

24/ 85



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA Y
ACEITOSA EN PLATAFORMAS
MARINAS**

T E S I S

Que para obtener el Título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a:

FELIPE VILLA MERLO

1 9 8 8



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

	Página
CAPITULO I	
INTRODUCCION	1
CAPITULO II	
ESTABLECIMIENTO DE ALTERNATIVAS	6
2.1 DISTINTAS TECNICAS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUA -- AMARGA Y ACEITOSA EN PLATAFORMA MARINA	7
CAPITULO III	
SEPARADORES TRIFASICOS	13
3.1 PRINCIPIOS GENERALES DE SEPARACION	14
3.2 SEPARADORES TRIFASICOS AGUA-HIDROCARBURO-GAS	23
3.3 OBJETIVOS DE UN SEPARADOR	26
3.4 TIPOS DE SEPARADORES	27
3.5 PARTES PRINCIPALES DE UN SEPARADOR	27
3.6 INFLUENCIA DE LA FORMA DEL SEPARADOR	29
3.7 DISTINTOS SEPARADORES TRIFASICOS USADOS EN LA <u>IN-</u> DUSTRIA	30
CAPITULO IV	
ESTIMADO TECNICO-ECONOMICO Y SELECCION DEL PROCESO	55
4.1 COSTOS DE EQUIPO DE PROCESO	56
4.2 ESTIMADO DE INVERSION FIJA	56
4.3 COSTOS DE OPERACION	57
4.4 ANALISIS ECONOMICO	59
4.5 ANALISIS CUALITATIVO	62

	Página
4.6 TABLA COMPARATIVA DE SISTEMAS DE AGOTAMIENTO - DE AGUA AMARGA	64
4.7 SELECCION DEL PROCESO	66
CAPITULO V	
DISEÑO DEL PROCESO	67
5.1 BASES DE DISEÑO	68
5.2 CRITERIOS GENERALES DEL DISEÑO DE PROCESO	79
5.3 DESCRIPCION DEL PROCESO	85
5.4 LISTA DE EQUIPO	88
5.5 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	89
5.6 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA Y DIMENSIONAMIE- TO DE EQUIPOS DE PROCESO	90
5.7 DIAGRAMAS DE LOCALIZACION	106
5.8 DIAGRAMAS DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION	109
5.9 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGEN- TES QUIMICOS	110
5.10 DIAGRAMA DE SERVICIOS AUXILIARES	112
CAPITULO VI	
CONCLUSIONES	113
APENDICE I	
PREDIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES	117
APENDICE II	
PROGRAMAS DE COMPUTACION EN HEWLETT PACKARD-41cv PARA DISEÑO DE LOS EQUIPOS	126
BIBLIOGRAFIA	143

CAPITULO I

INTRODUCCION

La importancia que han alcanzado los aspectos ecológicos en la actualidad es cada vez mayor especialmente en lo que se refiere a las medidas de control de desechos de una Planta Industrial.

Uno de los efluentes que mas contribuye a la contaminación del medio ambiente es el agua de desecho por lo que se hace indispensable realizar un tratamiento previo al envío hacia las corrientes de aguas naturales. Dependiendo del tipo de contaminante del que se trate será el proceso empleado para tal fin por lo que en la Tabla I¹ y a manera de ejemplo se muestran los contaminantes típicos.

Tabla Número I

Contaminantes Comunes del Agua y su Procedencia

Contaminantes	Refinerías	Plantas Químicas	Ind. del Papel
Fenoles	X	X	
Sulfuros		X	X
Hidrocarburos	X	X	
Sólidos Suspendidos	X	X	X
Cloruros	X	X	X

1. The Cost of Clean Water, Volume II, U.S Department of the Interior, U.S. Government Printing Office, April 1, 1983.

Contaminante	Refinerías	Plantas Químicas	Ind. del Papel
Mercaptanos	X	X	X
Color	X	X	X
P.H.	X	X	X
Amoniaco	X	X	X
Acidez	X	X	
Alcalinidad	X	X	X
Temperatura		X	X
Fosfatos		X	X
Cromatos		X	
Sólidos Totales		X	X
Olor	X	X	
Petróleo y Grasa	X	X	X
Detergentes		X	X
Cloruros	X	X	X
Hierro	X	X	
Manganeso	X	X	
Zinc		X	
Nitritos.		X	
Nitratos		X	
Productos Orgánicos	X	X	X
Sulfatos	X	X	X
Fluoruros	X	X	
Toxicidad		X	

Contaminante	Refinerías	Plantas Químicas	Ind. del Papel
Turbidez	X	X	
Silice		X	

En particular en las industrias de refinación de crudo y petroquímicos es frecuente encontrar efluentes líquidos amargos y aceitosos. Lo amargo proviene de la presencia de gases ácidos y lo aceitoso de las fugas de hidrocarburos líquidos en los diversos equipos del proceso y a la mezcla de dichas sustancias con el agua.

Las Plataformas Marinas de producción de petróleo crudo y gas, no están ajenas a este problema y por su localización costa afuera deberá de contar con sistemas de control mas extrictos para no dañar la fauna marina.

El propósito de esta tesis consiste en seleccionar y diseñar al proceso para el tratamiento de estos efluentes líquidos, amargos y aceitosos usando como un ejemplo el caso de una Plataforma de Compresión de Gas localizada Costa afuera. Para tal fin se establecen las alternativas mas importantes, se estudian los distintos tipos de separadores trifásicos fundamentalmente (líquido-líquido-gas) se lleva a cabo un análisis técnico y económico, se selecciona el proceso y finalmente se hace el -

diseño del mismo, integrando algunos de los conceptos y documentos que forman parte de la Ingeniería Básica.

El Presente trabajo constituye una modesta aportación -- para tratar de resolver el problema de contaminación que debido a los efluentes líquidos se origina por diversas industrias.

CAPITULO II

ESTABLECIMIENTO DE ALTERNATIVAS

2.1 DISTINTAS TÉCNICAS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA Y ACEITOSA EN PLATAFORMA MARINA

El agua a tratar en plataforma es un agua contaminada - por gases ácidos e hidrocarburos encontrándose en algunos ca - sos trazas de sólidos suspendidos en la mezcla. El tratamiento mas adecuado es el que permita hacer una separación y remoción de los agentes contaminantes indeseables en el agua en forma - sencilla, rápida y eficiente. De aquí las siguientes técnicas del tratamiento del efluente.

El agua de que se dispone es un agua proveniente de los módulos de compresión de la plataforma. Es decir, una vez ex - traída la mezcla aceite-agua-gas de pozo y, separada en la pla - taforma de producción, el gas es enviado a la plataforma de -- compresión con objeto de ser comprimido, endulzado y deshidra - tado para ser enviado a tierra, además de aprovechar parte de él para generar gas combustible para la propia plataforma y -- para la plataforma de producción.

De los módulos de compresión, el gas amargo y húmedo a altas presiones, cerca de 85 kg/cm^2 es enviado a la planta de - hidratadora. Mientras que los condensados de los compresores - de alta presión y de baja presión son enviados al separador de

condensados de baja presión en donde despresurizados son de fácil manejo para ser enviados a la Planta de Tratamiento de Agua Amarga y Aceitosa, donde son tratados y el número de etapas de separación será dependiendo de las condiciones del agua de suministro a la planta así como de los requerimientos de ésta a la salida. De esta manera se efectúa un tratamiento específico y diferente a otros de acuerdo a las condiciones de operación en plataforma.

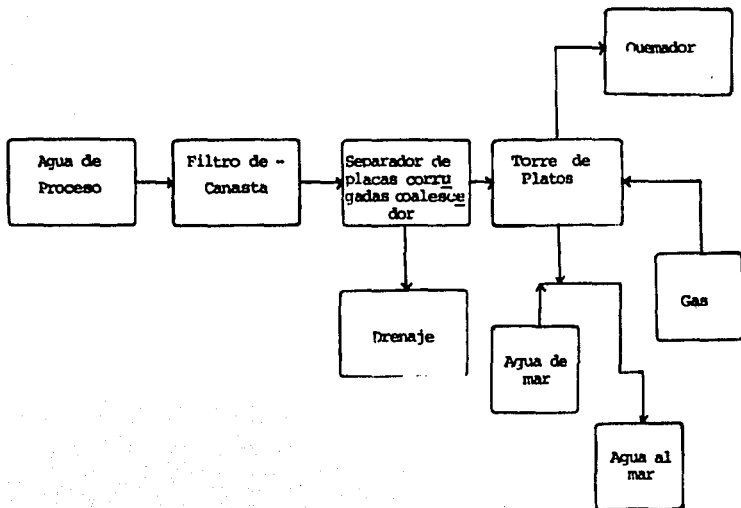
Las variables que motivan a la búsqueda de un mejor método de separación, son la viabilidad de un tratamiento sencillo, de fácil diseño y operación, versatilidad en capacidad, idóneo y confiable a las necesidades en plataforma, durabilidad y de reducidos costos de equipo, operación y mantenimiento que como resultado den la selección mas óptima y eficiente.

OPCION A

El método de tratamiento contempla la purificación del agua primero, pasándola a un filtro primario vertical de canasta, eliminando los sólidos en suspensión, el filtrado entra a un tanque separador trifásico de placas corrugadas coalescedor, en donde por diferencia de densidades y con un tiempo de residencia, el hidrocarburo es separado del agua amarga y es enviado a drenaje a presión. Esta agua pasa a una torre de platos en donde por absorción los gases ácidos (H_2S y CO_2) son absor-

bidos por una corriente de gas a contracorriente generada en la misma plataforma, eliminandose por el domo, la corriente de gases ácidos junto con la corriente de gases ácidos provenientes del separador trifásico, mandándolos por control de presión (7 lb/olq^2) a desfogue.

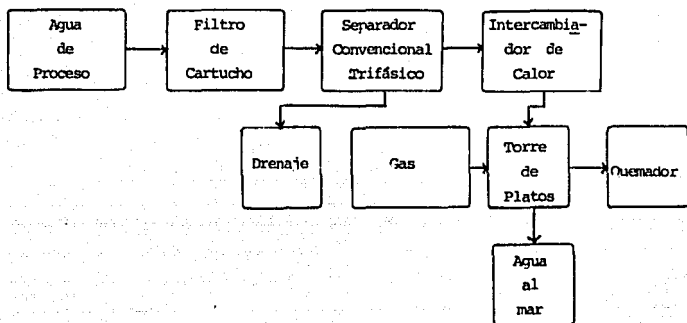
El agua libre de gases amargos sale por el fondo de la torre y es entonces enfiada en plataforma por una corriente de agua de mar inyectada a la corriente de fondos de la torre. Evitando tirarla al mar caliente y provocar contaminación sobre el medio.



OPCION B

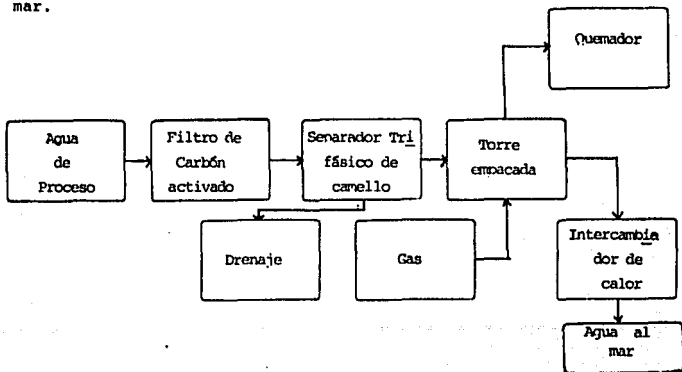
Esta opción pretende primero eliminar las trazas de sólidos que los condensados puedan acarrear mediante el uso de un filtro primario, cuyo material filtrante puede ser arena, antracita, polipropileno, etc. La eliminación de los hidrocarburos se efectúa en un separador convencional trifásico junto con una parte de gases ácidos desorbidos y libre de sólidos la corriente de agua es enfriada en un intercambiador de calor. El agua fría entra a la torre de absorción, usándose para la capacidad de agua manejada una torre de platos. Los gases solubles disueltos en el agua se solubilizan con una corriente de gas inyectada por la parte inferior de la torre, para salir -- por el domo permitiendo que el agua salga por el fondo con una cantidad mínima de dióxido de carbono disuelto y sin absolutamente ácido sulfhídrico por el fondo de la torre antes de ser enviada al mar.

Nota: La torre debe estar diseñada de acero al carbón y en su zona de rectificación por la parte interna lleva un recubrimiento de acero inoxidable, siendo todos los internos de -- acero inoxidable. Los gases ácidos son altamente corrosivos.



OPCION C

Esta opción es muy parecida a la primera, con la diferencia de que la desabsorción se efectúa en una torre empacada con una corriente de gas a contracorriente y que la corriente de fondos de la torre es enfriada en un intercambiador de calor. El refrigerante podría ser agua de servicios o agua de mar.



Acorde a cada uno de los métodos de tratamiento del efluente hay la posibilidad de usar diferentes equipos tanto como distintos agentes acarreadores para desabsorber los gases ácidos, de esta manera se generan mas posibilidades de tratamiento.

CAPITULO III

SEPARADORES TRIFASICOS

1. PRINCIPIOS GENERALES DE SEPARACION

Antes de 1925 el aceite crudo se transportaba a tanques de almacenamiento directamente bajo la presión atmosférica, en donde el gas y grandes cantidades de vapores disueltos se escapaban a la atmósfera; pero se observó que al hacer pasar la mezcla de hidrocarburos por un equipo adecuado para la separación, se obtenía un aceite con mayor contenido de gasolinas, por la reducción de las pérdidas de los gases y vapores de hidrocarburos ligeros licuables y se aprovechaban grandes cantidades de gas que servían para prolongar la vida fluuyente de los pozos, por métodos artificiales; tales como el bombeo neumático, inyección de gas al yacimiento, etc.

Otra de las razones de la separación, son los problemas que se presentan al tener los dos fluidos características y comportamientos distintos, en los mismos sistemas de recolección, almacenamiento y transporte; para evitar tal inconveniente se creó el dispositivo mecánico llamado separador de aceite y gas.

A través del tiempo, el equipo se ha ido perfeccionando; para alcanzar cada vez mayor grado de eficiencia, pero los principios en que la operación se efectúa, no ha variado.

A. Separación por la fuerza centrífuga.

Toda materia en movimiento ofrece resistencia al cambio de trayectoria y tienden a desplazarse en una línea recta. La intensidad de esta resistencia llamada fuerza centrífuga depende de la concentración de materia o densidad de masa. Cuando una corriente de hidrocarburos en fase líquida y en fase gaseosa cambia su dirección, las gotas líquidas que viajan con el gas; tienen una densidad de masa mayor ofreciendo más resistencia al cambio de dirección y tienden a continuar en línea recta, resultando un choque de las partículas líquidas más grandes contra la pared y separándose, del gas menos denso.

La fuerza centrífuga que resulta del cambio de dirección de una corriente a velocidades altas, tiene el mismo efecto que el aumento de la fuerza de gravedad.

El cambio continuo, en la dirección de la corriente de hidrocarburos a altas velocidades, necesario para separar partículas muy pequeñas del gas requiere un gran cantidad de energía que da como resultado caídas de presión relativamente altas.

Esto limita la aplicación de la fuerza centrífuga como mecanismo primario para separar partículas líquidas pequeñas;

sin embargo tiene una función básica en la extracción de neblina a choque, que se discutirá a continuación.

B. Separación a Choque

Este método es el usado más extensamente para coleccionar partículas líquidas en la separación de aceite y gas.

Este tipo de separación depende del choque de las partículas arrastradas contra un obstáculo en vez de contra las paredes del recipiente. Actuando estos obstáculos como superficies de colección; recibiendo estos el nombre de extractores de neblina. De estos extractores de neblina, están: el de paleta y el de malla de alambre tejido, la diferencia entre los dos consiste en la intensidad de la fuerza centrífuga utilizada.

Extractor de paletas, como en el caso de la separación por fuerza centrífuga las gotas más pesadas tienden a continuar en la línea recta y chocar contra la superficie colectora. Aquí es necesario proteger el líquido coleccionado para que no sea arrastrado por corrientes de remolino cuando el gas pasa a altas velocidades alrededor de las obstrucciones.

Cuanto mas pequeño sea el diámetro de la obstrucción mas alta será la eficiencia de choque.

C. Separación por diferencia de densidades.

La separación de los fluidos se efectúa de acuerdo a las gravedades específicas de éstos dado un tiempo de residencia.

D. Depuración.

La colección de las partículas arrastradas por medio de la depuración consiste en usar un líquido dispersado, como superficie colectora. Este método de depuración para la colec --
ción de las partículas se usa principalmente para eliminar el polvo de la corriente de gas.

E. Separación por difusión.

Si existe una diferencia en la concentración de las par
tículas pequeñas, hay una tendencia de las partículas de trag --
ladarse de las áreas de alta concentración a las áreas de baja concentración. Esta tendencia de trasladarse de áreas de alta concentración a las de baja concentración recibe el nombre de movimiento Browniano.

Sin embargo en la industria petrolera no se usa este ti
po de separación.

F. Separación Térmica.

Cuando en un sistema existen diferencias de temperatura, las gotas arrastradas tienden a desplazarse de las superficies más calientes hacia las más frías.

Factores que influyen la eficiencia de separación

El tamaño de las partículas líquidas arrastradas es una de las propiedades más importantes, que afectan el rendimiento de la separación.

En la sección secundaria de un separador vertical, cuquiera que fuese la velocidad promedio del gas, será igual a la velocidad de sedimentación de una partícula líquida de algún diámetro que se llamará diámetro básico.

Teóricamente, todas las gotas de mayor diámetro debe --
ran ser completamente removidas.

En realidad hay dos factores que no permiten la realización de esta suposición. Algunas partículas tendrán una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio debido a la salpicadura y falta de la redistribución perfecta de las velocidades de fluencia de gas. Además otras partículas serán afecta --

das por velocidades instantáneas del gas, mayores que la velocidad promedio debido a la turbulencia del fluido. El resultado es la separación de partículas menores que el diámetro básico, mientras que algunas partículas no serán removidas.

En los separadores horizontales las partículas están sometidas a los mismos efectos. Aquí el tiempo promedio de retención de gas, corresponderá al tiempo de sedimentación, necesario para hacer caer una partícula de determinado diámetro desde la cima hasta el fondo del espacio de gas.

El tamaño promedio de la partícula en los separadores puede variar mucho. En ausencia de turbulencia el promedio del diámetro de las partículas, formadas en la tubería por flujo de dos o más fases son más grandes que en otras causas de arrastre, permitiendo una buena eficiencia en las separaciones, sin embargo cuando el mismo fluido es turbulento se forman unas partículas muy pequeñas, con las características del vapor, de las cuales pasarán a través de los extractores de neblina, causando eficiencias menores de separación.

Velocidades del gas

Como mencionamos anteriormente, la manera más económica de resolver la separación de aceite y gas cuando hay volúmenes líquidos apreciables es confiar en sedimentación a gravedad de

las gotas más grandes conjuntamente con algún otro procedimiento para agrupar las gotitas pequeñas.

En los separadores verticales la capacidad se determina, calculando que las gotas mayores de 200 micras serán separadas por gravedad en la sección secundaria de separación, mientras que las gotitas menores serán eliminadas de la corriente del gas por el extractor de neblina.

