativos de un sistema de ósmosis inversa incluyen:

- Energía eléctrica.
- Adición del Antincrustante.
- Filtros de bolsa de operación y lavado.
- Reemplazo de membranas.
- Detergentes para la limpieza de las membranas.
- Mantenimiento.

Los costos operativos de la planta de ósmosis inversa en Yanacocha Norte son 70% menores a los costos de las plantas de tratamiento de aguas convencionales (EWTP) (Fuente: Minera Yanacocha S.R.L).

- **Energía eléctrica**

Los costos de energía eléctrica están básicamente referidos al funcionamiento de las bombas, variadores de velocidad, equipos eléctricos como el PLC y costos de iluminación.

El sistema de ósmosis inversa cuenta con equipos de media y baja tensión eléctrica.

Entre estos costos, el más elevado es el que corresponde al consumo de energía por parte de la bomba de alta presión.

El consumo de energía de la bomba de alta presión puede estimarse como:

$$\text{Kwh. / 1000 gal de permeado} = \frac{\text{presión de la bomba} \times 0.00728}{\text{Efic. bomba} \times \text{Efic. motor} \times \text{recuperación}}$$

Donde:

Kwh. es la energía requerida por la bomba en kilowatts por hora.

Presión de la bomba es la presión que la bomba de alta presión añade al sistema.

La eficiencia de la bomba se determina al flujo de operación y la recuperación del permeado se coloca como fracción.

- **Adición del antincrustante**

El antincrustante se emplea en dilución con agua a una concentración de 4 mg/L (4 ppm = 4 gramos/m³). El costo del antincrustante es de 2.23 \$/Kg. Entonces con la dosificación considerada, el costo de antincrustante por m³ de agua a tratar es 0.00895 \$/m³.

- **Filtros de bolsa de operación y lavado**

El costo de cada filtro es de 15.7 dólares. Considerando que al mes en promedio se cambia un juego de mangas para cada filtro = 24 mangas. El costo es = 376.8 dólares.

Considerando una disponibilidad de planta del 96%, se tiene que el flujo tratado promedio es de 357 m³/h x 24 h x 30 días x 0.96 = 246758.4 m³. Luego el costo por m³ es de 0.00153 \$/m³.

- **Reemplazo de membranas**

Esta contemplado en los planes futuros reemplazar una etapa de membranas cada año empezando a los 4 o 5 años de operación, si es que las condiciones de la operación así lo requieren. Se prevee que en cuatro años, la cantidad del permeado disminuya en aproximadamente 0.5%. Esta disminución en la cantidad se puede afrontar de dos maneras: la primera es dejar el proceso tal cual esta si no implica ningún problema a los valores de descarga del agua. La segunda posibilidad es incrementar la presión del sistema para suplir esta falencia sin cambiar ningún elemento.

- **Detergentes para la limpieza de membranas**

El costo de los detergentes para la limpieza de membranas es el que sigue:

Detergente acido = 2.981 \$/Kg

Detergente básico = 5.151 \$/Kg

Utilizando un flujo promedio mensual de 246758.4 m³. los costos por m³ serán:

Detergente acido = 0.0000121 \$/m³

Detergente básico = 0.000021 \$/m³

Costo total de limpieza = 0.000033 \$/m³

- **Mantenimiento**

Los costos de mantenimiento contemplan el mantenimiento predictivo, preventivo y reactivo.

Los equipos mayores de la planta tales como las bombas y motores son monitoreados en su operación continuamente para verificar su correcto alineamiento y análisis vibracional uniforme así como su correcto desempeño.

Los sensores y transmisores de las diferentes variables de proceso se calibran de acuerdo a un cronograma de instrumentación y se verifica su correcto estado y funcionamiento.

Toda el área de cloracion también tiene un cronograma especial para revisiones y mantenimientos para evitar fugas y derrames en todas sus etapas.

**X. VENTAJAS DE LA OSMOSIS INVERSA CON RESPECTO A
LA TECNOLOGÍA CONVENCIONAL
DE TRATAMIENTO DE AGUAS DE EXCESO (EWTP)**

El proceso de ósmosis inversa (RO) ofrece una serie de ventajas comparativas en todo sentido, con relación al proceso tradicional de tratamiento de aguas.

