

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**GENERACIÓN DE VAPOR CON AGUAS DE PRODUCCIÓN DEL
CAMPO BARE, DISTRITO SAN TOMÉ**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Zavala M. Miguel J.
Para Optar al Título de Ingeniero Químico

Caracas, Junio de 2011

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**GENERACIÓN DE VAPOR CON AGUAS DE PRODUCCIÓN DEL
CAMPO BARE, DISTRITO SAN TOMÉ**

TUTOR ACADÉMICO: Profa. María Rincones

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Carlos Díaz

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Zavala M. Miguel J.
Para Optar al Título de Ingeniero Químico

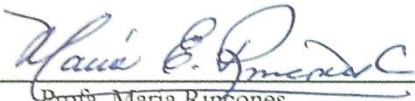
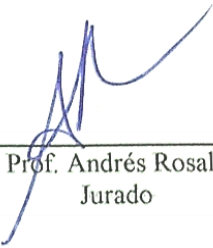
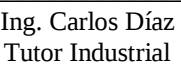
Caracas, Junio de 2011

Caracas, Junio de 2011

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Miguel José Zavala Mata, titulado:

**“GENERACIÓN DE VAPOR CON AGUAS DE PRODUCCIÓN DEL CAMPO
BARE, DISTRITO SAN TOMÉ”**

Consideramos que el mismo cumple con los requerimientos exigidos por el plan de estudio conducente al título de Ingeniero Químico, y sin que esto signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran **APROBADO**

 _____ Prof.ª María Rincón Tutora Académica		 _____ Prof. Andrés Rosales Jurado
 _____ Prof.ª Adriana García Jurado		 _____ Ing. Carlos Díaz Tutor Industrial

DEDICATORIA

A los dos seres más importantes en mi vida, mi mamá Yanitza Mata y mi papá Miguel Zavala, pilares fundamentales en todo lo que soy, gracias a sus consejos, preocupación, confianza y apoyo constante e incondicional durante cada instante de mi carrera y de mi vida.

A mi abuela Carmen Zavala, la cual ha sido para mí como una segunda madre y cuyo afecto y apoyo fueron factores claves para poder alcanzar la meta de formar parte de la prestigiosa familia de egresados de la gloriosa Universidad Central de Venezuela.

A Dios y a la Virgen del Valle, por guiarme siempre hacia caminos exitosos y por permitirme aprender, tanto de las victorias como de las derrotas, aspectos nuevos de la vida que me ayudan a superar obstáculos y a ser cada día un mejor ser humano.

A todos ellos les dedico este Trabajo Especial de Grado.

AGRADECIMIENTOS

A la ilustre y gloriosa Universidad Central de Venezuela, por ofrecerme la oportunidad de pertenecer a tan majestuosa casa de estudios y brindarme los conocimientos para convertirme en un Ingeniero Químico.

A PDVSA Exploración y Producción División Ayacucho, Distrito San Tomé, por brindarme la oportunidad de desarrollar mi Trabajo Especial de Grado en sus instalaciones facilitándome todas las herramientas necesarias y otorgándome esa valiosa experiencia.

A mi tutora académica María Rincones por su valioso apoyo, palabras de aliento y constante motivación, las cuales provocaron que el trabajo siempre tuviera el rumbo adecuado, más que una tutora, una amiga.

A mi tutor industrial Carlos Díaz por el tiempo invertido, tiempo que sin lugar a dudas fue bastante valioso.

A mi co-tutor industrial y compañero Ucevista Diógenes Lugo por el apoyo prestado, la preocupación mostrada y por hacerme sentir como un empleado más de la gerencia de tecnología.

A mi compañero Ucevista y amigo Gabriel Hernández, por todas esas valiosas experiencias y conocimientos que muy amablemente compartió conmigo, así como también por la preocupación mostrada durante mi estadía en la empresa.

A mi primo José Zavala por su apoyo incondicional, por confiar en mí y por la gran ayuda prestada en los momentos más difíciles durante esta experiencia.

A mi compañera Ucevista Katherine Yépez por su valiosa ayuda, amistad y por la confianza brindada.

Al estimado Prof. Humberto Kum por todos los conocimientos, por guiarme y orientarme en los últimos años la carrera y por la preocupación mostrada desde el principio hasta el fin de este trabajo.

Al grupo de profesionales que labora en la Gerencia de tecnología del Distrito San Tomé: Raúl, “Miguelón”, Leidy, Ana, Wilfredo y “Giselita”, por su amable atención y cortesía durante mi estancia en la empresa.

A los profesionales que laboran en el centro de análisis San Tomé, José Cedeño, Diaurnis, entre otros, por toda la atención y el gran apoyo brindado.

Al grupo de Profesionales que labora en la gerencia de plantas de vapor y agua, Abrahan, Alí, Duma, entre otros, por su amable atención y por el gran apoyo brindado.

A mis amigos Reinaldo, David, Terzo y Laura, por estar allí desde el principio de todo, por el optimismo y por edificar en mí esa parte tan necesaria que hace sentirse siempre bien.

A mis nuevos amigos José, Ángela, Nhorlys, Carlin, Natalia, Aldo, Alejandra, Andreina, Valeria, Audiver y Carolina, por brindarme su amistad y por compartir esos cortos pero gratos momentos de mi estadía en la compañía.

A las empresas Veolia y Lipesa, por el asesoramiento prestado durante el desarrollo del trabajo y por compartir conmigo parte de su valiosa experiencia en el área de tratamientos fisicoquímicos.

A todos aquellos que no menciono acá porque se me escapan de mi memoria, pero que contribuyeron conmigo para alcanzar tan apreciada meta.

GRACIAS

Zavala M. Miguel J.

GENERACIÓN DE VAPOR CON AGUAS DE PRODUCCIÓN DEL CAMPO BARE, DISTRITO SAN TOMÉ

Tutor Académico: Profa. María Rincones. Tutor Industrial: Ing. Carlos Díaz.
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
Año 2011, 120 p.

Palabras Claves: Generación de vapor, Aguas de producción, Tratamiento de aguas, Crudo pesado, Crudo extrapesado, Tecnologías térmicas de recuperación mejorada, Inyección de vapor.

Resumen: Se contemplaron distintos escenarios de tratamiento orientados a adecuar las aguas de producción del campo Bare del distrito San Tomé para la generación de vapor, con fines de implantar un proceso a escala piloto. Para ello se caracterizaron tres (3) de los volúmenes de aguas más representativos del campo, provenientes de las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10. Las aguas estudiadas resultaron ser de tipo Salada - Cloruradas Sódicas, muy duras y con tendencia incrustante. Se determinó que existen variaciones de salinidad considerables en las aguas provenientes de los distintos puntos muestreados y que en general las características de estas aguas se mantienen relativamente constantes en el tiempo. Se empleó una matriz de evaluación basada en un método de análisis por criterios relativos denominado Thomas Saaty, en función de poder determinar las alternativas más convenientes, desde el punto de vista técnico-económico, conjuntamente con una estimación de costos de capital y un análisis de costos indirectos. Se propone como el proceso de tratamiento más conveniente para la remoción de crudo y sólidos suspendidos la combinación de un tanque desnatador, un sistema de flotación por gas inducido y un filtro cáscara de nuez en serie. Por otro lado, para remover los sólidos disueltos presentes en el agua analizada, es sugerida como mejor alternativa técnica el empleo de un sistema de destilación por compresión de vapor. Se recomienda realizar un mapa de caracterización de las aguas de producción de la Faja, con la finalidad de determinar las mejores estrategias posibles de tratamiento en función de las características químicas de las aguas, así como también posibles mezclas, en función de obtener aguas más accesibles para el tratamiento.

ÍNDICE GENERAL

CONTENIDO	Pág.
ÍNDICE DE FIGURAS	viii
ÍNDICE DE TABLAS	x
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I.....	4
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	4
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	4
1.2. ANTECEDENTES	6
1.3. OBJETIVOS	10
1.3.1. Objetivo General	10
1.3.2. Objetivos Específicos	10
CAPÍTULO II.....	12
MARCO TEÓRICO	12
2.1. ORIGEN DE LAS AGUAS DE PRODUCCIÓN	12
2.1.1. Generación de las Aguas de Producción	12
2.1.2. Composición típica de las aguas de producción.....	13
2.2. CLASIFICACIÓN DE LAS AGUAS SEGÚN SU COMPOSICIÓN QUÍMICA.....	14
2.2.1. Clasificación del agua en función de su salinidad.....	14
2.2.2. Clasificación del agua en función de su dureza.....	14
2.2.3. Clasificación del agua en función de su composición iónica	15
2.2.4. Clasificación del agua en función de su tendencia incrustante	16
2.3. ESTADO DEL ARTE DEL TRATAMIENTO DEL AGUA DE PRODUCCIÓN	18

2.3.1. Métodos físicos de tratamiento.....	20
2.3.2. Métodos Químicos de tratamiento.....	25
2.3.3. Métodos Biológicos de tratamiento.....	25
2.4. MÉTODO DE ANÁLISIS MULTICRÍTICO THOMAS SAATY	26
2.5. GENERADORES DE VAPOR EMPLEADOS EN CAMPOS DE PRODUCCIÓN PETROLERA	28
2.5.1. Características del agua de alimentación empleada en los Generadores de Vapor	28
2.5.2. Problemas operacionales en los generadores de vapor relacionados con la calidad del agua de alimentación.....	31
CAPÍTULO III	32
METODOLOGÍA GENERAL	32
3.1. DEFINICIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA DEL PROCESO	32
3.2. FIJACIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO	37
3.3. REVISIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DISPONIBLES	37
3.4. SELECCIÓN DEL ESCENARIO MÁS IDÓNEO A PARTIR DE UNA EVALUACIÓN TÉCNICA-ECONÓMICA DE LAS TECNOLOGÍAS Y EQUIPOS DISPONIBLES PARA EL PROCESO DE TRATAMIENTO	38
3.5. DEFINICIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO SELECCIONADO ..	40
CAPÍTULO IV	42
RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	42
4.1. DEFINICIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA DEL PROCESO	42
4.2. FIJACIÓN DEL TRATAMIENTO.....	50

4.3. REVISIÓN Y SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS Y EQUIPOS TÉCNICA Y ECONÓMICAMENTE RECOMENDADOS COMO LOS MÁS IDÓNEOS PARA EL PROCESO DE TRATAMIENTO.....	52
4.4. ESTIMACIONES DE COSTOS DE LOS ESCENARIOS ESTABLECIDOS	70
4.5. DEFINICIÓN DEL PROCESO SELECCIONADO COMO EL MÁS IDÓNEO PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR.....	73
CONCLUSIONES.....	83
RECOMENDACIONES	85
BIBLIOGRAFÍA.....	86
APÉNDICE	90

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura N° 1. Esquema de tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas de producción en función de los contaminantes a remover.	18
Figura N° 2. Esquema básico de la Metodología empleada	32
Figura N° 3. Efluentes de muestreo de los tanques de lavado.....	34
Figura N° 4. Área de captación de muestras	34
Figura N° 5. Tanque de lavado TK-40.001	34
Figura N° 6. Tanques de lavado TK-20.001 y TK-20.002	34
Figura N° 7. Sistema de generación de vapor ubicado en Bare-5	36
Figura N° 8. Esquema general del proceso propuesto para el tratamiento de las aguas de producción a ser empleadas en la generación de vapor.	51
Figura N° 9. Principales tecnologías empleadas para la remoción de crudo y sólidos ..	53
Figura N° 10. Esquema de las tecnologías planteadas como posibles opciones en la etapa de remoción de crudo y sólidos suspendidos.....	54
Figura N° 11. Principales tecnologías empleadas para la remoción de sólidos disueltos en agua.	61
Figura N° 12. Tecnologías aplicables para el proceso de remoción de sólidos totales ..	64
Figura N° 13. Principales tecnologías empleadas para la remoción de gases disueltos en agua.	67
Figura N° 14. Principales tratamientos empleados para la remoción gases.	68
Figura N° 15. Escenarios visualizados como posibles procesos de tratamiento para adecuar las aguas de producción a especificaciones para la generación de vapor.....	69
Figura N° 16. Esquema básico del equipo de destilación por compresión mecánica de vapor.....	77
Figura N° 17. Diagrama de Bloques del proceso propuesto	79
Figura N° 18. Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del proceso de tratamiento propuesto (1/3)	80

Figura N° 19. Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del proceso de tratamiento propuesto (2/3)	81
Figura N° 20. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso de tratamiento propuesto (DFP) (3/3)	82
Figura N° 21. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso del proceso de tratamiento alternativo (1/5)	112
Figura N° 22. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso del proceso de tratamiento alternativo (2/5)	113
Figura N° 23. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso del proceso de tratamiento alternativo (3/5)	114
Figura N° 24. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso del proceso de tratamiento alternativo (4/5)	115
Figura N° 25. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso del proceso de tratamiento alternativo (5/5)	116

ÍNDICE DE TABLAS

Pág.

Tabla N° 1. Clasificación del agua según su grado de salinidad.....	14
Tabla N° 2. Clasificación del agua según su dureza total	15
Tabla N° 3. Características de los principales métodos físicos empleados en el tratamiento de aguas de producción.....	20
Tabla N° 4. Características de los principales métodos químicos empleados en el tratamiento de aguas de producción.....	25
Tabla N° 5. Características de los principales métodos biológicos empleados en el tratamiento de aguas de producción.....	26
Tabla N° 6. Especificaciones de calidad de agua recomendadas para alimentación a generadores de vapor acuotubulares.....	29
Tabla N° 7. Efectos y consecuencias de los contaminantes contenidos en la alimentación del agua de los generadores.....	31
Tabla N° 8. Análisis realizados a las muestras captadas en los tanques de lavado del campo Bare.....	35
Tabla N° 9. Caracterización de las aguas de producción de las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10 realizadas en el año 2005.....	42
Tabla N° 10. Caracterización realizada a las aguas de producción de las estaciones de descarga BARED-5 BARED-10.....	43
Tabla N° 11. Especificaciones máximas permisibles para generadores de vapor de un solo paso con calidad a la salida de 80%.	49
Tabla N° 12. Condiciones de las corrientes de entrada y Salida del proceso.....	50
Tabla N° 13. Comparación entre las características de los sistemas de Flotación por gas disuelto, Flotación por gas inducido e Hidrociclones.....	57
Tabla N° 14. Matriz técnica empleada para la selección de la tecnología de tratamiento secundario para la remoción de crudo y sólidos suspendidos.....	58
Tabla N° 15. Comparación entre las características de los sistemas de Filtración Multimedia (arena y antracita) y los sistemas de Filtración con Cáscara de Nuez.....	59

Tabla N° 16. Matriz técnica empleada para la selección de la tecnología de tratamiento terciario de remoción de crudo y partículas suspendidas.....	60
Tabla N° 17. Comparación entre las características de los sistemas MVC, MED e Intercambio Iónico combinado con Ósmosis Inversa.	65
Tabla N° 18. Matriz de evaluación para las alternativas planteadas de remoción de sólidos totales disueltos.....	66
Tabla N° 19. Estimación de costos correspondiente al Escenario 1.....	71
Tabla N° 20. Estimación de costos correspondiente al Escenario 2.....	72
Tabla N° 21. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento propuesto (1/3) ..	80
Tabla N° 22. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento propuesto (2/3) ..	81
Tabla N° 23. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento propuesto (3/3) ..	82
Tabla N° 24. Caracterización del agua proveniente del tanque de lavado TK-20.001 perteneciente a la estación de descarga BARED-5.	99
Tabla N° 25. Caracterización del agua proveniente del tanque de lavado TK-20.002 perteneciente a la estación de descarga BARED-5.	100
Tabla N° 26. Caracterización del agua proveniente del tanque de lavado TK-40.001 perteneciente a la estación de descarga BARED-10.	101
Tabla N° 27. Composición iónica de las muestras de agua caracterizadas	101
Tabla N° 28. Principales Equipos del proceso de tratamiento recomendado como el más idóneo para la generación de vapor.	102
Tabla N° 29. Índices de Stiff y Davis para las distintas aguas analizadas	102
Tabla N° 30. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (1/5)	112
Tabla N° 31. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (2/5)	113
Tabla N° 32. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (3/5)	114
Tabla N° 33. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (4/5)	115

Tabla N° 34. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (5/5)	116
Tabla N° 35. Determinación de Carbonatos y Bicarbonatos a través de la alcalinidad parcial y la alcalinidad total	117
Tabla N° 36. Porcentaje de los costos para osmosis inversa con respecto al costo total del sistema.	118
Tabla N° 37. Correlación de precio para tanques de almacenamiento en función de la capacidad para el año 2005	118
Tabla N° 39. Índices de Costos de Capital para diferentes periodos.	119
Tabla N° 38. Caracterización de las aguas de acuíferos empleadas actualmente para la generación de vapor en el campo Bare	119
Tabla N° 40. Dimensiones de filtros Cáscara de Nuez dadas por el fabricante en función del flujo manejado.	119
Tabla N° 41. Índice aleatorio (RI) en función del número de alternativas presentes.	120

INTRODUCCIÓN

La Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), fuente de reservas de hidrocarburos líquidos más grande del mundo, comprende una extensión de 55.314 km² y un área de explotación actual de 11.593 km², ubicada al sur de los estados Guárico, Anzoátegui y Monagas.

Este gran reservorio petrolero fue dividido en cuatro grandes áreas, siendo estas de oeste a este: Boyacá, Junín, Ayacucho y Carabobo, y a su vez segmentado en 29 bloques de 500 km² cada uno aproximadamente (PDVSA, 2011).

Se calcula que posee 1360 MMB de Petróleo Original en Sitio (POES) y sus reservas recuperables estimadas, basadas en un factor de recobro total de 20%, están en el orden de 272.000 millones de barriles, de los cuales se habían oficializados solo 37 mil millones de barriles para el 2005, quedando por oficializar 235.000 millones de barriles. Actualmente, con la reciente certificación del total de hidrocarburo recuperable contenido en los yacimientos de la FPO, Venezuela pasó a ser el país con mayores reservas de crudo pesados y extrapesados certificadas en el mundo, ascendiendo estas a 296.000 millones de barriles, de los cuales más del 90% están contenidos en este importante reservorio. En la FPO también existe un volumen significativo de Gas Original en Sitio (GOES), que indica la posibilidad de autoabastecimiento en las futuras estrategias de explotación en la FPO, puesto que se visualiza la ejecución de proyectos de inyección de vapor que requerirán grandes sumas de gas para su generación (PDVSA, 2011).

También es de suma importancia disponer de volúmenes de agua en condiciones aptas para satisfacer las demandas de los procesos de generación de vapor necesarios para llevar a cabo proyectos térmicos de recuperación mejorada basados en la Inyección de vapor, orientados a cumplir los objetivos de producción previstos para la producción de crudos pesados y extrapesados, caracterizados por su elevada densidad y viscosidad. La eficiencia de los generadores de vapor y por consiguiente el costo de operación que estos tienen, así como la seguridad con la que operan y el tiempo de vida útil que poseen, depende en gran medida de la calidad del agua con que se

alimentan, por ello es requerido generalmente un tratamiento, tanto físico como químico, que reduzca al mínimo cualquier efecto nocivo producido por los compuestos acarreados por el agua.

En el campo petrolero Bare del Distrito San Tomé, ubicado en el bloque Ayacucho de la FPO, se están llevando a cabo en la actualidad procesos térmicos de recuperación mejorada basados en la inyección de vapor, siendo la fuente de agua para este proceso, los acuíferos superficiales de agua dulce más cercanos. El tratamiento que se le da a ésta agua es mínimo, ya que, las mismas son catalogadas como agua de consumo humano, por lo tanto solo es necesaria la remoción de sedimentos y someterla a un proceso de suavización para después alimentarla al generador de vapor. Las normativas ambientales y legales, actualmente se están direccionando hacia la reducción y posterior eliminación del uso de estas reservas de agua de consumo humano para actividades de recuperación mejorada de petróleo, por lo cual se hace imperativa la búsqueda de nuevas fuentes de agua que puedan satisfacer la demanda para la generación vapor.

Generalmente, el agua empleada como alimentación para los equipos de generación de vapor debe cumplir con una serie de estrictas condiciones en cuanto a su composición y propiedades que garanticen una operación segura y eficiente, estando estas condiciones relacionadas con el tipo de generador y sus condiciones de operación.

Por otra parte, se presenta una problemática que actualmente afecta desde el punto de vista económico, ambiental y legal a las actividades de producción llevadas a cabo en el campo Bare, perteneciente al bloque Ayacucho de la FPO, y ésta no es más que el manejo de las aguas de producción petrolera, las cuales son generadas en el proceso de deshidratación de crudo y cuyos volúmenes superan los 26.000 barriles de agua por día (BAPD) sólo en las dos principales estaciones de descarga de este campo (BARED-5 y BARED-10). Estos volúmenes de agua, por tener alto contenido de sales y crudo, no pueden ser vertidas en cuerpos de agua, de manera que se opta por inyectarlas en pozos no productores denominados “pozos inyectoros” como medida de disposición final y protección ambiental.

Debido a la problemática planteado, la estatal Petrolera Venezolana PDVSA, ha establecido entre sus múltiples planes, la necesidad de crear procesos efectivos orientados al tratamiento de las aguas de producción, donde se pretende adecuar dichas aguas como alimentación en equipos de generación de vapor. Con fines de lograr este objetivo, se tiene previsto instalar una planta piloto de tratamiento de agua en el campo Bare del distrito San Tomé, la cual proveerá del agua necesaria para llevar a cabo una prueba de generación de vapor, con miras de en un futuro poder expandir este tipo de proyectos a otros campos petroleros de la FPO.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El aumento del Factor de Recobro (FR) de las reservas de hidrocarburos pesados y extrapesados de alta viscosidad, contenidos en los yacimientos localizados en la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), está asociado a la implantación de procesos térmicos de recuperación mejorada que demandan una alta generación de vapor.

Es importante resaltar que las tecnologías térmicas de recuperación mejorada de crudos pesados y extrapesados se implantan con la finalidad de aumentar el factor de recobro por encima del 20%, en comparación con los factores de recuperación primarios inferiores al 8%. Esto quiere decir que las tecnologías térmicas tendrán una gran demanda a corto plazo, ya que en la FPO existen más de 272.000 MM de barriles de reservas de petróleo pesado y extrapesado recuperables que van a requerir la implantación de estas tecnologías, y al mismo tiempo, la producción de estas reservas está asociada a la generación de una cantidad importante de agua de producción, la cual podría convertirse, en el caso de no dársele un uso ó disposición apropiada, en problemas de contaminación con impactos ambientales y legales asociados.

Actualmente en el Distrito San Tomé, los procesos de generación de vapor se llevan a cabo a través de la perforación de pozos que extraen agua de los acuíferos superficiales ó poco profundos, siendo estas las únicas reservas de agua de consumo humano de la región. Estas aguas debido a su origen y composición requieren de un leve tratamiento, que consiste básicamente en un ablandado, para su posterior uso en la generación de vapor. Sin embargo, el uso de estas reservas de agua fresca para la generación de vapor se hace cada vez más restringido debido a los impactos ambientales, legales y sociales asociados.

Según estudios geológicos a nivel mundial, el 96,5% del agua del planeta está localizada en océanos y mares, mientras que un 1,7% del total de agua se encuentra en las capas de hielo y aproximadamente sólo un 0,8% se considera que es agua fresca. El porcentaje restante está conformado por aguas salobres, aguas ligeramente saladas que

se encuentran como aguas superficiales en estuarios y aguas subterráneas en acuíferos salados (Gleick, 1996). En este sentido, se debe recordar que el agua dulce es uno de los recursos más limitados, de mayor degradación y cada vez más costosa para su obtención, y que su crítico estado pone en riesgo nuestra propia supervivencia y la del planeta.

Además de este importante factor, estudios geológicos realizados localmente han demostrado que aún si se emplearan en su totalidad las aguas de los acuíferos de la región, los cuales son unos de los más importantes y de mayor potencial hidrológico en el país, ya que conforman la denominada “Mesa de Guanipa”, no sería suficiente dicha agua para poder recuperar todas las reservas probadas de hidrocarburos contenidas en la FPO a través de las tecnologías térmicas, esto sin considerar la época de sequía producto de los fenómenos meteorológicos que se han presentado en los últimos años en el país.

Recientemente se ha planteado la búsqueda de nuevas alternativas de fuentes de agua para la generación de vapor, entre las cuales se encuentran: el agua de producción de campos petroleros, los acuíferos profundos de agua salada y los ríos. Las aguas de acuíferos profundos tiene la desventaja de encontrarse en formaciones que están a niveles de iguales o más profundos que los yacimientos de hidrocarburos, mientras que las aguas de producción se encuentran disponibles en superficie, por otra parte, el uso de aguas de ríos está vinculado a un marco legal igual ó más estricto que el de acuíferos superficiales. La búsqueda de nuevas fuentes de agua es imperativa debido a que en la FPO existen más de 272.000 MM de barriles de reservas de petróleo pesado y extrapesado recuperables (MPPRE, 2011), que requieren la implantación de procesos térmicos tales como: Drenaje Gravitacional Asistido por Vapor (SAGD), drenaje gravitacional asistido por vapor en un solo pozo (SWSAGD) e inyección horizontal alternada de vapor (HASD), para el aumento del FR por encima del 20%, siguiendo así los lineamientos establecidos por el Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo (MENPEP), (PDVSA, 2009).

La práctica habitual en los campos de PDVSA San Tomé para el manejo del agua de producción es la disposición del agua, previo a un acondicionamiento fisicoquímico, a través de inyección en pozos inyectoros configurados mecánicamente para tal fin.

Este Trabajo Especial de Grado (TEG) se orienta hacia la conceptualización de un proceso para la generación de vapor mediante la utilización de aguas de producción de campos petroleros, específicamente de las aguas de producción provenientes de las principales estaciones de descarga del campo Bare, perteneciente al bloque Ayacucho de la FPO. Los resultados a obtenerse en esta investigación serán utilizados como base en el diseño de una planta piloto de tratamiento de aguas de producción para generación de vapor.

1.2. ANTECEDENTES

A continuación se mencionan algunos estudios de investigación y evaluación enfocados en diversas tecnologías que pueden ser aplicadas en el área tratamiento de aguas de producción de campos petroleros, con fines de reúso y disposición; en algunos casos se comparan diversas tecnologías y se establecen algunas conclusiones en cuanto a la aplicabilidad de éstas según resultados experimentales obtenidos ó revisiones realizadas a partir de experiencias con determinadas tecnologías.

INTEVEP (1991), Se realizó un estudio para evaluar un proceso de generación de vapor a partir de aguas de producción con altos contenidos de sólidos totales disueltos, provenientes del área BARED-6 de la FPO. Se utilizó una planta experimental a escala piloto diseñada para 500 L/h, dotada de un sistema de flotación con gas inducido, filtración a través de lechos de arena y antracita, sistemas de intercambio iónico y dosificación de reductor de químico de oxígeno. El agua de producción utilizada en este estudio presentó un contenido aproximado de sólidos disueltos de 7000 mg/L, con una dureza de 70 mg/L (CaCO_3), 1500 mg/L de alcalinidad (CaCO_3) y 40 mg/L de sílice. Estudios previos citados en este informe indican la formación de depósitos a partir de aguas con 22000 ppm de sólidos totales disueltos (TDS). Otras referencias establecen la posibilidad de manejar aguas con contenidos de sólidos disueltos de

hasta 25000 ppm para generación de vapor. Concluyen entonces, que la generación de vapor es factible a partir de las aguas de producción de BARED-6, a 79% de calidad y una presión de operación de 1400 psi.

T. Sirivedhin, J. McCue, L. Dallbauman (2004), realizaron un estudio experimental basado en la desalinización de aguas de producción empleando la tecnología de electrodiálisis, con la finalidad de llevar estas aguas a condiciones de consumo humano, agua de irrigación y/o condiciones de consumo para ganado. Para ello se emplearon cinco modelos de aguas de producción simuladas en laboratorio con bajas y altas concentraciones de sólidos totales disueltos (TDS) y diversas distribuciones de aniones y cationes que fueron evaluadas en tres configuraciones de voltaje. Se determinó que tanto el valor absoluto como el porcentaje de TDS removidos se incrementaron linealmente con el voltaje para las cinco aguas, pero el proceso de remoción fue más efectivo en el caso de las aguas que presentaron menor cantidad de TDS.

Mohamed Al-bahou, Zamzam Al-Rakaf, Hassan Zaki, Hisham Ettouney (2006), realizaron un estudio en el cual se evalúan las experiencias en el área de la desalinización que se han tenido en Kuwait; la revisión de los datos de desalinización en Kuwait muestran que la evaporación flash multietapa dominó y sigue dominando el mercado de la desalinización en Kuwait desde hace alrededor de 50 años. También realizaron una revisión y discusión en los progresos y desarrollos en las características de diseño de los separadores flash multietapa. Las revisiones hechas muestran que los equipos antiguos que operan desde 1970, han sido reformados en vez de haber sido demolidos, y se espera que continúen operando por diez años más. Agregan que la cuidadosa selección y modificación de materiales de construcción ha sido implementada en varias partes de las plantas. Esto ha resultado en la selección de materiales con alta resistencia a la corrosión y la erosión. Un modelo simple es desarrollado para el diseño de sistemas y evaluación de desempeño. Concluyen que el estado actual de la desalinización en Kuwait indica que la evaporación flash multietapa se mantendrá

dominando la industria de la desalinización durante las próximas dos o tres décadas venideras.

Pavel Cuda, Petr Pospisil, Jaroslava Tenglerova (2006), realizaron un estudio de la aplicación de la Osmosis Inversa en el tratamiento de aguas para calderas, estableciendo que dicha agua demanda una elevada calidad en cuanto a su dureza, alcalinidad, valor de pH, dióxido de carbono y contenido de oxígeno, de acuerdo al tipo de caldera y su presión de trabajo. Establecen que es más conveniente el uso de osmosis inversa que el de intercambio iónico cuando los niveles de sólidos totales disueltos en el agua de alimentación son elevados. Concluyen que la osmosis inversa es una tecnología que promete en la preparación de aguas para alimentación a calderas. Determinan que la aplicación de esta tecnología reduce los costos de operación e introduce un alto nivel de automatización al proceso de tratamiento de agua.

Yubin Zeng, Changzhu Yang, Wenhong Pu, Xuelu Zhang (2007), realizaron un estudio acerca del uso que tienen los compuestos de magnesio y zinc como agentes coagulantes en la remoción de Silicio de las aguas de producción. Determinaron que el efecto de remoción de la sílice por compuestos de magnesio (MgO y $MgCl_2 \cdot 6H_2O$) y el coagulante $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$ está determinado por el valor del pH, la temperatura, la dosificación, la coagulación, y el tiempo de residencia, conjuntamente con el origen del agua de producción.

Obando Karelys (2007), realizó un estudio de evaluación del sistema de tratamiento de aguas de producción del campo Dación, perteneciente al Distrito San Tomé, en el cual se emplea la tecnología de hidrociclones, tanto para la etapa de desarenación como para la eliminación del crudo en agua, seguido de un proceso de filtrado fino que utiliza como medio filtrante cascaras de nogal y pecan. En este estudio, se determinó la existencia de una baja eficiencia de los equipos hidrociclones (menos de 50% de remoción en ambos equipos) y de un 70% aproximadamente para el filtro fino. En este

estudio se concluye que los equipos hidrociclones trabajan con alta desviación con respecto a su eficiencia de diseño (50% de desviación). Se recomienda el empleo de otra tecnología para la separación de partículas de crudo suspendidas y de arena, como es el caso de la tecnología de Flotación por gas disuelto ó Microburbujas.

Bill Heins, XIE Xiao, YAN Deng-Chao (2008), realizaron un estudio en el cual compararon un método de tratamiento de aguas de producción que es usado actualmente en Alberta para la producción de vapor, basado en una tecnología de evaporación por compresión de vapor con descenso en película por una tubería vertical, con el método tradicional de ablandamiento con cal en caliente e intercambio iónico; señalan que según estudios realizados para los proyectos en Alberta, los costos de operación del proceso de evaporación propuesto así como los costos totales de instalación resultan en 6% y 10% respectivamente por debajo de los costos del proceso tradicional. Concluyen que la evaporación proporciona un enfoque alternativo para el tratamiento del agua de producción, que es más simple, rentable, confiable, y reduce la complejidad del sistema de generación de vapor.

Fakhru'l-Razi Ahmadun, Alireza Pendashteh, Luqman Chuah Abdullah, Dayang Radiah Awang Biak, Sayed Siavash Madaeni, Zurina Zainal Abidin (2009), realizaron una revisión de las tecnologías aplicables en el tratamiento de aguas de producción generadas en la extracción de crudo y gas natural. En este estudio definen las aguas de producción como una mezcla de diferentes compuestos orgánicos e inorgánicos; también establecen que las aguas de producción son convencionalmente tratadas por una serie métodos de tipos físicos, químicos y orgánicos, siendo estos últimos no aplicables en condiciones costa afuera por las limitaciones de espacio. Consideran que la elevada concentración de sales y las pequeñas partículas de crudo contenidas en estas aguas requieren de incorporación de tratamientos físicos avanzados como el uso de membranas para refinar el efluente final. Recomendán que los esfuerzos de investigación en el futuro podrían centrarse en la optimización de las tecnologías actuales y en el uso de la combinación de procesos físico-químicos y / o el tratamiento

biológico del agua de producción con el fin de cumplir con las normativas establecidas para su reúso o disposición.

Basándose en los trabajos de investigación encontrados, se puede verificar que existe una serie de antecedentes extensos en el área de tratamiento de aguas de producción, los cuales pueden ser tomados como referencias y puntos de comparación para efectos de este trabajo especial de grado. Cabe destacar que alcanzar los objetivos propuestos en este TEG será un paso importante no solo en el sentido de lograr un proceso técnico y económicamente factible para la generación de vapor, sino también para conseguir un reúso racional de las aguas de producción generadas en los campos petroleros, y en un mediano plazo, después de concretarse el éxito de la prueba piloto, expandir este tipo de procesos en toda la Faja Petrolífera del Orinoco.

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. Objetivo General

- Proponer un proceso de tratamiento para el reúso de las aguas de producción del campo Bare del Distrito San Tomé para la generación de vapor a ser utilizado en un proyecto térmico de recuperación mejorada.

1.3.2. Objetivos Específicos

1. Caracterizar la composición del agua de producción de los tanques de lavado de las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10, pertenecientes al campo petrolero Bare del Distrito San Tomé.
2. Establecer las propiedades básicas del agua de producción que deben ser modificadas en el proceso de tratamiento a fin de garantizar el cumplimiento de especificaciones de operación en sistemas de generación de vapor.

3. Establecer las tecnologías y equipos que puedan emplearse en la conceptualización del proceso, así como también las bases y criterios de diseño a ser utilizados en la ingeniería básica.
4. Seleccionar el proceso de tratamiento recomendado como el más idóneo para la generación de vapor a partir del planteamiento de distintos escenarios orientados a tal fin, por medio de una evaluación técnica – económica de los mismos.
5. Incorporar medidas que prevean un uso ó disposición apropiado para los efluentes del proceso a fin de disminuir al máximo los impactos ambientales.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En primer lugar se definen el concepto y origen de aguas de producción, también se describen las características básicas de su composición, las distintas clasificaciones que se le pueden asignar a estas aguas en función de dicha composición y se da una breve descripción del estado del arte de su tratamiento. Seguidamente se describe el método de análisis empleado como herramienta para la selección tecnológica del proceso de tratamiento a proponer para estas aguas y se describen las características básicas de los generadores de vapor empleados en campos petroleros.