Velocidades del gas en exceso de la capacidad del separador, aumentan el tamaño y volumen de las partículas líquidas que llegan al extractor de neblina.

Presión

El efecto del cambio de la presión es el de modificar la velocidad admisible y el volumen fluyente real.

El efecto neto de aumento de presión es un aumento en la capacidad del separador. Nótese sin embargo que las densidades del gas y del líquido pueden ser afectadas por este cambio en la presión.

Temperatura

La temperatura afecta la capacidad del separador única-

mente por el efecto que tiene sobre el volúmen y la densidad del líquido. Generalmente el aumento de temperatura es bajar la capacidad de un separador.

Tensión Superficial

Cuanto mayor es la tensión superficial, menores en tamaño y mayor en cantidad serán las gotitas que llegan al extractor de neblina. Cuanto más baja es la tensión superficial del líquido se torna más fácil para que la velocidad del gas desprenda pequeñas gotitas de las superficies colectoras. Generalmente los valores de la tensión superficial no cambian lo suficiente como para afectar las eficiencias de separación, salvo casos especiales será necesario considerar la tensión superficial.

Viscosidad

La viscosidad es un factor muy importante en la separación de partículas muy pequeñas, además de ayudar a determinar el número Reynolds.

A un aumento de presión o disminución de temperatura la viscosidad del gas aumenta.

El aceite crudo, tal como se obtiene de pozo en plata - forma siempre está mezclado con gas y frecuentemente con agua y sólidos en suspensión (arena, material, cálcareo, material - del fluido de perforación, etc.).

Este aceite antes de enviarlo a la refinería para su beneficio, deberá quedar libre de dichos elementos; dentro de un porcentaje que variará dentro de normas prefijadas por las Refinerías Nacionales (PEMEX).

Los aceites crudos generalmente están compuestas de: -- Gases a presión y temperatura ordinaria (metano, etano, propano) y Gasolina Ordinaria (butano, iso butano, pentano, iso pentano, éxano, iso hexano, eptano, iso eptano, octano, nonano, decano).

A 70 kg/cm² y 20°C aproximadamente los hidrocarburos antes enunciados, son líquidos a excepción del Metano y el Etano. El volúmen de gas que acompaña al aceite desde el vacimiento - hasta la superficie, varía ampliamente en diferentes lugares y periodos de la vida de un pozo.

Este gas puede encontrarse libre, disuelto u ocluido en el aceite, ocasionando serios problemas en los sistemas de recolección, conducción, compresión y almacenamiento, el desprendimiento de éste, a medida que sube por la tubería de producción -

ción provocada por la diferencia de presiones entre el yacimiento y el pozo.

Para evitar estos problemas es necesario que al llegar a la superficie, se separe el gas del aceite y sean manejados por separado.

Sin embargo, aún cuando se les maneja por separado. Se ha encontrado que el gas contiene agua, lodos, hidrocarburos y gases derivados del azufre por lo que se le hace una mejor separación en equinos secundarios.

La separación de la mezcla agua-hidrocarburos en el gas se puede llevar a cabo en dos o más etapas; dependiendo el número de etapas, del porcentaje de humedad con que se requiera el gas, así como de la presión de trabajo de las plantas de gasolina, pero sobre todo de las características de la mezcla de hidrocarburos tales como la densidad y, particularmente la presión. La separación por etapas, es un proceso en el cual la mezcla de hidrocarburos se separa en sus fases líquida y gaseosa por medio de una o varias separaciones a consecutivamente baja presión, en una serie de separadores.

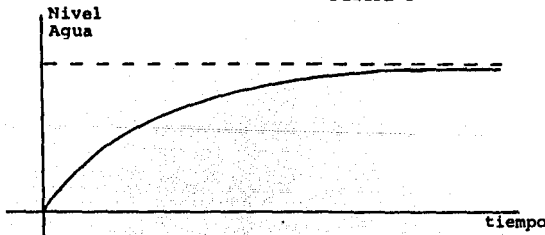
2. SEPARADORES TRIFASICOS AGUA-HIDROCARBUROS-GAS

Un separador trifásico como su nombre lo indica se en -

carga de separar una mezcla de fases, en este caso de tres fa -
ses, 2 líquidos inmiscibles agua e hidrocarburos un gas (mez -
cla de H_2S y CO_2), y trazas de sólidos.

Al tratar una mezcla de este tipo y dejarla reposar, és -
ta tiende a separarse. El principio que sigue es por diferen -
cia de las densidades de las fases. El agua libre de aceite se
asienta en el fondo del recipiente, conforma va transcurriendo
el tiempo esta capa va aumentando en volúmen y en altura hasta
un límite. Generalmente este límite se alcanza en un periodo -
de 3 a 20 minutos, llegándose a estacionarse el nivel del agua
en la interfase agua-aceite. Al agua separada por gravedad se
le considera libre de hidrocarburos, (figura 1). Un equipo tri -
fásico se encarga de separar primero, el agua libre de hidro -
carburos y posteriormente con la adición de agentes químicos -
de romper la interfase.

Figura 1



El efecto que puede acarrear la presencia del agua en los equipos es el peligro que existe de una sobrepresión en éstos, así como la acción corrosiva. La presencia del agua redundando en perjuicio del rendimiento y consecuentemente aumenta el costo de operación. Por estas razones se deben de eliminar el agua libre como emulsionada. Esta última se puede definir como un sistema de dos líquidos inmiscibles uno dispersado en forma de gotas en el otro.

Una emulsión puede tener una estabilidad transitoria o mas o menos pronunciada. Dos líquidos miscibles entre sí tienen una tensión interfacial igual a cero y no presentan una interfase de separación. En cambio, dos líquidos inmiscibles, tienen una tensión interfacial positiva. El uso de agentes emulsionantes para provocar el tipo de emulsión aceite-agua se hace extensivo a romper emulsiones de hidrocarburos que contienen glóbulos de agua en condición estable. El oleato de sodio es la base de diversos compuestos patentados por ejemplo "Treat-o-Lite". Básicamente están compuestos de: oleato de sodio, resinato de sodio, silicato de sodio, fenol, parafinas y agua.

Entre otros agentes químicos están los antiespumantes e inhibidores de corrosión por ejemplo mezclas de ácidos grasos y glicoles y mezclas de aminas y alcoholes respectivamente. Ambos con diferentes patentes por Nalco Chemical Company.

La separación y eliminación de hidrocarburos y gases -- ácidos en una corriente de agua de una unidad de producción -- por disponibilidad de espacio no tiene las exigencias de superficie que tiene una plataforma marina. Por eso, el tratamiento usado para ellos, en plataforma es diferente. En unidades de producción en tierra se usan recipientes o tanques API generalmente de gran tamaño en donde la mezcla agua-hidrocarburos-gas reposa un tiempo largo hasta la separación de las fases.

Ahora los requerimientos son diferentes y la necesidad de una separación mas rápida y en áreas reducidas es latente, hay métodos de separación mas eficientes. Es primordial evitar la contaminación de nuestras aguas.

La separación de aceite y agua del gas se lleva a cabo en los separadores, que son dispositivos mecánicos, básicos -- del equipo de producción, usados hoy en día.

3. OBJETIVOS DE UN SEPARADOR

1. Separar el aceite del flujo de gas.
2. Desgasificación del agua.
3. Extracción de la humedad del gas.
4. Eliminación del agua y sólidos en suspensión.
5. Control automático.

El diseño del separador debe ser tal, que permita liberarse la mayor cantidad del gas ocluido en el aceite y el agua a la presión y temperatura del separador.

4. TIPOS DE SEPARADORES

Los separadores difieren en detalles entre los manufacturados por los diversos fabricantes, pero todos pueden dividirse en:

1. Cilindro Vertical
2. Cilindro Horizontal
 - A) Cilindro Horizontal de Simple Barril
 - b) Cilindro Horizontal de Doble Barril
3. Esférico

5. PARTES PRINCIPALES DE UN SEPARADOR

Sección de Separación Primaria

Esta sección es usada para coleccionar la porción principal del líquido a la entrada de la corriente de hidrocarburos.

Contiene la placa desviadora la cual usualmente es tangencial al orificio de entrada y que proporciona la fuerza centrífuga o un cambio abrupto de dirección para reunir la mayor cantidad del líquido que entra con la corriente de gas.

Sección Secundaria o de Asentamiento por Gravedad

Esta sección normalmente es diseñada para utilizar la fuerza de gravedad y consiste, en una porción del recipiente a través del cual el gas se mueve a relativamente a baja velocidad con un mínimo de turbulencia.

En algunos diseños se usan aspas para reducir la turbulencia, actuando éstas como colectoras de gotitas.

Sección de Extracción de Neblina

Esta sección utiliza un extractor de neblina, el cual puede ser de varios diseños (de paleta o el de malla de alambre tejida). Muchos de los más recientes diseños utilizan la malla de alambre tejida. El extractor de neblina, separa las pequeñas gotas (menores de 10 micras) de la corriente del gas, antes de que éste salga del separador.

Sección de Acumulación del líquido

En esta sección se deposita todo el líquido separado -- del gas en las tres secciones vistas anteriormente.

Está provista de un control de nivel de líquido. Dependiendo de la forma y de las exigencias del separador, ésta sección

ción deberá tener volúmen mayor al ocupado normalmente por el líquido colectado con el fin de absorber oleajes.

6. INFLUENCIA DE LA FORMA DEL SEPARADOR

Las cuatro secciones de un separador, están colocadas - diferentemente, dependiendo del tipo de separador, por ejemplo, en un separador vertical la sección primaria está localizada, en la parte media del recipiente; mientras que en un separador horizontal, está localizada en el extremo del cilindro, a la - entrada de la corriente de hidrocarburos y en un esférico, se localiza en la parte media o en la parte superior del recipiente.

El separador vertical, comúnmente tiene la sección se - cundaria, en la parte inferior de la primaria. El separador ho rizontal de simple barril, diseñado para una capacidad mínima de la mitad de la cámara, mientras que la otra mitad contiene líquido, actuando aquella como sección de gravedad.

La sección de extracción de neblina, normalmente está - en el extremo superior de los separadores verticales y esféri - cos. Mientras que con los de tipo horizontal, el extractor de neblina, se encuentra en el lado opuesto a la entrada de hidro carburos.

La sección de acumulación se localiza en la parte inferior de los separadores verticales y esféricos.

En el separador horizontal de simple barril, la sección de colección, se localiza en una tercera parte del cilindro. - En el separador horizontal de doble barril, la sección, se utiliza la mitad del cilindro inferior para la sección de acumulación.

Indiferentemente de la forma, el mejor separador, es -- aquel que asocia el diseño a las cuatro secciones exigidas por un separador, dentro del recipiente y de la manera menos complicada. Simplicidad del diseño interior, accesorios internos y desviadores usados (dentro de los límites de capacidad requeridos) resultando de ello un separador fácil de operar y mantener.

7. DISTINTOS SEPARADORES TRIFASICOS USADOS EN LA INDUSTRIA

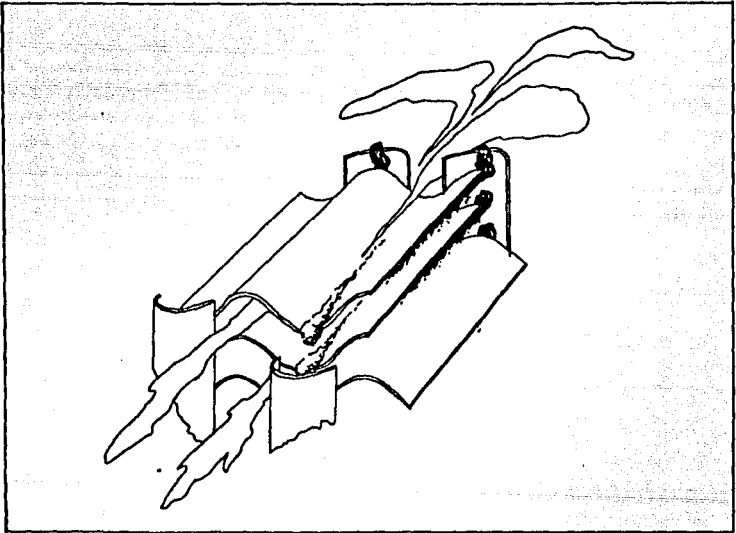
Separadores de Placas Corrugadas

La función de este separador es separar de la corriente de agua el aceite, trazas de sólidos filtrados al separador y los gases que lleva ésta, por medio de paquetes de placas corrugadas que ayudan para que la separación sea más eficiente y se realice en el menor tiempo posible, contando con un reduci-

do espacio para el equipo y cumpliendo con las especificaciones de salida del efluente.

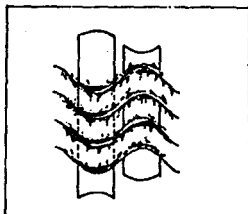
Estos paquetes de placas que lleva el recipiente como internos, dan estabilidad a la mezcla, efectuando la separación de las fases en un tiempo mas corto. Por los extremos de las placas corrugadas hay unos canales que conducen al aceite como a los sólidos en suspensión hacia su eliminación (Ver figura 2 página 32). Los hidrocarburos se dirigen hacia las crestas de las placas, mientras que las gotas aisladas de hidrocarburos van adquiriendo mayor tamaño y se van apilando en su recorrido por la placa hasta congregarse con la fase menos densa. El recorrido de las gotas de hidrocarburo es por la parte inferior de las placas favoreciendose el acarreo de las gotas mayores con las menores y su velocidad por efectos de tensión superficial. Los sólidos en suspensión, al contrario del aceite, son separados y eliminados por la parte posterior de las placas y son conducidos a través de un canal al recolector de sólidos en la parte inferior del recipiente. La figura 3 (página 33), muestra la parte inferior del paquete de placas corrugadas durante la operación de separación. Mientras la eliminación se está efectuando en los extremos de las placas, la emulsión está siendo empobrecida en el trayecto a través de la placa, manteniendose un espacio laminar entre estas constantes. -

Figura número dos



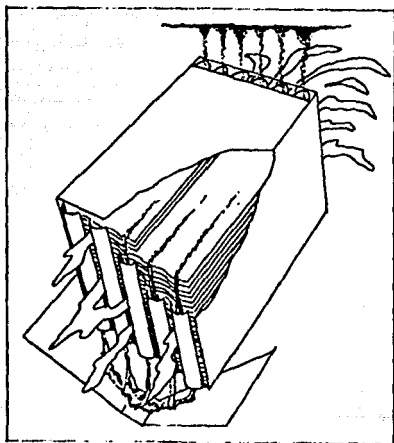
Placa Corrugada

Figura número 4



Separación
sólido - aceite

Figura número 3



Paquete de placas corrugadas

La figura 4 (página 33), muestra la separación de los sólidos así como la de los hidrocarburos de una manera mas clara.

Las placas corrugadas dentro del recipiente llevan una pendiente o ángulo de inclinación de 45° respecto a la horizontal, ayudando de esta manera a la separación por gravedades específicas. Las placas están separadas una de otra por una distancia de $3/4$ de pulgada. El diseño permite desalojar el 100% de partículas suspendidas (gotas de aceite y/o sólidos que se encuentren a una distancia de $1/2$ de pulgada de la placa a un tiempo de residencia de 5 o 10 minutos para una temperatura de operación de 100°F o mayor.

Las dimensiones de un cajón o paquete de placas corrugadas son de 1.52m. de largo, 1.00m. de ancho, 0.91 - 1.38m. de altura. Estas dimensiones son las estándar que incluyen desde la menor capacidad para tratamientos de aguas, hasta capacidades del orden de 100 000 barriles diarios, para casos de 15 a 18 paquetes de placas.

Para el diseño del recipiente debe considerarse el tamaño de gota del aceite que es necesario eliminar, la completa eliminación de ésta, la diferencia de densidades del agua y la

del aceite, la temperatura de operación del tanque. La velocidad de sedimentación y la velocidad de recorrido hacia la superficie en general están determinados con base a la ley de Stokes.

El diseño de los separadores de placas corrugadas contempla las diferentes necesidades así como las diferentes condiciones de trabajo. Para el tratamiento primario de agua aceitosa el equipo puede consistir desde el uso de una cuarta parte de un paquete de placas corrugadas de 50 placas cada uno, hasta 12 o más paquetes de placas. Cuando el doble del número de los paquetes no excede de 12, el recipiente se diseña con una división. Los dos sistemas unidos pero independientes le permiten operar a la unidad con mayor eficiencia, ocurriendo que mientras un sistema opera, al otro se le da mantenimiento haciendo que el costo de mantenimiento por placa sea menor así como el costo de tubería usada.

El material de los paquetes de placas corrugadas pueden ser de fibra de vidrio recubierto con acero inoxidable, aleación, aluminio, etc. El recipiente puede ser de resinas de poliéster reforzado con fibra de vidrio o de acero al carbono con recubrimiento interno de acero inoxidable. La presión de operación dependerá de cada caso, ya sea que el recipiente sea atmosférico o a presión.

El separador de placas corrugadas se ha usado en plata -

formas de producción de crudo con buenos resultados, en plantas de tratamiento de agua, en refinerías donde se requiere tratar agua e hidrocarburos extraídos de pozos de producción. También tiene aplicaciones en Plantas Petroquímicas para las cuales el equipo está diseñado para eliminar completamente los sólidos e hidrocarburos en tratamientos secundarios del efluente, en Puertos en donde llegan buques tanques, en Industrias Alimenticias y en Plantas Industriales. La figura 5 (página 37) muestra un Separador de Placas Corrugadas usado en una plataforma marina en la Sonda de Campeche.

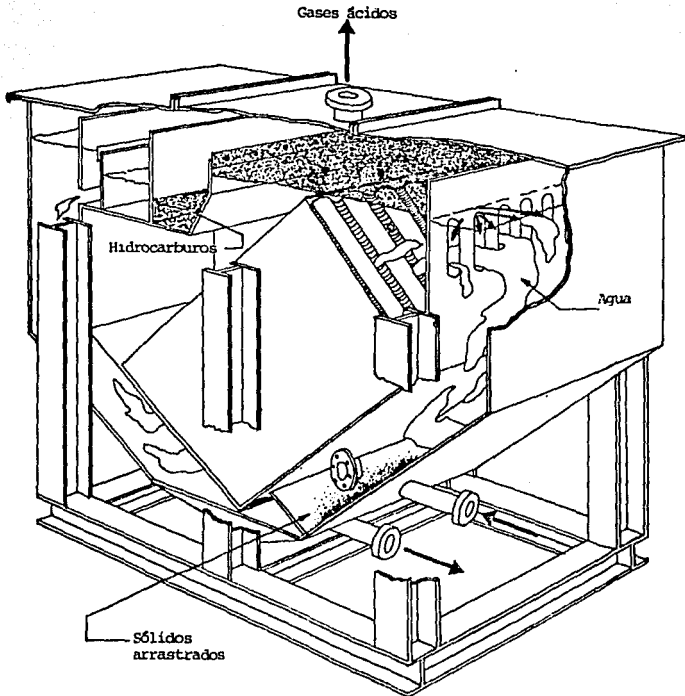
Ventajas:

- * No tiene partes móviles.
- * Es compacto, ahorro de espacio.
- * Bajos costos de mantenimiento.
- * Bajos costos de operación. No requiere de fuente de energía en su funcionamiento.
- * Opera a grandes capacidades sin que se modifique la calidad del efluente.
- * Bajo costo de inversión.