Estas ventajas se pueden clasificar en:

- El agua de RO es de mejor calidad.
- RO permite recuperar metales valiosos en el concentrado.
- RO permite un ahorro de cianuro, cloro y otros reactivos.
- La operación de RO es totalmente automatizada y es más sencilla.
- RO es más económica que EWTP en cuanto a costos operativos de consumibles.
- Las unidades de planta de RO son modulares y ocupan poco espacio.

10.1 Calidad

La planta se ha diseñado sobre la base de los estándares de calidad que el agua debe tener para poder ser descargada al medio ambiente, las membranas rechazan los elementos o compuestos en un porcentaje suficiente para permitir que el permeado los contenga en valores por debajo de los límites permisibles.

Por ejemplo para el caso del mercurio, la eficiencia es del 80 a 85 %, es decir entonces que para que el permeado no exceda las 2 partes por billón (ppb) que es el límite permisible para dicho metal la alimentación a la planta no debe exceder las 10 ppb de mercurio, lo cual se controla con la adición de zinc en el proceso Merrill Crowe.

Entonces garantizando las condiciones de la alimentación a la planta, sin importar que las membranas se encuentren saturadas o con presencia de incrustaciones, mientras no exista daño mecánico de las mismas, siempre la solución permeada a producir va a cumplir con los estándares de calidad establecidos.

En cambio el principio de las plantas de tratamiento de agua tradicional radica en el balance de una serie de reacciones químicas consecutivas, muy sensibles a cambios de concentración en reactivos y solución a tratar y en factores externos como el pH, velocidad de precipitación de los lodos en el reactor clarificador, etc. por lo tanto el éxito del proceso radica en muchos casos en la pericia y experiencia de los operadores para balancear este sistema complejo y responder rápidamente ante cambios en las condiciones de operación.

El proceso de ósmosis inversa es entonces mucho más estable y confiable en el largo plazo, ofrece una mayor garantía de calidad en el permeado a obtener, no tiene fluctuaciones en la calidad y propiedades del agua, la cual es mas homogénea, y por las razones antes expuestas de mejor calidad también.

10.2 Recuperación de metales valiosos en el concentrado

La solución pobre o barren que alimenta a las plantas de tratamiento de aguas contiene trazas de metales valiosos que no han podido ser precipitados totalmente en el proceso de Merrill Crowe.

En las plantas tradicionales de tratamiento de aguas, luego de convertir el cianuro en cianatos no tóxicos por la inyección de cloro, se procede a precipitar los metales valiosos mediante la adición de NaSH que forma una masa de sulfuros metálicos que posteriormente se coagulan y precipitan como lodos en el reactor clarificador.

Estos lodos se retornan al pad para continuar lixiviándolos y recuperar los metales valiosos presentes.

En el proceso de ósmosis inversa en cambio los metales valiosos se concentran y abandonan la planta en la corriente de concentrado, en el caso específico del oro, este se concentra hasta en 10 veces con relación a su concentración inicial en la solución barren, así por ejemplo si el contenido de oro en la solución barren es de 0.01 mg/L, en la corriente de concentrado el contenido de oro es 0.1 mg/L o ppm.

El concentrado se retorna luego al pad de lixiviación, debido a su contenido de cianuro colabora con la extracción del oro y como ya contiene oro dicha corriente. este retorna mas fácilmente al proceso Merrill Crowe para su recuperación.

10.3 Ahorro de cianuro, cloro y otros reactivos

El proceso de ósmosis inversa, representa un ahorro en el consumo de reactivos con relación a las plantas de tratamiento tradicional de agua. La operación en si únicamente requiere de la adición de antincrustante.

Para adecuar el permeado a los límites de descarga establecidos se inyecta cloro al permeado, pero a diferencia de las plantas normales de tratamiento donde el consumo promedia los 100 Kg/h de cloro, el permeado únicamente requiere de 10 a 12 Kg/h en promedio.

Los únicos reactivos que se utilizan adicionalmente con cierta regularidad son los detergentes para la limpieza de las membranas, pero con una correcta operación bajo condiciones normales no se emplean todos los días y su uso es moderado.

En el caso del cianuro, la corriente de permeado contiene alrededor de 8 partes por millón de cianuro (ppm), por lo que es clorado, en cambio el contenido de cianuro en la corriente de concentrado es tres y media veces mayor con respecto a la concentración de cianuro en la alimentación, y dado que esta corriente de concentrado retorna al pad para continuar lixiviando el mineral, el contenido de cianuro en el concentrado permite un ahorro del mismo ya que no se debe adicionar cianuro para lograr la concentración o fuerza de cianuro óptimos.

