

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
Facultad de Ingeniería de Petróleo



"Mejoras al Sistema de Tratamiento Cáustico del
Turbo A-1 y Kerosene en Refinería Talara"

Tesis presentada por:

Ruth Teodocia Vigo Romani

Para optar el Título de:

INGENIERO PETROQUÍMICO

Promoción 1995-0

LIMA -PERÚ

2001

Con todo mi amor y gratitud a Dios, por permitirme concluir esta etapa en mi formación profesional y a mis padres Pablo y Georgina por su constante apoyo.

PRESENTACIÓN

Señor Decano de la Facultad de Ingeniería de Petróleo.

Señores Catedráticos miembros del jurado.

En cumplimiento a las disposiciones del reglamento de Grados y Títulos vigentes, y con el objeto de optar el Título de Ingeniero Petroquímico, pongo a vuestra consideración la tesis intitulada: “Mejoras al Sistema de Tratamiento Cáustico del Turbo A-1 y Kerosene en Refinería Talara”.

El trabajo consiste en disponer de un estudio técnico referente al tratamiento de combustibles que incluya: selección del proceso, diseño base y evaluación económica para los productos Turbo A-1 y Kerosene, en las que se alcancen los niveles de calidad competitivos en el ámbito nacional e internacional.

Este proyecto ha sido apoyado por la Universidad Nacional de Ingeniería a través del convenio existente con Petróleos del Perú S.A., quien hizo efectivo el otorgamiento de una Beca de Tesis para desarrollar el presente trabajo de investigación de búsqueda de la mejor alternativa de tratamientos de los combustibles, que se adecuen a las necesidades actuales de calidad de los productos.

Agradezco a esta gran empresa Petróleos del Perú S.A por su apoyo brindado. En especial, va mi gratitud al Departamento Técnico, por su valiosa asesoría y facilidades brindadas durante la elaboración del estudio. Asimismo al Ing. Rubén Inga Segura por haberlo acreditado.

Finalmente, deseo extender mi gratitud a todas aquellas personas que de una u otra forma colaboraron en el desarrollo del presente trabajo de tesis.

ÍNDICE

	<u>Pág.</u>
Introducción.	1
<u>CAPÍTULO 1: OBJETIVOS DEL TRABAJO DE TESIS Y ASPECTOS</u>	
<u>GENERALES.</u>	3
1.1.- Objetivo del Tratamiento Químico.	3
1.2.- Descripción General de la Refinería Talara.	3
1.2.1.- Historia.	5
1.2.2.- Ubicación.	7
1.2.3.- Responsabilidad de la Refinería Talara.	7
1.2.4.- Unidades Operativas.	7
<u>CAPÍTULO 2: ASPECTOS TÉCNICOS Y QUÍMICOS DEL</u>	
<u>TRATAMIENTO.</u>	17
2.1.- Impurezas / Contaminantes en los Combustibles.	18
2.2.- Mecanismos de Reacción en la Formación de Gomas y Sedimentos.	19
2.2.1.- Mecanismo de Formación de Gomas.	26
2.2.2.- Mecanismo de Formación de Sedimentos.	28
2.3.- Estabilidad de la Emulsión y los factores que la afectan	31
<u>CAPÍTULO 3: INVESTIGACIÓN DE PROCESOS INDUSTRIALES</u>	
<u>DISPONIBLES PARA EL TRATAMIENTO DE</u>	
<u>COMBUSTIBLES.</u>	36
3.1.- Tratamiento Químico con Ácido Sulfúrico.	37
3.2.- Tratamiento Químico con Hidróxido de Sodio.	42

3.2.1.- Tratamiento Cáustico No Regenerativo.	43
3.2.2.- Tratamiento Cáustico Regenerativo.	44
3.3.- Procesos de Endulzamiento (Tradicional)	50
3.4.- Procesos de Tratamiento Merox.	52
3.4.1.- Procesos de Extracción Merox.	53
3.4.2.- Procesos de Endulzamiento Merox.	54
3.4.3.- Endulzamiento en Lecho Fijo con Mínimo Álcali (Minalk).	59
3.4.4.- Inconvenientes en los Procesos de Endulzamiento.	61
3.4.5.- Pre-tratamiento y Post-tratamiento en los procesos Merox.	63
3.4.6.- Endulzamiento en Lecho Fijo Libre de Cáustico (Free Cáustic).	64
3.5.- Métodos de Remoción del Agua Libre de Combustibles.	70
3.5.1.- Tanque Sedimentador.	70
3.5.2.- Filtro de Arena.	70
3.5.3.- Secador de Sal.	72
3.5.4.- Adsorbentes Comerciales.	77
3.5.5.- Coalescedores Convencionales Líquido – Líquido.	78
3.5.6.- Coalescedores de Última Generación.	80
3.6.- Método de Remoción de Surfactantes, Sólidos y Metales en Combustibles.	83
3.6.1.- Mecanismo de trabajo de las Arcillas.	85
3.6.2.- Filtro de Arcilla.	86
3.6.3.- Propiedades de las Arcillas Attapulgis.	88
3.6.4.- Regeneración y Manejo del Adsorbente.	90
3.7.- Tratamiento con Aditivos Químicos.	94
3.7.1.- Características de los Aditivos Químicos.	94

3.7.2.- Tipos de Aditivos Químicos y Funciones.	94
3.8.- Procesos de Hidrotratamiento.	104
3.8.1.- Proceso Unifining - Unisar	111
3.9.- Procesos de Desulfurización Biocatalítica. En desarrollo.	112
<u>CAPÍTULO 4: MÉTODOS DE ENSAYOS Y ESPECIFICACIONES PARA</u>	
LA CERTIFICACIÓN DEL TURBO A-1 Y KEROSENE.	
4.1.- Tipos de Combustibles de Aviación.	124
4.2.- Métodos de Ensayos y las Especificaciones PETROPERÚ.	128
4.3.- Pruebas de Laboratorio y su Significado.	131
4.3.1.- Propiedades Químicas.	131
4.3.2.- Propiedades Físicas.	133
4.3.3.- Propiedades Térmicas.	134
4.3.4.- Propiedades de Combustión.	135
4.3.5.- Agua y Surfactantes.	135
4.4.- Métodos Básicos para la Certificación del Turbo A-1y Kerosene.	136
4.4.1.- Índice de Separación de Agua Modificada (SWIM).	136
4.4.2.- Acidez Total en Combustibles de Aviación.	139
4.4.3.- Sulfuro de Hidrógeno y Mercaptanos en Hidrocarburos Líquidos por Titulación Potenciométrica.	140
4.4.4.- Prueba Doctor para Destilados del Petróleo.	148
4.4.5.- Gastado de Soda Cáustica - Método del Doble Indicador.	150
4.4.6.- Azufre Libre y Corrosivo en los Derivados del Petróleo.	155
4.4.7.- Estabilidad a la Oxidación en Combustibles de Aviación.	156
4.4.8.- Goma Existente en Combustibles por Evaporación a Chorro.	160
4.4.9.- Cobre en Combustibles de Aviación y Destilados Livianos.	164

4.4.10.- Agua en Hidrocarburos Líquidos - Método de Titulación con Reactivo Karl-Fischer.	168
4.5.- Estadísticas de Resultados en la Caracterización del Turbo A-1 y Kerosene.	173
<u>CAPÍTULO 5: EVALUACIÓN TÉCNICA A LAS UNIDADES EXISTENTES DE TRATAMIENTO DEL TURBOA-1 Y KEROSENE.</u>	
5.1.- Química del Proceso Aplicado.	176
5.2.- Características de los Productos Obtenidos.	176
5.2.1.- Características del Turbo A-1.	176
5.2.2.-Caracterisicas del Kerosene.	176
5.3.- Sistema de Tratamiento Existente del Turbo A-1 y Kerosene (Convencional).	178
5.3.1.- Descripción del Proceso de Tratamiento al Turbo A-1.	178
5.3.2.- Descripción del Proceso de Tratamiento al Kerosene.	185
5.4.- Posibilidades Detectadas de Mejoras en la Calidad del Turbo A-1.	188
5.4.1.- Observaciones Operativas.	188
5.4.2.- Observaciones a la Tecnología de Tratamiento Convencional.	192
<u>CAPÍTULO 6: MEJORAS PROPUESTAS AL SISTEMA DE TRATAMIENTO CÁUSTICO DEL TURBO A-1 Y KEROSENE.</u>	
6.1.- Alternativas de Tratamiento para el Combustible de Aviación.	200
6.1.1.- Tratamiento Cáustico en las Unidades Napfining y Aqualfing.	200
6.1.2.- Tratamiento Cáustico en Unidades de Precipitación Electrostático.	209
6.2.-Análisis de las Alternativas de Tratamiento Propuesto.	214

CAPÍTULO 7: EVALUACIÓN Y DISEÑO BÁSICO DE EQUIPOS EN EL SISTEMA DE TRATAMIENTO CÁUSTICO DEL TURBO A-1

Y KEROSENE.	216
7.1.- Listado de Equipos Existentes y Equipos Requeridos en el Sistema de Tratamiento.	216
7.2.- Propiedades Físicas de los Fluidos en Estudio.	217
7.3.- Balance de Materia y Calor en el Sistema de Tratamiento Cáustico.	220
7.3.1.- Balance de Materia y Calor en la producción de Turbo A-1.	220
7.3.2.- Balance de Materia y Calor en la producción de Kerosene.	232
7.4.- Evaluación y Diseño Básico de Sedimentadores en el Tratamiento del Kerosene y Turbo A-1.	237
7.4.1.- Diseño Básico del Sedimentador de Neutralización en una Etapa Convencional y en la Etapa Napfining (Etapa Mejorada).	239
7.4.2.- Evaluación de Recipientes Existentes como Sedimentadores en la Etapa Napfining.	248
7.4.3.- Diseño Básico del Sedimentador de Lavado en una Etapa Convencional y en la Etapa Aquafining (Etapa Mejorada).	250
7.4.4.- Evaluación del Sedimentador Existente como Lavador de Agua en la Etapa Aquafining.	253
7.5.- Etapa de Enfriamiento.	255
7.5.1.- Parámetros de Diseño del Enfriador.	255
7.5.2.- Diseño Básico del Enfriador.	256
7.5.3.- Evaluación del Enfriador en producción de Turbo A-1.	264
7.6.- Etapa de Secado con Sal.	267
7.6.1.- Criterios de Diseño del Secador de Sal.	267

7.6.2.- Condiciones de Operación en el Secador de Sal.	268
7.6.3.- Evaluación de los Secadores de Sal Existentes.	269
7.6.4.- Dimensionamiento del Secador de Sal.	270
7.6.5.- Diseño Básico del distribuidor de alimentación en el Secador de Sal.	274
7.6.6.- Cálculo de la Pérdida de Carga de Líquidos en lechos Porosos.	283
7.6.7.- Espesor del Área Lateral y de las Tapas del Secador de Sal.	289
7.6.- Etapa de Filtrado con Arcilla.	293
7.6.1.- Criterios de Diseño del Filtro de Arcilla.	293
7.6.2.- Condiciones de Operación en el Filtro de Arcilla.	295
7.6.3.- Dimensionamiento del Filtro de Arcilla.	295
7.6.4.- Diseño Básico del distribuidor de alimentación en el Filtro de Arcilla.	298
7.6.5.- Pérdida de Carga en el Filtro de Arcilla.	303
7.6.6.- Espesor del Área Lateral y de las Tapas del Filtro de Arcilla.	304
7.7.- Balance en la Cantidad de Movimiento en el Tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene.	305
7.7.1.- Bomba de Inyección de Soda 5 °Bé en la Etapa de Neutralización.	307
7.7.2.- Bomba de Recirculación de Soda Cáustica en la Etapa de Neutralización.	314
7.7.3.- Bomba de Inyección de Agua Desmineralizada en la Etapa de Lavado.	319
7.7.4.- Bomba de Recirculación de Agua en la Etapa de Lavado.	324
7.8.- Requerimientos en la Instrumentación de Campo.	330

<u>CAPÍTULO 8: EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO.</u>	335
8.1.- Justificaciones del Proyecto.	335
8.2.- Inversión en Capital Fijo.	336
8.3.- Inversión en Capital de Trabajo.	342
8.4.- Criterios de Evaluación, Indicadores Económicos y Sensibilidad de la Rentabilidad.	342
8.4.1.- Cálculos de los Beneficios en el Caso año 2000.	343
8.4.2.- Indicadores Económicos.	351
8.4.3.- Estudio de Sensibilidad.	351
<u>CAPÍTULO 9: SEGURIDAD E IMPACTO AMBIENTAL.</u>	356
9.1.- Seguridad en el Manipuleo de los Combustibles.	356
9.2.- Características de los Productos Químicos.	357
9.3.- El Medio Ambiente y las Operaciones de PETROPERÚ.	358
9.4.- Legislación ambiental.	361
9.5.- Situación de las Refinerías referente a las Emisiones Líquidas.	363
9.6.- Emisiones Líquidas en Refinería Talara y Alternativas de Solución.	365
9.6.1.- Oxidación de la Soda Gastada.	368
9.6.2.- Oxidación y Neutralización de la Soda Gastada.	371
9.6.3.- Oxidación con Aire Húmedo de la Soda Gastada.	374
CONCLUSIONES.	377
RECOMENDACIONES.	380
APÉNDICE A.	382
APÉNDICE B.	386
APÉNDICE C.	387
BIBLIOGRAFÍA.	410

INTRODUCCIÓN

El trabajo cotidiano del refinador no es otro que el de garantizar a partir de una materia prima única, el petróleo crudo, la fabricación de una gama muy extensa de productos que deben de satisfacer al cliente cumpliendo numerosas especificaciones, y el de cubrir la demanda cuantitativa exigida por el mercado. El problema es a la vez técnico y económico en la elección de los petróleos crudos de partida, de los procesos de fabricación, de las condiciones óptimas de funcionamiento de las unidades y de los productos a elaborar en función de la situación geográfica de la refinería y de las demandas locales.

El conjunto de estos parámetros constituye el dato básico de un gran problema de optimización cuya solución debe de proporcionar el esquema de fabricación más apropiado para el logro de un precio de costo mínimo.

Las transformaciones que sufren los crudos en una refinería son: procesos físicos y procesos químicos, resultando de ello una gama de productos intermedios o finales cuya elaboración es preciso completar con operaciones de tratamiento químico para la obtención de productos con calidad óptima.

La mayor parte de estos procesos de tratamiento químico consiste en ponerlos en contacto con una o varias sustancias inmiscibles, para eliminarles los componentes indeseables o transformarlos en compuestos inofensivos, toda vez que estos productos deberán ser lo suficientemente estables para resistir manipulaciones y almacenamientos prolongados.

Teniendo en cuenta estos aspectos, ligados íntimamente a los fines y objetivos de la Refinería Talara, la finalidad de este trabajo es realizar un estudio general de los medios de que dispone el refinador para tratar correctamente al Turbo A-1 y en especial la selección y aplicación de la alternativa más conveniente a mediano plazo, en el marco de los diversos esquemas posibles de tratamiento, que permitan a la Refinería Talara competir con éxito en el mercado de libre competencia como el que se está experimentando con el proceso de privatización que va desarrollando el país.

El resultado estará orientado a satisfacer un mercado con calidad total y al empleo de las más modernas tecnologías en tratamiento de combustible, contribuyendo de este modo al logro de una política eficaz de protección del medio ambiente y en especial de la salud humana.

CAPÍTULO 1.-

OBJETIVOS DEL TRABAJO DE TESIS Y ASPECTOS GENERALES.

1.1.- Objetivo del Tratamiento Químico.

El objetivo principal del tratamiento químico es obtener productos que satisfagan las exigencias de calidad del mercado (especificaciones), según se requiera, estas exigencias se dividen en tres grupos del siguiente modo:

- Disminuir ciertas propiedades indeseables (acidez, corrosión, etc.) en los productos.
- Mejorar las características de algunos productos (color, olor, etc.).
- Extraer algunos constituyentes para su recuperación y comercialización en un proceso posterior (ácidos nafténicos).

Para lo cual es necesario lo siguiente:

- Eliminación parcial, total o transformación de pequeñas cantidades de sustancias indeseables en los productos. Pueden ser hidrocarburos (diolefinas) o contaminantes (compuestos de azufre, nitrógeno, fenoles, etc).
- Eliminación de hidrocarburos considerados indeseables (hidrocarburos aromáticos en el Kerosene, ya que originan una deficiente combustión, humo).

En la tabla 1.1 se resumen los objetivos y principios de tratamiento de productos intermedios y acabados.

1.2.- Descripción General de la Refinería Talara.

A continuación se detallan los avances de la Refinería a través de los años e indica su ubicación geográfica. Además, se menciona su responsabilidad en el mercado y se describen las unidades operativas que actualmente dispone.

Tabla 1.1.- Objetivos Específicos y Principios de Tratamiento para diversos productos Intermedios o Acabados.

OBJETIVOS DEL TRATAMIENTO	PRODUCTOS TRATADOS				ELIMINACIÓN O MODIFICACIÓN DE:											
	NAFTAS	SOLVENTES	KEROSENE	TURBO AI	SULFURO DE HIDRÓGENO	MERCAPTANOS	AZUFRE TOTAL	BASES NITROGENADAS	GOMAS	AROMÁTICOS	COMPUESTOS FENÓLICOS	ÁCIDOS NAFTÉNICOS	OBSTRUCCIÓN FILTROS	HIDROCARBURO		
DISMINUIR:																
• Acidez	X		X	X	X						X	X				
• Desactivación del catalizador																
- Tierras colorantes	X															
- Hidrogenación	X						X									
- Isomerización	X					X										
• Corrosión	X	X	X	X	X	X	X									
• Agarrotamiento de los motores	X					X		X								
• Formación de azufre libre	X	X	X	X	X											
• Formación de gomas	X								X		X					
• Acción sobre pinturas		X			X	X	X									
• Producción combustión nociva	X		X	X	X	X	X									
• Producción hierro pirofórico	X	X	X	X	X											
• Obstrucción de filtros			X	X									X			
• Vapores tóxicos	X	X	X	X	X											
MEJORAR:																
• Características de combustión			X	X			X		X		X					
• Color y estabilidad	X	X	X	X				X								
• Susceptibilidad al TEL	X	X			X	X	X									
• Número de octano	X	X			X	X	X		X							
• Olor	X	X	X	X	X	X	X		X		X					
• Punto de congelación			X	X												
• Poder disolvente		X							X							
CONCENTRAR PARA VENTA O TRANSFORMACION ULTERIOR																
• Alquif fenoles	X									X						
• Mercaptanos	X					X										
• Ácidos nafténicos			X	X									X			
• Bases nitrogenadas	X							X								
• Sulfonatos														X		

REFERENCIA: Procesos de Refinación 1, Cap. IV, Sección A, Centro de Capacitación Petróleos del Perú PETROPERÚ.

La figura 1.1 muestra el diagrama simplificado de la Refinería Talara.

1.2.1.- Historia.

A continuación se detalla cronológicamente los principales acontecimientos ocurridos en la Refinería, haciendo énfasis en las modificaciones de sus Unidades de Proceso.

1915: Instalación de la primera batería de alambiques de refinación de crudo (10 MBD) en Talara.

1925: Modificación de la batería de alambiques por un proceso continuo.

1926: Instalación de Cuatro Unidades de Craqueo Térmico (15 MBD).

1929: Arranque de la actual Planta de Lubricantes.

1937 - 1938: Instalación del alambique tubular N° 1 y las Unidades de Asfaltos (1,2 MBD).

1954: Instalación de la actual Unidad de Destilación Primaria (45 MBD) y la Planta de Grasas Lubricantes (6,4 MM lb/a).

1965 - 1970: Ampliación de la actual Unidad de Destilación Primaria (62 MBD).

1974: Instalación del Complejo de Craqueo Catalítico: Unidad de Destilación al Vacío (19,8 MBD) y Unidad de Craqueo Catalítico (16,6 MBD).

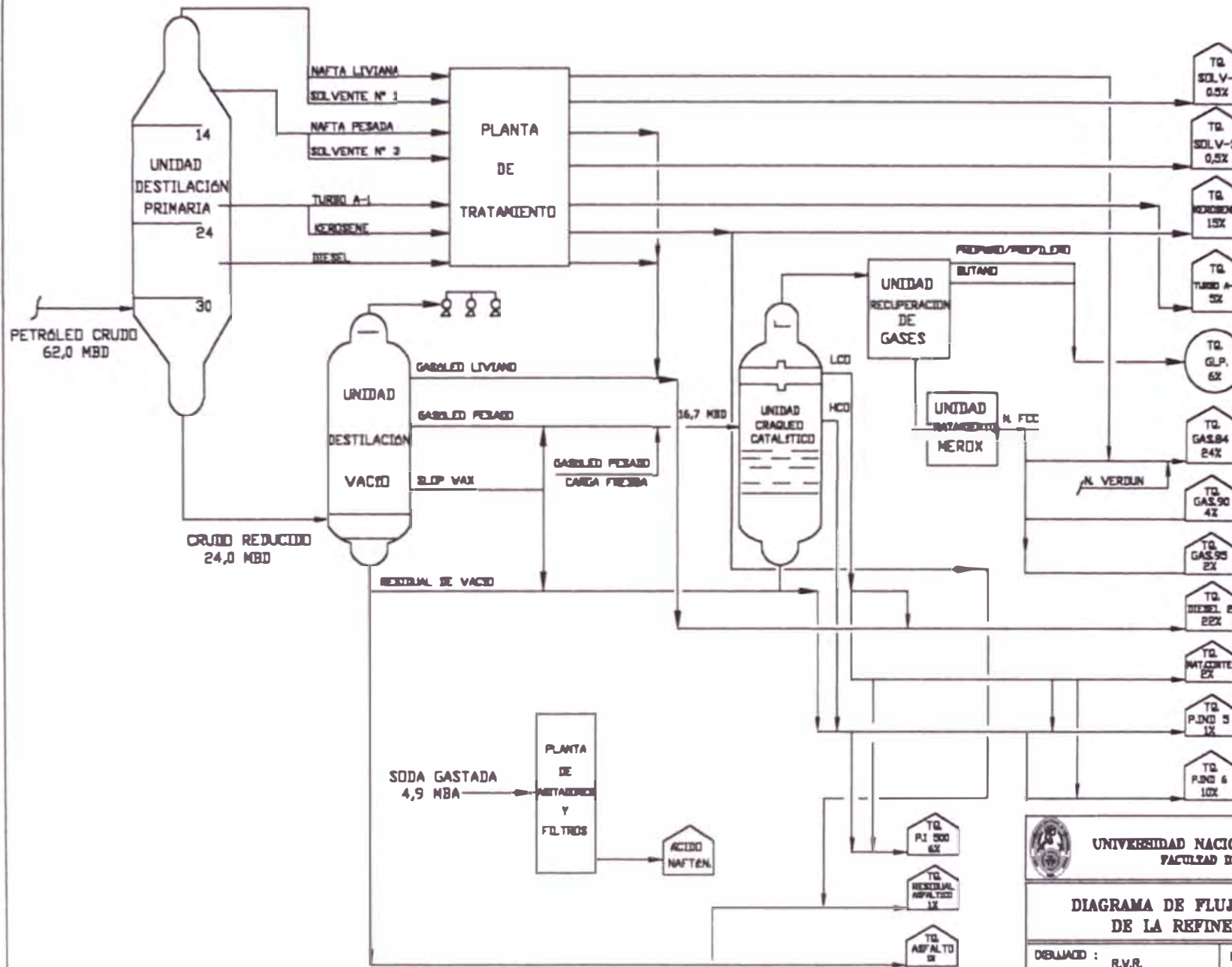
1982: Ampliación de la Planta de Lubricantes (1,4 MBD).

1985: Ampliación y mejoras a la Unidad de Destilación al Vacío (24 MBD).

1988: Ampliación de la Planta de Grasas Lubricantes (10,5 MM lb/a).

1994: Construcción del Nuevo Muelle de Carga Líquida (35 MDWT).

1995: Modernización del Complejo de Craqueo Catalítico.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

**DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO
DE LA REFINERÍA TALARA**

DESEÑADO :	R.V.R.	FECHA :	OCT-98
REVISADO :	R.I.S.	FIGURA :	1.1

REFERENCIA: Manual de Operaciones RFTAL.

1.2.2.- Ubicación.

La Refinería Talara está ubicada en la ciudad de Talara, Provincia de Talara, Departamento de Piura, Región Grau y ocupa un área aproximada de 128,9 Ha. La ciudad de Talara está ubicada a 1 150 Km al norte de la ciudad de Lima, a una altitud entre 0 y 25 m.s.n.m. Es la segunda refinería en cuanto a capacidad de procesamiento a nivel país.

1.2.3.- Responsabilidad de la Refinería Talara.

Está encargada del procesamiento del petróleo crudo producido en el NorOeste, para la elaboración de productos y su comercialización con criterio de rentabilidad y orientación al mercado Nacional principalmente y al internacional en forma supletoria, haciéndolo con calidad y competitividad, a fin de lograr la plena satisfacción de sus clientes, sus recursos humanos y sus propietarios, cuidando de preservar el Medio Ambiente, buscando permanentemente el liderazgo y manteniendo buenas relaciones con la comunidad, en la que ejerce sus actividades.

La Refinería Talara ofrece los siguientes productos a sus clientes: Solvente 1 y 3, Gas Licuado de Petróleo, Gasolinas 84, 90 (sin plomo) y 95, Turbo A-1, Kerosene, Diesel 2, Petróleo Industrial 5 y 6, Base Asfáltica, Asfaltos Líquidos, Asfaltos Sólidos, Acido Nafténico, entre otros.

1.2.4.- Unidades Operativas.

La Refinería Talara comprende las siguientes unidades de procesos: Destilación Primaria (UDP), Destilación al Vacío (UDV), Planta de Tratamiento para combustibles de UDP, Unidad de Craqueo Catalítico (UCC), Recuperación de Gases (URG), Unidad Merox para

gasolinas de UCC, Planta de Agitadores y Filtros y Planta de Agua Malacas. En la tabla 1.2 se muestra la capacidad instalada y la carga promedio procesada en los dos últimos años.

Tabla 1.2.- Capacidad Instalada y Carga Procesada en las Unidades de Proceso de la Refinería Talara.

Planta / Unidad	Capacidad Instalada	Carga Procesada Promedio 1998 – 1999
- Unidad de Destilación Primaria, MB/D.	62,0	59,0
- Unidad de Destilación al Vacío, MB/D.	24,0	22,5
- Unidad de Craqueo Catalítico, MB/D.	16,7	16,0
- Planta de Tratamientos, MB/D.	50,3	50,3
- Planta Agitadores y Filtros, MB/a.	4,9	14,4
- Planta de Aguas Ácidas, GPM.		100
- Separador Agitadores y Filtros, GPM.	500	158
- Separador API Norte, GPM.	1 000	206
- Separador API Sur, GPM.	3 000	4 790
- Separador CPI, GPM.	13 000	3 092
- Destilación Agua de Mar, TM/h.	130	

Adicionalmente, la refinería cuenta con el área de Servicios Industriales para el suministro de vapor mediante 4 calderos con una capacidad total instalada de 270 M lb/h.

Asimismo, dispone de sistemas de suministro de aire para instrumentos, aire de planta, agua destilada y agua desmineralizada.

El abastecimiento de energía eléctrica proviene de las Centrales de Malacas, Talara y Verdún.

El plomo tetraetilico a granel es importado y se recepciona mediante una tubería de 3" ϕ desde el Nuevo Muelle hasta la Planta de Etilo.

El despacho de productos se realiza en mayor escala a través de buques tanques mediante el sistema de cabotaje; en menor escala a través de sus Plantas de Ventas Talara y Piura.

A continuación describimos las principales unidades de proceso:

a.- Unidad de Destilación Primaria (UDP).

La Unidad de Destilación Primaria procesa crudos tipo HCT (High Cold Test) parafínico y tipo LCT (nafténico) mezclados con crudos importados como: Caño Limón, Mesa, etc. La tabla 1.3 muestra la calidad de los crudos procesados en estas unidades.

El crudo de tanques es transferido por 2 tuberías de 12 "φ a la Unidad, y se precalienta en diversos intercambiadores de calor hasta 229 °C (aprovechando el calor de los productos calientes que salen de la Unidad); luego pasan por el horno hasta alcanzar 332 °C, temperatura con la cual entra a la torre de destilación.

La presión de la columna es controlada en el tope en 5 psig; donde se separan los componentes del crudo en fracciones de diferentes puntos de ebullición. Obteniéndose lo siguiente:

- Producto de tope: Nafta liviana.
- Cortes laterales: Nafta pesada, Kerosene y Diesel.
- Corriente de fondos: Crudo reducido.

En corridas especiales se producen Solvente Industrial 1, Solvente Industrial 3 y Turbo A-1.

La Nafta, el Kerosene, el Diesel y las corrientes de corridas especiales pasan por la Planta de Tratamientos donde reciben un lavado cáustico para removerle los contaminantes.

TABLA 1.3.- CALIDAD DE PETRÓLEOS CRUDOS PROCESADOS EN REFTAL

TIPOS DE CRUDO		CRUDO ONO HCT (TALARA-PERÚ)	CRUDO ONO LCT (TALARA-PERÚ)	CAÑO LIMÓN (COLOMBIA)	MESA (VENEZUELA)	LOTE 8 (MAYNAS) (LORETO-PERÚ)	REQUERIMIENTO DE CALIDAD PARA IMPORTACIÓN (*)	
INSPECCIONES	MÉTODO (ASTM)						MIN	MAX
Gravedad API . a 15.6 °C	D-287	33,7	33,3	28,6	29,9	24,8	24,0	36,0
Viscosidad. cSt a 38 °C	D-445	5,9	4,8	14,8	7,5	40,3		
Azufre Total. % peso	D-1552	0,07	0,06	0,50	1,00	0,51		1,3
Sales. lbs/MB	D-3230	8,0	5,0	4	8	8,0		30,0
Agua y Sedimentos. % vol.	D-96	0,10	0,10	0,10	0,70	0,10		0,2
Número de Neutralización . mg KOH/g	D-974	0,47	> 1,12	0,43	0,27	0,5		0,5
Residuo Carbón Coradson. % peso	D-189	1,58	1,47	5,1		11,5		7,5
Factor de Caracterización				12,0	11,8		11,4	12,0

REFERENCIA: Reporte Diario de Laboratorio REFTAL.

(*) Memorando TL DTEC 152-2000 (Feb-97).

b.- Unidad de Destilación al Vacío (UDV).

La Unidad de Vacío procesa crudo reducido proveniente de los fondos de la Unidad de Destilación Primaria, el cual pasa por un tren de intercambiadores de calor subiendo su temperatura a 232 °C, finalmente se calienta en el horno hasta 382 °C.

Mediante un juego de eyectores de 3 etapas, la presión se reduce hasta 29 plg Hg. de vacío. En estas condiciones el punto de ebullición de la mezcla disminuye y los compuestos pesados pueden ser destilados sin craquearse.

Los productos obtenidos según la carga procesada son los siguientes:

- Tope de la torre: Gases incondensables.
- Cortes laterales: Gasóleo liviano, Gasóleo pesado y Slop Wax.
- Fondos de la torre: Residual de Vacío.

En corridas especiales se obtienen Bases Asfálticas.

c.- Unidad de Craqueo Catalítico (UCC).

Esta unidad utiliza el catalizador XP-7100-GL (W.R.GRACE) en forma de partículas muy finas que actúan como fluido cuando es mezclado con vapor.

La carga fresca (gasóleos de UDV) se introduce al riser del reactor y juntándose con el catalizador regenerado caliente producen las reacciones deseadas. Los vapores de hidrocarburos son separados del catalizador mediante ciclones en el reactor. La temperatura en el reactor es 488 °C acorde con el objetivo de maximizar el rendimiento de destilados medios, pero con flexibilidad a incrementar esta temperatura hasta 521 °C para maximizar la producción de GLP.

Los productos de la reacción son enviados a la fraccionadora para su separación obteniéndose:

- Tope: Gas licuado de petróleo (GLP) más nafta.
- Cortes laterales: Aceite cíclico ligero (LCO), aceite cíclico pesado (HCO).
- Fondos: Aceite clarificado (DCO).

El catalizador gastado es devuelto al regenerador para quemar el coque depositado en su superficie a 649 °C y 30 psig. Los gases de esta combustión parcial (CO) se envían a un caldero, donde el CO actúa como combustible en la producción de vapor de 600 psig.

Dependiendo del objetivo, la Unidad cuenta con patrones básicos de operación:

- Gas Licuado de Petróleo (alta severidad).
- Gasolinas (severidad moderada).
- Destilados medios (baja severidad).

La conversión de la reacción varía de 69 a 80 % vol según la severidad de la operación.

d.- Planta de Agitadores y Filtros.

En la Planta de Agitadores y Filtros se realiza la regeneración del Ácido Nafténico a partir de la soda gastada. Tiene dos etapas:

• Tratamiento Cáustico.

En esta etapa el Ácido Nafténico es atrapado químicamente en forma de naftenato de sodio por uso de una solución de soda cáustica. Actualmente se trata con soda cáustica el Kerosene HCT / LCT y Diesel LCT.

La experiencia ha demostrado que debe usarse soda de 3 – 5 °Bé en esta etapa, por cuanto soluciones de altas concentraciones tienen la desventaja de promover la solubilidad del aceite en el naftenato de sodio con la consiguiente disminución de su calidad y altas pérdidas de aceite.

• *Regeneración del Ácido Nafténico de la soda gastada.-*

En esta segunda etapa consiste en acidificar la solución de soda gastada con ácido sulfúrico al 98 % y coleccionar la parte superior (nafténico) después de la separación de las dos fases.

Antes de la acidificación se requiere remover el aceite arrastrado con la soda gastada para reducir su contenido en el nafténico recuperado.

Durante la etapa de acidificación de la soda gastada en solución acuosa se requiere de agitación, la cual se realiza empleando aire. La concentración de ácido sulfúrico a usarse no es crítico, ya que aun con una corriente de 95 %; los Ácidos Nafténicos no son afectados. Sin embargo, es muy importante emplear ácido sulfúrico limpio, por cuanto un ácido negro, introduce "carbón" en el proceso, el cual interfiere con una adecuada separación de las fases y por consiguiente con la purificación del nafténico.

Es muy importante, adicionar suficiente cantidad de ácido sulfúrico para obtener un exceso y lograr una buena recuperación de nafténico.

Este exceso se obtiene cuando el pH de la solución acuosa es 3 o menos.

Después de separar la solución acuosa del Ácido Nafténico éste es lavado con agua salada para remover el ácido mineral y darle un color brillante.

Finalmente el Ácido Nafténico es secado mediante calentamiento con vapor (200 – 210 °F) hasta disminuir el contenido de agua en el mismo a menos de o igual que 0,1 %.

e.- Sistemas de Tratamiento de Efluentes.

En el tratamiento de efluentes existen 4 separadores cuyos efluentes tratados son enviados al mar sin exceder los 15 ppm de contenido de aceite:

- Un Separador Norte API para los efluentes de la Planta de Lubricante.
- Un Separador Sur API para los efluentes de la UDP y la Planta de Tratamiento de combustibles.
- Un Separador CPI que recibe los efluentes de la UCC, pero previa a esta instalación, las aguas ácidas de la UCC son tratadas en la planta de despojamiento con vapor (Waste Water Stripper).
- Un separador API que recibe los efluentes de la Planta de Agitadores y Filtros.

Existen 3 sistemas de drenajes independientes para la recolección de efluentes, clasificados como: limpio, aceitoso y químico.

f.- Servicios Industriales.

La Refinería cuenta con una Unidad de Servicios Industriales que la provee de vapor de media y alta presión, agua desmineralizada, agua ablandada, agua destilada (Planta de Agua Malacas), agua de

enfriamiento (agua de mar) y aire comprimido para instrumentos y procesos.

g.- Área de Tanques.

La Refinería dispone de tanques de almacenamiento de petróleo crudo, que incluye el Patio de Tanques del Tablazo y productos con capacidades totales de 992,3 MB y 2 140,1 MB respectivamente.

h.- Instalaciones Portuarias Existentes.

Las instalaciones portuarias existentes en Talara están constituidas por los Muelles N° 1 y 2, el Nuevo Muelle y el Terminal Submarino.

- *Muelle N° 1*; construido en 1915, tiene una orientación general Norte - Sur perpendicular a la playa; está constituido por un espigón sobre pilotes de concreto.

Actualmente, se ha rehabilitado para el amarre de remolcadores y lanchas de servicio. Adicionalmente, se ha construido una plataforma donde se han ubicado los equipos mayores del Plan de Contingencias Marinas.

- *Muelle N° 2*; construido en 1927, inicialmente constaba de un cabezo de atraque, dos plataformas de amarre y un acceso a tierra. El acceso está orientado de Norte a Sur, perpendicular a la playa y paralelo al Muelle N° 1, con una longitud de 175 m y un ancho de 7,35 m.

El cabezo del muelle está semi destruido a causa de un impacto que recibió de un buque; las instalaciones se han reubicado en forma provisional. La estructura del muelle sirve de pasarela peatonal y soporte de tuberías. No es adecuado para el tránsito de vehículos. Además, la estructura no es apropiada para soportar fuerzas

horizontales provenientes del acoderamiento de embarcaciones mayores, razón por la cual actualmente sólo es usado para el despacho de GLP a buques gaseros pequeños.

- *Terminal Submarino*; se cuenta con un amarradero frente a Punta Arenas con dos líneas submarinas de 12" ϕ y 2 Km de longitud cada una (2,4 Km hasta los tanques), que permite la recepción de buques tanques hasta 55 MDWT. Las líneas submarinas cuentan con protección catódica por corriente impresa.
- *Nuevo Muelle*; construido en 1995, está diseñado para atender buques hasta de 35 MDWT. Este amarradero ha sustituido a los muelles N° 1 y 2.

i.- Planta de Tratamiento de Agua de Lastre.

Consiste en 2 tanques de lastre de 25 MB cada uno, un tanque intermedio y un tanque de Slop, así como un sistema de tratamiento secundario por flotación inducida. El agua al final del tratamiento tiene menos de 15 ppm hidrocarburos.

CAPÍTULO 2.-

ASPECTOS TÉCNICOS Y QUÍMICOS DEL TRATAMIENTO.

Un combustible presenta estabilidad satisfactoria cuando al cumplir un largo período de almacenamiento (6 meses o más) no se han alterado sus propiedades de color, ni se han formado compuestos dañinos como gomas o sedimentos. Para verificar esta estabilidad en laboratorio se hacen pruebas que simulan este tiempo de almacenamiento.

Las razones por la que un combustible presenta estabilidad insatisfactoria durante el almacenamiento, se atribuye a la presencia de ciertas impurezas, como: hidrocarburos insaturados, compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno.

El tipo y concentración de impurezas presentes en un determinado combustible depende principalmente de los siguientes factores:

- Rango de ebullición del destilado.
- Origen del crudo del que proviene el producto (parafínico o nafténico).
- Si es destilado virgen o fracción de proceso.
- Si la muestra es fresca o fue expuesta a una atmósfera de oxígeno.

El tratamiento de combustibles se refiere a la remoción de las impurezas de la corriente de hidrocarburos para mejorar sus características físicas y químicas. Los contaminantes que permanezcan en el hidrocarburo serán perjudiciales en su uso final.

Las operaciones físicas involucradas en el tratamiento químico son principalmente: mezclado (contacto) y sedimentación (separación). La extracción de los contaminantes usando una solución de tratamiento acuoso, involucra transferencia de masa, el movimiento de la impureza contenido en el hidrocarburo hacia la solución acuosa.

La velocidad a la cual la transferencia de masa ocurre es el producto de tres variables independientes:

$$M = K (A) (\Delta C)$$

Donde: M, velocidad de transferencia de masa.

K, coeficiente de transferencia de masa de la impureza entre el hidrocarburo y la solución acuosa.

A, cantidad de superficie de contacto disponible para que la impureza pase del hidrocarburo a la fase acuosa.

ΔC , fuerza impulsora debido a la concentración que acciona a la impureza a dejar el hidrocarburo y entrar en la fase acuosa.

Muy poco puede influenciarse en el coeficiente de transferencia de masa (K), variando la concentración de la fase acuosa, la temperatura y la presión de operación. Sin embargo, pueden influenciarse en los otros dos términos. De hecho, muchos investigadores han dedicado sus carreras a buscar mejores aparatos para aumentar el área de superficie interfacial para la transferencia de masa.

2.1.- Impurezas / Contaminantes en los Combustibles.

Los principales componentes indeseables pueden ser agrupados en:

- Iones metálicos solubles, como: el cobre.
- Componentes sulfurados: azufre elemental, sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, sulfuro de carbonilo, etc.
- Compuestos nitrogenados los cuales incluyen compuestos básicos, como: la piridina y quinolina, neutros o anfotéricos, como: el pirrol y sus homólogos.

- Compuestos oxigenados, tales como: los fenoles, ácidos nafténicos y ácidos alifáticos.
- Hidrocarburos olefinicos y diolefinicos.

La figura 2.1 ilustra a los compuestos contaminantes sulfurados, nitrogenados y oxigenados más comunes.

a.- Origen, Efectos nocivos y Formas de eliminación de las Impurezas / Contaminantes en los Combustibles.

La tabla 2.1 enumera los principales compuestos indeseables que es preciso eliminar o transformar mediante el tratamiento químico, debido a los efectos que produce en los combustibles que las contienen. Asimismo, se indica el probable origen y algunas formas de eliminarlos.

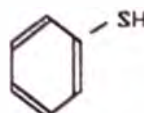

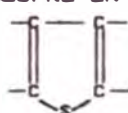
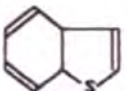
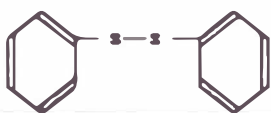
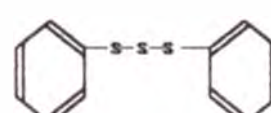
2.2.- Mecanismos de Reacción en la formación de Gomas y Sedimentos.

La habilidad de un combustible de mantener una estabilidad satisfactoria durante el almacenamiento depende de una serie de parámetros que controlan su velocidad de autoxidación. Los productos finales de estas complejas reacciones de autoxidación se manifiestan en 2 tipos generales, primeramente una "GOMA SOLUBLE" que es esencialmente no volátil y una "GOMA INSOLUBLE" que precipita dentro del combustible.







Se ha establecido que las gomas insolubles, generalmente referidos como "SEDIMENTOS" son los productos de almacenamiento que causan más daño.

Las razones por las que un combustible presenta estabilidad insatisfactoria durante el almacenamiento es atribuida por ciertos autores a la presencia de oxígeno, mercaptanos aromáticos e hidrocarburos reactivos; mientras que otros la atribuyen a los productos de oxidación y reacciones químicas que

COMPUESTOS DE AZUFRE

<p>MERCAPTANOS</p> <p>CH_3-CH_2-SH Alifáticos</p> <p> Aromáticos</p>	<p>SULFUROS</p> <p>$CH_3-CH_2-S-CH_2-CH_3$ Alifáticos</p> <p> Aromáticos</p>
<p>AZUFRE EN LOS NUCLEOS</p> <p> Tiofeno</p> <p> Benzo-tiofeno</p>	<p>DISULFURO</p> <p>$CH_3-CH_2-S-S-CH_2-CH_3$ Alifáticos</p> <p> Aromáticos</p> <p>POLISULFUROS</p> <p>$CH_3-CH_2-S-S-S-CH_2-CH_3$ Alifáticos</p> <p> Aromáticos</p> <p>H_2S : Sulfuro de Hidrogeno</p> <p>CS_2 : Disulfuro de Carbono</p> <p>COS : Sulfuros de Carbonillo</p>

COMPUESTOS DE NITRÓGENO

<p>Compuestos Básicos</p> <p> Piridina</p> <p> Quinolina</p> <p> Acridinas</p>	<p>Compuestos Neutros</p> <p> Pirrol</p> <p> Indoles</p> <p> Carbazoles</p>
--	--

COMPUESTOS OXIGENADOS

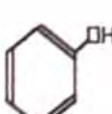


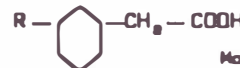
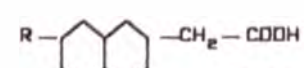

<p> Fenol</p> <p> Cresol</p>	<p>Acidos Nafténicos</p> <p> $CH_2-(CH_2)_n-COOH$</p> <p> $R-CH_2-COOH$ Monocíclico</p> <p> $R-CH_2-COOH$ Bicíclico</p>	<p>Acidos Carboxílicos Alifáticos</p> <p>$CH_3-(CH_2)_n-CH(R)-COOH$ ramificado</p> <p>$CH_3-(CH_2)_n-COOH$ normal</p> <p> UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO</p> <p>COMPUESTOS CONTAMINANTES EN LAS FRACCIONES DEL PETRÓLEO</p> <table border="1"> <tr> <td>DIBUJADO :</td> <td>R.V.R.</td> <td>FECHA :</td> <td>OCT-99</td> </tr> <tr> <td>REVISADO:</td> <td>R.I.S.</td> <td>FIGURA :</td> <td>2.1</td> </tr> </table>	DIBUJADO :	R.V.R.	FECHA :	OCT-99	REVISADO:	R.I.S.	FIGURA :	2.1
DIBUJADO :	R.V.R.	FECHA :	OCT-99							
REVISADO:	R.I.S.	FIGURA :	2.1							

Tabla 2.1.- Relación de Contaminantes. Origen, Efectos nocivos y Formas de Eliminación.

Contaminantes	Origen	Efectos	Formas de Eliminación
<p>a.- Iones metálicos en solución. Cobre (neutro).</p>	<p>Está presente en los productos que han estado en contacto con superficies de cobre o sus aleaciones. Para que el cobre se solubilice es necesario un medio que contenga amoníaco, mercaptanos o compuestos nitrogenados básicos.</p>	<p>Origina la formación de gomas debido a que actúa como un catalizador de las reacciones de oxidación en las olefinas. También causa problemas de estabilidad y de color en los productos destilados.</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Si su concentración es mucho mayor a 1 mg/L se puede utilizar un tratamiento ácido, filtración con arcillas, o un tratamiento de hidroacabado. • Si su tratamiento no excede a 1mg/L se le puede transformar a quelatos de Cu por medio de desactivadores de Cu.
<p>b.- Compuestos Sulfurados. Azufre Elemental (neutro).</p>	<p>Por lo general se encuentra en forma natural en las fracciones más pesadas del crudo. Puede estar presente en las fracciones ligeras debido a la oxidación del sulfuro de hidrógeno. Por tanto, serán encontrados en fracciones que:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Contengan H₂S como producto y • Que han tenido un contacto con oxígeno antes de su remoción. $\text{H}_2\text{S} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{S}^0$	<ul style="list-style-type: none"> • Origina corrosión especialmente del Cu. • Quedará como un depósito cuando el hidrocarburo es usado, presentándose problemas en el carburador o filtro de un motor a gasolina. • Reduce el número de octanos y la susceptibilidad al TEL. 	<ul style="list-style-type: none"> • Sólo se le puede eliminar por medio de hidrotratamiento por redestilación. • La eliminación del azufre elemental por medio de tratamiento químico no es muy recomendable debido a que se ha demostrado no ser muy efectivo.
<p>Sulfuro de Hidrógeno (ácido).</p>	<p>Resulta de la descomposición de otros compuestos de azufre durante la operación de refinación. De acuerdo a su volatilidad, le corresponde destilar entre los hidrocarburos de etano y propano (C₂ y C₃). Aunque es posible encontrarlo en el butano o más, dependiendo de la eficiencia de la destilación.</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Aun a bajas concentraciones produce mal olor. • Es venenoso debido a que paraliza la función involuntaria de respiración. • Es corrosivo en presencia de oxígeno. • Reduce la susceptibilidad al TEL. • Promueve la oxidación de peróxidos y previene la formación de inhibidores de oxidación. 	<ul style="list-style-type: none"> • Puede ser eliminado por medio de tratamiento cáustico empleando soluciones de NaOH diluidas, 10 - 15°Bé. • Otra forma de eliminarlo es usando procesos regenerativos con monoetanolamina (MEA) o con dietanolamina (DEA).