Parámetros importantes para el Diseño:

- * Contenido de aceite y/o agua.
- * Temperatura de Operación.

Figura Número 5



Corte perspectivo del Separador de Placas corrugadas. El diseño permite sustituir a recipientes API

- * Cantidad de sólidos suspendidos.
- * Diferencia entre la densidad del agua y la de los hidrocarburos.
- * Porcentaje de hidrocarburo disuelto.
- * Presencia de un aceite emulsificado y/o en solución aglomerado.

El separador solo separa disoluciones de hidrocarburos conglomerados, sólidos y parte de gases de la corriente acuosa. Para el caso de emulsiones de aceite es necesario un tratamiento secundario adicional en donde se usen Celdas de Flotación, mediante inyección de aire disuelto o aire inducido a la celda, mas la posterior adición de agentes químicos (surfactantes) para una mejor separación.

Cuando se requiere tratar con eficiente separación tamaños de gota de hidrocarburo de hasta 10 micrones de diámetro y menores tamaños de gota, la solución de aceite en el agua se considera una emulsión y requiere de un tratamiento secundario con el uso de algún desemmulsificante que forma una suspensión de aceite libre de agua.

El efecto de la temperatura promedio de operación es vital para el diseño del equipo, en torno a ésta variable se determinan las gravedades específicas del agua y del aceite y en

si de su eficiencia. Con un aumento de la temperatura y la con-
secuente disminución de la gravedad específica (aceite) una bue-
na separación es esperada. Si la temperatura decae, la eficien-
cia bajara considerablemente por el mismo efecto. No hay nomo-
gramas ni gráficas que relacionen el tamaño de gota con la con-
centración (ppm), tomándose un tamaño de gota específico para -
cada tratamiento. El tanque separador tiene una eficiencia del
100% para separar gotas de hidrocarburo de hasta 35 micrones de
diámetro para un flujo volumétrico máximo de 180 GPM para trata-
miento primario, si posteriormente se le da un tratamiento se-
cundario, se pueden llegar a separar gotas de menor diámetro --
conservando integra la eficiencia del recipiente. Todo de-
penderá de las condiciones de temperatura y presión de la mez-
cla así como de las necesidades de limpieza del efluente.

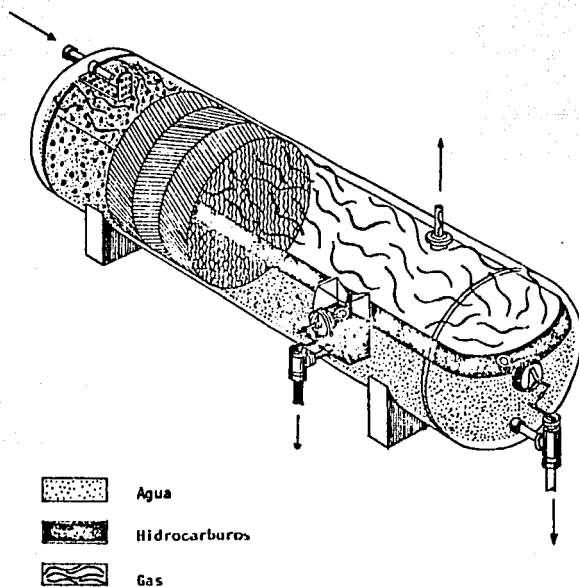
El agua de producción es mas difícil de tratar que aguas
de servicios por la tendencia a formar emulsiones, las bombas -
centrifugas y agitadores contribuyen a aumentar esta tendencia.

• Separador de Placas Corrugadas, Coalescedor

El separador de placas corrugadas o coalescedor, es un
recipiente trifásico que usa el mismo principio que el recipien-
te anterior, solo el diseño es cilindrico y su posición instala-
do es horizontal, (Ver figura 6 página 40). Lleva tres juegos -

COALESCEDOR DE PLACAS CORRUGADAS
PERFORMAX

Figura número 6



de placas corrugadas colocadas en posición alternante, uno respecto al siguiente. Esta colocación permite una separación hidrocarburo-sólido-agua en longitud del tanque mas corta, reduciéndose el tamaño del equipo, ver figura 7 (Página 42).

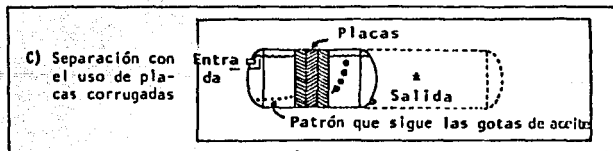
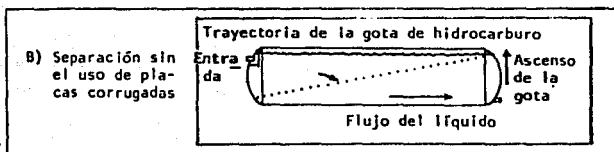
El diseño minimiza el contacto entre los sólidos y el hidrocarburo evitando disgregarse en gotas la solución aceitosa, eliminando éstos por el fondo. El tiempo de residencia del hidrocarburo en el agua es menor en base a que el recorrido del aceite separado se efectúa mas rapidamente, aproximadamente en un 50% de la distancia normal del equipo.

La eficiencia del recipiente es mayor conforme al aumento de la densidad API del hidrocarburo, al aumento del tamaño de gota de aceite en el separador y al aumento de la temperatura de operación.

Ventajas:

- * El flujo máximo para que el separador opere con una eficiencia de 90% o mayor es de $25 \text{ ft}^3/\text{min}$. Para tamaños de gotas de 50 micrones o mayores, la eficiencia del separador es del 98%.
- * La temperatura de operación puede ser hasta de 400°F y aún mayores.
- * La calidad del efluente líquido contiene de 10 a 20 ppm de aceite.

Figura Número 7



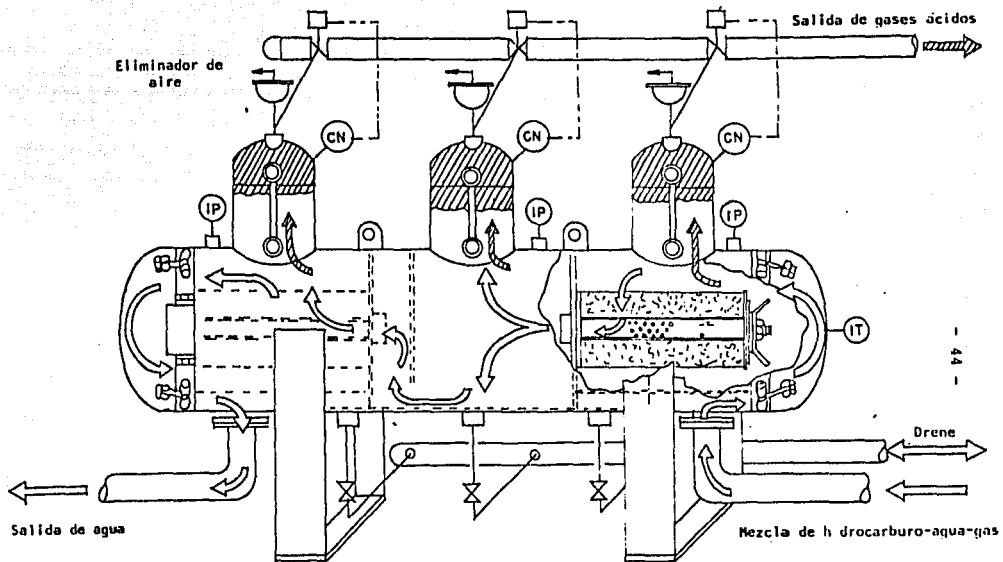
* Ahorro de espacio PERFORMAX

- * La calidad de los gases de salida están libres de hi -
drocarburos.
- * Costo mínimo por concepto de Desemulsificantes, de --
25 - 50%.
- * Estable y eficiente a diferentes condiciones de opera-
ción.
- * Requiere de reducido espacio para su instalación.
- * Bajos costos de operación. No requiere de alguna fuen-
te de energía.
- * No necesita de bombeo.
- * De simple instalación en tierra y plataforma.
- * De gran confiabilidad, no tiene partes móviles y su di
seño es cilíndrico que es mas eficiente y menos riesgo
so de fugas, recomendado por ASME.
- * Por los volúmenes que maneja tiene especial aplicación
en refineries, en plataformas y en especial en la se -
gunda por el reducido espacio que ocupa.

Separador Trifásico de Camello

Este separador trifásico de camello debe su nombre a su geometría (Ver la figura número 8 página 44). Se recomienda para mezclas de hidrocarburos, gas, agua y sólidos.

Figura número 8



SEPARADOR DE TRES FASES TIPO CAMELLO

Ventajas:

- * No presenta partes móviles.
- * Consumo de energía escaso. La unidad tiene una caída - de presión de 2 psig. al arranque.
- * De operación continua y no de batch.
- * Sistema a presión, puede operar hasta 300 psig.

Procedimiento:

De las tablas	por fabricante
Capacidad de líquido;	175 gpm.
Modelo;	30-160
Peso aproximado (Vacío);	3300 lb.
Boquillas (ent. y sol.);	0.33 ft.
Diámetro;	2.5 ft.
Longitud;	11.75 ft.

Este tipo de separadores se han instalado en plataformas, en el Golfo de México (Sonda de Campeche), sus resultados en la eficiencia para la separación no son buenos. Han tenido problemas en su operación.

Separadores Agua-Hidrocarburo-Gas Verticales

En la separación de tres fases como en la de dos fases, es mejor equipo y mas favorable para la separación desde el punto de vista de proceso los separadores en posición horizontal - que los verticales. El área de contacto de las fases en los separadores verticales es mas reducida. La figura 9 (página 47), un separador vertical Trifásico.

Cuando el flujo del liq-gas entra al recipiente, choca - con una mampara que separa la mayor parte del gas en el líquido. El líquido fluye por una bajante hacia la parte inferior del recipiente, el agua coalesce y el hidrocarburo es separado por -- una mampara regulando su salida por medio de una válvula. A la salida de la bajante las gotas de aceite fluyen a contracorriente con el agua.

El tipo de medidor de nivel puede ser por control de nivel de la interfase con un depósito adicional para el hidrocarburo, o un medidor de nivel con pierna de agua, este puede o no llevar un depósito para el aceite. Ver figura 13 (página 54).

Ventajas

* Maneja grandes cantidades de arena y lodo sin peligro de obstruirse, debido a que el recipiente tiene un - buen drenaje inferior.

SEPARADOR VERTICAL DE TRES FASES

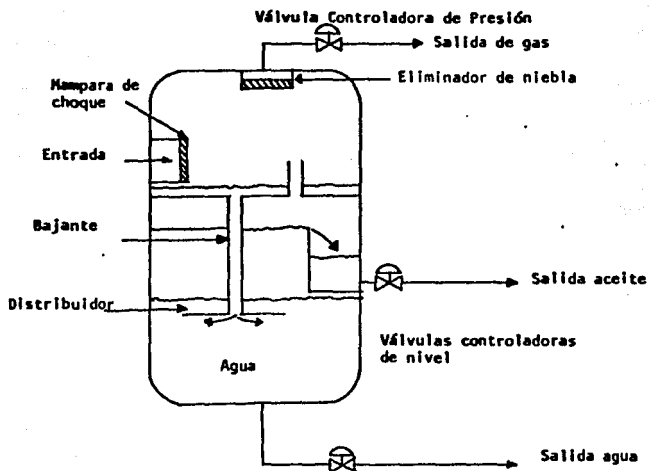


Figura número 9

- * Puede manejar grandes cantidades de gas por unidad de líquido
- * Posee un vertedero de alojo para el hidrocarburo.
- * Este tipo de Separador se aconseja usarlo en aquellos campos que producen por bombeo neumático o en campos - donde los pozos "cabecean" o fluyen intermitentemente.

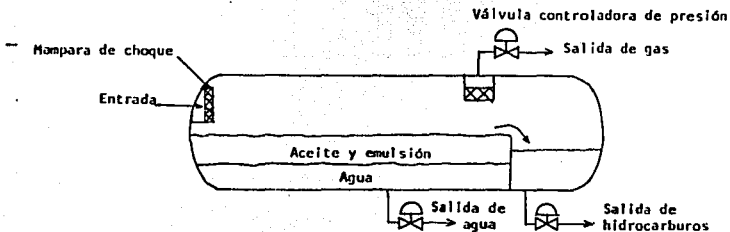
Desventajas

- * Para una gran capacidad de gas se requiere que el sepa rador tenga un diámetro grande, resultando de ello un costo inicial alto.
- * Dificulta su conexión con las tuberías de entrada y -- descarga; así como su transporte al lugar de instala - ción.

Separador Trifásico Convencional

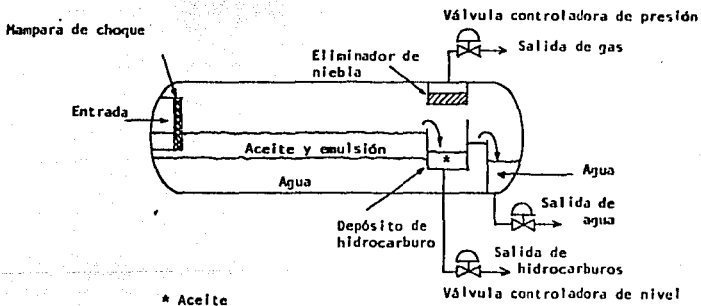
Estos tanques tienen dos funciones; entregar una corriente de gas libre de líquidos y separar por gravedad dos líquidos inmiscibles. Debido a que los tiempos de residencia deben de -- ser tales que permitan la disociación de la emulsión, estos re cipientes se especifican horizontales. Figuras 10 y 11 (ver pági - na 49).

Figura número 10



Separador horizontal convencional de tres fases. Control de nivel de interfase controla el nivel del agua y la cámara o vertedero controla el nivel del hidrocarburo

Figura número 11



* Aceite

Separador horizontal trifásico. El control de nivel con cámara sustituye el control de nivel convencional usando un flotador que opera las válvulas de salida del agua y la del hidrocarburo

Ventajas

- * Son mas económicos para procesar grandes volúmenes de gas, así como permiten una mayor disociación de las -- fases líquidas en un tiempo corto. Redundando esto en un costo inicial menor que los de tipo vertical.
- * Gran facilidad para hacerle sus conexiones, así como - su menor dificultad para instalarse.
- * El gas y los líquidos remanentes se pueden mantener a una temperatura determinada, de tal manera que evite - el enfriamiento y con esto el depósito de la parafina.
- * Es fácil de aislarlo de los cambios de temperatura del medio ambiente.
- * En el Separador de doble barril hay suficiente espacio para la turbulencia y el oleaje del líquido, no se tiene dificultad en el proceso cuando hay variación en el volumen.

Desventajas

- * Para capacidad de sedimentos cuando se manejan corrientes que contienen arena y lodo, los cuáles obstruyen - el flujo de gas y líquido y dificultan su limpieza.
- * Tiempo de Separación para la interfase mayor. General-mente se especifica para fluidos, líquido y gas.

Separadores Esféricos

Ventajas

- * Este Separador es uno de los mas compactos.
- * Es excelente para pruebas de pozos, por la facilidad - de su transporte, siendo uno de los tipos mas económi- cos para manejar hidrocarburos a altas presiones.
- * Su costo inicial es menor que el vertical y aún que el horizontal.

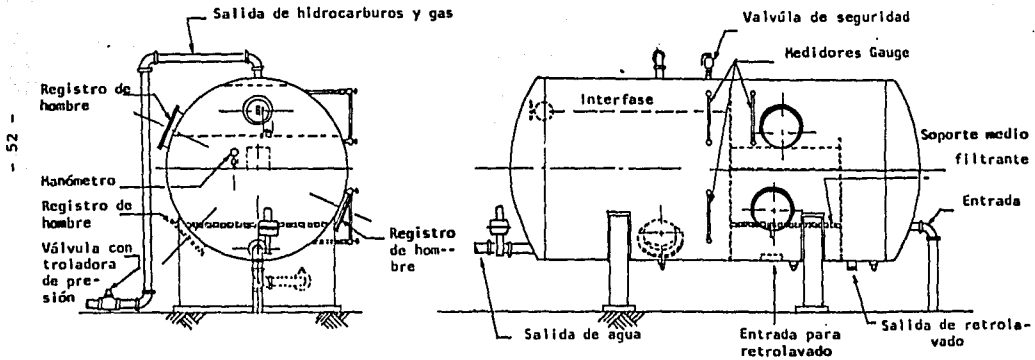
Desventajas

- * Su separación no es eficiente.

Separadores con Material Filtrante

Hay otros separadores de proceso semejantes en diseño y geometría a los últimos pero que usan material filtrante de an- tracita como internos. Estos equipos tienen la desventaja de -- los retrolavados continuos cuando aumenta la diferen- cia de pre- sión dentro del tanque. Figura 12 (Página 52).

Figura número 12



SEPARADOR AGUA - HIDROCARBUROS USANDO ANTRACITA COMO MEDIO FILTRANTE

Medición

La medición exacta de hidrocarburos líquidos es una de las más importantes operaciones de campos productivos.

Hasta hace algunos años el volumen de petróleo se determinaba principalmente llenando y midiendo depósitos o vaciando dos o más tanques de campo. Los esfuerzos de los fabricantes -- por superar la eficiencia funcional y la economía de equipo, -- han desarrollado nuevos tipos de recipientes de presión para medición, y medidores de desplazamiento tipo de paletas, más exactos que los de medición manual.

En lo que toca su medición, los hidrocarburos líquidos -- se pueden dividir en no espumosos y espumosos. Los no espumosos se consideran esencialmente libres de gases disueltos y por -- tanto son líquidos próximos al estado de equilibrio, bajo las -- condiciones de presión y temperatura prevalecientes en el dispositivo de medición.

Son aceites espumosos, aquellos que contienen gases naturales dispersos en forma de burbujas como resultado de características físicas y químicas del crudo y del modo de manejarlos después de que salen de los pozos.

CONTROL DE NIVELES PARA LIQUIDOS EN SEPARADORES

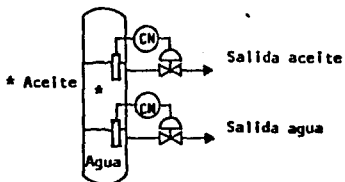


Figura 13a Medidor tipo de Area Total

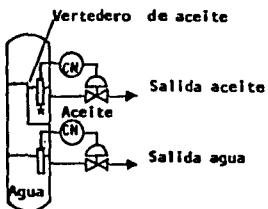


Figura 13b -Medidor tino de Area Reducida

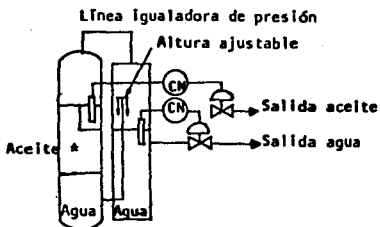


Figura 13c Medidor de Volúmen Continuo

CAPITULO IV
ESTIMADO TECNICO-ECONOMICO
Y SELECCION DEL PROCESO

1. Costos de Equipo de Proceso

	Alternativa A	Alternativa B	Alternativa C
Separador	\$35,400,000	\$28,993,800	\$21,300,000
(2) Bomba Centrífuga	\$2,855,000	\$2,855,000	\$2,855,000
Filtro Mecánico	\$5,882,800	\$5,348,000	\$6,494,000
Torre de Absorción	\$38,658,400	\$56,000,000	\$25,928,000
(3) Enfriador	-----	\$64,450,800	\$64,449,000
TOTAL	\$82,796,000	\$157,647,000	\$121,026,000

Los internos de los separadores, filtros y la parte de rectificación de la torre de material de acero inoxidable, material del cuerpo del equipo de acero al carbón. El material de la bon-ba de agua (motor y cople) de fierro fundido.²

Costos de equipo a precios de febrero de 1988 (ref. bib. #11).