10.4 Operación automatizada

El control de la planta se realiza vía PLC, las señales de los instrumentos de campo llegan al controlador y sobre la base de sentencias pre establecidas, los instrumentos de control finales como las bombas y válvulas realizan su labor manteniendo en su valor la variable objetivo del proceso.

El sistema de control está diseñado para mantener en todo momento un flujo de permeado igual a 250 m³ por hora, para lo cual incrementa la velocidad

de la bomba de alta presión, una vez que el flujo de permeado empieza a presentar una tendencia a disminuir producto de la saturación de las membranas, estas deben ser limpiadas de acuerdo a cual fue el causante de su saturación, el flujo de permeado se restablece y la operación vuelve a su normalidad.

La labor del operador es monitorear la operación de la planta, esto incluye:

- ✓ Verificar que los instrumentos de campo cumplan su función y reporten valores lógicos y validos al controlador para la toma de decisiones
- ✓ Recopilación y toma de data para la evaluación periódica del desempeño de la planta.
- ✓ Identificar las condiciones de operación anormales y que fenómenos la están causando para tomar las acciones correctivas.
- ✓ Evaluar el estado de las membranas, cual es la causa de su saturación y cuales son las etapas/detergentes a emplear para limpiarlas.

Todos estos factores se diferencian del trabajo del operador en la planta de tratamiento de aguas tradicional, en la cual, el operador tiene una labor mucho más física y requiere de mayor trabajo manual, la operación puede monitorearse por computador y maniobrar desde la sala de control algunos equipos de proceso, pero la dosificación de reactivos es manual, los ensayos de campo también lo son, y ante la presencia de un problema

operativo la solución es balancear nuevamente el proceso mediante un control manual de los elementos de planta.

Es por ello que la operación de la planta de ósmosis inversa si bien requiere un mayor entrenamiento y conocimiento del operador inicialmente, a la postre facilita su labor a la par que aumenta su entendimiento del proceso.

10.5 Ventaja económica de la ósmosis inversa con respecto a EWTP

El costo operativo de 1m³ de agua tratada por ósmosis inversa es menor al correspondiente por el proceso tradicional en relación a los consumibles.

Una planta de EWTP con una capacidad igual a una unidad de osmosis (250 m³/h) consumiría un promedio de 60 kg de cloro por hora vs. los 10 kg/h de una unidad de osmosis inversa, es decir un ahorro del 83.33% de cloro cuyo costo es 1.02 \$/Kg. Se ahorra solo en cloro $50 \text{ kg/h} \times 24\text{h} \times 30 \text{ días} \times 1.02 \text{ \$/Kg} = 36720 \text{ \$/mes}$ y $440640 \text{ \$/año}$.

En planta de EWTP se consume además sulfhidrato de sodio, cloruro férrico, floculante, ácido ortofosfórico, meta bisulfito de sodio, que representan costos de consumibles adicionales por m³ de agua procesada.

10.6 Menor espacio

Cada unidad de ósmosis inversa es modular lo que les confiere una gran versatilidad independientemente del flujo a tratar. Se hace sencillo realizar inspecciones rutinarias a los equipos y sensores que gobiernan el proceso e

identificar cualquier problema o condición anormal que se pueda presentar para realizar la acción correctiva del caso.

XI. CONCLUSIONES

- ✓ Por todo lo anteriormente expuesto, el proceso de tratamiento de aguas por ósmosis inversa representa una inversión exitosa de Yanacocha para asegurar que el agua que debe descargar al medio ambiente cumpla con todos los requisitos de calidad impuestos por los organismos nacionales e internacionales.

- ✓ La tecnología de ósmosis inversa demuestra ser comparativamente más eficiente y rentable con respecto al proceso tradicional de tratamiento de aguas de exceso en todos los aspectos operativos y de la calidad del producto.