Contaminantes	Origen	Efectos	Formas de Eliminación
Mercaptano o tioles (ácido).	Los mercaptanos están presentes en las fracciones de gasolina y kerosene provenientes de la Unidad Destilación Primaria. Los mercaptanos presentes en las fracciones de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado se forman por la descomposición de otros compuestos de azufre durante las operaciones de craqueo o por las reacciones de recombinación que existen entre el H ₂ S y las olefinas o diolefinas. Estos aparecen en todas las fracciones de C ₃ y más pesados.	<ul style="list-style-type: none"> • Los mercaptanos de bajo peso molecular presentan un olor muy desagradable. • Reduce la susceptibilidad del TEL. • Produce inestabilidad en los productos que lo contienen debido a que promueven la formación de gomas. • Pueden reaccionar con el cobre (especialmente si existen compuestos nitrogenados básicos en solución) para formar compuestos de cobre solubles e insolubles y disulfuros, tales como: los naftenatos de cobre y fenolatos de cobre. $\text{RSH} + \text{Cu} + \text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{RSCu} + \text{NH}_4\text{OH}$ <p>Asimismo, los mercaptanos formarán los mercaptidas de cobre a través de una serie de reacciones de oxidación-reducción en presencia de hidrocarburos oxidados.</p> $\text{Cu}^0 + \begin{pmatrix} \text{ROOH} \\ \text{ROOR} \end{pmatrix} \rightarrow \begin{pmatrix} \text{Cu}^+ \\ \text{Cu}^{++} \end{pmatrix} \text{ ó } \begin{pmatrix} \text{Cu}^+ \\ \text{Cu}^{++} \end{pmatrix}$ $\text{Cu}^+ + \text{RSH} \rightarrow \text{CuSR} + \text{H}^+$ $2\text{Cu}^{++} + 4\text{RSH} \rightarrow 2\text{CuSR} + \text{RSSR} + 4\text{H}^+$	<ul style="list-style-type: none"> • Los mercaptanos de bajo peso molecular pueden ser eliminados parcialmente por medio de soluciones cáusticas. • Generalmente se eliminan con procesos catalíticos Merox.
Sulfuro de Carbonilo (neutro).	Se produce durante los procesos de craqueo. Después del fraccionamiento de craqueo el COS se concentra ya sea en el GLP, en la corriente de propano - propileno o finalmente en la de propileno, según se reduzcan los rangos de ebullición de los productos de destilación.	<ul style="list-style-type: none"> • Este producto tiende a hidrolizarse formando sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono. 	<ul style="list-style-type: none"> • Su eliminación se puede lograr haciéndolo reaccionar con soluciones de DEA. • La eliminación de pequeños porcentajes de COS se puede lograr usando soluciones de MEA y NaOH.

Contaminantes	Origen	Efectos	Formas de Eliminación
<p>c.- Contaminantes Nitrogenados.</p> <p> Piridina (básico).</p> <p> Quinolina (básico).</p> <p> Putrol (neutro).</p>	<p>Son obtenidos en procesos de craqueo por medio de la descomposición de productos más complejos que contienen nitrógeno.</p>	<p>Los componentes básicos se caracterizan:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Tienen un olor característico el que al combinarse con los mercaptanos produce un olor muy desagradable. • Afectan la estabilidad del color de los productos que lo contienen, pues estos se oxidan dando colores muy oscuros, especialmente en productos craqueados donde ellos parecen formar pareja con productos fenoles oxidados y promueven la formación de gomas. • Los compuestos neutros se caracterizan por estar asociados con la formación de sedimentos en los combustibles. 	<p>Los componentes básicos pueden ser eliminados por medio de un lavado ácido con ácido sulfúrico o ácido clorhídrico. Los compuestos neutros pueden ser eliminados por medio de extracción con ácidos fuertes, tales como: H₂SO₄ concentrado.</p>
<p>d.- Contaminantes Oxigenados</p> <p> Fenoles (ácido)</p>	<p>Los miembros de bajo peso molecular destilan en el rango de ebullición de la gasolina y son solubles en soluciones de soda cáustica. Los fenoles de alto peso molecular destilan en las fracciones de Kerosene/Turbo A-1 y gasóleos y no son solubles significativamente en soluciones cáusticas. Los fenoles también son generados por una combinación del oxígeno con hidrocarburos o por el craqueo de otros compuestos oxigenados más complejos durante el proceso de craqueo catalítico.</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Son suaves inhibidores de corrosión y evitan la formación de gomas. • Ciertas pruebas muestran un ligero mejoramiento en la limpieza de los motores cuando se tiene fenoles presente en la gasolina. • Estos imparten lubricación al Turbo A-1. • Los compuestos fenólicos con excepción de algunos al oxidarse, por aire u otros agentes oxidantes como el cobre pueden impartir color a las fracciones de Gasolina, Kerosene, Diesel. 	<ul style="list-style-type: none"> • Se puede eliminar por medio del tratamiento cáustico. (con excepción de los fenoles). • El hidrot ratamiento elimina por completo a todos los contaminantes oxigenados.

Contaminantes	Origen	Efectos	Formas de Eliminación
Acido nafténico (ácido).	Son ácidos carboxílicos ciclo parafínicos y son encontrados en algunas cantidades en destilados vírgenes con puntos de ebullición arriba de 149°C sin considerar el origen del crudo, pero ciertos crudos contienen cantidades más elevadas que otros. Generalmente la concentración mayor se da en las fracciones destiladas arriba de 260°C.	<ul style="list-style-type: none"> • El ácido nafténico y el naftenato de sodio que se encuentran en los destilados poseen una activa propiedad surfactante, los cuales tienden a estabilizar las emulsiones aceite-agua. Esto se detecta en los productos por la presencia de turbidez persistente. Estas sales de sodio son solubles hasta cierto grado y pueden depositarse después del lavado cáustico. • Los ácidos nafténicos al reaccionar con algunos metales forman sales metálicas (naftenato de cobre y plomo) que son compuestos coloreados, tienden a disolverse en la fase hidrocarburo (gasolina y fracciones de alto punto de ebullición) causando serios problemas de formación acelerada de gomas y por tanto obstrucción de filtros. • Los ácidos nafténicos de alto punto de ebullición que quedan en el fondo de la columna de destilación son reportados como causantes de corrosión. Los de bajo punto de ebullición son parcialmente solubles en agua y pueden conducir a una condición corrosiva si el agua está presente. 	El ácido nafténico es neutralizado con soluciones de soda cáustica de baja concentración de 4 – 6°Bé, una vez formados las sales del ácido, éstos son removidos con agua, secados en filtros de sal y filtros de arcilla.
Acido alifáticos (ácido).	Parecen que están presentes sólo en los productos de craqueo, probablemente son formados a partir de los ácidos carboxílicos o ácidos nafténicos presentes en la carga fresca a la unidad de craqueo.	<ul style="list-style-type: none"> • Los ácidos alifáticos de bajo punto de ebullición son solubles en agua y pueden promover la corrosión en presencia de agua. • Sus sales sódicas son insolubles en soda cáustica concentrada, formando precipitados condensados que pueden ocasionar taponamientos. 	

Contaminantes	Origen	Efectos	Formas de Eliminación
e.- Olefinas y diolefinas (neutros).	Se les encuentran en cantidades apreciables en productos obtenidos a través de procesos de craqueo térmico.	<ul style="list-style-type: none"> • Participan en reacciones de formación de gomas y sedimentos debido a que estos se combinan lentamente con el oxígeno para formar peróxidos que posteriormente se polimerizan y forman compuestos de alto peso molecular denominadas gomas y que a pesar de ser solubles en el combustible no son volátiles. • Ciertos compuestos, tales como: el cobre aceleran la velocidad de combinación del oxígeno con las olefinas. Sin embargo, la reacción entre estos compuestos es un proceso de auto-oxidación, lo cual significa que los peróxidos formados actúan como catalizadores adicionales de la oxidación. De esta manera se tiene una verdadera reacción en cadena que incrementa su velocidad continuamente. 	<ul style="list-style-type: none"> • Se pueden eliminar por medio del Hidrotratamiento. • También pueden ser reducidos por medio de tratamiento con arcillas.
f.- Agua	<ul style="list-style-type: none"> • Presentes en forma de vapor en productos destilados, debido al agotamiento con vapor empleado para eliminar componentes ligeros del hidrocarburo. • El hidrocarburo a la temperatura de proceso está saturada de agua, debajo de esta temperatura de saturación habrá condensación y por tanto formación de agua libre. 	<ul style="list-style-type: none"> • Dilución de la solución de tratamiento. • Reduce la vida efectiva de las arcillas. • La apariencia del producto acabado es opaca por la nubosidad permanente. 	<ul style="list-style-type: none"> • Pueden usarse agentes coalescentes, como: filtros de arena, separadores electrostáticos antes de la etapa de lavado con soda o secadores de sal después de ella, en todo caso el agua a retirarse corresponderá al agua libre. Para la remoción del agua saturada será necesario el cambio de la temperatura de operación.

REFERENCIA: Procesos de Refinación I, Generalidades, cap. IV sección A, pág. N° IV.A.3, Edición: Set. 1976.

involucran hidrocarburos insaturados y compuestos reactivos de azufre, nitrógeno y oxígeno.

2.2.1.- Mecanismo de Formación de Gomas.

La formación de gomas puede interpretarse como una reacción en cadena en la que participan los hidrocarburos más reactivos tales como las olefinas (cíclicas y diolefinas conjugadas), vía formación de peróxidos. Estas reacciones parecen acelerarse con la presencia de azufre y polisulfuros, materiales ácidos y contaminantes metálicos.

a.- Reacciones de Oxidación.

Alquenos + Oxígeno → Goma

Tiempo de reacción: 2 semanas a meses.

Los compuestos insaturados contribuyen a la inestabilidad debido a su auto-oxidación y/o polimerización. Los mayores niveles de insaturados se encuentran en las corrientes provenientes del craqueo catalítico y térmico. La presencia de oxígeno no es indispensable para el inicio de las reacciones de polimerización, sin embargo una vez que la corriente se contamina con oxígeno la reacción de oxidación y por lo tanto la formación de gomas evoluciona con mucha rapidez.

Lo que a continuación se describe es una probable secuencia de las reacciones para la formación de gomas.

- Formación de Radicales Libres.



Donde: R, radical aromático o parafínico.

R^{\mid} , radical olefínico.

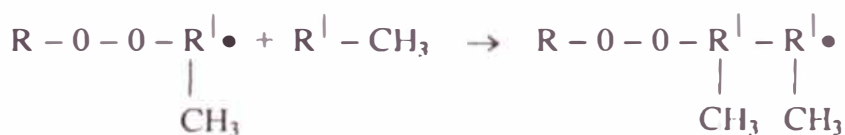
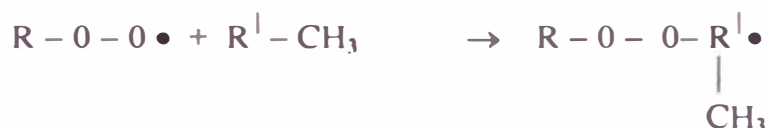
- Inicio de la Reacción.

El dirradical oxígeno puede combinarse con un radical hidrocarburo apareando uno de sus 2 electrones libres con el electrón libre del radical hidrocarburo, formando un radical peróxido, que es un notorio catalizador de la polimerización vía el bien conocido mecanismo de radical libre.



- Propagación de la Reacción.

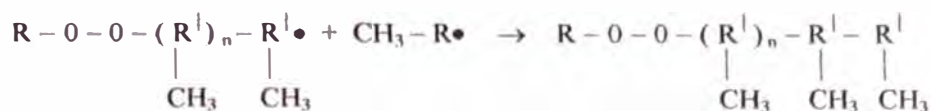
Las reacciones de polimerización no son necesariamente iniciadas por compuestos insaturados, pero sí son propagados principalmente por ellos.



- Terminación de la Reacción.

La reacción en cadena finaliza por acción de otro radical libre.





El potencial de un peróxido reside en el hecho de que aún si el radical peróxido reacciona con un radical hidrógeno, el hidroperóxido así formado se disociará fácilmente a radical peróxido y radical hidrógeno o por la ruptura del enlace O – O formará otros 2 radicales que iniciarán más formación de polímeros.



Similarmente, después que la cadena del polímero ha sido terminada por acción de otro radical libre, la porción peróxido de la molécula por el cual empezó la polimerización puede disociarse por la ruptura del enlace oxígeno – oxígeno, empezando nuevo crecimiento de cadenas poliméricas.

2.2.2.- Mecanismo de Formación de Sedimentos.

La formación de sedimentos se realiza a través de 2 tipos de reacciones: reacciones de esterificación que son las más comunes y reacciones ácido - base.

a.- Reacciones de Esterificación.

Hd aromático + heterocíclico nitrogenado + benzotioles → Sedimentos.

Tiempo de reacción: semanas a meses.

Las reacciones de esterificación se ha determinado que son las que en mayor grado dan origen a la inestabilidad. Los compuestos que la originan son consecuencia en su mayoría de procesos de transformación de cargas pesadas (craqueo térmico, FCC).

Los siguientes compuestos son considerados los precursores de la formación de gomas:

- Hidrocarburos (A): Benceno, tretalinas, naftalenos y difenilos.
- Compuestos nitrogenados (B): Pirroles, indoles, carazoles, piridinas y quinolinas.
- Compuestos azufrados (C): Tiofenos y sulfuros cíclicos.

Paso N° 1.- La oxidación en cadena de hidrocarburos reactivos, compuestos nitrogenados y azufrados, presentes principalmente en las fracciones de craqueo catalítico, es catalizada por Tioles para formar hidroperóxidos.

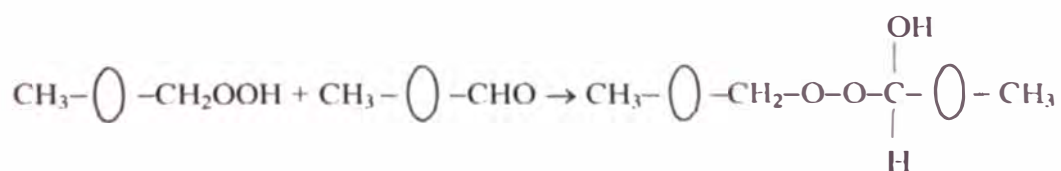


Donde: O : hidrocarburo, compuesto nitrógeno, compuesto azufrado.

Paso N° 2.- El hidroperóxido se descompone parcialmente en agua y aldehido.

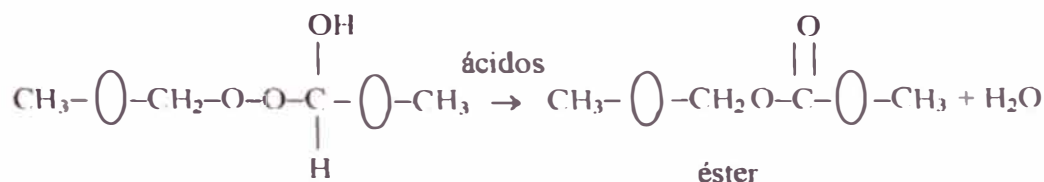
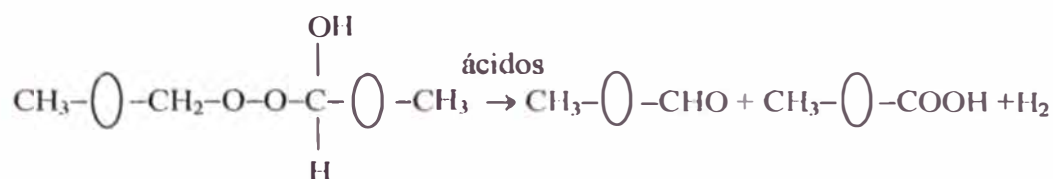


Paso N° 3.- Los aldehidos reaccionan con otros hidroperóxidos para formar peroxihemiacetales.

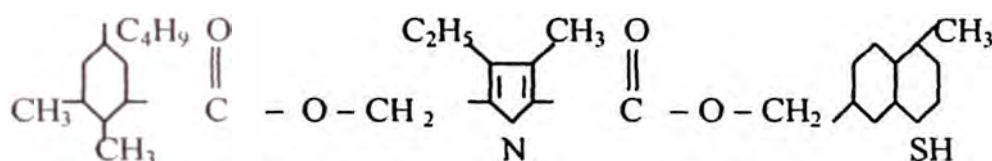


Paso N° 4.- Los peroxihemiacetales se descomponen por 2 reacciones distintas y forman productos de oxidación monomérica por

un lado y productos de condensación, esterificación de alto peso molecular por otro lado.



Paso N° 5: Los ésteres por oxidación adicional, condensación y descomposición se enlazarán con otros ésteres y formarán compuestos coloreados y sedimentos del siguiente tipo.



Los compuestos formadores de sedimentos tienen la siguiente estructura:



b.- Reacciones Ácido – Base.

Ácido orgánico + Base nitrogenada → Sedimento

Tiempo de reacción: horas a semanas.

Esta reacción es común y se desarrolla con mayor frecuencia cuando se mezclan corrientes provenientes de procesos o crudos diferentes. Los ácidos nafténicos y ácidos alifáticos pueden reaccionar con los compuestos nitrogenados básicos para formar sedimentos y compuestos de color.

ácido nafténico + $\left\langle \begin{array}{c} \text{piridina} \\ \text{quinolina} \end{array} \right\rangle \rightarrow \text{Sedimentos}$

ácidos carboxílicos + $\left\langle \begin{array}{c} \text{piridina} \\ \text{quinolina} \end{array} \right\rangle \rightarrow \text{Sedimentos}$

Según informaciones de la Universal Oil Product (UOP), los destilados medios obtenidos a partir de la destilación atmosférica de crudos naturales no muestran inestabilidad al almacenamiento. La inestabilidad es común en los casos en que se destilan crudos reconstituidos con corrientes procedentes de procesos de craqueo térmico y/o catalítico. Asimismo, la presencia de pequeñas partes por billón de metales pueden acelerar en forma significativa la formación de sedimentos. El cobre acelera tanto la reacción de oxidación como la de esterificación, y la contaminación puede ocurrir por contacto con válvulas, aleaciones de cobre, conexiones en el fondo del tanque o también provenir del crudo.

2.3.- Estabilidad de la emulsión y factores que la afectan.

Se ha comprobado que la contaminación de agua en el combustible conllevan a problemas más grandes que los causados por contaminantes sólidos. El agua en los combustibles causan corrosión y obstrucción en las partes del motor, y es promotor de corrosión y crecimiento de bacterias en el fondo de los tanques. Además, el agua puede contener materiales corrosivos como cloruros que causan daños en los equipos. Desafortunadamente no se requieren de grandes cantidades de agua para que esto ocurra.

La FRRPS (Fictitious Roving Refinery Problem Solver) confirma que concentraciones tan bajas como 100 ppm de agua en el combustible conducen a que el producto salga de especificación por turbidez, color o

sobre concentración. Compuestos detergentes y aditivos que son surfactantes hacen más difícil la remoción de agua porque éstos disminuyen la tensión interfacial entre el agua y el combustible.

El agua en el combustible si no está libre entonces estará disuelta o en solución con el hidrocarburo, en tal caso no podrá ser removida por ningún proceso.

- **Agua libre**, son pequeñas gotas suspendidas y fácil de ser separados del hidrocarburo.

- **Agua emulsionada**, son pequeñas gotitas de agua disuelta, con tamaños en el rango de 0,1 a 10 μm de diámetro, son tan pequeños que no pueden ser detectados visualmente, excepto cuando la concentración es alta y hay formación de turbidez.

La estabilidad de una emulsión es un factor de fuerzas moleculares, tales como: tensión interfacial, viscosidad, densidad y temperatura, que controlan la remoción del agua libre en las mezclas de hidrocarburo - agua. Una mejor comprensión de estas propiedades físicas nos permitirá un mejor manejo de los diferentes métodos de separación que actualmente existen:

a.- Tensión Interfacial (σ).

Mide la cantidad de fuerza atractiva entre cada fase por sus propias especies y existe una relación con la tensión superficial, generalmente es 10 veces el valor de la tensión interfacial.

La σ mide eficazmente la estabilidad de una emulsión y es un factor crítico cuando se considera la coalescencia líquido - líquido, ya que el

tamaño estable más grande posible de las gotitas que se formarán por el proceso de coalescencia se regirá por la σ .

Un sistema con un alto $\sigma > 20$ dina/cm puede sostener un tamaño estable y grande de gotitas coalescidas, que pueden ser fácilmente separados. Un sistema con un bajo $\sigma < 20$ dina/cm forman gotitas estables más pequeñas y requieren de un coalescedor / separador de alta eficiencia.

b.- Viscosidad.

La viscosidad media de un líquido tiene un significativo impacto en el proceso de coalescencia, ya que el mecanismo se ve impedida cuando la viscosidad incrementa.

La gota debe vencer una elevada fuerza de fricción para alcanzar a la otra gota. La ruptura de la interface líquido - líquido y el crear una gota más grande se hace más dificultoso por la elevada viscosidad del fluido. Por lo tanto, más tiempo de residencia es requerido para obtener un mismo nivel de coalescencia, comparándolo con un fluido de baja viscosidad. Esto puede ser mejorado, ya sea reduciendo el flujo o incrementando el área del coalescedor.

c.- Densidad Relativa.

Las densidades relativas entre dos fases a ser separadas pueden tener un efecto importante; cuanto más próximas sean, la separación llegará hacer más difícil. Un bajo API da mayor estabilidad a la emulsión

d.- Temperatura.

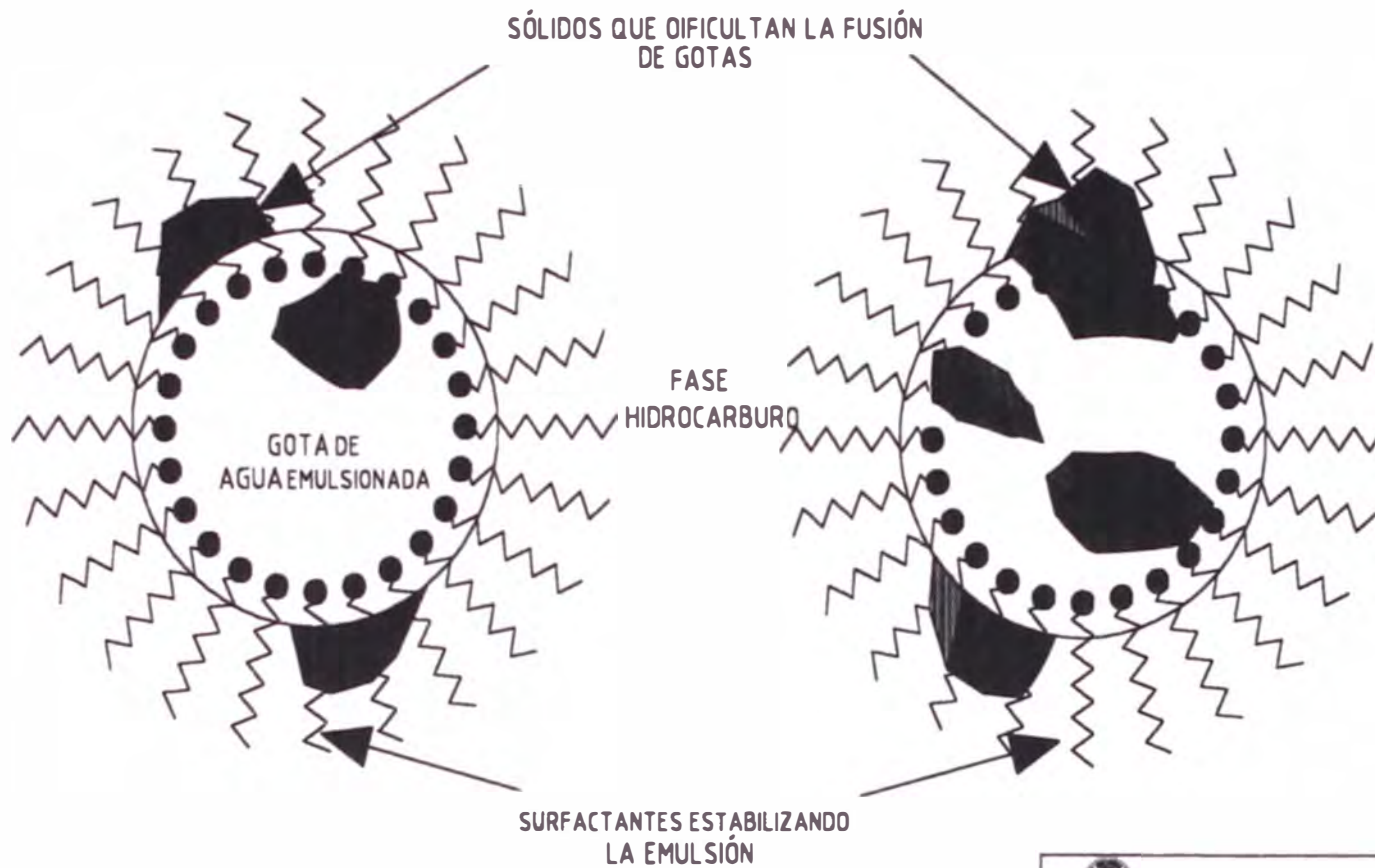
La temperatura de la mezcla puede también afectar la eficiencia de separación. Cuando se incrementa la temperatura decrece la tensión interfacial, disminuyendo el tamaño de las gotas de agua. Además, el

hidrocarburo a altas temperaturas se saturará con una mayor concentración de agua, que no puede ser removido por un coalescedor líquido - líquido. Al disminuir la temperatura sucederá que el agua disuelta pasará a un estado suspendido, y recién podrá separarse por un coalescedor líquido - líquido.

e.- Surfactantes.

Dos líquidos inmiscibles y una pequeña concentración de surfactantes generan emulsiones estables. Los surfactantes son cadenas largas de hidrocarburos con un terminal iónico. Según la FRRPS, en soluciones acuosas están formando conglomerados coloidales de iones negativos, “micelas iónicas”, gobernados por grupos de 50 a 150 moléculas surfactantes que se alinean por si mismas, de tal manera, que la sección de la cadena no polar conteniendo alrededor de 12 o más átomos de carbono, son absorbidas por las gotas de hidrocarburos; mientras que sus terminales iónicos, que son hidrofílico, están dirigidos radialmente hacia el exterior repeliendo las otras formaciones de micelas, así es como estabilizan las dispersiones, provocando la disminución de la tensión interfacial.

Están presentes bajo diferentes formas: arcillas, inhibidores de corrosión, ácidos orgánicos en la alimentación, componentes azufrados, dispersantes, disipadores estáticos y otros aditivos químicos. A éstos se agregan las finas partículas de óxido de hierro y sulfuro de hierro, que se acumulan en la interfase de las dos gotas, lugar donde va a realizarse el contacto para la fusión. La figura 2.2 ilustra la estabilización de una emulsión en presencia de surfactantes y sólidos.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

SÓLIDOS Y SURFACTANTES ESTABILIZANDO
LA EMULSIÓN AGUA-HIDROCARBURO

DIBUJADO: R.V.R.

FECHA: OCT-98

REVISADO: R.I.S.

FIGURA: 2.2

REFERENCIA: Hydrocarbon Processing, December 1993, "Improve Suspended Water removal from fuel".

CAPÍTULO 3.-

INVESTIGACIÓN DE PROCESOS INDUSTRIALES DISPONIBLES PARA EL TRATAMIENTO DE COMBUSTIBLES.

Los combustibles son compuestos orgánicos que sufren degradación desde el momento de su producción hasta su uso. Los métodos orientados a mejorar la estabilidad de los combustibles, caen en dos categorías:

- Métodos orientados a eliminar los precursores de las reacciones de oxidación, polimerización y esterificación, a través del hidrot ratamiento, tratamiento con soda cáustica, etc.
- Cambios en las condiciones de operación tendientes a eliminar los factores físicos, que contribuyan a la formación de los precursores de la inestabilidad. Esto trae como consecuencia, menores rendimientos al disminuir las severidades de operación y/o tratamiento previo a la carga, tendiente a eliminar básicamente los metales.

A continuación se dará un alcance general del gran número de procesos, destinados a lograr la eliminación o transformación de estos componentes indeseables presentes en los combustibles, provenientes de la Unidad de Destilación Primaria y la Unidad de Craqueo Catalítico:

- Tratamiento Químico con Ácido Sulfúrico.
- Tratamiento Químico con Hidróxido de Sodio.
- Procesos de Endulzamiento (Tradicional).- Proceso Doctor, proceso con hipoclorito, proceso con cloruro cúprico, proceso con Solutizer Oxidante y proceso catalítico.
- Proceso de Tratamiento Merox.
- Métodos de Remoción de Agua Libre en Combustibles.

- Métodos de Remoción de Surfactantes, Sólidos y Metales en Combustibles.
- Tratamiento con Aditivos Químicos.
- Procesos de Hidrotratamiento.
- Procesos de Desulfurización Biocatalítica (en desarrollo).

3.1.- *Tratamiento Químico con Ácido Sulfúrico.*

a.- Aplicación.

El tratamiento con ácido sulfúrico es el método más antiguo para eliminar impurezas indeseables en los productos derivados del petróleo. Es empleado para reducir el contenido de azufre, oxidar los mercaptanos transformándolos parcialmente en disulfuros poco olorosos, remover compuestos nitrogenados y oxigenados, para polimerizar, remover o destruir las gomas extremadamente activas que están presentes en los destilados craqueados.

b.- Acción Química.

Es de acción múltiple pues va desde la extracción hasta la sulfonación, sulfatación, oxidación y polimerización. Como agente desulfurizante es un proceso principalmente físico que se debe a la preferencial solubilidad de los compuestos azufrosos en el ácido, aunque también se producen reacciones de oxidación y sulfonación.

El ácido sulfúrico no ejerce acción química alguna sobre el azufre elemental y el sulfuro de carbono, pero el sulfuro de hidrógeno es fácilmente oxidado por el ácido fumante (H_2SO_4 más 11 – 17 % SO_3) mediante la siguiente reacción:



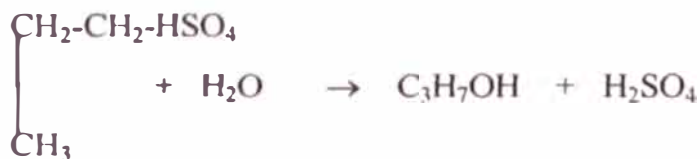
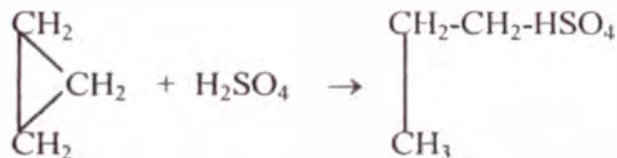
Con los mercaptanos es probable que se produzcan las siguientes reacciones:



Los disulfuros y tiofenos son disueltos en el ácido sulfúrico.

La acción del ácido sulfúrico sobre los hidrocarburos es la siguiente:

- *Parafínicos.*- a condiciones de temperatura fría no ocurre reacción entre las parafinas y el ácido sulfúrico, aún a 100% de concentración.
- *Naftenos.*- son más susceptibles al ácido sulfúrico que las parafinas pues a condiciones normales de refinación la acción ya es ligera. El ácido fumante es más reactivo y da lugar a reacciones de oxidación y sulfonación.



- *Aromáticos.*- la sulfonación ocurre muy fácilmente comparado con las parafinas o naftenos y es acompañado por liberación de calor.
- *Insaturados.*- la reacción de hidrocarburos altamente insaturado (olefinas y diolefinas) con el ácido sulfúrico concentrado es tan vigorosa que la polimerización es excesiva y muy compleja.

c.- Condiciones de Operación.

La reacción no solamente es influenciada por la estructura del hidrocarburo sino también por condiciones operativas, como: concentración, temperatura y tiempo de contacto.

- Concentración del Ácido.

La solución con 93 % de H_2SO_4 es de uso general. Sin embargo, si se desea mejorar el color de los destilados ligeros puede ser conveniente usar ácido más diluido, además que las pérdidas por formación de lodo ácido es más elevada con ácido concentrado.

El exceso de ácido puede originar una coloración deficiente y pérdida de hidrocarburos aromáticos e insaturados.

La concentración del ácido más apropiada para cada producto sólo podrá estimarse con exactitud en base a experimentos de laboratorio y a escala industrial.

- Temperatura de Operación.

A temperaturas elevadas son mayores las pérdidas por polimerización, lo cual obliga a operar a temperaturas moderadas entre 30 a 40 °C para el Kerosene. Realizando el tratamiento a bajas temperaturas se obtiene una mejor coloración del producto y las condiciones son más favorables para la separación del azufre.

- Tiempo de Contacto.

En la consideración del tiempo de contacto es necesario tener en cuenta dos factores: un contacto prolongado entre el lodo ácido y el hidrocarburo da como resultado una coloración deficiente y menor estabilidad, pero un período demasiado corto puede impedir la

utilización completa del ácido. El tiempo de contacto está íntimamente relacionado con el grado de dispersión del ácido en el hidrocarburo y el tiempo necesario para separar el lodo.

El tratamiento ácido debe ser completado con la neutralización usando soda cáustica y lavado con agua a fin de remover las trazas de ácido y cuerpos acídicos presentes en el producto tratado, finalizando con un filtrado de lecho salino u otros agentes filtrantes.

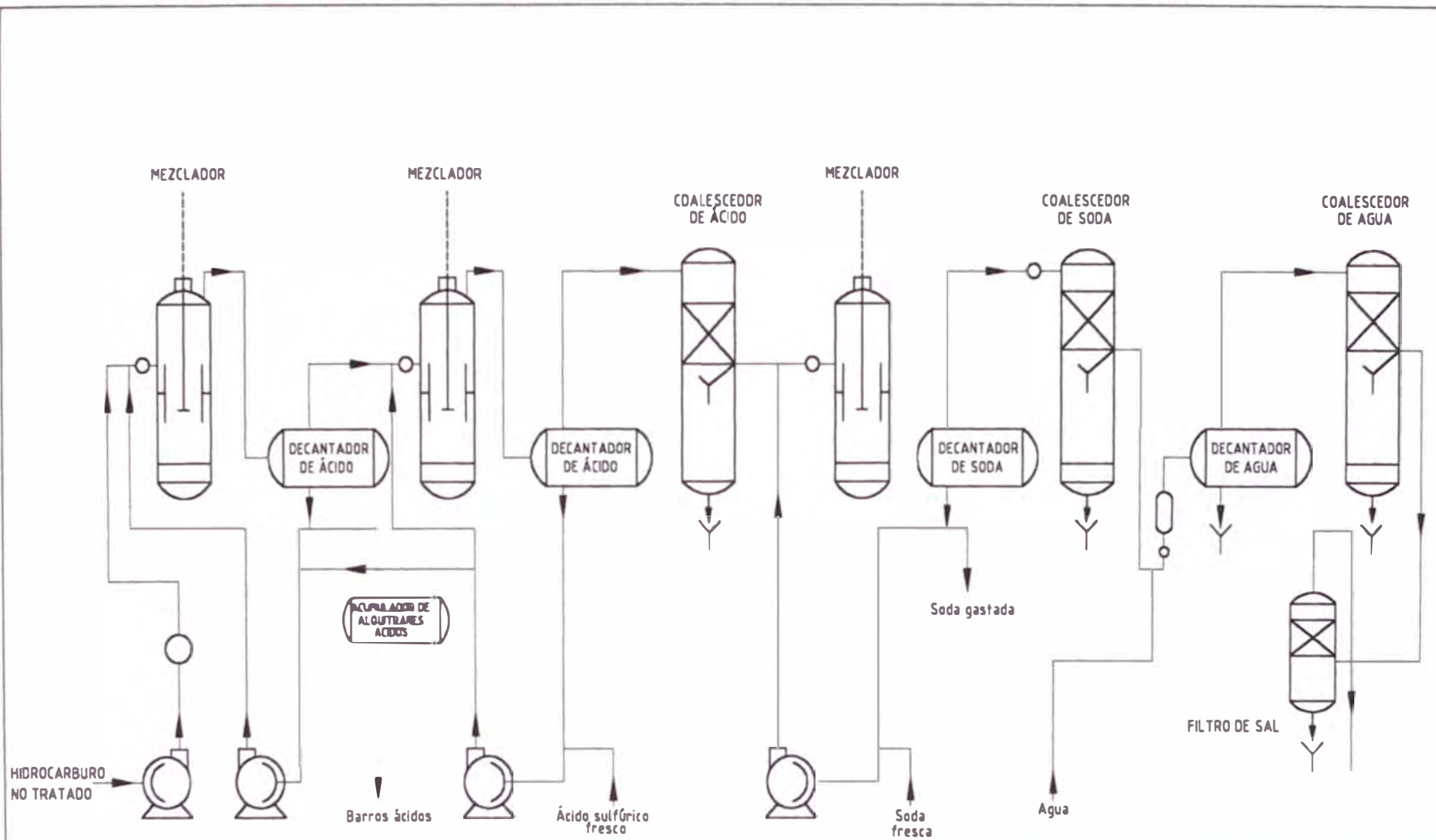
Los compuestos sulfonados de alto punto de ebullición y los polímeros se deben extraer por medio de una destilación, en la cual el producto tratado se obtiene por el tope y las impurezas por el fondo.

La figura 3.1 muestra el diagrama del flujo de este proceso.

d.- Ventajas y Desventajas del Tratamiento con Ácido Sulfúrico.

- El tratamiento con ácido sulfúrico permite obtener un producto libre de gomas y razonablemente libre de constituyentes formadores de gomas, sedimentos y compuestos de color.
- Pérdidas en los destilados craqueados conteniendo olefinas y diolefinas los cuales son del orden de 8,2 a 28 %. Muchos de estos hidrocarburos que son destruidos o polimerizados por el ácido son responsables de las características inestables de un destilado.
- Dificultades en el manejo de los sedimentos y sobre todo las necesidades de efectuar operaciones adicionales, tales como: neutralización y redestilación para obtener el producto final.

Este método de refinación ha quedado en desuso y sólo es utilizado por algunas refinerías para tratar fracciones de destilados lubricantes.



HIDROCARBURO NO TRATADO

Barros ácidos

Ácido sulfúrico fresco

Soda fresca

Soda gastada

Agua

FILTRO DE SAL



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

TRATAMIENTO QUÍMICO CON ACIDO SULFURICO

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO: R.I.S.

FIGURA : 3.1

REFERENCIA: PETRÓLEO DEL PKEU, Centro de Capacitación, Programa de Refinación I, Proceso de Tratamiento Químico, cap. IV, sección B, pág. N° IV. B.18, edición set-1978.

3.2.- Tratamiento Químico con Hidróxido de Sodio.

Uno de los procesos de tratamiento químico más difundido es el que utiliza solución de NaOH para eliminar compuestos indeseables, como: H_2S , RSH, CO_2 , alquilfenoles y ácidos orgánicos en general (ácidos nafténicos, carboxílicos, etc.) de hidrocarburos livianos.

La soda cáustica es una solución básica, por lo tanto reacciona fácilmente con ácidos y no se mezcla con el hidrocarburo, es fácilmente bombeado y relativamente barato.

Otras impurezas que no son acídicas en naturaleza también reaccionan con la soda, como: el sulfuro de carbonilo (COS) y el azufre elemental. Sin embargo, existen algunas impurezas de azufre que no pueden ser removidas por la soda, entre estas se encuentran los mercaptanos de alto peso molecular (RSH), sulfuros (RSR), disulfuros (RSSR), disulfuro de carbono (CS_2) y los tiofenoles (compuestos anillados de azufre).

La química de las reacciones del tratamiento cáustico son ácido - base.

Entre las principales tenemos:



El tratamiento cáustico puede ser dividido en dos categorías:

- Lavado cáustico no regenerativo: para la eliminación del H_2S , algunas veces para remover fenoles, ácidos orgánicos, ácidos inorgánicos, CO_2 o trazas de mercaptanos.
- Lavado cáustico regenerativo: para la remoción de mercaptanos.

3.2.1.- Tratamiento Cáustico No Regenerativo.

La remoción del H₂S se basa en las siguientes reacciones:



Estas reacciones pueden considerarse irreversibles bajo condiciones normales de operación y es muy difícil recuperar la soda cáustica gastada.

Para altas concentraciones de H₂S el lavado con soda cáustica es de alto costo; en estos casos es posible reducirlo mediante otros procesos reversibles alternos tales como: el Girbotol, el Trifosfato potásico, etc.

Estos procesos son útiles cuando es dificultoso eliminar la soda gastada.

Si la solución y el producto a tratar tiene el suficiente tiempo de contacto, la concentración de H₂S puede reducirse hasta 1 ppm que corresponde aproximadamente a una conversión de Na₂S a NaSH del 85 %.

Durante el lavado cáustico también se realiza la neutralización de ácidos inorgánicos y ácido orgánicos de bajo punto de ebullición y la remoción incompleta de fenoles en gasolinas (debido a la reversibilidad de su reacción con la soda cáustica). En todo caso, la remoción incompleta de estos fenoles trae como ventaja su propiedad de actuar como inhibidores débiles si su concentración no es muy alta, en concentraciones altas los fenoles son indeseables y además favorecen la formación de gomas durante el endulzamiento.

a.- Descripción del proceso.

La operación de lavado cáustico no regenerativo se lleva a cabo por lotes

El hidrocarburo a tratar se une con una disolución de soda en concentraciones que pueden ir desde 1 a 20 °Bé e ingresan a las columnas

mezcladoras en donde se produce la reacción de neutralización. El flujo sale por la parte superior de la columna hacia un recipiente decantador en donde se separa de la soda gastada. El hidrocarburo continúa hacia el tope de una torre de lavado con agua donde en contracorriente se separa cualquier arrastre de soda cáustica, quedando finalmente el producto tratado. Por el fondo del decantador sale la soda parcialmente gastada, recirculándose para mezclarla nuevamente con el producto de carga, hasta que la soda se gaste totalmente. En este caso es necesario adicionar soda fresca. La figura 3.2 muestra el diagrama de flujo del tratamiento cáustico no regenerativo.

b.- Condiciones de Operación.

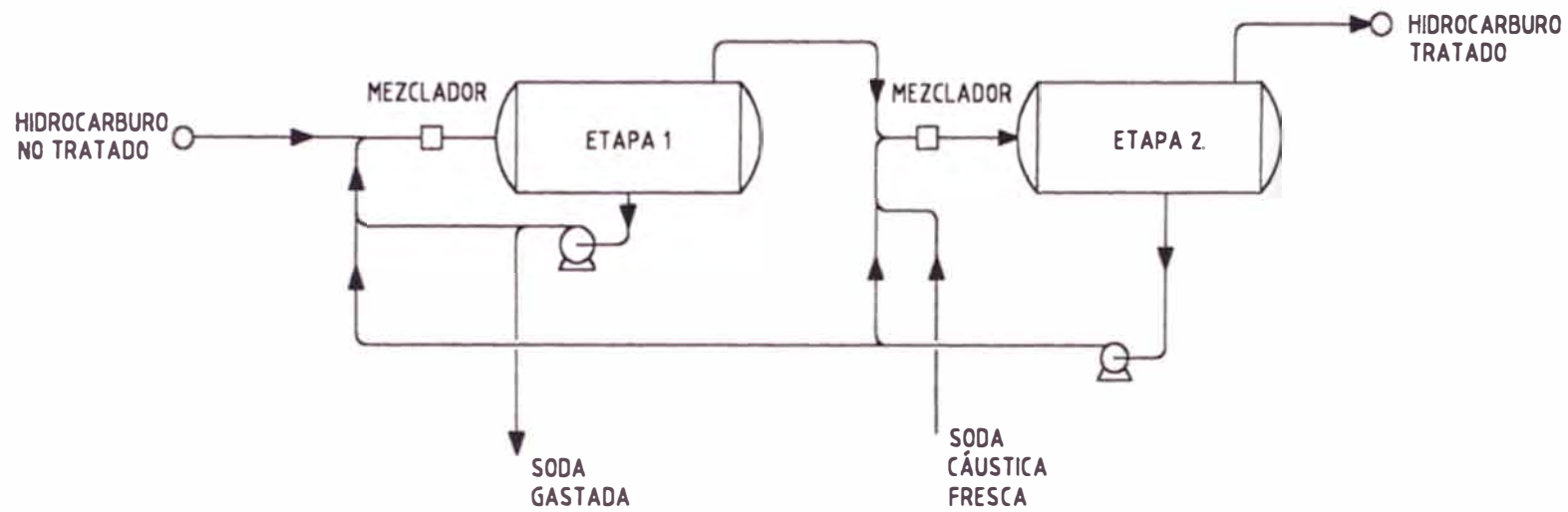
Las siguientes variables de operación se deben de controlar para una operación eficiente:

- La concentración de NaOH usada debe oscilar entre 5 – 15 °Bé.
- La relación de recirculación de NaOH en el decantador debe estar en el rango de 2 a 10 %.
- La presión y temperatura de operación no son importantes de controlar siempre y cuando se evite la deshidratación de la solución de NaOH o la vaporización del producto.

Debido a que no existen problemas de corrosión, el material de construcción del equipo puede ser de acero al carbono.

3.2.2.- Tratamiento Cáustico Regenerativo.

Estos procesos generalmente se usan cuando el producto a ser tratado tiene una concentración de mercaptanos menor a 0,05 % peso. En caso contrario



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

TRATAMIENTO CAUSTICO NO REGENERATIVO

DISEÑADO :

R.V.R.

FECHA :

OCT-98

ESCALA:

R.I.S.

FIGURA :

3.2

REFERENCIA: PETRÓLEOS DEL PERÚ, Centro de Capacitación, Procesos de Refinación I, Procesos de Tratamiento Químico, cap. IV, sección B, pág. N° IV. B.3, edición: set-1976.

se utilizan otros tipos de procesos denominados de Conversión, como: los de Endulzamiento Doctor, Solutizer o Merox.

Todos los procesos comerciales que se usan para la eliminación de mercaptanos están basados en el uso de solución alcalina de NaOH, la que reacciona con los mercaptanos para formar mercaptidas de acuerdo a la siguiente reacción:



El agente alcalino usado en la eliminación de los mercaptanos puede ser separado del contaminante por medio de un agotamiento con vapor según la siguiente reacción:



Ambas ecuaciones no son completas sino que se establecen equilibrios caracterizados por coeficientes, K_e (coeficientes de extracción) y K_a (coeficientes de agotamiento).

Los mercaptanos separados son cuantificados a través de la siguiente expresión:

$$\frac{\text{RSH}_D}{100} \% = \frac{(1 - S)(E^a - E)V + (E - 1)(S - S^b)K_e}{(1 - S)(E^a - E)V + (E - 1)(S - S^b)K_e}$$

Donde: $S = WK_a$, factor de agotamiento por arrastre con vapor de agua; donde $W =$ relación de volumen, vapor a solución cáustica (volumen de vapor igual a volumen de condensado); $K_a =$ coeficiente de agotamiento por arrastre (RSH en fase vapor / RSH en solución cáustica).

$E = K_e / V$, factor de extracción; donde $K_e =$ coeficiente de extracción (RSH en solución cáustica / RSH en fase

hidrocarburo); V = relación de volumen, combustible a solución cáustica; a = número de etapas de extracción teórica más uno; b = número de etapas de regeneración teórica.

Estos coeficientes dependen de los siguientes factores:

- Tipo de mercaptano.- la eliminación de los mercaptanos es tanto más difícil cuanto mayor sea su peso molecular.
- Tipo de hidrocarburo.- los mercaptanos se extraen más fácilmente de los hidrocarburos parafínicos que de los aromáticos.
- Concentración de la soda.- con soluciones diluidas el coeficiente tiene un valor máximo para concentraciones del orden del 10 - 15 % peso.
- Temperatura.- bajas temperaturas favorecen la extracción.