2. Estimado de la Inversión Fija

Estimado de Estudio³:

Esta técnica, se emplea cuando se conoce el costo de - -

2. Catálogos por fabricante, marca Zentinel

3. Departamento de Costos I.M.P.

Current Costs of Process Equipment (Chemical Engineering, Abril 5, 1982) Pág.80

equipo de proceso, y la inversión fija se estima utilizando el -- factor de Lang, el cuál toma en cuenta la tuberfa e instrumen tación del proceso, así como el estado físico de los materiales.

Para procesos que manejan líquidos es de 4.8

Alternativa	Inversión Fija
1	\$397,420,800
2	\$756,705,600
3	\$580,924,800

3. Costos de Operación

Alternativa	Mano Obra Operación	Mantenimiento y Reparación	Seguros	Impuestos	Total	Ahorro
1	6	11.9	3.9	15.8	37.6	31.2
2	8.4	22.7	7.5	30.2	68.8	0
3	8.4	17.4	5.8	23.2	54.8	14

Costo de mantenimiento = 3% de la Inversión Fija

Costo de Seguros = 1% de la Inversión Fija

Costos de Impuestos = 4% de la Inversión Fija

Cifras en millones de pesos

Agentes Químicos: Inhibidor de Corrosión, antiespumante y anti-emulsionante.

Costo de agentes químicos: 5.3 pesos/pie³ agua limpia.

Costo de electricidad: 0.119 pesos/pie³ agua limpia.

Costo de gas inerte: 1392 pesos/pie³ agua limpia.

Costo de personal de supervisión: 2.0 pesos/pie³ agua limpia

El costo de mano de obra indirecta (personal de supervisión) se considera tres veces mayor al costo de mano de obra directa (obreros).

4. Análisis Económico

	AÑO	COSTO DE INV.			UTILIDADES			DEPRECIACION			FLUJO DE CAJA		
		1a.	2a.	3a.	1a.	2a.	3a.	1a.	2a.	3a.	1a.	2a.	3a.
1	1988	398	757	581	31.2	0	14	63.6	121.1	92.9	-303.2	-635.9	-474.1
2	1989	---	---	---	49.9	0.6	22.4	63.6	121.1	92.9	113.5	121.7	115.3
3	1990	---	---	---	79.9	1.0	35.8	63.6	121.1	92.9	143.5	122.1	128.7
4	1991	---	---	---	127.8	1.5	57.3	63.6	121.1	92.9	191.4	122.6	150.2
5	1992	---	---	---	204.5	2.5	91.8	63.6	121.1	92.9	268.1	123.6	184.7
6	1993	---	---	---	327.2	3.9	146.8	63.6	121.1	92.9	390.8	125	239.7
7	1994	---	---	---	523.4	6.3	234.9	63.6	121.1	92.9	587	127.4	327.8
8	1995	---	---	---	837.5	10.1	375.8	63.6	121.1	92.9	901.1	131.2	468.7
9	1996	---	---	---	1340.0	16.1	601.3	63.6	121.1	92.9	1403.6	137.2	694.2
10	1997	---	---	---	2144.0	25.8	962.1	63.6	121.1	92.9	<u>2207.6</u>	<u>146.9</u>	<u>1055</u>
											5903.4	644.4	2890.2

59

Flujo de Caja = Utilidades + Depreciación - Incremento de la In-
versión total.

Valor Presente = Inversión Fija + $\sum_{i=1}^{i=10}$ Flujo de Caja Descontado

AÑO	FACTOR DE DESCUENTO	F. CAJA DESCONTADO			VALOR PRESENTE
		1a.	2a.	3a.	
1 1988	0.526	-159.48	-334.48	-249.37	1a. -453.15
2 1989	0.277	31.43	33.71	31.93	2a. -1020.22
3 1990	0.146	20.95	17.82	18.79	3a. -746.14
4 1991	0.077	14.73	9.44	11.56	
5 1992	0.040	10.72	4.94	7.38	
6 1993	0.021	8.20	2.62	5.03	
7 1994	0.011	6.45	1.40	3.60	
8 1995	0.006	5.40	0.78	2.81	
9 1996	0.003	4.21	0.41	2.08	
10 1997	0.001	<u>2.20</u>	<u>0.14</u>	<u>1.05</u>	
		-55.19	-263.22	-165.14	

El estimado técnico-económico para este problema es en par-
ticular diferente al estudio de mercado para la manufactura de un pro-
ducto por lo que se hace una comparación entre las diferentes alternativas.

El objetivo final es preservar la ecología del medio, evi-
tando toda contaminación en cualquiera de sus formas.

Precisamente el valor o costo final que tiene éste fin --

es invaluable, puesto que se traduce en bienestar nuestro y de la ecología marina.

El estudio entre las tres alternativas fijó una de ellas como la más inoperante puesto que traducido a ahorro conduca a ser la de mayor gasto de las tres. En base a ésta las otras dan un ahorro substancial.

De acuerdo con los resultados de Flujo de Caja como Flujo de Caja Descontado, la primera alternativa reconoce ser la que menos pérdidas ofrece. Haciendo notar que utilidades como tal no existen para ninguna de ellas, puesto que no se obtienen ganancias entre el producto final (no se vende) del inicial (no se compra).

Observando del estudio técnico-económico, la recuperación de la inversión no se da en ninguno de los casos, puesto que el Valor Presente es considerablemente bajo.

Dentro de la Inversión Total de cada una de las alternativas, el Capital de Trabajo se desprecia al no tener los egresos de inventarios de producto ni de materia prima.

No son considerados reales los valores finales cuantitativamente puesto que los costos de operación iguales para cada uno de las

alternativas, no se consideran en el Balance. Se recuerda que só lo es una comparación entre las diferentes alternativas.

Consideraciones:

- * Una depreciación anual del equipo del 16%
- * Una tasa de inversión anual del 90%
- * Un incremento anual del ahorro del 60%
- * Cifras del Balance expresados en millones de pesos

Análisis Cualitativo

Alternativa Viabilidad Contaminación Complejidad Idoneidad Facilidad de Op.

1	Si	No	Sencillo	cumple	sencilla
2	Poca	Si	Detallada	cumple	detallado
3	Si	No	Simple	cumple	detallado

Alternativa Especificación Requerida Rendimiento

1	gases ácidos al sist. de desfogue	96%
2	gases ácidos al sist. de desfogue	70%
3	gases ácidos al sist. de desfogue	85%

Equipo	Alternativas		
	1	2	3
Filtro Canasta	X	---	---
Filtro de Cartucho	---	X	---
Filtro de Carbón Activado	---	---	X
Sep. Placas Corrugadas Coalescedor	X	---	---
Sep. Trifásico Convencional	---	X	---
Sep. Trifásico de Camello	---	---	X
Bomba Centrífuga (2)	X	X	X
Torre de Platos	X	X	---
Torre Empacada	---	---	X

6. Tabla Comparativa de Sistemas de Agotamiento de Agua Amarga

CONCEPTO	ALTERNATIVAS			
	Gas Inerte (N ₂ -CO ₂)	Gas Combustible	Gas Inerte (CO ₂)	Vapor de Agua
Medio de Agotamiento				
Fuente de generación - del medio de agotamiento	Gas Combustible	Gas Combustible	Gases de Escape de Tuberías	Agua Tratada
Productos Obtenidos	- Agua de mar - (Contenido de gases ácidos cero)	- Agua de mar - (Con contenido de gases - ácidos 4ppm)	- Agua de mar con- tenido de gases ácidos cero)	- Agua de mar - (Contenido de gases ácidos cero)
Especificación requeri- da				
Contenido máximo de Ga- ses ácidos en el agua Tratada 1 ppm	- Gases ácidos al sistema de desfogue	- Gases ácidos al sistema de desfogue	- Gases ácidos al sistema de desfogue	- Gases ácidos al sistema de desfogue
Requerimiento de Equi- po	- Torre Agotadora - Generador de -- Gas Inerte - Compresor - Enfriador de -- Gas Inerte - Circuito de - - Agua dulce de - enfriamiento - Enfriador con - agua de mar	- Torre Agotado- ra - Bombas	- Torre Agotadora - Sistema de Com- bustión Comple- mentaria - Soplador - Compresor - Enfriador de Ga- ses de Combus- tión - Circuito del -- agua dulce de - enfriamiento	- Torre Agotado- ra - Caldera - Sistema de Tra- tamiento de -- agua para cal- dera - Precalentador de agua - Tanques - Bombas

CONCEPTO	ALTERNATIVAS			
	Gas Inerte (N ₂ -CO ₂)	Gas Combustible	Gas Inerte (O ₂)	Vapor de Agua
Continuación Requerimiento de equipo	<ul style="list-style-type: none"> - Tanques - Bombas 		<ul style="list-style-type: none"> -Enfriador con agua de mar - Tanques - Bombas 	
Ventajas	<ul style="list-style-type: none"> - El agua tratada cumple con la especificación requerida - Bajo costo de operación por consumo de gas combustible; -- \$186 M.N/gal -* agua - El proceso de Generac. del medio es simple y mas seguro 	<ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad de gas combustible - Bajo requerimiento de equipo. 	<ul style="list-style-type: none"> - El agua tratada cumple con la especificación requerida. - Aprovechamiento de los gases de combustión - Menor consumo de gas combustible adicional 	<ul style="list-style-type: none"> - El agua tratada cumple con la especificación requerida
*Precio Comercial para el Servicio Público.				
Desventajas	<ul style="list-style-type: none"> - Alto requerimiento de equipo - Puede presentar problemas el equipo de compresión 	<ul style="list-style-type: none"> - El agua tratada no cumple con la especificación requerida - Alto costo de operación por consumo de gas combustible - Nueve veces mayor al gas inerte 	<ul style="list-style-type: none"> - Alto requerimiento de equipo - Complejos sistemas de recolección de gases de escape - Requiere completar la combustión de los gases de escape 	<ul style="list-style-type: none"> - Alto requerimiento de equipo para el tratamiento de agua y generación de vapor

7. Selección del Proceso

Dadas las alternativas para el tratamiento de agua amarga y aceitosa y conociendo las diferencias entre ellas técnica como económicamente, resulta que la primera alternativa cumple con los objetivos de la planta.

- * El agua tratada cumple con la especificación requerida.
- * El equipo de proceso cubre su función eficientemente - para una buena separación.
- * El tratamiento está dentro de las limitantes de; lugar, espacio y costo.
- * El consumo de una mezcla de bióxido de carbono y nitrógeno como gas acarreador de los gases ácidos generado mediante gas combustible cumple su finalidad de absorber los gases contenidos en el agua dentro las especificaciones requeridas.
- * El análisis técnico-económico, muestra indicadores económicos que evalúan mejor la primera alternativa.

CAPITULO V

DISEÑO DEL PROCESO

1. BASES DE DISEÑO

Planta de Tratamiento de Agua Amarga y Aceitosa

1.0 Generalidades

Los condensados generados en la Planta de Compresión de Gas son enviados a la Planta de Tratamiento de agua, para ser - desechados al mar y evitar contaminar el medio marino.

1.1 Función de la Planta:

La Planta tiene como objetivo eliminar el ácido sulfhídrico, el bióxido de carbono y el aceite contenidos en el agua residual proveniente de los módulos de compresión de la plataforma marina.

1.2 Tipo de Proceso:

El proceso de separación del aceite y parte de los gases -- ácidos del agua consiste en una separación mecánica trifásica de alta eficiencia, basada en los principios generales - de separación mencionados en el capítulo 3.1 empleando como equipo de separación el coalescedor de placas corrugadas -- Performax por reunir las mayores ventajas. El proceso de en-dulzamiento del agua amarga se efectúa por medio de la ab-sorción de los gases ácidos con gas inerte.

2.0 Capacidad y flexibilidad

2.1 Factor de Servicio:

La planta está diseñada para operar los 340 días del año.

2.2 Capacidad

2.2.1 Diseño:

Esta capacidad es la correspondiente a la máxima capacidad de la planta, cuando se opera con un flujo de agua amarga proveniente de los tres módulos de compresión que están en operación en la plataforma KU-A 22. Esta capacidad es igual a 86932 lb/hr (39432 Kg/hr o 5972.7 BPD a 60°F) de agua amarga.

2.2.2 Normal

Esta se considera cuando la planta opera con el flujo de agua amarga enviada de dos módulos de compresión en operación y es igual a 57880 lb/hr (26254 Kg/hr o 3975.7 BPD a 60°F).

2.2.3 Mínima

Se tiene cuando la planta opera con el flujo de agua amarga proveniente de un módulo de compresión, operan

do a 78% de su capacidad. Y esta capacidad es de 22573 lb/hr (10239 kg/hr o 1550.5 BPD a 60°F).

2.3 Flexibilidad

2.3.1

La planta deberá operar normalmente a falta del fil - tro de agua amarga aceitosa por procedimiento de lim- pieza, alimentando directamente al separador gas-acei te-agua.

2.3.2

La planta operará normalmente a falta de suministro - de gas inerte con gas combustible.

2.3.3

* No se prevén aumentos de capacidad por futuras am -- pliaciones.

3.0 Especificaciones de las alimentaciones del proceso

3.1 Agua amarga aceitosa

Componente	lb mol/hr	% Mol
Agua	4778.41	99.588
Nitrógeno	-----	-----
Bióxido de Carbono	5.215	0.109
Acido Sulfhídrico	12.9309	0.269
Hidrocarburos	1.6150	0.034
Flujo en BPD a 15.6°C	5972.70	
Kg mol/hr	2178.370	
Vaporización, % peso	0.49300	

3.2 Gas Inerte

Componente	lb mol/hr	% Mol
Nitrógeno	56.100	85.00
Bióxido de Carbono	9.900	15.00
Flujo en BPD a 15.6°C	161.1	
Kg mol/hr	29.96	

4.0 Especificaciones de los productos

4.1 Agua tratada

Componente	lb mol/hr	% Mol
Agua	4771.893	99.989
Nitrógeno	0.070	0.001
Bióxido de Carbono	0.456	0.010
Acido Silfhídrico	0.000	0.000
Hidrocarburos	0.010; 12ppm	0.000
Flujo en BPD a 15.6°C	5893.9	
lb mol/hr	4772.429	

4.2 Gases Acidos

Componente	lb mol/hr	% Mol
Agua	5.306	7.683
Nitrógeno	44.768	64.821
Bióxido de Carbono	9.413	13.629
Acido Sulfhídrico	9.577	13.867
Hidrocarburos	0.000	0.000
Flujo en BPD a 20°C	168.6	
lb mol/hr	52.750	

5.0 Condiciones de las alimentaciones a la planta en límites de Bateria.

Alimentación: Agua Amarga Aceitosa

Origen: Módulos de Compresión de la Plataforma KU-A 22

Estado físico: Líquido-Vapor

Presión (kg/cm² man) Máxima: 1.40

Normal: 1.26

Mínima: 0.50

Temperatura (°C) Máxima: 70.0

Normal: 57.2

Mínima: 49.0

ph = 5

Forma de Recepción: Por tubería

6.0 Condiciones de los productos en límites de batería

Producto: Agua tratada con 12 ppm de aceite

Destino: Al mar

Estado físico: líquido

Presión (Kg/cm² man) Máxima: 3.50

Normal: 0.91

Mínima: atm.

Temperatura (°C) Máxima: 34.0

Normal: 34.0

Mínima: 32.0

ph = 7

Producto: Aceite

Destino: Al sistema de drenaje

Estado físico: Líquido

Presión (Kg/cm² man) Máxima: 1.40
Normal: 0.56
Mínima: atm.

Temperatura (°C) Máxima: 70
Normal: 57
Mínima: 49

Forma de Entrega: Por tubería

Producto: Gases Acidos

Destino: Al Sistema de Desfoque

Estado Físico: Gaseoso

Presión (Kg/cm² man) Máxima: 3.50
Normal: 1.26
Mínima: 0.50

Temperatura (°C) Máxima: 70
Normal: 57
Mínima: 49

7.0 Servicios Auxiliares

7.1 Gas Inerte

Componente	% Mol
Nitrógeno	85.00
Dióxido de Carbono	15.00

Presión (Kg/cm ² man)	Máxima: 3.72
	Normal: 3.72
	Mínima: 3.72
Temperatura (°C)	Máxima: 49
	Normal: 49
	Mínima: 38

Forma de Recepción: Por Tubería de Límites de Batería

7.1 Agua Potable

Fuente de Suministro: Será generada en la plataforma Habitacional.

Condiciones de Suministro: Presión: 1.8 Kg/cm² man.

Temperatura: 29.0 °C (Máx)

Disponibilidad: La requerida

7.2 Agua de Servicios

Fuente de Suministro:

Se empleará agua de mar por lo que se contará con tres bombas verticales con succión directa del mar, dos operando normalmente y una de relevo. Se empleará para la planta de gas inerte, servicios sanitarios, estaciones de servicio y para evitar contaminación térmica del agua tratada a la salida de la torre de absorción.

7.3 Sistema de Tratamiento de Agua Aceitosa

El sistema eliminará el aceite y los gases ácidos disueltos en el agua proveniente de los sistemas de compresión -- antes de enviarla al mar. Se requerirá de algún antiespumante, inhibidor de corrosión y de algún agente inerte para la absorción (mencionados en páginas 25 y 64).

7.4 Gas Combustible

Fuente de Suministro: Será generado dentro de límites de Bateria.

Naturaleza: Gas Natural Dulce

Composición Aproximada:

COMPONENTE	% MOL
Agua	0.225
Bióxido de Carbono	1000 ppm
Acido Sulfhídrico	4 ppm
Nitrógeno	1.545
Metano	73.336
Etano	14.527
Propano	6.724
I-Butano	0.543
N-Butano	0.924
N-Pentano	0.620
Hexano (+)	1.556
TOTAL	100.000

Características:

Peso Molecular: 22.23 Kg/Kgmol

Densidad Relativa: 0.766

Poder Calorífico Bajo: 10299 Kcal/m³ a 1 Kg/cm² man a 20°C

Presión: 83.3 Kg/cm² man.

Temperatura: 52°C

Disponibilidad: 657.0 Mm³ std/día a 1 Kg/cm² man. a 20°C

Nota: El gas combustible generado en la plataforma, será -- usado como agente absorbente en la torre, en caso de que llegara a fallar la planta de gas inerte. Sin pro vocar grandes paros.

7.5 Energía Eléctrica

Se generará en la plataforma de producción. Para la PLanta de Tratamiento de Agua Amarga y Aceitosa, se requerirá para mover las bombas de agua.

7.6 Sistemas de Almacenamiento y manejo de Agentes Químicos

Se deberá proveer el almacenamiento y equipo de bombeo para los agentes químicos que se vayan a emplear, así como un -- área de almacenamiento de tambores que contará con espacio para izaje y recepción de los mismos.

7.7 Drenajes

Se dispondrá de dos cabezales de recolección. Uno para drenajes a presión que recolectará los fluidos que desprendan gases, y otro para drenajes atmosféricos que recolectará las corrientes de equipo que no generen vapores de crudo y los drenajes pluviales.