2.1. ORIGEN DE LAS AGUAS DE PRODUCCIÓN

En la producción de petróleo se generan conjuntamente grandes cantidades de agua, a las cuales se les denomina aguas de producción. Es importante establecer la diferencia que existe entre éstas y las aguas de formación. El agua de formación es aquella que ha permanecido geológicamente por un largo tiempo en contacto con el petróleo, minerales y rocas de la formación, en cambio, el agua de producción es el total del agua descargada en los procesos de producción, que ha estado en contacto con el crudo. Esto incluye las aguas de formación y otros tipos de agua que son producto de los procesos de explotación de hidrocarburos y que estarán presentes en aquellos yacimientos que han sido manipulados artificialmente. Dichas aguas incluyen: las aguas de formación, de inyección y los vapores condensados (Liendro, 1983). Si el yacimiento no ha sido estimulado artificialmente sus aguas de producción serán tan solo agua de formación.

2.1.1. Generación de las Aguas de Producción

La producción mundial para 1999 de aguas de producción fue de 210 millones de barriles/día, es decir tres veces más que la cantidad de petróleo producido (Khatip, 2002). Esta tendencia a incrementar los volúmenes de agua se refleja en cada una de las empresas y corporaciones petroleras del mundo. El aumento en los cortes de

agua en los procesos de producción de hidrocarburos es consecuencia directa de la explotación de yacimientos maduros, los cuales han sido sometidos a largos periodos de explotación y uso. Estos hechos señalan a las corporaciones petroleras como grandes industrias productoras de agua, además de hidrocarburos. Venezuela no escapa de esta tendencia mundial, donde, además de producir grandes cantidades de hidrocarburos y ser el país con más reservas probadas de petróleo en el mundo, los volúmenes producidos de sus aguas se incrementan día a día, generando un sin número de presiones operacionales, ambientales y legales.

2.1.2. Composición típica de las aguas de producción

Las aguas de producción al estar tan íntimamente ligadas a los hidrocarburos (ya sean líquidos o gases) a nivel del yacimiento, poseen dentro de su constitución un amplio y variado número de compuestos orgánicos. Algunos de estos compuestos se encuentran totalmente solubilizados, otros emulsionados y algunos adsorbidos en partículas coloidales dispersas. De manera que, la identificación de la matriz de los compuestos encontrados en dichas aguas de producción, permitirá establecer según el tipo de compuesto y concentración que esté presente, la posibilidad de reuso ó disposición más apropiada.

Los componentes básicos de las aguas de producción se pueden agrupar en las siguientes categorías (Fakhu'l R., 2009):

- Hidrocarburos libres y en emulsión
- Hidrocarburos disueltos
- Metales Pesados
- Sólidos de Producción
- Radionucleidos
- Sustancias químicas para el tratamiento de las aguas
- Minerales disueltos
- Gases disueltos

Los compuestos orgánicos provenientes de aguas residuales que incluyen productos del petróleo son potencialmente problemáticos para ser tratados ó dispuestos. La primera razón es que si los orgánicos presentes se encuentran en grandes concentraciones, estos pueden llegar a ser extremadamente tóxicos para los organismos vivos que habitan en el cuerpo de agua receptor. Una segunda razón es la susceptibilidad de estos compuestos para su degradación por procesos aerobios o anaerobios.

2.2. CLASIFICACIÓN DE LAS AGUAS SEGÚN SU COMPOSICIÓN QUÍMICA

2.2.1. Clasificación del agua en función de su salinidad

La salinidad es una medida del contenido de minerales disueltos presentes en el agua. Esta puede expresarse en función del contenido total de sólidos disueltos (TSD), y según estos, el agua se puede clasificar de la siguiente forma:

Tabla N° 1. Clasificación del agua según su grado de salinidad

TIPOS DE AGUA	SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS (ppm)
Ultrapura	0,03
Pura	0,3
Desionizada	3
Dulce (potable)	< 1.000
Salobre	1.000 - 10.000
Salina	10.000 - 30.000
Marina	30.000 - 50.000
Salmuera	>50.000

Fuente: (Fariñas, 1999), (Medina, 2000).

2.2.2. Clasificación del agua en función de su dureza

La dureza del agua es una propiedad que resulta de la mayor o menor cantidad de sales disueltas presentes, fundamentalmente Ca^{2+} y Mg^{2+} y en menor cantidad Fe^{2+} , Al^{2+} , Sr^{2+} , Zn^{2+} , Mn^{2+} , etc. El grado de dureza es directamente proporcional a la concentración de sales de calcio y magnesio presentes. El Ca y Mg pueden encontrarse

junto a distintos aniones, si están acompañados de HCO_3^- constituyen la dureza permanente o no carbonatada.

El contenido de metales alcalino-térreos, Ca^{2+} y Mg^{2+} , se expresan generalmente en ppm (partes por millón) o en meq de CaCO_3/L , siendo indiferente a que la dureza provenga del calcio o el magnesio. Según el grado de dureza se puede clasificar el agua de la siguiente manera:

Tabla N° 2. Clasificación del agua según su dureza total

Tipo de Agua	Contenido de Dureza Total (ppm de CaCO_3)
Blanda	< 60
Medianamente dura	60 - 120
Dura	121 - 180
Muy dura	> 180

Fuente: (Odetti, 2006)

2.2.3. Clasificación del agua en función de su composición iónica

Aguas cloruradas

Se consideran como tales, las que poseen Sólidos Totales Disueltos (TSS) superior a 1 g/l y el anión predominante, el Cl^- , es el único que posee una concentración superior al 20 % meq/l. Atendiendo a la clasificación hidroquímica de Kurlov se pueden subdividir en los siguientes tipos (Valenzuela, 1994):

1. Clorurada sódica.
2. Clorurada cálcica.
3. Clorurada magnésica.
4. Clorurada mixta.

Aguas bicarbonatadas

Se consideran aguas bicarbonatadas, las que con un residuo seco superior a 1 g /L tienen como anión predominante el HCO_3^- . En dependencia del catión presente se denominan aguas bicarbonatadas sódicas, cálcicas o magnésicas. Si además del HCO_3^- están presentes Cl^- o SO_4^{2-} con concentraciones mayores de 20 %meq/L se consideran

bicarbonatadas mixtas. Por lo general estas aguas poseen un pH neutro o ligeramente ácido, cuando contienen relativamente altas cantidades de CO₂, abundante en muchas de estas aguas. Cuando este contenido gaseoso es elevado se denominan entonces carbogaseosas. Las aguas bicarbonatadas sódicas son por lo general hipertermales por su origen profundo, mientras que las cálcicas, magnésicas y mixtas son frías debido a que son más superficiales y alcanzan su mineralización en su interacción con rocas sedimentarias (Valenzuela, 1994).

2.2.4. Clasificación del agua en función de su tendencia incrustante

Índice de Langelier

El índice de saturación de Langelier (LSI) es un modelo de estabilidad que deriva del concepto del equilibrio de solubilidad o saturación de sales poco solubles, y que proporciona un indicador fiable del grado de saturación del agua dulce con respecto al carbonato de calcio. El LSI correlaciona la solubilidad de las sales poco solubles con el pH como variable principal. Este índice puede interpretarse como “el cambio necesario de pH requerido para llevar el agua a su estado de equilibrio”, a continuación se presenta las ecuaciones que permiten determinar el valor de este índice (Índice de Langelier):

$$LSI = pH - pH_s \quad (1)$$

$$pH_s = (9,3 + A + B) - (C + D) \quad (2)$$

$$A = (\text{Log}_{10}(\text{TDS}) - 1)/10 \quad (3)$$

$$B = -13,12 * \text{Log}_{10}(T + 273) + 34,55 \quad (4)$$

$$C = \text{Log}_{10}(\text{Ca}^{2+}) - 0,4 \quad (5)$$

$$D = \text{Log}_{10}(\text{Alk}) \quad (6)$$

Donde:

Ca^{2+} = Concentración de iones de calcio (ppm como CaCO₃)

ALK = Alcalinidad (ppm como CaCO₃)

TDS = Sólidos totales disueltos (ppm)

T = Temperatura (°C)

pH_s = pH de saturación de la muestra (adimensional)

pH = pH de la muestra

Los valores del LSI pueden ser positivos, negativos o incluso cero (0) y estos pueden ser interpretados de la siguiente forma:

- a) Si LSI es negativo, el Agua no saturada con respecto a carbonato cálcico ($CaCO_3$).
- b) Si $LS\&D = 0$ el Agua considerada neutral. No existe formación de incrustaciones ni eliminación de las mismas..
- c) Si $LS\&D$ es positivo, el agua esta supersaturada con respecto a carbonato cálcico ($CaCO_3$), de tendencia incrustante.

Índice de Stiff y Davis

Los ingenieros H. Stiff y H. Davis extendieron empíricamente el método de Langelier a aguas salinas de campos petrolíferos, desarrollando el denominado índice de Stiff & Davis ($LS\&D$), el valor de éste índice se interpreta de la siguiente forma:

- a) Si $LS\&D$ es negativo, el agua esta subsaturada con $CaCO_3$ y la formación de la incrustación no es posible.
- b) Si $LS\&D$ es positivo, el agua esta sobresaturada con $CaCO_3$ y la formación de la incrustación es posible.
- c) Si $LS\&D = 0$ el agua está en su punto de saturación.

Se puede determinar el índice Stiff-Davis aplicando de la siguiente manera:

$$LS\&D = pH - K - pCa - pAlK \quad (7)$$

Donde:

$$pCa = \log (Ca^{2+})$$

$$pAlK = \log (AlK)$$

K = constante empírica función de la salinidad (como fuerza iónica) y la temperatura.

Stiff y Davis calcularon $LS\&D$ para un rango de fuerza iónica entre 0 y 3.6 (unas 80.000 ppm de TDS) y para temperaturas de 0, 30 y 50 °C (otras temperaturas fueron extra e interpoladas). En su trabajo, los autores comprobaron la validez de la ecuación de

Langelier hasta aguas de 4000 ppm de TDS. El índice de Stiff-Davis es una modificación de la ecuación de Langelier, que se usa para predecir la precipitación de carbonato de calcio en aguas con altos contenidos de sal, o salmueras. El índice de estabilidad de Stiff-Davis es usado para predecir la tendencia de iones a formar incrustaciones en aguas saladas de campos petroleros, encontradas durante los procesos de perforación y extracción, las cuales son altamente corrosivas (GPA Estudios y Servicios Petroleros S.R.L., 2001).

2.3. ESTADO DEL ARTE DEL TRATAMIENTO DEL AGUA DE PRODUCCIÓN

Existen múltiples tecnologías que pueden ser empleadas para el tratamiento de las aguas de producción, estas son seleccionadas y aplicadas en función del tipo de componente que se desee remover y de la eficiencia de remoción que se desea alcanzar. Las principales tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas de producción son presentadas en la figura N° 1, en la cual se clasifican en función de los componentes que son capaces de remover del agua.

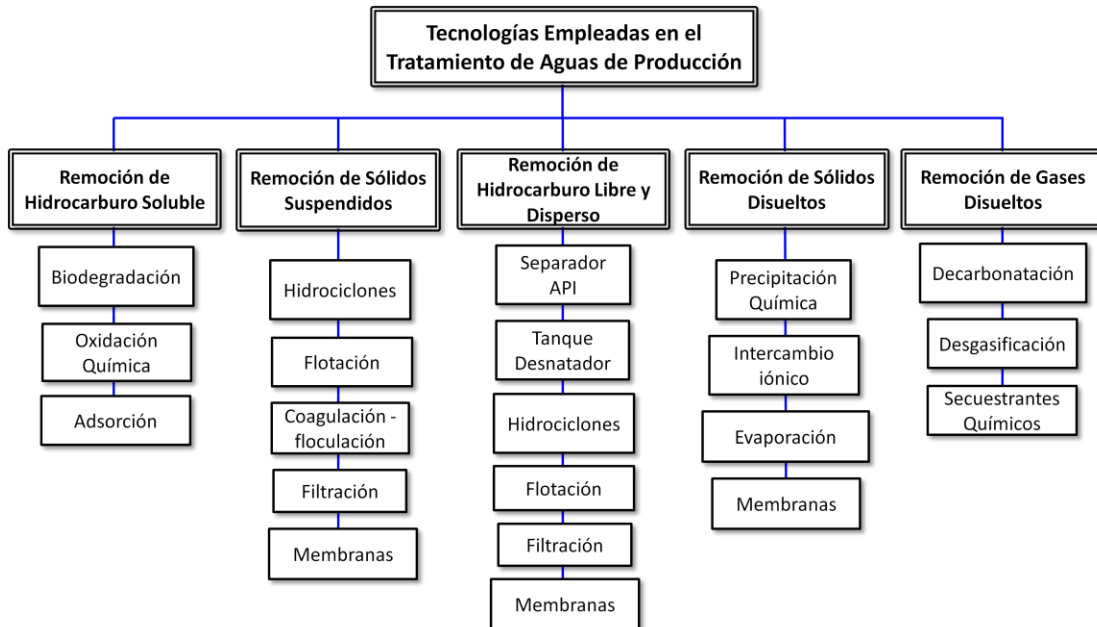


Figura N° 1. Esquema de tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas de producción en función de los contaminantes a remover.

Fuente: modificado de Nelson, Aggarwal y Babel, (2007).

La dosificación de compuestos químicos suele ir de la mano con los procesos asociados a las tecnologías y equipos empleados, bien sea para optimizar el proceso en el cual se basa la tecnología, o para acondicionar el flujo de alimentación a ser tratado en un proceso determinado.

Los objetivos de tratamiento de las aguas de producción dependen del tipo de reuso y/o disposición que se les pretenda dar, pero en términos generales comprenden los siguientes tratamientos (Fakhu'l R., 2009):

1. Remoción de crudo disperso y libre.
2. Remoción de orgánicos solubles.
3. Desinfección.
4. Remoción de partículas suspendidas y arena.
5. Remoción de gases disueltos: remoción de gases hidrocarburos ligeros, dióxido de carbono, sulfuro de hidrogeno y oxigeno.
6. Ablandamiento: remover el exceso de dureza del agua.
7. Desalinización: remover sales disueltas.

Existen una serie de tecnologías con principios físicos, químicos y biológicos que pueden proponerse, bien sea por si solas ó combinadas y su selección dependerá en gran medida de las características iniciales del agua de producción a tratar, así como también del fin específico para el cual se requieran estas aguas. A continuación se muestra una clasificación de las tecnologías usualmente empleadas para estos fines, según la naturaleza del principio en el cual se basan:

2.3.1. Métodos físicos de tratamiento

Tabla N° 3. Características de los principales métodos físicos empleados en el tratamiento de aguas de producción.

Tecnología	Descripción	Aplicación	Ventajas	Desventajas
Adsorción	Es un proceso de separación que se utiliza para retirar el contenido de compuestos orgánicos solubles en el agua. Se pueden emplear torres con relleno de carbón activado, organoclay, copolímeros, zeolita, hidrofobia entre otras.	Se emplean para retirar compuestos como: benceno, tolueno, etilbenceno y xileno. Dependiendo del medio adsorbente también puede tener aplicación en la remoción de crudo libre y algunos metales pesados.	Módulos compactos y con eficiencias de remoción >80% para hidrocarburos disueltos.	Menos efectivo con altas concentraciones de contaminantes en la corriente de entrada. Baja eficiencia de remoción de crudo libre.
Desaireación por Vacío	Consiste en llevar el agua a su punto de saturación con la aplicación de vacío mediante eyectores. El agua es alimentada a estos equipos mediante boquillas, que la atomizan previo al ingreso a torres empaquetadas.	Remoción de CO ₂ a niveles indetectables, y O ₂ disuelto entre 0.25 y 0.50 ppm.	Proceso llevado a cabo a bajas temperaturas.	Menor porcentaje de remoción de gases disueltos con respecto a la desaireación térmica.
Desaireación Térmica	Similar al proceso de vacío, consiste en calentar el agua hasta el punto de saturación, a través de la inyección de vapor, para facilitar la liberación de los gases disueltos y su posterior eliminación a través de un venteo.	Remoción de CO ₂ a niveles indetectables, y O ₂ disuelto por debajo de 0.05 ppm.	Mayor porcentaje de remoción de gases disueltos con respecto a la desaireación de vacío.	Requiere disponibilidad de vapor. Más propensa a sufrir problemas de corrosión.

Tabla N°3. Continuación.

Tecnología	Descripción	Aplicación	Ventajas	Desventajas
Separadores API	Los separadores API son tanques rectangulares diseñados para la separación del crudo disperso en las aguas de producción.	Son normalmente la primera unidad de tratamiento de las aguas provenientes del proceso de deshidratación del crudo.	Pueden manejar altas concentraciones de crudo libre/disperso.	Son unidades que abarcan gran espacio físico y de elevado costo. Permiten Alcanzar concentraciones máximas de 100 ppm de crudo en agua.
Tanque Desnatador	Son separadores cilíndricos gravitacionales fabricados desde tanques estándares, con tiempo de residencia del agua dentro del tanque mayor de 10 horas.	Separación inicial entre el agua y el crudo libre/disperso.	Permiten amortiguar incrementos en la concentración de crudo debidos a fluctuaciones.	Baja remoción de crudo libre, requiere tratamiento químico. No remueve crudo emulsionado.
Hidrociclones	Son dispositivos sin elementos móviles, que permite la separación de fases sólido-líquido, líquido-líquido y líquido gas a través de un efecto centrífugo y de manera continua.	Separación de fases líquido-sólido y fases inmiscibles líquido - líquido.	Abarcan poco espacio físico y no poseen partes móviles. Son relativamente económicos.	separar líquidos con diferencia de densidad mayor a 0,05 g/cm ³ preciso que los líquidos tengan una viscosidad baja. Requiere un estricto control de flujos.
Flotación por Gas Inducido (IGF)	Consiste en auto inducir el gas por medio de un mecanismo rotor - dispersor. El líquido se mueve a través de una serie de cuatro (4) celdas antes de dejar el tanque.	Utilizado en la separación de partículas suspendidas, grasas y crudo en agua hasta 300 ppm.	Produce burbujas en el orden de 500-1000 µm . Son comunes las recuperaciones de aceite de más del 90%. Tiempo de retención de 5 minutos.	Desnatado húmedo, comprendido equivalente de 3 a 7 % de flujo de alimentación. Mayor consumo de energía que los sistemas por presurización (DGF)
Flotación por Gas Disuelto (DGF)	Consiste en emplear un flujo de agua limpia conjuntamente con gas bajo presión, para lograr la formación de diminutas burbujas que suben luego a la superficie del agua arrastrando partículas en su recorrido.	Utilizado en la separación de partículas suspendidas, grasas y crudo en agua con concentraciones relativamente elevadas (hasta 900 ppm) .	Produce burbujas en el orden de 50 – 100 µm. Son comunes las recuperaciones de aceite de más del 90%. Desnatado seco, comprendido de 1% flujo de alimentación.	El tiempo de retención puede estar entre 20 y 40 minutos. El proceso se ve afectado por el incremento de la temperatura. Altos costos de inversión comparados con los IGF.

Fuentes: (Eckenfelder, 1980), (Morales & Anselmi, 1989), (Castelis, 2000), (ARPEL, 2001), (Colorado School of Mines, 2009), (EPA, 1996).

Tabla N°3. Continuación.

Tecnología	Descripción	Aplicación	Ventajas	Desventajas
Microfiltración	Es una proceso de separación que se caracteriza por poseer un tamaño de poro de membrana normalmente entre los 0,1 - 3 µm. Dentro de esta técnica también se incluye la microfiltración de cartucho, con diámetros de poro de 5 - 20 µm.	Es usada principalmente para la separación de partículas suspendida y reducción de turbidez. Típicamente utilizada como pretratamiento para osmosis inversa y/o nanofiltración.	Módulos compactos. Son producidos altos recobros.	Ensuciamiento.
Ultrafiltración	Se caracteriza por poseer un tamaño de poro de membrana entre los (0,01-0,1 µm).	Es usada para remover color, olor, materia orgánica coloidal, metales pesados y es uno de los métodos más eficientes para el tratamiento de aguas de producción debido a su alta eficiencia de remoción de crudo.	Bajos costos energéticos, y espacio reducido.	Ensuciamiento.
Nanofiltración	Se caracterizan por poseer tamaños de poros menores a 0,001 µm. El rango nominal de aplicación para esta tecnología está entre aguas con contenidos de TDS entre 1000 y 35.000mg/L	Es comúnmente usadas para desalinización de aguas subterráneas salobres. tiene una alta retención de iones divalentes y metales (>99% de MgSO4) y es adecuada para aplicaciones de ablandamiento y remoción de metales	Bajos costos energéticos, y espacio reducido.	Requiere un estricto pretratamiento
Osmosis Inversa	Se caracterizan por poseer tamaños de poros menores a 0,0001 µm, son empleadas para tratar aguas salobres (500-25.000 mg/L), así como aguas de mar (20.000 - más de 47.000 mg/L), con una retención de 99% de NaCl.	Con alta retención de iones monovalentes y multivalentes (NaCl mayor al 94%), es empleada para producir agua dulce a partir de agua salobre y/o salada.	Bajo consumo energético comparado con otras tecnologías de remoción de TDS. Unidades Modulares, con facilidades para adaptarse e instalarse para cualquier volumetría.	Requiere un estricto pretratamiento. Las membranas poseen un tiempo de vida útil relativamente corto (3-4 años).
Electrodialisis	Es un proceso de separación impulsado por cargas electroquímicas en las cuales los iones disociados son separados del agua a través de una membrana permeable de iones bajo la influencia de un gradiente de potencial eléctrico.	El proceso de electrodialisis es típicamente usado en la desalinización de aguas salobres (hasta 8.000 mg/L de sólidos totales disueltos) y no para aguas de mar	Las membranas permiten que uno u otro catión ó anión pase a través de ellas.	Económicamente viable sólo para aguas salobres.

Fuentes: (Fariñas, 1999), (Medina, 2000), (Fakhu'l R., 2009), (Colorado School of Mines, 2009).

Tabla N°3. Continuación.

Tecnología	Descripción	Aplicación	Ventajas	Desventajas
Filtración Multimedia	Es un proceso mediante el cual las partículas suspendidas son retenidas por varios medios con densidades y tamaños de poros variables, a través del cual pasa el agua, siendo los medios más empleados arena, antracita y granate.	Son usados principalmente para el tratamiento de agua en la remoción de sólidos y partículas suspendidas de hasta 15 µm.	Presentan alta retención de sólidos suspendidos (hasta 95%).	Requieren de agua limpia, aire y productos químicos para su retrolavado. Presentan mayor caída de presión que los filtros de cascara de nuez y mayor consumo de energía.
Filtración con cáscara de Nuez	La filtración con cascara de nuez ha sido empleada y desarrollada desde 1970 a escala industrial para la remoción de crudo y sólidos suspendidos simultáneamente.	Es usada para remover color, olor, materia orgánica coloidal, metales pesados y es uno de los métodos más eficientes para el tratamiento de aguas de producción debido a su alta eficiencia de remoción de crudo.	No requieren productos surfactantes ni aire para ser retrolavados. Pueden ser retrolavados con la misma agua que se procesa en contracorriente. Reposiciones de sólo 5% al año.	Presentan baja eficiencia en la remoción de sólidos suspendidos cuando no hay presencia de crudo en la corriente a ser tratada. Son recomendables para remover crudo y sólidos suspendidos hasta 100ppm en cada caso.
Intercambio Catiónico Ácido Fuerte (SAC)	En el proceso de intercambio catiónico de ácido fuerte se emplean resinas cargadas con sodio, las cuales intercambian este último por los cationes de calcio y magnesio contenidos en el agua.	Ablandamiento del agua salobre (<7000 ppm TDS) hasta valores inferiores a 1ppm, esto en función de la dureza inicial.	Costo de inversión relativamente bajo. Regeneración con solución concentrada de NaCl (5%)	Aplicable solo a aguas con TDS <7000 ppm
Intercambio Catiónico Ácido débil (WAC)	En el proceso de intercambio catiónico de ácido débil se emplean resinas cargadas con hidrogeno, las cuales intercambian éste último por los cationes de Divalentes (calcio y magnesio) contenidos en el agua.	Ablandamiento de agua salobre y salada, alta afinidad hacia los iones Ca+2 y Mg+2, remoción hasta valores menores < 0,1ppm	Aplicable para aguas salobres y saladas. Alta capacidad de remoción.	Regeneración con NaOH y H2SO4. Efluentes ácidos Alto costo inicial de las resinas

Fuente: (Colorado School of Mines, 2009), (Slava & Lee, 2010), (Departamento de Sanidad del estado de Nueva York, 2010), (Veolia Water Solutions, 2010)

Tabla N°3. Continuación.

Tecnología	Descripción	Aplicación	Ventajas	Desventajas
Destilación Flash Multietapa (MSF)	En este proceso el flujo caliente de agua de alimentación entra a una etapa con menor presión e inmediatamente se reduce en vapor. El agua fresca es producida por condensación del vapor, el cual es colectado en cada etapa.	Proceso de destilación empleado para producir agua con bajos contenidos de minerales (TDS < 10 ppm) a partir de aguas con altos contenidos de TDS (>40.000 ppm)	Tecnología probada y madura. Es ventajosa en rangos de capacidad grandes (4.000-57.000) m ³ /d donde se dispone de energía térmica bajo la forma de vapor de baja presión	Necesidad de un flujo continuo de vapor de baja presión. Recobro máximo de 20% de la alimentación. Se requiere de un elevado número de etapas (mayores costos de inversión con respecto a MED y MVC)
Destilación Multiefecto (MED)	El proceso MED utiliza varios evaporadores, estos pueden ser de tipo de película delgada, de tubo horizontal con película descendente y de tipo plato, con los cuales se logran mejores coeficientes de transferencia de calor que los que se pueden obtener en las plantas de MSF	Proceso de destilación empleado para producir agua con bajos contenidos de minerales (TDS < 10 ppm) a partir de aguas con altos contenidos de TDS (>40.000 ppm)	Proceso ventajoso para la desalinización térmica en el rango de pequeñas a medianas capacidades (2.000 - 22.500)m ³ /d	Necesidad de un flujo continuo de vapor de baja presión. Recobro máximo de 40% de la alimentación. Mayor tamaño de los equipo con respecto a los de MVC.
Destilación por compresión mecánica de vapor (MVC)	En este proceso, el vapor que provee el calor latente requerido por el sistema es reciclado continuamente por un compresor de flujo volumétrico grande, resultando en un consumo de energía más bajo que en la MSF y MED.	Proceso de destilación empleado para producir agua con bajos contenidos de minerales (TDS < 10 ppm) a partir de aguas con altos contenidos de TDS (>40.000 ppm)	Es un proceso termodinámicamente eficaz. Sólo requiere energía térmica bajo la forma de vapor de baja presión para el arranque de operación. Recobros superiores al 90% de la alimentación.	Tiene un nivel de producción limitado, del orden de 4000 a 5000 m ³ /d, debido a el tamaño de los compresores actualmente disponibles en el mercado.

Fuente: (Ramilo & Gómez, 2003), (De la Cruz, 2006), (Colorado School of Mines, 2009).

2.3.2. Métodos Químicos de tratamiento

Tabla N° 4. Características de los principales métodos químicos empleados en el tratamiento de aguas de producción.

	Coagulación – Floculación	Ablandamiento con Cal y Sosa Calcinada	Oxidación Química
Descripción	La coagulación ha sido definida como la adición de químicos dispersantes de coloides cuyo resultado es la desestabilización de partículas por la reducción de las fuerzas que tienden a mantener las partículas apartadas	Consiste en aplicar sustancias químicas al agua a tratar, que reaccionan con los bicarbonatos solubles de calcio y magnesio así como también con compuestos no carbonatos de calcio y magnesio.	Se basa en las reacciones de Oxidación/reducción: la reacción de oxidación en la cual una sustancia pierde o dona electrones y una reacción de reducción, en la cual una sustancia acepta o gana electrones.
Aplicación	soluciones coloidales de compuestos orgánicos e inorgánicos suspendidos en la aguas de producción	Ablandamiento de agua, remoción de metales y remoción de sílice.	El tratamiento de oxidación química puede ser usado para remover hierro, magnesio, azufre, color, sabor y compuestos orgánicos sintéticos.
Ventajas	Ayudante de procesos de remoción de partículas suspendidas y crudo.	Alto porcentaje de remoción de dureza total en el agua.	La tasa de remoción u oxidación puede ser controlada por aplicación de dosis químicas y tiempo de contacto entre el oxidante y el agua
Desventajas	Requiere de una dosificación de químicos adecuada y un tiempo de mezclado determinado.	Generación de lodos efluentes. Se Requiere de un postratamiento para la reducción de sólidos suspendidos.	Requiere postratamiento. Los oxidantes empleados en la reacción son perjudiciales para otras etapas del proceso.

Fuente: (Eckenfelder, 1980), (Arboleda, 2000), (Espigares & Pérez, 2005), (Fakhu'l R., 2009).

2.3.3. Métodos Biológicos de tratamiento

Los procesos biológicos emplean cultivos de microorganismos, principalmente bacterias que llevan a cabo la descomposición u oxidación de la materia orgánica soluble. A estos procesos de descomposición, en presencia de oxígeno se les conoce como procesos aeróbicos y, en ausencia del mismo, se denominan procesos anaeróbicos. Los tipos de tratamientos biológicos más utilizados para la remoción de la materia orgánica se presentan a continuación:

Tabla N° 5. Características de los principales métodos biológicos empleados en el tratamiento de aguas de producción.

	Lagunas de Estabilización	Lodos Activados
Descripción	Son excavaciones realizadas en un terreno para el tratamiento de las aguas, comprenden la oxidación natural y descomposición de contaminantes por flora y fauna	Son procesos que emplean la oxidación biológica en presencia de un cultivo bacteriano aeróbico en suspensión.
Aplicación	Degradación de materia orgánica disuelta en el agua	Degradación de materia orgánica disuelta en el agua
Ventajas	Tecnología Económica y eficiente para remoción de compuestos orgánicos.	Tecnología económica, sencilla y limpia.
Desventajas	Requerimientos de tiempo de retención, mantenimiento, temperatura y pH.	Requerimiento de oxígeno y filtro de grandes dimensiones.

Fuente: (Eckenfelder, 1980)

Ante la selección de un óptimo proceso de tratamiento a partir de las posibles tecnologías aplicables para adaptar las aguas de producción a condiciones aptas para la generación de vapor, es necesario emplear una herramienta de análisis que permita evaluar las diferentes alternativas posibles en función de las variables más importantes que intervienen en la toma de decisiones durante el proceso de selección de tecnologías para un proceso determinado.

2.4. MÉTODO DE ANÁLISIS MULTICRÍTICO THOMAS SAATY

El método AHP Thomas Saaty es un procedimiento diseñado para cuantificar juicios u opiniones gerenciales sobre la importancia relativa de cada uno de los criterios en conflicto empleados en el proceso de toma de decisión. Las ocho (8) etapas que componen el método AHP son las siguientes (Saaty, 1988):

1) Descomponer el Problema de Decisión en una jerarquía de elementos interrelacionados, identificando: (A) la meta General, (B) los Criterios ($i=1,2,\dots,m$) y (C) las alternativas posibles ($j=1,2,\dots,n$). Para cada uno de los “m” Criterios repetir las Etapas (2) a (5):

2) Desarrollar la Matriz de Comparación por Pares (MCP) de alternativas para cada uno de los criterios estableciendo el rating de importancia relativa entre ambas alternativas consideradas. El rating se establece a partir de la escala siguiente:

1 = Igualmente preferible

2 = Moderadamente preferible

3 = Preferible

4 = Fuertemente preferible

Un rating recíproco (ej. $1/2$, $1/3$ y $1/4$) se aplica cuando la segunda alternativa es preferida a la primera. El valor 1 es siempre asignado a la comparación de una alternativa con sí misma ó con otra de igual preferencia.

3) Desarrollar la Matriz Normalizada (MCN) dividiendo cada número de una columna de la Matriz de Comparación por pares por la suma total de la columna.

4) Desarrollar el Vector de Prioridad para el Criterio calculando el promedio de cada fila de la Matriz Normalizada. Este promedio por fila representa el vector de prioridad de la Alternativa con respecto al criterio considerado.

5) La Consistencia de las opiniones utilizadas en la Matriz de Comparación por pares puede ser determinada a través del cociente de consistencia (CR). Un CR inferior a 0.10 es considerado aceptable. Para aquellos casos en que $CR > 0.10$, las opiniones y juicios deberán ser reconsiderados.

6) Luego de que la secuencia (2)-(3)-(4)-(5) ha sido ejecutada para todos los criterios, los resultados obtenidos en (4) son resumidos en una Matriz de Prioridad (MP), listando las Alternativas por fila y los Criterios por Columna.

7) Desarrollar una Matriz de Comparación de Criterios por pares de manera similar a lo que se hizo para las alternativas en (2)-(3)-(4)-(5).

8) Desarrollar un vector de prioridad Global multiplicando el vector de prioridad de los criterios por la Matriz de prioridad de las Alternativas.

2.5. GENERADORES DE VAPOR EMPLEADOS EN CAMPOS DE PRODUCCIÓN PETROLERA

Los generadores de vapor empleados en los procesos de recuperación mejorada con inyección de vapor en campos petroleros son normalmente unidades portátiles, equipados con quemadores duales, que permiten emplear aceite combustible ó gas como fuente de energía para el calentamiento, además de un sistema de bombeo para la alimentación de agua a elevada presión. Estas unidades típicamente presentan las siguientes características:

- Generadores de tipo acuatubular de un solo paso por los tubos
- Capacidad de 25×10^6 Btu/h
- El caudal promedio de procesamiento es de 250 Ton/día
- La presión máxima de generación es de 2500 psi
- La temperatura máxima a la salida es de 668 °F
- La calidad del vapor generado es de 80%

2.5.1. Características del agua de alimentación empleada en los generadores de vapor

Existen recomendaciones establecidas por organizaciones internacionales calificadas con alta experiencia en el empleo y diseño de generadores de vapor, entre estas se encuentra la sociedad americana de ingeniería mecánica (ASME). En la tabla N° 6 se pueden observar las especificaciones recomendadas por la ASME para generadores de vapor convencionales de tipo acuatubulares en función de su presión de operación.

Tabla N° 6. Especificaciones de calidad de agua recomendadas para alimentación a generadores de vapor acuatubulares.

Propiedades del Agua de Alimentación	(0 - 300) PSI	(301 - 450) PSI	(401- 600)PSI	(601-750)PSI	(751- 900)PSI	(901-1000)PSI	(1001-1500)PSI	(1501-2000)PSI
Oxígeno Disuelto (PPM)	< 0,007	< 0,007	< 0,007	< 0,007	< 0,007	< 0,007	< 0,007	< 0,007
Hierro Total (PPM)	≤ 0,1	≤ 0,05	≤ 0,03	≤ 0,025	≤ 0,020	≤ 0,020	≤ 0,01	≤ 0,01
Cobre Total (PPM)	≤ 0,05	≤ 0,025	≤ 0,020	≤ 0,020	≤ 0,015	≤ 0,01	≤ 0,001	≤ 0,001
Dureza Total (PPM como CaCO ₃)	≤ 0,03	≤ 0,03	≤ 0,02	≤ 0,02	≤ 0,01	≤ 0,01	ND	ND
pH	8,3 -10	8,3 -10	8,3 -10	8,3 -10	8,3 -10	8,3-9,6	8,3-9,6	8,3-9,6
Crudo y Grasas (PPM)	< 1	< 1	< 0,5	< 0,5	< 0,5	< 0,2	< 0,2	< 0,2
Silicio (PPM)	≤ 150	≤ 90	≤ 40	≤ 30	≤ 20	≤ 8	< 2	< 1
Alcalinidad Total (PPM)	< 350	< 300	< 250	< 200	< 150	< 100	NS	NS
Alcalinidad de OH	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND
Sólidos Totales Disueltos (PPM)	1.0- 0,2	1.0- 0,2	1.0- 0,2	0,5-0,1	0,5-0,1	0,5-0,1	0,1	0,1
Conductividad (micro-mhos/cm)	5400-1100	4600-900	3800-800	1500-300	1200-200	1000-200	< 150	< 80

NS: No especificado, ND: No Detectable.