En el apéndice A, la figura 3.3 muestra el efecto del número de carbono del mercaptano en el coeficiente de extracción y agotamiento.

Los mercaptanos que no pueden ser eliminados con NaOH se pueden convertir a disulfuros las cuales son sustancias que no tienen mal olor, ni corrosivos mediante procesos de endulzamiento.

Por lo general, no se usa el tratamiento cáustico regenerativo en productos con puntos de ebullición mayores a 93 °C, desde que la eliminación de mercaptanos para una carga con un rango de ebullición desde el pentano hasta 93 °C solamente es del 50 – 75 %.

a.- Descripción del proceso.

En estas plantas se mantiene un nivel alto de solución cáustica en la torre de absorción de mercaptanos.

La solución cáustica es introducida continuamente por el tope de la torre y sale por el fondo a través de una válvula de control de nivel. La

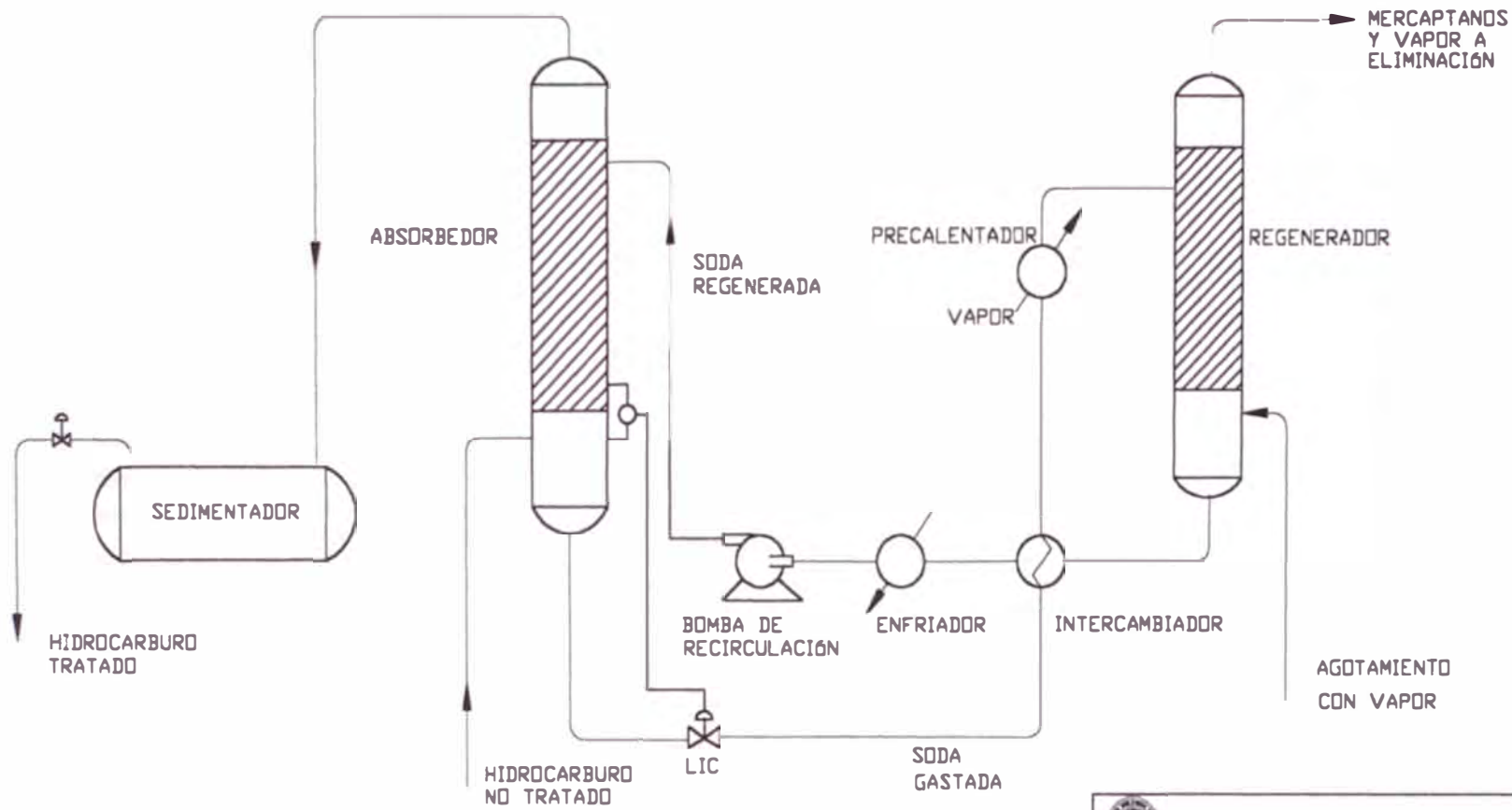
corriente de hidrocarburos entra por el fondo de la torre a través de un distribuidor en contracorriente con la solución cáustica. Este tipo de operación a contracorriente tiene una gran eficiencia equivalente a varias etapas de equilibrio dependiendo del tamaño del empaque, grado de dispersión y otros factores. Desde el fondo de la torre, la solución que contiene los mercaptiles es forzada a salir por la presión del sistema a un intercambiador de calor y un precalentador, entrando por el tope de la torre de regeneración donde debe estar en su punto de ebullición. La torre de regeneración tiene una sección empacada de despojamiento donde los mercaptanos son despojados de la solución cáustica gastada mediante vapor, el cual entra a la columna por el fondo. El fondo de la columna de regeneración sirve como un reservorio para dar suficiente capacidad extra de soda. La solución cáustica regenerada es removida del fondo de la columna a través de un intercambiador, enfriador y bombeada al tope de la sección empacada de la columna de absorción de mercaptano completando el ciclo. La figura 3.4 muestra el diagrama de flujo del tratamiento cáustico regenerativo.


b.- Condiciones de Operación.

Las variables a controlarse para una operación eficiente son:

- Flujo de recirculación de la soda cáustica.-

El flujo de recirculación varía entre 10 – 25 % del flujo de hidrocarburos dependiendo de la cantidad y tipo de mercaptanos presentes.



 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO	
TRATAMIENTO CAUSTICO REGENERATIVO	
DISEÑADO :	R.V.R.
FECHA :	OCT-99
ESCALA:	R.I.S.
FIGURA :	3.4

REFERENCIA: PETRÓLEOS DEL PERÚ, Centro de Capacitación, Proceso de Refinación I, Proceso de Tratamiento Químico, cap. IV, sección B, pág. N° IV. B.7, edición set-1976.

- Densidad de la solución cáustica.-

Debe oscilar entre 15 – 30 °Bé, la concentración de la solución cáustica normalmente varía en relación directa al peso molecular de los mercaptanos a eliminarse.

- Temperatura de salida del precalentador.-

Es ajustada por debajo del punto de ebullición de la solución cáustica para evitar que la vaporización de la misma pueda causar efectos muy severos por corrosión.

- Vapor de agotamiento.-

Durante la regeneración, la cantidad de vapor necesario para el agotamiento es inversamente proporcional al peso molecular de los mercaptanos a eliminarse.

- En el lavado cáustico también se realiza la neutralización de algunos ácidos inorgánicos y otros ácidos orgánicos de bajo punto de ebullición, por ejemplo: para los ácidos nafténicos se usa solución diluida de soda cáustica, aquí, debe evitarse el uso de soluciones concentradas de soda porque incrementan la solubilidad de los naftenatos formados en el hidrocarburo, originando emulsiones permanentes. También, se logra la remoción parcial de fenoles, dióxido de carbono, etc.

3.3.- Procesos de Endulzamiento (Tradicional).

Permite convertir los mercaptanos presentes en los destilados a disulfuros sin reducir el contenido total de azufre en los mismos.

El propósito del endulzamiento es mejorar el olor fétido provocado por los mercaptanos y evitar en cierta medida la corrosión. A continuación mencionaremos tres tipos de endulzamiento:

a.- Procesos de Oxidación.

Se convierten los mercaptanos a disulfuros, como en los procesos “Doctor”, con cobre, con hipoclorito, y con sulfuro de plomo. Los disulfuros perjudican la sensibilidad de la gasolina al plomo produciéndose una reducción del número de octano y además que se considera innecesaria disminuir los mercaptanos a 4 ppm; estos procesos se están abandonando.

b.- Procesos de Disolución de Mercaptanos.

Se trata de procesos de extracción de mercaptanos que permiten reducir efectivamente la concentración de azufre. Se aplica a todos los cortes de gasolina directa, de cracking o de reformado. Su principal ventaja consiste en aumentar la susceptibilidad del plomo de las gasolinas tratadas, por eliminación de los compuestos de azufre.

En principio, el proceso consiste en disolver los mercaptanos en una disolución alcalina, pero esta disolución se facilita grandemente añadiendo algunos compuestos orgánicos como ácidos grasos, ácidos aromáticos o alquilfenoles que favorecen la solubilidad. Estos han sido patentados y son conocidos como: “Shell Solutizer”, “Atlantic Unisol”, “Pure Oil Mercapsol”, y “Tannin Solutizer”. Algunos compuestos con estas características se encuentran originalmente en ciertas naftas y se acumularán en la solución cáustica durante el lavado y regeneración.

La disolución se regenera previa absorción por calentamiento y agotamiento con vapor de agua. Con objeto de reducir los costos de operación y las posibilidades de corrosión, la disolución puede también

regenerarse por soplado con aire lo cual constituye una variante muy interesante.

c.- Proceso de Desulfurización Catalítica.

Permite eliminar más compuestos de azufre estable que los comprendidos en el simple endulzamiento, reduce también el contenido de gomas en la gasolina de cracking.

Este proceso comprende la vaporización de la gasolina de destilación directa, su circulación a través de bauxita, catalizador cobalto - molibdato a 400 °C o mayor temperatura y la separación del ácido sulfhídrico y de polímeros (si los hay) de la gasolina tratada. Hay descomposición de sulfuros y disulfuros, y a temperaturas elevadas (480 a 565 °C) se produce algo de reformación o reordenamiento, pero las pérdidas de gas son grandes.

Los procesos catalíticos son los que proporcionan una mayor graduación octánica, pero son los más costosos y cuando se aplican a las gasolinas de cracking el costo aumenta rápidamente debido a que el catalizador debe ser regenerado frecuentemente.

3.4.- Procesos de Tratamiento Merox.

Patentado por la Cía. Universal Oil Product (UOP).

Es usado para el tratamiento de destilados con puntos de ebullición hasta de 343 °C, a fin de mejorar su calidad, removiendo los mercaptanos o convertirlos a disulfuros.

3.4.1.- *Proceso de Extracción Merox.*

Los mercaptanos de bajo peso molecular son solubles en soluciones cáusticas y son usadas para extraer parte de mercaptanos hasta el rango de ebullición de la gasolina.

La extracción es favorecida por: baja temperatura, alta concentración de la solución cáustica y bajo peso molecular del mercaptano.

Los mercaptanos entran a la solución cáustica y químicamente se combinan con la soda de acuerdo a la siguiente reacción:



Esta es una reacción reversible. El grado de equilibrio es afectado por la ley de acción de las masas y acelerado por las siguientes variables:

- Elevando la temperatura.
- Incrementando la cantidad de aire.
- Incrementando la proporción de mezcla para lograr un íntimo contacto.
- Incrementando la concentración del catalizador, el cual no afecta la cantidad de mercaptanos extraídos pues no tiene efectos solubilizantes sobre los mercaptanos.

a.- *Descripción del proceso.*

En estas unidades la carga fresca es alimentado a la columna de extracción en flujo a contracorriente con una solución cáustica que contiene el catalizador Merox, a través de bandejas de diseño especial.

El material tratado sale por el tope de la columna hacia un sedimentador donde se separa la solución cáustica que haya sido arrastrado. El cáustico rico en mercaptanos sale por el fondo de la columna y pasa a un calentador de vapor para mantener la temperatura en caso de tener climas

fríos. A esta corriente se le inyecta aire y en el recipiente oxidador los mercaptanos se convierten a disulfuros. Luego la corriente ingresa a un separador para eliminarle el aire remanente y los disulfuros sean decantados y eliminados de manera conveniente. En seguida la solución cáustica retorna a la columna de extracción. El catalizador Merox de reposición es agregada a la unidad desde un recipiente dosificador.

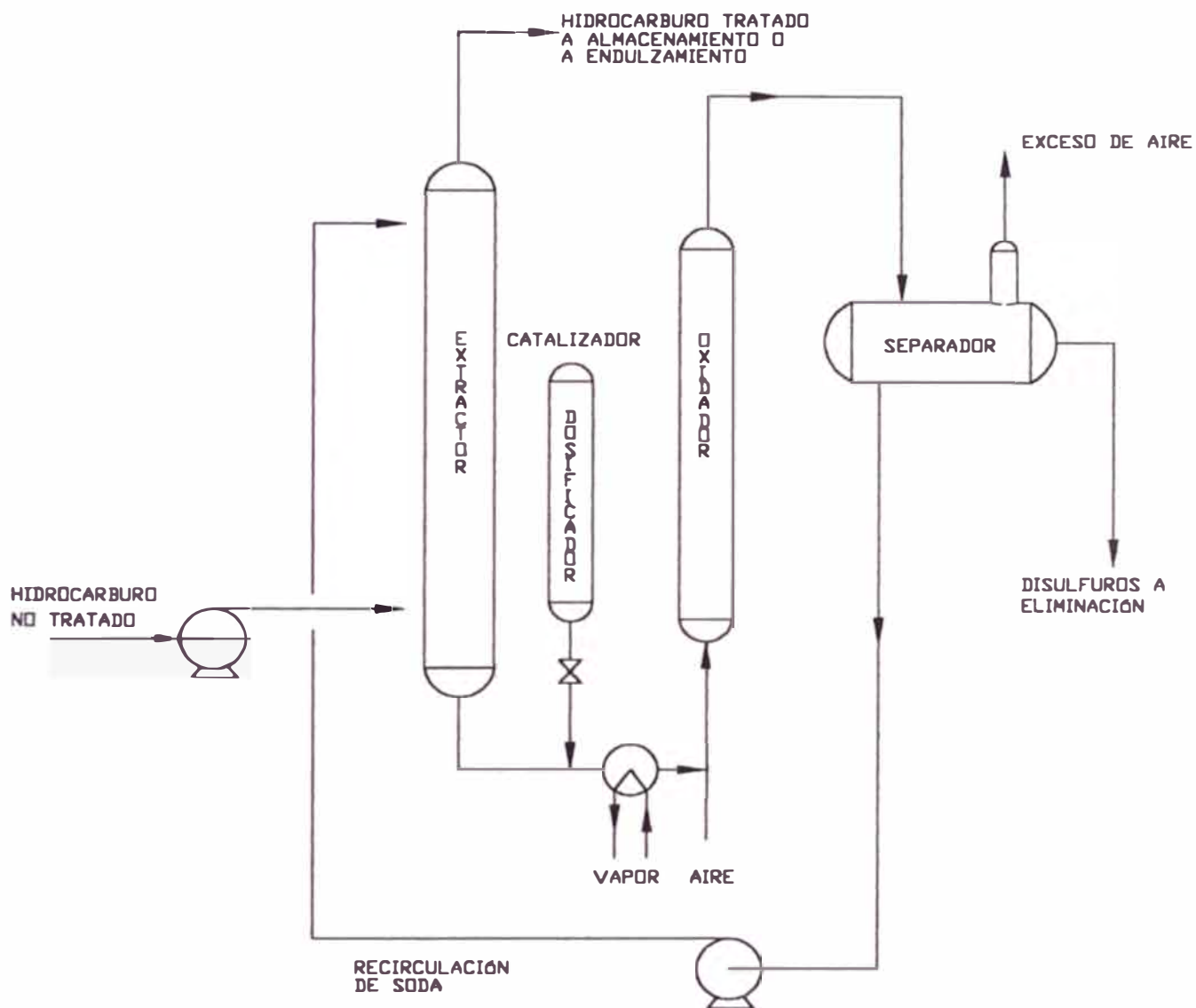
En la unidad de extracción, la reducción del azufre total de la carga está directamente relacionada al contenido de mercaptanos extractables de la carga ya que esta unidad no remueve los sulfuros orgánicos.

Cuando se utiliza la combinación de las unidades de extracción y endulzamiento, la corriente de salida de la sección de extracción pasa directamente a la sección de endulzamiento, todos los mercaptanos no extractables se convierten en disulfuros. El producto de estas unidades combinadas tiene un bajo contenido de azufre y mercaptanos, mejorando de esta forma la susceptibilidad al plomo (TEL), obtiene su especificación Doctor y tiene buena susceptibilidad a la inhibición de la oxidación. La figura 3.5 muestra un diagrama del proceso de Extracción Merox.

3.4.2.- Procesos de Endulzamiento Merox.

Actualmente se conocen dos tipos de endulzamiento:

- Endulzamiento líquido - líquido, el catalizador es dispersado en la solución cáustica.
- Endulzamiento en lecho fijo, el catalizador es depositado en los poros de un soporte sólido granulado generalmente carbón activado y hay disponible tres versiones:



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

EXTRACCION DE MERCAPTANOS - UNIDADES MEROX

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO: R.L.S.

FIGURA : 3.5

- Convencional, utiliza periódicamente la circulación de una solución cáustica fuerte para saturar el lecho.
- Mínimo álcali (Minalk), utiliza inyección continua de soda diluida.
- Libre de cáustico, utiliza como medio alcalino una base débil (amoniaco acuoso).

Este proceso se basa en la habilidad de un catalizador o compuestos de quelatos con grupos metálicos de hierro para promover la oxidación de mercaptanos a disulfuros usando aire como fuente de oxígeno. Estas reacciones ocurren espontáneamente, pero a un régimen muy lento así que es acelerado con el uso de un catalizador en medio alcalino (hidróxido de sodio o potasio) y es económicamente práctica a temperaturas normales para productos terminados de refinería.

Las reacciones químicas son las siguientes:



CAT. MEROX



Se piensa que el principio básico de este proceso es que el grupo funcional tiol (-SH) primero se disocia en la fase acuosa alcalina y entonces se combina con el catalizador. La presencia simultánea de oxígeno produce un complejo mercaptano - catalizador que por oxidación produce el disulfuro y agua. Estos disulfuros resultantes son sustancias aceitosas ligeramente solubles en la soda por lo que pueden ser separados por sedimentación.

El propósito de la solución cáustica es doble:

- Transferir la porción del grupo tiol de los mercaptanos a la fase acuosa.

- Promover el ambiente alcalino necesario para que la reacción proceda en la dirección deseada.

a.- Endulzamiento Líquido – Líquido.

El hidrocarburo, aire y soda cáustica de 5 – 10 % peso de NaOH conteniendo catalizador Merox son simultáneamente puestos en contacto en un mezclador donde se produce el endulzamiento. Luego pasan a un sedimentador para separar el hidrocarburo con disulfuros por la parte superior y la soda por la parte inferior. En seguida el hidrocarburo va a un filtro de arena para separar las trazas de soda cáustica y finalmente se le envía a tanques mientras que la soda se recircula al mezclador.

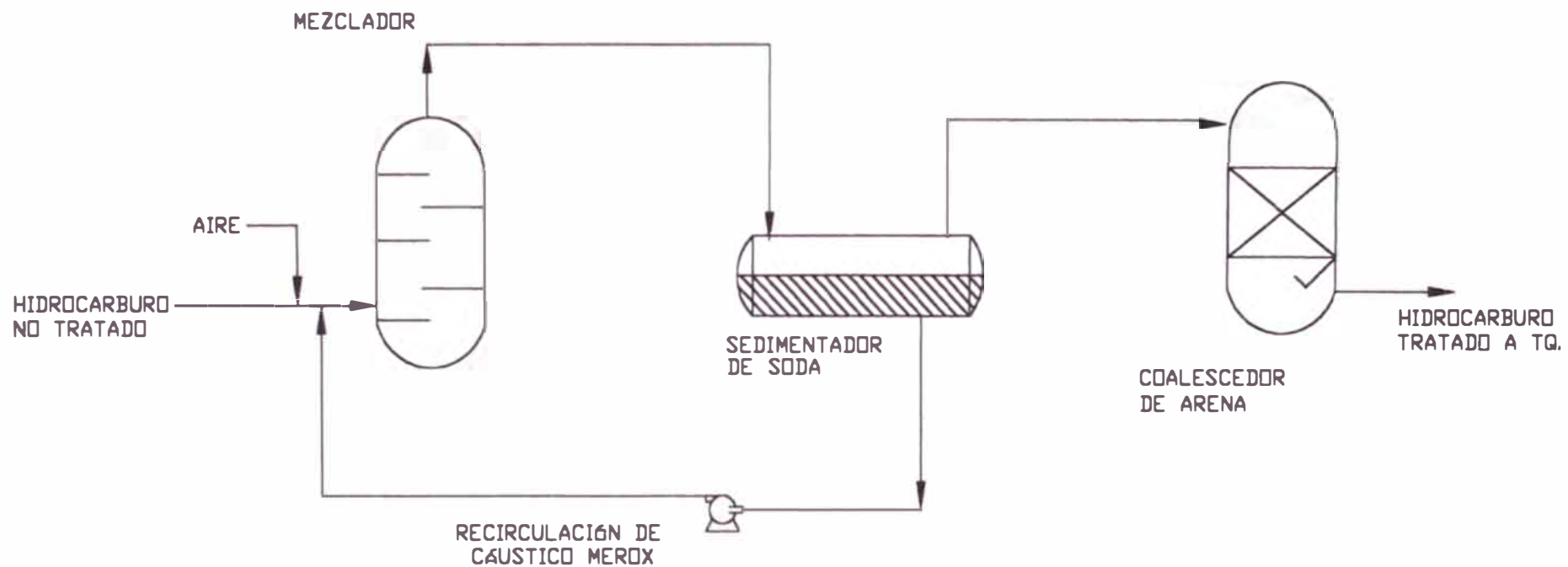
Para mantener la actividad del catalizador periódicamente se agrega catalizador Merox fresco. La figura 3.6 muestra el diagrama de flujo del Endulzamiento Líquido -Líquido.

Actualmente el proceso Merox de endulzamiento líquido - líquido para Kerosene o gasolinas ha quedado obsoleta, la Cía. UOP ya no diseña este tipo de unidades excepto por pedido del cliente.

b.- Endulzamiento Convencional en Lecho Fijo.

La carga de hidrocarburos mezclada con aire pasa hacia abajo sobre un lecho de catalizador que está impregnado en carbón activado y saturado con solución cáustica. El catalizador es resaturado a convenientes intervalos de tiempo (5 a 10 días) por bombeo de soda cáustica sobre el lecho; esta resaturación es usualmente hecha sin interrumpir el flujo de hidrocarburo.

El soporte sólido del catalizador Merox deberá ser de un material adsorbente que propenda adsorber cualquier tipo de impurezas presentes



REFERENCIA: PETRÓLEOS DEL PERÚ, Centro de Capacitación, Procesos de Refinación I, Procesos de Tratamiento Químico, cap. IV, sección B, pág. N° IV. B.12, edición: set-1976.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

ENDULZAMIENTO LIQUIDO - LIQUIDO

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO: R.I.S.

FIGURA : 3.6

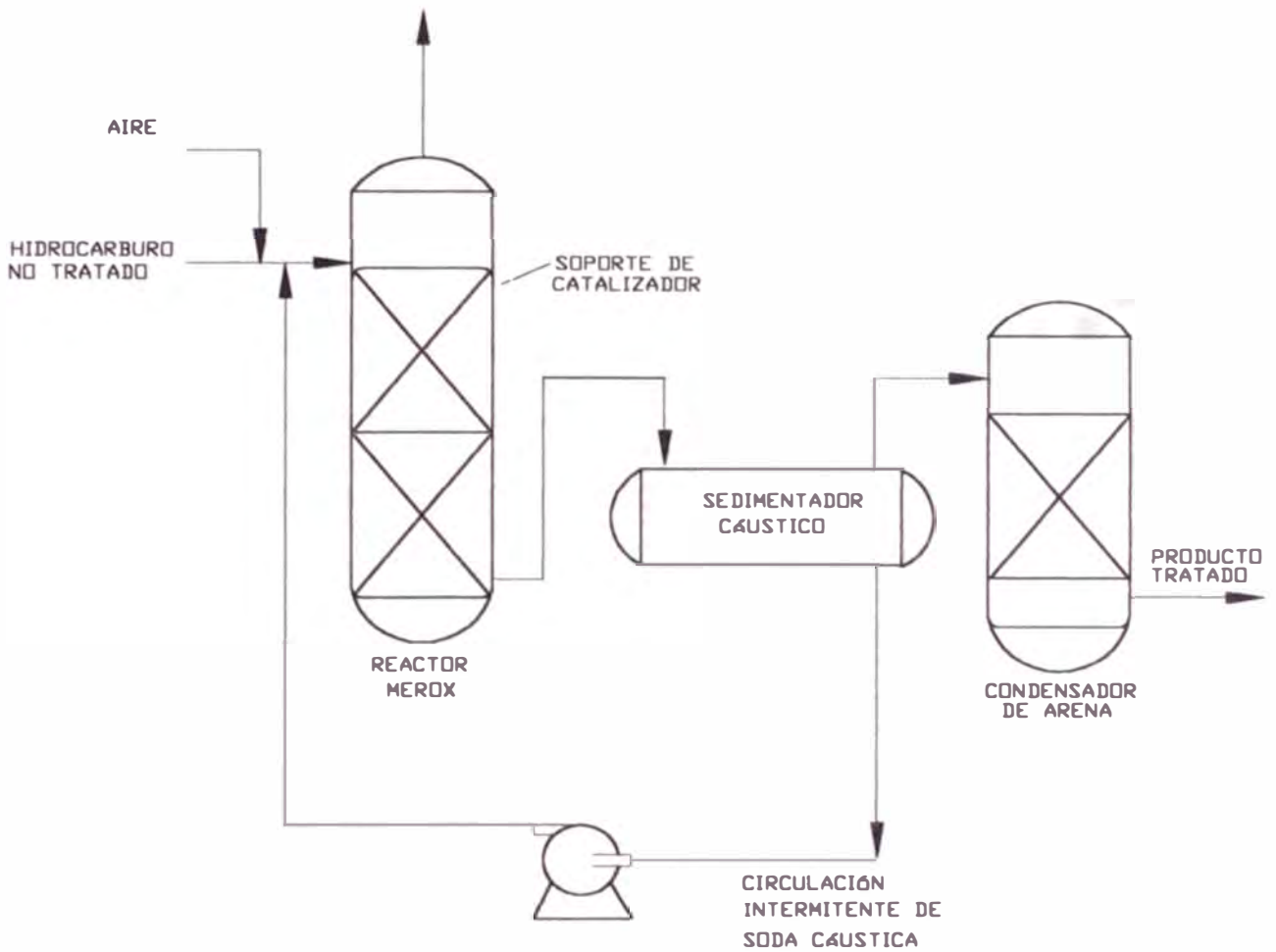
en la carga, tales como: fenoles, ácidos nafténicos y compuestos básicos nitrogenados, las mismas que serán removidas con la circulación de soda cáustica sobre el lecho. Usualmente se usa la soda cáustica por dos veces y luego se lo separa del sistema. El volumen de soda cáustica envuelto es pequeño y no representa un gran costo.

Estos procesos con lecho sólido se usan normalmente para el tratamiento de cargas provenientes de destilación primaria que tienen puntos finales de ebullición por encima de 135 - 149 °C. Estas cargas tienen mercaptanos pesados asociados a sus altos puntos finales, los cuales son sólo parcialmente solubles en soluciones cáusticas y son más dificultosas para endulzar, esto hace que para estas cargas el diseño líquido - líquido no sea económico por su alto tiempo de residencia y tiempo de contacto.

La carga a una unidad de endulzamiento es aquella con un contenido de mercaptano menor a 100 ppm. La figura 3.7 muestra el diagrama de flujo del endulzamiento convencional en lecho fijo.

3.4.3.- Endulzamiento en Lecho Fijo con Mínimo Alkali (Minalk).

Es ampliamente usado en el endulzamiento de gasolinas craqueadas y gasolinas livianas de destilación primaria. Es muy similar al endulzamiento convencional, utiliza el mismo catalizador y carbón activado; sin embargo la diferencia radica en el método de saturación del lecho. En la unidad Minalk una inyección continua de cáustico diluido es usado para mantener el mínimo nivel de alcalinidad en el reactor. Opera eficientemente con baja concentración, 3 - 5 °Bé (2 a 3 % peso NaOH), y adicionalmente sólo usa una pequeña cantidad de soda, típicamente 5 ppw de NaOH con relación a la carga. Un buen control asegura un pII de 9 - 12



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

ENDULZAMIENTO CONVENCIONAL EN LECHO FIJO
UNIDADES MEROX

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO: R.I.S.

FIGURA : 3.7

en el efluente del reactor y un producto con un contenido de sodio menor a 1 ppm. La figura 3.8 muestra el diagrama de flujo del Endulzamiento en Lecho fijo con Mínimo Alkali.

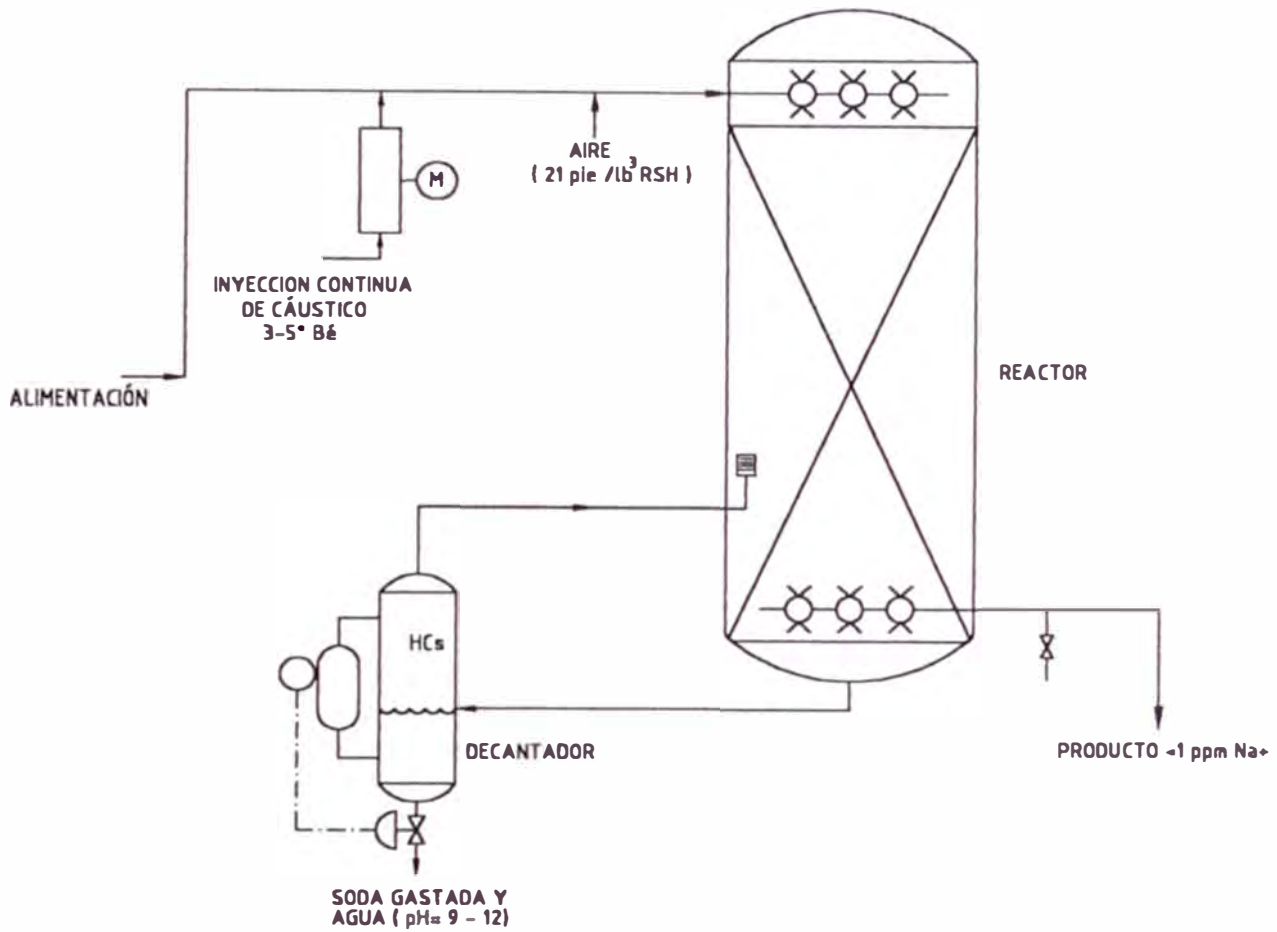
La combinación de la baja cantidad y la naturaleza diluida del efluente cáustico del reactor Minalk es neutralizado por los componentes ácidos de la carga, y permite eliminar la soda gastada como un flujo pequeño directamente al desagüe. El desarrollo de este sistema significó un paso importante en la tendencia a la minimización o eliminación de la soda.

3.4.4.- Inconvenientes en los Procesos de Endulzamiento.

No hay endulzamiento debido:

- Insuficiente cantidad de aire.
- Acanalamiento del lecho.
- Necesidades de resaturación con soda cáustica.
- Interferencia con el catalizador debido a los materiales adsorbidos.
- Normal pérdida de la actividad del catalizador.

Se debe sospechar que existe acanalamiento, cuando a pesar de existir la suficiente cantidad de aire y de conocer la actividad del catalizador, no se consigue la conversión de los mercaptanos a disulfuros. Una fase separada de aire inducirá la formación de canalizaciones en el lecho, por lo que se deberá mantener la presión adecuada sobre el reactor, para lograr la cantidad requerida de aire soluble en los hidrocarburos. Cantidades en exceso de aire, darán lugar a que los compuestos inestables de color sean oxidados a compuestos coloreados, obteniéndose productos con un color por debajo del límite permisible.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

ENDULZAMIENTO EN LECHO FIJO CON
MINIMO ALCALI (MINALK)

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

ESCALA:

R.I.S.

FIGURA : 3.8

Para evitar la interferencia de los materiales adsorbidos del lecho, se emplea un lavado con agua caliente para restaurar la actividad del catalizador.

3.4.5.- Pre-tratamiento y Post-tratamiento en los Procesos Merox.

El pre y post-tratamiento que se requiere en los sistemas de extracción y endulzamiento Merox, dependerá frecuentemente de la composición de la carga, uso final y especificaciones del producto tratado.

a.- Pre-tratamiento en el Proceso Merox.

- Esta sección contiene un coalescedor para remover el agua condensada proveniente del vapor de agotamiento corriente arriba, a fin de minimizar la dilución del cáustico a usarse en el pre-lavador.
- Un pre-lavador cáustico es usado para remover completamente las pequeñas cantidades de H_2S (ppm) en gasolinas livianas, que de estar presente en la carga producirán un consumo excesivo de la solución cáustica que contiene el catalizador Merox. El H_2S no es un veneno del catalizador, pero si compite con los mercaptanos por los centros activos del catalizador y el oxígeno del aire inyectado y para remover los ácidos nafténicos, pues de lo contrario la solución cáustica que mantiene húmedo el lecho del catalizador reaccionará formando naftenatos de sodio que cubrirán el catalizador y bloquearán los poros del soporte de carbón activado. Este problema requerirá de un lavado más frecuente del lecho con agua caliente para mantener la actividad del catalizador.

Cargas con número de ácido mayores a 0,01 mg KOH/g deben considerarse pre-lavadores cáusticos.

b.- Post-tratamiento en el Proceso Merox.

Normalmente consiste en un filtro de arena para coalescer alguna bruma de solución cáustica presente o un lavado simple con agua.

En la producción de Turbo A-1, se incluye como post-tratamiento: el lavado con agua para eliminar trazas de solución cáustica y surfactantes solubles en agua, un filtro de sal para eliminar cualquier traza de agua presente, y un filtro de arcilla para remover surfactantes solubles en el hidrocarburo, trazas de metales, inhibidores de corrosión, etc.

3.4.6.- Endulzamiento en Lecho Fijo Libre de Cáustico (Free Caustic).

Esta aplicación representa una mejora tecnológica significativa que permite a los refineros eliminar completamente el uso de la soda y el problema de su eliminación de las unidades de endulzamiento.

Este trabajo ha sido posible al uso de nuevos sistemas de catalizadores que permiten ajustar los parámetros de operación para eliminar los requerimientos anteriores de una base fuerte como la soda y hacer uso del amoníaco.

Durante los últimos 20 años la Cía. UOP ha trabajado en el mejoramiento de su proceso Merox a fin de reducir el costo de inversión, costo de operación y el uso de la soda. La solución ideal fue desarrollar un sistema libre de efluentes debido a que la soda gastada de varios tipos representa aproximadamente el 38 % de los efluentes totales en una refinería, su manejo y eliminación ha llegado a hacer parte principal en las operaciones ambientales de elevado costo. Así que, se consideró tres alternativas separadas o en combinación:

- Eliminar por completo el uso de la soda.

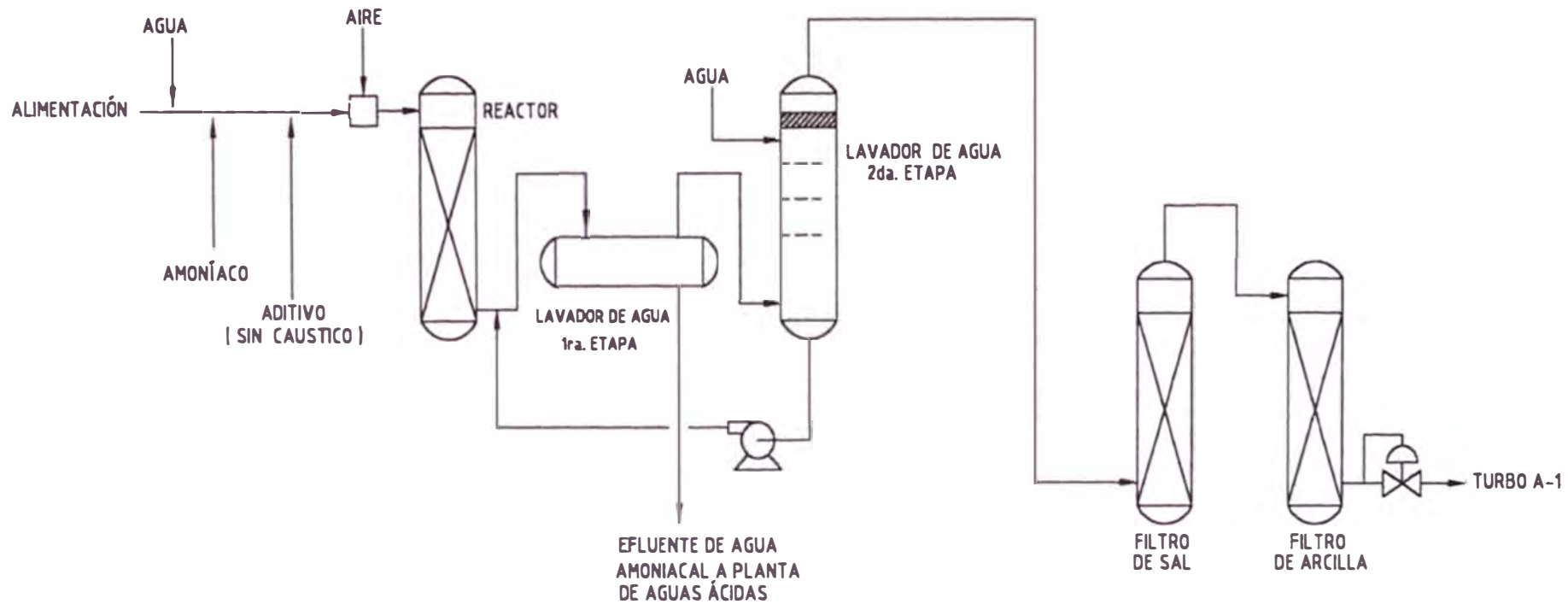
- Minimizar su uso mediante el incremento de la eficiencia o recirculando.
- Tratar la soda antes de su eliminación.

Comprometidos en alcanzar estos objetivos se desarrolló y comercializó un sistema para gasolinas y Kerosene. La figura 3.9 muestra el diagrama de flujo del Endulzamiento en Lecho Fijo Libre de Cáustico.

a.- Características del Proceso.

Los principios del Merox convencional con la versión del tratamiento sin soda son similares. Es por eso que la conversión al tratamiento sin cáustico fue relativamente simple. Sin embargo varias diferencias lo distinguen:

- El recipiente pre-lavador no es tan largo porque la reacción entre el amoníaco y el ácido nafténico da el naftenato de amonio altamente soluble en el agua, los cuales no tienen tendencia a formar emulsiones a diferencia de los naftenatos de sodio.
- La alta actividad y estabilidad de los nuevos catalizadores en las unidades de tratamiento sin cáustico permite que el agua y amoníaco sean adicionados separadamente al alimentador, para proveer el ambiente acuoso y alcalino que requiere el proceso en las reacciones de oxidación y evitar reacciones laterales oxidativas no deseadas que promueven la formación de gomas, también puede inyectarse amoníaco anhidro.
- El aditivo Merox CF (activador líquido) es continuamente inyectado a la alimentación quien proporciona un largo período de actividad y estabilidad al catalizador. La tabla 3.1 muestra los parámetros de operación en el tratamiento sin cáustico del kerosene.



REFERENCIA: Artículo publicado por David L. Hallbrook, Business Manager, MKEGUK and Elaine J. Arena Senior Development Specialist, UOP Process Division, Marzax Processes for Caustic Minimisation and Management.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

ENDULZAMIENTO EN LECHO FIJO SIN
CAUSTICO PARA KEROSENE

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO: R.I.S.

FIGURA : 3.9

Tabla 3.1.- Parámetros de operación del tratamiento cáustico sin soda en el Kerosene.

Catalizador	Merox N° 31
- Inyección del Merox CF, ppmw, basado en la carga	50 - 100
- Inyección de amoníaco, ppmw, basado en la carga	30 - 50
- Inyección de agua al reactor, %vol, basado en la carga	0,5
- Inyección de aire, % requerimiento estequiométrico	200

- Corriente abajo al reactor hay un sedimentador para permitir que el hidrocarburo y el amoníaco acuoso se separen. El hidrocarburo sale por la parte superior del recipiente y va a un lavador con agua. El efluente amoníaco / agua del fondo del recipiente va a la planta de aguas ácidas, donde los naftenatos de amonio se decomponen térmicamente en amoníaco y ácido nafténico a través del agotamiento con vapor. Alternativamente, el efluente puede enviarse a un pequeño agotamiento del amoníaco para ser reciclado al reactor. A continuación la tabla 3.2 muestra las propiedades del agua amoniacal.

Tabla 3.2. Propiedades del agua amoniacal efluente.

Propiedades	Agua amoniacal efluente
- Apariencia.	Verde olivo oscuro a ámbar oscuro
- pH.	9 a 11
- Aceites ácidos.	< 500 ppw
- Aceite no disueltos.	No detectado
- Mercapturo.	< 1 ppw de azufre
- Amoníaco.	0,2 a 0,3 % peso

- Con la finalidad de cumplir las rigurosas especificaciones del Turbo A-1, el hidrocarburo es lavado con agua en un recipiente de contacto multietapas para remover amoníaco residual y maximizar la

vida del filtro de arcilla. Luego, pasa por el filtro de sal y arcilla. La tabla 3.4 muestra la alimentación típica y propiedades del producto.

Tabla 3.4.- Propiedades de la alimentación y del Turbo A-1.

Propiedades	Alimentación	Turbo A-1
- Flujo, MB/D	10	
- Origen.	Agotado con vapor	
- Destilación, °F (°C)		
Punto inicial.	300 (150)	
10 %	340 (170)	
50 %	385 (195)	
90 %	435 (225)	
Punto final.	500 (260)	
- Origen del crudo	Mezclas del Mar del Norte	
- Mercaptanos, ppw	150	< 15
- Número de acidez, mg KOH/g	0,015	
- Amoníaco, ppw		< 0,1
- Apariencia.		Claro y brillante

- Flexibilidad de realizar ajustes pequeños cuando se procesan cortes con altos puntos finales que generalmente contienen mercaptanos que son más difíciles de convertir, ajustes en las condiciones de operación, tales como: inyección del flujo de aire, amoníaco y aditivo Merox, han permitido bajar los mercaptanos en el Turbo A-1 a niveles por debajo de la especificado, 30 ppm.
- El proceso Merox sin cáustico ha probado ser un método efectivo y de funcionamiento comercialmente confiable.
- El hecho de que este proceso no necesita soda, le da mayor ventaja en los costos operativos con respecto a otros procesos que si requieren de soda y su posterior eliminación. En la figura 3.10 se muestra una perspectiva de los costos de operación del proceso Merox libre de cáustico y su influencia en el costo de eliminar la soda del total de los

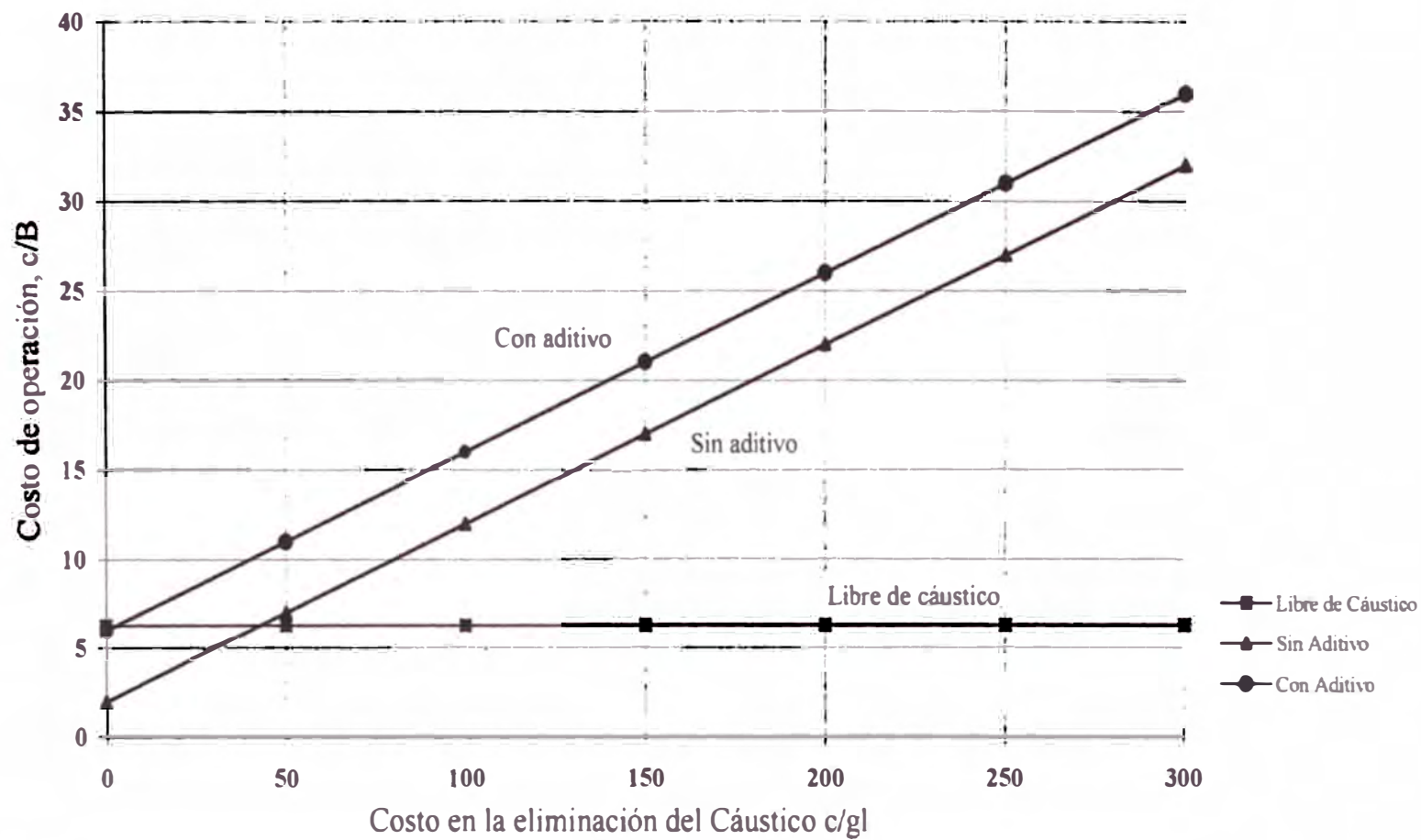


FIGURA 3.10.- Influencia en los costos de operación del proceso Merox libre de Cáustico en una planta de 10,0 MB/D de Turbo A-1

REFERENCIA : Artículo "Merox Processes for Caustic Minimization and Management, UOP 2045-6, p. 22.

costos de operación de una unidad de 10 MB/D de Turbo A-1. La figura plotea los costos de eliminar la soda versus el costo de operación de una Unidad Merox para Turbo A-1. Las líneas 1 y 2 representan los costos de operación para una unidad cáustica Merox con y sin aditivos, éstos aumentan proporcionalmente al costo de eliminación de la soda (por ser una fracción del costo total de operación). La línea horizontal originada en 6,5 $\$/B$ es el costo de operación de una unidad Merox sin cáustico; debido a que no se usa soda el costo total de operación es independiente del costo de eliminación de la soda. El efluente de amoníaco acuoso puede ser enviado directamente al despojador de aguas ácidas y no se incurre en altos costo por eliminación (sólo un insignificante aumento por el flujo del vapor de agotamiento).