7.8 Gases Tóxicos

El exceso de gases tóxicos y contaminantes liberados de la Planta de Tratamiento de Agua Amarga y Aceitosa, provenientes del separador trifásico y de la torre de absorción, serán conducidos a un quemador. La razón por la cual no se aprovecha el azufre de los efluentes es la inconveniencia de tener una Planta de Azufre en el mar. Las pérdidas de H_2S son considerables.

2. CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DEL PROCESO

1. Carga a la Planta

La planta de tratamiento de agua amarga se encarga de purificar el agua proveniente del sistema de compresión de gas y los condensados de la planta de endulzamiento de gas para regresarla al mar.

El agua entonces entra a tratarse para eliminarle el -- aceite y los gases disueltos, para posteriormente eliminarla - al mar libre de exceso de contaminantes. Esta Planta de Trata- miento de agua amarga y aceitosa es de fundamental importancia para un mejor desarrollo ecológico. La contaminación marina co mo ambiental es un tema de cuidado, que debe ser atacado yá. - En la planeación de las distintas Plantas que integran una pla taforma, es necesario tratar los residuos tóxicos que afectan al medio. En bien de una mejora ecológica.

La elaboración de un proyecto, está acompañado de diver sas alternativas de Diseño como de Operación, para que si en - un momento dado existiera algún problema éste se resuelva.

2. Capacidad y Flexibilidad

La Capacidad del diseño de la Planta de Tratamiento de

Agua Amarga y Aceitosa es de 5972.7 B.P.D. Este valor corresponde a la cantidad máxima de agua separada en la Planta de -- Compresión de Gas. Amargo.

La unidad tiene una flexibilidad para operar satisfactoriamente a cualquier capacidad que no exceda la de diseño.

3. Criterios de Sobrediseño

Se prevee el aumento de un módulo más de compresión del gas con el aumento de la capacidad de diseño, requiriéndose -- del uso de mas paquetes de placas para el Separador Trifásico.

4. Accionadores

Para las bombas de agua y de mas equipos motrices se -- utilizarán motores eléctricos.

5. Enfriamiento

Para la Planta de tratamiento de agua amarga, se considera que el agua una vez tratada sin gases disueltos ni aceite en suspensión, a la salida de la Torre Absorbadora, ésta debe ser tratada por un equipo de transferencia de calor o similar para así evitar la contaminación térmica y poder tirarla al -- mar tratada. Se decidió que el agua tratada entrara en contac-

to con una corriente de agua de mar enfriándose el agua hasta una temperatura de 35°C. Evitándose en lo más mínimo la contaminación térmica.

6. Endulzamiento de Gas.

En mi caso utilizo una corriente de gas inerte (Nitrógeno y Bióxido de Carbono) como medio absorbente y acarreador de gases ácidos de la corriente de agua amarga proveniente del separador AC-5601.

En caso de que llegara a fallar la Planta de Generación de Gas Inerte, el suministro a la torre absorbedora lo supliría una corriente de gas combustible disponible en la Plataforma.

El uso de otros agentes acarreadores como el N_2 , O_2 , H_2 para la operación de la torre absorbedora son descartados debido a la indisponibilidad de ellos en la Plataforma Marina, y al cuidado requerido para su manejo. Tendrían que ser traídos desde tierra en buques tanques, con precaución para su transporte, o en su defecto, efectuar una reformación del gas natural e ir separando selectivamente los gases, lo que sería muy costoso y de gran inconveniencia para la capacidad requerida.

7. Integración con otras Plantas

El Sistema de la Plataforma de compresión está constituida por algunos de los siguientes subsistemas: S. de Compresión, S. de Endulzamiento, S. de Deshidratación, S. de Tratamiento de - - Agua Amarga y Aceitosa, S. de Generación de Gas Inerte, S. de Distribución de Gas Combustible, S. de Aceite de Calentamiento.

El Sistema de Compresión de la Plataforma recibe alimentación de Gas de alta y baja presión del Sistema de la Plataforma de Producción y envía el Gas Amargo deshidratado al sistema de la Plataforma de Enlace para su integración al gasoducto.

8. Criterios de Diseño de Equipo

* Filtro de canasta:

L/D recomendado: de 2 a 3

Presión de diseño: 10.5 Kg/cm^2

Temperatura de diseño: 60°C

Caida de Presión inicial: 1.0 psi base canasta limpia

Caida de Presión final: 2.0 psi base canasta 50% sucia

Velocidad de Filtración: $< 3 \text{ ft/seg}$

Dimensiones exteriores: f (diámetro de boquilla de --
descarga)

Material del cascarón y la malla: Acero Inoxidable 304

* Separador trifásico:

Capacidad G/L: < 1.0 Es Separador se especifica horizontal.

Presión de Diseño: 10 kg/cm²

Temperatura de Diseño: 400°F y mayor

Angulo de inclinación placas: 45°

Tamaño mínimo de gota de aceite a remover: 10 micrones.

Tiempo de Residencia: 5 min.

Eficiencia de Separación: 99% hidrocarburo

99% Agua

66% Gas

100% Sólidos

* Bomba Centrífuga:

Para fluidos sin sólidos suspendidos

Caida de presión: 30 psi

Tipo: 6LN-18

NPSHd ≥ NPSHr

Material del Cascarón e impulsor: Acero al carbón y fierro.

* Torre de Platos: (ref. bib. #16)

Tipo de Plato: Balastra (Ballast Glitsch) V1 16GA

Tendencia nula a formar espuma (Sistemas Regulares)

§ Máximo de inundación por plato: 0.82

§ Mínimo de inundación por plato: 0.60

Espesor de los platos y de la carcaza de la torre f -
(Presión de operación)

Material, recubrimiento interno (zona de rectifica --
ción) e internos: Acero Inoxidable 304
recubrimiento interno (zona de agotamiento)
y carcaza: Acero al Carbón

Espaciamento entre platos: 12 plg.

Número de pasos: 1

Caída de presión por plato: 0.2 psi

Relación de Areas en Bajantes o Vertederos: (normal) 2

Valor límite del Back-up (% de Espac. entre platos) f
(densidad del gas) = 60%

Presión de Diseño: 5 Kg/cm²

Temperatura de Diseño: 84°C

Relevado de Esfuerzos: sí

Aislamiento: sí

3. DESCRIPCION DEL PROCESO

La función principal de la planta es la de tratar 5972.7 BPD de agua amarga aceitosa con el fin de eliminar el ácido sulfúrico, el bióxido de carbono y el aceite disueltos para posteriormente ser desechada al mar con bajo índice de contaminación.

El agua amarga aceitosa procedente del separador BZ-5209, de los módulos de compresión en la misma plataforma marina se recibe a una presión de 18.001 psig (1.265 Kg/cm² man.) y una temperatura de 135°F (57°C) con un contenido de 2000 ppm de aceite.

La alimentación se envía al filtro de agua amarga AB-5601 donde se retienen los diversos residuos sólidos que el agua ha ya arrastrado.

Del filtro sale el agua amarga a 13 psig (0.914 Kg/cm² man) de presión y 135°F (57°C) de temperatura, ésta se envía al separador de gas-aceite-agua AC-5601 que trabaja en las condiciones mencionadas anteriormente.

Los gases ácidos separados en el AC-5601 son enviados al sistema de desfoque, en tanto que el aceite separado se conduce al sistema de drenaje. La presión del separador gas-aceite-agua es controlada por medio de la válvula acoplada a la línea que conduce los gases ácidos al sistema de desfoque. Además que se tiene interconectada a la salida de los gases una línea para inyección de gas combustible, en el caso que el sistema no pueda mantener su presión de 13 psig.

El nivel del aceite dentro del separador es controlado, así como el nivel de agua. La eliminación del aceite del agua se lleva a cabo hasta el punto de obtener en la salida de agua amarga un contenido de 12 ppm como máximo de aceite, para los propósitos de esta planta.

El agua amarga sin aceite es alimentada a la bomba de agua amarga AD-5601/R donde se eleva la presión de 13 psig (0.914 Kg/cm² man.) hasta 43 psig (3.024 Kg/cm² man.) y una temperatura de 135°F (57°C).

Por medio de la descarga de la bomba, el agua amarga se envía hacia la torre absorbadora de gas ácido AE-5601 controlando su flujo con la válvula de control de nivel de agua en el separador, en la cual pierde 5 psig (0.35 Kg/cm² man.) de tal forma que el agua amarga se alimente a la absorbadora a una presión de 18 psig. (1.266 Kg/cm² man.) y una temperatura de 135°F (57°C).

En la torre absorbadora de gas ácido se alimenta a con -
tracorriente, un flujo de gas inerte (Nitrógeno y Bióxido de --
Carbono) con el objeto de que éste absorba tanto el ácido sul -
fhídrico como el bióxido de carbono disuelto en el agua. El gas
inerte se recibe en límites de batería a la presión de 53 psig.
(3.727 Kg/cm² man.) y temperaturas de 120°F (49°C) pasa por la -
valv. de control y entra a la torre absorbadora a 23 psig (1.617
Kg/cm² man.) y 119°F (48°C). La cantidad alimentada de gas iner
te varía dependiendo de la cantidad de agua amarga alimentada a
la torre. También la alimentación de gas inerte varía dependien
do, de la cantidad de gases ácidos que contenga el agua ácida,
la proporción de estas corrientes a la torre observadora se lo
gra mediante un control de flujo.

La torre absorbadora de gas ácido consta de 5 platos teóri -
cos y 17 reales y opera a 18 psig.(1.266 Kg/cm² man.) y 135°F (57°C)
del balance de materiales y energía. Está diseñada para elimi -
nar totalmente el ácido sulfhídrico y la mayor cantidad de - -
bióxido de carbono del agua.

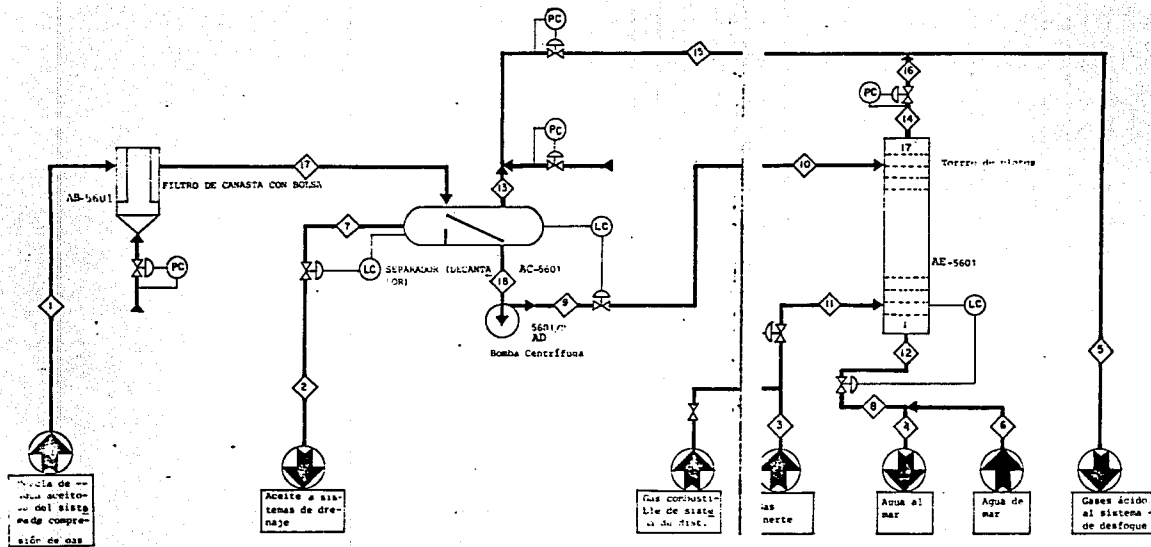
Por el domo de la torre se tiene la salida de gases áci -
dos mas gas inerte, los cuáles van al sistema de desfogue y por
medio de una válvula de control, se mantiene la presión de ope -
ración de la torre absorbadora. Por el fondo de la misma se ob -
tiene la corriente de agua libre de gases ácidos y con un conte
nido máximo de 12 ppm de aceite. Esta sale a una temperatura de

134.06°F (56.70°C) y es enfriada con una corriente de agua de mar que se une a la corriente de salida de la torre hasta una temperatura de 94.66°F (34.81°C), evitando salir caliente y provocar contaminación térmica.

4. LISTA DE EQUIPO

Clave

AE-5601	Torre agotadora de gas ácido
AC-5601	Separador Gas-Aceite-Agua
AB-5601	Filtro de Agua Aceitosa
AD-5601/R	Bomba de Agua Amarga



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
AB-5601	FILTRO DE AGUA ACEITOSA
AC-5601	SEPARADOR GAS-ACEITE-AGUA
AD-5601/R	BOMBA DE AGUA AMARGA
AE-5601	TORRE AGOTADORA DE GAS ACIDO

NOTAS :

- 1- TEMPERATURA EN °C PRESION EN kg/cm² abs.
- 2- NORMALMENTE SIN FLUJO
- 3- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.
- 4- LA INFORMACION MOSTRADA EN EL CUADRO DE BALANCE CORRESPONDE AL CASO DE DISEÑO
- 5- SE UTILIZARA UNICAMENTE A FALLA DEL PAQUETE DE GAS INERTE

INGENIERIA QUIMICA

5. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

FELIPE VILLA MERLO TESIS PROFESIONAL UNAT

6. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

La composición del Bióxido de Carbono como del Acido Sulfhídrico se evalúan en base a su solubilidad en el agua a la -- presión y temperatura de operación en la corriente de alimentación del proceso así como a la salida del separador.⁴

Para la solubilidad del Acido Sulfhídrico, se cumple la Ley de Henry $X = P/H$. Si la presión parcial del gas es igual a la presión total, suponiendo que el agua está en contacto con - un gas puro.

Balance Total del Proceso	$L_1 + G_3 + L_6 = L_2 + L_4 + G_5$
Balance de Agua	$L_1 x_1 + L_6 x_6 = L_{12} x_{12} + G_5 y_5$
Balance de Hidrocarburos	$L_1 x_1 = L_2 x_2 + L_{12} x_{12}$
Balance de Bióxido de Carbono	$L_1 y_1 + G_{11} y_{11} = G_{15} y_{15} + G_{16} y_{16} + L_{12} y_{12}$
Balance de Acido Sul <u>fh</u> ídrico	$L_1 y_1 = G_5 y_5$
Balance de Nitrógeno	$G_{11} y_{11} = L_{12} y_{12} + G_5 y_5$
Balance Total Torre de Absorción	$L_{10} + G_{11} = L_{12} + G_{14}$
Balance de Solute Torre de Absorción	$L_{10} x_{10} + G_{11} y_{11} = L_{12} x_{12} + G_{14} y_{14}$
Balance de Energía	$L_4 dH_4 = L_6 dH_6 + L_8 dH_8$

NOTA: Todos los Balances se efectuaron en un programa de computadora de un Simulador de Procesos con ref. al diag. de flujo.

4. Referencia, Gas Purification, Fig. 6.3 página 228.

Componente	1 Liq-gas		2 Liq	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	4778.410	99.588	0.00	0.00
Nitrógeno	0.000	0.000	0.00	0.00
Bióxido de Carbono	5.215	0.109	0.00	0.00
Acido Sulfhídrico	12.931	0.269	0.00	0.00
Hidrocarburos	1.615 (2000 ppm)	0.034	1.601	100.00
Total (lb-mol/hr)	4798.171	100.000	1.601	100.00
Flujo Total (lb/hr)	86932		172	
BPD a 60°F, T	5972.7		156	
ft ³ a P y T	-----		---	
Presión (psig)	18		8.0	
Temperatura (°F)	135		135.03	

Componente	3 Gas		4 Liq	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	0.00	0.00	11842.198	99.996
Nitrógeno	56.100	85.00	0.056	0.000
Bióxido de Carbono	9.90	15.00	0.453	0.004
Acido Sulfhídrico	0.00	0.00	0.000	0.000
Hidrocarburos	0.00	0.00	0.009	0.000
Total (lb-mol/hr)	66.0	100.00	11842.718	100.00
Flujo Total (lb/hr)	2008		213372	
BPD a 60°F, T	161.1		14623.7	
ft ³ /seg a P y T	1.68		-----	
Presión (psig)	53		0.0	
Temperatura (°F)	120		94.66	

Componente	5 Gas		6 Liq	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	7.620	7.884	7071.410	100.00
Nitrógeno	56.030	57.973	0.00	0.00
Bióxido de Carbono	15.708	16.253	0.00	0.00
Acido Sulfhídrico	17.290	17.890	0.00	0.00
Hidrocarburos	0.000	0.000	0.00	0.00
Total (lb-mol/hr)	96.649	100.00	7071.410	100.00
Flujo Total (lb/hr)	2988		127399	
BPD a 60°F, T	242.2		8731.2	
ft ³ /seg a P y T	6.905		-----	
Presión (psig)	10.0		0.0	
Temperatura (°F)	134.11		68	

Componentes	7 liq		8 liq - gas	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	0.00	0.00	4770.79	99.989
Nitrógeno	0.00	0.00	0.070	0.001
Bióxido de Carbono	0.00	0.00	0.456	0.010
Acido Sulfhídrico	0.00	0.00	0.000	0.000
Hidrocarburos	1.601	100.00	0.010	0.000
Total (lb-mol/hr)	1.601	100.00	4771.326	100.00
Flujo Total (lb/hr)	172		85974	
BPD a 60°F, T	15.6		5892.5	
ft ³ /seg a P y T	----		-----	
Presión (psig)	13.0		13.0	
Temperatura (°F)	135		134.22	

Componentes	9 liq - gas		10 liq - gas	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	4777.199	99.759	4777.19	99.759
Nitrógeno	0.00	0.000	0.000	0.000
Bióxido de Carbono	1.956	0.041	1.596	0.041
Acido Sulfhídrico	9.579	0.20	9.579	0.200
Hidrocarburos	0.009	0.000	0.010	0.000
Total (lb-mol/hr)	4788.743	100.00	4788.743	100.00
Flujo Total (lb/hr)	86480		86480.0	
BPD a 60°F, T	5933.8		5933.8	
ft ³ /seg a P y T	-----		-----	
Presión (psig)	43.0		38.0	
Temperatura (°F)	135.0		135	

Componentes	11 Gas		12 Liq - gas	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	0.00	0.00	4770.79	99.989
Nitrógeno	56.10	85.00	0.070	0.001
Bióxido de Carbono	9.900	15.00	0.456	0.010
Acido Sulfhídrico	0.000	0.00	0.000	0.000
Hidrocarburos	0.000	0.00	0.010	0.000
Total (lb-mol/hr)	66.0	100.0	4771.326	100.00
Flujo Total (lb/hr)	2008.0		85974.0	
BPD a 60°F, T	161.1		5892.5	
ft ³ /seg a P y T	3.015		-----	
Presión (psig)	23		18.80	
Temperatura (°F)	119.03		134.06	

Componentes	13 Gas		14 Gas	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	1.211	9.154	6.409	7.682
Nitrógeno	0.000	0.000	56.030	67.168
Bióxido de Carbono	4.308	32.559	11.400	13.667
Acido Sulfhídrico	7.712	58.284	9.578	11.482
Hidrocarburos	0.000	0.003	0.000	0.000
Total (lb-mol/hr)	13.232	100.00	83.417	100.00
Flujo Total (lb/hr)	474		2514	
BPD a 60°F, T	39.9		202.3	
ft ³ /seg a P y T	0.838		4.505	
Presión (psig)	13.0		18.0	
Temperatura (°F)	135.0		134.64	