- ✓ Las plantas o unidades de ósmosis inversa aplicadas a efluentes de la industria minera no son estandarizadas, se diseñan a partir de la solución que se desea tratar y los objetivos de dicho tratamiento. Se debe partir de pruebas a escala de laboratorio y piloto para luego proceder a realizar el escalamiento a tamaño planta no solo para predecir el comportamiento y eficiencia de la unidad sino también para identificar necesidades de pre y post tratamiento de ser estos requeridos

- ✓ La solución que ingresa a una etapa de membranas debe reunir características especiales por lo que en muchos casos es necesario acondicionarla mediante un pre tratamiento para eliminar sólidos en suspensión, materia orgánica o algún compuesto que afecte el desempeño normal de las membranas y reduzca la eficiencia del proceso.

- ✓ La operación de una planta de RO es altamente tecnificada pero sencilla a su vez, no se requiere de operadores ni personal altamente especializado, las unidades de RO se encuentran totalmente automatizadas mediante sensores y transmisores para las variables más representativas del proceso, las cuales unidas a un sistema de alarmas permiten alertar la presencia de algún factor que se viene dando en el proceso que puede perjudicar la operación o afectar la calidad del agua. Por ello si se hace necesario el brindar entrenamiento teórico – práctico a las personas encargadas de su operación y monitoreo para que puedan seguir el desarrollo del proceso e identificar las acciones a tomar.

- ✓ Es una tecnología que no requiere de mucho mantenimiento mecánico ni eléctrico de manera continua. Se deben inspeccionar y revisar los equipos e instrumentos periódicamente como en cualquier planta de procesos, pero no requiere de un cuidado especial ni labores especializadas o difíciles de realizar.

- ✓ Una vez que una unidad de ósmosis inversa es puesta en marcha, esta brinda agua tratada o permeada de manera segura y eficiente, es decir continuamente y sin necesidad de preocuparse por los parámetros de la solución permeada, no es necesario un muestreo permanente de las descargas o un reprocesamiento del agua a tratar, la planta hace el trabajo en forma automática.

- ✓ El lavado de membranas permite restaurar las condiciones originales de la operación, es importante identificar las causas de la saturación

de las mismas para seleccionar el detergente a usar. Se debe establecer un cronograma regular para la limpieza de membranas para obtener no solo periodos mas extendidos sin paras por limpieza sino también para incrementar la vida útil de las mismas.

- ✓ El proceso de ósmosis inversa es una alternativa más rentable y viable a las necesidades actuales y futuras de la mina. En un futuro cercano cuando la naturaleza del mineral a tratar cambie como es normal en toda operación en expansión, la química del tratamiento de aguas tradicional se vera afectada por el cambio de comportamiento de la solución pobre o barren, lo cual a su vez requerirá de reajustes en el proceso que lo harán aun menos versátil. Pero las plantas de ósmosis inversa seguirán brindando de manera segura un agua de mejor calidad, recuperando los metales que pueden ser aun recuperados en el proceso extractivo y recuperando cianuro, representando un ahorro importante en este reactivo frente a la posibilidad de lixiviar metales tales como el cobre (gran consumidor de cianuro) en un futuro cercano.

XII. RECOMENDACIONES

La recomendación más importante para mantener una correcta operación y obtener los mejores rendimientos de una unidad o planta de ósmosis inversa es realizar un monitoreo continuo del proceso:

Monitoreo de la adición de antincrustante

Es muy importante verificar el correcto ingreso de antincrustante a planta en concentraciones y flujos adecuados, un flujo insuficiente de antincrustante fomenta la precipitación de carbonato de calcio y con ello reduce la eficiencia de flujo de planta y ocasiona periodos de limpieza mas prolongados de los normales. Un exceso de antincrustante ocasiona la precipitación del mismo además del carbonato de calcio que empieza a concentrarse en el sistema que conlleva a los mismos efectos que el caso anterior.

Monitoreo de los equipos mayores: Mecánico y eléctrico

El funcionamiento de bombas y variadores de velocidad debe ser revisado periódicamente para su óptimo rendimiento.

Monitoreo de los instrumentos de proceso

Se debe verificar y contrastar con periodicidad los valores que marcan los instrumentos de campo tales como pH metros, medidores de TDS, medidores de ORP, válvulas de control y flujómetros. Las señales de todos estos instrumentos van directamente al PLC y gobiernan el desarrollo del

proceso. Señales erróneas pueden dar como resultado paradas de planta intempestivas producto de alarmas o un inadecuado control de la calidad de las soluciones entrante y saliente de planta.