3.5.- Métodos de Remoción del Agua Libre de Combustible.

A continuación se hace referencia a algunos métodos para la remoción del agua libre de corrientes de hidrocarburos.

3.5.1.- Tanque Sedimentador.

Su uso puede no ser confiable. El lograr una remoción efectiva del agua libre puede tomar varios días.

3.5.2.- Filtro de Arena.

Es un recipiente vertical cuyo propósito es separar las trazas de soda cáustica o la sustancia jabonosa neutralizada que pudieron haber arrastrado los hidrocarburos de una etapa previa.

La corriente de hidrocarburos ingresa por un distribuidor ranurado ubicado en el tope del recipiente y fluye a través del lecho, que consiste de granos de cuarzo o sílice, con tamaños de 8 - 16 mesh, retenidas por

una rejilla de acero al carbono con aberturas de 0,025 pulg (0,6 mm). El cumplir con la granulometría especificada evitará las excesivas caídas de presión. Según los especialistas, se recomienda usar 115 pie³ de arena por cada 100 B/h de Turbo A-1 y 150 pie³ de arena por cada 100 B/h de Kerosene. En la parte inferior del filtro hay instalado un deflector con inclinación especial, que protege la salida del hidrocarburo y permite que las gotas de la fase acuosa al coalescer corran por las paredes hacia abajo y se colecten en el fondo del recipiente, para ser drenadas periódicamente.

Después de varios meses de operación, a fin de evitar cualquier tendencia de taponamiento del filtro de arena por la acumulación de sustancias indeseables en su superficie, tales como: cáustico, incrustaciones o moho, será necesario utilizar un contra lavado con agua y/o reemplazo en la parte superior de 2 ó 3 pies del lecho con arena fresca, lográndose de este modo restaurar la actividad de la arena como coalescedor e incrementar su eficiencia. El tiempo de reacondicionamiento del lecho es indicado por la apariencia opaca del producto o un incremento en el número de neutralización del producto. Una alta caída de presión, por ejemplo de 3 psi (21 Kpa) es una indicación de que el filtro debe ser lavado.

En la etapa de preparación del lecho, en las dos primeras pulgadas del recipiente, la arena debe ser ubicada manualmente por el lado de la entrada principal, nivelándose y dejando que ésta se asiente por una hora aproximadamente. Esto confirma que la rejilla soporte está correctamente instalada y no hay fugas. Temporalmente, debe cubrirse la

entrada del distribuidor con un plástico o algodón para prevenir que la arena se cuele dentro de la ranura del distribuidor. Este método reduce también la cantidad de polvo generado si la arena está seca.

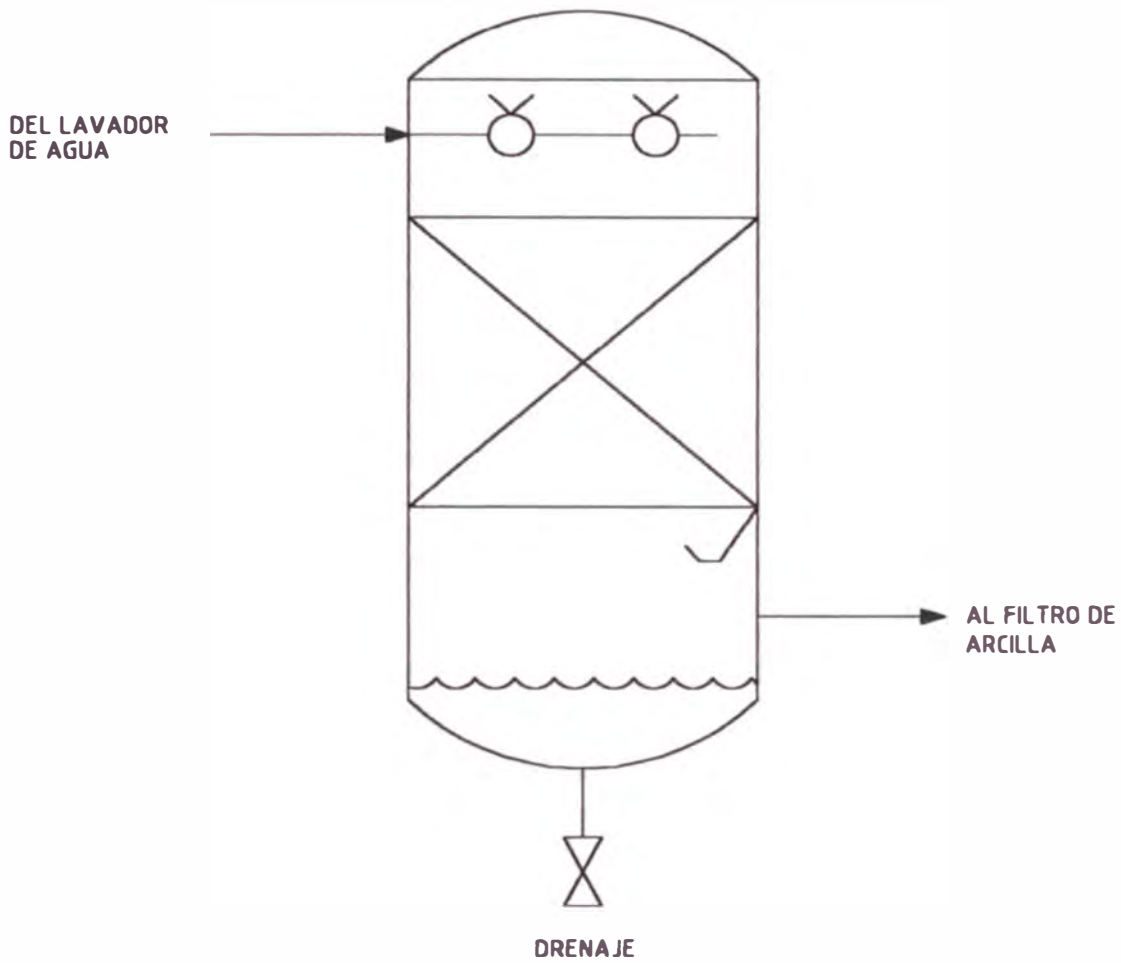
Con un adecuado mantenimiento al filtro de arena pueden obtenerse productos visiblemente claro, que contenga menos de 1 ppw de Na^+ , pero el costo de capital es alto y puede algunas veces no ser efectivo. La figura 3.11 muestra el diagrama del filtro de arena.

3.5.3.- Secador de Sal.

Es un recipiente vertical diseñado para contener un lecho de sal roca (sal comercial). Su función es remover todo el agua libre arrastrada en forma de gotitas en el hidrocarburo de etapas previas más un 30 % del agua disuelta a la temperatura de operación del secador.

La corriente de hidrocarburos ingresa por la parte inferior del recipiente y a traviesa las capas de sal, el agua libre disuelve la sal roca convirtiéndose en una solución saturada de sal (salmuera), así que, el mayor peso y tamaño adquirido de las gotas le permitirán una fácil separación por gravedad. La salmuera es drenada al desagüe periódicamente y el producto a la salida es claro y brillante.

La figura 3.12 indica las temperaturas de saturación de la mezcla agua – hidrocarburo y nos da una idea de la temperatura óptima de operación en el secador, por ejemplo: para una temperatura de almacenamiento de 29 °C la temperatura óptima de operación es 38,7 °C; temperaturas mayores de operación causarán condensación del agua en los tanques de despacho y la apariencia del producto será opaco.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

FILTRO DE ARENA

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT- 99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 3.11

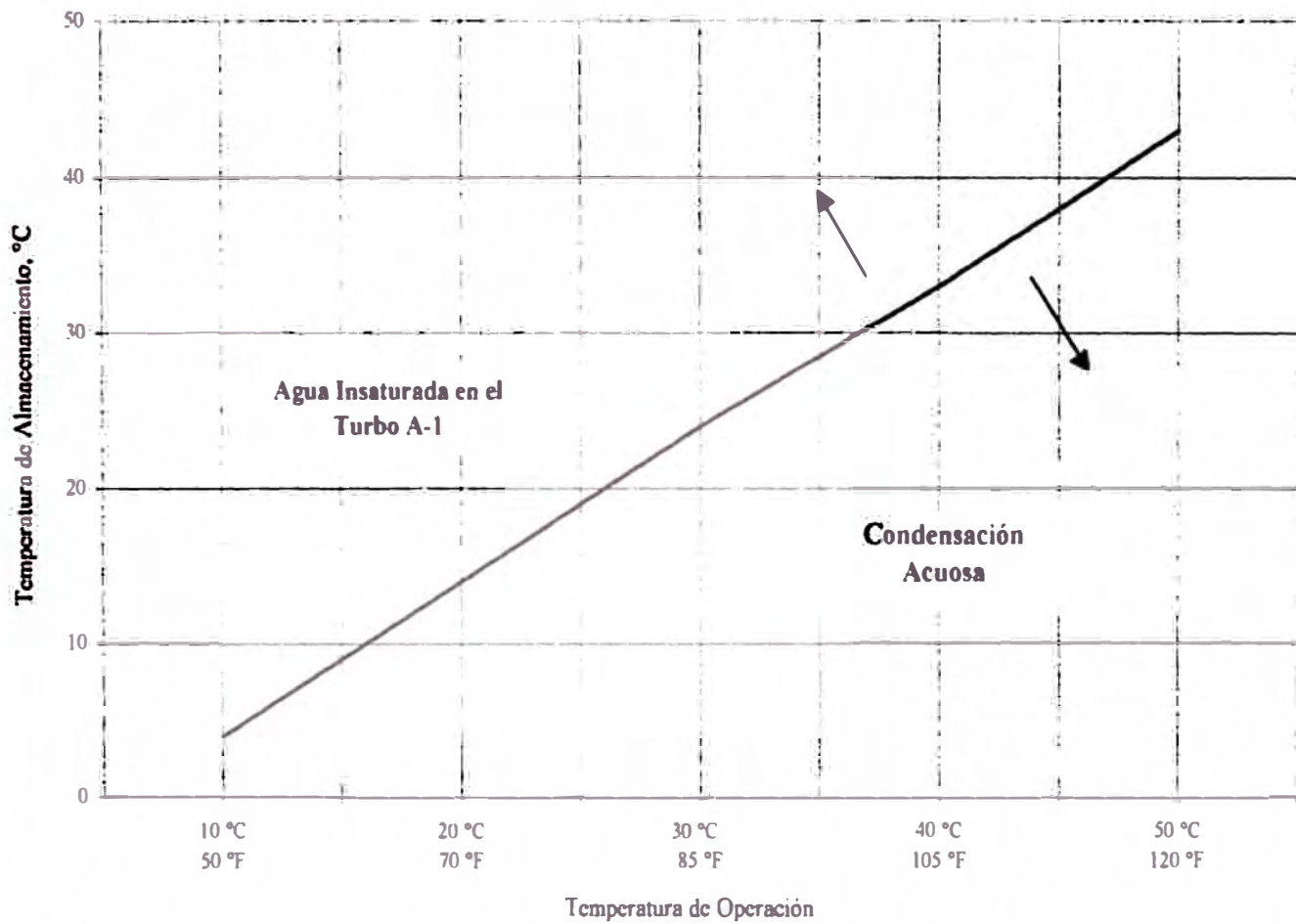


FIGURA 3.12.- Comportamiento del Agua en el Turbo A-1 a las Condiciones de Operación en el Secador de Sal versus Almacenamiento.

REFERENCIA: Process Division UOP Inc. Project Especification

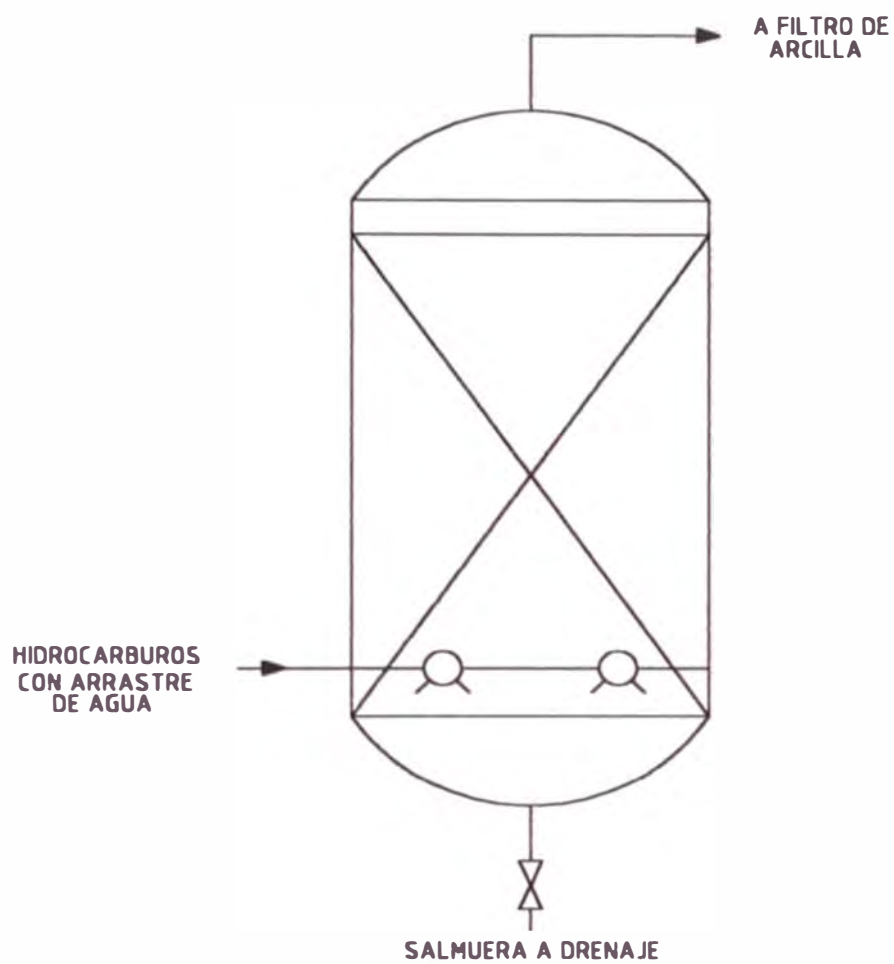
Los secadores de sal son usualmente instalados previo a los filtros de arcilla para protegerlos a éstos de fallas prematuras, debido a que el agua libre ataca las estructuras de la arcilla.

Generalmente, cada dos meses los secadores de sal son sobrepasados para rellenarlos con sal hasta su nivel de operación. Una indicación de la falta de sal es evidenciado por un producto a la salida opaco, pero no debe esperarse que esto suceda, sino que debe medirse cada cierto tiempo el nivel de sal a fin de prever su relleno con anticipación. Normalmente se trabaja con una luz de 1,30 m. desde el punto de medición (parte superior del secador), es decir, que las medidas que estén por encima de este valor equivalen al faltante de sal en dicho secador. Los especialistas recomiendan que cuando se estime un consumo del 50 %, el secador debe ser rellenado con sal. La figura 3.13 muestra el diagrama del secador de sal.

El consumo de sal depende de muchos factores, pero un consumo típico es 20 lb / 1 000 B de Turbo A-1 a 100 °F. Según la FRRPS (Fictitious Roving Refinery Problem Solver), la cantidad de sal consumida es directa a la cantidad de agua libre removida, es decir, se requieren 10 veces más de sal roca para remover 1 000 ppm de agua libre que el utilizado en la remoción de 100 ppm de agua libre.

Sin embargo, algunas limitaciones se han experimentado en el uso de estos equipos y la FRRPS las ha enumerado tal como sigue:

- Son muy sensibles a las temperaturas de operación.
- Los periodos de sobrepasos resultan en etapas de tratamiento completamente pobres.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

SECADOR DE SAL

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT- 99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 3.13

- Acanalamiento del flujo causado por altos flujos y una pobre distribución a través de las capas de sal, conllevando a grandes vacíos longitudinales dentro del secador.
- Taponamiento ocurridos a bajas temperaturas resultando en problemas de mantenimiento.
- Corrosión en tanques, tubería y equipos corriente abajo causados por el agua retenida que contienen cloruros.

Pero la eficiencia del secador de sal es ampliamente mejorado cuando se opera dentro de un rango de temperaturas relativamente bajo y el flujo es uniforme.

3.5.4.- Adsorbentes Comerciales.

La industria los utiliza para separar componentes de fluidos. Los principales adsorbentes comerciales son: los tamices moleculares, la sílica gel y la alúmina.

a.- Tamices Moleculares.

Son cristales porosos de sílico - aluminatos alcalinos o alcalinos térreos. Su estructura está formada por una red de cavidades de igual diámetro, unidas por poros de tamaño uniforme. El diámetro efectivo de poros varía según el tipo de tamiz entre 3 y 10 Å. Tiene una composición química constante. Las celdas del cristal son idénticas y la superficie de adsorción está esencialmente en el interior de ellas. Los tamices moleculares sólo admiten moléculas de diámetro menor que la abertura de sus poros. La selectividad de los tamices moleculares depende del tamaño de los poros. Son estables hasta 700 °C. Se regeneran entre 200 y 400 °C. Son extremadamente ávidos de agua y

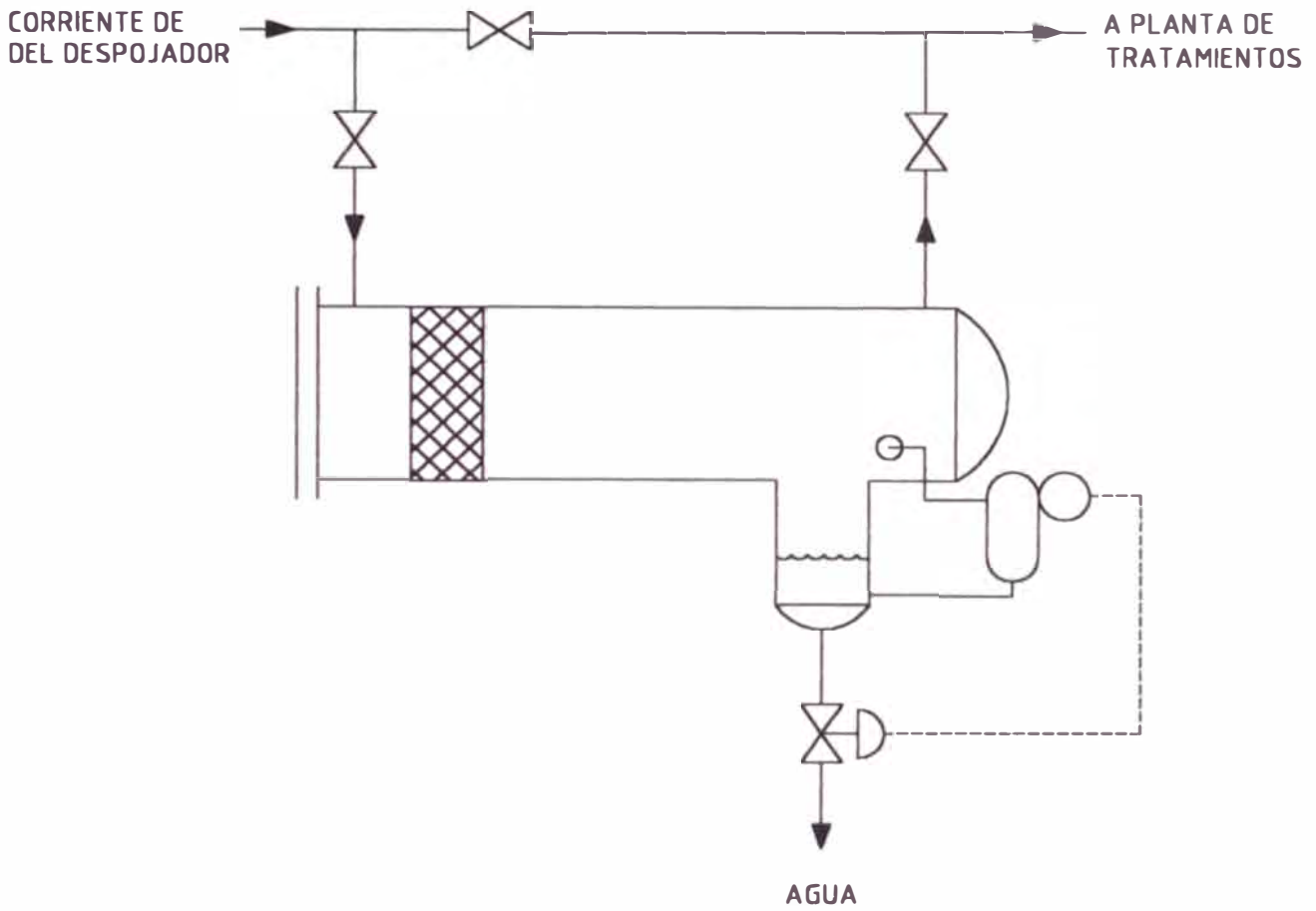
constituyen el mejor adsorbente para el secado de líquidos con baja concentración de agua.

Sus características son: alta capacidad de secado, rápida adsorción del agua, regeneración económica, estabilidad de la actividad, mínima resistencia al flujo, resistencia mecánica a la trituración y formación de polvo, inerte, no tóxico, ni corrosivo.

3.5.5- Coalescedores Convencionales Líquido – Líquido.

La corriente de combustible derivada de un despojador de la Unidad de Destilación que no cuenta con un separador de agua después del último enfriador, frecuentemente contiene gran cantidad de agua libre; la cual sino es removida antes de su ingreso a la planta de tratamiento, podría rápidamente diluir la solución de soda cáustica, causando problemas en el control de operación. Un paquete coalescente es generalmente provisto para remover el agua libre a bajo costo. En la figura 3.14 se muestra el diagrama del coalescedor.

En estos coalescedores convencionales las moléculas de agua se unen al grupo funcional silenol ($\text{Si} - \text{O} - \text{Si}$) de la fibra de vidrio, y se colectan en los cartuchos convirtiéndose en moléculas más largas y pesadas, que caen y se drenan; mientras que la operación se vuelve a repetir. Al ocurrir la desactivación, los surfactantes se unen al grupo funcional silenol, debido a la mayor afinidad que hay por los surfactantes que por el agua. Como los surfactantes se han unido a la fibra de vidrio, las moléculas de agua pasarán rápidamente a través del medio coalescente, proceso que reduce grandemente la eficiencia de remoción del agua e incrementan la probabilidad de acortar la vida útil de los cartuchos,



 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

COALESCEADOR

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT- 99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 3.14

REFERENCIA: UOP Process Technology, Equipment Preparation, August-1991.

resultando en cambios frecuentes de los mismos y por consiguiente en un aumento en los costos. En la figura 3.15 se ilustra el mecanismo de coalescencia y desactivación del coalescedor convencional líquido - líquido.

Si la emulsión está causando problemas; la FRRPS recomienda, que se efectúen pruebas de laboratorio a fin de determinar la tensión interfacial, ya que es muy posible que con el proceso existente no esté lográndose romper completamente la emulsión, debido a que el método empleado no es el más adecuado. Como referencia en la tabla 3.5 se indica un resumen de los métodos de separación y sus condiciones de trabajo, según la naturaleza del fluido. Típicamente, los combustibles que contienen detergentes pueden alcanzar tensiones interfaciales de 10 dina/cm o menos. Combustibles con arrastres cáusticos obtienen valores entre 1 a 12 dinas/cm, que es un valor por debajo del límite recomendado para coalescedores convencionales. Los coalescedores convencionales trabajan eficientemente en mezclas con $\sigma > 20$ dina/cm, inferiores a este valor es muy difícil romper la emulsión, ya sea por este medio u otros. Los precipitadores electrostáticos son inefectivos en emulsiones con tensiones interfaciales por debajo de 10 dinas/cm.

3.5.6.- Coalescedores de Última Generación.

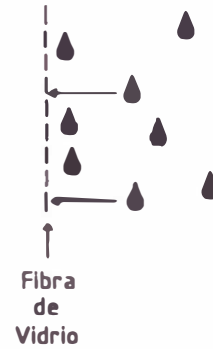
La Corporación Pall ha trabajado en eliminar las limitaciones que se presentan en los coalescedores convencionales, y en la actualidad se tiene desarrollado un sistema de coalescencia especial de marca registrada. Se los conocen en las refinerías del mundo como

MECANISMO PARA LA COALESCENCIA

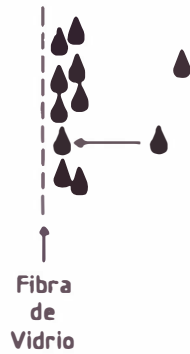
PASO 1:
Combustible
conteniendo
pequeñas
gotas de
agua



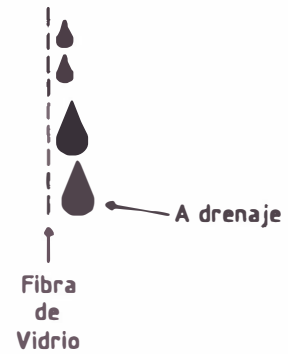
PASO 2:
Moléculas de
agua unidas
al grupo
silanol
localizado en
la fibra de
vidrio



PASO 3:
Unión de
gotas de
agua con
otras gotas
para formar
gotas más
grandes

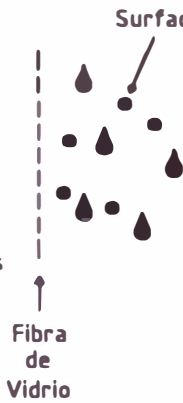


PASO 4:
Las gotas
grandes
unidas al
silanol; caen

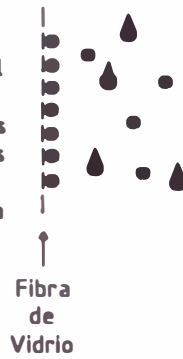


MECANISMO PARA LA DESACTIVACION

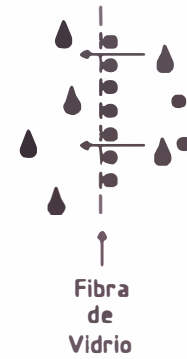
PASO 1:
Combustible
conteniendo
pequeñas
gotas de
agua y
surfactantes



PASO 2:
El grupo silanol
en la fibra de
vidrio tiene más
afinidad por los
surfactantes
que por el agua



PASO 3:
Las gotas de
agua pasan a
través de la
fibra de vidrio.
El coalescedor
es desactivado
y debe ser
reemplazado



REFERENCIA: PALL Process Filtration Company, Hidrocarbon, Chemical, Polymer Group. Ges 4105 b.



**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO**

**MECANISMO DE COALESCENCIA Y DE DESACTIVACIÓN
EN EL COALESCEDOR CONVENCIONAL**

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT- 89

REVISADO : R.L.S.

FIGURA : 3.15

coalescedores Pall. Son usados en varias aplicaciones como: extracción de agua, cáustico y aminas de las corrientes de hidrocarburos.

Estos sistemas extraen el agua hasta niveles de 15 ppv o menores en condiciones tan severas como las enumeradas a continuación:

- Concentraciones de agua en la alimentación de hasta 3 % peso.
- Tensiones interfaciales de hasta 3 dinas/cm.
- Reducen la concentración de sodio corriente abajo de la Planta de Tratamiento Cáustico a menos de 0,5 ppw de Na+.

Este sistema de coalescencia consiste en tres etapas, que garantizan una alta eficiencia en la remoción:

- **Etapa 1: Filtración**, es requerida para remover partículas finas sólidas de óxido de hierro y sulfuro de hierro que estabilizan una emulsión. El medio coalescente tiene una muy fina estructura de los poros, en el orden de $4 \mu\text{m}$ ($\beta_{4\mu\text{m}} = 5\ 000$). Su instalación significa extender la vida del coalescedor y reducir la concentración de las partículas, para lograr la especificación de sólidos.
- **Etapa 2: Coalescencia**, la mezcla hidrocarburo – agua ingresa de adentro hacia fuera a lo largo del elemento coalescente. Es un material fluopolimérico efectivo para romper emulsiones en líquidos con tensiones interfaciales hasta de 1 dina/cm.
- **Etapa 3: Separación**, la corriente de hidrocarburos libre de agua fluye de afuera hacia adentro a través de los cartuchos hidrofóbicos instalados en el separador, ubicados debajo del coalescedor; mientras que las gotas de agua coalescidas son repelidas por los mismos. Tanto

el agua y el hidrocarburo son evacuados por tuberías independientes al drenaje y a su tanque de almacenamiento respectivamente.

Se han desarrollado dos configuraciones: el coalescedor / separador en caja vertical y el coalescedor sin separador en caja horizontal, siendo este último el que provee una máxima eficiencia en la separación. La figura 3.16 muestra el diagrama de los coalescedores Pall y la tabla 3.6 proporciona una guía de selección de la configuración del coalescedor más adecuado, según la naturaleza del fluido.

El costo de capital y operativo es relativamente bajo. Un sistema para 12,5 MB/D de Turbo A-1 cuesta alrededor de los 60 MUS\$ CIF, los cuales incluyen 18 cartuchos y garantizan una corriente con menos de 6 ppm de agua libre. El costo operativo no cambia con el incremento de agua libre y es aproximadamente 0,009 5 US\$/B de Turbo A-1 con 1,34 cSt.

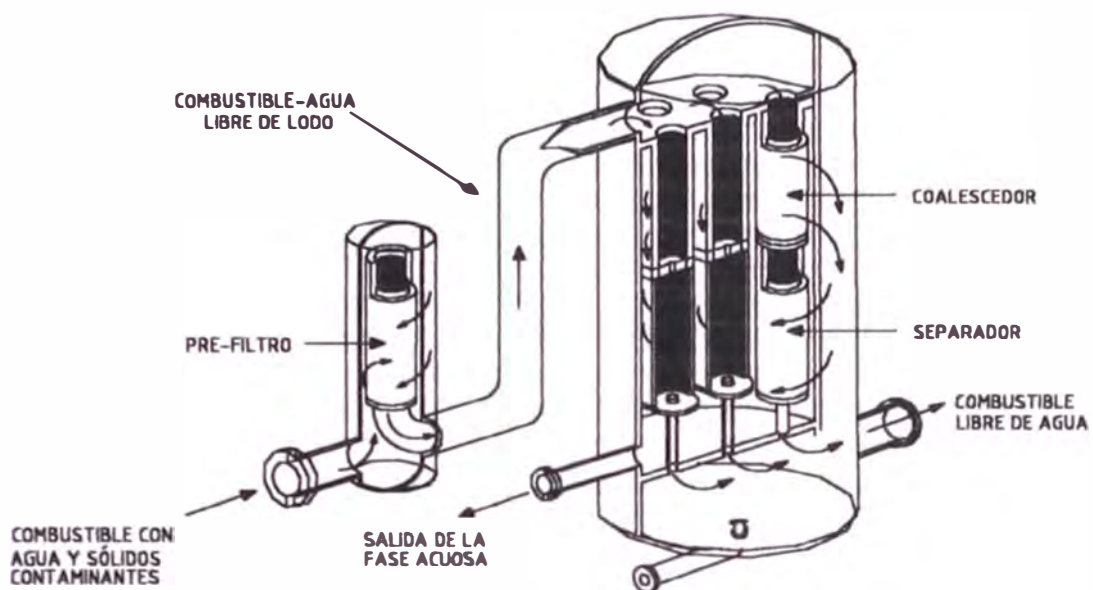
Tabla 3.6.- Guía de Selección en la Configuración del Coalescedor.

Condiciones del Proceso	Configuración Recomendada
- Cuando la fase dispersa es un fluido acuoso con tensión Interfacial > 3 dina/cm.	Coalescedor/separador en caja vertical.
- Cuando la fase dispersa es un fluido acuoso con tensión Interfacial < 3 dina/cm.	Coalescedor sin separador en caja horizontal.
- Cuando ambos fluidos no son acuosos.	Coalescedor sin separador en caja horizontal.
- Cuando la fase dispersa es fluido aceitoso y la fase continua es un fluido acuoso.	Coalescedor sin separador en caja horizontal.

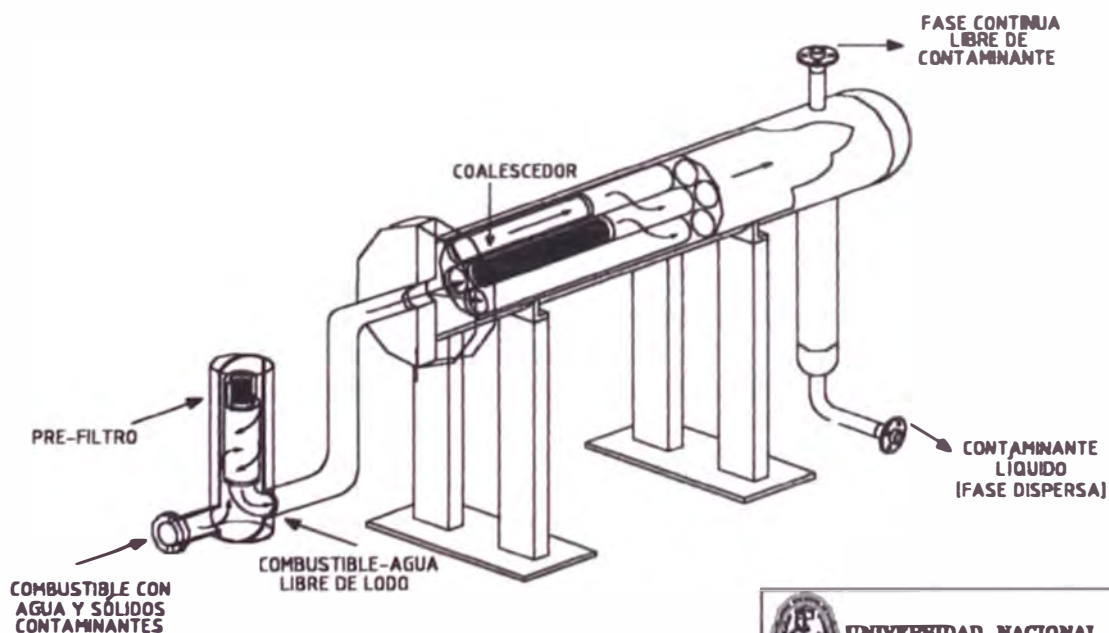
3.6.- Método de Remoción de Surfactantes, Sólidos y Metales en Combustibles.

La remoción del contenido de sólidos, metales y surfactantes de las corrientes de combustibles se hacen a través de arcillas.

SEPARACIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO EN CAJA VERTICAL



SEPARACIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO EN CAJA HORIZONTAL



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

COALESCEDORES PALL

DIBUJADO : R.V.R

FECHA : OCT- 99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 3.16

REFERENCIA: PALL Process Filtration Company, Hidrocarbon,
Chemical, Polymer Group. Gas 4106 b/Gas 4107.

3.6.1.- Mecanismo de Trabajo de las Arcillas.

Las arcillas trabajan por el proceso de adsorción, proceso por el cual los contaminantes químicos son atrapados y retenidos fuertemente sobre su superficie; mientras que la absorción es la continuación de la penetración del hidrocarburo en los poros de la arcilla.

Los ácidos Lewis están situados en la superficie de la arcilla, adsorbiendo los materiales polarizados con tendencias no reversible.

Simultáneamente hay ácidos fuertes o débiles permitiendo que una variedad de materiales sean rápidamente adsorbidos. Algunas sustancias tales como: agua, sulfonatos y resinas son preferencialmente adsorbidos y es efectivo para eliminar el olor. La preferencia de adsorción es como sigue: agua, alcoholes, ácidos, aldehidos, acetonas, n-olefinas, ésteres neutros, aromáticos, ciclo parafínicos, pequeñas partículas de carbón e incluso adsorben trazas de contaminantes metálicos como: el cobre y el arsénico. Asimismo, retienen la “amina filmante” que se añaden a los equipos de tope de la UDP para evitar la corrosión.

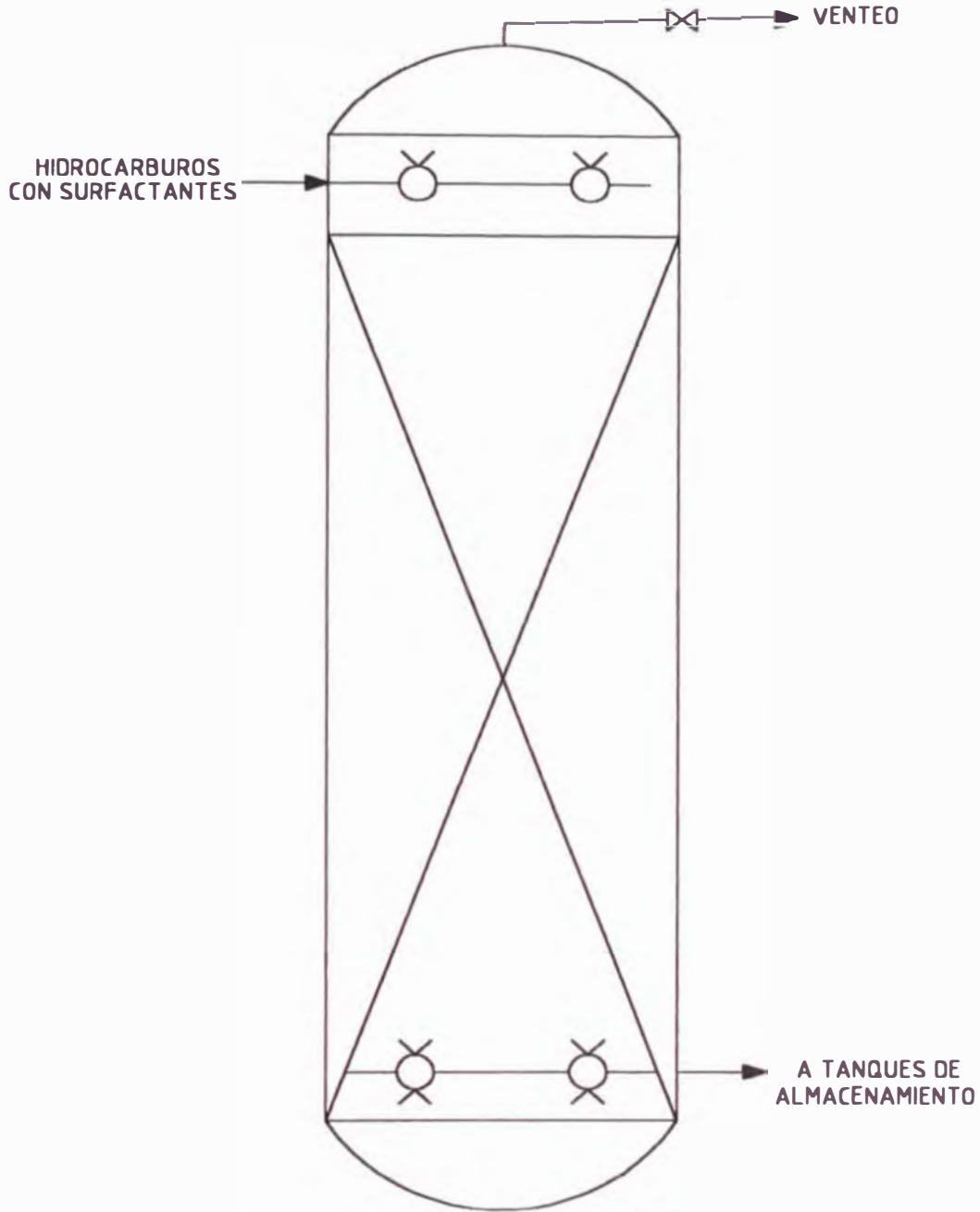
La adsorción es un mecanismo de difusión que no ocurre instantáneamente. Primero, la sustancia adsorbible debe difundirse a través del fluido hasta su interface con el adsorbente sólido. Luego, debe atravesar la película interfacial, y finalmente, por difusión capilar alcanzar las superficies activas ubicados en el interior de los poros. De los tres pasos, la difusión capilar es la más lenta. Por lo tanto, es la que controla la rapidez de adsorción. La evaluación cuantitativa de este parámetro es empírico; puesto que la distancia a ser recorrida por la sustancia adsorbible en la difusión capilar es función de las dimensiones

del gránulo adsorbente y del área exterior disponible para la transferencia de masa. Con respecto al fluido, es gobernada por la fuerza de adhesión, tensión interfacial y viscosidad del fluido, siendo de todas estas propiedades, sólo la viscosidad, posible de ser medida con exactitud.

3.6.2.- Filtro de Arcilla.

Es un recipiente cilíndrico vertical que ha sido diseñado para contener un lecho fijo de adsorbentes granulares bajo condiciones controladas. Su función es remover los surfactantes solubles y otros contaminantes que podrían afectar adversamente la estabilidad térmica o separación del agua, estrechamente relacionados a las especificaciones del producto. Hasta la actualidad sólo dos tipos de adsorbentes se conocen en la industria refinera: las tierras Fuller's y la Attapulgis; sin embargo, la alta eficiencia de esta última le ha permitido un mayor uso. La figura 3.17 muestra el esquema del filtro de arcilla.

La arcilla Attapulgis químicamente es un silicato de Magnesio - Aluminio hidratado. Su estructura es en cadena, similar a la de los filosilicatos 2:1, es decir, formadas por la repetición en el espacio de bloques compuestos por dos capas tetraédricas de sílice entre las que se intercala una capa octaédrica de Aluminio y Magnesio. Cada cuatro tetraedros se produce una inversión en la disposición de dichos tetraedros, dando lugar a una estructura discontinua que se asemeja a una pared de ladrillos a la que se le hubiera quitado un ladrillo de forma alternativa. Debido a esta estructura discontinua las partículas de estas arcillas presentan una forma acicular, las dimensiones aproximadas son: $0,2 - 2 \mu\text{m}$ de longitud, $100 - 300 \text{ \AA}$ de ancho y $50 - 100 \text{ \AA}$ de espesor,



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

FILTRO DE ARCILLA

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT- 99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 3.17

REFERENCIA: UOP Process Technology, Equipment Preparation, August 1981.

con canales internos de una sección aproximada de $3,7 \times 6,4 \text{ \AA}^2$ correspondiente a cinco posiciones octaédricas. Así pues, se tratan de estructuras tridimensionales y rígidas, con una superficie específica y una porosidad muy elevada, evitándose producir hinchamientos como consecuencia de la adsorción de moléculas en la red cristalina.

La elevada superficie externa ($200 - 400 \text{ m}^2$) e incluso mayor superficie interna, así como, la presencia de grupos silanoles en las estructuras y un límite de agua asociadas en los canales, dan lugar a muy buenas propiedades de adsorción, también puede producirse la adsorción selectiva de moléculas en los canales, que se traduce en óptimas propiedades como sorbente.

3.6.3.- Propiedades de las Arcillas Attapulgis.

- a.- La arcilla Attapulgis pertenece a la clase de adsorbentes naturalmente activos, sus propiedades adsorbentes son desarrolladas sólo por tratamiento térmico. La modificación de la estructura del cristal por activación térmica es la que produce las superficies activas con una innumerable cantidad de poros; es a lo largo de las paredes interiores de las mismas que yace la zona de superficie activa del adsorbente.
- b.- La arcilla es higroscópica, es decir, el agua libre causará que las partículas cristalinas de la arcilla se ablanden formando partículas amorfas, como una masa lodosa, compactándose rápidamente y causando una gran caída de presión en el sistema. Por lo tanto, como se mencionó anteriormente, previo a estas torres deben instalarse los secadores de sal para remover totalmente el agua libre.

c.- Actualmente existen dos grados de arcillas Attapulugus: el LVM y el RVM. El grado LVM es de más alta calidad, requiriéndose de un procesamiento minucioso de varias etapas durante su manufactura.

La designación LVM califica a las arcillas Attapulugus con excelente comportamiento. Estas arcillas no producen lodos cuando se exponen al agua, asegurándoles a los usuarios que las columnas no serán taponeadas si dentro del proceso se presentase alta humedad atmosférica, eliminándose de esta forma los costos extras. Sin embargo, la baja calidad de las arcillas del grado RVM están disponibles a menor costo pero son menos activos, la partícula es menos dura produciéndose más polvo. Las arcillas atapulugus LVM son ofrecidas en granulometrías 8 - 16 mesh, 16 - 30 mesh y 30 - 60 mesh, la selección de uno de ellos será de acuerdo a la configuración de la columna, caída de presión, tiempo de contacto, alta concentración de surfactantes, etc. La tabla 3.7 muestra las propiedades típicas de las diferentes granulometrías de la arcilla Attapulugus de grado LVM.

d.- La baja densidad de las arcillas Attapulugus entre los 30 - 32 lb/ft³, garantiza menor cantidad por peso de arcilla para llenar el recipiente. Los productos que compiten con esta arcilla pueden requerir hasta 45 lb/ft³.

e.- Los gránulos sin polvo en la granulometría 30 - 60 mesh en la producción de Turbo A-1 aseguran bajas caídas de presión, con largos ciclos de flujo.

Tabla 3.7.- Propiedades Típicas de la Arcilla Attapulcus de grado LVM.

Propiedades de la Arcilla	8 – 16 mesh	16 – 30 mesh	30 – 60 mesh
- Densidad, lb/pie ³	30	31,2	33,9
- Viscosidad a 100 °F SSU	180,8	180,8	180,8
- Índice de viscosidad	100	100	100
- Contenido de agua, %	1,0	1,0	1,0
- Clasificación volátil.	LVM	LVM	LVM
- Pérdida al quemar a 1 000 °C, %peso.	4,64	4,64	4,64
- Flash C.O.C, °F	425	425	425
- pH	6,7	6,7	6,7
- Dureza	76,0	71,7	78,2
- Conteo de partícula (millón/lb)	0,2	1,4	11,0
- Análisis del tamiz:			
Más de 8	2	0,0	0,0
8 – 16	96	2,2	0,0
16 – 30	1,8	95,7	3,3
30 – 60	0,2	1,9	96,4
Menos 60	0,0	0,2	0,3
Menos 100	0,0	0,0	0,0

3.6.4.- Regeneración y Manejo del Adsorbente.