Componentes	15 Gas		16 Gas	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	1.211	9.154	6.409	7.682
Nitrógeno	0.00	0.000	56.030	67.168
Bióxido de Carbono	4.308	32.559	11.400	13.667
Acido Sulfhídrico	7.712	58.284	9.578	11.482
Hidrocarburos	0.000	0.003	0.00	0.000
Total (lb-mol/hr)	13.232	100.00	83.417	100.00
Flujo Total (lb/hr)	474		2514	
BPD a 60°F, T	39.9		202.3	
ft ³ /seg a P y T	0.941		5.964	
Presión (psig)	10.0		10.0	
Temperatura (°F)	134.55		134.13	

Componentes	17 Liq - Gas		18 Liq - Gas	
	lb-mol/hr	% Mol	lb-mol/hr	% Mol
Agua	4778.410	99.588	4777.199	99.759
Nitrógeno	0.000	0.000	0.000	0.000
Bióxido de Carbono	5.215	0.109	1.956	0.041
Acido Sulfhídrico	12.931	0.269	9.579	0.200
Hidrocarburos	1.615	0.034	0.009	0.000
Total (lb-mol/hr)	4798.171	100.00	4788.743	100.00
Flujo Total (lb/hr)	86932		86480	
BPD a 60°F, T	5972.7		5933.8	
ft ³ /seg a P y T	-----		-----	
Presión (psig)	13.0		13.0	
Temperatura (°F)	135.0		135.0	

Dimensionamiento de los Equipos

Filtro Vertical Tipo Canasta

* Area requerida de filtración (OA):

v = Velocidad de filtración, 1 ft./seg.

$$OA = \frac{Q}{v} ; 60 \text{ Mesh Ab. ranura}$$
$$v = \frac{\text{Grosor alambre}}$$

* Factor de Area Abierta (OAF)

$$OAF = \frac{\text{Abertura, ranura malla}}{\text{Ab. ranura malla + grosor alambre}}$$

* Area Total de la Canasta (TA) de catálogo:⁵

$$TA = \frac{OA}{OAF}$$

* Dimensiones de la Canasta, sup L/D= 3 recomendado:

$$D_c = \left(\frac{TA}{\pi \cdot (L/D)} \right)^{1/2}$$

$$L_c = (L/D) D_c$$

* Comparando Area total de la Canasta:

$$TA = \pi \cdot D_c \times L_c$$

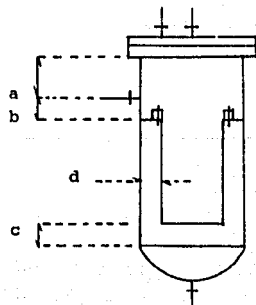
* Dimensiones del cuerpo del filtro, bueno L/D= 2:

a = 1 a 3 veces el diam. de la boq. de descarga, D_b

b = 0.5 a 1.3 veces el diam. de la boq. de descarga

c = de 2 a 4 pulgadas

d = de 4 a 6 pulgadas



⁵ WW1175 Johnson Screens de VOP pags. 19 - 21

* Caída de presión (DP):

A = Ancho de la apertura, pies

a = % OAF

$$NRe = \frac{A \cdot v \cdot \text{Dens}}{a \cdot \mu}$$

* Con NRE, se obtiene el factor de descarga⁶(C) del filtro.

n = Serie de mallas, 1

$$Dh = \frac{n}{c^2} \times \frac{1 - a^2}{a^2} \times \frac{v^2}{2gc}$$

$$DP = Dh \times \text{Densidad}$$

Datos

$$QL = 0.3898 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$v = 1 \text{ ft/s}$$

$$\text{DENS} = 61.637 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{VISC} = 0.443 \text{ cP}$$

$$G. \text{ FILT} = 250 \text{ micrones}$$

$$\text{AB RAN} = 0.01 \text{ plg}$$

$$\text{CAL AL} = 0.06 \text{ plg}$$

$$L/D = 3$$

$$\text{ANCHO AB} = .0067 \text{ plg.}$$

$$\text{No. MALLAS} = 1.0$$

$$\text{FAC. DESC.} = 1.3$$

$$D. \text{ BOQ.} = 2 \text{ plg.}$$

Resultados⁷

$$\text{ARF} = 0.3898 \text{ ft}^2$$

$$\text{MESH} = 60$$

$$\text{FAAb} = 0.1429$$

$$\text{ATC} = 2.7286 \text{ ft}^2$$

$$\text{DC} = 0.538 \text{ ft}$$

$$\text{LC} = 1.6142 \text{ ft}$$

$$\text{DT} = 14.5 \text{ plg}$$

$$\text{LT} = 30 \text{ plg}$$

$$\text{Re} = 802$$

$$\Delta H = 0.44 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0.20 \text{ lb/in}^2$$

6. Gráfica 5.44 Manual Chemistry Engineering Perry, 5-37, Quinta Edición.

7. Nomenclatura página

Bomba de Agua

* Cabeza Neta posita de succión: $NPSH_d = Z_1 + (P_s - P^*) \times \frac{2.31}{Sgr} - \left(\frac{L \cdot v^2 \times f^1}{2gc \times D} \right)$

v = velocidad sup. 9 ft/seg. $A = \frac{Q}{v}$; $D = \sqrt{\frac{A}{0.7854}}$

$NRe = \frac{v \cdot d \cdot dens}{u}$

* Potencia de freno de la bomba: $B.H.P. = \frac{Q \times DP}{1714 \times e}$

Q = flujo, g.p.m.

DP = caída presión, lb/plg²

e = eficiencia

Datos	Resultados
Q = 175 gpm. = 0.3899 ft ³ /s	Pot = 4.3757 HP
DENS = 32.898 lb/ft ³	A = 0.0428 ft ²
dP = 30 lb/in ²	D = 2.8 pulg.
P.succ = 13 lb/in ²	N.Re = 223,536
P.vap = 2.5 lb/in ²	NPSH.d = 17.46 ft
T.OP.N = 135°F	H = 131.1 ft
L = 112.2 ft	
v = 9 ft/seg	
e = 70% (ref. bib.#20)	
Z1 = 5 ft	
SG = 1.0	
VISC = 0.46 cP	
f = 0.0195 (ref. bib.#19)	
NPSH.R = 5 ft	

Separador Trifásico Convencional

Ver dimensionamiento en el Apéndice I y el programa de diseño como su nomenclatura en el Apéndice II.

Torre de Absorción

El predimensionamiento en este caso, es una aproximación de las dimensiones de la torre.⁸

El diseño de platos para equipos de separación involucra la determinación de las dimensiones mas adecuadas, para que la operación de contacto en el plato se efectúe adecuadamente.

El porcentaje de inundación máximo fija las condiciones limitantes bajo las que debe operar una torre. Los parámetros que determinan la inundación es un plato son; diámetro, número de pasos y espaciamiento entre platos. Estos parámetros pueden combinarse en forma múltiple para dar una operación deseada.

Mediante el programa del Simulador de Proceso, para una torre de platos tipo balastra se especifican éstos muy a detalle.

8. Tomado del Bulletin 674, Glistch Inc. Manufacturing Plant Manual.

* Velocidad de diseño de la bajante, VB:

ESP = Espaciamento entre platos, plg.

F. ESP = Factor de espuma, agua-hidrocarburo (0.70)

DI = Densidad liq., lb/pie³

Dv = Densidad gas, lb/pie³

$$VB = 7.5 \times (\text{Esp})^{\frac{1}{2}} \times (DI - Dv)^{\frac{1}{2}} \times F.ESP$$

$$VB = g.p.m./pie^2$$

* Capacidad de gas en platos tipo balastra, FCV:

La capacidad de gas en el plato, de nomograma⁹

partiendo de la densidad de gas y de espaciamento en
tre platos (FCVQ)

FCV = Capacidad de Gas tomando en cuenta la espuma for-
mada.

$$FCV = FCVQ \times F.ESP$$

* Velocidad superficial del gas (Flujo volumétrico de -
gas por sección transversal neta para el flujo):

$$CV = WV \left(\frac{Dv}{DI - Dv} \right)^{\frac{1}{2}} ; WV = \text{Flujo de gas} \\ \text{ft}^3/\text{seg}$$

* Dimensiones de la Torre

Con el Nomograma pág.17.¹⁰ para un flujo de líquido y una carga de gas, se tiene el diámetro. De la
sección de internos de torres, de los estándares de Ingeniería, longitud de la torre.

d = diámetro nominal boquilla

L = 24" + d/2

W = G + K

G = d + 6"

K = 6" + d/2

N = 25% H

a = d

b = 6"

c = d + 6"

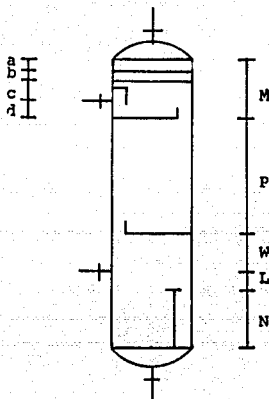
d = 12"

M = a + b + c + d

H_{t-t} = M + P + W + L + N

$$P = E p \times \left(\frac{\text{Platos ideales} - 1}{\text{ef. plato}} \right)$$

⁹ D. Manual Platos Glischt -
¹⁰ Manual IV de Diseño de Procesos



Datos

ESP = 12 plg

DL = 61.625 lb/ft³

DV = 0.185 lb/ft³

FESP = 70%

FCVQ = 0.315 (de nomograma)

VV = 27.50 ft³/seg

GPM = 175 g.p.m.

% I = 60%

d = 6 plg.

Ef. plato = 30%

Resultados

VB = 142.55 gpm/ft²

FCV = 0.22 ft/seg.

CV = 1.51

D = 30 plg

N = 92 plg

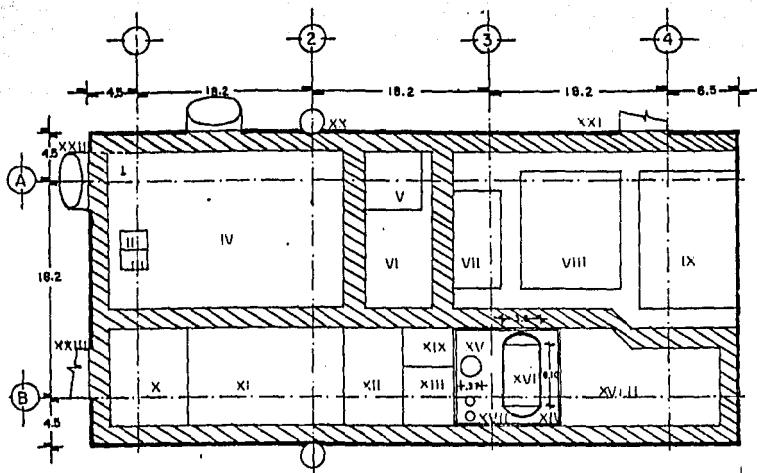
M = 36 plg





P = 192 plg

W = 21 plg

L = 27 plg

Nº. platos teor. = 5



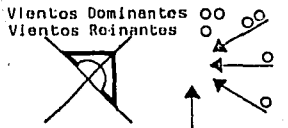
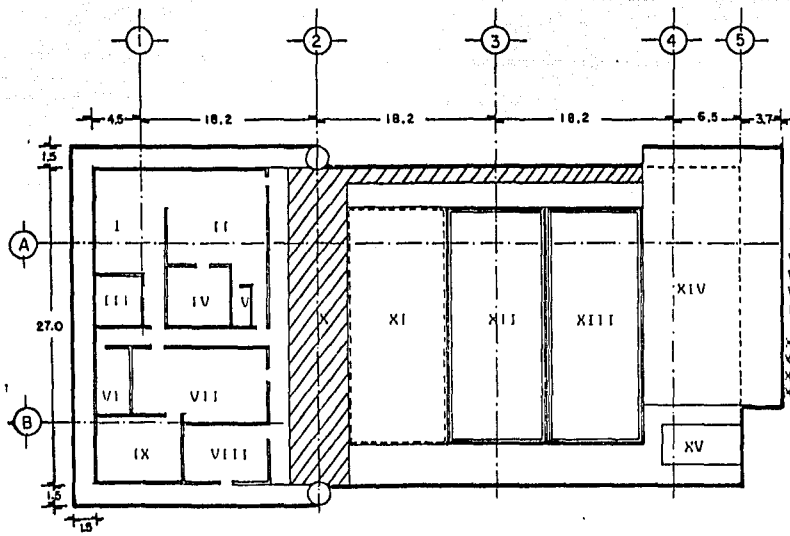
Vientos Dominantes  
 Vientos Reinantes  

- I-Planta de Tratamiento de Aguas Negras
- II-Contorno de Operador
- III-Oficina
- IV-Area de Tanques (Agentes Quimicos)
- V-Sistema de Drenajes Abiertos
- VI-Area de Bombas
- VII-Receptor de Lquidos de Baja Presión
- VIII-Receptor de Lquidos de Alta Presión
- IX-Tanques de Desfogue de Alta y Baja
- X-Tanques de Aceite de Calentamiento
- XI-Sistema de Secado de Aire de Instrumentos
- XII-Paquete de Almacenamiento de Aceites lubricantes

- XIV-Planta de Tratamiento de agua amarga y acritosa
- XV Filtros de Coque
- XVI-Separador Gas-Acrite-Agua
- XVII-Bombas de Agua amarga
- XVIII-Separadores de condensados de Alta y Baja
- XIX-Bombas de Agua de Mar
- XX-Grupos de Pistones
- XXI-Paquete a Quemador
- XXII-Capsulas de Salvamento
- XXIII-Paquete a Plataforma de Eriaca

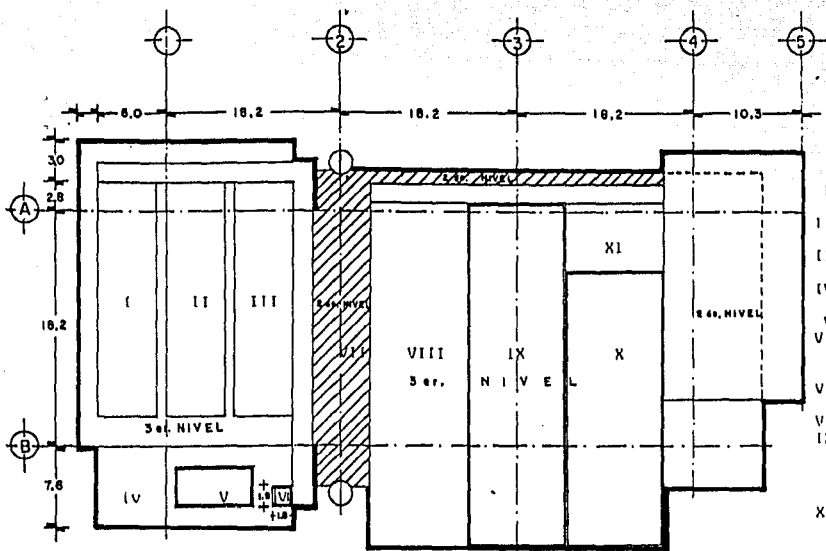
INGENIERIA QUIMICA
7. DIAGRAMA DE LOCALIZACION
PLATAFORMA DE COMPRESION
 1er NIVEL ELEV 15.86

FELIPE VILLA MERLO TESIS PROFESIONAL U.N.A.M.



- I-Cuarto de Control de Motores.
- II-Cuarto de Control de Instrumentos.
- III-Batería.
- IV-Oficina.
- V-Baño.
- VI-Baño.
- VII-Area de Mantenimiento.
- VIII-Laboratorio.
- IX-Cuarto de Herramientas.
- X-Area de Operación de Gruas.
- XI-Modulo de Compresion.
- XII-Modulo de Compresion.
- XIII-Modulo de Compresion.
- XIV-Preenfriadores de Gas de Alta y de Baja.
- XV-Separador de Condensados en Bajo.

INGENIERIA QUIMICA
7. DIAGRAMA DE LOCALIZACION
PLATAFORMA DE COMPRESION
2 do NIVEL ELEV 23.63
FELIPE VILLA MERLO TESIS PROFESIONAL UNAM



Vientos Dominantes \odot
 Vientos Reinantes \circ

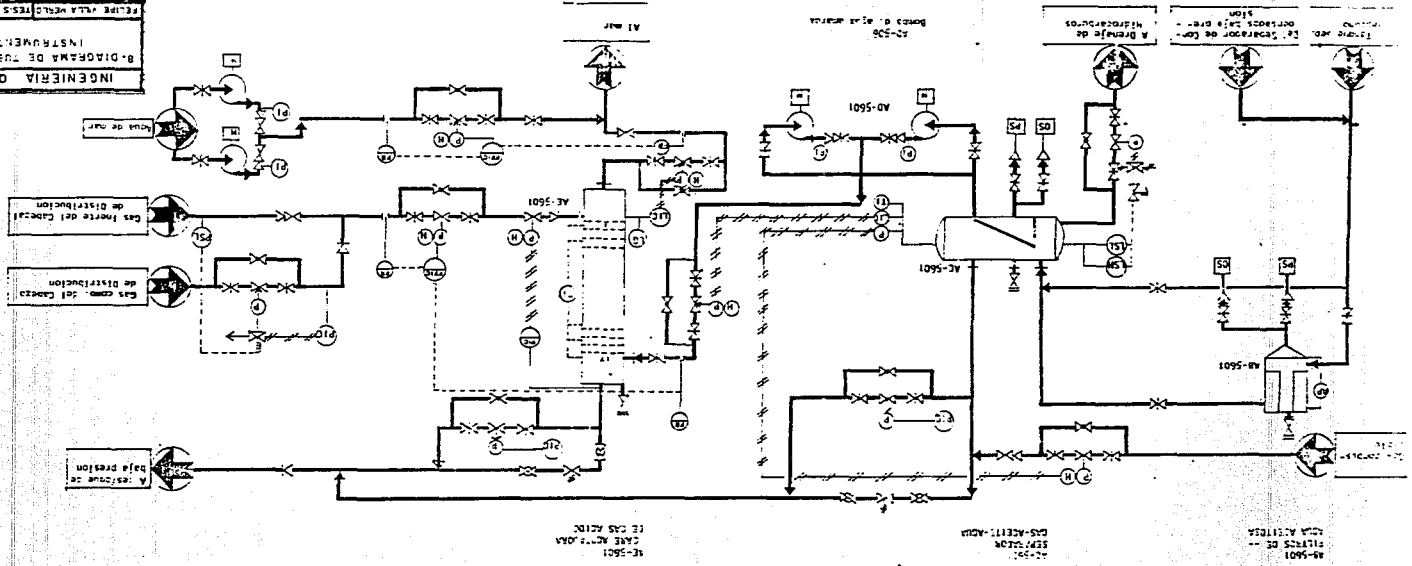
- I-Planta de Deshidrataci3n de Gas.
- II-Planta de Endulzamiento de Gas (A).
- III-Planta de Endulzamiento de Gas (B).
- IV-Sistema de Aceite de Calentamiento.
- V-Paquete de Gas Inerte.
- VI-Torre Agotadora de Gas Acido (Planta tratamiento Agua Amarga).
- VII-Area de Operaci3n de Grupos.
- VIII-Tren de Compresi3n.
- IX-Compresores de Alta 1^o y 2^o Etapa. Compresor de Baja. Turbina de Potencia.
- X-Compresores de Alta 1^o y 2^o Etapa. Compresor de Baja. Turbina de Potencia.
- XI-Helipuerto.