Fuente: (Integrated Publishing, 2005)

Los criterios establecidos por ASME en cuanto a las especificaciones de máximas concentraciones permisibles, para contaminantes como: Sólidos suspendidos, sólidos totales disueltos, hidrocarburos totales, concentración de oxígeno, metales pesados, silicio, alcalinidad, entre otros, son establecidas para generadores de vapor estándares acuatubulares con presiones de operación de hasta 2000 PSI. Como se puede observar, dichas especificaciones implican procesos de desmineralización totales (sólidos totales disueltos < 0,1 ppm), los cuales se traducen en costos y niveles de complejidad elevados.

Los generadores de vapor típicos que son empleados en campos petroleros tienen la particularidad de ser de circulación forzada y de con un solo paso por los tubos, esto se debe a que están diseñados para generar vapor “húmedo”, con una calidad máxima de 80%, a diferencia de los generadores de vapor acuatubulares convencionales, los cuales emplean recirculación del agua, teniendo ésta más de un paso por los tubos, logrando así una mayor transferencia de calor latente hacia el agua y por lo tanto una calidad cercana al 100%. Es debido a la producción de este vapor “húmedo” que los requerimientos en la calidad del agua de los generadores de un solo paso son mucho menores que los exigidos para los generadores convencionales (Elias & Johnstone,

1980). En vista de esta condición, no sería lo más adecuado desde el punto de vista económico establecer especificaciones más rigurosas de lo requeridas en el agua de alimentación para obtener una operación segura y eficiente de estos equipos.

Dentro de las revisiones de antecedentes, fue consultado un informe técnico realizado y facilitado por INTEVEP (INTEVEP, 1991) que representa un aporte valioso para este proyecto, ya que el mismo resume la experiencias de una prueba piloto de generación de vapor con aguas de producción llevado a cabo en el área de Bare-6, en el año 1991, por lo cual es el antecedente más relacionado a este trabajo de investigación. En esta prueba piloto se emplearon aguas de producción con un contenido de 7000 ppm de sólidos totales disueltos (agua salobre), sin observarse problemas debido a la corrosión por sales, siendo el generador empleado de características similares en cuanto a su diseño y material de construcción (acero al carbón) a los utilizados actualmente. Establecen que los problemas de corrosión por sales pueden presentarse en caso de paradas abruptas de circulación de flujo, es decir en condiciones estáticas propiciadas por fallas eléctricas. En esta prueba se recomienda disminuir la concentración de oxígeno por debajo de 0,005%, ya que a valores mayores se observaron desgastes por corrosión atribuidos al oxígeno. También se recomienda trabajar con concentración de crudo y sólidos suspendidos por debajo de 1 ppm y de la dureza por debajo de 1 ppm, a fin de evitar deposiciones. En este informe también son citadas experiencias exitosas realizadas en el estado Zulia, con aguas del lago de Maracaibo, las cuales poseen una salinidad promedio de 4000 ppm de STD, y estudios científicos a escala de laboratorio que establecen el reúso de aguas de producción con hasta 20.000 ppm. El empleo de agua con elevados contenidos de sólidos disueltos también es considerado en otros artículos técnicos consultados (Elias & Johnstone, 1980), (Industrial Technology Management, Inc., 2009), provenientes de instituciones internacionales con experiencias en el campo de la producción de petrolero pesado y extrapesado.

2.5.2. Problemas operacionales en los generadores de vapor relacionados con la calidad del agua de alimentación

La eficiencia con la que operan los generadores de vapor y por consiguiente el costo de operación que estas tienen, así como la seguridad con que operan y el tiempo de vida útil que poseen, depende en gran medida de la calidad del agua con que se alimentan. Los problemas más frecuentes en lo referente a la calidad del agua y que influyen en la operación de los generadores son: formación de incrustaciones, corrosión, formación de espuma y fragilización caustica. En la tabla N°7 se muestran un resumen de estos problemas de operación y sus causas frecuentes.

Tabla N° 7. Efectos y consecuencias de los contaminantes contenidos en la alimentación del agua de los generadores.

COMPONENTE	EFFECTO	DESCRIPCIÓN	CONSECUENCIA
Dureza	<i>Incrustaciones</i>	Las sales de Calcio y Magnesio forman incrustaciones en la superficie interna de los tubos del generador	Reducción de la transferencia de calor hacia el agua al igual que del diametro interno de la tubería.
Sílice		Forma un recubrimiento duro y vídrioso en las superficies internas de la caldera.	Desperdicio de combustible, Pérdida de eficiencia y sobrecalentamiento de los tubos.
Oxígeno	<i>Corrosión</i>	Reacciona con el hierro causando eroción en la superficies de los tubos del generador, es diez (vecez) más corrosivo que el CO ₂	Reduce el espesor de las tuberías del generador, lo que se traduce en operaciones riesgosas debido a las altas presiones.
Dióxido de Carbono		Reacciona con el agua para formar ácido carbonico.	
Oxígeno + Dióxido de Carbono		Su combinación es más corrosiva que cuando actúan por separado.	Elevadas pérdidas económicas debido a reparaciones del equipo.
Sólidos Suspendidos y Crudo	<i>Lodos, Espuma, Deposiciones</i>	El material organico y los solidos suspendidos tienen a formar espumas y lodos en el generador	Obstrucción de las tuberías, reducción del coeficiente de transferencia de calor hacia el agua.
Sólidos Disueltos	<i>Corrosión</i>	Efectos corrosivos en el generador promovidos por las altas concentraciones de sales y la elevada temperatura	Reduce el espesor de las tuberías del generador, lo que se traduce en operaciones riesgosas debido a las altas presiones.
Alcalinidad	<i>Fragilidad Caústica, Generación de CO₂</i>	Fragilización del metal a causa de pH por encima de 12. Los carbonatos y bicarbonatos se descomponen para CO ₂ por la elevada temperatura.	Debilitamiento del metal a causan del elevado pH. Efectos corrosivos por causa de la generación de CO ₂
Metales pesados	<i>Incrustaciones</i>	Su deposición y acumulación reducen el diametro interno de los tubos.	Obstrucción de las tuberías y condiciones riesgosas de operación.

Fuente: modificado de EVERETT B. (1984).

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA GENERAL

Con el propósito de proponer el proceso de tratamiento más idóneo para el reúso de las aguas de producción del campo Bare para la generación de vapor, se propuso la estrategia metodológica mostrada en la Figura N° 2, mostrada a continuación y detallada en los párrafos posteriores.

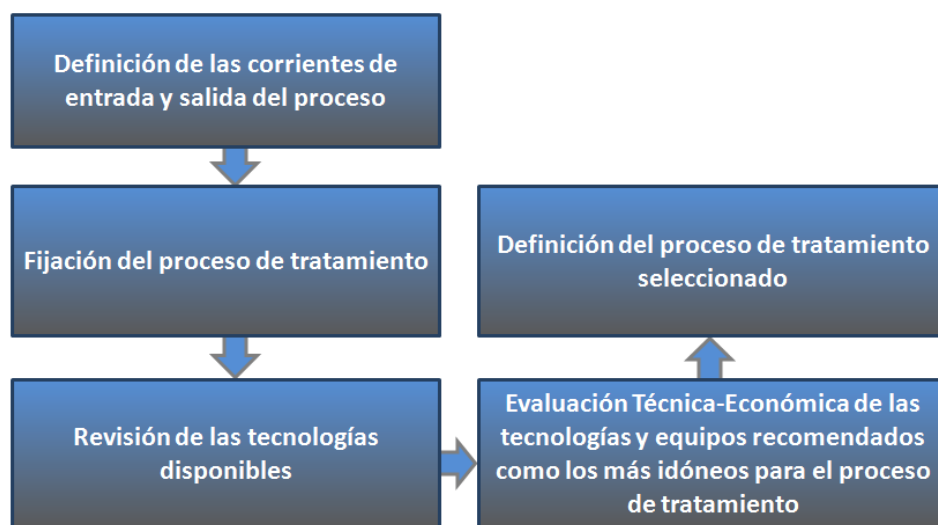


Figura N° 2. Esquema básico de la Metodología empleada

3.1. DEFINICIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA DEL PROCESO

Para efectos de este proyecto, las aguas seleccionadas para estudios fueron las provenientes de las dos (2) principales estaciones de descarga productoras de agua del campo Bare, siendo estas las estaciones BARED-5 y BARED-10.

Se consideró que el proceso de tratamiento a proponer debe adaptarse a las características más críticas de las aguas estudiadas, es decir, debe ser capaz de tratar las condiciones más adversas en cualquiera de las dos aguas estudiadas.

El flujo de la corriente de entrada se definió por medio de un balance de masa del proceso seleccionado, con base en requerimiento de agua a la entrada del generador de vapor (corriente de salida del proceso). Por otro lado, la composición del agua de

alimentación se determinó a través de la caracterización de las aguas de producción de las estaciones de descarga seleccionadas.

A continuación se resume la forma en la que se llevó a cabo dicha caracterización:

Primeramente se realizó una revisión global de la bibliografía recomendada en todo lo relativo a las características fisicoquímicas del agua, haciendo énfasis en las aguas efluentes del proceso de deshidratación llevado a cabo en la producción de petróleo, denominadas “aguas de producción”. Igualmente se consultaron las propiedades y características que son normalmente monitoreadas y controladas en el agua suministrada como alimentación a los generadores de vapor a fin de garantizar una operación adecuada. Seguidamente se procedió a consultar la existencia de análisis previos realizados a las aguas producidas en las estaciones de descarga pertenecientes al campo Bare, específicamente BARED-5 y BARED-10. Los análisis previos encontrados correspondieron a estudios realizados a estas aguas en el año 2005, para el diseño de la ingeniería de un sistema de tratamiento para aguas de inyección a pozos, esta información fue facilitada por el personal de PDVSA. Dicha caracterización representa información estadística valiosa que permite establecer una referencia para determinar la variabilidad de las propiedades del agua con el tiempo.

Posteriormente, con la finalidad de conocer el proceso de deshidratación y manejo del agua producida y las facilidades de muestreo en el área, se visitaron las estaciones de descarga Bared-5 y Bared-10, las cuales manejan los mayores volúmenes de agua de producción del campo petrolero Bare, con **10.000** y **16.000** barriles de agua por día (BAPD).

Contando con el apoyo del personal técnico del Centro de Análisis San Tomé (CASTM), se recibió una inducción de las técnicas de análisis de aguas (específicamente aguas de producción) empleadas en dicho centro, las cuales se basan en el uso de normas ASTM (American Society for Testing and Materials) y SM (Standard Methods), con la finalidad de familiarizarse con el ambiente de trabajo y estar en plena capacidad de realizar las pruebas de laboratorio correspondientes al agua en estudio.

Una vez recibida la inducción y conocidas las facilidades para la toma de muestras en las estaciones de descarga, se procedió a realizar un primer muestreo de aguas en las

estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10, este comprendió la captación de muestras instantáneas de 2 L en los puntos de toma más cercanos al efluente principal de agua del tanque (COVENIN, 2002), siendo en este caso el efluente de toma de muestra ubicado a seis (6) pies de altura con respecto al suelo.



Figura N° 3. Efluentes de muestreo de los tanques de lavado



Figura N° 4. Área de captación de muestras

En cada oportunidad se procedió a la apertura de la válvula de salida de la toma de agua, dejándose fluir el caudal de agua por un lapso mínimo de 2 minutos antes de captar la muestra. Se realizaron muestreos cada 2 horas, empleando envases previamente identificados y destinados para tal fin, tomando un total de 3 muestras en cada tanque de lavado durante el mismo día; las muestras fueron tomadas de los tanques TK-20.001 y TK-20.002 pertenecientes a la estación de descarga Bared-5 con una capacidad de 20.000 BAPD cada uno y en el tanque de lavado TK-40.001 perteneciente a la estación de descarga Bared-10 con una capacidad de 40.000 BAPD.



Figura N° 5. Tanque de lavado TK-40.001



Figura N° 6. Tanques de lavado TK-20.001 y TK-20.002

Inmediatamente después de captadas las muestras se procedió a cerrar herméticamente cada recipiente y a preservarlo en perfectas condiciones hasta el momento de su análisis según las normas establecidas para la preservación y análisis de las mismas (COVENIN, 2002). Las nueve (9) muestras captadas en el transcurso del día fueron trasladadas al CAST y preservadas bajo refrigeración para su posterior análisis la mañana del día siguiente.

Para efectos del análisis, se prepararon muestra compuestas a volumen constante a partir de las tres muestras instantáneas tomadas para cada tanque de lavado. A estas muestras se le realizaron los siguientes análisis:

Tabla N° 8. Análisis realizados a las muestras captadas en los tanques de lavado del campo Bare.

Características Físico-Químicas	Norma	Tipo de ensayo
Alcalinidad (mg/L)	SM 2320	Titulometría
Bicarbonatos (mg/L)	ASTM D 1126:02	Titulometría
Carbonatos (mg/L)	ASTM D 1126:02	Titulometría
Cloruros (mg/L)	SM 4500	Titulometría
Conductividad Eléctrica (mS/cm)	SM 2510	Conductimetría
pH (Adim)	ASTM D 1293:02	Conductimetría
Sodio (mg/L)	Procedimiento Interno	-
Sólidos Disueltos (mg/L)	SM 2540 C	Gravimetría
Sólidos Suspendidos (mg/L)	SM 2540 D	Gravimetría
Sólidos Totales (mg/L)	SM 2540 B	Gravimetría
Dureza Total (mg/L)	ASTM D 1126: 02	Titulometría
Dureza Cálcica (mg/L)	ASTM D 1126: 02	Titulometría
Calcio (mg/L)	SM 2340	Titulometría
Magnesio (mg/L)	SM 2340	Titulometría
Gravedad específica (60/60°F)	ASTM D 1429:02	Titulometría

Fuente: (Estándar Methods, 2005), (ASMT, 2002).

Nota: los análisis de Crudo en agua, metales y oxígeno fueron realizados por un laboratorio externo, ya que no se contó con la disponibilidad para realizarlos en el sitio de trabajo establecido.

A efectos de verificar la posible variabilidad de las características determinadas a partir del método empleado, se realizó un segundo muestreo y análisis de las aguas siguiendo los mismos lineamientos del primero, éste se llevó a cabo una (1) semana después del primer muestreo.

A partir de las referencias de análisis previos encontrados en las aguas de producción de las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10 y a los análisis realizados a dichas aguas, captadas y analizadas en el lapso de dos semanas de recolección de muestras, se determinó la posible variabilidad en las características de las aguas con respecto al tiempo y se establecieron los rangos en los cuales se encuentran las diferentes propiedades. Además, se clasificó el tipo de agua estudiada según su salinidad, dureza, composición iónica y su tendencia corrosiva o incrustante en base al cálculo del índice de saturación correspondiente.

La corriente de salida del proceso a proponer se debe definir según las características de flujo y composición requeridas por el generador de vapor. Por lo tanto es necesario conocer dichas características, así como también los principios básicos de operación del equipo.

Con la intención de conocer las características generales del proceso de generación de vapor tales como: el tipo de generador de vapor empleado, las características y especificaciones del agua de alimentación establecidas por el fabricante ó que se utiliza actualmente y las condiciones de operación del equipo de generación de vapor, se realizó una visita a las plantas de inyección de vapor que operan en el campo de producción Bare.

Posteriormente, se consultó en las referencias correspondientes las especificaciones del agua de alimentación, en función del tipo de generador de vapor observado en campo y sus características de operación, esto con la intención de compararlas con las especificaciones empleadas actualmente en el proceso de generación de vapor y finalmente establecer las condiciones óptimas a la entrada del generador.



Figura N° 7. Sistema de generación de vapor ubicado en Bare-5

A partir de la caracterización del agua de producción y con las especificaciones de operación del equipo de generación de vapor, tomando como referencia las especificaciones establecidas por el fabricante y las especificaciones consultados a partir de los datos recolectados en el área de operación, se establecerán las propiedades del agua de producción que deben ser modificadas durante el proceso de tratamiento, por medio de una comparación entre la composición y las características fisicoquímicas del agua proveniente de los tanques de lavado y la requerida como alimentación del equipo de generación de vapor, a fin de garantizar una operación segura y efectiva, cumpliendo así con el objetivo número dos (2).

3.2. FIJACIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO

En función de las propiedades a modificar en el agua de producción se planteará la visualización del proceso por medio de la formulación de las etapas o bloques principales, en los cuales se subdividirá el tratamiento, destinado a modificar una o más características del agua de producción, con la finalidad de obtener las especificaciones optimas para alimentación al generador de vapor.

3.3. REVISIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DISPONIBLES

Se realizó una revisión global de la bibliografía y trabajos científicos recomendados, en todo lo relativo a las diferentes tecnologías empleadas en el tratamiento de agua, específicamente lo correspondiente al estado del arte del tratamiento de aguas de producción de campos petroleros.

Seguidamente se clasificaron las diversas tecnologías consultadas como posibles opciones de tratamiento en función de los diferentes bloques o etapas del proceso, bien sea asociando una o más tecnologías a cada etapa del proceso ó una o más etapas a cada tecnología, según el desempeño y la aplicabilidad de estas últimas en función de las características del agua a tratar.

Posteriormente se plantearon los esquemas de los diferentes escenarios que pueden proponerse para llevar a cabo el proceso requerido.

3.4. SELECCIÓN DEL ESCENARIO MÁS IDÓNEO A PARTIR DE UNA EVALUACIÓN TÉCNICA-ECONÓMICA DE LAS TECNOLOGÍAS Y EQUIPOS DISPONIBLES PARA EL PROCESO DE TRATAMIENTO

Posteriormente se procedió a la selección de las tecnologías más adecuadas para cada etapa del proceso desde el punto de vista técnico, por medio de la elaboración de una matriz de comparación que evaluó dichas tecnologías en función de diferentes criterios de selección relacionados con el proceso, para la selección y ponderación de esto criterios se contó con la opinión de profesionales con experiencia en la industrias de tratamientos físicos y químicos para aguas de producción.

Para realizar la mejor selección técnica entre las alternativas tecnológicas disponibles y los criterios empleados, se hizo uso de un método de análisis multicritico, denominado modelo analítico jerárquico Thomas Saaty.

Los criterios empleados para la formulación de las matrices fueron los siguientes:

- Desarrollo de la Tecnología y Experiencia Industrial
- Calidad del agua Tratada
- Efluentes Generados
- Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento
- Costos de Inversión
- Consumo de Energía
- Empleo de Químicos
- Complejidad Operacional
- Pretratamiento Requerido

Para poder atribuir el grado de importancia relativa a cada criterio, se realizaron consultas a profesionales dedicados al área comercial, especializados en equipos y tratamientos de agua y vinculados al sector petrolero.

Los Criterios empleados para la formulación de las matrices se definen de la siguiente manera:

a) Desarrollo a Escala Industrial

Define si la tecnología en estudio es emergente o está bien consolidada industrialmente, así como también las limitaciones o el nivel de tamaño de la planta (piloto, mediana escala ó gran escala).

b) Calidad del agua Tratada

Define las características típicas del agua tratada que pueden alcanzarse con la tecnología en estudio, según la eficiencia de la cada alternativa. Es aplicable cuando existen diferencias significativas entre el producto de dos o más tecnologías, y es conveniente pero no limitativo aportar un tratamiento más eficiente.

c) Efluentes Generados

Expresa la cantidad de subproducto(s) obtenidos mediante un proceso, la cual debe ser dispuesta directamente o sometida a un proceso de tratamiento adicional, como medida de protección ambiental para su posterior disposición.

d) Consumo de Energía

Expresa los requerimientos de energéticos normales de operación de una tecnología determinada.

e) Costos de Inversión

Expresa los costos de capital iniciales, así como también los de instalación y transporte del los equipos relacionados a una determinada tecnología.

f) Empleo de Químicos

Se refiere al tipo de sustancia química y a la cantidad de éstas, que pueden ser requeridas con el uso de la tecnología en estudio.

g) Tiempo de vida útil y Mantenimiento

Expresa la expectativa de vida típica de los equipos de proceso basada en una normal operación, y la frecuencia de reemplazos de partes y operaciones de mantenimiento requeridas.

h) Pretratamiento requerido

Se refiere tratamientos adicionales que deben ser aplicados aguas arriba de una determinada tecnología o equipo, para satisfacer las condiciones normales de operación que limitan a dicha tecnología o equipo.

i) Complejidad Operacional

Expresa el grado de dificultad que presenta la tecnología y/o equipo en cuestión para su manejo u operación, así como también para establecer un control adecuado de las variables de operación implícitas en el proceso.

Posteriormente, son presentados los escenarios propuestos capaces de alcanzar los objetivos de tratamiento establecidos, estando estos basados en las tecnologías favorecidas por la matriz técnica de selección. Dichas escenarios, conjuntamente con sus equipos asociados son evaluados por medio de un estimado de costos que optimice la relación costo-beneficio, con la finalidad de seleccionar y recomendar las alternativas de tratamiento más idóneas desde el punto de vista técnico-económico. De esta manera se cumple con una parte del objetivo número tres (3).

3.5. DEFINICIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO SELECCIONADO

Seguidamente se estudiarán las alternativas de tratamiento de efluentes que puedan incorporarse al proceso, con la finalidad de adecuar dichas corrientes líquidas, gaseosas y residuos sólidos a condiciones de disposición y/o reúso. De esta manera se cumplirá con el objetivo número cinco (5).

Definidas las etapas del proceso y establecidas las tecnologías y equipos más adecuados desde el punto de vista Técnico - Económico, se procederá a construir el Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) recomendado como el más idóneo para la generación de vapor. De esta manera se cumplirá con el objetivo número cuatro (4).

Por medio del planteamiento del balance de masa y de energía correspondientes, se determinará el flujo requerido de alimentación y las condiciones de las corrientes del proceso, esto en función de la necesidad de consumo de agua de un generador de vapor a emplearse en un proceso de recuperación mejorada y de las eficiencias de remoción y de recobro de los distintos equipos del proceso seleccionados.

Se establecerán las bases y criterios de diseño del proceso, éstas estarán determinadas por la siguiente información técnica: definición del proceso, las características básicas de los principales equipos seleccionados, parámetros de ubicación de la planta, definición de servicios, entre otros. Dichas bases y criterios se emplearán como punto de partida para la realización de la Ingeniería Básica de la planta piloto que se construirá e implantará PDVSA en el campo Bare del Distrito San Tomé, División Ayacucho. De esta forma se cumple con lo establecido en el objetivo número tres (3).

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1. DEFINICIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA DEL PROCESO

A continuación se presentan análisis de aguas de producción pertenecientes a las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10 del campo Bare, los cuales fueron realizados en el año 2005 y son tomados como referencia o punto de comparación:

Tabla N° 9. Caracterización de las agua de producción de las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10 realizadas en el año 2005.

Parametro	Bare 5 (TK-20.001)	Bare 5 (TK-20.002)	Bare 10 (TK-40.001)
Alcalinidad (ppm como CO ₃ Ca)	1036	839	814
Bicarbonatos (ppm como CO ₃ Ca)	1263	1024	993
Carbonatos (ppm como CO ₃ Ca)	20	5	5
Cloruros (ppm)	9738	10926	13325
Dureza Calcica (ppm como CO ₃ Ca)	312	474	542
Dureza Total (ppm como CO ₃ Ca)	725	864	1196
Solidos Disueltos (ppm)	16774	18535	22475
Solidos Suspendidos (ppm)	7,5	5,5	8
Solidos Totales (ppm)	16782	18540,5	22483
pH (adimensional)	7,6	8	8
Conductividad (micro-mhos/cm) a 25 °C)	24.500	27100	35000
Sodio (ppm)	6380	6890	8370
Magnesio (ppm)	125	131	159
Gravedad Especifica (60/60°F)	1,0127	1,0274	1,0575
Calcio (ppm)	125,0	190	217
Crudo Libre (ppm)	<1	<1	<1
Crudo Emulsionado (ppm)	18,4	45,1	62,3
Silice (ppm)	31,2	25	30,5
Oxigeno Disuelto (ppm)	2	2	2
Hierro (ppm)	0,1	0,11	0,2
Estroncio (ppm)	17	20	34
Bario (ppm)	1,5	2,2	3

Fuente: Documento Interno de la gerencia de procesos de superficie, PDVSA San Tomé

Según los resultados presentados en la tabla anterior, se observa que las aguas provenientes de TK-40.001 presentan el mayor contenido de sólidos totales disueltos y dureza total con respecto a las aguas captadas en TK-20.002 y TK-20.001, lo cual se traduce en que el agua producida en la estación BARED-5 posee menos cantidad

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

de sólidos disueltos y dureza en comparación con el agua producida en la estación BARED-10. A pesar de estas diferencias, las tres muestras de aguas entran dentro de una misma clasificación, ya que en forma general son consideradas aguas saladas, debido a que su concentración de sólidos disueltos totales se encuentra en el rango de (10.000 - 30.000) ppm, por otra parte, los niveles de dureza presentes son mayores a 180 ppm de CaCO_3 para los tres casos, de manera que se clasifican como “muy duras”. Según la concentración de los iones presentes, en los tres casos las aguas son del tipo cloruradas sódicas, ya que poseen una elevada cantidad de miliequivalentes de cloruro y sodio en comparación con las demás iones presentes (bicarbonatos, carbonatos, calcio, magnesio).

A continuación se presentan los resultados obtenidos en los análisis de caracterización realizados en el mes de febrero del 2011, para determinar los principales parámetros fisicoquímicos de las aguas de producción de las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10:

Tabla N° 10. Caracterización realizada a las aguas de producción de las estaciones de descarga BARED-5 BARED-10.

Parametro	Bare 5 (TK-20.001)	Bare 5 (TK-20.002)	Bare 10 (TK-40.001)
Alcalinidad (ppm como CO_3Ca)	1.575	1.313	1.663
Bicarbonatos (ppm como CO_3Ca)	1.575	1.313	1.663
Carbonatos (ppm como CO_3Ca)	0	0	0
Cloruros (ppm)	5.457	6.047	10.014
Dureza Calcica (ppm como CO_3Ca)	409	758	776
Dureza Total (ppm como CO_3Ca)	465	828	1059
Solidos Disueltos (ppm)	13.980	17.509	20.977
Solidos Suspendidos (ppm)	80,2	59,7	59,8
Solidos Totales (ppm)	14.060	17.559	21.036
pH (adimensional)	7,7	7,7	7,6
Conductividad (micro-mhos/cm) a 25 °C)	23.500	33.300	36.950
Sodio (ppm)	4.751	4.993	8.239
Magnesio (ppm)	13,9	16,9	68,6
Gravedad Específica (60/60°F)	1,0075	1,0095	1,0134
Calcio (ppm)	164	303	310
Crudo Libre (ppm)	0	<1	<1
Crudo Emulsionado (ppm)	48,5	36,9	90,3
Silice (ppm)	28,7	16,5	38,5
Oxigeno Disuelto (ppm)	1	2	1
Hierro (ppm)	0,18	0,28	0,7
Estroncio (ppm)	13	15,3	25
Bario (ppm)	1,1	1,3	4,3

Según los resultados obtenidos y mostrados en la tabla anterior, la tendencia en las propiedades analizadas en las aguas muestreadas se asemeja a la observada en los análisis correspondientes al año 2005, ya que en ésta oportunidad, se observa que igualmente las aguas provenientes de TK-40.001 poseen la mayor concentración de sólidos totales disueltos, con aproximadamente 21.000 ppm, en comparación con 22.500 ppm obtenidos en el análisis del 2005. De manera similar se observa que el agua proveniente del tanque TK-20.002 presento concentraciones de sólidos totales disueltos más elevados que los obtenidos para la muestra de proveniente de TK-20.001. En este caso, se debe señalar que aunque estos dos tanques pertenecen a una misma estación de descarga, los flujos volumétricos que manejan son independientes, ya que provienen de distintas agrupaciones de pozos pertenecientes al mismo campo de producción. Para el caso de la dureza total, se observo la misma tendencia, siendo ésta mayor para la muestra de TK-40.001, seguida por TK-20.002 y el menor valor para el caso de TK-20.001.

Según los análisis realizados, las aguas captadas entran dentro de una misma clasificación, siendo estas del tipo saladas, cloruradas-sódicas, muy duras (dureza total >180 ppm como CaCO_3) y de tendencia incrustante según valores del índice de Stiff & Davis mostrados en la tabla N° 29.

A continuación se presenta un grafico en el que se compara el contenido de sólidos totales disueltos presentes en las tres muestras de aguas analizadas:

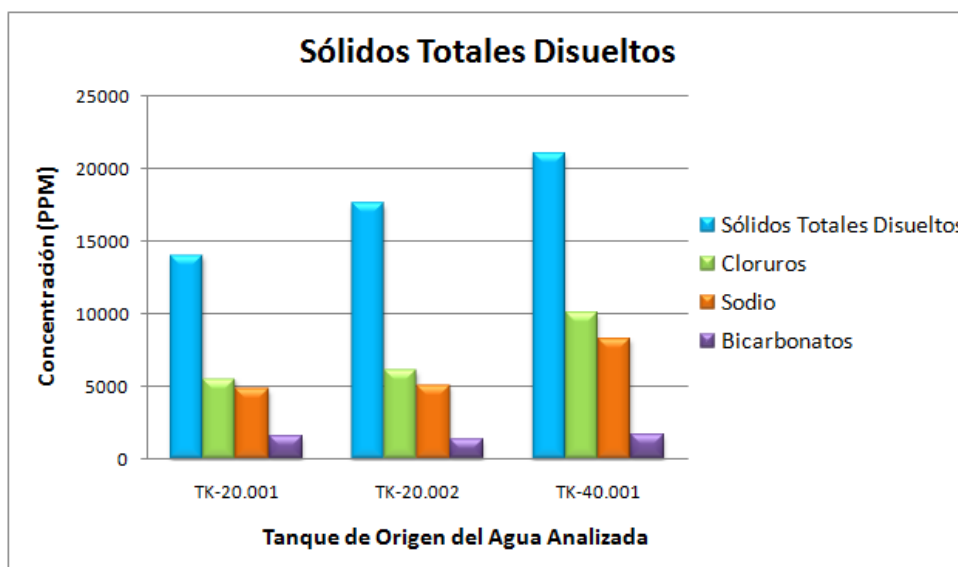


Grafico N° 1. Concentración de los iones predominantes con respecto a los sólidos totales disueltos presentes en las aguas analizadas.

Como se puede observar, las concentraciones de los iones Cloruros (Cl^-) y Sodio (Na^+) predomina en la composición de las aguas analizadas, seguidos por los iones bicarbonatos, siendo también mayor su porcentaje en meq/L, éstos últimos son presentadas en la tabla N° 25.

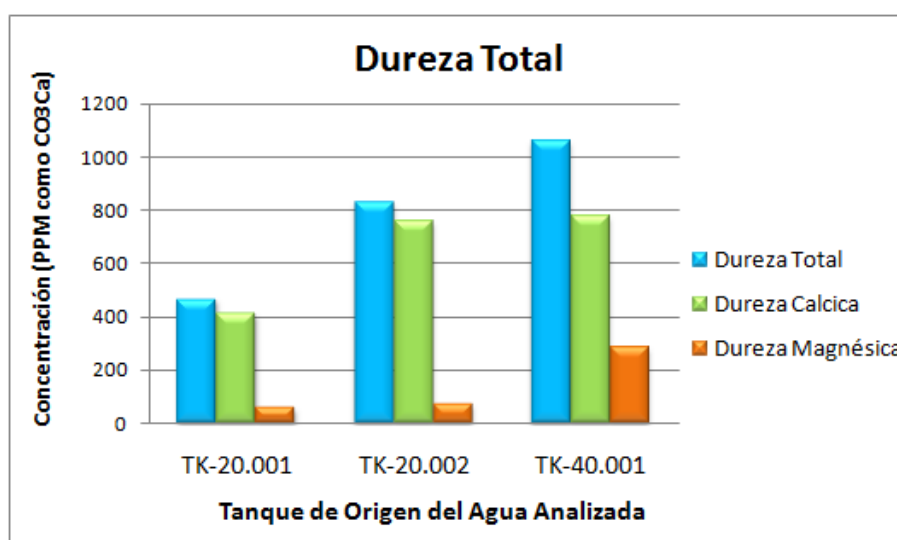


Grafico N° 2. Dureza cálcica y magnésica con respecto a la dureza total presente en las aguas analizadas.

El grafico N° 2 muestra la relación entre la dureza cálcica y magnésica con respecto a la dureza total de las muestras analizadas. Como se puede observar, la concentración de dureza cálcica predomina en las tres muestras de agua, siendo el contenido de magnesio relativamente superior en el agua proveniente del tanque TK-40.001.

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

A continuación se muestran algunos gráficos comparativos entre los valores actuales de los principales parámetros caracterizados con respecto a sus magnitudes en el año 2005:

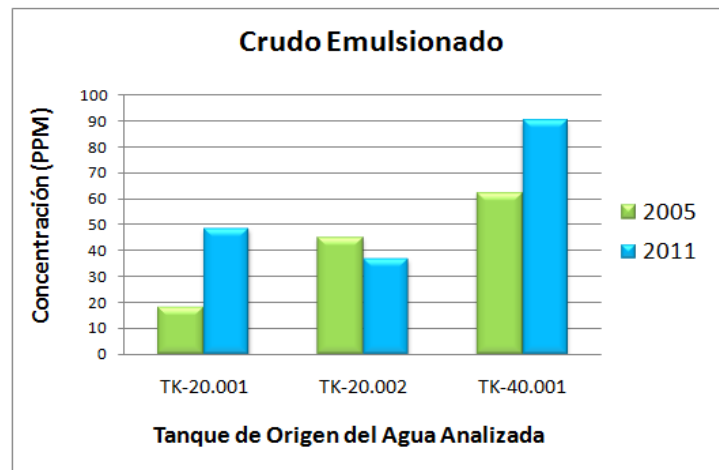


Grafico N° 3. Contenidos Crudo Emulsionado en las aguas analizadas

En la grafico N°3 se observan las concentraciones típicas de crudo emulsionado en el agua, los valores más elevados corresponden a las muestras captadas en TK-40.001, alcanzando valores aproximados de 90 ppm. Como se puede observar, no existe una tendencia clara de la variación de la concentración, ya que esta está propensa a variar en función de las variables implícitas en el proceso de deshidratación llevado a cabo en el tanque de lavado, sin embargo, se puede observar que las concentraciones máximas normales en condiciones normales de operación están por debajo de los 100 ppm de crudo en agua.

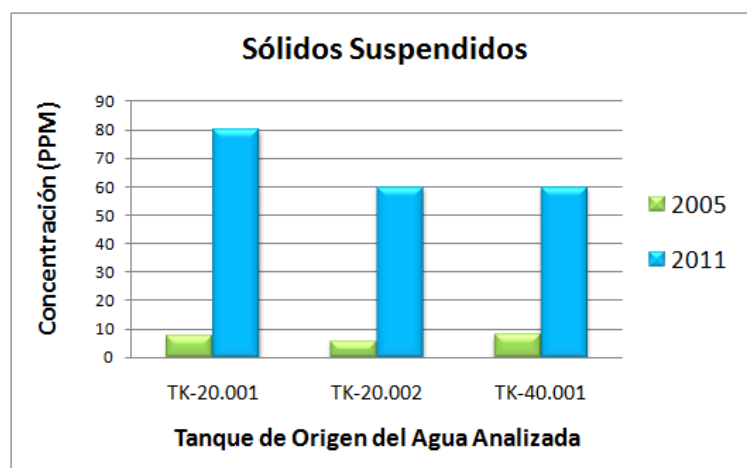


Grafico N° 4. Concentración de Sólidos Suspendidos en las aguas analizadas.