El proceso de filtración es un proceso cíclico que comienza con el llenado en el recipiente de arcilla, comúnmente contiene 10 – 50 TM del adsorbente. Una vez formado el lecho, se introduce lentamente la alimentación para forzar que el aire salga, para lo cual, el filtro debe ser previsto con un pequeño venteo en el tope. La presencia de aire dará como resultado la canalización y un reemplazo prematuro de la arcilla.

Cuando el recipiente está totalmente empapado del fluido se recomienda cerrarlo por un momento, para permitir que el adsorbente se acomode por sí mismo de cualquier perturbación provocada al introducir la

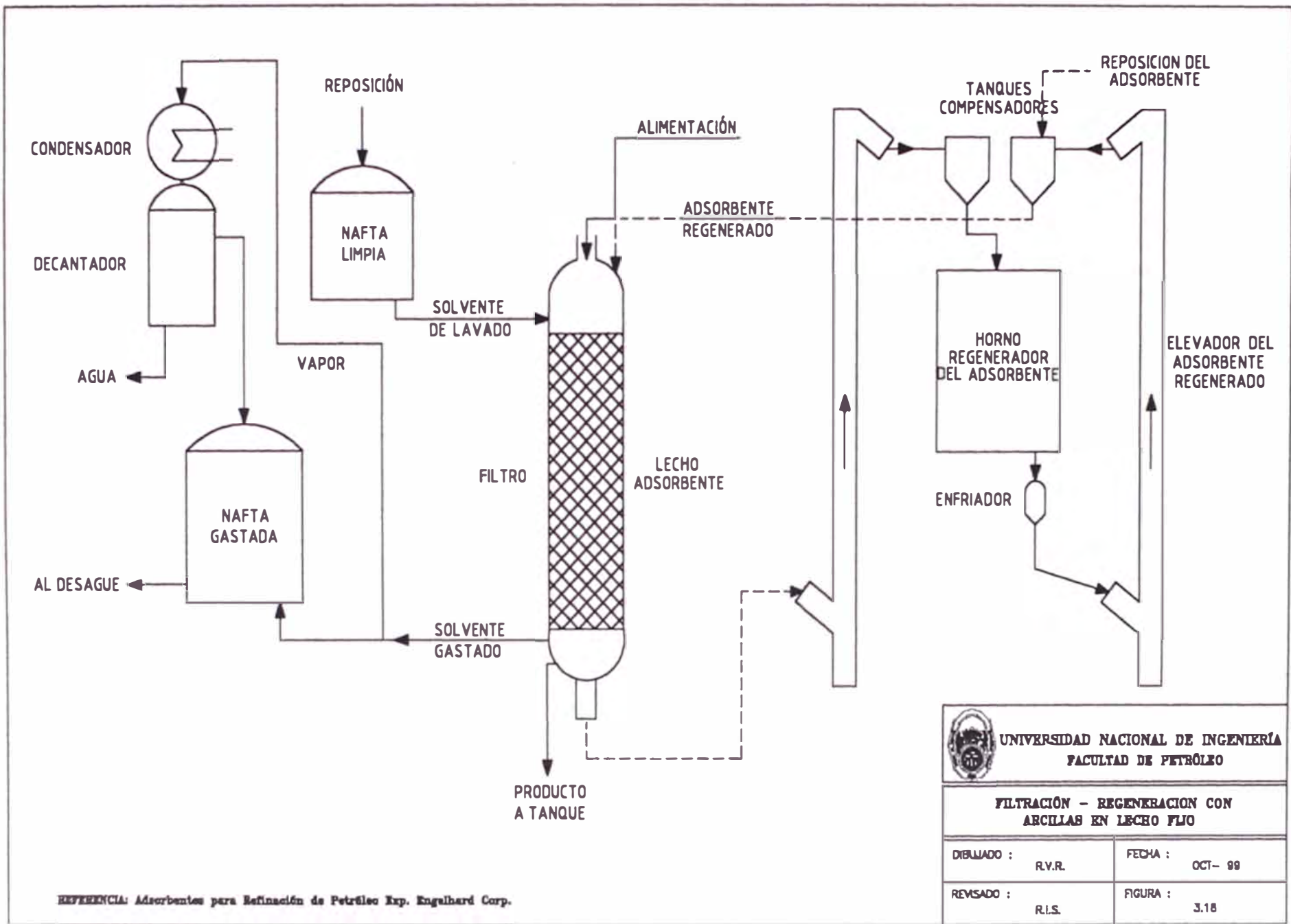
alimentación y sacar el aire. Luego, la salida es abierta y el filtrado fluye a una rapidez y temperatura controlada. Cuando se ha alcanzado la pureza deseada, el flujo de alimentación es discontinuado y el combustible retenido en los espacios vacíos del lecho se drena; generalmente 25 lb de aire comprimido se usan para ayudar el drenado. Esto es seguido del lavado del lecho con un solvente para promover la remoción del combustible. Finalmente, por medio de vapor seco se libera al lecho del solvente y algo de hidrocarburo que haya quedado. El adsorbente libre de solvente es luego llevado al horno para su regeneración. La figura 3.18 muestra el esquema de la planta de filtración - regeneración de la arcilla.

Como se aprecia en el esquema el sistema consiste en la zona de purificación del combustible y la zona de regeneración del adsorbente. El horno es la parte esencial en la regeneración del adsorbente, sin embargo, el propósito es dual:

- La activación inicial del adsorbente fresco que ingresa al sistema.
- La regeneración de un adsorbente gastado para ser reusado en el sistema de adsorción.

Se conocen tres tipos de hornos:

- **Rotativo;** este fue el primer tipo usado en la industria del petróleo. No es muy sensible al control de la temperatura; así que, fue desplazado por otros tipos.
- **Hogar Múltiple;** actualmente es el tipo más frecuente encontrado en las refinerías, puede ser encendido directamente en hogares individuales o es encendido desde un horno portátil exterior al horno.



A pesar de que éste último tiene un mejor control de la temperatura, existen más instalaciones del tipo de encendido directo.

- **Horno Termotor;** este tipo de horno fue desarrollado y patentado por la Mobil Oil Corporation. Tiene la capacidad de un control fino de la temperatura y es probablemente el horno más eficaz, actualmente disponible.

Antes de ser usado el adsorbente en el proceso de filtración, deberá ser apropiadamente “temperado”, término usado cuando la arcilla es activada térmicamente en el horno. Por medio de este paso, el adsorbente es liberado de la humedad adsorbida durante su embarque y almacenamiento, a fin de entregarlo en el punto exacto de actividad requerido para la operación de adsorción. Para la arcilla Attapulugus, las temperaturas de activación están en el orden de 500 a 800 °F con tiempos de residencia entre 15 - 30 min. Sin embargo, la regeneración busca la restauración de la eficiencia adsorbida del adsorbente tan cerca como sea posible a su nivel inicial. Propiamente, el paso de la regeneración no solamente incluye la calcinación del material carbonoso adsorbido, sino que los pasos tomados previos a ello asegura que el contenido del combustible en el adsorbente es tal, que la combustión en el horno pueda ser controlada.

Aún, bajo las mejores condiciones, el adsorbente pierde algo de su capacidad adsorbida con cada repetición de la calcinación regenerativa. Esta degradación de la eficiencia se debe principalmente a la pérdida adicional del agua límite, lo cual resulta en una modificación de la estructura del cristal, del volumen del poro y del área superficial.

También se debe en algunos casos a los materiales fundibles depositados en el adsorbente provenientes del hidrocarburo que está siendo refinado. Los hornos comerciales raras veces eliminarán completamente la materia adsorbida por debajo de los 1 000 °F. Por otro lado, las pérdidas del agua límite aumentan rápidamente por encima de los 1 100 °F; así que, para una buena operación del horno se requiere una operación en el rango de los 1 000 – 1 100 °F preferiblemente con la temperatura más baja.

3.7.- Tratamiento con Aditivos Químicos.

Investigaciones exhaustivas efectuadas por firmas, tales como: DUPONT, UOP, ETHYL, LUBRIZOL, BAKER, etc., ha hecho posible el desarrollo de una serie de aditivos orientados a promover la estabilidad de los combustibles.

3.7.1.- Características de los Aditivos Químicos.

Es un compuesto químico generalmente diluido en un solvente aromático, que se inyecta a una corriente de proceso o producto determinado a muy bajas concentraciones, con la finalidad de prevenir o disminuir la ocurrencia de un problema específico, como: corrosión, ensuciamiento, degradación del color, etc.

- Debe ser soluble en el fluido en el que se adiciona.
- Estable a altas temperaturas.
- Capaz de formar compuestos de coordinación con los metales.

3.7.2.- Tipos de Aditivos Químicos y Funciones.

Existen diferentes tipos de químicos los cuales pueden ser agrupados en cuatro categorías: estabilizantes, antioxidantes, dispersantes y desactivadores de metales.

a.- Agentes Estabilizantes.

Proveen basicidad, actuando sobre las reacciones ácido - base para formar la sal, previenen de esta manera la interacción con los precursores de sedimentos. Algunos de los mejores aditivos son básicamente alcoholaminas, dimetilciclohexilaminas, dicitclohexilaminas, alcanos conteniendo aminas secundarias y aminas heterocíclicas. No existe un aditivo universal para estabilizar todo tipo de combustible, desde que cada combustible tiene sus propias características derivadas de la carga, del tipo de proceso y de las condiciones de operación. Es esencial que los destilados que necesitan estabilización tengan la inclusión del aditivo tan pronto como sea posible, preferiblemente en la corriente a fin de lograr los mejores resultados.

Una regla general es que un aditivo estabilizador comienza a perder su potencial estabilizador si es que la adición no se efectúa antes que la sedimentación se inicie.

b.- Agentes Antioxidantes.

Interrumpen la reacción de formación de radicales libres retardando de esta manera la formación de gomas, lodos, depósitos de sedimentación y otros subproductos de la oxidación.

Durante el almacenamiento prolongado la formación de "peróxidos", atacará a los elastómeros generando problemas serios de daño en el sistema de suministro de combustible, reducción en el tiempo de servicio, resultando en costos substanciales para el propietario del equipo.

El antioxidante más activo es el fenildiamina del tipo (PDA), un segundo tipo es el hindered-fenol. La figura 3.19 muestra las reacciones del inhibidor con el radical peróxido.

Debido a que el PDA es muy activo no es recomendable su uso cuando los niveles de H_2S estén alrededor o por encima de los 5 ppm, pues reaccionará primero con el H_2S antes que con los radicales libres. Se les adiciona antes de que se haya iniciado la inestabilidad del producto en un rango de concentración de 1 – 8,2 ptb (3 – 23,9 ppm), no deberá exceder los 24 ppm (no incluye el peso del solvente, según ASTM D-1655), incrementándose el periodo de almacenamiento de 10 a 30 %.

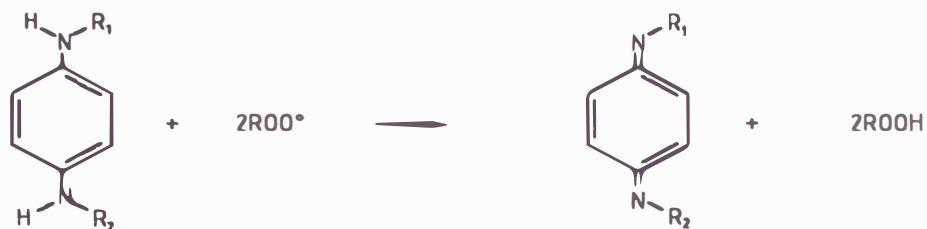
Actualmente existe un aumento en la demanda de los destilados medios, pero la calidad de cargas de crudo es decreciente. En el apéndice A, la figura 3.20 lo indica. Así que, los cambios de procedencia de la carga junto con la maximización en el aprovechamiento de los fondos incrementarán los niveles de precursores de las corrientes de Destilación Primaria. La tabla 3.8 muestra el efecto de estos cambios.

Tabla 3.8.- Niveles de precursores de sedimentos en destilados medios

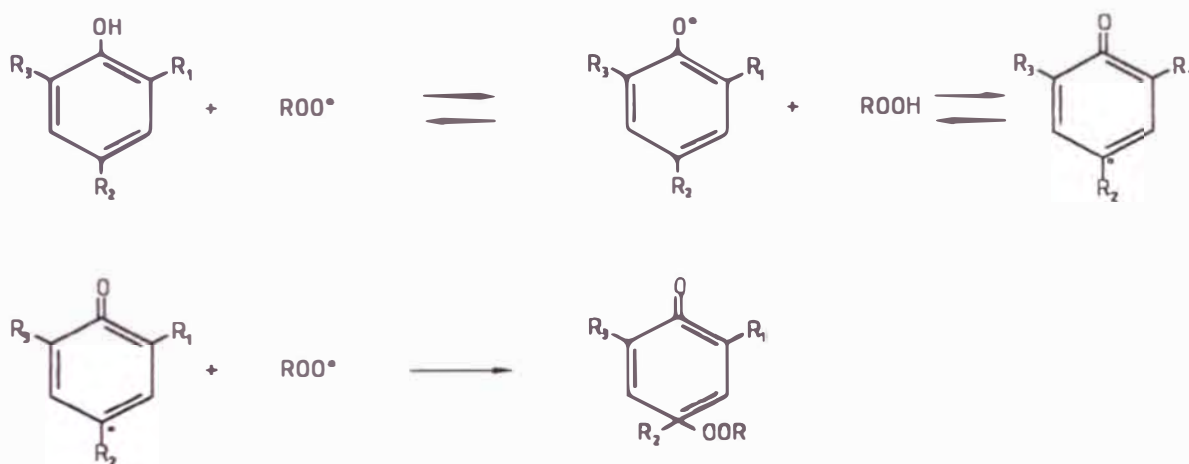
Corrientes Primarias		
Precusores	Pasado	Futuro
- Alquenos, %	0,5 - 5	0,5 – 5
- Fenoles, ppm	1 – 50	1 – 50
- Tiofenoles, ppm	1 – 10	1 – 10
- N° Acidez, mgKOH/g	0 – 1,3	0 – 5
- Pirroles N, ppm	Tr - 10	Tr – 10
- Mercaptanos S, ppm	Tr - 200	Tr – 400

Tr = trazas

INHIBITOR REACTION WITH PEROXY RADICAL PHENYLENEDIAMINE TYPE



HINDERED PHENOLIC REACTION



COOPER DEACTIVATION BY QUELATION

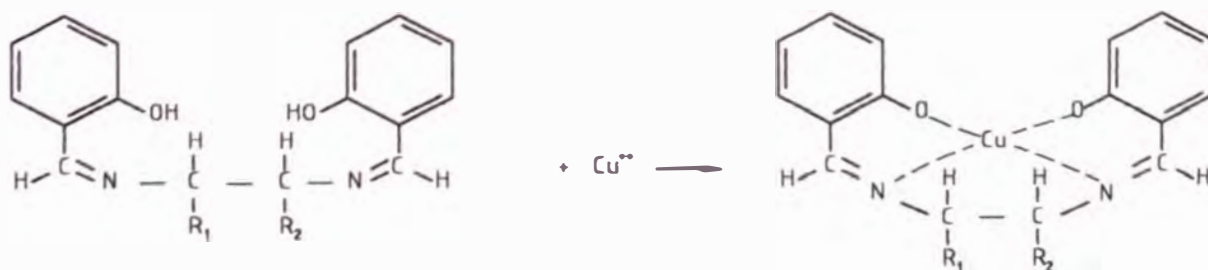


FIGURA 3.19

c.- Agentes Dispersantes.

Una vez iniciada la formación de sedimentos, los estabilizadores llegan a ser menos efectivo y se requieren de aditivos del tipo dispersante.

Estos causan la disociación de las aglomeraciones y sedimentos previniendo su floculación a través de la reducción de la tensión superficial. Algunos tipos de dispersantes contienen amins que actúan también como estabilizadores. Los mejores aditivos son usualmente de estructuras poliméricas como los metacrilatos o polioles poliamino. Estos aditivos son surfactantes que se adsorben en la superficie metálica y proveen de una barrera deflectora a fin de prevenir los futuros depósitos y mantener limpias las superficies de las cámaras de combustión.

Algunos metales son catalizadores de la polimerización y formación de sedimentos, este es el caso del cobre, en la que concentraciones tan bajas como 0,01 ppm catalizan la oxidación, según la siguiente reacción:



d.- Desactivador de Metales.

Actúan sobre los centros activos del metal impidiendo que la reacción de polimerización y/o esterificación se efectúe. La figura 3.19 muestra la reacción de quelación del cobre.

El desactivador de metal más común es el N, N' – disalicilideno – 1, 2 propanodiamina en un solvente aromático, que se adiciona previo al almacenamiento, pero después del lavado cáustico, en el rango de 1 – 1,9 ptb (3 – 5,6 ppm), no deberá exceder los 5,7 ppm (no incluye

el peso del solvente, según ASTM D-1655). Teóricamente 1 ppm de cobre requiere 1 ptb de aditivo, pero un 20 % en exceso se recomienda.

e.- Inhibidores de Corrosión.

Son componentes químicos utilizados para proteger las tuberías que transportan el combustible. Se les conoce como surfactantes, los cuales tienen un grupo polar en un extremo de su cadena química con un terminal oleofílico / hidrofóbico posicional. Como ocurre con los detergentes, las cabezas polares se atraen entre si al metal, permitiendo a los terminales repelentes del agua formar una protección aceitosa tipo película, sobre las superficies del metal, como protección contra el ataque corrosivo. Son mayormente inyectados en los combustibles terminados en proporciones de 1 a 3 ptb (3 a 9 ppm), no deberá exceder los 57 mg/L, desafortunadamente para los intermediarios y consumidores, con frecuencia, solamente les queda trazas en los puntos de entrega final, por la lixiviación de estos aditivos durante su transporte en tuberías y su manipuleo.

f.- Aditivo Antiestático.

La carga estática es generada por el rozamiento de dos materiales diferentes, se dan en pares; positivas en un material y negativas en el otro. Este no es un estado normal en la naturaleza, así que, las dos cargas siempre tratarán de hacerse neutras.

La electricidad estática es de alto voltaje, pero de baja intensidad, puede sacudir a una persona, pero es raro que sea mortal. Sin embargo, una chispa generada podría causar una importante explosión e incendio si

hubiera suficiente concentración de vapores inflamables producidos en las operaciones.

El combustible quieto en una tubería o en un tanque es eléctricamente neutro, es decir, tienen igual número de cargas positivas como negativas. Cuando es bombeado, el rozamiento que se produce con las paredes de la tubería generan cargas electrostáticas, de manera que el hidrocarburo y la tubería se encuentran cargados, esta carga aumentará debido a la mayor rapidez del bombeo, mayor turbulencia, así como, la mayor superficie de contacto entre el líquido y los elementos filtrantes; por esta razón, inmediatamente después de los filtros de recepción se utiliza un tanque de relajamiento, con capacidad tal que permita al producto tener un tiempo mínimo de reposo de 30 s, para disipación o recombinación de la carga. Donde queda aire atrapado, tales como: filtros, separadores, etc., se purgan regularmente para eliminar cualquier espacio de vapor, y asegurar así que la electricidad estática no pueda descargarse en la mezcla inflamable vapor - aire.

Las cargas eléctricas se escapan rápidamente de los buenos conductores, como el acero, cobre, etc., si están conectados a tierra. Las cargas estáticas tienden a acumularse en los malos conductores. Mucho de los combustibles son malos conductores, por tanto buenos acumuladores estáticos y cuando más limpios y puros sean, mejor acumuladores serán. En un mal conductor la descarga es muy lenta porque la velocidad de carga es mayor que la velocidad de descarga, así que, se acumulará carga estática, pero la carga total nunca se perderá por completo.

En vista de ello, durante muchos años la investigación de la industria química se dirigió al desarrollo de un aditivo para incrementar la conductividad eléctrica del combustible, y con ello permitir que las cargas electrostáticas generadas se disipen antes de cualquier contacto del combustible con el aire o para prevenir la acumulación de cargas electrostáticas. Actualmente hay aditivos antiestáticos que se agregan al Turbo A-1 en concentraciones de 0,1 a 1,0 ptb (0,29 a 2,9 ppm), pero no deben exceder los 3 ppm (según ASTM D-1655).

g.- Aditivo Anticongelante.

Se utiliza con el fin de asegurar que cualquier cantidad de agua contenida en el combustible no se congele durante las bajas temperaturas en el sistema de combustible del avión. En las aeronaves que no contienen calentadores en los motores, este aditivo se hace indispensable.

El único aditivo anticongelante es del tipo glicol éter. Debe agregarse en concentración máxima a 0,15 % vol (según ASTM D-1655). Como estos aditivos son muy higroscópicos, esto es, que absorben humedad fácilmente, deberán protegerse muy bien contra cualquier contaminación con agua. Son muy caros. En combustibles que contengan agua libre, este aditivo tiende a ser desalojado, por tanto será necesario que el combustible esté exento de agua.

h.- Aditivo Biocida.

La contaminación microbiológica de los combustibles de aviación es un problema que ha sido investigado a consecuencia de observaciones realizadas por los operadores de aviones, quienes encontraron corrosión y

la presencia de fango en los tanques de combustibles junto al problema del mal funcionamiento del medidor de nivel de combustible del tanque. Es generalmente aceptado, que el hongo *Cladosporium resinae* está principalmente implicado, este hongo obtiene su alimento esencial y minerales en la interface del agua-combustible; lugar donde está concentrado. Donde se localizó fango orgánico se encontró corrosión desarrollada por un proceso muy complicado. Se cree, que los ácidos orgánicos producidos por la actividad metabólica del microorganismo reaccionan químicamente con la herrumbre, la cual combinada con el agua genera un proceso de corrosión galvánica, atacando el revestimiento y material de los tanques, y el recubrimiento de aluminio en las alas del avión.

En los países tropicales, en tanques cuyo diseño no se dispone de facilidades para sacar todo el agua estancada, se da lugar a la proliferación de este hongo. Si no se detecta, crece una especie de tapete vegetal en la zona donde se concentra el agua.

Así también, bacterias anaeróbicas pueden hallarse en los fondos del agua sedimentada y sin movimiento, debajo del combustible; una especie, el *Desulfovibrio* en particular, obtiene el oxígeno que necesita extrayéndolo de los sulfatos inorgánicos, como: el sulfato de hierro (herrumbre del tanque). En su ciclo vital, estas bacterias "sulfatorreductoras" originan compuestos de azufre corrosivo y solubles en el combustible. Sin embargo, pueden existir otras bacterias. Se cree, que algunas de éstas participan en los procesos metabólicos relacionados

con el crecimiento del hongo *Cladosporium Resinae*, pero las mismas no afectan la calidad básica del combustible.

Debido a las altas temperaturas involucradas en el proceso de producción, el Turbo A-1 es considerado estéril y libre de microorganismos. Desde este punto, y a través del sistema de distribución, los microorganismos presentes en la atmósfera encontrarán el medio ideal para desarrollarse y formar colonias. Estas condiciones favorables la promueven; el almacenamiento del combustible por periodos prolongados, exposición a medios muy húmedos, almacenamiento en tanques sucios, etc.

Aunque, puede parecer absurdo que una máquina se vea afectada por bacterias, lo que sucede en el caso de los motores, es que los residuos de estas bacterias son generalmente ácidos bastantes corrosivos. Por otro lado, los millones de cuerpos de las bacterias se acumulan obstruyendo el paso del combustible y restando potencia al motor.

Sin embargo, el desarrollo de estas células pueden detenerse con la eliminación del medio ambiente o tratando el combustible en los tanques con biocidas. Existen el Biobor B.F. y los bactericidas magnéticos, pero este último aún no está difundido en nuestro país. El bactericida magnético se basa en la creación de campos magnéticos especialmente diseñados para destruir la estabilidad de los microorganismos. Externamente lucen como filtros, pero en el interior contienen imanes cerámicos - prácticamente eternos - que crean los campos magnéticos ya señalados. Estos dispositivos no filtran ningún tipo de partícula por lo

que deben instalarse previo a los filtros. Su dosificación no deberá exceder los 270 ppm.

El tipo y la concentración de todos los aditivos usados en el Turbo A-1, así como su no adición deben ser consignados en los correspondientes Certificados de Calidad. Sólo serán permitidos los aditivos aprobados por las especificaciones británicas de la DERD (Department of Energy Research and Development), por el método de prueba ASTM D-1655 y La Guía de Material publicada por la International Air Transport Association (IATA).

3.8.- Procesos de Hidrotratamiento.

Conocida también como hidrodesulfurización (HDS), es una tecnología convencional cuya principal función es reducir el contenido de azufre y aromáticos mediante el tratamiento con hidrógeno, también reduce la concentración de nitrógeno y olefinas de gasolinas pesadas, Kerosene, gasoil, etc.

En este proceso las fracciones del petróleo están expuestas a elevadas temperaturas y presión en presencia de catalizadores inorgánicos e hidrógeno. Como resultado en una operación de suave severidad, los componentes orgánicos de azufre se descomponen en H_2S , que más adelante es procesado para obtener azufre elemental; mientras que la parte hidrocarbonada se hidrogena, los compuestos orgánicos de nitrógeno se descomponen en NH_3 y las olefinas se saturan a fin de eliminar los precursores de gomas. En su forma más severa, durante el hidrocraqueo las moléculas pesadas de hidrocarburos son quebradas en compuestos saturados de peso molecular más bajo con la desventaja que tienden a formar

isómeros altamente ramificados. Hay una data limitada para indicar que estos compuestos ramificados son reactivos y pueden causar un radical libre para iniciar la formación de sedimentos. Este mecanismo está actualmente bajo investigación. Sin embargo, los dibenzotiofenos son típicamente los únicos compuestos azufrados remanentes.

A través de la reducción de sedimentos y gomas se producirán combustibles con características de excelente estabilidad.

El hidrotratamiento provee otras dos ventajas:

- Remueven en forma efectiva los metales activos que se encuentran bajo la forma de compuestos organo-metálicos, como: el cobre, el cual de otra manera podría iniciar la degradación.
- Descomponer los precursores de sedimentos y formadores de color, como: los cromóferos, que resultarían en una pérdida de color del producto (con o sin formación de sedimento).

a.- Química del Proceso.

Las reacciones son esencialmente hidrogenaciones selectivas de azufre-carbón, carbón-nitrógeno, carbón-oxígeno, carbón-metal y de enlace carbono-carbono no saturado en la fracción a procesar. Debido a que los hidrocarburos resultantes son de menor densidad que los compuestos originales, y que una cantidad de enlace carbono-carbono se craquea, el rendimiento del líquido es a menudo mayor que el 100 % del volumen líquido. Químicamente el 90 % del hidrógeno suministrado es consumido y el 10 % es ventilado como gas de purga. A continuación listamos las reacciones de hidrogenación en orden de reactividad.

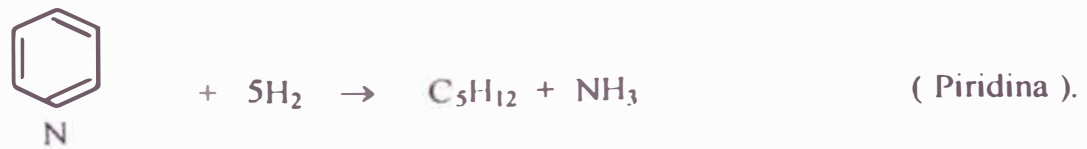
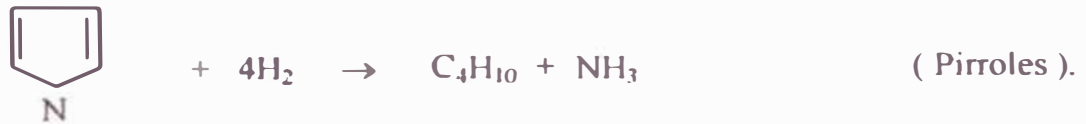
- Reacciones de Saturación.



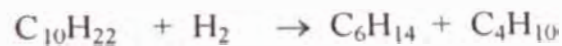
- Reacciones de Desulfurización.



- Reacciones de Denitrificación.



- Reacciones de Hidrocracking.



En todas las reacciones, la reactividad decrece conforme se incrementa el peso molecular. Sin embargo, no todo el nitrógeno y el oxígeno contenido en el combustible es perjudicial para su estabilidad. Ciertos componentes actúan como inhibidores naturales de la oxidación o como lubricantes naturales, y la remoción de estos componentes mediante el

hidrotratamiento puede tener un efecto inesperado en la estabilidad del combustible.

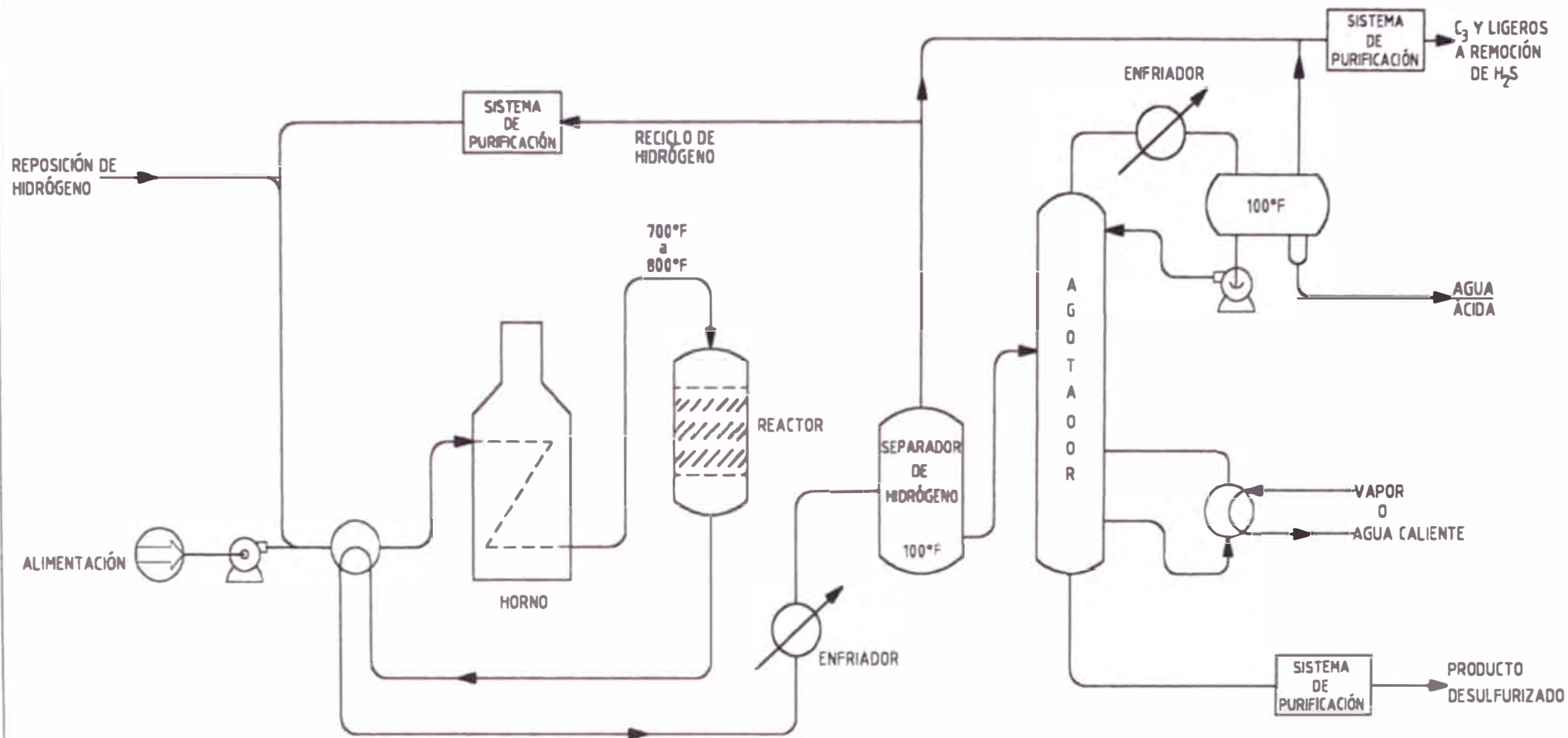
b.- Descripción del Proceso.

Las cargas típicas son: naftas de destilación y craqueados, destilados medios vírgenes y craqueados, destilados craqueados y vírgenes pesados.

La carga junto con la corriente de hidrógeno calentada en un horno a temperaturas que varían de 700 a 800 °F pasan a un reactor de lecho fijo, para contactar con el catalizador a base de alúmina y compuestos de cobalto – molibdeno y dar lugar a las reacciones de hidrogenación. Los productos de la reacción son enfriados y se dirigen a un separador a 100 °F de donde los gases pasan directamente a la red de gas de combustible y el líquido entra a un agotador para ser despojado completamente de todos los componentes gaseosos. El catalizador es insensible a la mayoría de venenos que afectan a los catalizadores, porcentajes relativamente altos de carbón en el catalizador no afectan su sensibilidad, la tolerancia de arsénico y plomo está en el orden del 0,5 % peso y es estable a temperaturas por encima de las encontradas en el proceso. La figura 3.21 muestra el diagrama de flujo del Proceso de Hidrotratamiento.

c.- Ventajas y Desventajas del Proceso de Hidrotratamiento.

El hidrotratamiento es el método más efectivo, pero al mismo tiempo el más costoso en la eliminación de problemas en lo que respecta a la estabilidad de un combustible, su valor promedia los 0,75 US\$/B y se requiere más capital y energía que cualquier otro método. La inversión fluctúa entre los 30 a 80 MMUS\$ dependiendo del producto a tratar, nivel de desulfurización y tamaño de la unidad.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

UNIDADES DE HIDROTRATAMIENTO

DELIJADO :	R.V.R.	FECHA :	OCT-99
ESCALA:	R.I.S.	FIGURA :	3.21

REFERENCIA: Proporciónado por Cia. Industri Sistema Cel.

Las elevadas condiciones de operación afectan directamente el costo de capital y mantenimiento, por ejemplo: los recipientes deben ser de una aleación especial por la alta presión requerida, la alta demanda de hidrógeno en el reactor obliga a que se instalen plantas de producción de hidrógeno que conllevan a un adicional de capital, los requerimientos de servicios en relación a otros esquemas de tratamiento son altos. Sin embargo, con el hidrotratamiento pueden producirse combustibles de aviación de la gran mayoría de crudos; mientras que con el tratamiento cáustico se está limitado al Turbo A-1 que ya cumplan con las especificaciones que no pueden ser afectadas por el cáustico. Se destruyen los ácidos nafténicos y fenoles consiguiendo así todos los objetivos que el tratamiento con soda persigue y aun más. Sólo o en combinación con la aditivación de químicos ha probado ser altamente efectivo, tal como se indica en la figura 3.22.

Muy a pesar de ello, las refinerías evitan el hidrotratamiento siempre que sea posible, y muchos refinadores que han estado hidrotratando para producir los combustibles de aviación están ahora reconsiderando sus opciones y volviendo al "tratamiento húmedo", que es la frase utilizada para denotar al tratamiento con soda y sus respectivos procesos de limpieza, si es posible obtener las especificaciones del producto de esta forma. La alta competitividad en la industria refinera tiene ciertamente un impacto positivo en la producción de combustibles de aviación a través del tratamiento con cáustico.

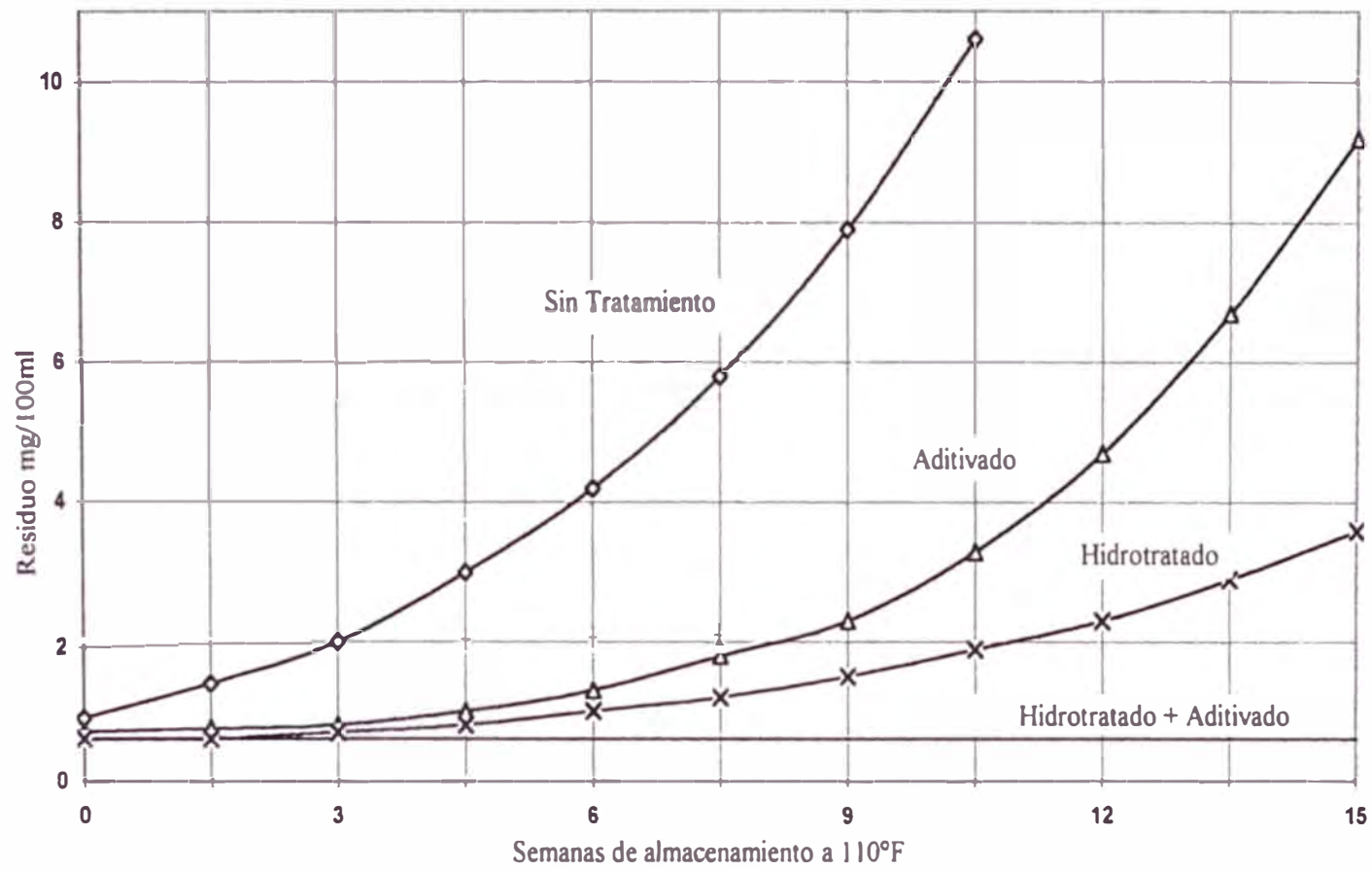


FIGURA 3.22.- Reducción de residuos en el Diesel por Hidrotratamiento y/o Aditivación

REFERENCIA: UOP Process División, NPRA 1983.

3.8.1.- *Proceso Unifining – Unisar.*

Sin dejar de lado las proyecciones en las regulaciones ambientales cada vez más extremas, exigen a los refineros producir combustibles de alta calidad y de limpia combustión. La Cía. UOP con la tecnología integrada Unifining - Unisar produce combustibles destilados con bajas emisiones.

Basados en datos estadísticos, por ejemplo en las especificaciones futuras para el Diesel, se enfocan: el incremento del número de cetano a 50 - 55, a la reducción del azufre a 0,05 % peso y a un nivel máximo de aromáticos de 10 a 20 % vol. Este nuevo estándar obligará a un rápido mejoramiento en la calidad del Diesel, presentándose como desafíos a los refineros que procesan cargas de baja calidad.

a.- Características del Proceso.

Es un proceso de saturación de aromáticos que usa un catalizador de metal noble de alta actividad, patentado por la UOP. Estas unidades han sido diseñadas para producir solventes especiales de bajo contenido de aromáticos o para reducir el contenido de aromáticos en todos los tipos de destilados; desde combustibles de aviación hasta el Diesel.

La alta actividad del catalizador Unisar permite que la saturación de los aromáticos ocurra a bajas temperaturas. A estas bajas temperaturas, el equilibrio no es una necesidad, y las unidades pueden ser diseñadas para operar de bajas a moderadas presiones.

Las condiciones típicas de operación son:

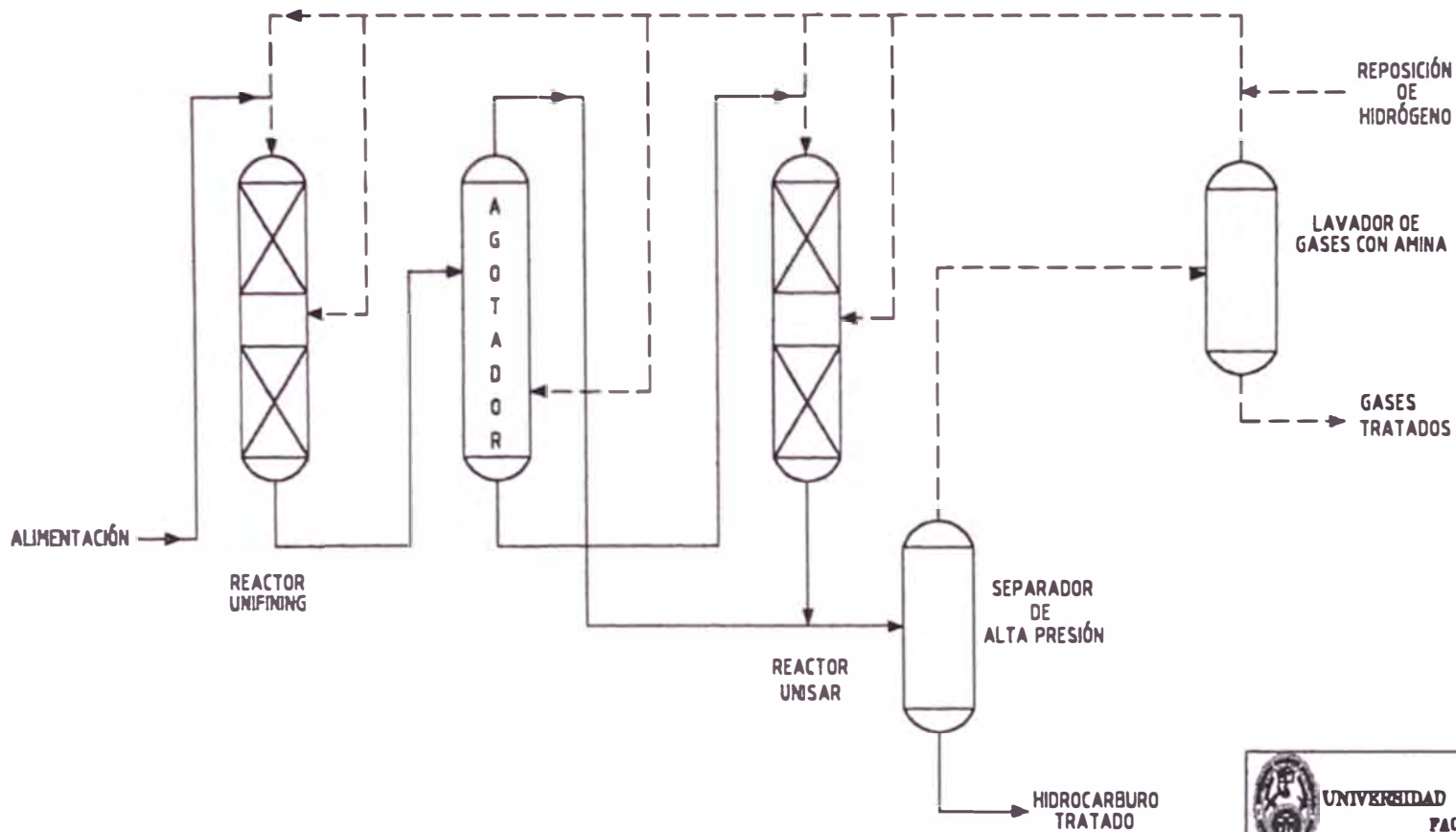
- Velocidad espacial: 1,0 – 5,0 v / v-h.
- Presión de la unidad: 42 - 85 Kg/cm² (600 – 1 200 psi).
- Pureza del gas de hidrógeno de recicló: 70 a 90 % mol.


- Rango de temperatura del reactor: 205 – 370 °C (400 – 700 °F).

El metal noble utilizado como catalizador tiene limitada tolerancia a los contaminantes de nitrógeno y azufre de la carga; por tanto, las cargas típicas requieren de un previo hidrotreamiento para reducir los niveles de estos contaminantes. En la figura 3.23 muestra el diagrama del proceso integrado Unifining – Unisar. Reducciones de hasta el 40 % en los costos se logran con la construcción de unidades integradas por etapas para optimizar el retorno de la inversión. La etapa inicial es la construcción de una unidad Unifining para lograr un producto que cumpla las especificaciones de azufre. Posteriormente, cuando los niveles de cetano o aromáticos puedan ser críticos se puede adicionar el reactor Unisar. Esta opción de inversión por etapas ha sido diseñada para permitir una mínima pre-inversión, que reduce grandemente el costo de adicionar el reactor de saturación a medida que las regulaciones sean más severas.

3.9.- Procesos de Desulfurización Biocatalítica. En desarrollo.

El manejo del azufre jugará un rol clave en la industria del petróleo. Los expertos han estimado que la industria del petróleo gastará billones de dólares para cumplir con las futuras regulaciones ambientales y la capacidad de desulfurización causará una porción significativa de aquellos gastos. La necesidad de limitar el contenido de azufre en los combustibles no es nuevo, pero este dramático aumento en los gastos es el resultado de las cada vez mas exigentes regulaciones ambientales en todo el mundo. Estas regulaciones serán implementadas en los próximos 10 años y tendrán serias implicancias en la industria de la refinación.



 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO	
PROCESO INTEGRADO UNIFINING - UNISAR	
DISEÑADO : R.V.R.	FECHA : OCT-99
REVISADO: R.I.S.	FIGURA : 3.23

REFERENCIA: Artículo publicado por UOP Co. en revista PQR, verano 1986.

El propósito de este acápite es describir una alternativa a la desulfurización basada en los recientes avances de la biotecnología y resaltar los progresos que han sido alcanzados en los años recientes en este área. La “desulfurización biocatalítica” (BDS) no es una tecnología comercial, pero la ingeniería conceptual y los análisis de sensibilidad han mostrado que la alternativa tiene gran perspectiva. Varios gobiernos, universidades y grupos industriales actualmente están trabajando para desarrollarla. Los recientes avances, resultado de la aplicación de las nuevas herramientas de la biotecnología al problema, han acelerado los esfuerzos de desarrollo y las primeras unidades comerciales pueden estar disponibles en el 2003.

La aplicación de la biotecnología en la industria a gran escala no es nueva, y el movimiento dentro de la refinación del petróleo representa una extensión de tecnologías existentes en las industrias textiles, detergentes, producción de cerveza y vino, bioremediación de aceites y tratamientos de desechos.

Las primeras patentes fueron realizadas en los Estados Unidos en los años 50 y los investigadores han estado trabajando sobre el problema desde siempre. En la pasada década la industria biotecnológica ha dado extraordinarios saltos y ha desarrollado nuevas herramientas remarcables para la manipulación y mejora de los sistemas biológicos. Estas herramientas incluyen la capacidad de purificar y caracterizar las enzimas, identificar y aislar los genes los que codifican para estas proteínas. Como resultado, es ahora posible manipular las secuencias DNA de muchos organismos y acostumbrarlos para tareas específicas.

La razón por la que esta tecnología no ha sido comercializada aún, es porque el sistema microbiano no ha alcanzado las especificaciones requeridas para un proceso comercial.

a.- Características del Proceso de Desulfurización Biocatalítica.