INGENIERIA QUIMICA

**7. DIAGRAMA DE LOCALIZACION
 PLATAFORMA DE COMPRESION
 3 er. NIVEL ELEV 34.37**

FELIPE VILLA MERLO TESIS PROFESIONAL UNAM

INGENIERIA QUIMICA
 B. DIAGRAMA DE TUBERIA E
 INSTRUMENTACION
 EQUIPE ALTA PRESION 2500 PSI. (25000 LBS. IN. H₂O)



9. REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS

Servicio: Agua de Mar

Condiciones de Suministro: 7.4 Kg/cm² man. y 20°C

Condiciones de Retorno: 6.0 Kg/cm² man. y 35°C

Destino: Planta Tratamiento

Agua Amarga y Aceitosa

Consumo: Normal (GPM) ; Máximo (GPM)

255

275

Servicio: Gas Inerte

Condiciones de Suministro: 4.75 Kg/cm² abs. y 49°C

Condiciones de Retorno: Variable

Destino: Torre Agotadora de Gas Acido

Consumo: Normal (Mm³/día) ; Máximo (Mm³/día)

17.90

17.95

Requerimientos de Energía Eléctrica:

	Fases	KW Consumidos
Bomba de agua de mar	3	5.09
Bomba de agente antiespumante	3	0.9
Bomba de agua amarga	3	2.1
Bomba de inyección del inhibidor	3	0.9

de corrosión

Servicio: Inhibidor de corrosión para la Planta de Tratamiento de Agua Amarga.

Consumo: Normal (lt/día) ; Máximo (lt/día)

0.50 0.60

Para Arranque: 56 lt

Para Reposición: 70 lt

Servicio: Inhibidor de emulsiones, agua-hidrocarburos

Destino: Separador Trifásico

Consumo: Normal (lt/día) ; Máximo (lt/día)

0.25 0.30

Para Arranque: 56 lt

Para Reposición: 70 lt

Servicio: Gas Combustible

Condiciones de Suministro: 85 Kg/cm² man. y 57°C

Poder calorífico bajo.

1100 Kcal/m³ std.

Condiciones de Retorno: Variable

Destino: Torre Agotadora de Gas Acido

Consumo: Normal (gpm) ; Máximo (gpm)

4035 4080

Servicio: Antiespumante para la Planta de Tratamiento de Agua

Consumo: Normal (lt/día) ; Máximo (lt/día)

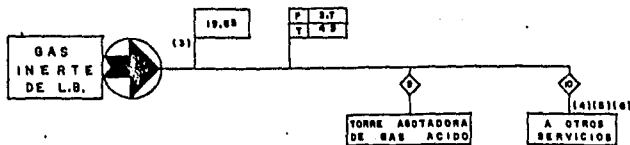
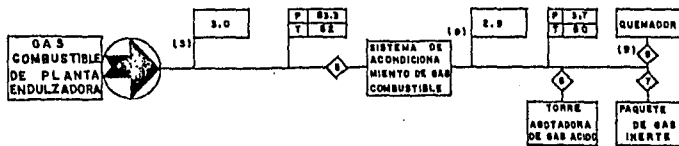
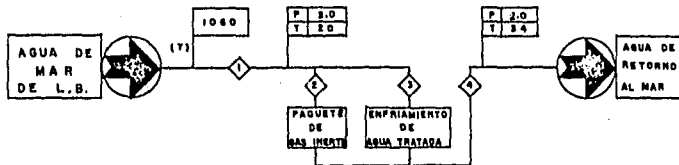
0.101 0.111

Para Arranque: 56 lt

Para Reposición: 60 lt

CARACTERÍSTICAS	CORRIENTE									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO, LPM T	1080	---	---	---	---	---	---	---	---	---
FLUJO, m ³ SID DIA	---	---	---	---	3.0 (2)	1.7	0.4	17.8 (4)	---	---
TEMPERATURA, °C	2.0	2.0	2.0	2.4	2.2	2.0	2.0	2.0	4.9	4.9
PRESION, kg cm ² man	2.0	2.0	2.0	2.0	22.3	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7

- (1) Afollado de Gas Inerte
- (2) Normalmente sin flujo
- (3) A 20°C y 1 kg/cm² abs
- (4) Flujo Intermitente
- (5) Gas de Presurización
- (6) Limpieza e Inertizado de Líneas y Equipos
- (7) Tentativa, a definir por el fabricante de Gas Inerte
- (8) Considera la eliminación de condensado por el Acondicionamiento de Gas
- (9) Consumo Estimado de Pilotos



INGENIERIA QUIMICA

MODIAGRAMA DE SERVICIOS
AUXILIARES

FELIPE VILLA MERLO TESIS PROFESIONAL U.N.A.M.

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

Tomando en cuenta el propósito de este trabajo de seleccionar y diseñar el proceso mas adecuado para el tratamiento de efluentes líquidos, amargos y aceitosos tomando como ejemplo de aplicación una plataforma de compresión de gas localizada costa afuera, podemos concluir lo siguiente:

1. Para el tratamiento mas eficiente del agua contaminada de gases, ácidos e hidrocarburos antes de deshecharla al mar se requiere del empleo de un filtro primario vertical de canasta, de un tanque separador trifásico de placas corrugadas para separar los hidrocarburos, de una torre absorbedora de gases ácidos y de un enfriamiento previo a su deshecho al mar.

2. En base a los principios teóricos de separación de fases (Difusión, precipitación eléctrica, vibraciones, tensión superficial, velocidad del gas, etc.). Se analizaron los tipos de separadores trifásicos, sus partes principales, sus ventajas y desventajas y sus aplicaciones encontrándose en este caso que el mas adecuado es el conocido como "Coalescedor de Placas Corrugadas performax". Este equipo es el idoneo ya que aprovecha el fenómeno de coalescencia reduciendo la longitud del recipiente horizontal hasta en un 50%.

El Separador Trifásico tipo camello se ha instalado y puesto en operación en plataformas con malos resultados. --

Por lo que toca a los demás tipos de separadores se incluye - en el Capítulo III una relación de ventajas y desventajas -- que sirven como guía de selección para otros casos.

3. Del análisis técnico y económico surge la alternativa A integrada por los equipos mencionados en el punto 1. Es conveniente señalar que si bien no hay utilidades reales si se presentan ahorros los cuáles se incluyeron en el concepto de "utilidades" ficticias.

4. En virtud de que se tiene un amplio rango en las composiciones de los efluentes líquidos se requiere de un estudio cuidadoso para definir la composición de estas corrientes y de esta manera establecer las bases de diseño con el mayor grado de confiabilidad posible.

5. En una plataforma marina las limitaciones de espacio son mucho mayores que en cualquier instalación terrestre por lo que deberá diseñarse la Planta de Tratamiento de Agua Amarilla y Aceitosa con los criterios de máxima compactación y modularidad.

Debido a que la Plataforma contempla en un tercer lugar de prioridad la instalación de los equipos de estas Plantas de tratamientos de efluentes y en un primer y segundo lugares de prioridad los equipos principales del proceso de com

presión de gas. Para la ubicación de los equipos para las Plantas de tratamiento de Agua Amarga y Aceitosa se aprovechan los espacios libres lo cual no es muy recomendable ya que como en el ejemplo ilustrado en este trabajo se hace inevitable la co-locación de la Torre de Absorción en el tercer nivel de la Plataforma.

6. Para algunos de los cálculos de la Planta se utilizó el Simulador de Procesos del Instituto Mexicano del Petróleo, por lo que no se incluyen memorias de cálculo sino únicamente resultados del Balance de Materia y Energía y del Dimensiona-miento de la Torre de Absorción.

7. Para el filtro, los recipientes, las bombas y parte de la torre se desarrollaron programas para calculadoras HP-41C que se incluyen en el Apéndice II.

Para finalizar, si no existiera vida en la basta zona marina el hombre podría estar menos preocupado acerca de los deshechos hacia ella, sin embargo el mar es un sistema biológico y la adición de sustancias no degradables constituye uno de los mayores problemas de contaminación.

Los efectos de la contaminación a través de componentes aceitosos, ácidos o amargos no se pueden cuantificar económicamente pero resulta inobjetable que cualquier acción que se tome para evitar dichos daños será inapreciable para mantener sano el hábito de la humanidad.

APENDICE I

PREDIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES

Datos del Problema:

Temperatura de Operación: 135°F (57°C)

Densidad A.P.I.: 41° A.P.I.

Tamaño de gota a remover: 60 micrones

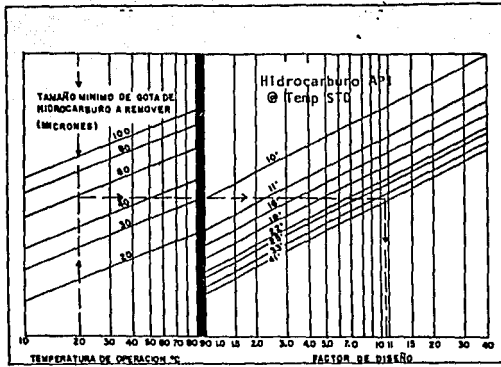
Flujo Volumétrico: 6000.05 bbl/dfa

Presión de Operación: 13 psig.

	Flujo (pies ³ /min)	Densidad (lb/ft ³)	Viscosidad (cP)
Aceite	0.0660	45.94	0.502
Agua	23.292	61.36	0.479
Gas	50.317	0.157	

Separador de Placas Corrugadas Coalescedor

Uso del Nomograma 1 y de la figura 14 . A la temperatura de operación subir hasta intersectar con el tamaño de gota a se parar, continuar por la derecha hasta cruzar la línea correspon diente a la gravedad A.P.I. del hidrocarburo, bajar hasta encon trar el factor de diseño. Con el flujo volumétrico y el uso de la figura 14 subir hasta cruzar con la curva que sigue el fac - tor de diseño y continuar por la izquierda hasta seleccionar -- las dimensiones del recipiente adecuadas a las condiciones de - temperatura, densidad del aceite y flujo.



NOMOGRAMA NUMERO 1

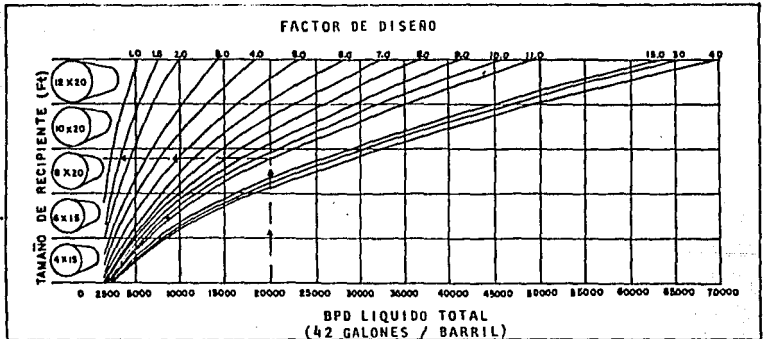


FIGURA NUMERO 14

Factor de diseño: 40

Dimensiones: diámetro 4 pies

largo 15 pies

Separador Trifásico de Camello

De tablas por fabricante:¹¹

Capacidad de líquido: 175 g.p.m.

Modelo: 30-160

Peso aproximado (vacío): 3300 libras

Boquillas (entrada y salida): 0.33 pies

Dimensiones: 2.5 pies diámetro

11.75 pies longitud

Separadores con Material, Filtrante

El Predimensionamiento se hace por catálogo.¹²

Dimensiones: 6.0 pies diámetro

15.0 pies longitud

11. Continental Separator Systems Catalog, Chicago Illinois

12. Sivalis Tanks, I.N.C., Odessa, Texas Section 1000, Design Manual

Separadores Trifásicos Convencionales

La memoria de cálculo no se anexa por ser confidencial -
del Instituto Mexicano del Petróleo.

Resultados:

A. Flujo Total:	73.675 ft ³ /min
B. Area Requerida para la separación del gas:	0.14 ft ²
C. Velocidad de separación de la fase líquida (Agua-Hidrocarburo):	10 plg/min
D. Volúmen necesario a almacenar:	116.46 ft ³
E. Diámetro:	5 ft
F. Area del agua y del gas:	7.32 ft ²
G. Longitud:	15 ft
H. Tiempo que necesita el agua para separarse del hidrocarburo:	1.2 min.
I. Tiempo de residencia disponible para el agua en el tanque:	2 min.
J. Nivel normal de agua en el separador:	0.95 ft

K. Nivel normal de hidrocarburo en el separador:	2.6 ft
L. Alarma de alto nivel del agua en el separador:	1.10 ft
M. Alarma de alto nivel del hi - drocarburo en el separador:	2.80 ft
N. Alarma de bajo nivel de agua en el separador:	0.687 ft
O. Alarma de bajo nivel del hi - drocarburo en el separador:	2.25 ft
P. Nivel de Paro:	2 ft

Nota: Ver programa del dimensionamiento y nomenclatura -
en el Apéndice II.

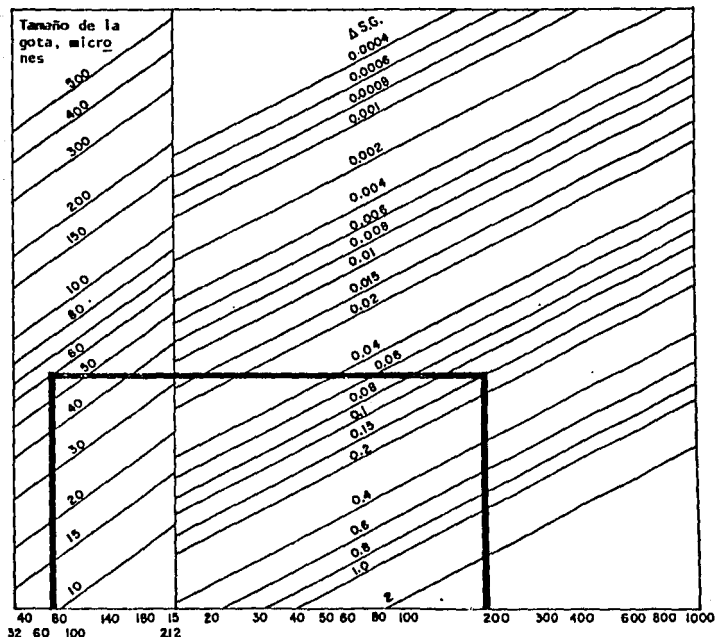
Separador de Placas Corrugadas

Uso del nomograma 2 Pág 123 para una capacidad de líqui-
do por paquete de placas corrugadas a una temperatura fijada y
con la diferencia de gravedades específicas del hidrocarburo y
el agua se obtiene el diámetro de la gota de hidrocarburo a re-
mover.

Para una capacidad de 175 g.p.m. el recipiente requiere
de un paquete de placas estándar: largo 5 pies, ancho 3.5 pies
y altura 4.5 pies, separación entre placas 0.75 plg.

Nomograma 2

OBTENCION DEL TAMAÑO DE GOTA DE HIDROCARBURO O RETENER POR EL SERPARADOR DE PLACAS CORRUGADAS



Temperatura de agua °F

G P H
Capacidad / paquete de placas

* Diámetro de la gota de hidrocar buro: $d = \left(\frac{116.13 \times Q \times W}{P_n \times N \times D_{gs}} \right)^{1/2}$; Q (gpm)

$d = \left(\frac{3.889 \times Q \times W}{P_n \times N \times D_{gs}} \right)^{1/2}$; Q (bbl/d)

Pn = placas por paquete

N = paquetes

W = Viscosidad a t. opn (cP)

Dgs = Diferencia de Gravedades
específicas

* Velocidad de sedim, de la gota de aceite de acuerdo con la Ley de Stokes: $V_s = \frac{g (w-o) d^2}{18 \times u}$; Vs, cm/seg

w = gravedad esp. agua

$$N.Re \ll 1$$

o = gravedad esp. hidrocarburo

d = diámetro, cm

u = viscosidad agua, poise

g = constante de gravidez, cm/seg²

* Area efectiva de contacto: $A = P_n \times l \times a$

A = Area contacto, ft² $At = A \times \text{Cos } 45^\circ$

At = Area Total, ft² $Ae = At \times 0.95$

Ae = Area efectiva, ft²

* Comprobación, capacidad de liq. - para la Sepn: $Q = Ae \times Va$

Resultados:

Diámetro de la partícula: 35 micrones

Velocidad de ascensión de la gota en el separador:

0.043 ft/min

Los separadores API están diseñados para separar el 100% de gotas de hidrocarburo de 150 micrones y mayores. Para este recipiente la velocidad de ascensión de la gota es de 1.15 ft/min. La diferencia es considerable y mas aún que el separador de placas corrugadas separa gotas de hidrocarburo mas pequeñas.

- * Area de Contacto para la Separación: 812 ft^2
- * Area Total, inclinación de 45° de las placas: 575 ft^2
- * Area Efectiva; el flujo del fluido entre las placas por experiencia se sabe tiene muy poca turbulencia - - siguiendo la Ley de Stokes en un 95%: 540 ft^2
- * Comprobando de los resultados de la Ley de Stokes para que -- ocurra la separación de las gotas de hidrocarburo en el agua en un 100% se requiere adicionar hasta un máximo de 176 gpm - al separador.
- * Area Efectiva, separador A.P.I.: 20.34 ft^2
- * El separador de placas corrugadas tiene mayor área efectiva - de contacto entre el agua y el aceite, y la capacidad a manejar está en función de los paquetes de placas. La capacidad alimmentada es proporcional a la diferencia de gravedades específicas de la mezcla.