XIII. BIBLIOGRAFIA

Libros

- 1) **American Water Works Association Research Foundation.** Water treatment: Membrane processes. Primera edición. Año 1996. Mc Graw Hill. Estados Unidos de América.
- 2) **Byrne, Wes.** Reverse Osmosis: A practical guide for industrial users. Segunda edición. Año 2002. Tall Oaks publishing Inc. Estados Unidos de América.
- 3) **Motley / Qasim / Zhu.** Water Works engineering: Planning, design and operation. Primera edición. Año 2000. Prentice Hall PTR. Estados Unidos de América.

Manuales y artículos de referencia

- 1) Manual de procedimientos Planta de Excesos de Aguas – Minera Yanacocha S.R.L. Edición actualizada diciembre 2003.
- 2) Metalurgia Extractiva Del Oro. Tecsup. 2004
- 3) Chemistry of cyanidation. Harry Treweek. Cyanimid Explosives and Mining Chemicals Department. 1958

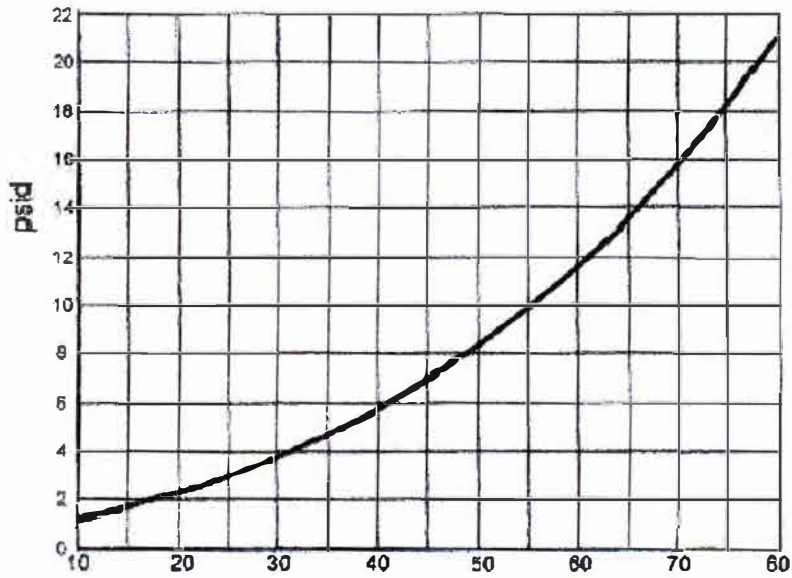
- 4) How to calculate the normalized flow on an RO system. Desal (GE Osmonics)

- 5) Avista Technologies: Product catalog for membrane cleaners.

XIV. APENDICES

APENDICE 1: Factores de corrección por temperatura

Flujo de permeado x Factor de corrección = Flujo de permeado a 77 F.					
F	Divisor	Factor	F	Divisor	Factor
35	0.52	1.92	63	0.82	1.22
36	0.53	1.89	64	0.83	1.20
37	0.54	1.85	65	0.85	1.18
38	0.55	1.82	66	0.86	1.16
39	0.56	1.78	67	0.87	1.15
40	0.57	1.75	68	0.88	1.14
41	0.58	1.72	69	0.89	1.12
42	0.59	1.69	70	0.90	1.11
43	0.60	1.67	71	0.91	1.10
44	0.61	1.64	72	0.93	1.08
45	0.62	1.61	73	0.94	1.06
46	0.63	1.59	74	0.95	1.05
47	0.64	1.56	75	0.97	1.03
48	0.65	1.53	76	0.98	1.02
49	0.67	1.49	77	1.00	1.00
50	0.68	1.47	78	1.01	0.99
51	0.69	1.45	79	1.02	0.98
52	0.70	1.43	80	1.04	0.96
53	0.71	1.41	81	1.05	0.95
54	0.72	1.39	82	1.06	0.94
55	0.73	1.37	83	1.07	0.93
56	0.74	1.35	84	1.08	0.92
57	0.75	1.33	85	1.10	0.91
58	0.76	1.31	86	1.11	0.9
59	0.77	1.29	87	1.12	0.89
60	0.78	1.27	88	1.14	0.88
61	0.80	1.25	89	1.15	0.87
62	0.81	1.23	90	1.17	0.86