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Por otra parte, según el grafico N°4, Se puede observar que la concentración de sólidos suspendidos experimento un notable incremento, el cual puede estar relacionado con el punto de muestreo seleccionado en el tanque. Según las normas empleadas para el muestreo (COVENIN, 2002) el punto optimo de captación corresponde a la toma más cercana al efluente principal de agua del tanque, siendo este el nivel más bajo en el perfil de muestreo, por lo tanto si se supone que el muestreo de los análisis anteriores fueron realizados al mismo nivel, es probable que exista actualmente un mayor contenidos de sólidos (precipitados en el fondo del tanque), en comparación con el muestreo realizado en el 2005, lo cual puede haber influido directamente en el aumento de la concentración de sólidos.

A continuación se muestran gráficos comparativos entre los valores de concentración actuales de los Sólidos totales disueltos y la dureza total con respecto a sus magnitudes en el año 2005 para las tres muestras de aguas analizadas:

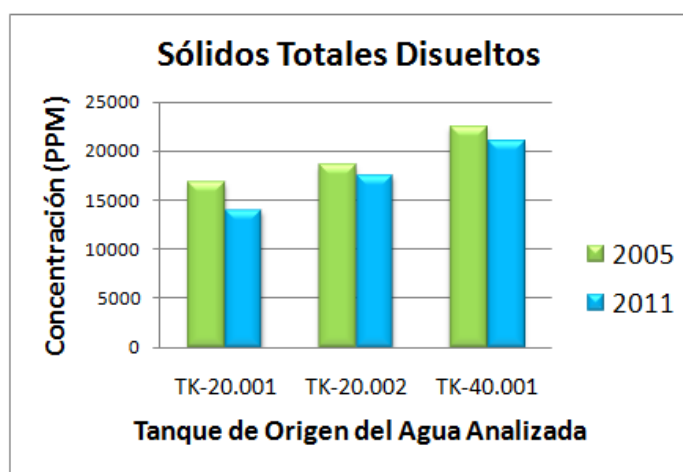


Grafico N° 5. Contenido de Sólidos Totales en las aguas analizadas

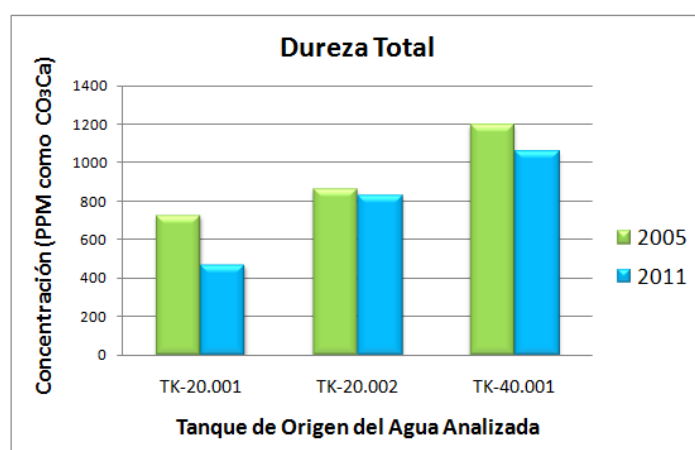


Grafico N° 6. Contenido de Dureza Total en las aguas analizadas

En el gráfico N°5 se pueden observar cómo se asemejan los valores de concentración de sólidos totales disueltos determinados para las tres muestras de aguas captadas, con respecto a los valores de la caracterización del año 2005, siguiendo la misma tendencia a disminuir con respecto a estos últimos. Adicionalmente, en el gráfico N°6 se evidencia el mismo comportamiento para la dureza total, sin embargo, es importante notar que, tanto en éste gráfico como en el gráfico N°5, la mayor desviación entre los valores actuales y los del año 2005 corresponden a la muestra proveniente del tanque TK-20.001, esto se traduce en que el agua manejada en este tanque ha presentado la mayor variación de composición en el tiempo.

Cabe destacar que a pesar de que las aguas analizadas pertenecen a un mismo campo de producción petrolero, se pueden observar diferencias notables en variables como sólidos totales disueltos y dureza total, esto es posible ya que se trabaja con una mezcla de aguas que provienen de yacimientos de distintos niveles con edades geológicas diferentes, lo cual les atribuye características determinadas. Sin embargo es notable que las propiedades de estas aguas se mantienen relativamente constantes con respecto al tiempo para una misma fuente de origen.

En cuanto a los contenidos de sílice, oxígeno, metales solubles (Fe, Sr, Ba) y valores de pH, se observa poca variabilidad con respecto a los valores reportados en la caracterización del año 2005.

En resumen, se tiene que los resultados obtenidos en los análisis realizados, muestran que los efluentes de agua producida generados en el proceso de deshidratación de crudo para los tres tanques de lavado muestreados se incluyen dentro de una misma clasificación, según su salinidad, dureza, composición iónica y tendencia según el índice de Smitt y Davis. Por otro lado, se tiene que las aguas producidas en la estación de descarga BARED-10 poseen mayores contenidos tanto de dureza total como de sólidos disueltos con respecto a las aguas generadas en la estación de descarga BARED-5, por lo tanto, la remoción de contaminantes en estas aguas debe ser mayor, así como también la complejidad del proceso de tratamiento a proponer.

En condiciones normales de operación, la presión de trabajo de los generadores de vapor está normalmente entre (1500 – 1900) psi y los mismos procesan una cantidad de 250 Ton/día de agua, de la cual el 80% es inyectado a pozos como vapor saturado

y el otro 20% como líquido en equilibrio con dicho vapor, a esta mezcla se le suele denominar vapor “húmedo”. Debido a la producción de vapor “húmedo”, los requerimientos en la calidad del agua de los generadores de un solo paso son mucho menores que los exigidos para los generadores convencionales (Elias & Johnstone, 1980).

En los procesos actuales, los parámetros que son monitoreados en el agua de alimentación a los generadores con la finalidad de garantizar una operación segura y eficiente del equipo son la dureza total y el contenido de oxígeno disuelto en agua. No son manejadas especificaciones técnicas en cuanto a los mínimos contenidos de otros contaminantes en la alimentación de estos equipos y no se localizó un manual de especificaciones establecidas por el fabricante para estos casos, de manera que se optó por consultar referencias que pudieran recomendar valores máximos permisibles en cuanto a otros contaminantes presentes en el agua.

En la Tabla N°11 se muestran las especificaciones máximas permisibles en la composición del agua de alimentación a generadores de vapor de campos petroleros, las cuales para efectos de este trabajo de investigación, fueron establecidos a partir de los criterios y las recomendaciones realizadas por INTEVEP en su artículo técnico “Generación de vapor con aguas de producción de Bare 6”, conjuntamente con observaciones adicionales establecidas a partir de la revisión bibliográfica realizada.

Tabla N° 11. Especificaciones máximas permisibles para generadores de vapor de un solo paso con calidad a la salida de 80%.

Principales parámetros a controlar en el agua de alimentación al Generador	Valores Permisibles para el Generador (Presión de operación máxima de 2500 psi)
<i>Dureza Total</i> (como PPM CaCO ₃)	< 0,1
<i>Sólidos Totales Disueltos</i> (PPM)	< 12.000
<i>Sólidos Suspendidos Totales</i> (PPM)	< 1
<i>Crudo Total</i> (PPM)	< 1
<i>pH</i> (Adimensional)	8,3 - 9,5
<i>Oxígeno</i> (PPM)	< 0,005
<i>Silicio</i> (PPM)	< 50
<i>Hierro</i> (PPM)	< 0,1
<i>Estroncio</i> (PPM)	< 0,1
<i>Bario</i> (PPM)	< 0,1

Fuentes: (INTEVEP, 1991), (Industrial Technology Management, Inc., 2009).

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Comparando las especificaciones presentadas en la tabla anterior con las características de las aguas de producción caracterizadas, se puede establecer que el proceso de tratamiento a proponerse debe ser capaz de modificar un número de propiedades importantes a niveles de concentración relativamente bajos, para poder garantizar condiciones seguras y eficientes en la operación del generador de vapor. Un resumen de las propiedades del agua a las condiciones de entrada y de salida en el proceso es presentado en la tabla N° 12, mostrada a continuación:

Tabla N° 12. Condiciones de las corrientes de entrada y Salida del proceso.

Principales parámetros a controlar en el agua de alimentación al generador	Caracterización del agua de producción de BARED-5 y BARED-10	Valores permisibles para el generador (Presión de operación máxima de 2500 psi)
<i>Dureza Total</i> (como PPM CO ₃ Ca)	(400 - 1100)	< 0,1
<i>Sólidos Totales Disueltos</i> (PPM)	(14.000 - 21.000)	< 12.000
<i>Sólidos Suspendidos Totales</i> (PPM)	(60 - 80)	< 1
<i>Crudo Total</i> (PPM)	(40 - 90)	< 1
<i>pH</i> (Adimensional)	(7,6 - 8)	8,3 - 9,5
<i>Oxígeno</i> (PPM)	(1-2)	< 0,005
<i>Silicio</i> (PPM)	(20 - 40)	< 50
<i>Hierro</i> (PPM)	(0,2 - 0,7)	< 0,1
<i>Estroncio</i> (PPM)	(13 -25)	< 0,1
<i>Bario</i> (PPM)	(1 - 4)	< 0,1

4.2. FIJACIÓN DEL TRATAMIENTO

Como se pudo observar en la tabla N° 12, la gran mayoría de los parámetros del agua de producción se encuentran por encima de los valores exigidos para alimentación al generador de vapor, de manera que la mayoría de las propiedades, a excepción de la concentración de silicio, deben ser llevados a especificaciones por medio del proceso de tratamiento más conveniente; dentro de los valores más críticos observados en la comparación entre la alimentación al proceso y las especificaciones de salida se encuentran la dureza total, con valores máximos de hasta 1059 ppm CaCO₃ (en el caso de BARED-10) con respecto a 0,1 ppm CaCO₃ exigidos, el contenido de oxígeno, cuya concentración es aparentemente baja (2 ppm), representa una cantidad relativamente grande con respecto a la exigencia del generador, la cual 0,005 ppm. El proceso de tratamiento a diseñar debe ser válido para cualquiera de las aguas estudiadas, entiéndase las provenientes de los tanques lavado de BARED-5 o BARED-10, ya que, por tratarse de un proceso destinado a probarse a escala piloto, con una volumetría relativamente pequeña (25 Ton/día de agua tratada), debe someterse a las condiciones más extremas, para asegurar una funcionalidad y una

aplicabilidad global dentro del pequeño universo en estudio, de manera que, queda a disposición de PDVSA establecer el origen de las aguas a tratar.

En general, los contaminantes a ser removidos pueden clasificarse de la siguiente forma:

- *Crudo libre y emulsionado*
- *Sólidos suspendidos*
- *Sólidos disueltos*
- *Gases disueltos*

Debido a que, la mayoría de los sistemas de remoción de aceite requieren de la extracción de sólidos suspendidos al mismo tiempo, se ha visualizado realizar estos dos procesos en conjunto, por medio de un único bloque o etapa de tratamiento. En este sentido se puede concebir un proceso compuesto por tres (3) etapas generales de tratamiento dispuestas en serie, las cuales se muestran en la figura N° 8, presentado a continuación:

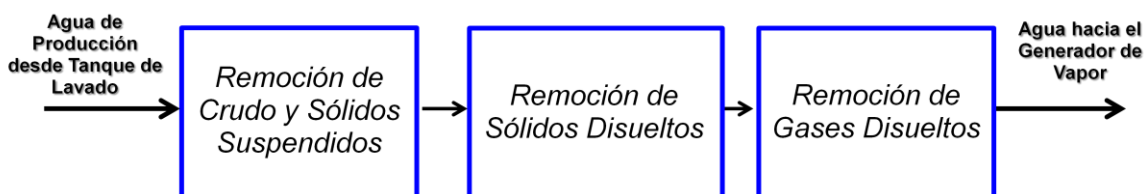


Figura N° 8. Esquema general del proceso propuesto para el tratamiento de las aguas de producción a ser empleadas en la generación de vapor.

A continuación se hace una breve descripción de cada una de las etapas que comprenden el proceso de tratamiento propuesto:

Remoción de Crudo y Sólidos Suspendidos: las tecnologías aplicables en esta etapa de tratamiento tienen la particularidad de poder remover tanto el crudo contenido en el agua como los sólidos suspendidos. Es importante considerar la dosificación de sustancias químicas con la finalidad de romper las emulsiones de crudo en el agua y desestabilizar las soluciones coloidales formadas por los sólidos suspendidos, además la dosificación de químicos debe emplearse para promover la coagulación y floculación de los sólidos suspendidos con la finalidad de aumentar la eficiencia de remoción del proceso. La eliminación de crudo y partículas suspendidas se realiza

generalmente a través de varios procesos, que van desde la extracción masiva hasta las la fase final de pulimiento. El número de sub-tratamientos necesarios es función del tipo de sólidos y crudo en la corriente, su concentración, la distribución de los tamaños y el nivel de extracción necesario para la aplicación establecida.

Remoción de Sólidos Disueltos: esta etapa de tratamiento incluye tanto la remoción de las sales de calcio y magnesio, que son las responsables de la dureza del agua, así como de los metales pesados en estado iónico, alcalinidad, sílice y sales monovalentes, mayoritariamente constituidas por iones cloruro y sodio.

Remoción de Gases Disueltos: en esta etapa se remueven principalmente los contenidos de O_2 y CO_2 disueltos en el agua, ya que estos gases promueven la corrosión tanto en los equipos de proceso visualizados en etapas siguientes como en los sistemas de generación de vapor de alta presión. En lo que respecta al H_2S , por ser las aguas a procesar típicamente básicas ($pH > 7$), los contenidos de éste gas pueden considerarse despreciables. En oxígeno en particular se caracteriza por causar graves daños en la superficie de los tubos del generador aún en muy bajas concentraciones, de manera que debe considerarse el tratamiento químico al agua tratada inmediatamente antes de alimentarla al generador.

4.3. REVISIÓN Y SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS Y EQUIPOS TÉCNICA Y ECONÓMICAMENTE RECOMENDADOS COMO LOS MÁS IDÓNEOS PARA EL PROCESO DE TRATAMIENTO

Existen múltiples tecnologías que pueden ser empleadas para el tratamiento de las aguas de producción, estas son seleccionadas y aplicadas en función del tipo de componente que se desee remover y de la eficiencia de remoción que se desea alcanzar.

El conjunto de tecnologías propuestas para llevar a cabo cada etapa deben ser comparadas y analizarse en función de obtener los resultados requeridos de la forma técnica y económicamente más viables.

Para cada etapa de tratamiento que compone el proceso, la selección del sistema ó equipos más apropiados dependerá de las características del agua a tratar, del grado de tratamiento deseado y de los criterios técnicos-económicos empleados en el análisis de opciones.

En la figura N°9 se presentan las principales tecnologías empleadas según las referencias consultadas en el tratamiento de las aguas de producción para la remoción de crudo y sólidos suspendidos:

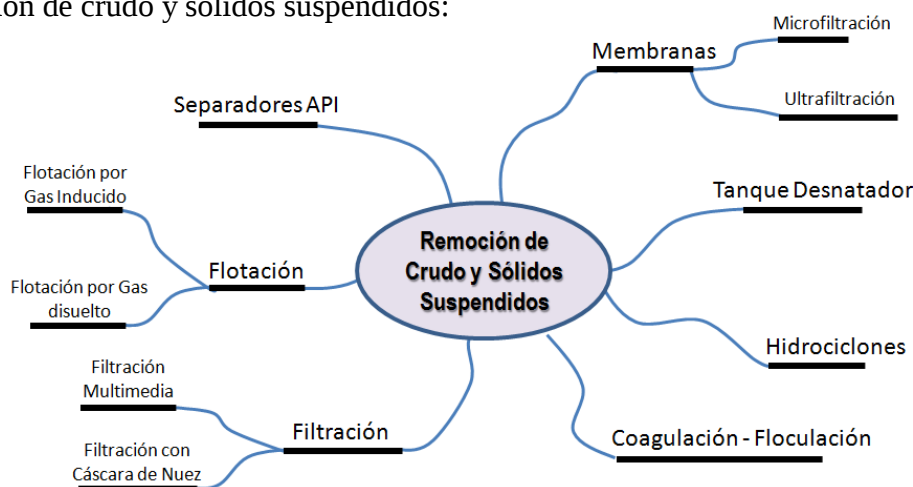


Figura N° 9. Principales tecnologías empleadas para la remoción de crudo y sólidos suspendidos. Fuente: modificado de Nelson y otros (2007).

El contenido de crudo libre de las aguas de producción analizadas, provenientes de los tanques de lavado del campo Bare, son generalmente bajos (< 1 ppm) y la concentración normal de crudo emulsionado es normalmente menor a los 100 ppm, esto según la caracterización del agua en estudio; sin embargo, en base a experiencias operacionales, estos valores pueden estar influenciados por sobre picos poco frecuentes que conllevan a un aumento en la concentración de hidrocarburo en agua, saliendo del rango normal de concentración a causa de fluctuaciones que tienen lugar aguas arriba del proceso, probablemente originadas en la fase deshidratación del crudo. Por otra parte, la concentración de sólidos suspendidos es relativamente constante y los valores más elevados reportados son ligeramente superiores a 100 ppm. De acuerdo a esto y para efectos de este estudio, se tomarán como rangos normales de operaciones una concentración de (100 – 200) ppm de crudo total en agua, e igualmente una concentración de (100 – 200) ppm de sólidos suspendidos.

Esta primera etapa debe estar comprendida por un tren de tratamiento, ya que los niveles de concentración requeridos como especificación del generador, implican contenidos relativamente bajos de crudo total y de sólidos suspendidos con respecto a los valores originales del agua, de manera que técnicamente se hace infactible el empleo de una sola tecnología de separación. En este sentido, se plantea la

combinación de varios tratamientos en serie, que se adecuen a las características de la corriente de agua de producción a tratar.

Las concentraciones de crudo y sólidos suspendidos en la corriente de agua proveniente del proceso de deshidratación de crudo pueden considerarse relativamente bajas ($< 100\text{ppm}$ en cada caso), esto en parte a la alta eficiencia de separación que poseen los tanques de lavado y también a la elevada concentración de compuestos inorgánicos presentes en dicha agua. En vista de esto, las aguas pueden ser manejables en primera instancia por sistemas de hidrociclones ó flotación, descartando así el empleo de separadores API, los cuales típicamente suelen ser empleados al inicio del tratamiento de aguas de producción con altas concentraciones de crudo, en especial de crudo libre, generando una corriente de salida de hasta 100 ppm de de crudo. Por otra parte, deben considerarse los sobre picos en la concentración de crudo mediante la incorporación de un sistema que contrarreste este efecto.

Para la conceptualización del tren de tratamiento requerido se visualizan las siguientes opciones, mostradas a continuación en la Figura N°10:

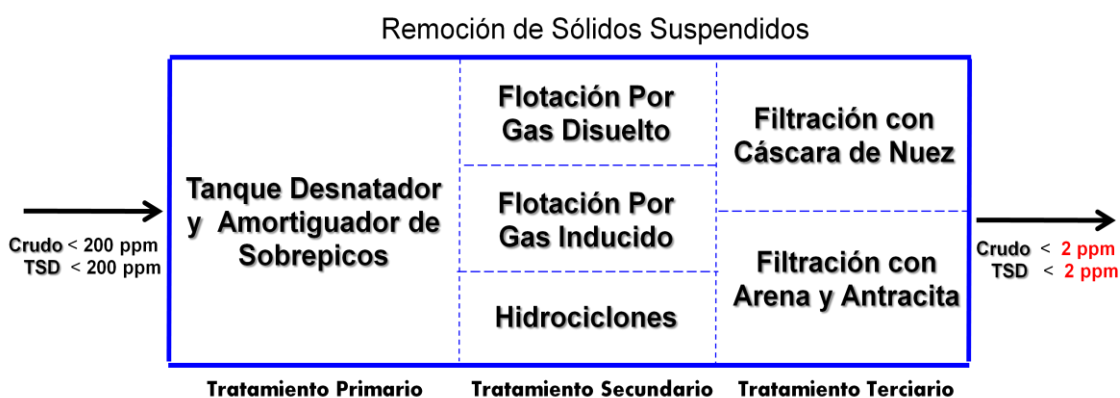


Figura N° 10. Esquema de las tecnologías planteadas como posibles opciones en la etapa de remoción de crudo y sólidos suspendidos

En el grafico anterior se muestra el tren de tratamiento propuesto, en el mismo se encuentran las tecnologías visualizadas como opciones técnicamente viables para esta etapa, siendo los puntos de comparación a estudiar las opciones correspondientes al tratamiento secundario y terciario de la etapa de remoción de crudo y sólidos suspendidos.

El tratamiento primario tiene como objetivo tratar el agua proveniente de los tanques de lavado, la cual se considera normalmente, según los análisis efectuados, con

concentraciones de crudo total y sólidos suspendidos de hasta 100 ppm para cada caso. Para la concentración de crudo, deben considerarse en base a experiencias operacionales, sobre picos que aumentan la concentración de crudo en agua a valores por encima de los establecidos normalmente; en base a esto es necesario incorporar como medida de seguridad y pretratamiento de los equipos del proceso un tanque de recepción y almacenamiento que garantice el tiempo de retención necesario para amortiguar los posibles sobre niveles en la concentración de crudo en agua y al mismo tiempo se pueda proveer un desnatado inicial de crudo promovido por un tratamiento químico para desestabilización de emulsiones crudo-agua.

En este sentido se propone el uso de uno ó varios (en serie) tanques desnatadores ó “skimming”, en función del tiempo retención que se establezca por criterios de diseño, en base a la volumetría que manejará la planta y a los sobre picos establecidos por criterios de experiencias operacionales.

El tratamiento secundario se basa en la reducción de crudo y partículas suspendidas desde niveles de (100 – 200) ppm respectivamente, hasta obtener una corriente con un contenido aproximado máximo de 20 ppm de crudo y 20 ppm de sólidos suspendidos. Las tecnologías recomendadas por las referencias consultadas para lograr este tipo de especificaciones a partir de aguas con las características descritas incluyen: flotación por gas disuelto, flotación por gas inducido e Hidrociclones.

Entre los antecedentes encontrados, se observa que se han tenido experiencias de operación con sistemas de remoción de crudo en agua empleando sistemas de hidrociclones en el campo Dación, perteneciente al distrito San Tomé. Establecen que estos equipos presentaron bajas eficiencias y niveles de remoción inferiores a los deseados.

PDVSA ha certificado el uso de la tecnología de Flotación para fines de separación de hidrocarburos en agua y partículas suspendidas, ésta tecnología incluye la Flotación por Gas Disuelto ó Microburbujas, así como la Flotación por Gas Inducido. Típicamente las especificaciones de salida en estos sistemas conjuntamente con dosificación de químicos es de un máximo de 10 ppm de Crudo emulsionado y 10 ppm de sólidos suspendidos, sin embargo, estas especificaciones pueden varían según la concentración de crudo en la corriente de entrada al proceso.

En función de seleccionar la tecnología más apropiada en esta fase inicial del tratamiento se procedió a construir una tabla de comparación fundamentada en

diferentes fuentes de consulta, que describe las características principales de las tecnologías descritas como posibles opciones y posteriormente se emplea y posteriormente se construye una matriz de comparación por criterios relativos. Para este caso los criterios empleados fueron:

- Desarrollo de la tecnología y experiencia operacional
- Calidad del agua tratada
- Efluentes Generados
- Tiempo de vida útil y mantenimiento
- Costos de inversión
- Costos de energía
- Empleo de químicos
- Complejidad Operacional

En este caso, no se emplea el criterio “pretratamiento”, ya que considera que los equipos en cuestión pueden tolerar las aguas de producción en su estado inicial sin ser afectados en el proceso.

A continuación se muestra la Tabla N° 13, en la cual son expuestas las principales características de las tecnologías consideradas para esta etapa del proceso:

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

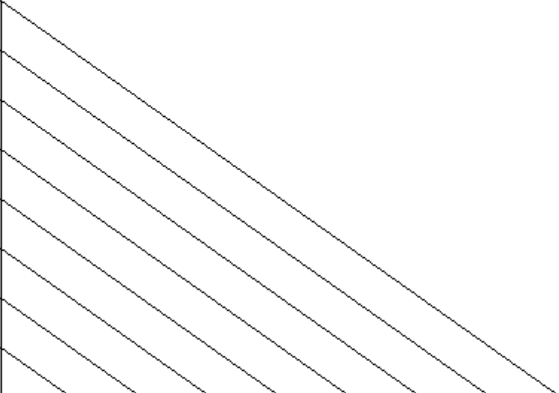
Tabla N° 13. Comparación entre las características de los sistemas de Flotación por gas disuelto, Flotación por gas inducido e Hidrociclones.

CRITERIO	Descripción		
	FLOTACIÓN POR GAS DISUELTO (DGF)	FLOTACIÓN POR GAS INDUCIDO (IGF)	HIDROCICLONES
Estatus Industrial de la tecnología	Usada desde 1953 en el tratamiento de aguas producidas para la separación de sólidos suspendidos y crudos [Eckenfelder, 1980].	Usada desde 1970 en el tratamiento de aguas producidas para la separación de sólidos suspendidos y crudos en los campos petroleros [Campbell, 2007].	Ampliamente usados en el tratamiento de aguas de producción, desde de 1980 [Castelis, 2000].
Condiciones del Agua a Tratar	Puede manejar altas concentraciones de crudo y sólidos suspendidos. Pierde eficiencia con el incremento de la temperatura, en función de la solubilidad del gas que se emplee [Eckenfelder, 1980].	Concentración máxima de crudo de 350 ppm y sólidos suspendidos de hasta 200 ppm [Veolia water solutions 2010].	Aplicable a aguas con altos contenidos de sólidos disueltos, altos contenidos de crudos y partículas suspendidas. [Colorado School of Mines, 2009]
Calidad del Agua Tratada	Depende de la concentración de crudo, de la temperatura de la corriente de entrada y del empleo de químicos. Eficiencia de remoción superior al 90% [Eckenfelder, 1980].	Depende de la concentración de entrada. Eficiencia de remoción de 90-95% [Campbell, 2007]	Depende de la diferencia de densidad entre las fases. Pueden alcanzarse eficiencias de remoción de hasta 80 %. [Fakhu'i, 2010]
Recobro	Desnatado relativamente seco, recobro de hasta 99% del agua de alimentación [Campbell, 2007].	Desnatado relativamente húmedo, recobro de 93 - 97% del agua de alimentación [Eckenfelder, 1980].	Altos niveles de agua recuperada, mayores al 90% [Fakhu'i, 2010].
Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento	Largo tiempo de vida útil. Requiere mantenimiento ocasional contra encrustamientos.	Largo tiempo de vida útil. Requiere mantenimiento ocasional contra encrustamientos.	Puede sufrir daños por abrasión. Requiere mantenimiento por formación de incrustaciones y deposiciones [Colorado School of Mines, 2009].
Costos de Inversión	Relativamente elevado con respecto a los IGF representa un 30-40% mayor de inversión [Campbell, 2007].	Relativamente económicos con respecto a los DGF	Relativamente más económico con respecto a los sistemas de flotación.
Consumo de Energía	Baja. Menor con respecto a los IGF	Regular. Relativamente mayor con respecto a los DGF [Eckenfelder, 1980].	Moderada. Requiere de bombeo para presurizar la alimentación y vencer las pérdidas de presión en el equipo.
Consideraciones de Infraestructura	Requiere mayor espacio que los IGF ya que el equipo tiene un mayor tamaño de huella.	Requiere menor espacio que los DGF ya que el equipo posee un menor tamaño de huella [Campbell 2007], [EPA, 1996].	Requiere de espacios pequeños ya que son equipos compactos [Fakhu'i, 2010].
Empleo de Productos Químicos	Moderado. Mayor empleo de químicos con respecto a los IGF [ARPEL, 2001].	Regular. Menor empleo de químicos con respecto a los DGF	Son requeridos productos químicos ocasionalmente para su mantenimiento.
Consideraciones de Operación	Tiempo de retención de 20 - 40 minutos. Formación de burbujas con tamaño entre (50 – 100) µm [Eckenfelder, 1980], [EPA, 1996].	Tiempo de retención de 5 minutos. Formación de burbujas con tamaño entre (500 – 1000) µm [Eckenfelder, 1980].	La acumulación de sólidos pueden bloquear la entrada al equipo. Es requerido un estricto control de flujos para mantener la presión de trabajo del equipo [Colorado School of Mines, 2009]. No son adecuados para trabajar con fluidos viscosos [Castelis, 2000].
Desechos Efluentes generados	Aproximadamente 1 % de la alimentación, debido al desnatado relativamente seco que producen sus efluentes [Eckenfelder, 1980].	Entre 3-7 % de la alimentación, debido al desnatado relativamente húmedo que producen sus efluentes [Eckenfelder, 1980].	Generación de slurry que puede ser enviado a tratamiento de recuperación.

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

A continuación se presentan las matrices de comparación empleadas a partir del método de análisis multicriterio AHO Thomas Saaty:

Tabla N° 14. Matriz técnica empleada para la selección de la tecnología de tratamiento secundario en la remoción de crudo y sólidos suspendidos.

CRITERIOS										P U N T O T A L
(EI)	Experiencia Industrial									
(CA)	Calidad del agua tratada									
(EG)	Efluentes Generados									
(T&M)	Tiempo de Vida Util y Mantenimiento									
(CI)	Costos de Inversión									
(CE)	Consumo de Energía									
(EQ)	Empleo de Quimicos									
(CO)	Complejidad Operacional									
OPCIONES	Ponderación Relativa entre los Criterios	(CO)	(EQ)	(CE)	(CI)	(T&M)	(EG)	(CA)	(EI)	
		6%	10%	6%	21%	20%	9%	22%	6%	
1	Flotación por Gas Inducido	0,56	0,52	0,29	0,27	0,43	0,14	0,43	0,2	36,31%
2	Flotación por Gas Disuelto	0,32	0,14	0,57	0,12	0,43	0,57	0,43	0,49	35,56%
3	Hidrociclones	0,12	0,33	0,14	0,61	0,14	0,29	0,14	0,31	28,13%

En esta matriz se pueden observar las ponderaciones globales obtenidas por cada una de las posibles alternativas de tratamiento, siendo la más conveniente la flotación por gas inducido (IGF), seguida por menos de un (1) punto de diferencia de la flotación por gas disuelto (DGF). El criterio con mayor peso para esta selección fue el de “calidad de agua tratada”, ya que aunque las tres alternativas representan una solución técnica para una remoción inicial de crudo en agua, los procesos de flotación en estos casos han demostrado ser relativamente más eficientes con respecto a los de hidrociclones (Obando, 2007), la menor capacidad de remoción de los hidrociclones puede estar asociado a la viscosidad del crudo (Castelis, 2000). En segundo lugar, como criterio de mayor importancia se encuentran los costos de inversión, en este caso los hidrociclones resultan los más ventajosos, por ser equipos de diseño relativamente sencillo y de tamaño reducido, sin embargo su calificación en el resto de criterios le dan una menor ponderación con respecto a las tecnologías de flotación. Los sistemas IGF suelen ser más económicos que los DGF, debido a su menor tamaño, producto de su bajo tiempo de residencia, sin embargo presentan menor tolerancia a los sólidos suspendidos (hasta 200 ppm), en comparación con los

DGF, siendo ésta condición no limitativa, ya que según la caracterización del agua a tratar, ambos sistemas son aplicables. En resumen, se tiene que en función del resultado obtenido en la matriz técnica planteada y la caracterización del agua estudiada, los sistemas IGF son la alternativa más adecuada para aplicarse en esta fase del tratamiento según las características del agua a tratar.

El tratamiento terciario tiene como objetivo reducir aún más la concentración de crudo emulsionado y sólidos suspendidos de la corriente proveniente de unidades de flotación ó hidrociclones. Debido a las concentraciones que se manejan de crudo y sólidos suspendidos a nivel de entrada, se esperan obtener a través de esta última unidad del tren de remoción de crudo y sólidos suspendidos una concentración de salida entre (1–2) ppm en cada caso. Las tecnologías a evaluarse en esta oportunidad incluyen: Filtración multimedia con Arena-Antracita y Filtración con Cascara de Nuez. Igualmente, se procedió a construir una matriz comparativa que incluye las principales características de estas tecnologías, la misma se muestra a continuación:

Tabla N° 15. Comparación entre las características de los sistemas de Filtración Multimedia (arena y antracita) y los sistemas de Filtración con Cáscara de Nuez

CRITERIO	Descripción	
	FILTRACIÓN MULTIMEDIA	FILTRACIÓN CON CÁSCARAS DE NUEZ
Estatus Industrial de la Tecnología	Empleados a escala industrial desde 1890. Utilizada extensamente para el tratamiento de las aguas de producción [Slava, 2010].	Empleados desde 1970, con 40 años de desarrollo en la industria de filtración. utilizados ampliamente para el tratamiento de las aguas de producción [Slava, 2010].
Condiciones del Agua a Tratar	Independiente de la concentraciones de sólidos disueltos. Recomendado para alcanzar especificaciones de sólidos suspendidos y crudo libre aún más exigentes que las obtenidas en sistemas de flotación e hidrociclones.	Independiente de la concentraciones de sólidos disueltos. Recomendado para alcanzar especificaciones de sólidos suspendidos y crudo libre aún más exigentes que las obtenidas en sistemas de flotación e hidrociclones.
Calidad del Agua Tratada	Remociones de sólidos suspendido y crudo libre superiores a 90% [Colorado School of Mines, 2009].	Remociones de crudo libre y sólidos suspendidos hasta 98% [Veolia water solutions 2010].
Recobro	Cercano al 100% de la alimentación [Colorado School of Mines, 2009].	Cercano al 100% de la alimentación [Colorado School of Mines, 2009].
Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento	En función de la suciedad del agua de alimentación, la arena se debe reponer periódicamente, como mínimo una vez al año [Departamento de sanidad del estado de Nueva York, 2010].	Requiere regeneración por retrolavado. Aproximadamente 5% de reposición por año [Veolia water solution, 2010].
Costos de Capital	Resultan más costos, ya que incluyen dos patines de bombas para alimentación y regeneración y sopladores de aire [Slava, 2010].	No requiere el uso de sopladores de aire y las bombas de regeneración vienen integradas al equipo.
Consumo de Energía	Mayor consumo de energía que los filtros de cascara de nuez ya que presentan un mayor diferencial de presión en operación y mayor peso del medio filtrante en el retrolavado.	Bajo consumo de energía, requiere bombeo para operación y retrolavado
Consideraciones de Infraestructura	Se requiere de un recipiente a presión que contenga el medio filtrante, una bomba de alimentación, plumbing y un compresor para retrolavado.	Se requiere de un recipiente a presión que contenga el medio filtrante y una bomba y plumbing para el retrolavado.
Empleo de Productos Químicos	Regularmente son requeridos surfactantes para la regeneración en el tratamiento de aguas de producción [Slava, 2010].	No son requeridos químicos para su regeneración [Slava, 2010],[Veolia water solutions 2010].
Consideraciones de Operación	Debido a la propiedad abrasiva de la arena, se ve reducido el tiempo de vida útil de la misma y de los demás componentes del filtro. Estos filtros requieren aire para su regeneración cuando son empleados para remover crudo [Slava, 2010].	Son recomendados para la remoción de crudo conjuntamente con partículas suspendidas, presentan una gran durabilidad y facilidad para la regeneración [Slava, 2010].
Desechos Efluentes generados	Los desechos producidos están compuestos por slurry conjuntamente con detergentes. Estos pueden ser tratados y recuperación.	Los desechos producidos están compuestos por Slurry que puede ser tratados y recuperación

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Tabla N° 16. Matriz técnica empleada para la selección de la tecnología de tratamiento terciario de remoción de crudo y partículas suspendidas.