APENDICE II

PROGRAMAS DE COMPUTACION EN HEWLETT PACKARD 41-cv

PARA DISEÑO DE EQUIPOS

Codificación del Programa para Bombas de Agua

1	LEL A BOMBA A	25	ARCL . X	49	0.0022
2	LEL 01	26	AVIEW A	50	x
3	A NPSH R? A	27	STO 10	51	RCL 12
4	XEQ A PROMPT A	28	XEQ A PSE A	52	/
5	STO 25	29	R/S	53	A A:ft:=
6	A GP? A	30	A Z1? A	54	ARCL . X
7	XEQ A PROMPT A	31	XEQ A PROMPT A	55	AVIEW A
8	STO 07	32	STO 11	56	STO 14
9	A GEM? A	33	A v? A	57	R/S
10	XEQ A PROMPT A	34	A PROMPT A	58	9r
11	STO 08	35	STO 12	59	/
12	A e? A	36	XEQ 20	60	4
13	XEQ A PROMPT A	37	A L? A	61	x
14	STO 09	38	A PROMPT A	62	SQRT
15	RCL 08	39	STO 31	63	A D=
16	RCL 07	40	A VISC? A	64	ARCL . X
17	x	41	XEQ A PROMPT A	65	AVIEW A
18	1714	42	STO 13	66	STO 15
19	/	43	A SG? A	67	R/S
20	RCL 09	44	XEQ A PROMPT A	68	RUN
21	/	45	STO 14	69	LEL 30
22	A BOMBA CENTRIFUGA	46	GTO 30	70	A DENS? A
23	AVIEW A	47	LEL 20	71	XEQ A PROMPT A
24	A HP= A	48	RCL 08	72	STO 16

73 RCL 12	99 RCL 14	125 GTU 01
74 x	100 /	126 XEQ 05
75 RCL 15	101 RCL 11	127 G1O 01
76 x	102 +	128 LBL 05
77 6.72×10^{-4}	103 STO 21	129 RCL 07
78 /	104 RCL 31	130 RCL 20
79 RCL 13	105 RCL 18	131 +
80 /	106 x	132 STO 23
81 A NRe=	107 RCL 12	133 RCL 20
82 ARCL . X	108 x^2	134 -
83 AVIEW A	109 x	135 144
84 STO 17	110 RCL 15	136 x
85 R/S	111 /	137 RCL 16
86 A F? A	112 64.4	138 /
87 XEQ A PROMPT A	113 /	139 A H=
88 STO 18	114 CHS	140 ARCL . X
89 A P vap? A	115 RCL 21	141 AVIEW A
90 XEQ A PROMPT A	116 +	142 STO 24
91 STO 19	117 A NPSHD=	143 R/S
92 A Psucc? A	118 ARCL . X	144 RIN
93 XEQ A PROMPT A	119 AVIEW A	145 END
94 STO 20	120 XEQ A PSE A	
95 RCL 19	121 STO 22	
96 -	122 RCL 25	
97 2.31	123 $x \times y$	
98 x	124 $x \times y$	

Nomenclatura

NPSHr	=	Cabeza neta positiva a la succión requerida
dP	=	Gradiente de Presiones
GPM	=	Galones por minuto
e	=	Eficiencia Nominal de la Bomba
HP	=	Potencia
Z1	=	Nivel de líquido medido a la succión
v	=	Velocidad de fluido
L	=	Longitud equivalente de tubería
visc	=	Viscosidad del fluido
SG	=	Gravedad específica
A	=	Area (ft)
D	=	Diámetro Tubería
DENS	=	Densidad
NRe	=	Número de Reynolds
f	=	Factor de fricción (de Darcy)
Pvap	=	Presión de Vapor a 135°F
Psucc	=	Presión a la succión
NPSHd	=	Cabeza Neta Positiva Disponible
H	=	Altura de Succión (ft)
Pdesc	=	Presión de Descarga
gpm	=	Galones por minuto
Mm ³	=	Miles de metros cúbicos

Codificación del Programa para el Filtro Mecánico
Tipo Canasta

1	LBL A FILT 2 A	25	MESH=60	49	AVIEW A
2	LBL 01	26	AVIEW A	50	STO 08
3	A QL? FT ³ /S A	27	R/S	51	R/S
4	PROMPT	28	A AB.RAN? A	52	A SUP L/D? A
5	STO 00	29	PROMPT	53	PROMPT
6	A DENS? A	30	STO 05	54	STO 09
7	PROMPT	31	A CAL.AL? A	55	RCL 08
8	STO 01	32	PROMPT	56	W
9	A VISC? A	33	STO 06	57	/
10	PROMPT	34	RCL 05	58	RCL 09
11	STO 02	35	+	59	/
12	A VFILT? A	36	1/X	60	SORT
13	PROMPT	37	RCL 05	61	A DC=
14	STO 03	38	x	62	ARCL X
15	1/X	39	A FAAb=	63	AVIEW A
16	RCL 00	40	ARCL X	64	STO 10
17	x	41	AVIEW A	65	R/S
18	A ARF=	42	STO 07	66	RCL 09
19	ARCL . X	43	R/S	67	x
20	AVIEW A	44	1/X	68	A LC=
21	STO 04	45	RCL 04	69	ARCL X
22	R/S	46	x	70	AVIEW A
23	A GRADO FILT? A	47	A ATC=	71	STO 11
24	PROMPT	48	ARCL . X	72	R/S

73 a=6	99 /	125 x ²
74 AVIEW	100 RCL 02	126 STO 15
75 R/S	101 /	127 1/X
76 b=2	102 RCL 07	128 x
77 AVIEW	103 /	129 RCL 15
78 R/S	104 6.72 E-04	130 1
79 C = 2.5	105 /	131 -
80 AVIEW	106 A NRe-	132 x
81 R/S	107 ARCL X	133 CHS
82 d=4	108 AVIEW	134 A DIF.H=
83 AVIEW	109 STO 13	135 ARCL X
84 R/S	110 R/S	136 AVIEW A
85 A LT=30	111 A NO.MALLAS A	137 R/S
86 AVIEW A	112 PROMPT	138 RCL 01
87 R/S	113 A FD? A	139 x
88 A DT=14.5	114 PROMPT	140 144
89 AVIEW A	115 STO 14	141 /
90 R/S	116 x	142 A DIF.P=
91 A ANCHO AB? A	117 RCL 03	143 ARCL X
92 PROMPT	118 x ²	144 AVIEW A
93 STO 12	119 64.4	145 R/S
94 RCL 03	120 /	146 GTO 01
95 x	121 RCL 14	147 END
96 RCL 01	122 x ²	
97 x	123 /	
98 12	124 RCL 07	

Nomenclatura

QL	=	Gasto Volumétrico
V FILT	=	Velocidad de Filtración
ARF	=	Area Requerida de Filtración
MESH	=	Grado de Filtración (Canasta) (Micrones)
AB RAN	=	Abertura de Ranura (plg)
CAL AL	=	Calibre de Alambre (plg)
FAAb	=	Factor de Area Abierta
ATC	=	Area Total de la Canasta (ft ²)
L/D	=	Relación longitud, Diámetro recomendado
DC	=	Diámetro de la Canasta (plg)
LC	=	Longitud de la Canasta (plg)
LT	=	Longitud del Filtro
DT	=	Diámetro del Filtro
A Ab	=	Ancho de la Abertura
NRe	=	Número de Reynolds
FD	=	Factor de Descarga ⁸
DIF H	=	Altura hidrostática
DIF P	=	Caída de Presión (psi)
n	=	Número de Mallas
D	=	Densidad
V	=	Viscosidad
QD	=	Diámetro de Boguilla de descarga

8. Perry, Gráfica 5,44; 5-37 Quinta Edición.

Codificación del Programa del Separador
Trifásico Convencional

1 LBL A TANQUE A	24 PROMPT	47 RCL 07
2 A OL=	25 STO 07	48 -
3 PROMPT	26 A TR?	49 RCL 07
4 STO 00	27 PROMPT	50 /
5 A DL=	28 STO 08	51 SQRT
6 PROMPT	29 A P.OPN?	52 0.35
7 STO 01	30 PROMPT	53 x
8 A VISC.L?	31 STO 09	54 A v=
9 PROMPT	32 A T.OPN?	55 ARCL . X
10 STO 02	33 PROMPT	56 AVIEW
11 A QW?	34 STO 10	57 STO 12
12 PROMPT	35 LBL 01	58 R/S
13 STO 03	36 RCL 00	59 RCL 06
14 A DW?	37 RCL 03	60 60
15 PROMPT	38 +	61 /
16 STO 04	39 RCL 06	62 RCL 12
17 A VISC.W?	40 +	63 /
18 PROMPT	41 A QT=	64 A AV=
19 STO 05	42 ARCL . X	65 ARCL . X
20 A QG?	43 AVIEW A	66 AVIEW
21 PROMPT	44 STO 11	67 STO 13
22 STO 06	45 R/S	68 R/S
23 A DG?	46 RCL 01	69 RCL 04

70 RCL 01	96 STO 17	122 AVIEW
71 -	97 A HW?	123 STO 21
72 RCL 05	98 PROMPT	124 R/S
73 /	99 STO 18	125 RCL 17
74 0.33	100 A SUP hR?	126 RCL 20
75 x	101 PROMPT	127 /
76 A V.SEP=	102 STO 19	128 A hv/D=
77 ARCL . X	103 LBL 03	129 ARCL . X
78 AVIEW	104 RCL 17	130 AVIEW
79 STO 14	105 RCL 18	131 STO 22
80 R/S	106 +	132 R/S
81 RCL 03	107 RCL 19	133 A AV/A?
82 RCL 08	108 +	134 PROMPT
83 x	109 A D=	135 STO 23
84 A VOL=	110 ARCL . X	136 RCL 21
85 ARCL . X	111 AVIEW	137 RCL 23
86 AVIEW	112 STO 20	138 x
87 STO 15	113 R/S	139 A AV=Aw=
88 R/S	114 RCL 20	140 ARCL . X
89 A L/D?	115 x ²	141 AVIEW A
90 PROMPT	116 qt	142 STO 24
91 STO 16	117 x	143 R/S
92 LBL 02	118 4	144 RCL 21
93 FIX 4	119 /	145 RCL 24
94 A HV?	120 A A=	146 -
95 PROMPT	121 ARCL . X	147 RCL 24

148 -	174 GTO 04	200 ARCL . X
149 A AL=	175 XEQ 02	201 AVIEW A
150 ARCL . X	176 LBL 04	202 STO 30
151 AVIEW A	177 FIX 4	203 R/S
152 STO 25	178 A COMPROBACION CON	204 A CALCULO TRW TQE
153 R/S	179 AVIEW A	205 AVIEW A
154 RCL 15	180 A LOS TIEMPOS DE	206 PSE
155 RCL 24	181 AVIEW A	207 PSE
156 /	182 PSE	208 A HW. MIN? A
157 A L=	183 A RESIDENCIA	209 PROMPT
158 ARCL . X	184 AVIEW A	210 STO 31
159 AVIEW A	185 PSE	211 A HW.MAX? A
160 STO 26	186 PSE	212 PROMPT
161 R/S	187 PSE	213 STO 32
162 RCL 20	188 A NIV. MAX W?	214 RCL 31
163 /	189 PROMPT	215 RCL 20
164 FIX 1	190 STO 28	216 /
165 RND	191 A NIV MIN W?	217 A HW.MIN/D=
166 A L/D=	192 PROMPT	218 ARCL . X
167 ARCL ..X	193 STO 29	219 AVIEW A
168 AVIEW A	194 RCL 19	220 R/S
169 STO 27	195 12	221 A AW.MIN/A?
170 R/S	196 x	222 PROMPT
171 RCL 16	197 RCL 14	223 STO 33
172 x<>y	198 /	224 RCL 21
173 x=y?	199 A T.SEP.W-L	225 x

226 A AW MIN=	252 STO 36	278 0.60
227 ARCL . X	253 R/S	279 x
228 AVIEW A	254 RCL 26	280 RCL 29
229 STO 34	255 x	281 +
230 R/S	256 A VW=	282 A NIV NOR W=
231 RCL 32	257 ARCL . X	283 ARCL . X
232 RCL 20	258 AVIEW A	284 AVIEW A
233 /	259 R/S	285 R/S
234 A HW.MAX/D=	260 RCL 03	286 RCL 28
235 ARCL . X	261 /	287 RCL 29
236 AVIEW A	262 A TRDW=	288 -
237 R/S	263 ARCL . X	289 0.80
238 A AW.MAX/A?	264 AVIEW A	290 x
239 PROMPT	265 STO 37	291 RCL 29
240 STO 35	266 R/S	292 +
241 RCL 21	267 A TRDW>TSEP W-L	293 A AANW=
242 x	268 AVIEW A	294 ARCL . X
243 A AW.MAX=	269 PSE	295 AVIEW A
244 ARCL . X	270 PSE	296 R/S
245 AVIEW A	271 PSE	297 RCL 28
246 R/S	272 A OCKAY	298 RCL 29
247 RCL 34	273 AVIEW A	299 -
248 -	274 PSE	300 0.25
249 A GAW=	275 RCL 28	301 x
250 ARCL . X	276 RCL 29	302 RCL 29
251 AVIEW A	277 -	303 +

304 A ABNW= .
305 ARCL . X
306 AVIEW A
307 R/S
308 A NIV.PARO=2
309 AVIEW A
310 R/S
311 A FIN
312 AVIEW A

Datos del Problema

QL = 0.066 ft³/min.
DL = 45.945 lq/ft³
VL = 0.502 cP
QW = 23.292 ft³/min
DW = 61.361 lb/ft³
VW = 0.479 cP
QG = 50.317 ft³/min
DG = 0.157 lb/ft³
TR = 5 min.
P. OPN = 13 psig.
T. OPN = 135°F
L/D = 3
HL = 0.8240
AV/AT = 0.3956

HW. MIN = 0.5 ft

HW. MAX = 1.25 ft

Nomenclatura

QL = Flujo de hidrocarburo
DL = Densidad del hidrocarburo
VISC L = Viscocidad del hidrocarburo
QW = Flujo de agua
DW = Densidad de agua
VISC W = Viscocidad del agua
QG = Flujo de Gas
DG = Densidad del gas
TRT = Tiempo de residencia (5 min.)
P OPN = Presión de operación
T OPN = Temperatura de operación
QT = Gasto Total
v = Velocidad del Gas
AV = Area requerida para la separación del gas
V SEP = Velocidad de Separación de las Fases Líquidas (hidrocarburo- agua).
Vol = Volúmen a almacenar para un tiempo de residencia TR
L/D = Relación longitud, diámetro recomendada
AV = Area disponible para el gas
AW = Area disponible para el agua
AL = Area para el hidrocarburo

D = Diámetro del Recipiente
L = Longitud del Recipiente
L/D F = Relación Longitud - Diámetro Final
NMW = Nivel Máximo de Agua
NMW. = Nivel Mínimo de agua
T SEP W-L = Tiempo de Separación de Hidrocarburo-Agua
TRW TQE = Tiempo de Residencia para el agua en el tanque
HW MIN = Nivel de Agua Mínimo
HW MAX = Nivel de Agua Máximo
HW MIN/D = Relación Nivel de Agua Mínimo, Diámetro
AW MIN/A = Relación Area de Agua Mínima, Area Total
HW MAX/D = Relación Nivel de Agua Máximo, Diámetro
AW MAX/A = Relación Area de Agua Máxima, Area Total
GAW = Gradiente de Area de Agua
VW = Volúmen de Agua
TRD.W = Tiempo de Residencia Disponible para el Agua
NNW = Nivel Normal de Agua
AANW = Alarma de Alto Nivel de Agua
ABNW = Alarma de Bajo Nivel de Agua
NP = Nivel de Paro
NNL = Nivel Normal de Hidrocarburo
AANL = Alarma de Alto Nivel de Hidrocarburo
ABNL = Alarma de Bajo Nivel de Hidrocarburo
TRT = Tiempo de Residencia del Tanque (5 min.)
cP = Centipoises

Codificación del Programa para la Torre de Platos

1	LBL A TORRE A	25	STO 03	49	RCL 02
2	A ESP? A	26	PSE	50	x
3	PROMPT	27	PSE	51	SQRT
4	STO 00	28	A FCVO? A	52	x
5	A DL? A	29	PROMPT	53	A CV=
6	PROMPT	30	STO 04	54	ARCL X
7	STO 01	31	A FESP? A	55	AVIEW A
8	A DV? A	32	PROMPT	56	STO 08
9	PROMPT	33	STO 05	57	R/S
10	STO 02	34	RCL 04	58	A DE FIG.6: DTa
11	RCL 01	35	RCL 05	59	PROMPT
12	-	36	x	60	STO 09
13	CHS	37	A FCV=	61	R/S
14	SQRT	38	ARCL X	62	END
15	0.7	39	AVIEW A		
16	x	40	STO 06		
17	7.5	41	R/S		
18	x	42	A VV? A		
19	12	43	PROMPT		
20	SQRT	44	STO 07		
21	x	45	RCL 01		
22	A VB=	46	RCL 02		
23	ARCL X	47	-		
24	AVIEW A	48	1/x		

Nomenclatura

ESP	=	Espaciamiento entre platos
DL	=	Densidad Líquido
DV	=	Densidad Vapor
VB	=	Velocidad de Diseño de la Bajante
FCVQ	=	Factor, Capacidad Vapor sin corregir
FCV	=	Factor, Capacidad Vapor corregido
FESP	=	Factor de Espuma
VV	=	Velocidad Vapor
CV	=	Velocidad Superficial del Gas
DTC	=	Diámetro Total Apx.
NP	=	Número pasos por plato
PF	=	Patrón de Flujo
GPM	=	Galones por Minuto
%I	=	Porcentaje de Inundación Supuesto
AAM	=	Area Activa Mínima
AMB1	=	Area Activa Mínima
AMB2	=	Area Activa Mínima
AMC	=	Area Mínima de la Columna
DT	=	Diámetro Total
AACT	=	Area Actual
AB	=	Area de la Bajante
H	=	Altura
FP	=	Factor Span
ABT	=	Area Total de la Bajante

ABP = Area Bajantes Promedio
AA = Area Activa
%IN = Porciento de Inundación Real
D = Diámetro de la Torre

BIBLIOGRAFIA

1. Ken Arnold, Maurice I. Steward
Designing oil and gas production systems
Word Oil
Nov. 1984, Dic. 1984, Feb. 1985, March 1985, May 1985.
Páginas, 73, 88, 31, 69 y 91 respectivamente

2. Memorias de Cálculo de Recipientes
Cálculo de un Separador Gas-Líquido-Líquido
Instituto Mexicano del Petróleo
Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Explotación

3. Richard Sivalls
Water Treating Equipment, Design Manual
Sivalls, Inc. Odessa, Texas U.S.A.

4. Stockdale
Equipos de Filtración
Catálogo Stockdale Mexicana, S.A.

5. C.E. Natco
Performax Matrix Plate Coalescer
Catálogo C.E. Natco Combustion Engineering Inc.
Tulsa, Oklahoma 74101 U.S.A.

12. Anuario de la Industria Química Mexicana, 1984
Estimación de Inversión Fija
A.N.I.Q.

13. Richard Hall, Matley, Keneth Mc. Naughton
Current Costs of Process Equipment
Chemical Engineering, Abril 5, 1982

14. Robert E. Treybal
Operaciones de transferencia de masa
Segunda Edición
Mc. Graw Hill
Pág. 306-345

15. Donald Q Kern
Process Heat Transfer
Mc. Graw Hill, Tokyo, 1982

16. Glitsch, Inc.
Ballast Trays Manual, Bulletin 674
Dallas Texas, U.S.A.

17. The Advantages of Johnson Screens
Johnson Screens by U.O.P.
Technical Information

6. S.W. Pierce
Monarch Corrugated Plate Separators
Catálogo Monarch Separators, Inc.
Houston, Texas 77041 U.S.A.

7. Peerless
Filter/Separators, Bulletin 24-100
Peerless M.F.G., C.O. Dallas, Texas, U.S.A.

8. Smith Industries, Inc.
Separators, Sección A Manual

9. One step method determines sour water H₂S hazard.
The Oil and Gas Journal
Vol. 84, No. 8 24-Feb-'86
Pág. 55-58

10. Perry R.H. and C.H. Chilton
Chemical Engineers Handbook
Fifth Edition
Mc. Graw Hill
Págs. 5-37 a 5-44

11. Economic Indicators
Indice de Marshall y Stevens
Chemical Engineering, Febrero 28, 1988

18. M. Steve Worley, L. Lawrence

La separación del Aceite y el Gas es una Ciencia

19. Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe

Crane, Technical Paper No. 410.

20. Bombas, Teoría, Diseño y Aplicaciones.

Ing. Manuel Viejo Zubicaray

2a. Edición.

Ed. Limusa.

21. Visco Chemicals Bulletin

Nalco Chemical Company

Chicago, Illinois, U.S.A.