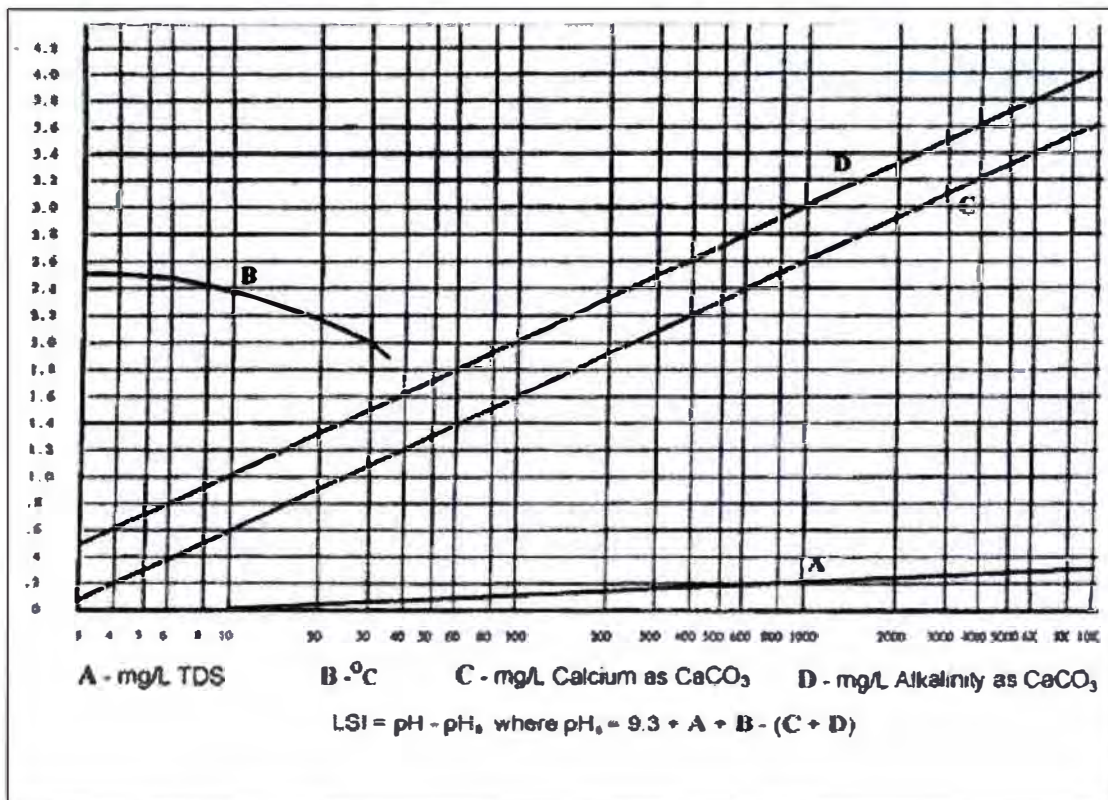
APENDICE 2: Presión diferencial en una membrana de ósmosis inversa**Caída de presión estándar en una membrana de 8" x 40"**

$$\text{Flujo promedio (gpm)} = (\text{Alimentación} + \text{Concentrado})/2$$

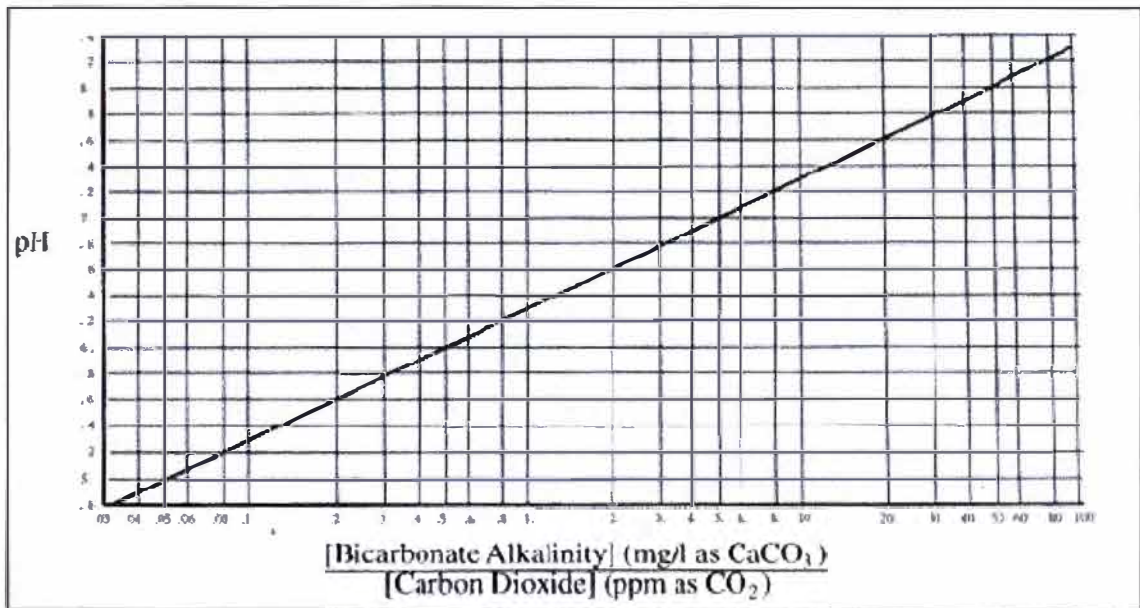
**APENDICE 3: Factores de conversión a unidades de concentración
ppm como CaCO₃**