CRITERIOS										P U N T O T A L
(EI)	Experiencia Industrial									
(CA)	Calidad del agua tratada									
(EG)	Efluentes Generados									
(T&M)	Tiempo de Vida Util y Mantenimiento									
(CI)	Costos de Inversión									
(CE)	Consumo de Energía									
(EQ)	Empleo de Quimicos									
(CO)	Complejidad Operacional									
OPCIONES	Ponderación Relativa entre los Criterios	(CO)	(EQ)	(CE)	(CI)	(T&M)	(EG)	(CA)	(EI)	
		6%	10%	6%	21%	20%	9%	22%	6%	
1	Filtración Multimedia	0,25	0,20	0,25	0,25	0,33	0,33	0,50	0,33	32,87%
2	Filtración con Cáscara de Nuez	0,75	0,8	0,75	0,75	0,67	0,67	0,5	0,67	67,13%

Según la matriz de selección empleada se puede observar que entre las dos opciones estudiadas la más favorable resulta ser la filtración con cáscara de nuez, con más del doble de la ponderación obtenida por la filtración multimedia. Este resultado se debe a la importancia relativa que poseen los criterios en los cuales la filtración por cáscara de nuez es ampliamente más conveniente que la filtración multimedia para el caso de filtrado de crudo y sólidos suspendidos simultáneamente, entre estos se encuentran principalmente: empleo de químicos, empleo de energía, costos de inversión y complejidad operacional.

Existen otras tecnologías que pueden reducir aún más las concentraciones de crudo y partículas suspendidas, como es el caso de las membranas, sin embargo para efectos del proceso global no es factible aplicarlas a este nivel del tratamiento, ya que, como consecuencia de la siguiente etapa correspondiente a la remoción de sólidos disueltos, estos contenidos pueden ser reducidos aún más, hasta alcanzar las especificaciones requeridas.

En la etapa remoción de sólidos disueltos se debe reducir el contenido de sólidos totales disueltos presentes en el agua de producción, estos incluyen tanto los sólidos que provocan la dureza del agua como lo son las sales de calcio y magnesio, así

como también los metales en estado iónico y las sales que pueden provocar corrosión en el sistema, como es el caso de los cloruros. En la figura 11, se muestran las principales tecnologías empleadas para llevar a cabo remoción de sólidos disueltos:

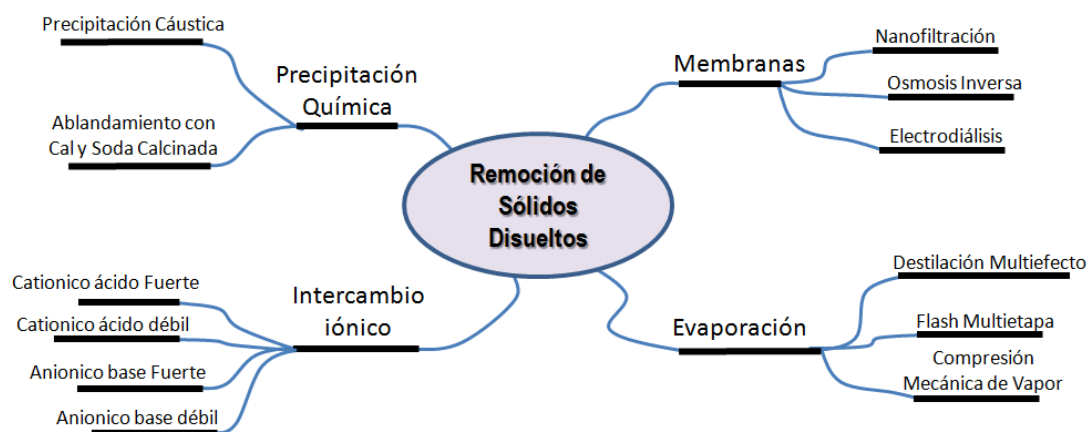


Figura N° 11. Principales tecnologías empleadas para la remoción de sólidos disueltos en agua. Fuente: modificado de Nelson y otros (2007).

Debe tenerse presente que el mayor inconveniente en el caso de estas aguas, es la dureza total; esta debe ser reducida drásticamente, de más de 1100 ppm hasta 0,1 ppm (como CaCO_3) de dureza, esto debido a los efectos adversos que provocan estos compuestos en los generadores de vapor. En base a los elevados niveles de sales de calcio, magnesio y cloruros del agua a tratar, los procesos que se pueden visualizar para lograr la remoción de estos sólidos disueltos están comprendidos por dos alternativas: las tecnologías térmicas o de cambio de fase y la combinación entre tecnologías de precipitación química, intercambio iónico y membranas. En la actualidad se utilizan varias tecnologías para desalinizar desde agua salobre hasta agua de mar. Estas tecnologías están básicamente divididas en dos grandes categorías generales: los procesos térmicos y los procesos de membranas. Los principales procesos térmicos en uso son: la destilación flash multietapa, la destilación múltiple efecto y la destilación por compresión de vapor. La tecnología de membranas utilizada para el tratamiento de agua de mar es la osmosis inversa y la nanofiltración. La electrodiálisis es un proceso de membranas normalmente usado en la desalinización de aguas salobres (De la Cruz, 2006).

La osmosis inversa es una tecnología eficiente para remover sólidos totales disueltos, sin embargo, para aguas con contenidos de dureza tan elevados (> 1100 ppm como CaCO_3), la alternativa de tratamiento primaria suele ser la precipitación química,

específicamente el ablandamiento con cal y sosa calcinada en caliente, ya que el manejar niveles tan altos de dureza disminuye el caudal de permeado y causa incrustaciones en las membranas, deteriorándolas y acortando su tiempo de vida útil. El agua obtenida a partir del ablandamiento químico posee una dureza total típica de 50 - 100 ppm CaCO_3 , la cual puede ser manejada por equipos de intercambio iónico ó membranas. Por otro lado, debido a los altos niveles de salinidad en las aguas analizadas (< 21.000) se descarta el empleo de resinas de intercambio catiónico de ácido fuerte (SAC) ya que estas son empleadas para aguas con $\text{TDS} < 5.000$ ppm. Esto último conlleva al empleo de resinas de ácido débil (WAC), las cuales son generalmente más costosas.

En cuanto a la nanofiltración, se tiene que es una tecnología relativamente joven, que aún no se encuentra desarrollada a nivel comercial, sin embargo sus características tienden mucho a las de ósmosis inversa. El empleo de sistemas de ósmosis inversa para remover el excedente de dureza conlleva a una rápida saturación del medio y a la formación de incrustaciones las cuales reducen la vida útil de las membranas y adicionalmente no se consigue una total remoción de la dureza contenida. La alternativa más conveniente para retirar el exceso de dureza hasta los niveles requeridos es por medio de un proceso selectivo de intercambio catiónico, de esta forma los niveles de remoción que se pueden alcanzar son superiores a los obtenidos por las tecnologías de membranas y posteriormente, se puede efectuar la remoción parcial de sales monovalentes empleando membranas de ósmosis inversa.

El proceso de tratamiento tradicional de aguas para la producción de vapor, consiste en un ablandamiento inicial empleando cal en caliente seguido de un ablandamiento por intercambio iónico, de esta manera se reducen los contenidos de dureza a niveles lo suficientemente bajos para su utilización en la generación de vapor (Heins B. , 2008).

Los procesos basados en tecnologías térmicas tienen su principio en la evaporación del agua; por medio de estos procesos se puede conseguir la remoción del conjunto total de sales disueltas, es decir, se pueden eliminar al mismo tiempo tanto las sales que causan la dureza como las que son responsables en cierta medida de la corrosión. Estos procesos demandan una mayor cantidad de energía que los procesos de membrana, pero presentan la ventaja de requerir un menor pretratamiento, ya que

toleran condiciones más desfavorables en el flujo de alimentación y al mismo tiempo presentan una mayor vida útil.

Las plantas flash multietapa (MSF) se basan en el principio de reducir abruptamente la presión del agua por debajo del valor de su presión de vapor de equilibrio, por lo que ocurre una evaporación súbita. Éstas emplean un flujo continuo de vapor de baja presión como fuente externa de energía térmica. El recobro de agua de alimentación de estas plantas es del orden de 12-20%.

Las plantas de destilación multiefecto (MED) utilizan el mismo principio que el proceso MSF, la diferencia principal entre el proceso MED y el MSF radica en la forma en que se lleva a cabo la evaporación. En las plantas de MED se utilizan varios evaporadores del tipo de película delgada, con los cuales se logran mejores coeficientes de transferencia de calor que los que se pueden obtener en las plantas de MSF donde se produce la evaporación súbita en forma directa. Por esta razón, el número de efectos de las plantas de MED es mucho menor que el que corresponde a una planta de MSF equivalente, lo que se traduce en reducción de espacio físico y costo. A través de la tecnología MED la recuperación máxima es aproximadamente 30-40% de agua de alimentación. La tecnología MSF es ventajosa en los rangos de capacidad grandes y en aquellos lugares donde existe energía térmica disponible bajo la forma de vapor de baja presión. Estas plantas generalmente se construyen en unidades de aproximadamente 4.000 a 57.000 m³/d. Las plantas de MED típicamente se construyen en unidades de 2.000 a 22.500 m³/d. la calidad del agua producto es estos dos procesos es menor de 10 ppm de STD en ambos casos.

La tecnología de destilación por compresión mecánica de vapor (MVC) es considerada como el proceso de destilación más eficiente, en comparación con los procesos MSF y MED. La ventaja de este proceso está en un consumo energético menor, dependiendo del diseño pueden presentar una baja temperatura de trabajo (65°C), que reduce los problemas de corrosión y permite utilizar materiales de menor costo. El principal inconveniente de esta tecnología es la capacidad máxima que admite, que esta por el orden de 5000 m³/d, debido a que el compresor resulta muy voluminoso (Ramilo & Gómez, 2003).

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Las tecnologías visualizadas como posibles opciones de tratamiento se muestran a continuación:



Figura N° 12. Tecnologías aplicables para el proceso de remoción de sólidos totales

Seguidamente se muestra un cuadro comparativo con las principales características de las tecnologías consideradas en la etapa de remoción de sólidos totales disueltos:

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Tabla N° 17. Comparación entre las características de los sistemas MVC, MED e Intercambio Iónico combinado con Ósmosis

CRITERIO	Descripción		
	DESTILACIÓN POR COMPRESIÓN MECÁNICA DE VAPOR (MVC)	DESTILACIÓN MULTITAPA (MED)	INTERCAMBIO IÓNICO + OSMOSIS INVERSA
Estatus Industrial de la tecnología	Tecnología relativamente nueva, probada en 1999 inicialmente en Japon y Canada. Empleada actualmente a escala industrial para el tratamiento de aguas de producción [Colorado School of Mines, 2009].	Empleada desde 1960 a escala industrial para el tratamiento de aguas con altos contenidos de TDS [Al-bahou M., 2006].	Aplicado a escala industrial para el tratamiento de aguas de producción.
Condiciones del Agua a Tratar	Alta tolerancia al agua de alimentación. Aplicable para aguas con TDS < 100.000 ppm. Se han reportado operaciones hasta con 45 ppm de crudo. [Heins B., 2008]	Aplicable a aguas con hasta 40.000 ppm de TDS. [Colorado School of Mines, 2009]	Aplicable a aguas con contenidos de hasta 35.000 ppm de TDS y dureza total moderada, para preservar la vida útil de la membrana.
Calidad del Agua Tratada	Produce aguas con menos de 10 ppm de TDS [Heins W, 2005].	Produce aguas con contenidos de 2 – 10 ppm de TDS [Ramilo, L., & Gómez, S. 2003].	Agua libre de dureza, con contenidos de TDS moderados. Incluye una elevada remoción de metales pesados
Recobro	Hasta 88% del agua alimentada, puede ser mayor si se combina con un cristizador [Heins B., 2008].	Oscila Entre 30 - 40 % según la concentración de TDS [Ramilo, L., & Gómez, S. 2003].	Mayor al obtenido con Destilación Multitapa y menor al de tratamiento de la tecnología de DCV
Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento	Espectativas de hasta 30 años de uso, requiere mantenimiento para remover incrustaciones como mínimo una vez al año [Colorado School of Mines, 2009].	Espectativas superiores a 30 años. requiere mantenimiento para remover incrustaciones como mínimo una vez al año [Al-bahou M., 2006].	Las membranas para agua salada tienen un tiempo de vida estimado de 3-4 años [Fariñas, 1999], mientras que los sistemas de intercambio iónico pueden ser regenerados continuamente.
Costos de Inversión	Moderados. Las características del compresor hacen factible esta tecnología para capacidades entre 2500-5000 m3/día. [De la Cruz, C., 2006]	Elevados. El elevado número de etapas y las dimensiones de los equipos implícitos lo hacen costoso [Colorado School of Mines, 2009].	Moderados. En general, las membranas y los sistemas de ablandamiento presentan costos relativamente bajos con respecto a los equipos de destilación. Se pueden ver incrementados por los pretratamientos requeridos y tratamientos de efluentes.
Costos de Energía	De 16 to 17 kWh/m3. puede aumentar hasta 18 kWh/m3 si el diseño incluye el equipo de cristalización para cero descargas líquidas [Colorado School of Mines, 2009].	20 kWh/m3, lo cual representa cerca de 4 veces la cantidad de energía que consume un sistema de osmosis inversa para lograr el mismo objetivo.	Se requiere de un máximo de 4,5 kWh/m3 [Colorado School of Mines, 2009] para el sistema de OI más la energía necesaria de bombeo y calentamiento de la alimentación del proceso de ablandado y el filtrado de arena.
Consideraciones de Infraestructura	Relativamente menores a las MED [Ramilo, L., & Gómez, S. 2003].	Estas plantas demandan áreas relativamente grandes. Sus condiciones de movilidad con reducidas [Ramilo, L., & Gómez, S. 2003].	Las membranas son unidades modulares, adaptables a espacios pequeños [Fariñas, 1999]. Mientras que el sistema de ablandamiento requiere espacios amplios para la etapa de mezclado y precipitación de sólidos.
Empleo de Productos Químicos	Empleo de inhibidor de incrustaciones. Requiere control de pH de la alimentación. Mantenimientos anuales pueden ser efectuados con la aplicación de productos removedores de incrustaciones [Colorado School of Mines, 2009].	Empleo de inhibidor de incrustaciones. Requiere control de pH de la alimentación. Mantenimientos anuales pueden ser efectuados con la aplicación de productos removedores de incrustaciones [Colorado School of Mines, 2009].	Son necesarios productos químicos (ácidos y bases) para la regeneración de las membranas y productos coagulantes para el proceso de precipitación química.
Consideraciones de Operación	Posee flexibilidad para la variación de las propiedades de la alimentación, excepto para las variaciones del flujo. Operación continua. Es necesaria una fuente de vapor externa para el arranque de operación. Requiere monitoreo del pH y flujo de alimentación y de la presión de operación. es poco efectivo en la remoción de sílice [Colorado School of Mines, 2009].	Operación continua, con paradas típicamente anuales para mantenimiento e inspección. Requiere monitoreo del pH de la alimentación, así como también del flujo de alimentación y de la presión de operación [Colorado School of Mines, 2009].	Alto nivel de automatización en el proceso. Se requiere la regeneración continua de las membranas, esto en función de la concentración del agua a tratar. Se requiere un pretratamiento basado en ablandamiento químico con cal y soda calcinada.
Desechos Efluentes generados	Alrededor de 2 - 12% del flujo de alimentación en forma de una salmuera de alta concentración [Heins W, 2005].	Son generados grandes cantidades de efluentes, mayores al 60 % de la alimentación [Ramilo, L., & Gómez, S. 2003].	Se generan efluentes en forma de lodos en el proceso de precipitación química, por el filtrado del efluente de precipitación y por el lavado y rechazo de las membranas.

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En este caso, el criterio “pretratamiento” posee relevancia, ya que los equipos aplicables en la remoción de sólidos disueltos presentan restricciones de operación, lo cual conlleva a la necesidad de acondicionamientos previos adicionales del agua. Por otra parte, se obvia el criterio de calidad del agua tratada, ya que las tres alternativas representan una solución, al satisfacer las condiciones de salida del proceso.

Tabla N° 18. Matriz de evaluación para las alternativas planteadas de remoción de sólidos totales disueltos.

CRITERIOS										P U N T O T A L
(EI)	Experiencia Industrial									
(PR)	Pretratamiento Requerido									
(EG)	Efluentes Generados									
(T&M)	Tiempo de Vida Util y Mantenimiento									
(CI)	Costos de Inversión									
(CE)	Consumo de Energía									
(EQ)	Empleo de Quimicos									
(CO)	Complejidad Operacional									
OPCIONES	Ponderación Relativa entre los Criterios	(CO)	(EQ)	(CE)	(CI)	(T&M)	(EG)	(PR)	(EI)	
		5%	12%	11%	20%	25%	8%	14%	5%	
1	Destilación por Compresión Mecanica de Vapor (DCV)	0,17	0,56	0,30	0,27	0,32	0,62	0,61	0,12	39,05%
2	Destilación Multiefecto (MED)	0,19	0,32	0,16	0,12	0,56	0,14	0,27	0,32	27,13%
3	Intercambio Iónico y Osmosis Inversa	0,63	0,12	0,54	0,61	0,12	0,24	0,12	0,56	33,82%

específicos, sumado a el corto tiempo de vida de las membranas (3 - 4 años) crean un efecto negativo que se traduce en costos y complejidades adicionales, lo cual restan ponderación a esta alternativa. Por otra parte, la tecnología de evaporación multietapa (MED) representa teóricamente, debido al gran tamaño de los equipos asociados, la alternativa más costosa y con mayor cantidad de efluentes generados (en forma de salmuera) en comparación con las tecnologías de intercambio iónico y osmosis inversa. La destilación MED es más conveniente en el caso de plantas de mayor tamaño, en las cuales la compresión de vapor pierde rentabilidad, sin embargo, deben considerarse las facilidades de disposición de un gran volumen de efluentes en forma de salmuera, la cual puede aumentar o disminuir en función de la calidad del agua de alimentación al proceso.

La etapa de Remoción de gases disueltos tiene por objetivo controlar la concentración de gases potencialmente corrosivos en el agua de alimentación al generador de vapor. Generalmente dentro de estos gases se incluyen: O_2 , CO_2 y H_2S , siendo este último considerado despreciable en las aguas analizadas del campo Bare, ya que típicamente las mismas presentan un pH alcalino. La desorción, o en este caso desaireación por tratarse de la remoción de Oxígeno y CO_2 , es considerada como una operación unitaria que puede realizarse a partir de dos métodos: mediante la aplicación de vacío o a través del uso de vapor de arrastre. Otra alternativa que existe para reducir el contenido de gases disueltos en el agua, es a través de la dosificación de compuestos químicos. Para el caso del oxígeno, se suelen emplear productos químicos denominados “secuestrantes de oxígeno”, como lo son el sulfito de sodio y la hidracina, siendo esta última menos empleada debido a sus propiedades cancerígenas.

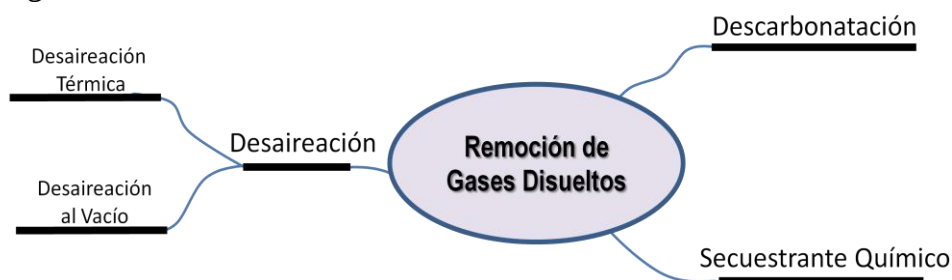


Figura N° 13. Principales tecnologías empleadas para la remoción de gases disueltos en agua.

La descarbonatación es un proceso de desorción llevado a cabo con aire para retirar el CO₂ presente en el agua. Este proceso tiene la desventaja de airear la corriente de agua que se somete a tratamiento, por lo cual no es viable, ya que la remoción de oxígeno representa un mayor problema en comparación con la remoción de CO₂.

Es de suma importancia garantizar los niveles de concentración requeridos para los gases mencionados en la corriente de entrada al generador, en especial del oxígeno, ya que la acción corrosiva de éste gas es sumamente perjudiciales sobre los tubos del equipo, siendo alrededor de diez (10) veces más corrosivo que el CO₂ (Thermal engineering LTDA, 2006).

La opción de tratamiento más efectiva implicaría la combinación de equipos físicos que provean una desaireación inicial del agua, seguida de una dosificación química de secuestrante de oxígeno previo al ingreso del agua al generador, para de esta forma asegurar niveles de concentración de este gas lo suficientemente bajos (<0,005 ppm). La otra alternativa implicaría únicamente la dosificación de químico secuestrante, lo que se traduce en una mayor dosificación y por ende una alternativa más costosa debido a que generalmente los precios de estas sustancias químicas son elevados. Para esta etapa de tratamiento son visualizadas las siguientes opciones:

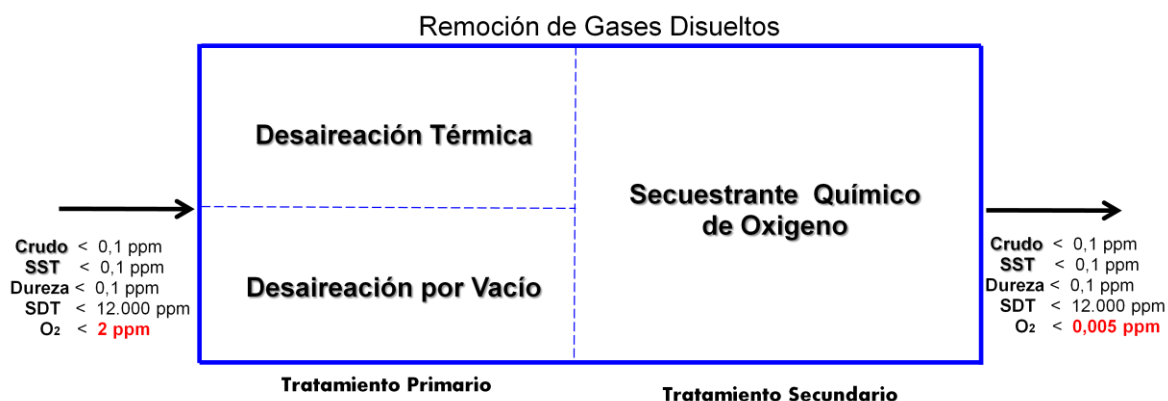


Figura N° 14. Principales tratamientos empleados para la remoción gases.

La desaireación está vinculada con la remoción de sólidos disueltos, desde el punto de vista que puede considerarse como un pretratamiento de esta última.

Entre las alternativas para la remoción de sólidos disueltos se encuentra la destilación multietapa, la evaporación por compresión de vapor y el proceso de ablandamiento seguida del empleo de membranas de osmosis inversa.

Para el caso de precipitación química y membranas es conveniente emplear como pretratamiento un proceso de desaireación, ya que el CO₂ representa un gasto extra

en la cantidad de cal necesaria para el ablandamiento, mientras que el oxígeno es dañino para las membranas de osmosis inversa, acortando su tiempo de vida útil. En este caso, la desaireación térmica resulta una alternativa conveniente, ya que en el proceso de ablandamiento se emplea vapor de baja presión, de manera que, al existir disponibilidad de dicho vapor, puede ser empleado para un previo desaireado térmico. Si solo fuera considerada la operación de las membranas, pudiera considerarse la opción más desaireado al vacío, ya que las membranas operan a una temperatura máxima de 30°C. Esta última condición hace necesario el enfriamiento de la corriente de alimentación de los equipos de osmosis inversa.

La tecnología de evaporación por compresión mecánica de vapor requiere un desaireado previo, con la finalidad de eliminar los gases no compresibles presentes en la alimentación y de esta forma hacer más eficiente la operación del compresor (Heins W. , 2005). Este sistema, tiene la ventaja poder proveer el vapor necesario para un desaireado térmico, de manera que esta representa la opción más efectiva.

Para efectos del generador de vapor, los métodos físicos de desaireación deben ir acompañados posteriormente con dosificaciones químicas para poder alcanzar las especificaciones requeridas.

En base a la revisión de tecnológica realizada, y a los resultados de las matrices de selección planteadas, se puede resumir el proceso de tratamiento requerido en función de las siguientes opciones tecnológicas:

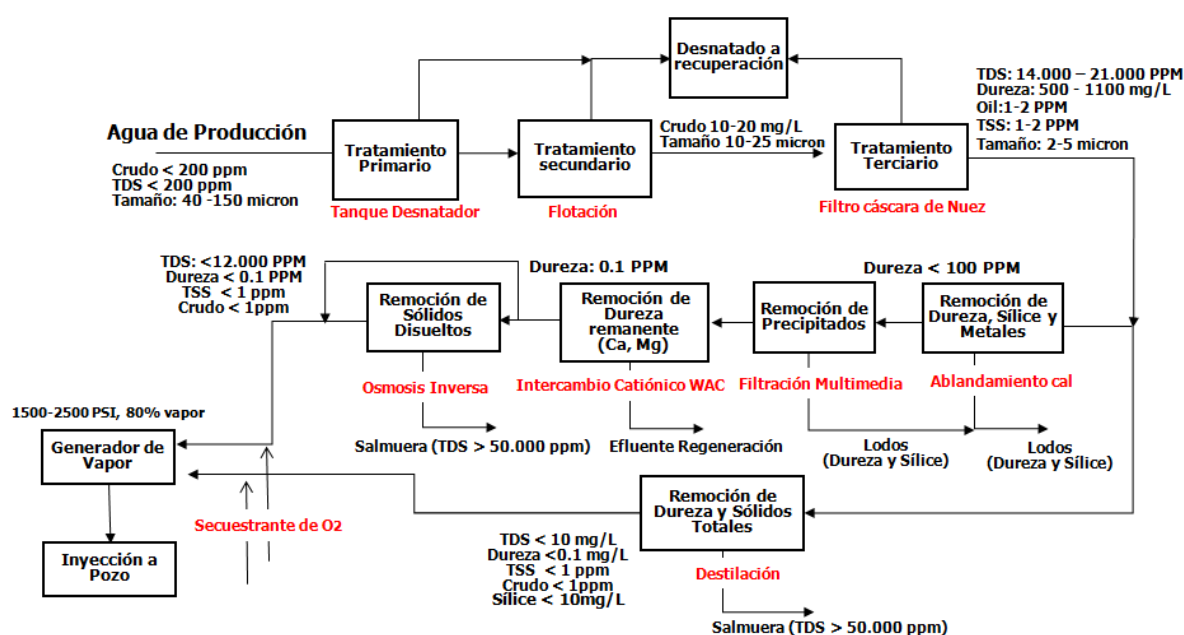


Figura N° 15. Escenarios visualizados como posibles procesos de tratamiento para adecuar las aguas de producción a especificaciones para la generación de vapor.

Según el resultado de las matrices de selección empleadas, el proceso más conveniente corresponde al empleo del sistema IGF, filtración cáscara de nuez y el sistema de destilación por compresión de vapor. Sin embargo, para efectos de análisis económicos, se plantearan dos (2) posible escenarios de tratamiento, que resultan de la comparación entre las dos opciones de con más ponderación en la matriz de selección para la remoción de sólidos disueltos, ya que esta es la etapa del proceso cuya tecnología presentan mayor complejidad para su comparación y además representan mayores gastos de inversión con respecto a los equipos asociados a las otras etapas del proceso.

4.4. ESTIMACIONES DE COSTOS DE LOS ESCENARIOS ESTABLECIDOS

Tener acceso a los precios actualizados de las tecnologías y equipos que se encuentran disponibles a escala comercial no es un sencillo, debido a que éste tipo de información es considerada confidencial para la mayoría de las empresas fabricantes y distribuidoras. Sin embargo, existe una vía opcional que permite obtener estimaciones confiables del precio de los equipos y tecnologías en estudio, ésta consiste en hacer uso precios históricos y adaptarlos a la actualidad por medio de un Índice de Costos.

McGivney y Kawamura (2008) señalan que los precios históricos de alguna manera permanecen constantes, ya que representan el precio real de los bienes y servicios en algún momento del pasado. Estos pueden ser cambiados a otro tiempo sobre la base de un índice de costos, ya sea éste último publicado por el gobierno o por una entidad privada, generalmente aceptada por la industria. Estos autores construyeron una serie de curvas y correlaciones en las cuales representan los costos de los principales equipos y tecnologías empleados en la industria del tratamiento de aguas, en función de sus capacidades de procesamiento, todo esto para el año 2008.

Los precios obtenidos por medio de correlaciones pueden ser actualizados hasta mayo del 2011 empleando el Índice de costos consultado en la página de ENR [46] (Engineering News-Record, 2011).

En base a los resultados de las matrices de selección se plantean los dos (2) posibles escenarios para el proceso de tratamiento requerido:

Escenario 1

Remoción de crudo y sólidos suspendidos a través de un sistema de flotación IGF seguido de un filtrado por cascara de nuez.

Remoción de sólidos total disueltos a partir de un proceso de evaporación por compresión mecánica de vapor con descenso en película, para eliminación de la dureza, bicarbonatos, cloruros y metales.

Remoción de gases disueltos en primera instancia a partir de desaireación térmica para reducir O₂ y eliminar CO₂ antes de la entrada al destilador y posteriormente una dosificación química previo a la entrada al generador.

Tabla N° 19. Estimación de costos correspondiente al Escenario 1

Escenario 1 (IGF, Filtración, Ablandamiento, Osmosis Inversa)					
Costos de Capital - Incluyen: Costos de Manufactura, Construcción, Instalación, Tuberías y Válvulas.					
	Características	Costo Pasado (\$)	Costo Pasado (Bs.)	Costo Actual (Bs.)	Año de la Correlación
Tanque Skimming	Capacidad: 1500 bbl	-	73.892,0	81.471,9	Correlacion del 2005 (BsF)
IGF	Flujo Manejado: 2900 bbl/día	131540,3	565.623,1	574.892,4	Correlacion del 2008 (\$)
Tanque de Almacenamiento	Capacidad: 500 bbl	-	26.930,4	29.692,9	Correlacion del 2005 (BsF)
Filtro Cáscara de Nuez	Flujo Manejado: 3000 bbl/día	4488,6	19.301,0	19.617,3	Correlacion del 2008 (\$)
Clarificación (Cal y Sosa)	Capacidad: 1200 bbl (tr:10 h)	123965,7	533.052,5	541.788,0	Correlacion del 2008 (\$)
Intercambio Iónico	Flujo Manejado: 2600 bbl/día	55790,6	239.899,5	243.830,9	Correlacion del 2008 (\$)
Osmosis Inversa	Flujo Producido: 700 bbl/día	1003498,8	4.315.044,7	4.385.758,2	Correlacion del 2008 (\$)
Total				5.877.052 Bs.	

Donde: bbl = barriles; tr = tiempo de residencia

Escenario 2

Remoción de crudo y sólidos suspendidos a través de un sistema de flotación IGF seguido de un filtrado por cascara de nuez

Remoción de sólidos total disueltos a partir de precipitación química e intercambio iónico para eliminación de la dureza, bicarbonatos y metales, seguido de una reducción de sales monovalentes por medio de un proceso de osmosis inversa parcial, en el cual se plantea la división de corrientes para disminuir el caudal tratado por el equipos de osmosis inversa y luego una mezcla se aguas hasta alcanzar un máximo de 12.000 ppm de sólidos totales disueltos.

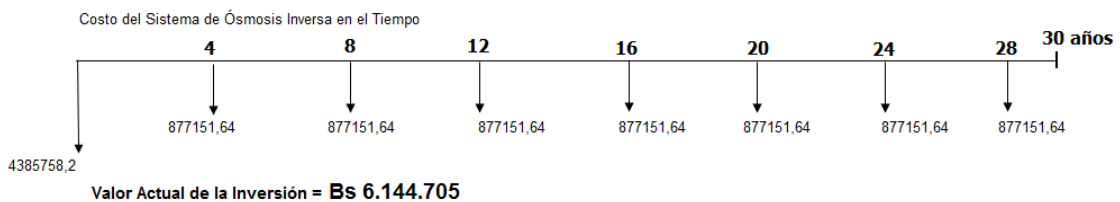
Remoción de gases disueltos en primera instancia a partir de desaireación térmica para reducir O₂ y eliminar CO₂ y posteriormente por medio de dosificación de secuestrante de oxígeno previo a la alimentación al generador.

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Tabla N° 20. Estimación de costos correspondiente al Escenario 2

Escenario 2 (IGF, Filtración, Destilación)					
Costos de Capital - Incluyen: Costos de Manufactura, Construcción, Instalación, Tuberías y Válvulas.					
	Características	Costo pasado(\$)	Costo pasado (BsF)	Costo Actual (BsF)	Año de la Correlación
Tanque Skimming	Capacidad Almacenamiento: 1000 bbl	-	47.536,0	52.412,29	Correlacion del 2005 (BsF)
IGF	Flujo Manejado: 2000 bbl/día	105.422,1	453.315,1	460.743,93	Correlacion del 2008 (MMS)
Filtro Cáscara de Nuez	Flujo Manejado: 2000bbl/día	3.933,6	16.914,7	17.191,85	Correlacion del 2008 (\$)
Tanque de Almacenamiento	Capacidad Almacenamiento: 500 bbl	-	26.930,4	29.692,95	Correlacion del 2005 (BsF)
Sistema Compresión de Vapor	Flujo Manejado: 1800 bbl/día	1.754.904,6	7.546.089,7	7.669.752,50	Correlacion del 2008 (MMS)
Total				8.229.794 Bs.	

Como el tiempo de vida útil de las membranas del sistema de osmosis inversa y el sistema de destilación no es el mismo, se puede plantear un estimado del valor de capital que se requerirá reinvertir, tomando como base el tiempo de vida útil del sistema de destilación, es decir un periodo de 30 años, considerando una tasa de interés de 10% anual y un valor de las membranas corresponde al 20% del costo total del sistema de osmosis inversa (Ray, 1992).



Con este ajuste, el valor total de inversión estimado para el escenario 1 sería de **Bs 7.635.998,4**; en comparación con **Bs 8.229.794** correspondientes al escenario 2, esto se traduce en que, la alternativa que contempla destilación es aproximadamente **8%** más costosa que la opción que se basa en el ablandamiento previo al uso de ósmosis inversa. Sin embargo se debe tomar en cuenta que los efluentes generados por la alternativa número 1 representan un inconveniente adicional relacionado con la disposición de lodos y efluentes ácidos, ya que estos se traducen en costos adicionales relacionados con el tratamiento de efluentes, los cuales no son considerados a detalle para efectos de este trabajo. Sumado a esto, el escenario número 1 emplea un mayor número de equipos y por consiguiente de horas hombre asociadas, tanto en la instalación como en la operación y monitoreo del proceso. Por estas razones, se certifica que la alternativa de tratamiento más conveniente es la correspondiente al escenario 2, ya que aunque presenta un costo de inversión superior en 8% con respecto al escenario 1, genera un mínimo de efluentes que

pueden ser dispuestos sin necesidad de tratamientos adicionales y conlleva a un proceso global más simple, con un menor número de variables monitoreadas y personal requerido.