El objetivo de las tecnologías de desulfurización biocatalítica es desarrollar sistemas en los que la bacteria o sus enzimas catalicen reacciones muy específicas para liberar el azufre y dejar intacto al hidrocarburo "bioremediación". Esto es similar al hidrotreamiento en donde se utilizan catalizadores inorgánicos para facilitar la reacción del hidrógeno con el hidrocarburo, a fin de producir H_2S y combustible desulfurizado. La dificultad con los sistemas biológicos es que ellos tienden a ser lentos, y es con frecuencia difícil separar los catalizadores deseables de otros sistemas de enzimas que catalizan reacciones indeseables.

Existen dos formas generales en la desulfurización microbiana: la aeróbica y la anaeróbica. Las reacciones aeróbicas tienen la ventaja de degradar las moléculas que contienen azufre a productos solubles en agua (iones sulfato), que son extraídos del combustible y son generalmente más rápidas que las reacciones anaeróbicas. En adición, la fuerza motriz de la reacción es el oxígeno suministrado del aire. Las reacciones anaeróbicas proceden más lentamente y generan los mismos productos del hidrotreamiento. Desafortunadamente, al igual que en la desulfurización convencional la fuerza motriz de la reacción es el hidrógeno o alguna otra fuente de electrón, los cuales tienden a ser más costosos que el oxígeno.

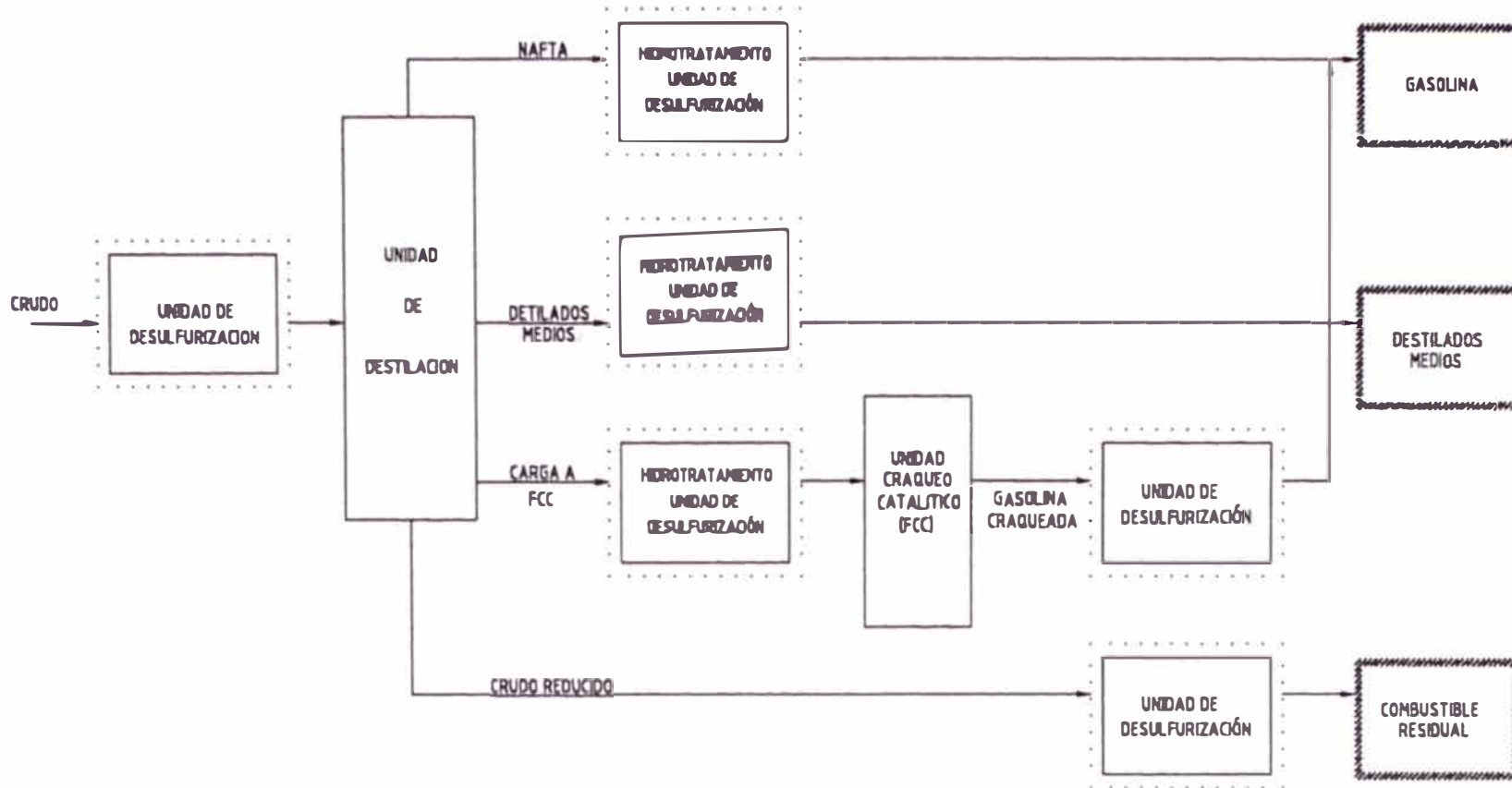
Ambas formas de desulfurización aeróbica y anaeróbica están sujetos a investigaciones; sin embargo, el trabajo de los sistemas aeróbicos está más avanzado y será probablemente la base para las primeras unidades comerciales.

Hace un par de años varias y diferentes especies de bacterias han sido aisladas y patentadas, las cuales metabolizan la conversión del Dibenzothiophene (DBT) a hidroxybiphenyl. Los análisis detallados de algunas de estas bacterias mostraron que ellas catalizan la reacción sin tener que metabolizar el hidrocarburo en DBT. Trabajos en carbón y corrientes de hidrocarburos han validado estos resultados.

La figura 3.24 muestra las posibilidades de aplicación de la desulfurización biocatalítica a las corrientes de hidrocarburos obtenidas en una refinería. Este esquema básico muestra que esta tecnología puede desulfurizar petróleo crudo, naftas, destilados medios y combustibles residuales. La amplia flexibilidad es consecuencia de las bajas temperaturas, presiones atmosféricas, y del hecho que la biocatálisis no es sensible a metales, como si lo son los catalizadores inorgánicos del hidrotratamiento.

b.- Diseño Conceptual del Proceso de Desulfurización Biocatalítica.

El proceso de desulfurización biocatalítica es la primera aplicación en la tecnología de la biorefinación, en donde enzimas selectivas rompen el enlace carbón - azufre sin degradar al combustible. El proceso opera a temperatura media y presión atmosférica y es lo suficientemente flexible para desulfurizar amplios rangos de corrientes de Diesel, gasolinas y



 APLICACIONES
DESULFURIZACIÓN
BIOCATALÍTICA

 PRODUCTO
TERMINADO



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

POSIBILIDADES DE APLICACION EN LA
DESULFURIZACIÓN BIOCATALÍTICA

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-88

REVISADO : R.I.S.

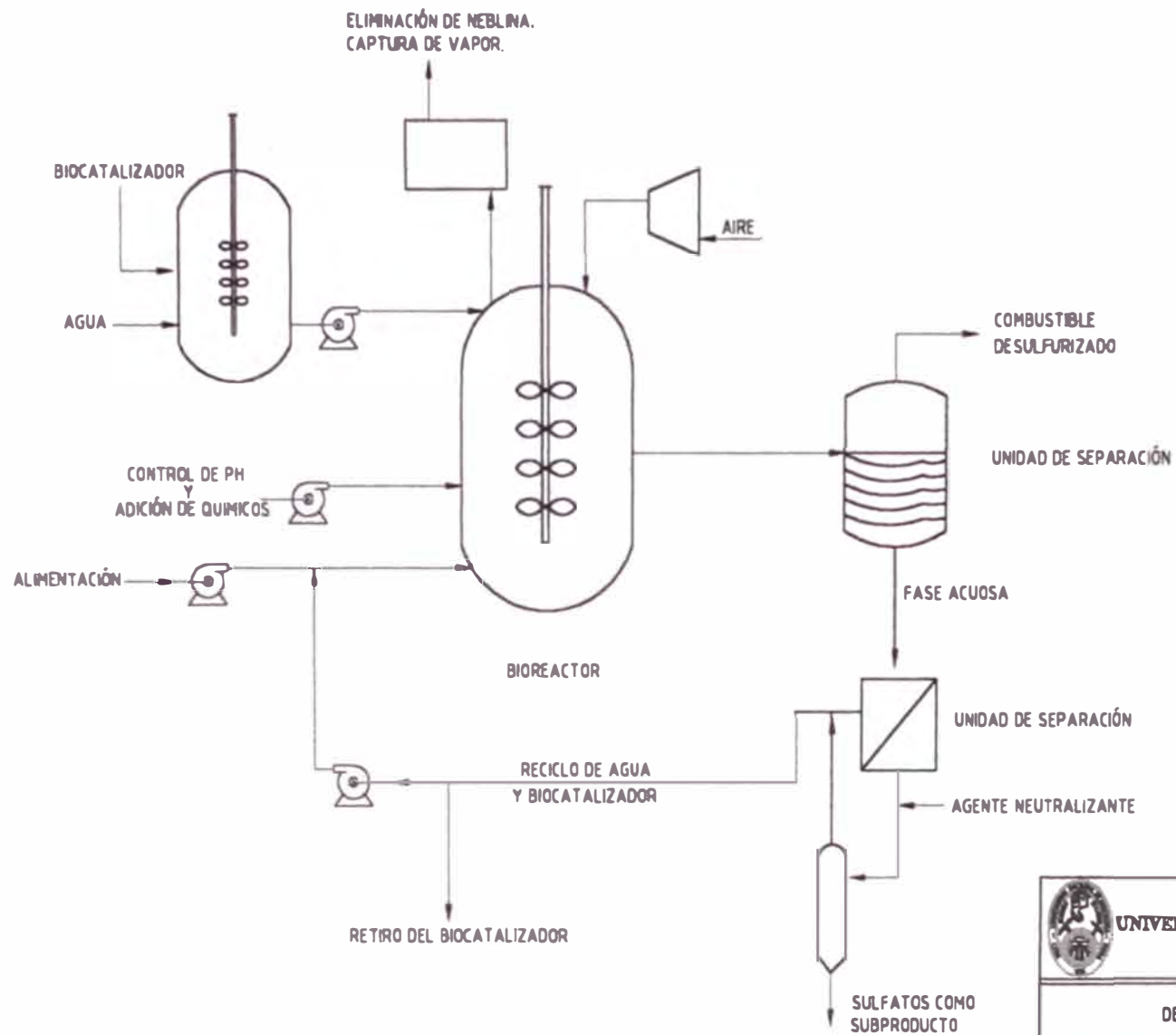
FIGURA : 3.24

REFERENCIA: "Biological Desulfurization (BDS) of Middle Distillates" by Ph. D Daniel Martonello, Vicepresident
Research & Development of the Energy Research Corporation The Woodlands Texas".

petróleo crudo. El diagrama de flujo del diseño conceptual es ilustrado en la figura 3.25 y es el siguiente:

- El biocatalizador es mezclado con agua y es transferido al reactor.
- El reactor es un tanque con agitación continua en donde el combustible con alto contenido de azufre, químicos y el biocatalizador en forma de lodos son mezclados con oxígeno.
- El hidrocarburo desulfurizado es separado de la corriente acuosa - biocatalizador, que más adelante es tratada para separar el biocatalizador del agua.
- Los subproductos son capturados de la fase acuosa como sales de sulfatos y extraídos del proceso bajo la forma de sulfatos de sodio (agua salada) o sulfato de amonio (fertilizante).
- La mezcla biocatalizador - agua es reciclado al reactor después que el biocatalizador gastado ha sido removido.

La carga usada como base para una serie de análisis de sensibilidad está caracterizada en la tabla 3.9. El hidrocarburo fue alimentado al reactor tipo batch por 20 h junto con una mezcla biocatalizador - agua en la relación de 1 : 3. En el apéndice A, la figura 3.26 muestra los resultados del tratamiento. Las moléculas de azufre caracterizadas mediante cromatografía de gases indican que todos los picos de azufre son reducidos, algunos más que otros. Estos datos muestran que el sistema de biocatálisis es capaz de remover el azufre de sistemas reales en corrientes de hidrocarburos y no simplemente de sistemas ideales.



REFERENCIA: "Biological Desulfurization (BDS) of Middle Distillates" by Ph. D Daniel Monticello, Vicepresident Research & Development of the Energy Biosystems Corporation The Woodlands Texas".


 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO			
DESULFURACIÓN BIOCATALÍTICA			
DIBUJADO :	R.V.R.	FECHA :	OCT-99
REVISADO:	R.I.S.	FIGURA :	3.25

Tabla 3.9.- Características de la Carga Base usado en las investigaciones de Biocatálisis.

Carga Base	Características
- Corriente a tratar.	Diesel, 40 °API, 0,25 % peso S
- Reducción de azufre.	0,2 % (0,25 % → 0,05 %)
- Capacidad, BPD.	2 000
- Tiempo de residencia, h.	20
- Tamaño del reactor, gl	70 000
- Tipo de operación.	Batch
- Relación hidrocarburo / agua.	1 : 3

c.- Ventajas y Desventajas del Proceso de Desulfurización Biocatalítica.

La desulfurización biocatalítica ofrecerá a la industria refinera una alternativa más efectiva que el hidrotratamiento, y en muchos casos podrá complementar las tecnologías existentes, permitiendo las principales ventajas:

- *Eficacia de Costo.* Ha sido diseñada para operar a temperatura media y presión atmosférica a diferencia del hidrotratamiento, que requiere un espesor grueso de pared en el reactor y otros equipos, con la finalidad de tolerar la alta temperatura y presión. Como resultado de todo esto, se espera que la construcción sea menos costosa lográndose un ahorro del costo de capital del 50 % aproximadamente. Además, que la biocatálisis no requiere hidrógeno que es un componente muy caro del hidrotratamiento, lo cual conlleva a un ahorro de los costos operativos del 10 – 20 %.

En el apéndice A, la figura 3.27 indica el ahorro significativo en los gastos de inversión y operación comparado con el proceso de hidrotratamiento.

- *Fácil Instalación.* La desulfurización biocatalítica puede ser integrado a las operaciones de refinería sin dificultad. La mayor parte de los componentes de estas unidades son fácilmente disponibles y de rápida construcción. El biocatalizador será comprado, como lo es actualmente el caso de los catalizadores inorgánicos utilizados en el hidrotratamiento.
- *Flexibilidad.* La biocatálisis desulfurizará un amplio rango de productos sin una gran modificación en la ingeniería del proceso. No genera productos contaminantes y las condiciones de operación media contribuirán a mejorar la seguridad comparado con el hidrotratamiento. Además, que estos sistemas son relativamente insensibles a los metales y otras impurezas del petróleo crudo.

d.- Posición Actual.

La tecnología de desulfuración biocatalítica no está disponible comercialmente, algunos puntos necesitan ser direccionados, los que incluyen; separación del biocatalizador del combustible luego de la desulfuración y el uso o destino de los subproductos. Finalmente, el proceso necesitará ser analizado y escalado a través de una serie de unidades de plantas pilotos antes de que la primera unidad comercial pueda ser diseñado y construido. Está claro que la tecnología BDS está todavía en la etapa de desarrollo y que su disponibilidad está proyectada para los próximos 2 - 3 años.

Han habido sin embargo, varios avances importantes en los pasados 3 años, los cuales sugieren que la aplicación es posible.

La Fundación para la investigación de Energía de Petróleo (P.E.R.F) ha identificado a ésta como un área de interés y ha considerando acopiar la

investigación en esta área. Energy BioSystems es la única compañía en los Estados Unidos que activamente promueve el concepto de biocatálisis y tiene un presupuesto multimillonario para desarrollar la tecnología. En Europa, los alemanes e italianos han efectuado investigaciones para desarrollar esta tecnología. El Centro Japonés de Energía del Petróleo y el instituto de investigación en conjunto con la industria, han destinado 50 MMUS\$ al desarrollo de esta tecnología. Aparentemente, están convencidos que el concepto tiene mérito técnico y que es tiempo de aplicar recursos de desarrollo al problema.

CAPÍTULO 4.-

MÉTODOS DE ENSAYOS Y ESPECIFICACIONES PETROPERÚ PARA LA CERTIFICACIÓN DEL TURBO A-1 Y KEROSENE.

Los productos de aviación, tales como: los turbo combustibles, gasolinas y lubricantes de aviación, están entre los productos más críticos que PETROPERÚ elabora y/o comercializa, desde el punto de vista de los requerimientos de calidad. Deben tomarse precauciones estrictas para asegurar que estos productos sean manufacturados de acuerdo con las especificaciones vigentes y que luego sean entregados en forma segura a los aviones de los consumidores en las mismas condiciones que cuando fueron manufacturados, quizás semanas o meses después y posiblemente a miles de kilómetros de distancia. Este aseguramiento no es fácil ni es algo que puede dejarse al azar.

A través de los años y con la experiencia adquirida en los motores de las aeronaves, se han podido establecer las propiedades necesarias de estos combustibles para un funcionamiento con máxima eficiencia y un mínimo de mantenimiento, bajo todas las condiciones previstas en su operación. Estas propiedades se verifican realizando ensayos de laboratorio uniformes y aprobados internacionalmente, en normas de "Control de Calidad", que en la práctica han demostrado ser vitales para llevar a cabo la tarea, de asegurar que el combustible además se mantenga en las mismas condiciones de calidad durante su manejo y distribución.

Los valores máximos y mínimos exigidos, dentro de los cuales el combustible es producido se le conoce como "Especificación"; sin embargo, el

"Certificado de Calidad" muestra los resultados específicos del laboratorio dentro de la especificación.

4.1.-Tipos de Combustibles de Aviación.

Normalmente hay en uso dos tipos de combustibles. Estos están divididos en productos que poseen diversos grados y que tienen un uso más específico. Los aviones con motores a pistón utilizan el Avgas y los de turbina usan como combustible, el tipo Kerosene.

- **Tipo Avgas.**

Es un tipo de gasolina de aviación. Existen los siguientes grados:

- Avgas 100. Para uso general en aviones con motores a pistón. El combustible contiene un color verde.
- Avgas 100 LL. De bajo contenido de tetraetilo de plomo. El colorante en este caso es azul.
- Avgas 115. De uso muy limitado. (Algunos aviones militares la utilizan. Ejemplo: El P₂V₇, etc., pero cada día su uso es menor). El colorante es morado.

- **Tipo Kerosene.**

Este tipo de combustible es un Kerosene elaborado a fin de cumplir con los requerimientos de los motores a chorro que utilizan las aeronaves. Se produce en los siguientes grados:

- Jet A-1. Que cumple con las especificaciones civiles. La tabla 4.1 muestra las especificaciones de la Norma Americana para Ensayos de Materiales ASTM D-1655-98a (vigente a Febrero 2000).

Tabla 4.1.- ESPECIFICACIONES DE LA NORMA INTERNACIONAL PARA EL JET A-1.
ASTM D-1655-98a.

PROPERTY	METHODS	LIMITS	
		Mín.	Máx.
COMPOSITION			
Acidity, total mg KOH/g.	D 3242		0,10
Aromatics, vol %	D 1319		25
Sulfur, Mercaptans, weight % (a)	D 3227		0,003
Sulfur, total weight %	D 1266, D 1552, D 2622, D 4294 or D 5453		0,3
VOLATILITY.			
Distillation temperature, °C:	D 86		Report
10 % recovered, temperature.			205
50 % recovered, temperature.			Report
90 % recovered, temperature.			Report
Final boiling point, temperature.			300
Distillation residue, %			1,5
Distillation loss, %			1,5
Flash Point, °C.	D 56 or D 3828 (b)	38	
Density at 15 °C, kg/m ³ .	D 1298 or D 4052	775	840
FLUIDITY.			
Freezing Point, °C. (c)	D 2386, D 4305 (d) or D 5901		-47
Viscosity at -20 °C, mm ² /s (e)	D 445		8,0
COMBUSTION.			
Net heat of combustion, MJ/kg.	D 4529, D 3338 or D 4529	42,8 (f)	
One of the following requirements shall be met:			
(1) Luminometer number, or	D 1740	45	
(2) Smoke point, mm, or	D 1322	25	
(3) Smoke point, mm, and Naphthalenes, vol %	D 1322 D 1840	18	3,0
CORROSION.			
Copper strip, 2 h at 100 °C.	D 130		N° 1
STABILITY			
Thermal:			
Filter pressure drop, mmHg.	D 3241 (g)		25 (h)
Tube Deposit less than			Code 3
CONTAMINANTS.			
Existent gum, mg/100 ml.	D 381		7
Water Reaction:			
Interface Rating.	D 1094		1 b
ADDITIVES.			
Electrical conductivity, pS/m	D 2624		(i)

- OBSERVATIONS:
- The mercaptan sulfur determination may be waived if the fuel is considered sweet by the doctor test described in Test Method D 3828.
 - Results obtained by Test Methods D 3828 may be up to 2°C lower than those obtained by Test Method D 56 which is the preferred method. In case of dispute, Test Method D 56 will apply.
 - Other freezing points may be agreed upon between supplier and purchaser.
 - When using Test Method D 4305, use Procedure A only, do not use Procedure B. Test Method D 4305 shall not be used on samples with viscosities greater than 5,0 mm² at -20°C. If the viscosity of the sample is not known and cannot be obtained via the batch certificate, then it shall be measured. The viscosity shall be reported when reporting the Test Method D 4305 results. In case of dispute, Test Method D 2386 shall be the reference method.
 - 1 mm²/s = 1cSt.
 - For all grades use either Eq 1 or Table 1 in Test Method D 4529 or Eq 2 in Test Method D 3338. Test Method D 4809 may be used as an alternative. In case of dispute Test Method D 4809 shall be used.
 - Thermal stability test (JFTOT) shall be conducted for 2,5 h at a control temperature of 260°C, but if the requirements of table 4.1 are not met, the test may be conducted at 245°C. Results at both temperatures shall be reported in this case. Tube deposits shall always be reported by the Visual Method: a rating by the Tube Deposit Rating (TDR) optical density method is desirable but not preferred. SI units are 3,3 Kpa, máx.
 - If electrical conductivity additive is used, the conductivity shall not exceed 450 pS/m at the point of use of the fuel. When electrical conductivity additive is specified by the purchaser, the conductivity shall be 50 to 450 pS/m under the conditions at point of delivery. 1cS/m = 1x10¹² Ω⁻¹ m⁻¹.

SOURCE: Standard Specification for Aviation Turbine Fuel, ASTM D-1655-98a from Annual Book of ASTM Standards, Vol. 05.01.

- JP-8. Que cumple con las especificaciones militares requeridas en los EE.UU., por lo cual varía ligeramente en relación al Jet A-1.
- Jet-A. Se utiliza en algunos sitios de los EE.UU. y se diferencia del Jet A-1 en su punto de congelación, ($-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ en vez de $-47\text{ }^{\circ}\text{C}$ máx. del Jet A-1).
- Jet-B. Es un combustible con propiedades similares a las del Avgas. Su uso es muy limitado en aviones civiles, debido al incremento de riesgo de incendio en caso de accidente.
- JP-4. Que posee casi las mismas características del Jet-B, pero que contienen aditivos adicionales y es utilizado en algunos aviones militares con motores a chorro, principalmente en los EE.UU.
- JP-5. Que se diferencia principalmente del Jet A-1 en su punto de inflamación (mín. $60\text{ }^{\circ}\text{C}$). Este combustible es usado casi exclusivamente en los buques de guerra donde operan aeronaves a chorro a bordo, en la tabla 4.2 se indican sus especificaciones.

A fin de reducir los riesgos de contaminación entre los combustibles, existe un sistema internacional de identificación por colores. También existen varios sistemas de identificación para los equipos con los cuales se manejan. Las Fuerzas Armadas de la OTAN (incluyendo los EE.UU.), tienen sus colores y los civiles utilizan en general el Sistema API.

Por razones de seguridad y reducción de equivocaciones es preferible que todas aquellas aeronaves que frecuentan el exterior, utilicen un sistema reconocido internacionalmente y no uno nacional.

Tabla 4.2.- ESPECIFICACIONES DEL COMBUSTIBLE DE AVIACIÓN PARA USO MILITAR, JP5.

PROPIEDADES	MÉTODOS DE ENSAYO ASTM	ESPECIFICACIONES	
		Mín.	Máx.
APARIENCIA: Color Saybolt. (1)	D 156-94, D 6045-96	Reportar	
VOLATILIDAD.			
Densidad a 15,6 °C, Kg/L (°API). (2)	D 1298-90 / D 4052-96	0,788 (48)	0,845 (36)
Destilación, °C (D 2887). (3)	D 86-99 ó D 2887-97a		
Punto Inicial		Reportar	
10 %vol recuperado a			206 (185)
20 %vol recuperado a		Reportar	
50 %vol recuperado a		Reportar	
90 %vol recuperado a		Reportar	
Punto Final			300 (330)
Residuo, %vol.			1,5
Pérdida, %vol.			1,5
Punto de Inflamación, °C. (4)	D 56-97a, D 93-99, D 3828-97	60	
FLUIDEZ.			
Viscosidad Cinemática a -40 °C, cSt	D 445-97		8,5
Punto de Congelación, °C. (5)	D 2386-97, D 5901-96, D 5972-99		- 46 (- 51)
COMPOSICION.			
Aromáticos, %vol	D 1319-98		25
Contenido de Hidrógeno, % masa	D 3701-99	13,4	
Nº Acidez Total, mg KOH/g	D 3242-98		0,015
Azufre Total, % masa (6)	D 1266-98, D 2622-98, D 3120-96, D 4294 -98, D 5453-93		0,4
Mercaptanos como S, % masa	D 3227-96		0,002
"O" Prueba Doctor.	D 4952-97	Negativo	
COMBUSTION.			
Calor de Combustión, MJ/ Kg. (7)	D 4809-95, D 4529-95	42,6	
Índice de Cetano calculado.	D 4737-96a	Reportar	
Punto de Humo, mm	D 1322-97	19	
CORROSIVIDAD.			
Corrosión Lámina de Cobre, 2 h, 100 °C, N°.	D 130-94		1
ESTABILIDAD TERMICA.			
	D 3241-97		
Caída de Presión en el Filtro, mm Hg.			25
Depósito en el Precalentador, Código.			3
CONTAMINANTES.			
Goma Existente, mg/100 ml.	D 381 -94		7
Contaminación por partículas, mg/L.	D 2276-98, D 5452-98		1
Tiempo de Filtración, min.	D 2276-98, D 5452-98		15
Reacción al Agua:			
Promedio Interfase.	D 1094-97		1b
Promedio Microseparómetro.	D 3948-93	85	
ADITIVOS.			
Inhibidor de congelamiento en el sistema de combustible, %vol.	D 5006-96	0,15	0,2

OBSERVACIONES: Estas especificaciones técnicas son el resultado de homologar el STANDARD U.S. MILITARY MIL.-D1L-5624T del Dpto. de Defensa USA y CODE F-44 - NATO CODES - England

En caso de discrepancia, prevalecerán los siguientes métodos: (1) D 156-94
(2) D 4052-96.
(3) D 86-99.
(4) D 93-99.
(5) D 2386-97.
(6) D 4294-98.
(7) D 4809-95.

REFERENCIA: Proyecto Norma Técnica Peruana - INDECOPI.

4.2.- *Métodos de Ensayos y las Especificaciones PETROPERÚ.*

Los ensayos completos y las especificaciones PETROPERÚ permiten que el Turbo A-1 y el Kerosene cumplan y/o excedan los límites de las siguientes especificaciones:

- TABLA 1 – TURBINA A.	:	INANTIC.
- GUÍA DE MATERIAL.	:	IATA.
- JET A-1, D-1655.	:	ASTM.
- KEROSENE, D-3699.	:	ASTM.
- DERD 2494 (AVTURB).	:	BRITISH.
- TURBINA FUEL 650.	:	SHELL.
- CODE F – 35 NATO CODES – England.	:	NATO–SYMBOL.

En las tablas 4.3 y 4.4 se listan los métodos de ensayos y los límites de las especificaciones PETROPERÚ vigentes, aprobados por su Comité Central de Calidad en sesión del Acta de Reunión N° 01-89.

Los métodos de ensayos para el caso del Turbo A-1 han sido agrupados de acuerdo al uso de los resultados y el punto de muestreo de control de la siguiente manera:

- Abreviadas	:	1 y 3.
- Básicas	:	1, 2, 4, 5, 12, 19, 25, 27 y 29.
- Completas	:	Todos.

De modo que, las muestras enviadas al laboratorio para su análisis deben indicar claramente cualquiera de los tres tipos de "Pruebas" mencionadas.

En estas tablas también se incluyen los límites de especificación de la Norma Técnica Nacional ITINTEC 321-006 vigente, aprobados en Setiembre de 1980, especificaciones técnicas que actualmente están en proceso de revisión, proyecto que consiste en homologarlas a la

Tabla 4.3.- ESPECIFICACIONES PETROPERÚ Y NORMA TÉCNICA PERUANA PARA EL TURBO A-1.

ITEM	INSPECCIONES	MÉTODOS		ESPECIFICACIONES			
		ASTM	OTROS	PETROPERÚ		ITINTEC 321.006	
				Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
1	APARIENCIA.	Vacío		Claro y Brillante			
	VOLATILIDAD.						
2	Viscosidad a 60 (60) F, $^{\circ}$ API	D-28-92		40.0	51.1	40	51
3	Viscosidad Específica a 60 (60) F	D-1296-90	IP-160	0.775	0.830		
4	Punto de Inflamación $^{\circ}$ C $^{\circ}$ F	D-56-93		38.0		39.5	65.5
	Punto de Inflamación TAO, $^{\circ}$ C			40.0			
5	Destilación $^{\circ}$ C (a)	D-86-93	IP-123				
	PFE						
	10 % vol recuperado				204	176.5	
	20 % vol recuperado						204
	50 % vol recuperado						232
	80 % vol recuperado						
	95 % vol recuperado						
	PFE					240	
	Residuo, % vol				300		287.5
	Pérdida, % vol				1.5		1.5
	Pérdida, % vol				1.5		1.5
	COMPOSICIÓN.						
6	Aromáticos, % vol	D-1319-93	IP-156		22.0		20.0
7	Alifáticos, % vol	D-1319-93	IP-156		5.0		4
8	Ácido Total como S, % masa	D-1266-91	IP-167		0.3		0.2
9	Mercaptanos como S, % masa	D-3227-92	IP-342		0.003		0.003 (c)
10	Prueba Doctor	D-4952-94	IP-301		Negativo		
11	Acidez Total, mg KOH/g $^{\circ}$ C	D-3242-89 D-974			0.015		0.10
	Acidez Total, mg KOH/g		IP-273		0.012		
	FLUIDEZ.						
12	Punto de Congelación, $^{\circ}$ C	D-2406-88	IP-16		-17		-20
13	Viscosidad Cinemática a -20 $^{\circ}$ C, cSt	D-445-94	IP-71		8		6 a -18 $^{\circ}$ C
	COMBUSTIÓN.						
14	Valor Neto de Combustión, kcal/kg (1 g/g)	D-4099-93 D-1405-90	IP-12, IP-93	10,228 (42,800)		10,200	
15	Producto API y Punto Anulino (API y F)	D-611-93 D-1296-90	IP-2, 6	3,800		5,200	
	Preparación de combustión						
16	Punto de Humo, mm $^{\circ}$ C	D-1322-90		25		25	
17	Número Luminoso, mm $^{\circ}$ C	D-1736-91		45		45	
18	Punto de Humo, mm Y	D-1322-90		19		20	
	Sulfato, % vol	D-1846-92			0.0		0.0
	CORROSIÓN.						
19	Corrosión Lámina de Cobre 100 $^{\circ}$ C, 2 h	D-1303-91	IP-154		1		1
20	Corrosión Lámina de Aluminio 100 $^{\circ}$ C, 2 h		IP-227		4		1 a -15 $^{\circ}$ C, 5 $^{\circ}$ C, 6 h
	ESTABILIDAD.						
21	Estabilidad Térmica (JETA) (c)	D-3241-93	IP-323				
22	Caida de Presión en el Filtro, Kpa (mm Hg)				33.0 (25)		17.6 (13)
23	Deposito en el Precipitador menos que 10^{-2} g/cm ²				3		2
	CONTAMINANTES.						
24	Contenido de Agua, mg/kg		IP-225		150		
25	Cloruro de Sodio, mg/100 ml	D-381-94	IP-131		7		3
26	Contenido de Sulfuro, mg/L (c)	D-2276-94			1.0		
27	Reacción al agua	D-1094-92	IP-289				
28	Evaluación de Interfase				1 b		1 b
29	Evaluación Separación de Fase				2		2
29	Índice de Separación de Agua Modificado (WSM)	D-1948-94			85		90
	ADITIVOS (d).						
30	Antioxidante, mg/L						
	En combustibles hidrotratados (mandatorio)			17		24	
31	En combustibles no hidrotratados (opcional)					24	
32	Desoxidador de metales, mg/L (opcional)					57	
33	Desagujador de estatica, mg/L						

OBSERVACIONES a - A la presión de 1 (0.1) Bar (760) mmHg

b - Libre de depósitos de color verde opaco o anormal

c - Los componentes de impurezas están exonerados de esta prueba

d - El tipo y la concentración de todos los aditivos usados, así como su no adición deberán ser consignados en los correspondientes Certificados de Calidad

Solo serán permitidos los aditivos aprobados por las especificaciones de la DHRU (que en el momento oficial

e - Puede hacer si el ensayo de Doctor da resultado negativo

REFERENCIA Hoja de Especificaciones PETROPERÚ vigente, aprobada por el Comité Central de Calidad en sesión del Acta de Reunión N. 01-89

Norma Técnica Nacional ITINTEC 321.006 vigente, aprobada en Setiembre de 1996

Tabla 4.4.- ESPECIFICACIONES PETROPERÚ Y NORMA TÉCNICA PERUANA PARA EL KEROSENE.

INSPECCIONES	MÉTODOS		ESPECIFICACIONES			
	ASTM	OTROS	PETROPERÚ		ITINTEC	
			Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
APARIENCIA. (a).		Visual				
Color Saybolt (b).	D-156		+10		+15	
VOLATILIDAD.						
Punto de Inflamación. °C.	D-56-93		43,0		43,0	
Destilación. °C (c).	D-86-93	IP-123				
10 %vol recuperado.				200		200
P.F.E.				300		300
COMPOSICION.						
Azúfre Total como S, % masa.	D-1266-91	IP-107		0,25		
COMBUSTION.						
Prueba de combustión. a 16 h.	D-187					Pasa
Propiedades de combustión:						
Punto de Humo. mm.	D-1322-90		20		20	
CORROSION.						
Corrosión Lámina de Cu a 50 °C, 3 h	D-130-94	IP-154		3		3

OBSERVACIONES: a.- Examen Visual, corresponderá a un líquido de apariencia limpia y brillante.

b.- Antes de la adición del colorante. El kerosene doméstico es de tonalidad rojo-grosella, debido a la adición del colorante que ordena la ley.

c.- A la presión de 1,013 Bar (760 mmHg).

REFERENCIA: Hoja de Especificaciones PETROPERÚ, Comité General de Calidad aprobada en sesión del 23.07.87.

Norma ASTM D-1655-98a y tomando como referencia las normas DERD 2494 y el CODE F-35 NATO CODES – England.

Los resultados de comparar las especificaciones de esta norma internacional con las especificaciones PETROPERÚ han conllevado a mostrar el mayor nivel de exigencia en la producción local de Turbo A-1, concluyendo que la producción nacional dispone de las herramientas para competir en el mercado externo.

4.3.- Pruebas de Laboratorio y su Significado.

4.3.1.- Propiedades Químicas.

Se exige que el Turbo A-1 sea estable, de combustión limpia y no corrosivo para los materiales del motor en contacto con el combustible.

Los hidrocarburos están ligadas a otros componentes en pequeñas cantidades, como: azufre, nitrógeno, oxígeno, trazas de sólidos y agua como contaminantes. Estos hidrocarburos se pueden dividir en: parafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos. La proporción de cada uno varía según el tipo de crudo:

- Parafinas	:	30,0 – 61 % vol.
- Aromáticos Totales	:	12,0 – 25 % vol.
- Nafténicos	:	10,0 – 45 % vol.
- Olefinas	:	0,5 – 5 % vol.

a.- Parafínicos.

Tienen un alto contenido de poder calorífico en proporción a su peso, los naftalenos los poseen en menor grado y los aromáticos menos aún.

b.- Aromáticos.

Tienen más luminosidad en su llama que los parafínicos y producen humo y depósitos de carbón. Son mejores solventes que los parafínicos. Pueden deteriorar ciertas mangueras y sellos que se encuentran en el sistema de combustible del motor, es por esta razón que existe un máximo de aromáticos en la especificación.

Ciertos tipos de aromáticos (en muy pequeñas cantidades), son buenos lubricantes para los equipos que dependen del combustible para este fin.

c.- Olefínicos.

Están controlados en 5 %vol. máximo a causa de su inestabilidad y reacción química. Los olefínicos queman bien y tienen un poder calorífico que varía entre los parafínicos y naftalenos.

d.- Componentes No Hidrocarburos.

El total del azufre normalmente posee un máximo de 0,3 % peso. Este límite tiene como finalidad reducir el nivel de componentes corrosivos, dióxidos de azufre y ácido sulfúrico en la cámara de combustión y en la sección de las turbinas del motor.

Con la presencia de compuestos de azufre, aún los combustibles más estables pueden absorber oxígeno al calentarse. Al continuar calentándose se puede producir oxidación. Esta reacción se acelera con el aumento de la temperatura y el tiempo, resultando en una precipitación no soluble en el combustible. Para evitar esto se limita el nivel de azufre total y de mercaptano, así como también la estabilidad térmica y el contenido de goma.

El mercaptano está controlado en un máximo de 0,003 % peso debido a su corrosividad con el cobre, el cadmio y a su olor tan desagradable. Estos y otros compuestos corrosivos se controlan con la prueba de la lámina de cobre y para evitar problemas con los componentes del motor que contengan plata (bombas de combustibles), se estipula la prueba de la lámina de plata. Estos dos ensayos se complementan entre sí. El contenido de azufre es controlado de esta forma y el oxígeno sólo se regula con la prueba de acidez, aún cuando de ésta formen parte los fenoles y los nafténicos.

Las gomas contienen grandes proporciones de azufre. Estas pueden producirse en el combustible almacenado por largos períodos o cuando el producto se expone a elevadas temperaturas, como las observadas en aviones de alta velocidad.

4.3.2.- Propiedades Físicas.

Estas propiedades son altamente importantes en relación al diseño de la aeronave y a su sistema de combustible. También afectan el almacenamiento, el manejo y equipos, representan un medio relativamente fácil para el "Control de calidad".

a.- Gravedad Específica.

Sus límites son: 0,775 a 0,830 y es el resultado de avenencias entre los requerimientos ideales del motor, la disponibilidad y el costo del producto.

b.- Viscosidad.

Esta propiedad ocasiona pérdidas de presión aceptables a bajas temperaturas, ya que los inyectores y controles del sistema de combustibles, operan lo más cerca posible de lo diseñado.

c.- Volatilidad.

Asegura el fácil arranque y rápido quemado sin carbonización. Se controla a través del rango de destilación y el punto de inflamación, aunque, este último sea principalmente un factor de seguridad, los dos están inter relacionados. Para asegurar una mezcla adecuada de componentes y reducir la posible inclusión de los mismos con mucha variación en los rangos de ebullición y volatilidad, se estipula una máxima temperatura, a fin de recuperar el 20 y 90 % del volumen. El 20 % controlará la volatilidad de los componentes livianos haciendo un arranque seguro a temperaturas bajas, sin tener que ocasionar pérdidas en los vapores al llegar a alturas y a velocidades extremas. El 90 % controlará la eficiencia del motor.

La destilación se controla por la necesidad de mantener un punto de inflamación alto y un punto de congelación bajo.

4.3.3.- Propiedades Térmicas.**a.- Bajas Temperaturas.**

El criterio de esta propiedad es poder ser bombeado y circular en el sistema de combustible sin dificultad.

La mayoría de los combustibles pueden ser bombeados por debajo de su punto de congelación, pero siempre existe el riesgo de que los cristales

de cera y de hielo decanten y obstruyan el filtro, aunque la mayoría de los aviones civiles ya poseen calentadores en sus filtros.

b.- Estabilidad Térmica (propiedades a alta temperatura).

Hoy en día, se requiere que el combustible no forme óxidos, gomas, barnices, ni depósitos que puedan obstruir los filtros, intercambiadores de calor, medidores de consumo e inyectores de las cámaras de combustión.

4.3.4.- Propiedades de Combustión.

a.- Punto de Humo.

Es una prueba que indica que la proporción de parafínicos y aromáticos en la muestra es aceptable. Un número bajo significaría que el combustible tenderá a crear carbón y por lo tanto humo, resultando en una reducción de la potencia disponible.

b.- Número de Luminosidad.

Es una medida de la temperatura de la llama a una radiación de llama fija en la banda verde – amarilla del espectro visible, verifica el calor radiante (el efecto de los aromáticos), ya que al ser muy alto el calor puede afectar el tubo de salida de las turbinas del avión. Un número alto de luminosidad significa un buen combustible.

c.- Poder Calorífico.

Es la cantidad de energía ocasionado en la combinación del combustible y el oxígeno. Mientras más alta sea esta cifra mejor será el combustible.

4.3.5.- Agua y Surfactantes.

Es de suma importancia evitar agua libre en el combustible, pero también es necesario comprobar el comportamiento del combustible en presencia de agua para asegurar que el contenido de surfactantes no perjudique la

decantación del mismo, ni desactive los filtros separadores. Las pruebas utilizadas para este fin son: Reacción al agua, Interface y Separación.

4.4.- Métodos Básicos para la Certificación del Turbo A-1 y Kerosene.

En forma abreviada describimos algunos de los métodos de análisis básicos realizados en el laboratorio de la Refinería Talara para la certificación del Turbo A-1 y Kerosene; en la mayoría de los casos son determinados por los métodos de la Sociedad Americana para Ensayos de Materiales ASTM, aunque también se utilizan métodos publicados por compañías o institutos dedicados a la industria refinera, como: UOP, API, GULF.

4.4.1.- Índice de Separación de Agua Modificado (SWIM).

MÉTODO ASTM D-2550.

a.- Aplicación.

Este método es usado para determinar la facilidad con que un combustible se separa del agua atrapada o emulsificada que contiene cuando pasa a través de un medio coalescente.

El método trata de medir las características de separación del agua de un combustible producido.

b.- Resumen del Método.

El SWIM de un combustible es medido con un separómetro de agua ASTM-CRC que es un aparato donde se prepara una emulsión agua - combustible y el cual pasa a través de una celda que contiene un coalescente estandarizado de fibra de vidrio. La turbidez del efluente en la celda, debido a la emulsión con agua, se mide por la transmisión de luz a través del combustible en una fotocelda.

La salida de la fotocelda se alimenta a un medidor que tiene una escala de 0 a 100 donde se lee la clasificación numérica del combustible. Cuanto más alto sea el número, el combustible desprenderá el agua más rápidamente.

c.- Significación y Uso.

La prueba proporciona una medida de la presencia de agentes surfactantes en el combustible. Trata de detectar arrastres de trazas de residuos de la refinación en el combustible una vez producido, particularmente sulfonatos y naftenatos.

d.- Aparatos.

Separómetro de agua ASTM-CRC y jeringa hipodérmica.

e.- Materiales y Reactivos.

Discos coalescentes, hidrocarburo de lavado, hidrocarburo base de referencia, isopropanol, acetona, tolueno, agente dispersante y agua destilada.

f.- Procedimiento.

- Bajo ninguna circunstancia deberá filtrarse el combustible a probar. El medio filtrante puede retirar los surfactantes, cuya detección es el propósito de esta prueba.
- Efectuar la limpieza del separómetro con isopropanol e hidrocarburo, lave la celda coalescente con acetona y seque completamente.
- Encienda el separómetro por lo menos con 15 min de anticipación a la prueba, para permitir que los componentes electrónicos lleguen al equilibrio.

- Efectúe la prueba de lavado con el combustible por dos veces, para estandarizar las superficies del instrumento de cualquier surfactante que podría estar en el combustible de prueba. Libere las burbujas del sistema tan rápidamente como sea posible. Ajuste el regulador de presión, si es necesario a 100 psig con todas las válvulas cerradas.
- Introduzca 2 L del combustible a probarse dentro del tanque y arranque la bomba. Abra la válvula de emulsión hasta que la presión caiga a 80 psig. Asegúrese que la presión permanezca entre 78 y 82 psig durante todo el período de formación de la emulsión.

Usando la jeringa hipodérmica con aguja larga, introduzca 2 ml de agua destilada a una velocidad uniforme en un período de 60 ± 15 s directamente en la abertura de la línea que sale del fondo del tanque. Vuelva a colocar la tapa del tanque. La mezcla debe recircular por 5 min.

- Cierre la válvula de emulsión y abra la válvula de medición para dejar que la mezcla fluya a través del sistema a 150 ml/min.

Registre las lecturas de salida del medidor a intervalos de 2 min. hasta que se haya procesado 1 200 ml de combustible. Mantener la temperatura del tanque de 75 a 80 °F durante toda la corrida.

g.- Informe.

Reporte como SWIM la lectura del medidor obtenida al final de 8 min después de comenzado el flujo a través de la celda coalescente.

4.4.2.- Acidez Total en Combustibles de Aviación.

MÉTODO ASTM D-3242.

a.- Aplicación.

Determinar la acidez total en combustibles para turbinas de aviación en el rango de 0,000 a 0,100 mg KOH/g.

b.- Resumen del Método.

La muestra se disuelve en una mezcla de tolueno y alcohol isopropílico conteniendo una pequeña cantidad de agua. La solución monofase se cubre con nitrógeno que burbujea en ella y se titula con solución alcohólica de KOH hasta el punto final, el cual es evidenciado por el cambio de color de la solución indicadora p-naftolbenceina, anaranjado en solución ácida y verde en solución básica.

c.- Aparatos.

Bureta de 25 ml graduada en subdivisiones de 0,1 ml o una de 10 ml graduada en subdivisiones de 0,05 ml.

d.- Reactivos y Materiales.

Los reactivos serán de grado químico: agua destilada, solución indicadora de p-naftolbenceina, nitrógeno del tipo seco (libre de dióxido de carbono), solución alcohólica estándar de KOH (0,01 N) y solvente de titulación (tolueno, agua y alcohol isopropílico anhidro).

e.- Procedimiento.

- Introduzca 100 ± 5 g de muestra, pesada con aproximación de 0,5 g, en un Erlenmeyer de boca ancha. Adicione 100 ml de solvente de titulación y 0,1 ml de solución indicadora. Introduzca nitrógeno por medio de un tubo de vidrio de 6 a 8 mm de diámetro externo, colocado a 5 mm del

fondo del frasco, a un régimen de 600 a 800 ml/min. Burbujear la solución por 3 min.

- Continúe la adición de nitrógeno y titule inmediatamente a temperatura por debajo de los 30 °C. Adicionar la solución 0,01 N de KOH en incrementos y agite para dispersarla hasta que se logre el punto final verde y persista durante 15 s.
- Haga una titulación en blanco sobre 100 ml de solvente de titulación y 0,1 ml de indicador, introduciendo nitrógeno como ya fue indicado y titule hasta el punto final.

f.- Cálculos.

Nº de Acidez Total, mg KOH/g = (A – B)(N)(56,1) / W

Donde: A, ml de solución de KOH requerida para titular la muestra.

B, ml de solución de KOH requerida para titular el blanco.

N, normalidad del titulante.

W, g de muestra empleada.

g.- Informe.

Reporte el resultado aproximándolo al 0,001 mg KOH/g como Acidez Total.