<i>Ion/Chemical</i>	<i>Chemical Formula</i>	<i>Molecular Weight</i>	<i>As Ion to CaCO₃ Equiv.</i>	<i>CaCO₃ Equivalent As Ion Factor</i>
Acetic acid	HC ₂ H ₃ O ₂	60.1	0.83	1.20
Aluminum	Al ₃ ⁺	27.0	5.56	0.18
Ammonia	NH ₃	17.0	2.94	0.34
Ammonium	NH ₄ ⁺	18.0	2.78	0.86
Barium	Ba ²⁺	137.4	0.73	1.37
Bicarbonate	HCO ₃ ⁻	61.0	0.82	1.22
Calcium	Ca ²⁺	40.1	2.50	0.4
Carbon dioxide	CO ₂	44.0	1.14	0.88
Carbonate	CO ₃ ²⁻	60.0	1.67	0.6
Chloride	Cl ⁻	35.5	1.41	0.71
Chlorine	Cl ₂	70.0	1.41	0.71
Copper	Cu ²⁺	63.6	1.57	0.64
Iron (Ferric)	Fe ³⁺	55.8	2.69	0.37
Iron (Ferrous)	Fe ²⁺	55.8	1.79	0.56
Fluoride	F ⁻	19.0	2.63	0.38
Hydrogen	H ⁺	1.0	50.0	0.02
Hydrogen peroxide	H ₂ O ₂	34.0	2.94	0.34
Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.1	2.93	0.34
Hydroxide	OH ⁻	17.0	2.94	0.34
Iodide	I ⁻	126.9	0.39	2.54
Iodine	I ₂	253.8	0.39	2.54
Lead	Pb ²⁺	207.0	0.48	2.08
Magnesium	Mg ²⁺	24.3	4.10	0.24
Manganese (Manganic)	Mn ³⁺	54.9	2.73	0.37
Manganese (Manganous)	Mn ²⁺	54.9	1.82	0.55
Nitrate	NO ₃ ⁻	62.0	0.81	1.24
Peracetic acid	HC ₂ H ₃ O ₃	76.1	0.66	1.52
Phosphate	PO ₄ ³⁻	95.0	1.58	0.63
Potassium	K ⁺	39.1	1.28	0.78
Silica	SiO ₂	60.1	0.83	1.20
Sodium	Na ⁺	23.0	2.18	0.46
Sulfate	SO ₄ ²⁻	96.1	1.04	0.96
Sulfide	S ²⁻	32.1	3.13	0.32
Water	H ₂ O	18.0	5.56	0.18

APENDICE 4: Parámetros para hallar el Índice de Langelier



APENDICE 5: Relación entre alcalinidad causada por bicarbonatos, el dióxido de carbono y el pH.



APENDICE 6: Flujos límite para la limpieza de membranas

Diámetro de la membrana, pulg.	Largo de la membrana, pulg.	Flujo máximo por Housing, gpm	Volumen de solución por membrana, gal	Volumen retenido por membrana, gal
2	40	2.5	1.5	0.4
2.5	40	4	2	0.5
4	40	10	5	1.25
6	40	20	10	2.5
8	40	40	20	5
12	40	80	40	10