Por otra parte, la tecnología de destilación por compresión de vapor, presenta la limitante de proveer un nivel de producción máximo de aproximadamente 30.000 BAPD, ya que para producciones superiores, se torna económicamente desfavorable, debido a que el tamaño de los compresores requeridos están limitados por el fabricante (De la Cruz, 2006), (Ramilo & Gómez, 2003). Esta limitante es equivalente a la producción de agua necesaria para alimentar 19 generadores de vapor, por lo tanto, para un proyecto que contemple una producción de agua tratada mayor a 30.000 BAPD, deben ser considerados en un estudio económico riguroso los procesos de MED y ablandamiento más osmosis inversa.

4.5. DEFINICIÓN DEL PROCESO SELECCIONADO COMO EL MÁS IDÓNEO PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR

La siguiente descripción de proceso está elaborada en función de la identificación de las corrientes y equipos del DFP del proceso, mostrado en las figuras 19, 20 y 22:

El flujo de alimentación al proceso está representado por la corriente 1, la misma representa un caudal de agua de producción proveniente del proceso de deshidratación llevado a cabo en tanques de lavado, entre sus componentes se encuentran: crudo libre, crudo emulsionado, gases disueltos y partículas sólidas suspendidas y en estado coloidal. Esta agua también presenta un elevado y diverso contenido de sólidos disueltos, entre los que se encuentran principalmente cloruro de sodio, bicarbonatos y sales de calcio y magnesio.

La mayoría del crudo contenido en agua se encuentra originalmente en estado de emulsión, por esta razón la corriente de alimentación inicialmente es mezclada en línea con la corriente 11, la cual representa una dosificación de un producto químico encargado de desestabilizar la emulsión crudo-agua, con la finalidad de llevar el crudo emulsionado en su estado libre-disperso, y de esta forma promover su remoción en los equipos posteriores.

Seguidamente, la corriente denominada 2, compuesta por la mezcla de las corrientes 1 y 11, ingresa al tanque TK-101, dicho equipo representa un tanque de desnatado,

en el cual, se hará una primera separación del crudo libre que ascienda hasta la superficie del líquido; este tanque también provee de un tiempo de residencia que permite amortiguar posibles aumentos bruscos o sobre picos en la concentración de crudo en agua.

Del tanque TK-101 se obtienen dos corrientes: la corriente 3, perteneciente a la línea principal del proceso y la corriente 7, compuesta por el desnatado rico en crudo. Para efectos de diseño, se considera que la corriente 7 representa el 5% del flujo de ingreso al tanque de desnatado y que el crudo libre contenido en la misma equivale al 10% del crudo que ingresa a este equipo.

La corriente 3 es posteriormente dosificada a través de mezclados en línea con un producto coagulante como el sulfato de aluminio (corriente 12) y un producto ayudante de coagulación, en este caso un polímero catiónico (corriente 13), con la finalidad de romper las suspensiones coloidales de los sólidos suspendidos y promover su coagulación y floculación.

Estas dosificaciones se realizan en línea y por separado, para garantizar la acción de cada sustancia en su tiempo correspondiente, esto se logra garantizando una longitud y configuración de tuberías adecuadas para obtener un tiempo y un nivel de mezclado adecuados. Estas dosificaciones de químicos se encuentran en un rango teórico establecido de acuerdo con la concentración de sólidos totales suspendidos presentes, pero las mismas deben ser precisadas por medio de una prueba de jarras a escala de laboratorio.

Seguidamente, la corriente principal con la incorporación del coagulante (corriente 4) y el ayudante de coagulación (corriente 5) es introducida en el equipo de flotación por gas inducido TF-101. Este equipo está constituido por cuatro (4) cámaras comunicadas entre sí serie en serie y provistas cada una de un rotor y una alimentación de gas natural dulce (corriente 10). También cuentan con un sistema de desnatado por rebose, que recoge el crudo disperso separado del agua y recuperado en la superficie de cada cámara conjuntamente con las partículas de sólidos suspendidos que han ascendido junto al crudo por la acción arrastrante del gas que es inyectado en la parte inferior de cada cámara.

Las corrientes de salida de este equipo son la corriente 9, la cual contiene el desnatado producido por las cámaras de flotación y es enviada junto con la corriente 7 a un tratamiento de recuperación de crudo, y la corriente 6, la cual forma parte de

la línea principal del proceso, con una concentración entre (10-20) ppm de crudo total en agua y (10-20) ppm de sólidos suspendidos.

Seguidamente, la corriente 6 es enviada a almacenamiento, hacia el tanque TK-102, este equipo tiene la función de garantizar un flujo de agua para garantizar la continuidad del proceso, así como también proveer de agua con fines de retrolavado a equipos de filtrado con operaciones semi-continuas. La línea de salida del TK-102, identificada como corriente 14, se divide a su vez en dos líneas de proceso, la corriente 15 y la corriente 19.

La corriente 15 representa un flujo volumétrico estacionario, igual al flujo que ingresa al TK-102 cuando éste se encuentra en su nivel normal de operación. Esta flujo es bombeado por medio de la bomba centrífuga P-101A/B, la cual le confiere la presión necesaria para poder vencer el diferencial de presión normal de los filtros cáscara de nuez F-101 A/B, éstos últimos son unidades en paralelo, y en condiciones normales de operación solo se encuentra una unidad en funcionamiento y se tiene una adicional como respaldo. Estos filtros se encargan de reducir el contenido de crudo libre en agua hasta un valor máximo de 2 ppm, conjuntamente con la reducción de sólidos suspendidos hasta los mismos niveles.

Por otra parte, la corriente 19 representa una línea no estacionaria del proceso, ésta es empleada al momento de efectuar el retro lavado del lecho de cascara de nuez, esta operación se puede automatizar, activando el sistemas de bombeado del retrolavado de un equipo F-101 al alcanzarse el diferencial de presión establecido por diseño para estos equipos (14 psig). Para esta operación de retrolavado no se requiere de un agua totalmente pura, ya que el crudo y las partículas suspendidas retenidas por el lecho de cáscara de nuez puede ser retiradas por la acción mecánica que ejerce el agua que fue inicialmente filtrada.

Como resultado de la operación de los filtros, se obtiene en primer lugar la corriente 17, la cual es parte de la línea principal de proceso, esta corriente está compuesta por un agua con 2 ppm de crudo total máximos y 2 ppm de sólidos suspendidos máximos. Por otra parte, de los equipos de filtrado también se genera la corriente 18, constituida por los efluentes de retrolavado, los cuales no son continuos. Este flujo es enviado a tratamiento de recuperación de crudo.

El flujo de la corriente 17 es enviado posteriormente al tanque TK-103, en el cual se almacena el agua proveniente de la etapa de remoción de crudo y sólidos

suspendidos. el flujo de salida de este tanque es bombeado por medio de P-103 A/B, para posteriormente ser mezclada en línea con la corriente 32 constituida por un producto antincrustante, obteniendo como resultado la corriente resultante (23), la cual ingresa seguidamente al intercambiador de calor E-101, en este equipo ocurre la transferencia de calor entre la corriente 27 (flujo caliente), constituida por un flujo de agua saturada de aproximadamente 100°C, proveniente del evaporador EC-101, y la corriente 23. Las corriente de salida del E-101 son la corriente 28, siendo esta última es el producto frío de intercambiador, y la corriente 24, la cual ha incrementado su temperatura en el proceso de intercambio calórico.

Seguidamente la corriente 24 ingresa al desaireador D-101, siendo el objetivo de este equipo la remoción de gases como el aire, CO₂ y O₂, los cuales por no ser compresibles no son deseados en el siguiente proceso, con esto también se logra reducir el contenido de oxígeno de manera significativa, lo cual es uno de los objetivos del proceso general. El D-101 está constituido por una torre de relleno, la cual tiene como objetivo aumentar el área del agua caliente que ingresa por la parte superior del equipo, y de esta forma ponerla en contacto a través de flujos en contracorriente con una pequeña fracción de vapor extraída del equipo EC-101, obteniéndose como resultado un venteo de vapor que arrastra los gases originalmente disueltos en el agua, y por el fondo de la torre, un líquido saturado con un bajo contenido de gases (O₂<0,05).

Posteriormente, la corriente 25, la cual corresponde al agua proveniente del desaireador, ingresa al equipo principal de la etapa de remoción de sólidos disueltos, es decir el evaporador EC-101. Este equipo emplea la combinación de las tecnologías de evaporación por compresión de vapor conjuntamente con un proceso de flujo en película descendente. El agua ingresa al equipo por su parte más baja, en la cual se mantiene un volumen de líquido con un nivel relativamente constante.

Dentro del equipo coexisten la fase líquida conjuntamente con una fase de vapor que abarca la parte superior de la cámara que contiene el líquido, un esquema del evaporador EC-101 puede ser apreciado en la figura N°16, mostrada a continuación:

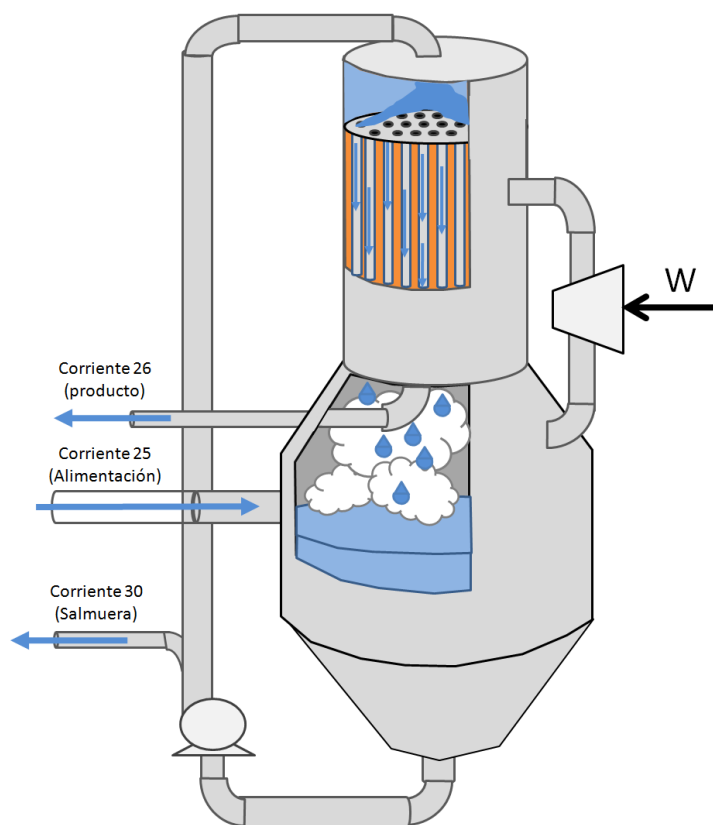


Figura N° 16. Esquema básico del equipo de destilación por compresión mecánica de vapor.

El líquido contenido en la cámara inferior del equipo es recirculado continuamente, este es extraído por el fondo del equipo e impulsado hacia la parte más alta de éste por la bomba P-104 A/B, posteriormente el flujo de líquido pasa a través de unos distribuidores especiales que se encargan de conducirlo uniformemente a través de un arreglo de tubos verticales, garantizando una caída en película del líquido. Al mismo tiempo, el vapor contenido en la cámara alimenta al compresor K-101 A/B, por medio de éste último se realiza una compresión adiabática del vapor, con lo que se incrementa su presión y conjuntamente su temperatura, convirtiéndose en un vapor sobrecalentado.

El vapor sobrecalentado es introducido en la parte superior del evaporador, la cual funciona como un equipo de intercambio de calor. En esta sección, el vapor sobrecalentado le transfiere calor al flujo de agua que fluye en forma de película descendente entre los tubos, de manera que el vapor sobrecalentado se satura y

además le transfiere su calor latente al agua que desciende en forma de película; la mayor parte de esta agua se evapora, y el resto se mezcla con el volumen de agua que se encuentra en la parte inferior del evaporador. El vapor producido es conducido junto con el agua a la cámara inferior del evaporador, una vez allí el vapor ingresa nuevamente al compresor, atravesando antes un demister que se encarga de separarlo de las partículas de líquido que este arrastra en su ascenso. Por su parte, el condensado de vapor comprimido es retirado del equipo en forma de líquido saturado, este corresponde a la corriente 26, la cual es bombeada por P-105 A/B hacia el intercambiador de calor E-101, siendo el calor sensible de este condensado aprovechado para calentar el flujo de alimentación que ingresa al evaporador (corriente 25).

Este sistema posee una eficiencia térmica elevada, ya que debido al efecto de película se incrementa el área de contacto entre el agua y la superficie caliente, y con ello el coeficiente de transferencia de calor del proceso, y al mismo tiempo, como la evaporación del agua es parcial, la superficie siempre se mantiene húmeda, de manera que disminuyen los problemas de incrustaciones y ensuciamiento en los tubos. Por otra parte, la compresión de vapor hace al sistema dependiente solo de energía de eje ó eléctrica, excepto cuando se realiza el arranque de operación, en este último caso, es necesaria una fuente de vapor externa de baja presión, para iniciar el ciclo de compresión.

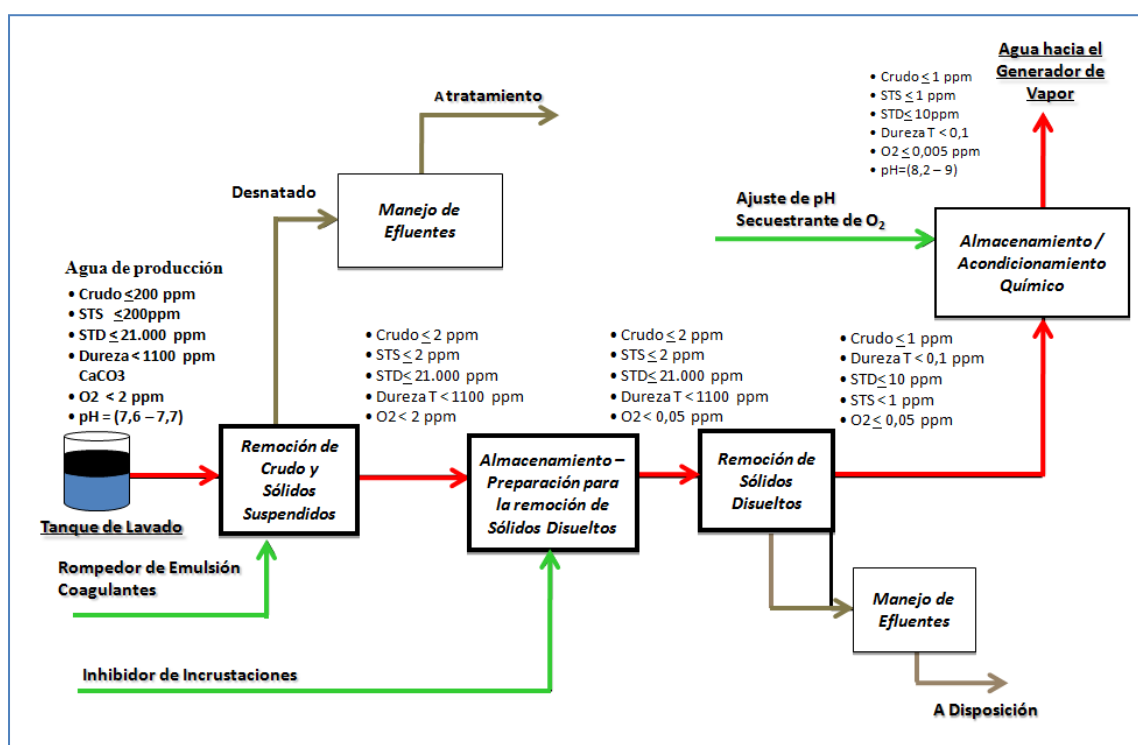


Figura N° 17. Diagrama de Bloques del proceso propuesto

Los efluentes generados en este proceso se dividen en dos corrientes:

- a) Una corriente de desnatado, producida en la etapa de remoción de crudo y sólidos suspendidos, la cual puede ser reciclada hacia la línea de alimentación de los tanques de lavado, con la finalidad de recuperar crudo.
- b) Una corriente de salmuera concentrada, la cual puede ser dispuesta en pozos inyectoros, tal y como es la práctica habitual de disposición de aguas de producción en PDVSA San Tomé en la actualidad. Otro destino que podría tener esta agua salada, es la de servir de solvente en la preparación de lodos de perforación, ya que típicamente son requeridas soluciones salinas de alta concentración para preparar dichos lodos.

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) del Proceso propuesto

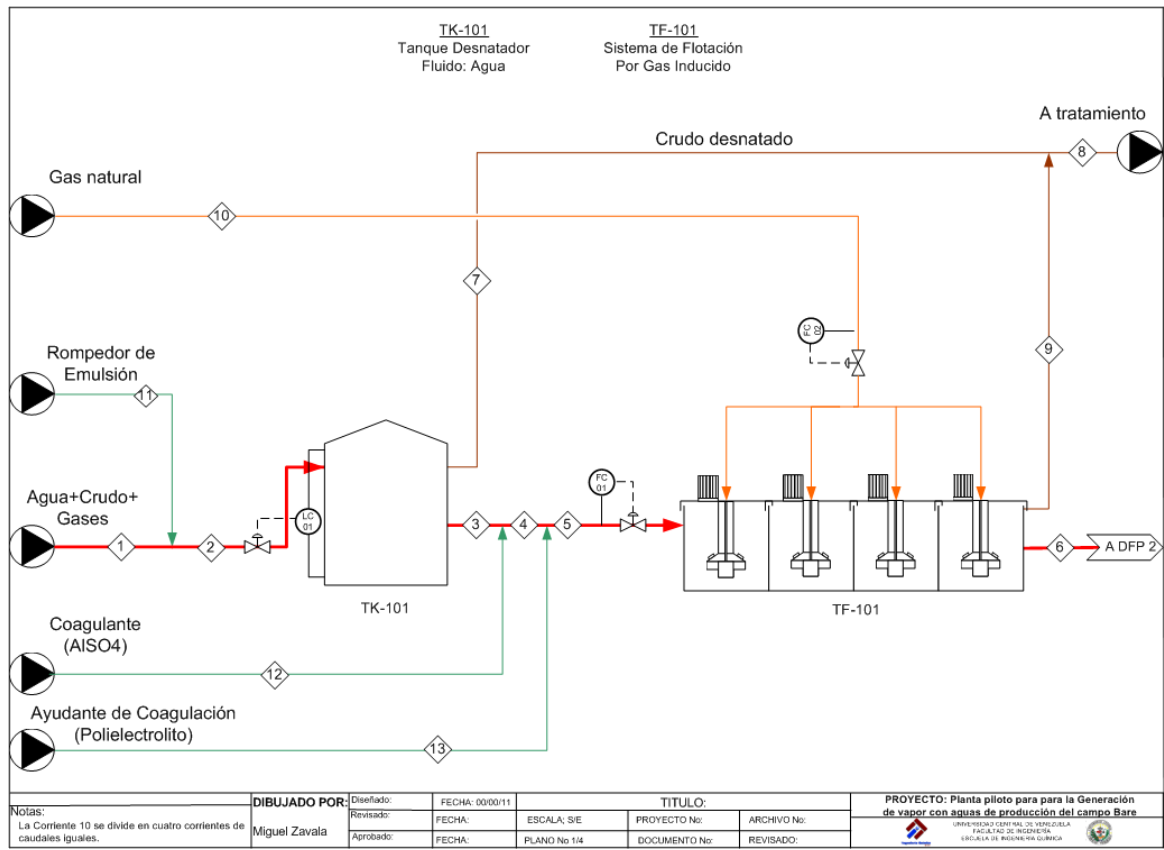


Figura N° 18. Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del proceso de tratamiento propuesto (1/3)

Tabla N° 21. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento propuesto (1/3)

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura (°C)	70	70	65	65	65	60	65	65	60	25
Presión (PSI)	20,00	20,00	15,00	15,00	15,00	14,00	7,00	7,00	7,00	25,00
pH	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	-
Estado Físico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G
Masa de Total (Kg/h)	13398	13398	12728	12728	12728	11837	670	1561	891	0,048
Volumen Total (bbl/día)	2023,61	2023,61	1922,43	1922,43	1922,43	1787,86	101,18	235,75	134,57	0
Masa de Crudo (Kg/h)	2,68	2,68	2,29	2,29	2,29	0,24	0,27	2,32	2,05	0
Volumen de Crudo (bbl/día)	0,40	0,40	0,35	0,35	0,35	0,04	0,04	0,35	0,31	0
Sólidos Suspendidos ó SST (Kg/h)	2,68	2,68	2,41	2,41	2,41	0,12	0,27	2,56	2,29	0
Dureza Total como CaCO ₃ (Kg/h)	13,40	13,40	12,73	12,73	12,73	11,84	0,13	0,31	0,89	0
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	281,36	281,36	267,29	267,29	267,29	236,74	13,40	31,22	18,71	0
Sílice (Kg/h)	0,67	0,67	0,64	0,64	0,64	0,71	0,04	0,09	0,04	0
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,02	0,001	0,003	0,002	0

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

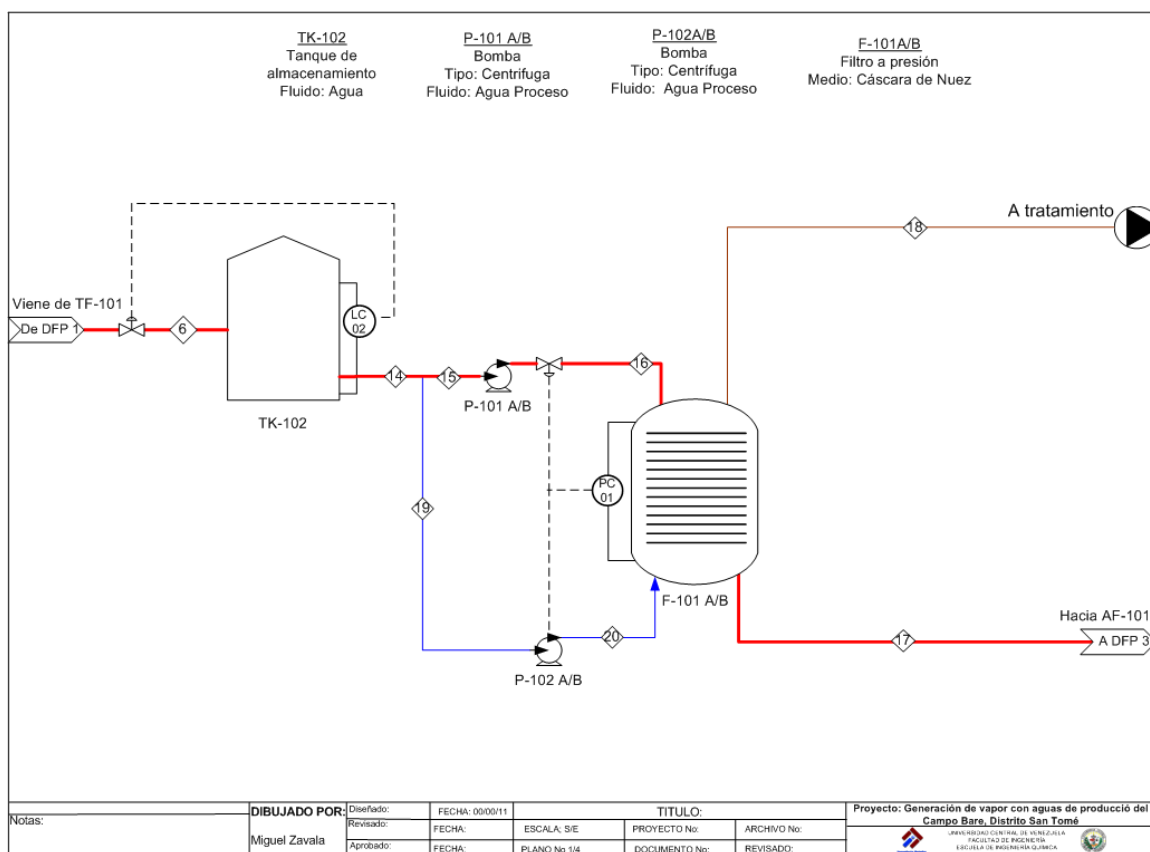


Figura N° 19. Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del proceso de tratamiento propuesto (2/3)

Tabla N° 22. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento propuesto (2/3)

Corriente	14	15	16	17	18 _R	19 _R	20 _R	21	22	23
Temperatura (°C)	60	55	55	50	25	25	25	50	50	50
Presión (PSI)	15,00	15,00	25,00	15,00	30	30	30	14	20	20
pH	7,7	7,7	7,7	7,7	-	-	-	6	6	6
Estado Físico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Masa de Total (Kg/h)	11837	11837	11837	11837	0	0	0	11837	11837	11837
Volumen Total (bbl/día)	1787,86	1787,86	1787,86	1787,86	0,00	0,00	0,00	1787,86	1787,86	1787,86
Masa de Crudo (Kg/h)	0,24	0,24	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
Volumen de Crudo (bbl/día)	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sólidos Suspendedos ó SST (Kg/h)	0,12	0,24	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
Dureza Total como CaCO ₃ (Kg/h)	11,84	11,84	11,84	11,84	0,00	0,00	0,00	11,84	11,84	11,84
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	248,58	248,58	248,58	248,58	0,00	0,00	0,00	248,58	248,58	248,58
Sílice (Kg/h)	0,59	0,59	0,59	0,59	0,00	0,00	0,00	0,59	0,59	0,59
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02

R = Regeneración/Retrolavado

CAPÍTULO IV – RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

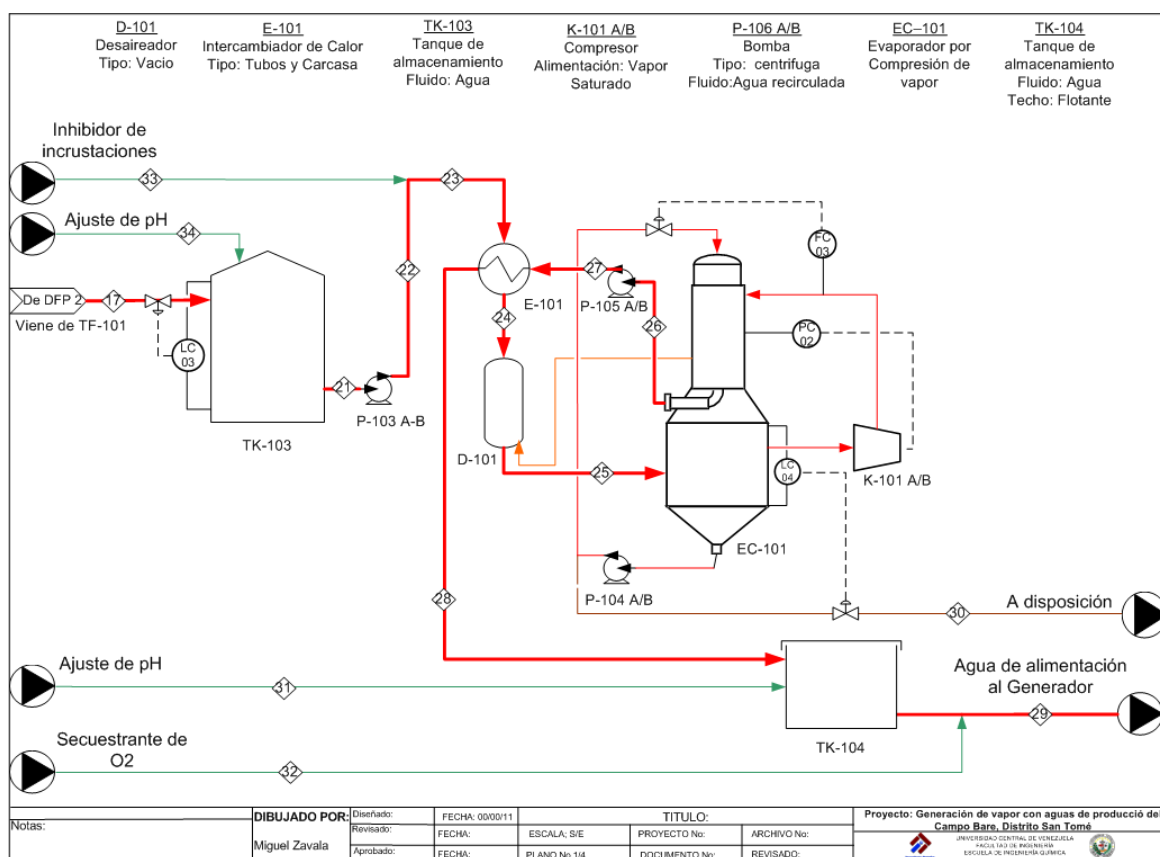


Figura N° 20. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso de tratamiento propuesto (DFP) (3/3)

Tabla N° 23. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento propuesto (3/3)

Corriente	24	25	26	27	28	29	30	31Q	32Q	33Q	34Q
Temperatura (°C)	80	85	100	100	73	70	100	25	25	25	25
Presión (PSI)	16	13	14	20	16	14	12	20	20	25	20
pH	6	6	6	6	6	9	6	-	-	-	-
Estado Físico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Masa de Total (Kg/h)	11837	11837	10417	10417	10417	10417	1420	0	0	0	0
Volumen Total (bbl/día)	1787,86	1787,86	1573,32	1573,32	1573,32	1573,32	214,54	0	0	0	0
Masa de Crudo (Kg/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
Volumen de Crudo (bbl/día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
Sólidos Suspendedos ó SST (Kg/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
Dureza Total como CaCO3 (Kg/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	248,58	248,58	0,10	0,10	0,00	0,00	248,48	0	0	0	0
Sílice (Kg/h)	0,06	0,06	0,05	0,05	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0,01	0,0006	0,0005	0,0005	0,0005	0,0001	0,00007	0	0	0	0

Q = Dosificación de Químicos

CONCLUSIONES

- Las Aguas producidas en las estaciones de descarga BARED-5 y BARED-10 son del tipo salada, cloruradas-Sódicas, presentando un contenido de hasta 21.000 ppm de sólidos totales disueltos, con elevados niveles de dureza total (muy duras) y de tendencia incrustante.
- El volumen de agua a manejar, al igual que el tiempo de vida útil del proyecto a desarrollar, son variables determinantes en la selección del proceso de tratamiento más idóneo desde el punto de vista económico para el tratamiento de las aguas de producción.
- Las propiedades de las aguas de producción muestreadas y caracterizadas, presentan poca variabilidad con respecto a las caracterización previa consultada y realizada en el año 2005.
- Los generadores de vapor empleados en campos petroleros se distinguen de otros generadores convencionales por la ventaja de poder emplear aguas de alimentación con altos contenidos de sólidos totales disueltos (hasta 12.000 ppm).
- En el caso de aguas con una elevada dureza y diversa contaminantes, como es el caso de las estudiadas en el campo Bare, la tecnologías de destilación presenta la ventaja de simplificar el proceso de tratamiento, disminuyendo así la cantidad de equipos empleados y los efluentes producidos.
- Debido a los altos contenidos de dureza total y sólidos totales disueltos de las aguas de producción del campo Bare, no es técnicamente viable emplear únicamente el proceso tradicional de intercambio iónico como método de remoción de dureza, tal como se realiza actualmente con las aguas provenientes de acuíferos superficiales.
- La tecnología de destilación por compresión de vapor es recomendada como la alternativa técnica más conveniente para el proceso de tratamiento requerido y

como una alternativa económicamente viable para capacidades de hasta 30.000 BAPD tratados.

- Según la evaluación realizada, los sistemas de flotación (IGF) y filtración con cáscara de nuez representan la mejor alternativa tanto técnica como económicamente para la remoción simultanea de crudo y sólidos suspendidos de las aguas de producción analizadas.
- Es necesario como medida de precaución la incorporación de un tanque desnatador al inicio del proceso de tratamiento, en función de poder amortiguar posibles sobre niveles de concentración de crudo en las aguas provenientes de los tanques de lavado.
- El escenario tecnológico basado en el uso de intercambio iónico y membranas conlleva al empleo de un elevado número de equipos y genera diversos efluentes de procesos que se traducen en costos adicionales en productos químicos, energía, instrumentos, personal de trabajo y mayores posibilidades de impactos ambientales en comparación con el empleo de tecnologías de destilación.

RECOMENDACIONES

- Preparar un mapa con el contenido de sólidos totales disueltos de las aguas de producción de la faja, con el objetivo de plantear mezclas de aguas que permitan reducir el contenido de sólidos totales disueltos de las mismas.
- En el caso de emplear aguas con altos contenidos de sólidos disueltos como alimentación a generadores (hasta 12.000 ppm), se recomienda incorporar un sistema alternativo de generación de energía eléctrica, que abastezca temporalmente de energía en caso de falla eléctrica, con la finalidad de evitar daños a los equipos producto de la corrosión estática generada en estos casos.
- Disminuir la concentración actual máxima permisible de oxígeno (0,03 ppm de O₂) en el agua de alimentación a los generadores de vapor, ya que según referencias consultadas este valor debería ser a lo sumo 0,005 ppm de O₂.

BIBLIOGRAFÍA

- Arboleda, J. (2000). *Teoría y práctica de la purificación del agua*. Colombia: Mc Graw Hill.
- ARPEL. (2001). *Disposición y tratamiento del agua producida*. Montevideo, Uruguay.
- Castelis, X. (2000). *Reciclaje de residuos industriales*. Madrid, España.
- Colorado School of Mines. (2009). *Technical Assessment of Produced Water treatment technologies. 1st Edition*. Colorado, USA.
- Comunidad Petrolera. (2009). *Steam Assisted Gravity Drainage (SAGD)* . Recuperado el 15 de febrero de 2011, de <http://yacimientos-de-gas.blogspot.com/2009/04/steam-assisted-gravity-drainage-sagd.html>
- COVENIN. (2002). *Aguas Naturales, Industriales y residuales. Guía para las Técnicas de Muestreo. Norma 2709*. Caracas: Fondonorma.
- De la Cruz, C. (2006). *La desalinización de agua de mar mediante la utilización de energías renovables*. Madrid.
- Departamento de Sanidad del estado de Nueva York. (2010). *Manual de Tratamiento de Aguas*. Nueva York, USA: Limusa.
- Eckenfelder, W. (1980). *Water quality engineering for practicing engineers*. Boston, Massachusetts.
- Elias, J., & Johnstone, J. (1980). *Steam Generator with high TDS feedwater. paper SPE-8819*. Texas, USA.
- Engineering News Record. (2011). *Economía*. Recuperado el 3 de mayo de 2011, de http://enr.construction.com/economics/current_costs/
- EPA. (1996). *Development Document for final Effluent Limitations Guidelines and Standards for the Coastal Subcategory of the Oil and Gas Extraction Point Source Category*. United States: Environmental Protection Agency.
- Espigares, G., & Pérez, J. (2005). *Precipitación Química - Ablandamiento del agua*. Recuperado el 10 de 3 de 2011, de [http://cidta.usal.es/residuales/libros/logo/pdf/precipitacion quimica ablandamiento.pdf](http://cidta.usal.es/residuales/libros/logo/pdf/precipitacion%20quimica%20ablandamiento.pdf)
- Evans, P., & Robinson, K. (1999). *Produced water management-reservoirs and facilities engineering aspects. paper SPE 53254*.

Fakhu'l R., A. P. (2009). Review of technologies for oil and gas produced water treatment. *Elsevier*. Kermenshan, Iran.

Fariñas, M. (1999). *Osmosis Inversa Fundamentos, Tecnología y Aplicaciones*. Madrid: McGraw Hill.

Gleick, P. (1996). *Water Resources in Encyclopedia of Climate and Weather*. New York: University Press.

GPA estudios y servicios petroleros S.R.L. (2001). Gases Corrosivos. Buenos Aires.

GPA Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. (2001). Incrustaciones en aguas coproducidas Carbonato de Calcio. Buenos Aires, Argentina.

Heins, B. (2008). new Technology for heavy oil exploitation wastewater reused as boiler feedwater. *Elsevier Paper*. Shangai.