4.4.3.- Sulfuro de Hidrógeno y Mercaptanos en Hidrocarburos Líquidos por Titulación Potenciométrica.

MÉTODO UOP 163-67.

a.- Aplicación.

Este método es para la determinación de ácido sulfhídrico y mercaptanos en hidrocarburos líquidos, como: gasolina, nafta, aceite cíclico ligero y combustibles de aviación. Es aplicable a muestras que contienen

cantidades tan pequeñas como 1,0 ppm de mercaptanos y 1,0 ppm de sulfuro de hidrógeno.

b.- Resumen del Método.

La muestra líquida de hidrocarburos es titulada potenciométricamente en alcohol isopropílico amoniacal utilizando nitrato de plata en solución alcohólica como titulante. Serán utilizados un electrodo de referencia de vidrio y un sistema de electrodo indicador de plata - sulfuro de plata. La estimación del sulfuro de hidrógeno y el contenido de mercaptanos es calculada de las curvas de titulación, pudiendo utilizarse un instrumento de registro de titulación automático u operado manualmente.

El azufre libre es una posible interferencia y se dan instrucciones para analizar muestra que contienen azufre libre.

c.- Aparatos.

Cubilete electrolítico de 250 ml, cilindro graduado de 50 ml, matraz volumétrico de 100 y 1000 ml, embudo separador de 250 ml, electrodo de referencia de vidrio Beckman N° 4990-80 o equivalente, pipetas de 5, 10, 15, 20 y 25 ml, voltímetro del tipo de lectura continua y electrodo indicador de plata - sulfuro de plata Beckman N° 1265 o equivalente.

Este tipo de electrodo también puede ser preparado de un pedazo de alambre de plata. Limpiar el electrodo de plata usando una fina tela esmeril N° 00. Sumergir el electrodo en una solución compuesta de 97 ml de alcohol isopropílico amoniacal y 8 ml de una solución acuosa de sulfuro de sodio al 1 %. Añadir lentamente desde una bureta aproximadamente 10 ml de una solución alcohólica 0,1 N de nitrato de plata. Una capa de sulfuro de plata será depositada sobre la plata.

Limpier enteramente el exceso de sulfuro de plata sobre el electrodo con un suave paño de papel. Preparar este electrodo fresco periódicamente tal como se requiera.

d.- Reactivos y Materiales.

Todos los reactivos estarán conforme a las especificaciones establecidas por "The Committee on Analytical Reagents of the American Chemical Society".

- Agua desionizada o agua destilada.
- Papel de prueba de acetato de plomo.
- Nitrógeno, en cilindro conectado con una válvula reductora.
- Solución estándar de cloruro de potasio 0,1 N (utilizada para estandarizar la solución de nitrato de plata).
- Solución alcohólica de nitrato de plata 0,1 N.-

Disolver exactamente 16,988 g de nitrato de plata en 80 ml de agua destilada. Diluir a un litro con alcohol isopropílico. Estandarizar mensualmente esta solución contra cloruro de potasio 0,1 N.

- Solución alcohólica de nitrato de plata 0,01 N.-

Pipetear exactamente 10 ml de solución alcohólica de nitrato de plata en un matraz volumétrico de 100 ml el cual debe estar limpio y seco. Añadir 8 ml de agua. Diluir hasta el volumen de 100 ml con alcohol isopropílico.

- Solución 1 % de sulfuro de sodio (usada para preparar el electrodo de plata - sulfuro de plata).

- Solvente de titulación libre de oxígeno.-

Purgar una botella abierta de alcohol isopropílico con nitrógeno por media hora. Añadir 1 % en volumen de solución acuosa de amoníaco.

- Tolueno libre de oxígeno, prepare lo necesario purgándolo con nitrógeno.

e.- Procedimiento.

- La titulación será conducida sobre un rango de f.e.m. $-0,5$ a $+0,5$ v. La figura 4.1 muestra las curvas típicas de titulación para un hidrocarburo líquido que contiene sulfuro de hidrógeno y mercaptanos. Se notará que ocurre una inflexión para el ión sulfuro a un f.e.m. de alrededor de $+0,1$ v.

- Puesto que algunos mercaptanos se oxidan muy fácilmente, debemos manejar todas las muestras con la mayor rapidez posible y la menor exposición al aire. Titularlos tan pronto como ellos han sido pipeteados.

- Preparar el equipo de titulación con los convenientes electrodos. Colocar 100 ml del solvente de titulación en un cubilete electrolítico. Añadir por pipeteo una cantidad de muestra seleccionada de la tabla 4.5.

Tabla 4.5.- Selección de muestras según la cantidad de mercaptanos.

Mercaptanos supuesto, ppm	Volumen de muestra, ml
1 – 50	50
50 – 100	25
100 – 300	10
300 – 500	5

- Cuando el material a ser analizado contiene más que 500 ppm de azufre, seleccionar una muestra de suficiente tamaño para realizar el análisis

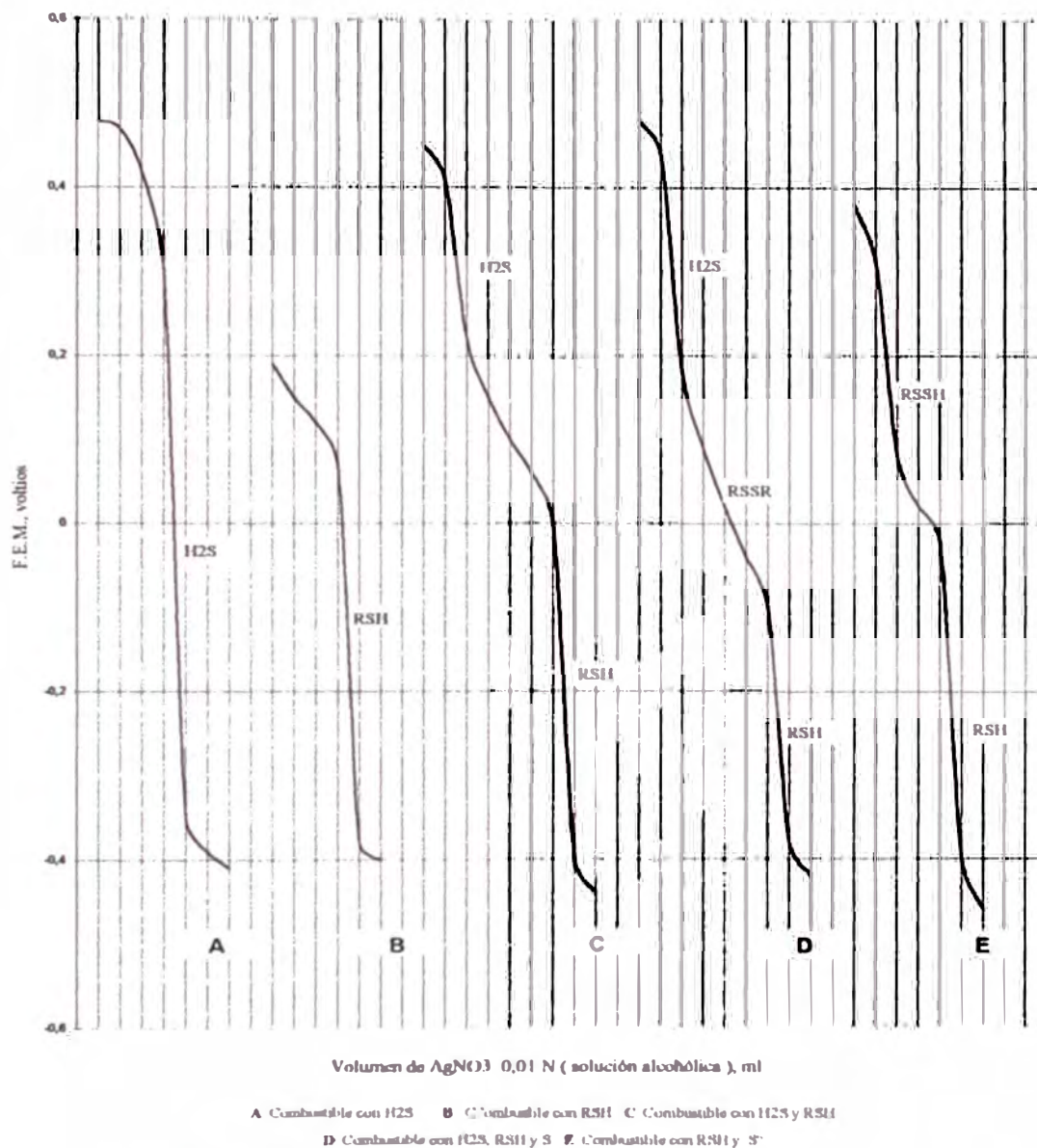


FIGURA 4.1.- Curvas Típicas de Titulación Potenciométrica para Mercaptanos y Sulfuro de Hidrógeno en Hidrocarburos líquidos.

volumétrico entre 5 hasta 10 ml. En caso que la muestra interfiera en la solución, añadir tolueno.

Si la titulación es hecha con un titulador operado manualmente, anadir la solución de nitrato de plata en incrementos de 1 ml, registrando el volumen y la f.e.m después de cada adición. Cerca del punto final, añadir la solución de nitrato de plata en incrementos de 0,1 ml. El punto final es encontrado donde la razón de cambio del potencial es un máximo. Si están presentes los iones sulfuro y mercaptidas, se observarán dos inflexiones.

- Plotear los datos de titulación tal como f.e.m. vs volumen de la solución de nitrato de plata. Estimar el punto medio de cada inflexión por inspección de la curva de titulación. Alternativamente, los puntos finales pueden ser determinados examinando los datos de la titulación para el máximo $\Delta f.e.m./\Delta ml$, de este modo se evita el trabajo de plotear los datos. Este procedimiento puede ser seguido por un experimentado operador.

- Anotar los correspondientes volúmenes del titulante

f.- Interpretación de las Curvas de Titulación.

El azufre libre reacciona con el ión mercaptida de la siguiente manera:



A causa de esto, es algunas veces dificultosa la interpretación de la curva. La figura 4.1 muestra algunos de los tipos de curvas que pueden ser obtenidas. Las curvas D y E muestran los casos donde la cantidad de mercaptanos presentes son requeridas para la reacción con azufre libre,

de acuerdo a la reacción (1). Como se puede ver, es dificultoso distinguir C de E. Si hay problemas para distinguir cuál está presente en la muestra, el sulfuro de hidrógeno o azufre libre, se prueba la muestra con papel de acetato de plomo (humedecer un pedazo de papel de acetato de plomo con agua y asegurar el final del papel al tapón de una botella que contiene 100 ml de muestra. Dejar en reposo por alrededor de 1 min. Si el papel vira a un tono oscuro, el sulfuro de hidrógeno está presente).

En la interpretación de las curvas de titulación, despreciar el punto de inflexión para el azufre libre (o RSSH). El contenido de mercaptanos de la muestra es medida por el total de titulación, desde el volumen cero hasta el salto de potencial de los mercaptanos (ver curva E). Así en el caso D (sulfuro de hidrógeno, azufre libre más mercaptanos), considerar el volumen entre el punto de inflexión para el sulfuro de hidrógeno y el punto de inflexión para los mercaptanos a fin de representar los mercaptanos presentes. En el caso E (azufre libre mas mercaptanos), usar el volumen desde el comienzo de la titulación hasta la inflexión de los mercaptanos, a fin de representar los mercaptanos presentes.

g.- Cálculos.

$$\text{H}_2\text{S, ppm} = 16 \cdot 10^3 (P)(N) / (S)(V)$$

$$\text{RSH, ppm} = 32 \cdot 10^3 (Q - P)(N) / (S)(V)$$

Donde: P, volumen de solución de nitrato de plata usada para alcanzar el punto final del ión sulfuro, ml.

Q, volumen de solución de nitrato de plata usada para alcanzar el punto final del ión mercaptida, ml.

N, normalidad de la solución alcohólica de nitrato de plata.

S, gravedad específica de la muestra a la temperatura a la cual la muestra es pipeteada.

V, volumen de la muestra, ml.

h.- Precauciones.

Conceder un tiempo prudencial para que la celda de titulación alcance el equilibrio antes de registrar el volumen de la solución de nitrato de plata y la f.e.m., cuando la titulación es hecha manualmente. Cuando se usa un instrumento registrador - titulador, añadir el titulante a una razón de 0,3 ml/min en la vecindad del punto final, de lo contrario se irá más allá del punto final.

4.4.4.- Prueba Doctor para Destilados del Petróleo.

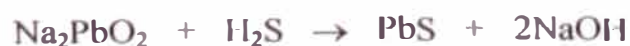
MÉTODO UOP 41-74.

a.- Aplicación.

Esta es una prueba cualitativa para determinar la presencia de sulfuro de hidrógeno y mercaptanos en la gasolina, combustible de aviación, kerosene y productos similares.

b.- Resumen del Método.

La muestra es agitada con una solución de plumbito de sodio en un tubo de prueba. Si está presente el sulfuro de hidrógeno, ocurre la siguiente reacción:



El sulfuro de plomo es negro y prontamente visible.

Si esta reacción no aparece, se añade azufre al tubo de prueba y la mezcla es agitada. Si los mercaptanos están presentes, por la agitación ellos sufren una serie de reacciones coloreándose la capa de

hidrocarburos, primero naranja, luego rojo y gris oscuro, y finalmente aparece un precipitado negro de sulfuro de plomo. La reacción global es:



c.- Aparatos.

Tapón de goma y tubo de prueba de 25 x 150 mm. Colocar marcas permanentes de calibración con cinta a 5 y 15 ml. Colocar las marcas para medir el espesor de 5 ml de agua.

d.- Reactivos.

- Solución Doctor.-

Disolver 125 g de hidróxido de sodio en un litro de agua destilada. Añadir 60 g de litargirio y agitar vigorosamente por 15 min. Dejar reposar durante la noche. Decantando el líquido claro. Si se establece que el líquido no es claro, filtrarlo a través de una malla de asbesto. Mantener la solución en una botella tapada fuertemente. refiltrar si es que se oscurece.

- Azufre en flor.

e.- Procedimiento.

- Añadir exactamente 5 ml de solución Doctor y 10 ml de muestra en el tubo de prueba, usando las marcas de calibración. Taparlo y agitar vigorosamente por 15 s. Observar cualquier apariencia de precipitado negro o gris oscuro de sulfuro de plomo, si esto ocurre el sulfuro de hidrógeno está presente.

- En ausencia de sulfuro de hidrógeno continuar del siguiente modo: a la mezcla en el tubo de prueba añadir azufre en polvo; sólo lo suficiente para cubrir la interfase entre los hidrocarburos y la solución Doctor, agitar vigorosamente por 15 s y permitir que se fije por 1 min. Observar de nuevo y reportar tal como se indica en la siguiente sección.

f.- Reporte.

- *Sulfuro de hidrógeno presente.* -

Si el sulfuro de hidrógeno es detectado, reportarlo.

- *Muestra ácida.* -

Si se forma un precipitado gris oscuro o negro, la muestra contiene de una relativa alta concentración de mercaptanos y es reportada como "ácida".

- *Muestra neutra o dulce.* -

Si el contenido de mercaptanos en la muestra es bajo.

Observando la capa de azufre, juzgar de la siguiente manera:

Decoloración de la Capa:	Reporte:
Definitivamente decolorada.	"Ácida" o "Positivo".
Simplemente decolorada.	"Neutro".
No decolorada.	"Dulce" o "Negativo".

4.4.5.- *Gastado de Soda Cáustica - Método del Doble Indicador.*

MÉTODO UOP 210-76T.

a.- Aplicación.

Este método es conveniente, aunque no riguroso, para el control de soluciones de soda cáustica en refinerías, aplicable para el análisis de la

soda cáustica circulante en las unidades de tratamiento. Los resultados son significativos únicamente con la experiencia en la planta.

b.- Resumen del Método.

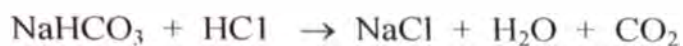
Este método usa dos indicadores para distinguir bases fuertes de bases débiles presentes en la muestra. Las bases fuertes de la muestra son titulados con ácido estándar hasta el punto final del azul de bromotimol. Las bases fuertes más las bases débiles en una segunda muestra son luego titulados con ácido estándar hasta el punto final del azul de bromofenol.

La titulación de las bases fuertes hasta el punto final de azul de bromotimol incluye, hidróxido de sodio, $\frac{1}{2}$ de carbonato de sodio, $\frac{1}{2}$ de sulfuro de sodio, alquil mercaptidas de sodio y fenolatos de sodio, tal como sigue:



Donde: ArOH, representa una fórmula genérica para los fenoles.

La titulación de la segunda muestra de soda cáustica hasta el punto final de azul de bromofenol, es usado para estimar la alcalinidad total. Esta incluye todas las bases fuertes incluidas en la primera titulación más las siguiente bases débiles: bicarbonato de sodio, bisulfuro de sodio, naftenatos de sodio y tiofenolatos de sodio (aril mercaptidas de sodio):



El tiosulfato de sodio interfiere con el punto final del azul de bromofenol, este no es un serio inconveniente, puesto que este método se entiende simplemente como un control o procedimiento aproximado.

Las sales de los ácidos fuertes, tales como: cloruro de sodio, sulfato de sodio, tiosulfato de sodio, alquilsulfonatos de sodio, no son básicos y no se titulan. La diferencia entre la alcalinidad total por titulación y aquel aproximado por gravedad específica es una indicación de que están presentes sales neutras no titulables.

c.- Aparatos.

Bureta de 50 y 100 ml, cilindro graduado, matraz Erlenmeyer de 250 ml, hidrómetro, y pipetas de 5 y 10 ml.

d.- Reactivos.

Todos los reactivos estarán conforme a las especificaciones establecidas por "The Committee on Analytical Reagents of the American Chemical Society", cuando existen tales especificaciones, a menos que se especifique lo contrario.

- Agua desionizada o agua destilada.

- Solución indicadora de azul de bromotimol.-

Disolver 0,1 g de azul de bromotimol en 7,5 ml en hidróxido de sodio 0,02 N y diluirlo con agua hasta 250 ml.

- Solución indicadora de azul de bromofenol.-

Disolver 0,1 g de azul de bromofenol en 7,5 ml de hidróxido de sodio 0,02 N y diluirlo con agua hasta 250 ml.

- Acido clorhídrico acuoso 0,1 N estandarizado.

- Alcohol isopropilico de 98 – 99 % pureza.

e.- Procedimiento.

- Obtener una muestra de solución de soda cáustica y determinar la gravedad específica a la temperatura del laboratorio por medio de un apropiado hidrómetro. Referirse a cualquier apropiada tabla, para convertir la gravedad específica de la muestra a la alcalinidad total (aproximada) como porcentaje en peso de hidróxido de sodio.

- Pipetear o pesar dos muestras idénticas de soda cáustica en un matraz Erlenmeyer de 250 ml, usando la tabla 4.7 como guía.

Tabla 4.7.- Muestra referencial para el análisis de la soda gastada.

Soda Cáustica, % peso de NaOH	Tamaño de la muestra
0 – 2	Pipetear 10 ml \pm 0,1 ml
2 – 4	Pipetear 10 ml \pm 0,1 ml
4 – 8	Pesar 2 g \pm 0,01 g
8 y más	Pesar 1 g \pm 0,01 g

- Añadir 50 ml de agua en 50 ml de alcohol isopropilico en cada uno de los matraces. Añadir unas pocas gotas de indicador de azul de bromotimol a uno de los matraces. Titular con ácido clorhídrico 0,1 N hasta que aparezca un color amarillo (punto final) en la solución.

Registrar el volumen de ácido usado hasta este punto final como el punto final del azul de bromotimol. Esta titulación representa la base fuerte en la muestra.

- Al segundo matraz Erlenmeyer añadir unas pocas gotas de solución indicadora de azul de bromofenol y titular hasta que aparezca un color amarillo - verde en la solución. Registrar el total de ácido 0,1N usado hasta este punto como punto final de azul de bromofenol. Esta titulación representa la alcalinidad total de la muestra.

f.- Cálculos.

Los términos usados en este método son breves y ampliamente aceptados y usados en los laboratorios de las refinerías de petróleo. La expresión "% Gastado" es una aproximada pero conveniente medida de la condición de la soda cáustica en una refinería, usado para remover los ácidos débiles.

En el caso donde la solución de soda cáustica es usada como un lavado, para remover los ácidos nafténicos, es útil tener una medida de la base fuerte disponible para remover ácidos débiles. La base fuerte disponible está dada en (b), calculado como porcentaje en peso de hidróxido de sodio libre.

$$a = \text{alcalinidad total, \% peso de NaOH} = 4 (A) (N) / (V) (S)$$

Donde: A, volumen total de ácido hasta el punto final del azul de bromofenol, ml.

N, normalidad del ácido.

V, volumen de muestra, ml.

S, gravedad específica.

$$b = \text{base fuerte, \% peso de NaOH} = 4 (B) (N) / (V) (S)$$

Donde: B, volumen de ácido hasta el punto final del azul de bromotimol, ml.

N, V y S han sido definidos previamente.

$$\text{Gastado de la Soda, \%} = 100 (a - b) / a$$

Donde: a, alcalinidad total, \% peso de NaOH.

b, base fuerte, \% peso de NaOH.

Alternativamente el "% Gastado" puede ser calculado, suministrando el mismo tamaño de muestra en cada titulación, de la siguiente manera:

$$\text{Gastado de la soda, \%} = 100 (A - B) / A$$

Donde: A y B han sido definidos previamente.

4.4.6.- Azufre Libre y Corrosivo en los Derivados de Petróleo

MÉTODO ASTM D-130.

a.- Aplicación.

Este método describe el procedimiento para reconocer la presencia de azufre elemental y otros componentes corrosivos de azufre en productos de petróleo.

b.- Descripción de Método.

Una tira de cobre pulida se sumerge en una cantidad determinada de muestra, la cual es calentada a 100 °F y 122 °F, por un período de 1 h y 3 h respectivamente. Al final de dichos períodos se saca la tira de cobre, se lava y se compara con tiras recientemente preparadas o con tiras de referencia previamente aprobadas.

c.- Escala de Corrosión para Láminas de Cobre.

La tabla 4.8 describe la apariencia de la lámina de cobre para las diferentes escalas de corrosión.

Tabla 4.8.- Escalas de corrosión para Láminas de Cobre

Número	Descripción	Apariencia de la Tira
1	Sin mancha.	Casi igual a una tira recién pulida.
2	Mancha ligera.	Cualquier película sólida o combinación de colores, con excepción de los listados
3	Mancha oscura.	Azul pavo, con tonos verdes pero no grises
4	Corrosión ligera.	Azul pavo, con tonos verdes y grises
	Corrosión más pronunciada.	Película sólida gris, café o negra, que puede estar parcialmente desprendida.

4.4.7.- Estabilidad a la Oxidación en Combustibles de Aviación.

MÉTODO ASTM D-873.

a.- Aplicación.

El método cubre la determinación de la tendencia del combustible de aviación a formar gomas y depósitos bajo condiciones aceleradas de envejecimiento.

b.- Resumen del Método.

El combustible es oxidado bajo condiciones prescritas en una bomba llena de oxígeno. Los contenidos de goma soluble, goma insoluble y precipitado formados son pesados

c.- Significado.

Los resultados de estas pruebas pueden utilizarse para indicar la estabilidad al almacenamiento de estos combustibles. La tendencia de estos combustibles a formar goma y depósitos en estas pruebas no han sido correlacionadas en pruebas de campo y pueden variar marcadamente

con la formación de goma y depósitos bajo diferentes condiciones de almacenamiento.

d.- Definiciones.

Las siguientes definiciones se expresan en términos de mg/100ml de muestra, luego de 16 h de envejecimiento, siendo 16 el período acelerado de envejecimiento (oxidación) a 212 °F (100 °C).

- Precipitado.-

Es aquel sedimento y material suspendido en el combustible avejentado, obtenido de filtrar dicho combustible y lavar el contenedor de vidrio de la muestra.

- Goma Insoluble.-

Es el depósito adherido al contenedor de vidrio de la muestra luego de la remoción del combustible avejentado, el precipitado y la goma soluble. La goma insoluble se obtiene por medición del incremento de peso de dicho contenedor.

- Goma soluble.-

Son aquellos productos de la deterioración presentes al final de un período de envejecimiento específico. Estos productos deteriorados existen en solución en el combustible avejentado y como porción soluble en tolueno – acetona - metanol; se obtiene del residuo no volátil de la evaporación del combustible avejentado mediante la adición de tolueno – acetona - metanol en el contenedor de la mezcla.

- Goma Potencial.-

Es la suma de la goma soluble y la goma insoluble.

- Residuo Potencial Total.-

Es la suma de la goma potencial y el precipitado.

e.- Aparatos.

Bomba de oxidación, recipiente de vidrio (contenedor de la muestra) y cubierta, accesorios, manómetro, termómetro, estufa de secado, crisol de filtrado de vidrio sinterizado con porosidad fina, baño de oxidación.

El líquido debe ser agua o una mezcla de etilenglicol más agua. La temperatura deberá controlarse termostáticamente a 212 °F (100 °C) o manteniéndola en su punto de ebullición, el que deberá estar entre 211 y 213 °F (99,5 y 100,5 °C).

f.- Material.

- Solvente de Goma.-

Una mezcla de volúmenes iguales de tolueno, acetona y metanol.

g.- Procedimiento.

- Llevar la bomba y el combustible a ser probado a una temperatura de 59 a 77 °F (15 a 20 °C). Colocar el contenedor de la muestra en la bomba y añadir 100 ± 1 ml de muestra. Cerrar el contenedor, cerrar la bomba e introducir oxígeno por la válvula de admisión hasta alcanzar una presión de 100 a 102 psi (689 - 703 Kpa). Dejar que el gas contenido en la bomba escape lentamente a un régimen que no exceda los 50 psi/min (345 KPa/min).
- Colocar la bomba cargada en uno de los baños de oxidación, evitando sacudir y anotar el tiempo de la inmersión como el tiempo inicial. Dejar la bomba en el baño de oxidación durante las 16 h de tiempo de envejecimiento.

- Al completar el período de oxidación, retirar la bomba del baño y enfriarla inmediatamente con agua. Teniendo cerrada la válvula de admisión. Disminuir lentamente la presión a un régimen que no exceda los 50 psi/min (345 KPa/min), llevar aparte las bombas y retirar el contenedor de la muestra.
- Si no se observa un precipitado visible o si su contenido no está explícitamente requerido en las especificaciones, transferir el combustible oxidado a través de la línea de vidrio de la bomba a un frasco. Lavar el interior del contenedor de la muestra con dos porciones de 10 ml cada una del solvente de goma para remover cualquier goma. Mezclar bien y reservar la mezcla para la determinación de goma soluble. Si se observa algún precipitado y éste es requerido en las especificaciones, filtrar el combustible oxidado a través de un crisol de filtrado y guardar el filtrado. Lavar el interior del recipiente de muestra con dos porciones de 10 ml de solvente de goma para remover cualquier goma o precipitado. Filtrar los lavados en el crisol adicionando luego el filtrado del combustible oxidado y mezclar bien. Reservar la mezcla para la determinación de goma soluble.
- Secar el crisol en una estufa mantenida entre 212 a 302 °F (100 a 150 °C) durante 1 h, enfriar en un desecador y pesar. Anotar cualquier incremento en peso como precipitado, A.
- Secar el contenedor de la muestra en una estufa mantenida entre 212 y 302 °F (100 a 150 °F) durante 1 h, enfriar en un desecador y pesar. Anotar cualquier incremento de peso como goma insoluble, B.

- Dividir la muestra obtenida en dos porciones iguales y determinar la goma soluble existente, si la hubiere, usando el procedimiento y condiciones de prueba del método ASTM D-381, usando en cada prueba la porción entera de cada mitad de porción en lugar de los 50 ml de muestra especificado en dicho método.
- Anotar la suma del incremento de peso de los dos vasos como goma soluble, C.

4.4.8.- Goma Existente en Combustibles por Evaporación a Chorro.

MÉTODO ASTM D-381.

a.- Aplicación.

Este método cubre la determinación de la goma existente en el combustible de aviación.

b.- Resumen del Método.

Una cantidad medida de combustible es evaporada bajo condiciones controladas de temperatura y flujo de aire. El residuo resultante se pesa y reporta en mg/100 ml.

c.- Significado.

Una gran cantidad de goma es indicativa de la contaminación del combustible por aceites de mayor ebullición o materia particular y, por lo general, reflejan un deficiente manipuleo en la distribución, aguas abajo en la refinería.

d.- Definición.

- Goma existente.-

Es el residuo de la evaporación del combustible de aviación sin tratamiento adicional.

e.- Aparatos.

Balanza, vasos Beaker, frasco de enfriamiento, embudo de filtrado de vidrio sinterizado (con porosidad gruesa) de 150 ml de capacidad y baño de evaporación.

Puede usarse un baño de un bloque sólido de metal o baño líquido, calentados eléctricamente. El baño debe tener cavidades y surtidores para dos o más vasos. El régimen de flujo de cada salida cuando está fijado con los adaptadores cónicos no debe diferenciarse de 1 000 ml/s en más de 15 %. Si se usa un baño líquido éste se llenará hasta 25 mm (1 plg) de su tope con un líquido apropiado (deberá tener un punto de inflamación cuando menos de 30 °C mayor que la más alta temperatura esperada de baño). La temperatura se mantendrá mediante controles termostáticos.

f.- Materiales.

- Aire.-

Suministrar aire filtrado a una presión no mayor de 5 psi (34,5 Kpa).

- Solvente de Goma.-

Es una mezcla de volúmenes iguales de tolueno y acetona.

g.- Procedimiento.

- Chequee las salidas remanentes para uniformizar el flujo de aire. Efectúe los cambios necesarios en las salidas individuales si el régimen difiere en más de 600 ± 90 ml/s. Una lectura del medidor de flujo de 600 ml/s para cada salida calibrado a la temperatura y presión atmosférica del laboratorio asegurará un suministro de $1\,000 \pm 150$ ml/s a la temperatura de 155 ± 5 °C (311 ± 9 °F), asegurándose que la presión de salida del medidor no sea mayor de 5 psi.

- Ponga el aparato en operación aplicando calor al baño. Cuando la temperatura alcance 162°C (324°F), introduzca aire en el aparato hasta que se obtenga un régimen de $1\ 000 \pm \text{ml/s}$ en cada salida. Mida la temperatura en cada cavidad con un termómetro colocado (el bulbo del termómetro deberá reposar en el fondo del beaker). Cada cavidad que difiera en temperatura en más de 5°C (9°F) de 155°C (311°F) no es adecuada para pruebas estándares.
- Lave los vasos, incluyendo el de tara, con el solvente de goma hasta que queden libres de gomas. Enjuague completamente con agua y sumérjalos en la solución detergente de lavado, usar solución limpiadora de ácido crómico (6 h de remojo en ácido crómico, lavado con agua destilada y secado).
- Seleccione las condiciones de operación del combustible a someterse a prueba según las indicaciones de la tabla 4.10. Caliente el baño a la temperatura de operación prescrita. Introduzca el aire al aparato ajustando el flujo a $1\ 000 \pm 150 \text{ ml/s}$. Si se usa un precalentador externo, regule la temperatura del medio de vaporización para obtener la temperatura de la cavidad prescrita.
- Coloque el vaso de tara en el platillo derecho de la balanza y pese los vasos de prueba aproximado al 0,1 mg. Si se usa una balanza monoplato, pese el vaso de tara como un blanco. Anote los pesos.
- Si hubiere materia sólida suspendida o asentada, mezcle bien los contenidos del contenedor de la muestra. A la presión atmosférica del medio, filtre inmediatamente una porción de la muestra a través del embudo.

- Utilizando cilindros graduados, coloque 50 ml de muestra filtrada en cada vaso excepto el de tara, usar aire por cada uno de los combustibles a probarse. Coloque los vasos con la muestra y el de tara en el baño de evaporación. El tiempo empleado entre la colocación del primer hasta el último vaso debe ser el más corto posible.
- Centre los jets cónicos sobre la superficie del líquido. Mantenga la temperatura y el régimen de flujo, dejando evaporar la muestra durante 30 min. Las muestras ensayadas simultáneamente deberán tener iguales características de evaporación.
- Al final del período de calentamiento transfiera los vasos del baño al desecador dejándolos cuando menos 2 h. Pese los vasos. Anote los pesos.

Tabla 4.10.- Esquema de Condiciones de Prueba.

Tipo de Muestra	Medio de Vaporización	Temperatura de Operación	
		Baño	Cavidad
Combustible de Aviación	Aire	160 a 165°C (320 a 329°F)	150 a 160°C (302 a 320°F)

h.- Cálculos.

Calcule el contenido de la goma existente en los combustibles de aviación como sigue:

Pesadas en balanza monoplato: $A = 2000 (B - D)$

Donde: B, peso registrado para el vaso de prueba más el residuo, g.

D, peso registrado para el vaso vacío de muestra, g.

i.- Informe.

- Reporte los valores de gomas al 1 mg/100 ml más cercano como goma existente.
- A continuación del valor numérico de la goma, designe con la palabra “filtrado” el hecho de haber removido material extraño.

f.- Precisión.

Los resultados de dos laboratorios se considerarán dudosos si los dos resultados difieren en más que las cantidades indicadas en la figura 4.2 del apéndice B.

4.4.9.- Cobre en Combustibles de Aviación y Destilados Livianos.**MÉTODO IP 225-76 (89).*****a.- Aplicación.***

Este método es apropiado para la determinación de cobre de 10 hasta 250 $\mu\text{g}/\text{Kg}$ en combustibles de turbinas de aviación y destilados de petróleo de similar rango de ebullición. El bajo límite no puede ser obtenido en una atmósfera contaminada sino se toman especiales precauciones.

b.- Resumen del Método.

La muestra es tratada con una solución de hipoclorito de sodio y el cobre es extraído por lavado con ácido clorhídrico. Se usa citrato de amonio y EDTA (sal disódica de etileno diamina tetraacético ácido) para eliminar interferencias y el cobre es convertido a un complejo con dietil ditiocarbamato de sodio. El complejo coloreado es extraído con cloroformo y el cobre es estimado mediante la medición de la intensidad de color con un espectrofotómetro.

c.- Aparatos.

Espectrofotómetro capaz de medir la absorción de luz a 435 nm, embudos separadores, probetas graduadas, pipetas, embudos de vidrio, frascos de vidrio con tapa y contenedor para la muestra, que es una botella clara de vidrio de aproximadamente 200 ml de capacidad, sellada con una tapa de vidrio. Preferentemente se deben usar botellas nuevas.

d.- Reactivos.

- Agua destilada cuyo contenido de cobre no exceda 20 $\mu\text{g/L}$, requerida para preparar las soluciones de reactivos y para el procedimiento de la prueba.
- Hipoclorito de sodio de aproximadamente 5 % de solución de cloro disponible.
- Ácido clorhídrico de 4 N.
- EDTA (sal disódica), 5 g/100 ml de solución acuosa.
- Citrato de amonio, 10 g/100 ml de solución acuosa.
- Hidróxido de amonio.
- Cloroformo.
- Dietil ditiocarbamato de sodio, 1 g/100 ml de solución preparada diariamente y filtrada.
- Sulfato de sodio (polvo anhidro).
- Sulfato de cobre.-
Solución estándar de 5 $\mu\text{g Cu/ml}$ preparado de cristales claros de sulfato de cobre ($\text{CuSO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$).
- Acetona.

e.- Procedimiento.***e.1.- Preparación de la Gráfica de Calibración.-***

- Adicionar porciones de 0, 1, 2, 4, 6 y 8 ml de la solución estándar de sulfato de cobre de 5 $\mu\text{g/ml}$ a una serie de embudos separadores, adicionar 8 ml de ácido clorhídrico y 15 ml de hidróxido de amonio mezclando y venteando después de cada adición.
- Adicionar 2 ml de la solución de dietil ditiocarbamato de sodio a cada embudo separador, mezclar y dejar que por 3 min se desarrolle el complejo de color amarillo.
- Adicionar exactamente 10 ml de cloroformo a cada embudo separador y extraer mediante vigorosa agitación por 2 min.
- Colectar cada extracto de cloroformo en un frasco con tapa de vidrio conteniendo un poco de sulfato de sodio (aproximadamente 25 ml).
- Medir la absorbancia a 435 nm de cada uno de los extractos en cloroformo en una celda de 1 cm usando cloroformo como solución de referencia.
- Plotear los valores de absorbancia corregida contra μg de cobre (por 10 ml de solución de cloroformo).

e.2.- Análisis de la Muestra.-

- Tomar muestras para análisis en las botellas.
- Correr un blanco omitiendo la muestra.
- Pesar las botellas y la muestra con aproximación a 1,0 g. Verter la muestra dentro de un embudo separador y dejar drenar la botella. Volver a pesar la botella y determinar el peso de la muestra. Adicionar 10 ml de la solución de hipoclorito de sodio a la botella y agitar en

círculo por un minuto de manera que lave toda la superficie interior.

Vierta este lavado dentro del embudo separador. Agitar el embudo separador vigorosamente por 2 min venteando frecuentemente.

- Adicionar 10 ml de ácido clorhídrico a la botella y agitarla en círculo como anteriormente. Escurrir el ácido clorhídrico de la botella dentro del embudo separador y agitarlos por 2 min. Pasar el extracto acuoso en un embudo separador de 100 ml. Repetir el procedimiento de lavado con 5 ml de ácido clorhídrico y luego 10 ml de agua. Agregar los lavados al embudo separador de 100 ml.
- Adicionar 5 ml de la solución de citrato de amonio y 5 ml de la solución EDTA a la fase acuosa y mezclar. Finalmente adicionar 15 ml del hidróxido de amonio y mezclar nuevamente.
- Lavar el extracto amoniacal con alícuotas de 20 ml de cloroformo hasta que el cloroformo tenga una densidad óptica muy baja a 435 nm. Finalmente dejar que las capas se separen completamente y drenar todo el cloroformo posible. Descartar los lavados.
- Pipetear 10 ml de la solución de dietil ditiocarbamato de sodio en el extracto amoniacal, agitar y dejar reposar por 3 min para permitir el desarrollo del complejo de color amarillo. Agregar exactamente 10 ml de cloroformo, agitar vigorosamente por 2 min y dejar que las capas se separen.
- Transferir la capa de cloroformo a un frasco con tapa de vidrio conteniendo una pequeña cantidad de sulfato de sodio.

- Agitar el frasco y dejar que las fases se separen. Dentro de 20 min medir la absorbancia del extracto de cloroformo a 435 nm en una celda de 1 cm usando cloroformo como referencia.

f.- Cálculos.

Contenido de cobre, $\mu\text{g}/\text{kg} = 1000 A / W$

Donde: A, μg de cobre en la muestra o en el blanco.

W, peso de la muestra en g.

g.- Reporte.

Reportar los resultados como contenido de Cu.

La figura 4.3 muestra el efecto del cobre en la estabilidad del color del Turbo A-1.

4.4.10.- Agua en Hidrocarburos Líquidos - Método de Titulación con Reactivo Karl – Fischer.

MÉTODO ASTM D-1744.

a.- Alcance.

Cubre la determinación de agua en concentraciones desde 50 a 1 000 ppm en productos líquidos de petróleo. No debe aplicarse en presencia de mercaptanos, peróxidos o cantidades apreciables de aldehidos o aminas, 1 ppm de azufre como mercaptano causa error en la titulación equivalente aproximadamente a 0,2 mg/Kg de agua.

b.- Principios del Método.

El reactivo Karl-Fischer es una solución de yodo, piridina y dióxido de azufre en relación molar 1:10:3, disuelto en 2 - metoximetanol anhidro.

En presencia de agua el anhídrido sulfuroso reduce el yodo hasta que todo el agua presente se haya consumido, según las siguientes reacciones:

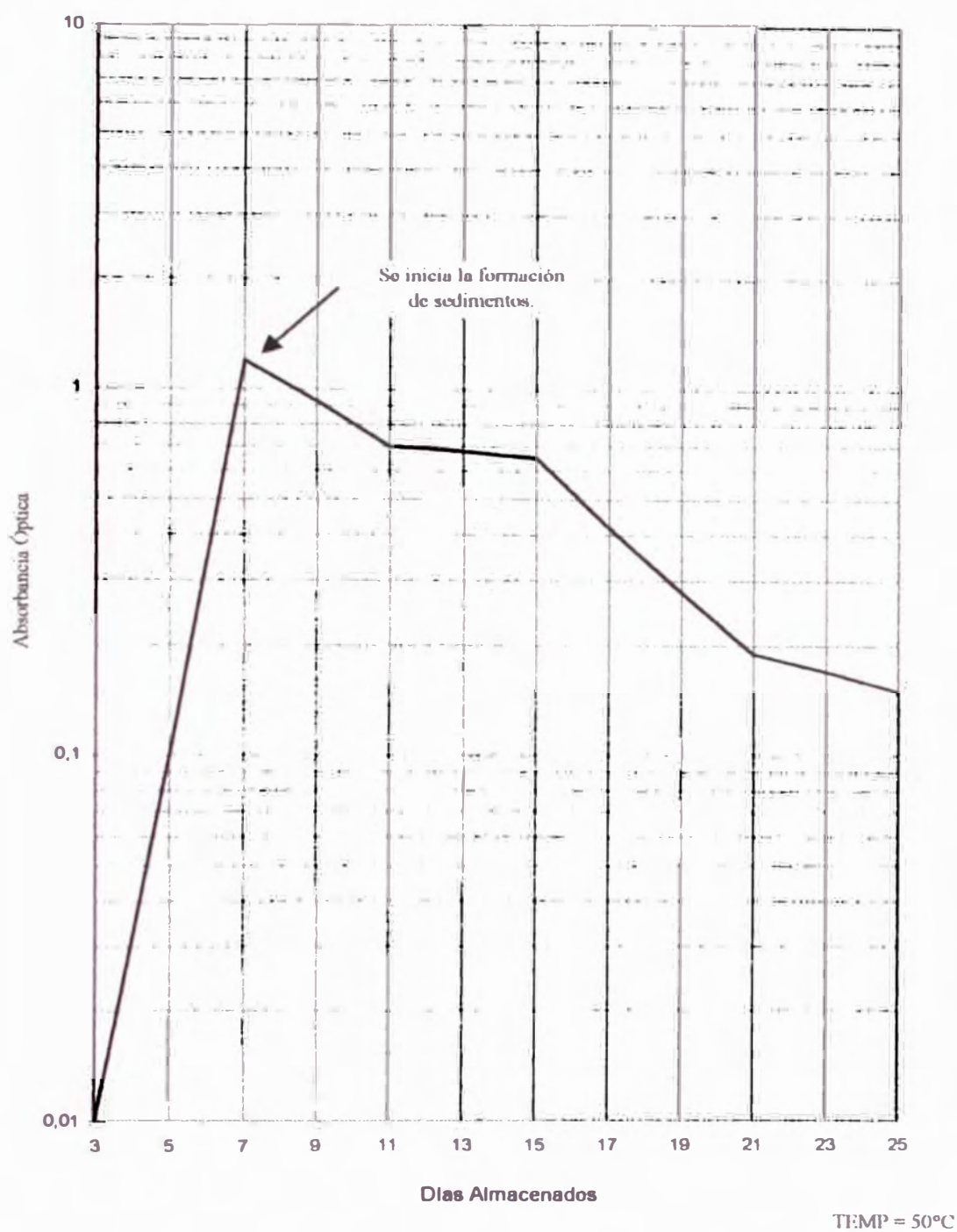


FIGURA 4.3.- Estabilidad del Color en el Turbo A-1. Efecto del Cobre.

REFERENCIA: Finished Fuel Additives of ChemLink Process Technology



Esto se evidencia por la persistencia del punto final del color anaranjado - rojizo y también, en forma alternativa, mediante la indicación del galvanómetro o un dispositivo indicador común similar que registre la depolarización de un par de electrodos de metal noble. El reactivo se estandariza titulándolo con agua.

c.- Equipos.

Potenciómetro de Karl-Fischer, bureta manual de 0 a 25 cm³ de capacidad con precisión de 0,05 cm³, dos electrodos de alambre de platino completamente sellados dentro del recipiente de reacción, agitador magnético, recipiente de reacción de 300 ml de capacidad de trabajo.

Este recipiente debe estar provisto de un cierre bastante hermético para proteger a la muestra y al reactivo de la humedad atmosférica. Con una entrada superior, cerrada herméticamente con un tapón, que permita introducir el extremo inferior de una bureta que contenga reactivo Karl - Fischer.

d.- Reactivos.

Solución tituladora de Karl - Fischer, diluyente para reactivo Karl - Fischer, cloroformo y metanol.

e.- Definición de Términos.

e.1.- Punto Final Instrumental.-

Es aquel punto en la titulación cuando dos pequeños electrodos de platino, a los que se les ha impreso un potencial de 20 a 50 mV, son depolarizados por la adición de 0,05 ml de reactivo Fischer (6 ml de

agua por ml) causando un cambio de flujo de corriente de 10 a 20 μA que persista 30 s por lo menos. Este punto final algunas veces es incorrectamente llamado “parada muerta” (dead stop) que es lo contrario de lo arriba indicado.

e.2.- Punto Final de Color.-

Durante la titulación la solución primero se torna amarilla y luego se intensifica hacia el final de la titulación. El punto final está indicado por el cambio de amarillo a rojo - naranja, el cual es bien marcado y fácil de repetir. Dicho color debe persistir cuando menos 30 s para señalar el punto final. La observación del color puede hacerse con luz de día transmitida o por luz transmitida por una lámpara de luz de día artificial que cumpla con las especificaciones dadas en el método ASTM D-1500.

f.- Precauciones de Seguridad.

- El reactivo Fischer contiene 4 compuestos riesgosos. El solvente de la muestra contiene piridina. Tomar precauciones adecuadas de seguridad cuando se manipulan por separado, o el reactivo y solvente ya preparados. Dispense los líquidos en un área bien ventilada, cuidándose de inhalaciones innecesarias y contacto directo con la piel. En caso de derrames accidentales, lavar con abundante agua. Ejecute toda transferencia o manipuleo en un lugar libre de fuentes de ignición.
- La mayoría de solventes orgánicos pueden arder. Disponer de ventilación adecuada para mantener la concentración del solvente debajo del límite de explosividad durante la transferencia y manipuleo y debajo del límite inferior en el área general de trabajo.

g.- Procedimiento.**g.1.- Estandarización del Reactivo Karl – Fischer.**

El reactivo Karl - Fischer debe de estandarizarse cada día que se utilice.

- Con pipeta introducir 5 cm³ de etilenglicol anhidro en el vaso de reacción.
- Valorarlo con reactivo Karl - Fischer hasta obtener el punto final de color o instrumental. Se ignoran los volúmenes de reactivos usados hasta aquí.
- Inmediatamente añadirle una gota de agua (previamente pesada).
- Repetir el paso (2), anotar el volumen de reactivo Karl - Fischer gastado para titular la gota de agua. Finalmente obtenemos el factor de la solución titulante mediante la siguiente ecuación:

$$F = W / V$$

Donde: F, factor Karl - Fischer, mg de agua/ml.

W, peso de la gota de agua, mg.

V, volumen de reactivo Karl - Fischer gastados en la titulación de la gota de agua, ml.

g.2.- Determinación de la Humedad en la Muestra.

- Repetir pasos 1 y 2 de g.1.
- Inmediatamente añadirle 5 ml de muestra y valorarla con reactivo Karl - Fischer. Anotar el volumen gastado.

h.- Cálculos.

El contenido de humedad, % peso = (R)(F) / (B)(S)(10)

Donde: R, volumen del reactivo Karl - Fischer en la valoración de la muestra, ml.

F, factor Karl - Fischer, mg de agua/ml.

B, volumen de la muestra, ml.

S, gravedad específica a 20 °C / 20 °C.

4.5.- Estadísticas de Resultados en la Caracterización del Turbo A-1 y Kerosene.