Heins, W. (2005). Use of Evaporation for Heavy oil Produced Water Treatment. USA: Technical paper.

Indice de Langelier. (s.f.). Obtenido de <http://www.corrosion-doctors.org/cooling-water-tower/index-angelier.htm>

Industrial Technology Management, Inc. (2009). Feedwater for oilfield steam generator. California, USA.

Integrated Publishing. (5 de mayo de 2005). *ASME feedwater Limits for industrial water tube boilers*. Recuperado el 17 de enero de 2011, de http://www.tpub.com/content/UFC1/ufc_3_240_13fn/ufc_3_240_13fn0091.htm

INTEVEP. (1991). *Generación de vapor con aguas de producción de Bare-6*. Los teques: Informe Técnico 00002,9.

Khatip, Z. V. (2002). Water to value-produced water management for sustainable field development of mature and green fields. *paper SPE 53254*.

Liendro, F. (1983). Caracterización espectroscópica de componentes ácidos en aguas de producción. *PDVSA Intevep*. Los Teques.

Mc Givney, W., & Kaguamura, s. (2008). *Cost Estimating Manual for water treatment facilities*. New jersey: Wiley.

Medina, J. (2000). *Desalación de aguas salobres y de mar. Osmosis Inversa*. España: Mundi-Prensa.

Morales, G., & Anselmi, A. (1989). sistemas y aditivos paratratamiento de aguas de producción. *Departamento de tecnología de producción*. Los Teques: PDVSA Intevep.

MPPRE. (2011). *Reservas probadas de Venezuela ascienden a 296 mil 500 millonones de barriles*. Recuperado el 20 de febrero de 2011, de http://mppre.gob.ve/index.php?option=com_content&view=article&id=10533%3Areservas-probadas-de-venezuela-ascienden-a-296-mil-500-millonones-de-barriles&catid=80%3Aeconomia-y-comercio&Itemid=1

Obando, k. (2007). *Evaluación del sistema de tratamiento de agua producida en la estación principal Depe, del campo petrolero Dación*. Barcelona, Venezuela.

Odetti, H. (2006). *Introducción a la Química Orgánica*. Argentina.

PDVSA. (2011). *Faja Petrolífera del Orinoco*. Recuperado el 06 de abril de 2011, de http://www.pdvsa.com/index.php?tpl=interface.sp/design/readmenuprinc.tpl.html&newsid_temas=96

PDVSA. (2011). *Faja Petrolífera del Orinoco*. Recuperado el 6 de abril de 2011, de <http://www.pdvsa.com/interface.sp/database/fichero/free/5184/723.PDF>

PDVSA. (2009). *Informe de Gestión Anual, Notas de Estados Financieros Consolidados*. Recuperado el 21 de febrero de 2011, de <http://www.pdvsa.com/interface.sp/database/fichero/free/5889/1049.PDF>

PDVSA. (2008). *Manejo de aguas de producción*. Manual de ambiente MA-01-02-04.

Ramilo, L., & Gómez, S. (2003). Tecnologías de procesos para desalinización de aguas. *Comision Nacional de Energía Atómica*. Argentina.

Ray, R. (1992). *"Reverse Osmosis: Cost Estimates" Membrana Handbook*. New York.

Saaty, T. (1988). *"The analytical hierarchy process"*. Pittsburgh, USA: McGraw Hill.

Sharma, J. (2010). *DEVELOPMENT OF A PRELIMINARY COST ESTIMATION METHOD FOR WATER TREATMENT PLANTS*. Texas.

Slava, K., & Lee, D. (2010). Deep bed Nutshell Filter Evolution. *20th annual produced water seminar*. Houston, Texas.

Thermal engineering LTDA. (2006). Desaireación térmica v/s química. *Artículo técnico*. USA.

Valenzuela, A. (1994). *"Aguas Minerales" Conceptos Generales*. Madrid.

Veolia Water Solutions. (2010). *Power clean System Nutshell Filters*. USA.

Young, D. (2006). *High Temperature Oxidation and Corrosion of Metals*. USA: Elsevier.

APÉNDICE

APÉNDICE A. CÁLCULOS TIPO

1. Cálculo del Índice de Stiff-Davis para determinar la tendencia de las muestras de agua analizadas

Por ser el agua en estudio se clasificada como salada ($STD > 10.000$), se emplea el índice de Stiff-Davis para determinar su tendencia incrustante, este es calculado según la norma ASTM D3739-88, para la muestra de agua salada proveniente de TK-20.001:

$$LS\&D = pH - K + pCa + pAlK \quad (8)$$

Primeramente se debe determinar primero el valor de la fuerza iónica, y posteriormente conocida la temperatura de la muestra, se emplea la grafica 2.1:

$$FI = \sum_{i=1} \frac{1}{2} \cdot C_i \cdot Z_i^2 \dots C_n \cdot Z_n^2 \quad (9)$$

Para obtener la molaridad a través de la concentración en PPM se procese de la siguiente forma:

$$C(Cl) = 5457 \frac{mg}{L} * \frac{1g}{1000mg} * \frac{1 mol}{35,5g} = 0,1537 mol/L$$

En el caso de Cl^- , Na^+ , HCO_3^{-2} , Ca^+ y Mg^+ :

$$FI = \frac{1}{2} * (0,1537 * (-1)^2 + 0,2066 * 1^2 + 0,01575 * (-2)^2 + 0,0041 * 2^2 + 0,0006) = 0,20$$

A partir de FI y con la temperatura de 25°C (temperatura de la muestra analizada en el laboratorio) se determina K por medio del grafico N° 16:

$$K = 2,5$$

$$LS\&D = 7,6 - 2,5 + \log(164) + \log(3150) = 11 \rightarrow \text{Tendencia Incrustante}$$

Donde:

LS&D = Índice de saturación de Stiff-davis

pH = pH de la muestra a condiciones normales

pCa = $\log (\text{Ca}^{2+})$

pALK = $\log (\text{ALK})$

Ca^{2+} = molaridad de calcio en el agua (mol/L de CaCO_3)

ALK = Alcalinidad del agua (ppm)

K = constante empírica en función de la fuerza iónica y la temperatura

FI = Fuerza Iónica

Ci = Concentración molar (mol/L) del ión “i”

Zi = carga del ión “i”

2. Cálculo del porcentaje iónico equivalente

Los iones predominantes en las muestras de aguas analizadas son: Cl^- , Na^+ , HCO_3^- , Mg^{+2} , Ca^{+2} .

Para la muestra de agua proveniente de TK-20.001 se tiene la siguiente composición iónica:

$$\text{meqi} = \frac{\text{mi}}{\text{neqi}} \quad (10)$$

$$\begin{aligned} \text{meq}(\text{Ca}^{+2}) &= \frac{164 \text{ mg/L}}{20 \text{ mg/meq}} = 8,2 \frac{\text{meq}}{\text{L}} & \text{meq}(\text{Na}^+) &= \frac{4751 \text{ mg/L}}{23 \text{ mg/meq}} \\ &= 206,6 \frac{\text{meq}}{\text{L}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{meq}(\text{Mg}^{+2}) &= \frac{14 \text{ mg/L}}{12,1 \text{ mg/meq}} = 1,2 \frac{\text{meq}}{\text{L}} & \text{meq}(\text{HCO}_3^-) &= \frac{1575}{50 \text{ mg/meq}} \\ &= 31,5 \frac{\text{meq}}{\text{L}} \end{aligned}$$

$$\text{meq}(\text{Cl}^-) = \frac{5457 \text{ mg/L}}{35,5 \text{ mg/meq}} = 153,7 \frac{\text{meq}}{\text{L}}$$

$$\% \text{meq}(\text{Ca}^{+2}) = 2\% \quad \% \text{meq}(\text{Mg}^{+2}) = 0,3\% \quad \% \text{meq}(\text{Cl}^-) = \mathbf{38,3\%}$$

$$\% \text{meq}(\text{Na}^+) = \mathbf{51,5\%} \quad \% \text{meq}(\text{HCO}_3^-) = 7,9\%$$

donde:

meqi = miliequivalentes del ión “i” (meq/L)

mi = concentración del ión “i” (mg/L)

neqi = número equivalente del ión “i” (mg/meq)

%meqi = porcentaje de equivalentes (%)

3. Determinación de Dureza Cálctica y Dureza Total (ASTM D 1126: 02 y 03)

Para este ensayo se empleo el indicador Murexide para la dureza Cálctica y negro de eriocromo T para la dureza total, titulándose en ambos casos con una solución de EDTA al 0,0198 N.

$$D_{Ca^{2+}} = \frac{V_{EDTA} * N_{EDTA} * 50,045 * 1000}{V_m} \quad (11)$$

$$D_T = \frac{V_{EDTA} * N_{EDTA} * 50,045 * 1000}{V_m} \quad (12)$$

Por diferencia entre la dureza total y la dureza cálcica se obtiene la dureza magnésica:

$$D_{Mg}^{+2} = D_T - D_{Ca^{2+}} \quad (13)$$

Donde:

V_{EDTA} = volumen gastado de EDTA (mL)

N_{EDTA} = normalidad del EDTA (N)

V_m = Volumen de la muestra (mL)

$D_{Ca^{2+}}$ = Dureza cálcica (mgCaCO₃/L)

D_T = Dureza Total (mgCaCO₃/L)

D_{Mg}^{2+} = Dureza magnésica (mgCaCO₃/L)

Para la muestra de agua proveniente de TK-20.001 se tienen los siguientes contenidos de dureza:

$$D_{Ca^{2+}} = \frac{0,35 * 0,0198 * 50,045 * 1000}{1} = 346,8 \frac{\text{mgCaCO}_3}{\text{L}}$$

$$D_T = \frac{0,40 * 0,0198 * 50,045 * 1000}{1} = 396,4 \frac{\text{mgCaCO}_3}{\text{L}}$$

$$D_{\text{Mg}}^{+2} = 396,4 - 346,8 = 49,6 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$$

4. Determinación de Calcio y Magnesio (ASTM D 1126: 03)

A partir de los valores de dureza cálcica y dureza magnésica se determinan los contenidos de calcio y magnesio respectivamente:

$$\text{Ca}^{+2} = D_{\text{Ca}^{+2}} * \frac{40}{100} \quad (14)$$

$$\text{Mg}^{+2} = D_{\text{Mg}^{+2}} * \frac{24,3}{100} \quad (15)$$

Ca^{+2} = concentración de calcio (mg/L)

Mg^{+2} = Concentración de magnesio (mg/L)

Para la muestra de agua proveniente de TK-20.001 se tienen los siguientes contenidos de dureza:

$$\text{Ca}^{+2} = (346,8) * \frac{40}{100} = 138,7 \text{ mgCa}^{+2}/\text{L}$$

$$\text{Mg}^{+2} = (49,6) * \frac{24,3}{100} = 12 \text{ mgMg}^{+2}/\text{L}$$

5. Determinación de Alcalinidad F y T (ASME D1126: 03)

Para este ensayo se empleo el indicador fenolftaleína para determinar la alcalinidad de fenolftaleína y anaranjado de metilo para la alcalinidad Total, titulándose en ambos casos con una solución de H_2SO_4 al 0,02 N.

$$\text{Alk(P)} = \frac{V_{\text{H}_2\text{SO}_4} * N_{\text{H}_2\text{SO}_4} * 50.000}{V_m} \quad (16)$$

$$\text{Alk(T)} = \frac{V_{\text{H}_2\text{SO}_4} * N_{\text{H}_2\text{SO}_4} * 50.000}{V_m} \quad (17)$$

Donde:

$V_{H_2SO_4}$ = volumen de H_2SO_4 gastado (mL)

Alk(P) = Alcalinidad de Fenolftaleína (mgCaCO₃/L)

Alk(T) = Alcalinidad total (mgCaCO₃/L)

$N_{H_2SO_4}$ = Normalidad de H_2SO_4 (N)

Para la muestra de agua proveniente de TK-20.001 se tienen los siguientes contenidos de Alcalinidad:

$$\text{Alk(P)} = \frac{0 * 0,02 * 50.000}{1} = 0$$

$$\text{Alk(T)} = \frac{1,65 * 0,02 * 50.000}{1} = 1650$$

6. Determinación de Carbonatos y bicarbonatos (ASME D1126: 03)

A partir de los valores de Alcalinidad P y T se calculan los valores de hidróxido, Carbonatos y bicarbonatos según la relación mostrada en la tabla 19.

Como el valor de la alcalinidad parcial (P) ó de fenolftaleína es cero (0) para todas las muestras analizadas, se emplea la relación **P=0**, según la cual los bicarbonatos son iguales a la alcalinidad total (T).

7. Determinación de Cloruros (SM4500)

Para este ensayo se empleo el indicador cromato de potasio (K_2CrO_4) y se realizo la titulación con una solución de nitrato de plata ($AgNO_3$) de 0,01087 N.

$$Cl^- = \frac{V_{AgNO_3} * N_{AgNO_3} * 35450}{V_m} \quad (18)$$

Donde:

Cl^- = concentración de cloruro (mg/L)

V_{AgNO_3} = volumen de nitrato de plata gastado (mL)

N_{AgNO_3} = concentración de nitrato de plata (N)

Para la muestra de agua proveniente de TK-20.001 se tienen se obtuvo el siguiente contenido de cloruros:

$$\text{Cl}^- = \frac{7,330 * 0,01087 * 35450}{0,5} = 5650 \text{ mg/L}$$

En la tabla# se muestran los resultados de las durezas obtenidas para las muestras provenientes de TK-20.002 y TK-40.001.

8. Determinación de pH y Conductividad (ASTM D1293 ; SM2510)

La determinación del valor de pH se realizó por medio del método conductimétrico, empleando un pHmetro previamente calibrado. Este valor se midió a una temperatura de 25°C para cada muestra analizada.

La determinación del valor de conductividad se realizó por medio del método conductimétrico, empleando un conductímetro. Este valor se midió a una temperatura de 25°C para cada muestra analizada.

Para la muestra de agua proveniente de TK-20.001 se obtuvo el siguiente contenido de cloruros:

$$\text{pH}_m = 7,7$$

$$\sigma_m = 24.000$$

Donde:

pH_m = pH de la muestra (adimensional)

σ_m = Conductividad de la muestra (micro- mhos/ cm)

9. Determinación de Sólidos Totales Suspendidos (SM 2540D)

Los sólidos totales suspendidos se determinan a través de un ensayo gravimétrico, que consiste en pesar primeramente un filtro de porcelana con un papel de filtro incorporado, seguidamente se realiza el filtrado de 50 ml de la muestra en estudio, para luego dejar secar en la estufa el filtro con el papel de filtro incorporado. Una vez seco, se procede a pesar nuevamente, para obtener por diferencia la masa de los sólidos suspendidos retenidos por el filtro, que originalmente estaban presentes en la muestra estudiada, y por relación con el volumen de dicha muestra, se determina la concentración de estos sólidos:

$$\text{STS} = \frac{m_F - m_O}{V_m} \quad (19)$$

Donde:

STS = sólidos totales suspendidos (mg/L)

m_F = masa final del filtro y papel de filtro (mg)

m_O = masa inicial del filtro y papel de filtro (mg)

$$STS = \frac{(11,5053g - 11,5004g)}{50mL} * 1000 \frac{mg}{g} * 1000 \frac{mL}{L} = 98 \frac{mg}{L}$$

10. Determinación de Sólidos Totales Disueltos (SM 2540D)

Los sólidos totales suspendidos se determinan a través de un ensayo gravimétrico, que consiste en pesar primeramente un filtro de porcelana con un papel de filtro incorporado, seguidamente se realiza el filtrado de 50 ml de la muestra en estudio, para luego dejar secar en la estufa el filtro con el papel de filtro incorporado. Una vez seco, se procede a pesar nuevamente, para obtener por diferencia la masa de los sólidos suspendidos retenidos por el filtro, que originalmente estaban presentes en la muestra estudiada, y por relación con el volumen de dicha muestra, se determina la concentración de estos sólidos:

$$STD = \frac{m_{FF} - m_{OF}}{V_m} \quad (20)$$

$$STD = \frac{(47,6686g - 46,9649g)}{50mL} * 1000 \frac{mg}{g} * 1000 \frac{mL}{L} = 14074 \frac{mg}{L}$$

Donde:

STD = sólidos totales disueltos (mg/L)

11. Determinación de Sólidos Totales

$$ST = STD + STS \quad (21)$$

Para el caso de la muestra proveniente de TK-20.001 se tiene:

$$ST = 14074 + 98 = 14172 \text{ ppm}$$

12. Determinación del cociente de consistencia

Para determinar el cociente de consistencia de cada matriz de comparación por pares, se deben realizar seis (6) pasos básicos. A continuación se presenta el cálculo del cociente de consistencia para la matriz de comparación por pares de alternativas para el criterio “Experiencia Industrial”, en la selección de la tecnología más conveniente para la remoción secundaria de curo y sólidos suspendidos:

a) para cada línea de la matriz de comparación por pares, determinar una suma ponderada en base a la suma del producto de cada celda por el vector prioridad de cada alternativa:

$$\begin{array}{ccc}
 \begin{array}{|c|c|c|} \hline 1,00 & 0,50 & 0,50 \\ \hline \end{array} & \times & \begin{array}{|c|} \hline \text{Vector} \\ \hline 0,20 \\ 0,49 \\ 0,31 \\ \hline \end{array} \\
 \longrightarrow & & \downarrow \\
 \begin{array}{|c|c|c|} \hline 2,00 & 1,00 & 2,00 \\ \hline \end{array} & \times & \begin{array}{|c|} \hline \text{Vector} \\ \hline 0,20 \\ 0,49 \\ 0,31 \\ \hline \end{array} \\
 \longrightarrow & & \\
 \begin{array}{|c|c|c|} \hline 2,00 & 0,50 & 1,00 \\ \hline \end{array} & \times & \begin{array}{|c|} \hline \text{Vector} \\ \hline 0,20 \\ 0,49 \\ 0,31 \\ \hline \end{array} \\
 \longrightarrow & & \\
 & = & \begin{array}{|c|} \hline 0,60 \\ 1,51 \\ 0,95 \\ \hline \end{array}
 \end{array}$$

b) Para cada línea, dividir su suma ponderada por la prioridad de su alternativa correspondiente:

$$\begin{array}{ccc}
 \begin{array}{|c|} \hline 0,60 \\ 1,51 \\ 0,95 \\ \hline \end{array} & \div & \begin{array}{|c|} \hline \text{Vector} \\ \hline 0,20 \\ 0,49 \\ 0,31 \\ \hline \end{array} \\
 & & \vdots \\
 & = & \begin{array}{|c|} \hline 3,03 \\ 3,08 \\ 3,05 \\ \hline \end{array}
 \end{array}$$

c) se determina la media $\lambda_{\max}$ del resultado de la etapa b.

$$\lambda_{\max} = 1 = \frac{3,03 + 3,08 + 3,05}{3} = 3,05$$

d) Calcular el índice de consistencia (CI):

$$CI = \frac{\lambda_{\max} - n}{n - 1} \quad (22)$$

Donde:

n = Total de Alternativas

$\lambda_{\max}$ = Media

CI = Índice de consistencia

$$CI = \frac{3,05 - 3}{3 - 1} = 0,03$$

e) Determinar RI, el cual depende del número de alternativas, y puede ser obtenido de la tabla N°34:

Para n=3, RI = 0,58

f) Determinar el coeficiente de consistencia:

$$CR = \frac{CI}{RI} \quad (23)$$

Donde:

CR= cociente de consistencia

CI = Índice de consistencia

RI = Índice aleatorio

$$CR = \frac{0,03}{0,58} = 0,05 < 0,1 \quad \text{Por lo tanto, la matriz es consistente.}$$

APÉNDICE B.TABLAS DE RESULTADOS

Tabla N° 24. Caracterización del agua proveniente del tanque de lavado TK-20.001 perteneciente a la estación de descarga BARED-5.

Parámetro	Bare 5 (TK-20.001)		Valor Promedio	Desviación Estandar
	Primer Muestreo	Segundo Muestreo		
Alcalinidad (ppm)	1650	1500	1575	106,1
Bicarbonatos (ppm CaCO ₃)	1650	1500	1575	106,1
Carbonatos (ppm CaCO ₃)	0	0	0	0,0
Cloruros (ppm)	5650	5265	5457	272,0
Dureza Calcica (ppm CaCO ₃)	347	471	409	87,8
Dureza Total (ppm CaCO ₃)	395	536	465	100,0
Solidos Disueltos (ppm)	14074	13886	13980	132,9
Solidos Suspendidos (ppm)	98,0	62,3	80,2	25,2
Solidos Totales (ppm)	14172	13948	14060	158,2
pH (adimencional)	7,7	7,6	8	0,1
Conductividad (micro-mhos/cm) a 25 °C)	24.000	23.000	23500	707,1
Sodio (ppm)	4974	4528	4751	315,2
Magnesio (ppm)	12	16	14	2,7
Gravedad Especifica (60/60°F)	1,0084	1,0065	1,0075	0,0013
Calcio (ppm)	139	188	164	35,1
Crudo Libre (ppm)	<1	<1	0	-
Crudo Emulsionado (ppm)	68	29	49	27,6
Silice (ppm)	23,7	33,6	29	7,0
Oxigeno Disuelto (ppm)	1	1	1	0,0
Hierro (ppm)	0,16	0,2	0	0,0
Estroncio (ppm)	14	12	13	1,4
Bario (ppm)	1	1,2	1	0,1

Tabla N° 25. Caracterización del agua proveniente del tanque de lavado TK-20.002 perteneciente a la estación de descarga BARED-5.

Parámetro	Bare 5 (TK-20.002)		Valor Promedio	Desviación Estandar
	Primer Muestreo	Segundo Muestreo		
Alcalinidad (ppm)	1250	1375	1313	88,4
Bicarbonatos (ppm CaCO ₃)	1250	1375	1313	88,4
Carbonatos (ppm CaCO ₃)	0	0	0	0,0
Cloruros (ppm)	6231	5864	6047	259,3
Dureza Calcica (ppm CaCO ₃)	793	724	758	48,9
Dureza Total (ppm CaCO ₃)	842	814	828	20,2
Solidos Disueltos (ppm)	17878	17140	17509	521,8
Solidos Suspendidos (ppm)	46,2	73,1	60	19,0
Solidos Totales (ppm)	17924	17193	17559	517,0
pH (adimencional)	7,6	7,7	8	0,1
Conductividad (micro-mhos/cm) a 25 °C)	37500	36400	36950	777,8
Sodio (ppm)	4784	5202	4993	296,0
Magnesio (ppm)	12	22	17	7,0
Gravedad Especifica (60/60°F)	1,011	1,008	1,0095	0,0021
Calcio (ppm)	317	289	303	19,6
Crudo Libre (ppm)	<1	<1	1	-
Crudo Emulsionado (ppm)	49,5	24,3	37	17,8
Silice (ppm)	15	18	17	2,1
Oxígeno Disuelto (ppm)	1	1	1	0,0
Hierro (ppm)	0,31	0,25	0	0,0
Estroncio (ppm)	12,6	17,9	15,3	3,7
Bario (ppm)	1,2	1,4	1,3	0,1

Tabla N° 26. Caracterización del agua proveniente del tanque de lavado TK-40.001 perteneciente a la estación de descarga BARED-10.

Parámetro	Bare 10 (TK-40.001)		Valor Promedio	Desviación Estandar
	Primer Muestreo	Segundo Muestreo		
Alcalinidad (ppm)	1700	1625	1663	53,0
Bicarbonatos (ppm CaCO ₃)	1700	1625	1663	53,0
Carbonatos (ppm CaCO ₃)	0	0	0	0,0
Cloruros (ppm)	9609	10418	10014	572,0
Dureza Calcica (ppm CaCO ₃)	842	710	776	93,6
Dureza Total (ppm CaCO ₃)	1090	1027	1059	44,5
Solidos Disueltos (ppm)	20700	21253	20977	391,0
Solidos Suspendidos (ppm)	65,4	54,2	60	7,9
Solidos Totales (ppm)	20765	21307	21036	383,1
pH (adimencional)	7,6	7,6	8	0,0
Conductividad (micro-mhos/cm) a 25 °C)	33000	33600	33300	424,3
Sodio (ppm)	7267	9210	8239	1373,9
Magnesio (ppm)	60,2	77	69	11,9
Gravedad Especifica (60/60°F)	1,0128	1,014	1,0134	0,0
Calcio (ppm)	337	284	310	37,4
Crudo Libre (ppm)	<1	<1	1	-
Crudo Emulsionado (ppm)	119,2	61,4	90	40,9
Silice (ppm)	42,1	34,9	39	5,1
Oxígeno Disuelto (ppm)	1	1	1	0,0
Hierro (ppm)	0,5	0,9	1	0,3
Estroncio (ppm)	27	23	25	2,8
Bario (ppm)	5	3,5	4	1,1

Tabla N° 27. Composición iónica de las muestras de agua caracterizadas

Ión	Número Equivalente (meq/mg)	TK-20.001 (meq/L)	%(meq/L)	TK-20.002 (meq/L)	%(meq/L)	TK-40.001 (meq/L)	%(meq/L)
Bicarbonatos	50	274,9	13,2	229,1	10,4	290,2	8,2
Cloruros	35,5	952,5	45,6	1055,5	47,7	1747,8	49,3
Sodio	23	829,2	39,7	871,5	39,4	1437,9	40,6
Magnesio	12,15	2,4	0,1	3,0	0,1	12,0	0,3
Calcio	20	28,5	1,4	52,9	2,4	54,2	1,5
TOTAL	-	2087,6	100,0	2212,0	100,0	3542,0	100,0

Nota: los cálculos fueron realizados empleando los valores promedio de los dos muestreos realizados.

Tabla N° 28. Principales Equipos del proceso de tratamiento recomendado como el más idóneo para la generación de vapor.

Tanque Desnatador TK-101	Material: acero al Carbono Volumen: 1000 bbl Tiempo de residencia = 10 h Porcentaje de desnatado: 5% de la alimentación Presión: atmosférica Temperatura: 70°C
Sistema de Flotación por Gas Inducido TF-101	Material: Acero al Carbono Tiempo de residencia: 5 minutos Capacidad: 2025 bbl/día Porcentaje desnatado: 7% de la alimentación máximo Presión: Atmosférica Temperatura: 70°C
Tanque de Almacenamiento TK-102	Material: Acero al Carbón Tiempo de residencia: 6 horas Presión: Atmosférica Temperatura: 65 °C
Filtro Cáscara de Nuez F-101 A/B	Material: Acero al carbono Capacidad: 75 bbl/h Diferencial máx. de Presión: 14 psi Área de filtrado: 4,9 pie ²
Tanque de Almacenamiento TK-103	Material: Acero al carbón Tiempo de residencia: 6 horas Volumen: 500 bbl Presión: atmosférica
Intercambiador de Calor E-101	Material: Acero al Carbón Tipo: Tubos y Carcasa Fluido Frio: agua salada a 60 °C Fluido Caliente: Agua saturada-condensada a 100 °C
Desaireador	Material: Acero al Carbón Tipo: Columna de platos con flujo de vapor en contra corriente
Destilador por Compresión de Vapor EC-101	Material: Acero al carbón Tipo: descenso en película por tubos verticales Temperatura de operación: variable en función del diseño. Presión de Operación: cámara inferior: 0,9 Atm,
Compresor K-101 A/B	Material: Acero al Carbón Tipo: Adiabático Flujo: 10420 Kg/h Trabajo: 130 KJ/Kg
Tanque de Almacenamiento TK-104	Material: Acero al Carbón Tipo: Techo Flotante Temperatura: 60°C Presión: atmosférica Tiempo de residencia: 10 horas

Tabla N° 29. Índices de Stiff y Davis para las distintas aguas analizadas

Origen del Agua	Especies iónicas Presentes (mol/L)					Fuerza Iónica (FI)	LS&D
	HCO ₃	Na	Cl	Calcio	Magnesio		
BARED-5 (TK-20.001)	0,0158	0,2066	0,1537	0,0041	0,0006	0,20	11,0
BARED-5 (TK-20.002)	0,0131	0,2171	0,1703	0,0030	0,0002	0,21	11,1
BARED-10 (TK-40.001)	0,0166	0,3582	0,2821	0,0031	0,0007	0,34	11,3

APÉNDICE C. MATRICES COMPARATIVAS DESARROLLADAS

C.1. Matrices empleadas para la selección de la tecnología de tratamiento secundario en la remoción de crudo y sólidos suspendidos.

(a) Matriz de Comparación por pares de criterios

Matriz por pares

Criterios Relativos		1	2	3	4	5	6	7	8
1	Experiencia Industrial	1,00	0,33	1,00	0,25	0,25	1,00	0,50	1,00
2	Calidad del agua tratada	3,00	1,00	2,00	1,00	3,00	4,00	2,00	3,00
3	Efluentes Generados	2,00	0,50	1,00	0,50	0,50	2,00	1,00	1,00
4	Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento	4,00	1,00	2,00	1,00	0,33	4,00	3,00	4,00
5	Costos de Inversión	4,00	0,33	2,00	3,00	1,00	4,00	2,00	3,00
6	Consumo de Energía	1,00	0,25	1,00	0,25	0,25	1,00	0,33	2,00
7	Empleo de Químicos	2,00	0,50	1,00	0,33	1,00	3,00	1,00	1,00
8	Complejidad Operacional	1,00	0,33	1,00	0,25	0,33	0,50	1,00	1,00

Matriz Normalizada

Matriz Normalizada		1	2	3	4	5	6	7	8	Ponderación
1	Experiencia Industrial	0,06	0,08	0,09	0,04	0,04	0,05	0,05	0,06	0,06
2	Calidad del agua tratada	0,17	0,24	0,18	0,15	0,45	0,21	0,18	0,19	0,22
3	Efluentes Generados	0,11	0,12	0,09	0,08	0,08	0,10	0,09	0,06	0,09
4	Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento	0,22	0,24	0,18	0,15	0,05	0,21	0,28	0,25	0,20
5	Costos de Inversión	0,22	0,08	0,18	0,46	0,15	0,21	0,18	0,19	0,21
6	Consumo de Energía	0,06	0,06	0,09	0,04	0,04	0,05	0,03	0,13	0,06
7	Empleo de Químicos	0,11	0,12	0,09	0,05	0,15	0,15	0,09	0,06	0,10
8	Complejidad Operacional	0,06	0,08	0,09	0,04	0,05	0,03	0,09	0,06	0,06

CR = 0,088

La ponderación de criterios obtenida se emplea para evaluar las tecnologías de remoción secundaria y terciaria de crudo y sólidos suspendidos.

(b) Matriz de comparación por pares de alternativas para cada uno de los criterios.

Criterio: Experiencia Industrial

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	0,50	0,50	IGF	0,20	0,25	0,14	0,20
DGF	2,00	1,00	2,00	DGF	0,40	0,5	0,57	0,49
HIDRO	2,00	0,50	1,00	HIDRO	0,40	0,25	0,29	0,31

CR=0,05

Criterio: Calidad del agua tratada

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	1,00	3,00	IGF	0,43	0,43	0,43	0,42
DGF	1,00	1,00	3,00	DGF	0,43	0,43	0,43	0,42
HIDRO	0,33	0,33	1,00	HIDRO	0,14	0,14	0,14	0,14

CR=0

Criterio: Costos de Inversión

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	3,00	0,33	IGF	0,23	0,38	0,21	0,27
DGF	0,33	1,00	0,25	DGF	0,08	0,13	0,16	0,12
HIDRO	3,00	4,00	1,00	HIDRO	0,69	0,50	0,63	0,61

CR=0,06

Criterio: Consumo de Energía

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	0,50	2,00	IGF	0,29	0,29	0,29	0,29
DGF	2,00	1,00	4,00	DGF	0,57	0,57	0,57	0,57
HIDRO	0,50	0,25	1,00	HIDRO	0,14	0,14	0,14	0,14

CR=0

Criterio: Efluentes generados

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	0,25	0,50	IGF	0,14	0,14	0,14	0,14
DGF	4,00	1,00	2,00	DGF	0,57	0,57	0,57	0,57
HIDRO	2,00	0,50	1,00	HIDRO	0,29	0,29	0,29	0,29

CR=0

Criterio: Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	1,00	3,00	IGF	0,43	0,43	0,43	0,43
DGF	1,00	1,00	3,00	DGF	0,43	0,43	0,43	0,43
HIDRO	0,33	0,33	1,00	HIDRO	0,14	0,14	0,14	0,14

CR=0

Criterio: Empleo de Químicos

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	3,00	2,00	IGF	0,55	0,43	0,60	0,52
DGF	0,33	1,00	0,33	DGF	0,18	0,14	0,10	0,14
HIDRO	0,50	3,00	1,00	HIDRO	0,27	0,43	0,30	0,33

CR=0,05

Criterio: Complejidad Operacional

Matriz por pares				Matriz Normalizada				Vector
	IGF	DGF	HIDRO		IGF	DGF	HIDRO	
IGF	1,00	2,00	4,00	IGF	0,57	0,60	0,50	0,56
DGF	0,50	1,00	3,00	DGF	0,29	0,30	0,38	0,32
HIDRO	0,25	0,33	1,00	HIDRO	0,14	0,10	0,13	0,12

CR= 0,02

Donde:

IGF = Flotación por Gas Inducido

DGF = Flotación por Gas Disuelto

HIDRO = Hidrociclones

CR = Relación de consistencia para cada matriz

De acuerdo al método Saaty, son consistentes las matrices planteadas, ya que presentan una $CR < 0,10$ en cada uno de los casos.

C.2. Matrices empleadas para la selección de la tecnología de tratamiento primario en la remoción de crudo y sólidos suspendidos.

Matrices de comparación por pares de alternativas para cada uno de los criterios.

Criterio: Experiencia Industrial

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	FC		FM	FC	vector
FM	1	0,50	FM	0,33	0,33	0,33
FC	2	1	FC	0,67	0,67	0,67
CR =0						

Criterio: Calidad del Agua Tratada

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	FC		FM	FC	vector
FM	1	1	FM	0,50	0,50	0,50
FC	1	1	FC	0,50	0,50	0,50
CR =0						

Criterio: Costos de Inversión

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	FC		FM	FC	vector
FM	1	0,33	FM	0,25	0,25	0,25
FC	3	1	FC	0,75	0,75	0,75
CR =0						

Criterio: Consumo de Energía

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	FC		FM	FC	vector
FM	1	0,33	FM	0,25	0,25	0,25
FC	3	1	FC	0,75	0,75	0,75
CR =0						

Criterio: Efluentes Generados

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	FC		FM	FC	vector
FM	1	0,5	FM	0,33	0,33	0,33
FC	2	1	FC	0,67	0,67	0,67
						CR =0

Criterio: Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	FC		FM	FC	vector
FM	1	0,5	FM	0,33	0,33	0,33
FC	2	1	FC	0,67	0,67	0,67
						CR =0

Criterio: Empleo de Químicos

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	F.C		FM	FC	vector
FM	1	0,25	FM	0,20	0,20	0,20
FC	4	1	FC	0,80	0,80	0,80
						CR =0

Criterio: Complejidad Operacional

Matriz por pares			Matriz Normalizada			
	FM	FC		FM	FC	vector
FM	1	0,33	FM	0,25	0,25	0,25
FC	3	1	FC	0,75	0,75	0,75

CR =0

Donde:

FM = Filtro Multimedia (arena y antracita)

FC = Filtro Cáscara de Nuez

De acuerdo al método Saaty, son consistentes las matrices planteadas, ya que presentan una **CR<0,10** en cada uno de los casos.

C.1. Matrices empleadas para la selección de la tecnología de tratamiento en la remoción de sólidos disueltos.

(a) Matriz de Comparación por pares de criterios

Matriz por pares

Criterios Relativos		1	2	3	4	5	6	7	8
1	Experiencia Industrial	1	0,33	0,33	0,33	0,25	1,00	0,33	1,00
2	Pretratamiento Requerido	3	1,00	1,00	0,33	0,33	3,00	1,00	3,00
3	Efluentes Generados	3	1,00	1,00	1,00	0,33	1,00	0,50	3,00
4	Tiempo de Vida Util y Mantenimiento	3	3,00	1,00	1,00	0,33	3,00	3,00	4,00
5	Costos de Inversión	4	3,00	3,00	3,00	1,00	3,00	1,00	3,00
6	Consumo de Energía	1	0,33	1,00	0,33	0,33	1,00	0,33	4,00
7	Empleo de Químicos	3	1,00	2,00	0,33	1,00	3,00	1,00	1,00
8	Complejidad Operacional	1,0	0,33	0,33	0,25	0,33	0,25	1,00	1,00

Matriz Normalizada

Criterios Relativos		1	2	3	4	5	6	7	8	Ponderación
1	Experiencia Industrial	0,05	0,03	0,03	0,05	0,06	0,07	0,04	0,05	5
2	Pretratamiento Requerido	0,16	0,10	0,10	0,05	0,09	0,20	0,12	0,15	12
3	Efluentes Generados	0,16	0,10	0,10	0,15	0,09	0,07	0,06	0,15	11
4	Tiempo de Vida Util y Mantenimiento	0,16	0,30	0,10	0,15	0,09	0,20	0,37	0,20	20
5	Costos de Inversión	0,21	0,30	0,31	0,46	0,26	0,20	0,12	0,15	25
6	Consumo de Energía	0,05	0,03	0,10	0,05	0,09	0,07	0,04	0,20	8
7	Empleo de Químicos	0,16	0,10	0,21	0,05	0,26	0,20	0,12	0,05	14
8	Complejidad Operacional	0,05	0,03	0,03	0,04	0,09	0,02	0,12	0,05	5

CR = 0,087

(b) Matrices de comparación por pares de alternativas para cada uno de los criterios.

Criterio: Experiencia Industrial

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	0,33	0,25
MED	3,00	1,00	0,50
IO+OI	4,00	2,00	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,13	0,10	0,14
MED	0,38	0,30	0,29
IO+OI	0,50	0,60	0,57

Vector
0,12
0,32
0,56

CR = 0,02

Criterio: Calidad del Agua Tratada

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	3,00	4,00
MED	0,33	1,00	3,00
IO+OI	0,25	0,33	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,63	0,69	0,50
MED	0,21	0,23	0,38
IO+OI	0,16	0,08	0,13

Vector
0,61
0,27
0,12

CR = 0,06

Criterio: Costos de Inversión

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	3,00	0,33
MED	0,33	1,00	0,25
IO+OI	3,00	4,00	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,23	0,38	0,21
MED	0,08	0,13	0,16
IO+OI	0,69	0,50	0,63

Vector
0,27
0,12
0,61

CR = 0,06

Criterio: Consumo de Energía

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	2,00	0,50
MED	0,50	1,00	0,33
IO+OI	2,00	3,00	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,29	0,33	0,27
MED	0,14	0,17	0,18
IO+OI	0,57	0,50	0,55

Vector
0,30
0,16
0,54

CR = 0,01

Criterio: Efluentes Generados

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	4,00	3,00
MED	0,25	1,00	0,50
IO+OI	0,33	2,00	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,63	0,57	0,67
MED	0,16	0,14	0,11
IO+OI	0,21	0,29	0,22

Vector
0,62
0,14
0,24

CR = 0,02

Criterio: Tiempo de Vida Útil y Mantenimiento

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	0,50	3,00
MED	2,00	1,00	4,00
IO+OI	0,33	0,25	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,30	0,29	0,38
MED	0,60	0,57	0,50
IO+OI	0,10	0,14	0,13

Vector
0,32
0,56
0,12

CR = 0,02

Criterio: Empleo de Químicos

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	2,00	4,00
MED	0,50	1,00	3,00
IO+OI	0,25	0,33	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,57	0,60	0,50
MED	0,29	0,30	0,38
IO+OI	0,14	0,10	0,13

Vector
0,56
0,32
0,12

CR = 0,02

Criterio: Complejidad Operacional

Matriz por pares

	MVC	MED	IO+OI
MVC	1,00	1,00	0,25
MED	1,00	1,00	0,33
IO+OI	4,00	3,00	1,00

Matriz Normalizada

	MVC	MED	IO+OI
MVC	0,17	0,20	0,16
MED	0,17	0,20	0,21
IO+OI	0,67	0,60	0,63

Vector
0,17
0,19
0,63

CR = 0,01

Donde:

MVC = Destilación por Compresión Mecánica de Vapor

MED = Destilación Multiefecto

IO+OI = Intercambio Iónico + Osmosis Inversa

De acuerdo al método Saaty, son consistentes las matrices planteadas, ya que presentan una $CR < 0,10$ en cada uno de los casos.

APÉNDICE D. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO Y BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE TRATAMIENTO BASADO EN INTERCAMBIO IÓNICO Y OSMOSIS INVERSA.

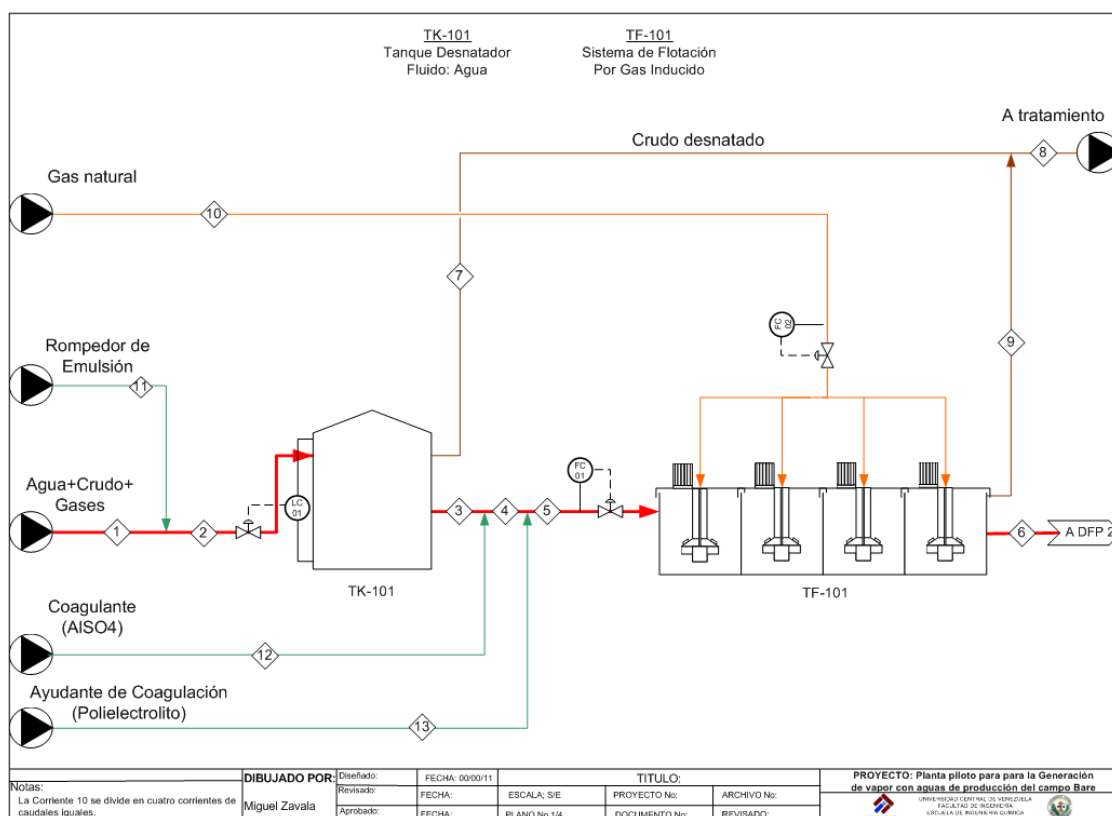


Figura N° 21. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso del proceso de tratamiento alternativo (1/5)

Tabla N° 30. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (1/5)

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura (C)	70	70	65	65	65	60	65	65	60	25
Presión (PSI)	20,00	20,00	15,00	15,00	15,00	14,00	7,00	7,00	7,00	25,00
pH	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	-
Estado Físico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	G
Masa Total (Kg/h)	19666,9	19666,9	18683,5	18683,5	18683,5	17375,7	983,3	2291,2	1307,8	0,075
Volumen Total (bbl/día)	2970,5	2970,5	2821,9	2821,9	2821,9	2624,4	148,5	346,1	197,5	0,01
Masa de Crudo (Kg/h)	3,93	3,93	3,36	3,36	3,36	0,35	0,57	1,95	3,02	0
Volumen de Crudo (bbl/día)	0,59	0,59	0,51	0,51	0,51	0,05	0,09	0,29	0,46	0
Sólidos Suspendedos ó SST (Kg/h)	3,93	3,93	3,74	3,74	3,74	3,48	0,20	0,46	0,26	0
Dureza Total como CaCO ₃ (Kg/h)	19,67	19,67	18,68	18,68	18,68	17,38	0,98	2,29	1,31	0
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	413,0	413,0	392,4	392,4	392,4	364,9	20,7	48,1	27,5	0
Silice (Kg/h)	0,98	0,98	0,93	0,93	0,93	0,87	0,05	0,11	0,07	0
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,03	0	0	0	0

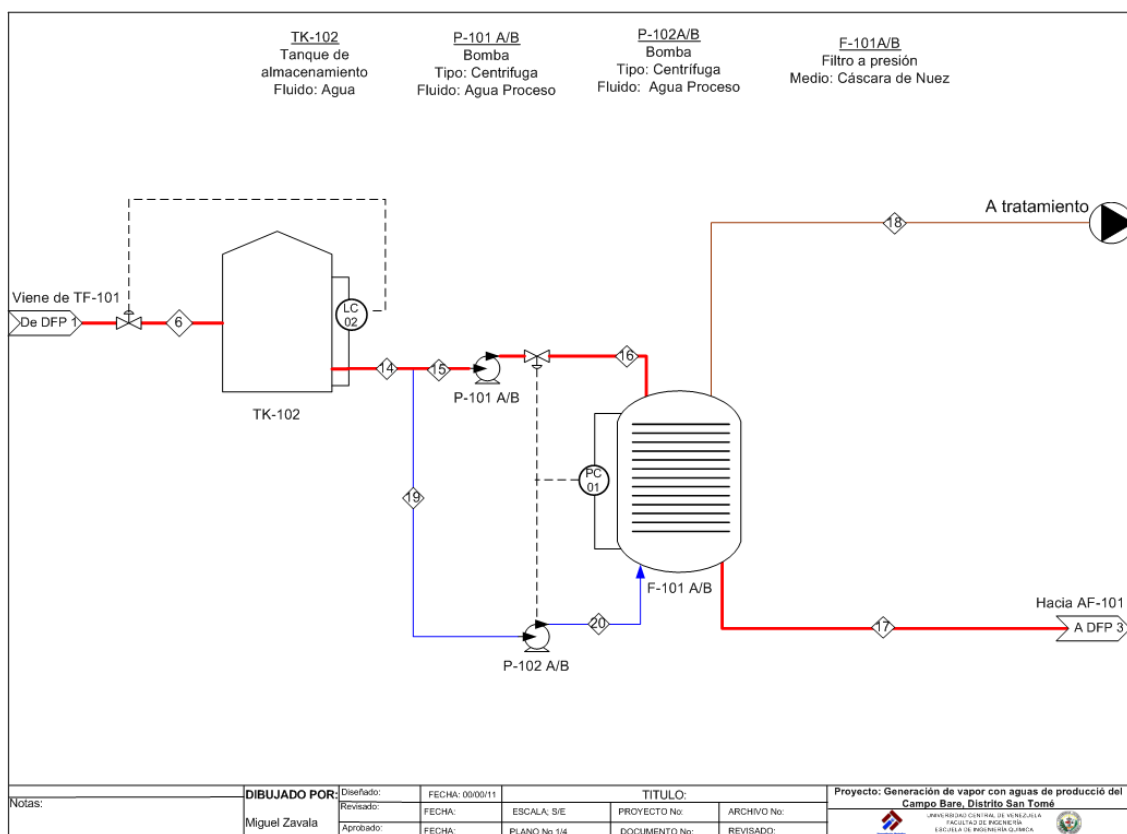


Figura N° 22. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso de tratamiento alternativo (2/5)

Tabla N° 31. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (2/5)

Corriente	11 _Q	12 _Q	13 _Q	14	15	16	17	18 _R	19 _R	20 _R
Temperatura (°C)	25	25	25	60	55	55	50	25	25	25
Presión (PSI)	25,00	25,00	25,00	15,00	15,00	25,00	15,00	30	30	30
pH	-	-	-	7,7	7,7	7,7	7,7	-	-	-
Estado Físico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Masa de Total (Kg/h)	0	0	0	11837	11837	11837	11837	0	0	0
Volumen Total (bbl/día)	0	0	0	1787,86	1787,86	1787,86	1787,86	0,00	0,00	0,00
Masa de Crudo (Kg/h)	0	0	0	0,24	0,24	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00
Volumen de Crudo (bbl/día)	0	0	0	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sólidos Suspendidos ó SST (Kg/h)	0	0	0	0,12	0,24	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00
Dureza Total como CaCO ₃ (Kg/h)	0	0	0	11,84	11,84	11,84	11,84	0,00	0,00	0,00
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	0	0	0	248,58	248,58	248,58	248,58	0,00	0,00	0,00
Sílice (Kg/h)	0	0	0	0,59	0,59	0,59	0,59	0,00	0,00	0,00
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0	0	0	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00

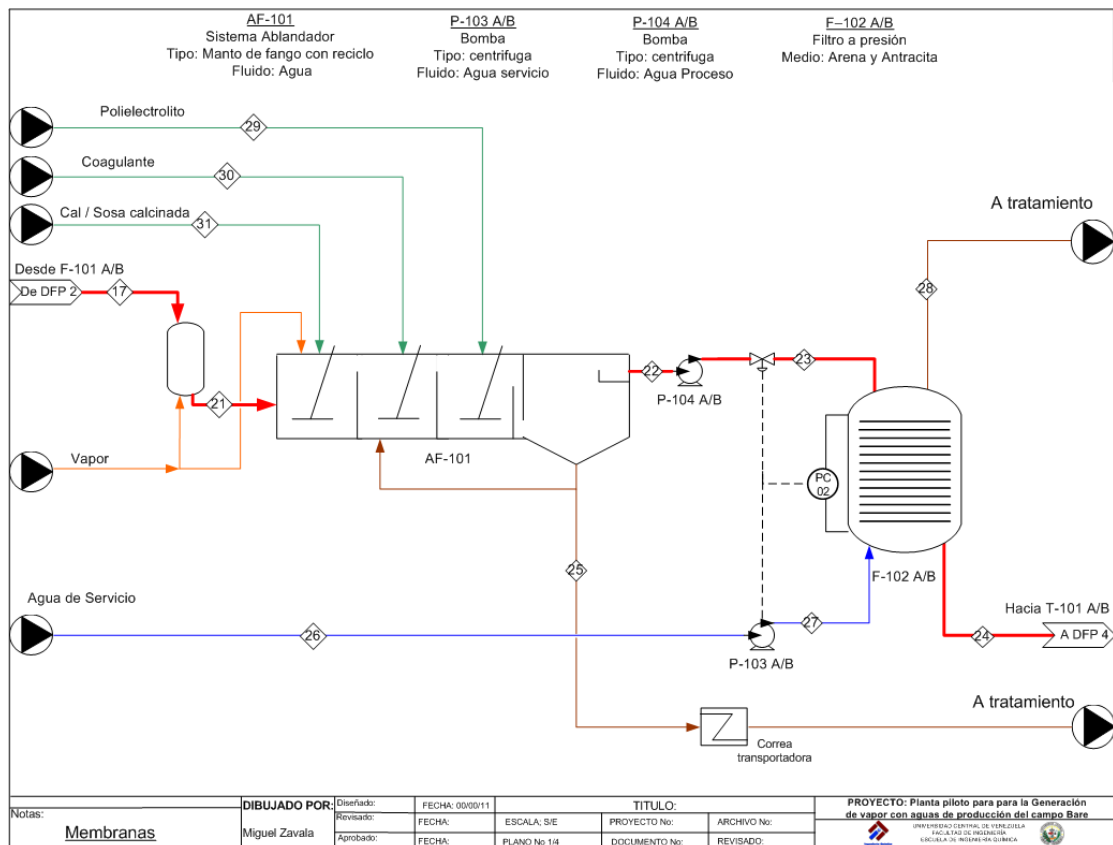


Figura N° 23. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso de tratamiento alternativo (3/5)

Tabla N° 32. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (3/5)

Corriente	21	22	23	24	25	26 R	27 R	28 R	29 Q	30 Q	31 Q
Temperatura (C)	60	95	95	90	95	25	25	25	25	25	25
Presión (PSI)	10	6	20	10	10	10	30	15	14	14	14
pH	7,7	9	9	9	9	7	7	-	-	-	-
Estado Físico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Masa Total (Kg/h)	17318,3	17318,3	17318,3	17145,2	57,34	0	0	0	0	0	0
Volumen Total (bbl/día)	2615,7	2615,7	2615,7	2589,6	8,66	0	0	0	0	0	0
Masa de Crudo (Kg/h)	0,017	0,017	0,017	0,017	0,000	0	0	0	0	0	0
Volumen de Crudo (bbl/día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0	0	0
Sólidos Suspendedos ó SST (Kg/h)	17,32	0,002	0,017	0,002	17,30	0	0	0	0	0	0
Dureza Total como CaCO3 (Kg/h)	0,87	0,87	0,87	0,002	16,51	0	0	0	0	0	0
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	363,7	363,7	363,7	360,0	1,20	0	0	0	0	0	0
Silice (Kg/h)	0,87	0,87	0,87	0,86	0,00	0	0	0	0	0	0
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0,03	0,001	0,001	0,001	0,000	0	0	0	0	0	0

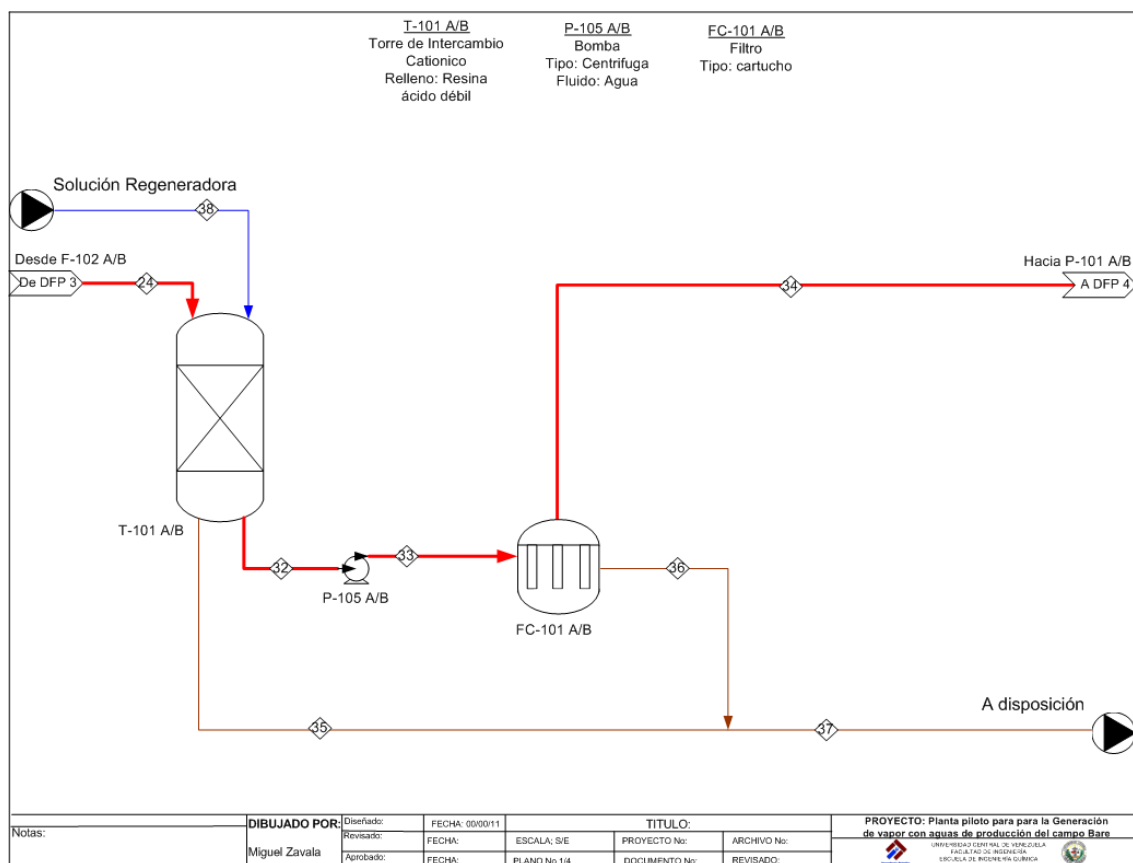


Figura N° 24. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso de tratamiento alternativo (4/5)

Tabla N° 33. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (4/5)

Corriente	32	33	34	35 R	36	37R	38 R
Temperatura (C)	90	85	85	90	85	85	25
Presión (PSI)	10	20	10	12	12	12	20
pH	5	5	5	-	-	-	-
Estado Físico	L	L	L	L	L	L	L
Masa Total (Kg/h)	17318,3	17318,3	17145,2	0	173,2	0	0
Volumen Total (bbl/día)	2615,7	2615,7	2589,6	0	26,2	0	0
Masa de Crudo (Kg/h)	0,017	0,017	0,002	0	0	0	0
Volumen de Crudo (bbl/día)	0,00	0,00	0,00	0	0	0	0
Sólidos Suspendedos ó SST (Kg/h)	0,002	0,002	0,002	0	0	0	0
Dureza Total como CaCO3 (Kg/h)	0,087	0,087	0,086	0	0,0	0	0
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	363,7	363,7	360,0	0	3,64	0	0
Silice (Kg/h)	0,87	0,87	0,86	0	0,003	0	0
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0,001	0,001	0,001	0	0	0	0

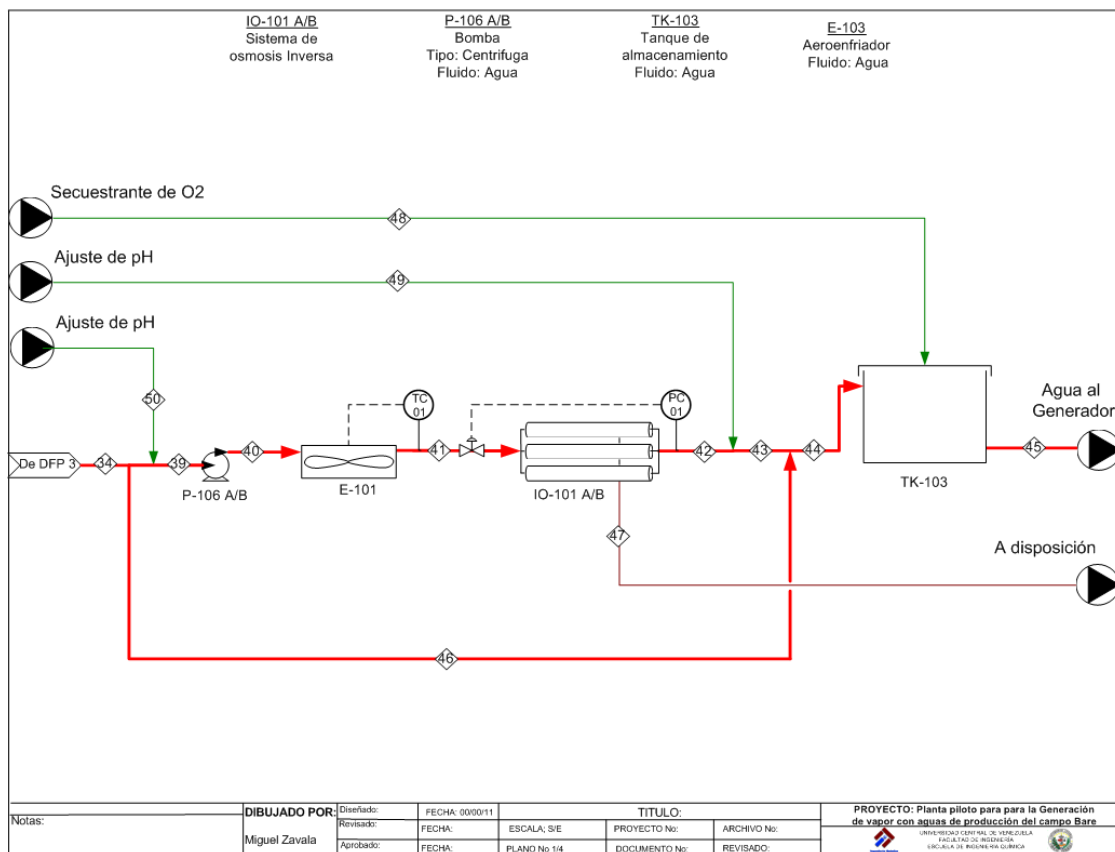


Figura N° 25. Diagrama de Flujo de Proceso del proceso de tratamiento alternativo (5/5)

Tabla N° 34. Balance de masa y energía del proceso de tratamiento alternativo (5/5)

Corriente	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48 Q	49 Q	50 Q
Temperatura (C)	85	85	30	30	30	50	50	85	30	25	25	25
Presión (PSI)	10	200	190	20	20	20	1	10	100	14	25	14
pH	6	6	6	6	6	5,5	9	5	6	-	-	-
Estado Físico	G	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Masa Total (Kg/h)	11214,2	11214,2	11214,2	4485,7	4485,7	10416,7	10416,7	5931,0	6728,5	0	0	0
Volumen Total (bbl/día)	1693,8	1693,8	1693,8	677,5	677,5	1573,3	1573,3	895,8	1016,3	0	0	0
Masa de Crudo (Kg/h)	0,001	0,001	0,001	0,0004	0,0004	0,0010	0,0010	0,0006	0,0007	0	0	0
Volumen de Crudo (bbl/día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0	0
Sólidos Suspendedos ó SST (Kg/h)	0	0	0	0	0,00	0	0	0	0	0	0	0
Dureza Total como CaCO3 (Kg/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0	0
Sólidos Disueltos ó SDT (Kg/h)	235,5	235,5	235,5	0,4	0,4	125,4	125	125	235	0	0	0
Silíce (Kg/h)	0,56	0,56	0,56	0,22	0,22	0,52	0,52	0,30	0,34	0	0	0
Oxígeno Disuelto (Kg/h)	0,001	0,001	0,001	0,000	0,00	0,001	0,0001	0,0003	0,00003	0	0	0

ANEXOS

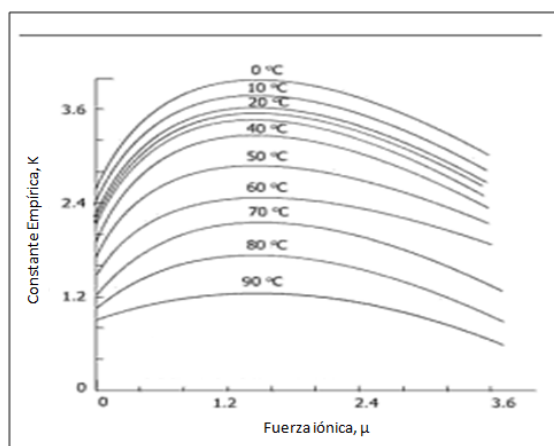


Gráfico N° 7. Constante K en función de la fuerza iónica y la temperatura. Fuente: (Young, 2006).

Tabla N° 35. Determinación de Carbonatos y Bicarbonatos a través de la alcalinidad parcial y la alcalinidad total

	Hidroxido	Carbonato	Bicarbonato
$P=0$	0	0	T
$P<1/2T$	0	2P	T-2P
$P=1/2T$	0	2P	0
$P>1/2T$	2P-T	2P-T	0
$P=T$	T	0	0

Fuente: ASME (2002)

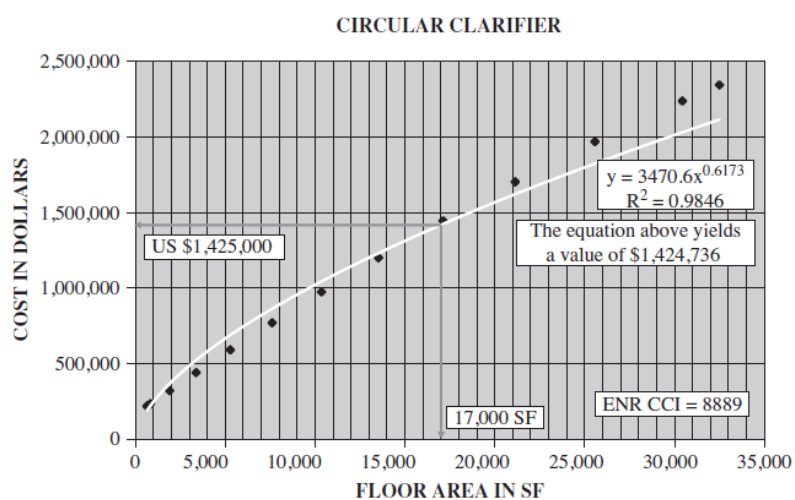


Gráfico N° 8. Correlación de Costos de Capital para Sistemas de ablandamiento y clarificación. Fuente: (Mc Givney & Kagumura, 2008)

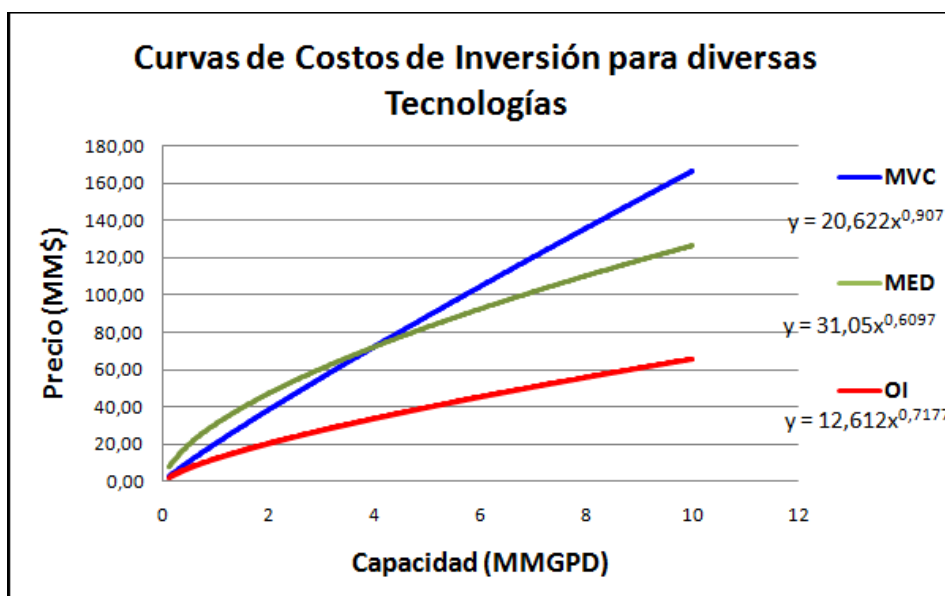


Grafico N° 9. Correlación de Costos de inversión para Sistemas de Evaporación por Compresión de Vapor, Ósmosis Inversa y Destilación Multiefecto.

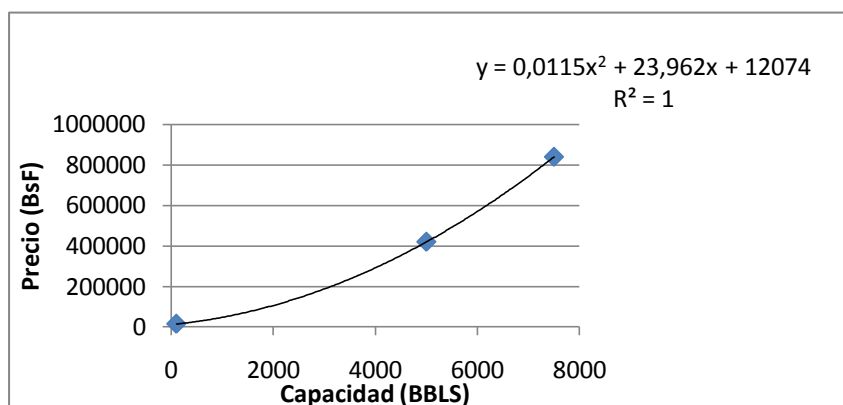
Fuente: (Mc Givney & Kaguamura, 2008)

Tabla N° 36. Porcentaje de los costos para osmosis inversa con respecto al costo total del sistema.

COMPONENTE	(%)
Pre-Tratamiento	15
Módulos de membrana	20
Sistema RO	55
Embarque Instalaciones	5
Equipos relacionados con la Ingeniería	5

Fuente: (Ray, 1992)

Tabla N° 37. Correlación de precio para tanques de almacenamiento en función de la capacidad para el año 2005



Fuente: Documento Interno de la gerencia de procesos de superficie, PDVSA San Tomé.

Tabla N° 38. Índices de Costos de Capital para diferentes periodos

Periodo	Índice de Costos (CCI)
Promedio Año 2005	8194
Promedio Año 2008	8889
Mayo 2011	9034

Fuente: (Engineering News Record, 2011)

Tabla N° 39. Caracterización de las aguas de acuíferos empleadas actualmente para la generación de vapor en el campo Bare

Parametro	Acuifero empleado en Bare 5	Acuifero empleado en Bare 10	Norma
Alcalinidad (ppm)	10	10	ASTM-D-1067-92
Bicarbonatos (ppm CaCO3)	10	10	ASTM-D-1067-94
Carbonatos (ppm CaCO3)	0	0	ASTM-D-1067-95
Cloruros (ppm)	26,1	53,2	ASTM-D-512-89
Dureza Calcica (ppm CaCO3)	6	10	ASTM-D-1126-93
Dureza Total (ppm CaCO3)	14	38	ASTM-D-1126-92
Solidos Disueltos (ppm)	52	149	COVENIN-2461-88
Solidos Suspendidos (ppm)	2	1	COVENIN-2461-89
Solidos Totales (ppm)	54	150	COVENIN-2461-87
pH (adimencional)	7,3	7,1	ASTM-D-1293-84
Conductividad (micro-mhos/cm) a 25 °C)	63	148	ASTM-D-1125-86
Gravedad Especifica (60/60°F)	1,0004	1,0004	COVENIN-3008-93
Oxigeno Disuelto (ppm)	2	3	COVENIN-2871-92

Fuente: Documento interno de la superintendencia de plantas de agua y vapor, PDVSA San Tomé.

Tabla N° 40. Dimensiones de filtros Cáscara de Nuez dadas por el fabricante en función del flujo manejado.

Vessel Diameter (ft.)	Effective Filtration Area (sq.ft.)	Maximum Flow (BPD)	Pump HP
2.5	4.9	2200	7.5
3	7	3200	10
4	12.6	5750	15
5	19.6	8960	20
6	28.3	12,900	30
7	38.5	17,600	30
8	50.2	22,900	40
9	63.6	29,000	40
10	78.5	35,800	50
11	95	43,400	60
12	113	51,600	75
13	132.7	60,570	100
14	153.9	70,200	100
15	176.6	80,600	100

Fuente: (Veolia Water Solutions, 2010)

Tabla N° 41. Índice aleatorio (RI) en función del número de alternativas presentes

Total de Alternativas (n)	Índice Aleatorio (RI)
2	0,26
3	0,58
4	0,90
5	1,12
6	1,24
7	1,32
8	1,41

Fuente: (Saaty, 1988)