Las tablas 4.11 y 4.12 contienen las calidades típicas promedio del Turbo A-1 y Kerosene producidos en los años 1995 y 2000, en donde se aprecian similitud de resultados y los mayores requerimientos en cuanto a cantidad y calidad de análisis para el Turbo A-1, cuando es comparado con el Kerosene; de modo que, el Turbo A-1 que no cumple con sus especificaciones sí cumplirá con las especificaciones del Kerosene. En la tabla 4.13 a manera de resumen comparativo se han listado las especificaciones vigentes del mercado y la calidad típica del Turbo A-1 del año 2000, en donde se aprecia que la producción de este combustible de aviación tiene una calidad que supera ampliamente los límites de las especificaciones.

Por otro lado, es importante señalar que la mayor parte de las propiedades físico químicas que están listados como especificaciones de estos productos, tales como: contenido de aromáticos, olefinas, punto de humo, punto de congelamiento, etc., no son afectados por el tratamiento con cáustico, debido a que este tratamiento está limitado al Turbo A-1 que ya cumple con las especificaciones que no pueden cambiar con soluciones de soda cáustica.

Tabla 4.11.- CALIDAD TÍPICA PROMEDIO DEL TURBO A-1 EN LOS AÑOS 1995 Y 2000.

INSPECCIONES	ASTM	CALIDAD TÍPICA	
		1995	2000
APARIENCIA.			
Color Saybolt.	D 156	Claro y brillante 19	Claro y brillante 23
VOLATILIDAD.			
Gravedad API a 15,6 °C.	D 287	43,4	43,2
Gravedad Específica a 15,6 °C.	D 1298	0,8090	0,8099
Punto de Inflamación, °C.	D 56	43,1	45
Destilación, °C.	D 86		
Punto Inicial.		156	156
10 %vol evaporado a		171	172
20 %vol evaporado a		178	179
50 %vol evaporado a		197	198
90 %vol evaporado a		233	231
Punto Final.		249	247
Recuperado, %vol		98,3	98,2
Residuo, %vol.		1,2	1,1
Pérdida, %vol.		0,5	0,7
COMPOSICION.			
Aromáticos, % vol.	D 1319	11,0	14,2
Olefinas, % vol.	D 1319	0,9	1,5
Azufre Total como S, % masa.	D 4294	0,01	0,03
Prueba Doctor.	D 4952	Negativo	Negativo
Nº Acidez Total, mg KOH/g.	D 974	0,004	0,005
FLUIDEZ.			
Punto de Congelación, °C.	D 2386	-56	-55
Viscosidad Cinemática a -20°C, cSt.	D 445	2,3	4,1
COMBUSTION.			
Calor Neto de Combustión, MJ/Kg.	D 4529/D 3338	42,9	44,1
Producto API ° Punto Anilina (°F).	D 611/D 287	5988	6126
Propiedades de combustión:			
Punto de Humo, mm.	D 1322	28	25
Naftaleno, % vol.	D 1840	0,3	0,3
CORROSION.			
Corrosión Lámina de Cu a 100°C, 2 h.	D 130	1 A	1 A
ESTABILIDAD.			
Calda de Presión en el Filtro, mm Hg.	D 3241	5	0,0
Depósito en el Precaentador Código.	D 3241	0	1,0
CONTAMINANTES.			
Gomas Existentes, mg/100 ml.	D 381	0,3	0,7
Contenido de Sólidos, mg/L.	D 2276	0,67	0,74
Reacción al agua:			
Evaluación de Interfase.	D 1094	1	1
Evaluación Separación de Fases.		1	1
Índice de Separación de Agua Modificado (WSIM).	D 3948	95	96

REFERENCIA: Publicación Calidad Típica de Productos de la Refinería Talara -Años 1995 y 2000.

Tabla 4.12.- CALIDAD TÍPICA PROMEDIO DEL KEROSENE EN LOS AÑOS 1995 Y 2000.

INSPECCIONES	ASTM	CALIDAD TÍPICA	
		1995	2000
APARIENCIA.	Visual	Claro y brillante	Claro y brillante
Color Saybolt.	D 156	18	21
VOLATILIDAD.			
Gravedad API a 15,6 °C.	D 287	41,3	40,6
Gravedad Específica a 15,6 °C.	D 1298	0,8189	0,8222
Punto de Inflamación, °C.	D 56	45,5	46
Destilación: °C	D 86		
Punto Inicial.		158	154
10 %vol evaporado a		179	176
50 %vol evaporado a		216	217
90 %vol evaporado a		258	262
Punto Final.		281	282
Recuperado, %vol.		98,2	98,5
Residuo, %vol.		1,2	1,0
Pérdida, %vol.		0,5	0,5
COMPOSICION.			
Azufre Total como S, % masa.	D 4294	0,019	0,02
COMBUSTION.			
Punto de Humo, mm.	D 1322	28,0	20
CORROSION.			
Corrosión Lámina de Cu a 100°C, 3 h.	D 130	1 A	1 A

REFERENCIA: Publicación Calidad Típica de Productos de la Refinería Talara -Años 1995 y 2000.

Tabla 4.13.- Resumen comparativo de las especificaciones vigentes y la Calidad Típica del Turbo A-1 producido en REFTAL año 2000.

INSPECCIONES	ESPECIFICACIONES								CALIDAD TÍPICA REFTAL 2000	
	PETROPERU		ITINTEC 321.006		ASTM D-1655-98a		UNO MILITAR, JP-5			
	mín.	máx.	mín.	máx.	mín.	máx.	mín.	máx.		
APARIENCIA.	Claro y Brillante								Claro y Brillante	
Color Saxibol									Reportar	23
VOLATILIDAD.										
Gravidad a 60/60 F. API	40.0	51.1	40	51					43.2	
Gravidad Específica a 60/60 F	0.775	0.830			0.775	0.840	0.788	0.845	0.8099	
Punto de Inflamación. C	38.0		39.5	65.5	38		60		45	
Destilación. C										
P.E.	Reportar				Reportar		Reportar		156	
10 % vol recuperado		204	176.5			205		206	172	
P.F.E.		300		287.5		300		300	247	
COMPOSICION.										
Aromáticos. % vol		22.0		20.0		25.0		25.0	14.2	
Olefinas. % vol.		5.0		5					1.5	
Azúfre Total como S. % masa.		0.3		0.2		0.3		0.4	0.03	
Mercaptanos como S. % masa.		0.003		0.001		0.003		0.002		
Prueba Doctor	Negativo						Negativo		Negativo	
Acidez Total. mg KOH/g		0.015		0.10		0.10		0.02	0.005	
FLUIDEZ.										
Punto de Congelación. C		-47		-50		-47		-46	-55	
Viscosidad Cinemática a -20 C. cSt		8.0		6.0 a -18 C		8.0		8.5 a -40 C	4.1	
COMBUSTION.										
Calor Neto de Combustión. Kcal/Kg (J/g)		(42 800)		10200		(42 800)		(42 600)	(44100)	
Propiedades de combustión.										
Punto de Humo. mm.		25		25		25		19	25	
Naftaleno. % vol		3.0		3.0		3.0			0.3	
CORROSION.										
Corrosion Lámina de Cu a 160 C. 2 h.		1		1		1		1	1	
ESTABILIDAD.										
Estabilidad Térmica (JFTOT)										
Caída de Presión en el Filtro. Kpa (mm Hg)		25		(76.2)		(25)		(25)	(0.0)	
Deposito en el Precalentador menor que Cod. N		3		2		3		3	1	
CONTAMINANTES.										
Gomas Exosteras. mg/100 ml		7		3		7		7	0.7	
Contenido de Sólidos. mg/L.		1.0						1	0.74	
Reacción al agua										
Evaluación de Interfase.		1 b		1 b		1 b		1 b	1	
Evaluación Separación de Fase		2		1					1	
Índice de Separación de Agua Modificado (WSIM)		85		90				85	96	

REFERENCIA: ASTM D1655-98a from Annual Book of ASTM Standards Vol 05.01
 Hoja de Especificaciones PETROPERU vigente N.º 01-89
 Norma Técnica Nacional ITINTEC 321.006 vigente.
 Set-80 Proyecto Norma Técnica Peruana -INTEC 021
 Publicación Calidad Típica de REFTAL. año 2000

CAPÍTULO 5.-

EVALUACIÓN TÉCNICA A LAS UNIDADES EXISTENTES DE TRATAMIENTO DEL TURBO A-1 Y KEROSENE.

En lo que respecta al tratamiento cáustico en sí, su objetivo radica en la transferencia de los contaminantes, principalmente ácidos nafténicos de la fase hidrocarburo a la fase acuosa, previa neutralización de éstos con solución de hidróxido de sodio.

5.1.- Química del Proceso Aplicado.

Las principales reacciones químicas involucradas en el proceso son las siguientes:



5.2.- Características de los Productos Obtenidos.

5.2.1.- Características del Turbo A-1.

Se obtiene en corridas especiales y es extraído por el segundo corte lateral de la torre de destilación primaria. Su curva de destilación está en el rango de 152 a 254 °C. Es un producto incoloro, poco volátil, inflamable, de baja presión de vapor para evitar su vaporización a grandes alturas, exento de agua libre y con bajo punto de congelamiento.

a.- Aplicación.

Es utilizado en aeronaves impulsadas por motores Turbo hélice ó Turbo Jet, aviones comerciales y helicópteros.

Es uno de los productos de refinería cuya demanda en el mercado crece rápidamente. Está proyectado que el viajar por aire continuará creciendo en popularidad en los años venideros; de modo que, la

refinería que produzca el Turbo A-1 al más bajo costo estará en la mejor posición para suplir este mercado.

b.- Ventajas del Turbo A-1.

- Combustible de gran estabilidad térmica, trabaja en un amplio margen de temperatura (– 62 a 200 °C) que permite resistir altas temperaturas generados en el sistema principal del eje y el motor.
- Es lo suficientemente volátil para un arranque correcto del motor, así como el reencendido en altura.
- Gran poder calorífico, que permite proveer la energía adecuada para el empuje.
- Su bajo punto de congelación (– 57 °C) y viscosidad ligera, 2,3 cSt a – 20 °C, le permite un fácil bombeo en temperaturas muy frías, lográndose así un correcto flujo de combustible a grandes alturas.

5.2.2.- Características del Kerosene.

Está constituido por hidrocarburos desde el C₁₀ hasta el C₁₈. Es extraído por el segundo corte lateral de la torre de destilación primaria. Su curva de destilación se ubica en el rango de 158 a 281 °C.

a.- Aplicación.

- Se usa como fuente de iluminación.
- Combustible para calefacción y la industria.
- Combustible doméstico en cocinas y hornos de panaderías.
- Combustible para equipos de secado de granos y forraje.
- Combustible para refrigeradoras y congeladores

Debido a su amplio uso doméstico no debe tener fracciones livianas, a fin de evitar explosiones o incendios.

b.- Ventajas del Kerosene.

- Combustible cuyo punto de humo asegura que se quemara sin formar exceso de hollín.
- Combustión de manipuleo limpio.

5.3.- Sistema de Tratamiento Existente del Turbo A-1 y Kerosene (Convencional).

El plot plan del área de tratamientos de combustibles está ilustrado en la figura 5.1.

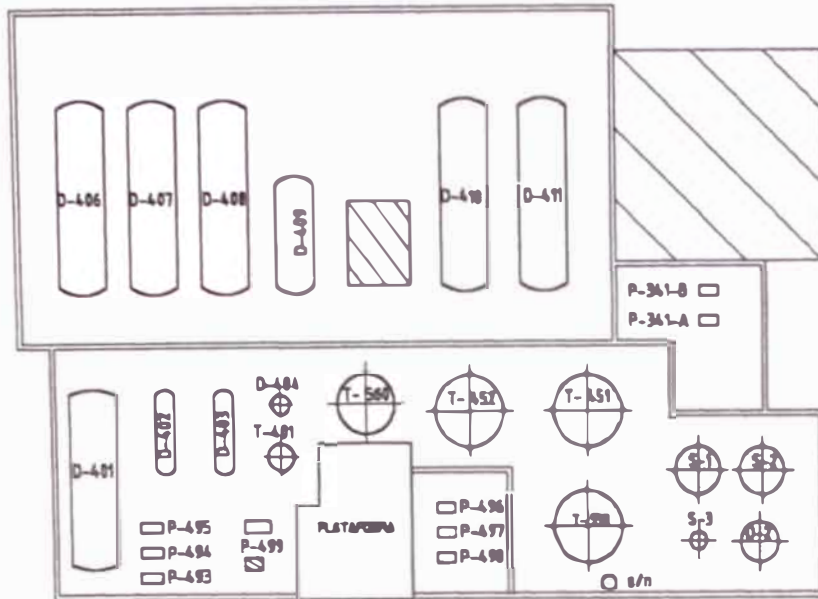
5.3.1.- Descripción del Proceso de Tratamiento al Turbo A-1.

La figura 5.2 es el diagrama de flujo del tratamiento del Turbo A-1.

En los días que se programa producir Turbo A-1, el Kerosene proveniente de la Unidad de Destilación Primaria ingresa a las plantas N° 3 (D-401) y N° 4 (D-406) en paralelo, con el 50 % aproximadamente de carga en cada una de ellas y registrados por los instrumentos FRK-5 y FRK-12. En la operación se usa soda de 6 °Bé equivalente al 4 % peso de NaOH, que se alimenta desde los recipientes de almacenamiento D-408 y D-410 con las bombas P-497 y P-498. Una vez hecho el nivel de soda de aproximadamente 1 pie en los sedimentadores D-401 y D-406 se da inicio al tratamiento.

a.- Etapa de Mezcla.

El hidrocarburo y la soda circulante agregada constantemente, y registrada por los instrumentos FRK-1 y FRK-11 a la entrada de las columnas mezcladoras MC1 A-B y MC3 A-B, provocan un contacto íntimo entre ambas fases. Se aprovecha la energía cinética propia del fluido y la pérdida de carga suplementaria provocada por las placas de



□ □ □ □ □ □ □ □

LEYENDA

RECIPIENTES

- D-401 : RECIPIENTE DE TRATAMIENTO CON SODA PTA. 03
- D-402 : RECIPIENTE DE TRATAMIENTO CON SODA PTA. 02
- D-403 : RECIPIENTE DE TRATAMIENTO CON SODA SOLVENTE 3
- D-404 : RECIPIENTE DE RECIBO VALVULAS DE SEGURIDAD BLOW DOWN
- D-406 : RECIPIENTE DE TRATAMIENTO CON SODA PTA. 04
- D-407 : RECIPIENTE DE LAVADO CON AGUA PTA. 03 Y PTA. 04
- D-408 : RECIPIENTE DE ALMACENAMIENTO SODA DILUIDA (6" B6)
- D-409 : RECIPIENTE DE ALMACENAMIENTO DE SODA DILUIDA (6" B6) DE TRATAM. DE S03
- D-410 : RECIPIENTE DE ALMACENAMIENTO DE SODA DILUIDA (6" B6)
- D-409 : RECIPIENTE DE ALMACENAMIENTO DE SODA DILUIDA (15" B6)
- T-401 : TORRE DE TRATAMIENTO CON SODA PTA. 01
- S-1 : SECADOR DE SAL 0 1: PTA. 0 3 Y 4
- S-2 : SECADOR DE SAL 0 2: PTA. 0 3 Y 4
- S-3 : SECADOR DE SAL DE SOLVENTE 3
- D-2 : SECADOR DE SAL TURBO A-1

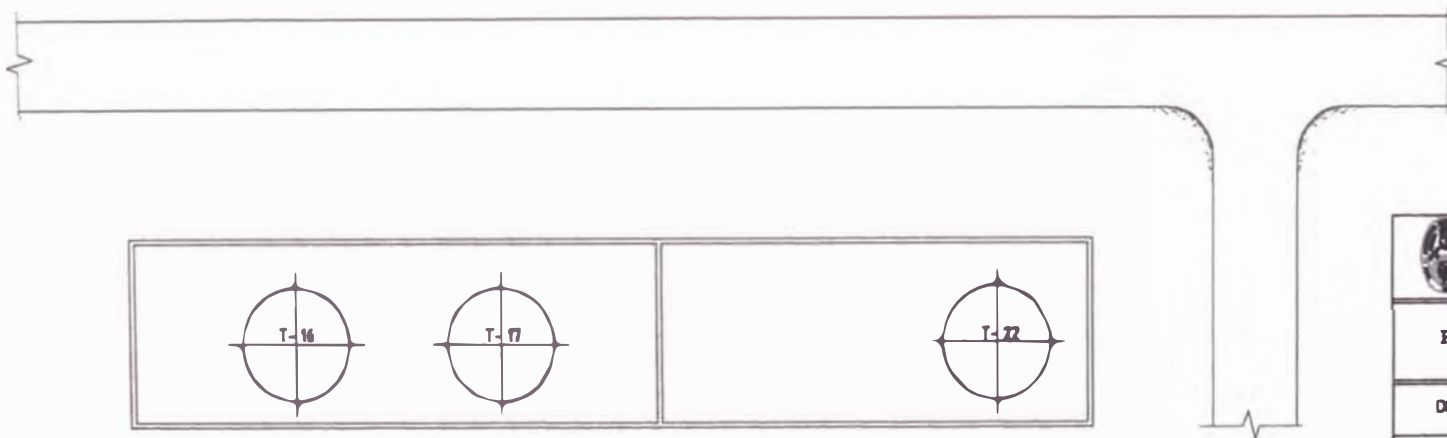
TANQUES

- TQ. N° 16 : SODA BASTADA POR RECIPIENTE
- TQ. N° 21 : SODA CONCENTRADA
- TQ. N° 22 : SODA CONCENTRADA PARA TRATAMIENTO DE RECIPIENTE
- TQ. N° 451 : SODA REBASTADA RECIPIENTE
- TQ. N° 452 : SODA REBASTADA RECIPIENTE
- TQ. N° 550 : SODA BASTADA POR RECIPIENTE
- TQ. N° 560 : RECEPCION DE SODA POR CISTERNAS
- TQ. N° 6/11 : PRODUCTO OLIVICO F/5


BOMBAS

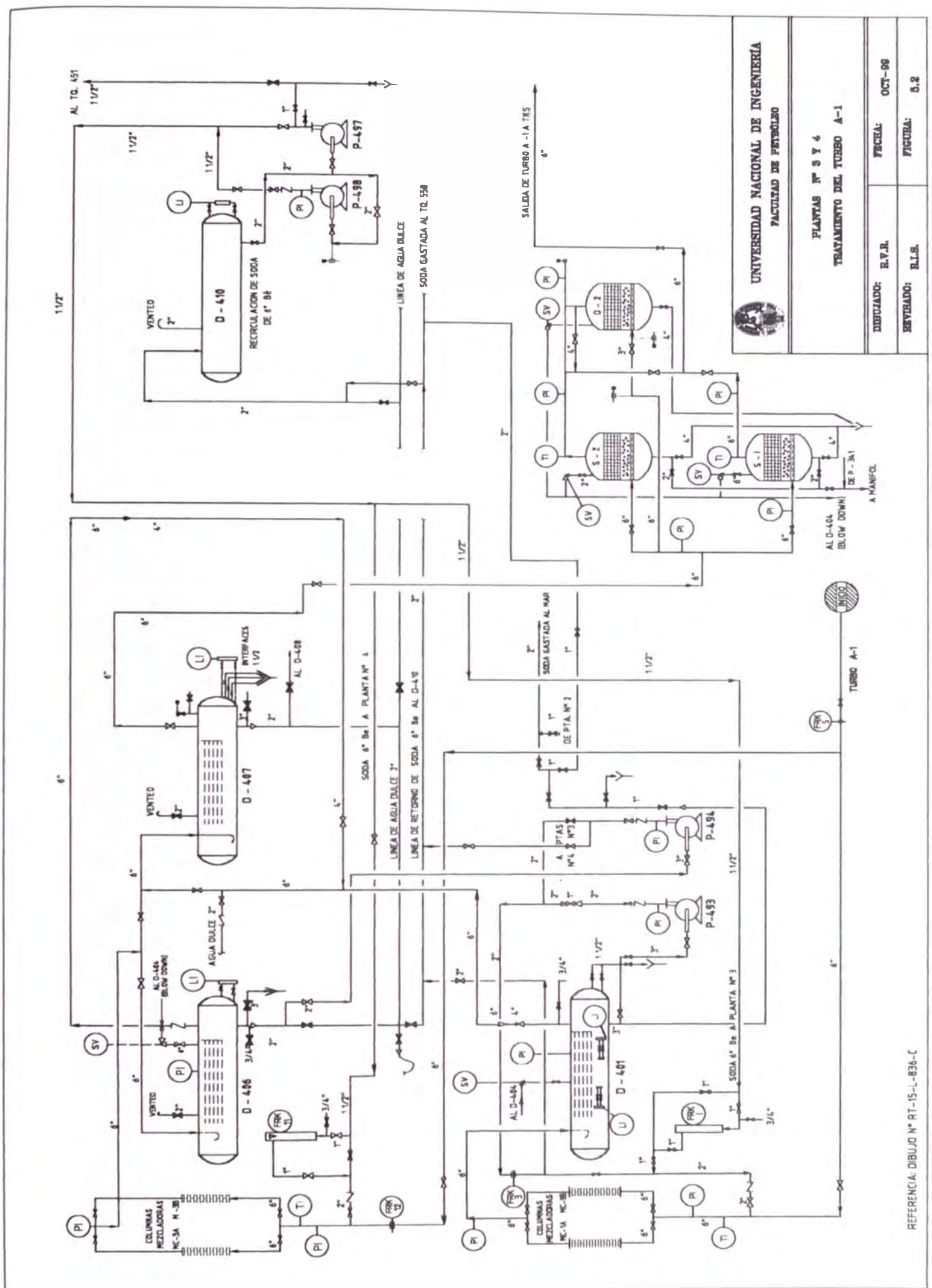
- P-361A/B : MOVIMIENTO DE SODA
- P-493 : CIRCULACION DE SODA PTA. 0 3
- P-494 : CIRCULACION DE SODA PTA. 0 4
- P-495 : CIRCULACION DE SODA PTA. 0 2
- P-496 : CIRCULACION DE SODA TURBO A-1, USO MULTIPLE
- P-497 : CIRCULACION DE SODA TURBO A-1 Y SOLVENTE 0 3
- P-498 : CIRCULACION DE SODA TURBO A-1 Y SOLVENTE 0 3
- P-499 : RECEPCION DE SODA POR CISTERNAS

ZONAS AOMBRADAS: POSIBLE DISTRIBUCION DE NUEVOS EQUIPOS



REFERENCIA: DIBUJO N° RT-10-A-023-B

 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE PETROLIO	
PLOT PLAN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTOS	
DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT-99
REVISADO : R.I.S.	FIGURA : 5.1



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
 FACULTAD DE PETROLEO

PLANTAS N° 3 Y 4
 TRATAMIENTO DEL TURBO A-1

DISEÑADO:	R.V.B.	FECHA:	OCT-88
REVISADO:	R.L.B.	FIGURA:	0.2

REFERENCIA: DIBUJO N° RT-15-L-836-C

orificio, para crear en el interior de la tubería gran turbulencia que favorece la mezcla. Las placas de orificio están insertadas simétricamente a lo largo de dichas columnas mezcladoras, siendo la caída de presión una buena indicación del rango de mezcla. En el contacto íntimo entre ambas fases, los contaminantes se han transferido a la soda; así que, la siguiente etapa es la separación de fases.

La tabla 5.1 contiene las especificaciones de diseño de los principales equipos de la planta de tratamiento N°3 y N°4.

b.- Etapa de Separación.

La mezcla hidrocarburo - soda ingresa a los separadores D-401 y D-406 a través de un conducto que desemboca a por lo menos 40 cm del fondo. La separación líquido - líquido es por gravedad; de modo que, las dimensiones de estos recipientes horizontales se calculan considerando un tiempo de permanencia de la corriente en tratamiento lo suficiente para que la decantación pueda efectuarse, y en cada fase se reduzca al mínimo los arrastres a etapas aguas abajo. Debido a las características del producto en tratamiento, la separación no es rápida o del todo efectiva, como en el caso de los destilados más livianos, y la formación de emulsiones es muy posible, requiriéndose de periodos de separación más grandes y tamaños de recipientes proporcionalmente mayores. A fin de optimizar el volumen de los sedimentadores y a su vez lograr una separación más eficiente, el D-401 y D-406 fueron equipados con planchas desviadoras horizontales, cuya función es acortar la distancia vertical de recorrido de las gotas hacia sus respectivas fases y disminuir el tiempo de separación.

Tabla 5.1.- Especificaciones de Diseño de los Principales Equipos de la Planta de Tratamientos N° 3 y 4.

Columnas Mezcladoras	MC 1A	MC 1B	MC 3A	MC 3B
Número de platos de orificio.	6	6	8	8
Diámetro de orificio, plg.	3	2 3/4	3	2 3/4
Diámetro nominal de tubería, plg.	6	6	6	6
Material de tuberías y platos.	Acero al Carbono	Acero al Carbono	Acero al Carbono	Acero al Carbono
Presión, psi.	50	50	50	50
Temperatura, °F.	150	150	150	150
Flujo máximo, MB/D.	8,4	8,4	8,4	8,4
Etapas de Neutralización / Separación Cásutica	D-401		D-406	
Capacidad, B.	510		510	
Diámetro, pie.	10		10	
Longitud, pie.	36		36	
Espesor de las planchas, plg.	3/8		1/2	
N° de placas horizontales.	4		4	
Material de construcción.	Acero al Carbono		Acero al Carbono	
Posición.	Horizontal		Horizontal	
Presión, psi.	50		50	
Temperatura, °F.	150		150	
Flujo máximo, MB/D.	14		14	
Etapas de Lavado / Separación de Agua	D-107			
Capacidad, B.	510			
Diámetro, pie.	10			
Longitud, pie.	36			
Espesor de las planchas, plg.	1/2			
N° de placas horizontales.	4			
Material de construcción.	Acero al Carbono			
Posición.	Horizontal			
Presión, psi.	50			
Temperatura, °F.	150			
Flujo máximo, MB/D.	14			
Secadores de Sal	S-1	S-2	D-2	
Capacidad, B.	50	50	50	
Diámetro, pie.	10	10	10	
Longitud, pie.	5	5	5	
Espesor de las planchas, plg.	3/8	3/8	3/8	
Material de construcción.	Acero al Carbono	Acero al Carbono	Acero al Carbono	
Posición.	Vertical	Vertical	Vertical	
Presión, psi.	15	15	15	
Temperatura, °F.	150	150	150	
Diámetro de partícula de la sal roca, plg.	2,5 - 3,5	2,5 - 3,5	2,5 - 3,5	
Apariencia de la sal roca.	Blanca, libre de arena	Blanca, libre de arena	Blanca, libre de arena	

El hidrocarburo con trazas de contaminantes no extraídos por la soda cáustica y cierto arrastre, salen por el tope para continuar su tratamiento en la siguiente etapa. La soda separada en el fondo es tomada por la succión de las bombas P-493 y P-494 y enviado nuevamente a los recipientes D-408 y D-410 para su recirculación, flujo registrado por el instrumento FRK-3, cuando se alcanza el 20 % de gastado es sacado a los tanques de soda reusada, Tk-451 ó Tk-452. Pruebas rápidas en campo evalúan el gastado de la soda, labor realizada por el operador de turno.

c.- Etapa de Lavado.

Las corrientes de hidrocarburos provenientes de las plantas N°3 y N°4 se unen en línea y se contactan con agua potable proveniente de la Unidad de Servicios, la calidad del agua está indicado en la tabla 5.2.

El lavado permite atrapar en solución los naftenatos de sodio y la soda que el Turbo A-1 arrastra de la etapa anterior. Los naftenatos son compuestos neutros formados durante la reacción, bastantes solubles en agua y ligeramente en el hidrocarburo.

El agua de lavado ingresa a la línea de hidrocarburos continuamente a la presión de 48 - 60 psig, y se controla un nivel de agua en el recipiente horizontal D-407 de aproximadamente 2 pies, una vez gastado este "colchón" de agua, se drena totalmente y nuevamente se hace nivel. La buena acción de lavado es apreciada por la apariencia lechosa y con fuerte olor a cáustico del agua.

Tabla 5.2.- Calidades de Agua Disponibles en la Unidad de Servicios Industriales de la Refinería Talara.

Calidad de Agua	Análisis	Potable (1)	Desmineralizada (2)	Mezclas (3)
Carbonatos.	ppm CO ₃ ²⁻	32,9	0	0
	ppm CO ₃ Ca	54,9	0	0
Bicarbonatos.	ppm HCO ₃ ⁻	210,3	1,52	1,22
	ppm CO ₃ Ca	345	2,5	2
Sodio.	ppm Na ⁺	178,5	2,45	2,35
Alcalinidad :				
- Anaranjado de Metilo.	ppm CO ₃ Ca	345	2,5	2
	ppm CO ₃ Ca	16	0	0
Dureza Total.	ppm CO ₃ Ca	204	0	0
pH.		8,1	6,42	6,43

Notas: (1) Agua potable de la ciudad de Tablazos, usada en la planta de tratamiento para el lavado del Turbo A-I.

(2) Agua desmineralizada de la Planta de Fertilizantes.

(3) Agua mezclada: Agua desmineralizada + Agua del enfriamiento de las bombas.

REFERENCIA: Reporte Diario de Laboratorio de REFTAL.

d.- Etapa de Secado.

La corriente de hidrocarburos en paralelo y por la parte inferior de los recipientes verticales S-1, S-2 y D-2, atraviesa el lecho de sal roca (NaCl) con la finalidad de remover el agua libre; incluido los contaminantes y la soda soluble en dicha agua. Debido a que la sal es altamente higroscópica, por el fenómeno de adsorción, las moléculas de agua son atrapadas produciéndose disolución de la sal; de modo que, el agua aumenta su gravedad específica y fácilmente es separado del hidrocarburo. La salmuera es decantada cada cierto tiempo, mientras que el producto tratado sale por la parte superior a los tanques de almacenamiento.

La vida de la sal es difícil de predecir y esta dependerá de la temperatura de operación, equilibrio de saturación y por supuesto de la cantidad de agua libre arrastrada por el producto.

La tabla 5.3 contiene las condiciones de operación típicas promedio en la producción del Turbo A-1.

5.3.2.- Descripción del Proceso de Tratamiento al Kerosene.

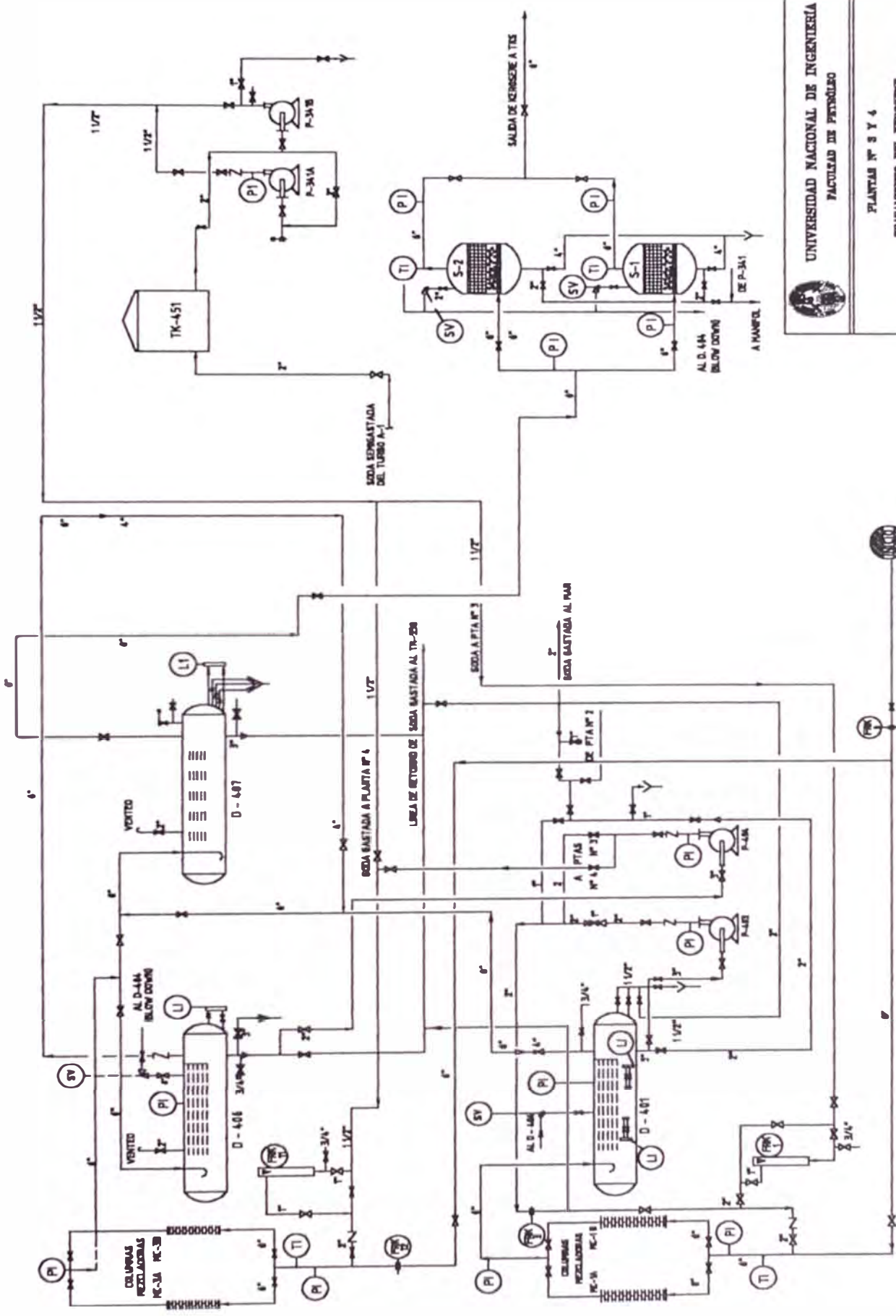
La figura 5.3 ilustra el diagrama de flujo del tratamiento del Kerosene.


El Kerosene es también tratado en las plantas N° 3 y N°4, pero se usa la soda semigastada proveniente del tratamiento del Turbo A-1. Esta soda tiene aproximadamente 2,1 °Bé equivalente a 3,2 % peso de NaOH, que es transportada desde los tanques de almacenamiento Tk-451 ó Tk-452 con las bombas P-341 A/B. Una vez logrado el nivel de soda en los separadores D-401-y D-406, se inicia el tratamiento del mismo modo que en el tratamiento del Turbo A-1, con la diferencia de que en esta secuencia

Tabla 5.3.- Condiciones de Operación Típicas Promedio en las Plantas N° 3 y 4 en la Producción de Turbo A-1.

Columnas Mezcladoras.	MC 1 A-B		MC 3 A-B
Caida de presión, psi.	5		8
% recirculación.	2		3
Etapa de Neutralización / Separación Cáustica.	D-401		D-406
Temperatura, °F.	122		124
Presión, psig.	60		60
Flujo Normal, MB/D.	5.0		5.0
Flujo Máximo, MB/D.	5.2		5.2
Etapa de Lavado / Separación de Agua.	D-407		
Temperatura, °F.	110		
Presión, psig.	50		
Flujo Normal, MB/D.	10.0		
Flujo Máximo, MB/D.	10.4		
N° de pasos.	Un solo paso (entra y sale)		
Secadores de Sal.	S-1	S-2	D-2
Caida de presión, psi.	3	3	3
Temperatura, °F.	103	103	Sin indicador

REFERENCIA: Reportes Diarios de la Planta de Tratamientos.



 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE PETROLOGIA	
PLANTAS N° 3 Y 4 TRATAMIENTO DEL KEROSENE	
DIBUJADO: B.Y.B.	FECHA: OCT-90
REVISADO: R.L.B.	FIGURA: 0.3

REFERENCIA: DIBUJO N° RT-15-L-836-C

no hay etapa de lavado con agua. El recipiente D-407 sirve como una etapa adicional de separación al D-401 y D-406.

La soda separada en el fondo de estos recipientes es tomada por la succión de las bombas P-493 y P-494 para recircularla hasta alcanzar un 90 % de gastado, flujo registrado por el instrumento FRK-3. Esta soda gastada es almacenada en los Tk-558 ó Tk-17 y es rica en ácidos nafténicos de alta acidez (min. 250 mg KOH/g), a través del tratamiento con ácido sulfúrico en la Planta de Agitadores y Filtros se la recupera para su venta como un coproducto.

La última etapa que corresponde a la del secado con sal, se usan los recipientes S1 y S2, y luego son enviados a sus respectivos tanques de almacenamiento.

La tabla 5.4 contiene las condiciones de operación típicas promedio de las plantas N° 3 y N°4 en la producción de Kerosene.

5.4.- Posibilidades Detectadas de Mejoras en la Calidad del Turbo A-1.

Los combustibles producidos en la Refinería Talara son de calidad certificada. Sin embargo, para lograrlo al presente se sacrifican rendimientos e incurre en altos consumos de productos químicos.

En vías de superar algunas de las dificultades del actual sistema de tratamiento del Turbo A-1, que no permiten su maximización, se listaron observaciones para su inmediata atención y son como sigue:

5.4.1.- Observaciones Operativas.

- a.- El factor limitante dentro de las especificaciones del Turbo A-1 es el Índice de Separación de Agua (SWIM), afectada por la presencia de materiales como: sulfonatos, soda y principalmente por los naftenatos

Tabla 5.4.- Condiciones de Operación Típicas Promedio de las Plantas N° 3 y 4 en la Producción de Kerosene

Columnas Mezcladoras.	MC 1 A-B		MC 3 A-B
Caída de presión, psi	6		9
% recirculación	4		4
Etapas de Neutralización / Separación Cáustico.	D-401	D-406	D-407
Temperatura, °F	120	124	
Flujo Normal, MB/D	6,9	6,9	13,8
Flujo Máximo, MB/D	7,5	7,5	15,0
Secadores de Sal	S-1		S-2
Caída de presión, psi	5		5
Temperatura, °F	108		108

REFERENCIA: Reportes Diarios de la Planta de Tratamientos.

de sodio que son agentes estabilizantes de emulsiones, muy difíciles de romper y ciertamente no en el tiempo previsto en los sistemas convencionales de tratamiento cáustico.

Hasta que no se estandarizara la prueba del WSIM no se aceptó que las sales del ácido nafténico fueran los causantes de la nubosidad persistente del agua o soda en los destilados de rango de ebullición desde el Solvente N°3 hasta el Diesel, pero tan pronto se generalizó el uso de esta prueba, la presencia de estos compuestos empezó a ser materia de preocupación general. Actualmente, la contaminación del combustible por agua a llegado ha representar un problema más grande que el ocasionado por los contaminantes sólidos. Además, se han observado problemas como: óxido y contaminación biológica, siendo el ataque más severo en los equipos cuando el agua contiene materiales corrosivos como cloruros. Desafortunadamente, no se requieren de altas concentraciones de agua para causar estos problemas; valores tan bajos como 100 ppm pueden llevar al producto fuera de especificación por turbidez, color o alta concentración de agua. Los aditivos químicos también contribuyen a una remoción del agua mucho más difícil, pues disminuyen la tensión interfacial entre el agua y el hidrocarburo; es por ello, que su uso es restringido.

En vista a ello, la Refinería Talara trabajó conjuntamente con su laboratorio en evaluar la influencia del arrastre cáustico y de naftenatos en la prueba del SWIM de los crudos del Nor-Oeste, llegándose a la siguiente conclusión: cuando el arrastre cáustico es “cero” y el arrastre de naftenatos es menor a 0,10 ppm Na' se asegura un WSIM mayor a 90,

pero no se descarta la posibilidad de que cuando el arrastre de naftenatos está entre 0,10 – 0,20 ppm Na+ no pueda eventualmente dar valores de WSIM mayores a 90, la siguiente correlación permite un buen ajuste de estas variables:

$$WSIM = 100 (e^{-1.37 \cdot AN})$$

Donde: WSIM , Índice de Separación de Agua Modificado.

AN , arrastre de Naftenatos.

Asimismo, estas sales tienen cierto grado de solubilidad en el combustible y que se incrementa con el uso de soluciones cáusticas concentradas durante la etapa de neutralización, originándose generalmente emulsiones mucho más persistentes; de modo que, es necesario el uso de soluciones diluidas, no mayor a 5 °Bé en esta etapa.

b.- Industrias especializadas en el tratamiento de combustibles de aviación, recomiendan temperaturas de operación no mayores a 105 °F (40,6 °C) en el tratamiento del Turbo A-1, a fin de obtener muy buenos resultados en el proceso de extracción y de lavado. Las altas temperaturas en el tratamiento contribuyen a disminuir la solubilidad de las impurezas acídicas en la solución cáustica, mientras que las bajas temperaturas favorecen las reacciones de neutralización, pero enfriamientos por debajo de la temperatura de almacenamiento provocarán significativos problemas por turbidez y excesivos consumos de sal.

c.- Las reacciones de neutralización entre la soda y los contaminantes en la etapa de extracción son exotérmicas. El calor que se libera durante estas reacciones eleva la temperatura de la corriente de

hidrocarburos en tratamiento a por lo menos 127 °F, requiriéndose enfriadores inmediatamente aguas abajo para mantener la temperatura recomendada en no mayor a 105 °F. Esta acción, permite que parte del agua solubilizado en el seno del hidrocarburo, por este incremento de temperatura, se libere antes de su ingreso a los secadores de sal.

El medio refrigerante puede ser agua de mar tal como en los condensadores de tope de la UDP y la UCC.

d.- La calidad del agua en la etapa de lavado no es el más adecuado, se emplea agua potable, con alto contenidos de carbonatos y bicarbonatos, que promueven precipitados al reaccionar con la soda, según la siguiente reacción:



Los especialistas recomiendan que la calidad del agua de lavado debe corresponder a un condensado de vapor o ser de alta pureza, es decir, no debe exceder los 40 ppm de carbonato de calcio y debe tener baja concentración en bicarbonatos de calcio, magnesio, fierro, etc.

La tabla 5.2 indica las diferentes calidades de agua disponibles en la Unidad de Servicios Industriales de la Refinería Talara.

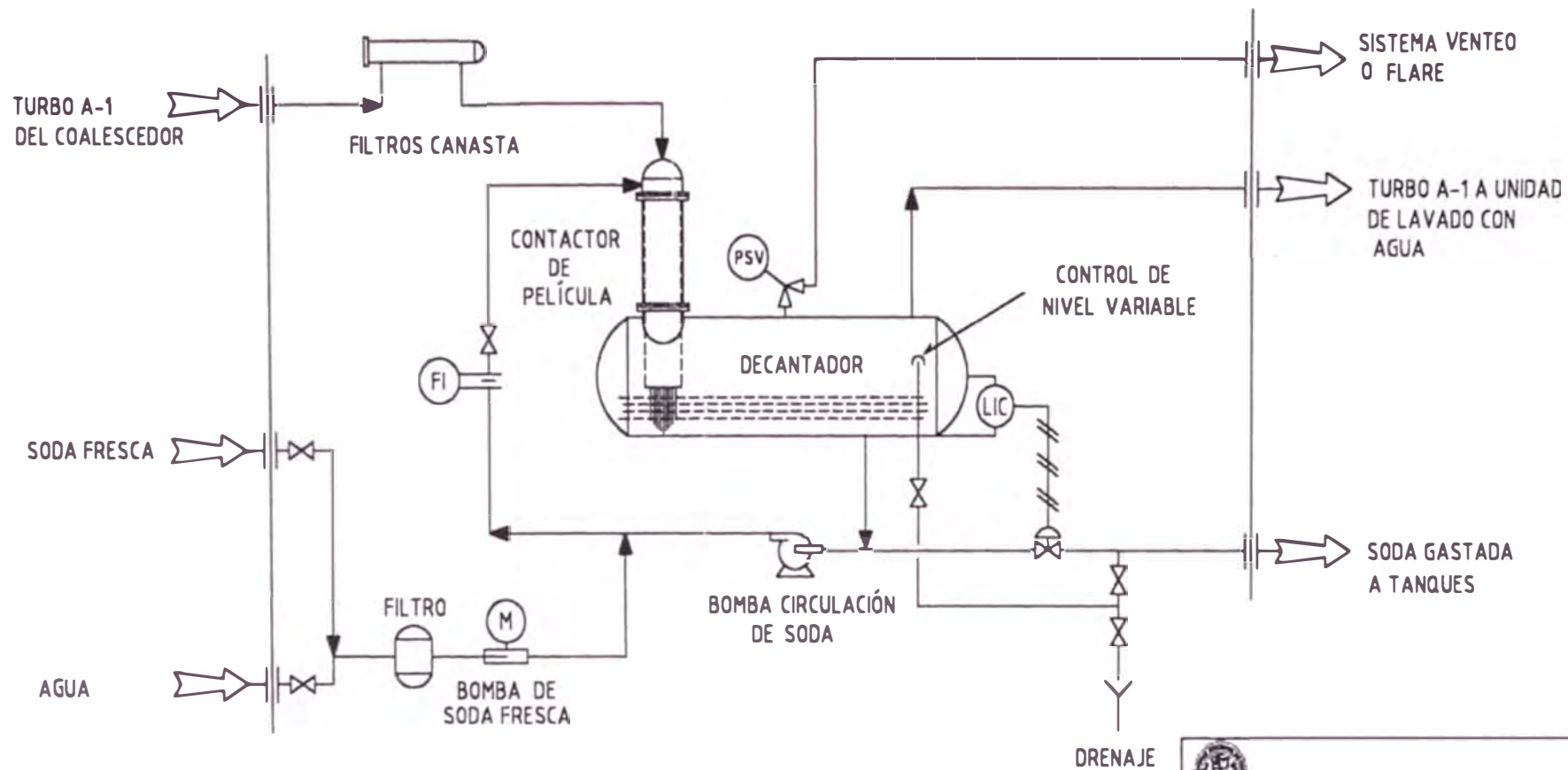
5.4.2.- Observaciones a la Tecnología de Tratamiento. Convencional.

a.- En los sistemas convencionales de tratamiento cáustico, en la etapa de neutralización, la dispersión entre las fases de hidrocarburo y soda es un requerimiento. Es a través de la gran cantidad de pequeñas gotas generadas que ocurre la transferencia de masa de los contaminantes; labor que es cumplida al paso de la corriente en tratamiento por las columnas de placas de orificio, pero las dificultades empiezan a


incrementarse por la necesidad de altos tiempos de residencia en los sedimentadores para la separación gravimétrica de las fases después del contacto o son casi inevitables los arrastres a etapas aguas abajo; dando lugar en algunos casos, que la producción del Turbo A-1 se vea interrumpida para su corrección; incurriéndose en pérdidas y dilatación de los periodos programados de corrida, porque la producción es derivada a los tanques de Kerosene para ser vendidos como tal. Sin embargo, la experiencia en refinerías como: Amuay de Venezuela, YPF de Argentina, Refinarie S.A de Colombia, Mapco Petroleum Inc. de Tennessee, Conoco LTD de Inglaterra, etc superaron fácilmente estas dificultades con el uso de los contactadores de película en fibras en sus unidades de tratamiento, Unidad Napfining. Este nuevo método de contacto sin dispersión, a mejorado la eficiencia en la transferencia de masa y se requieren de recipientes considerablemente más pequeños para la separación de las fases después del contacto. Esta tecnología ha sido desarrollada por la Cía. Merichem y más adelante se dan detalles sobre estas unidades, en la figura 5.4 se muestra un diagrama de esta Unidad.

b.- En la etapa de lavado es necesario mejorar el contacto entre el agua de lavado y el Turbo A-1 en tratamiento.

La inyección en línea del agua a la corriente de hidrocarburos a la presión de 48 - 60 psig generan canalizaciones, y el ingreso al lecho de agua de aproximadamente 25 %vol en el sedimentador, no garantizan una acción del todo completa. Se sugiere el uso de contactadores de

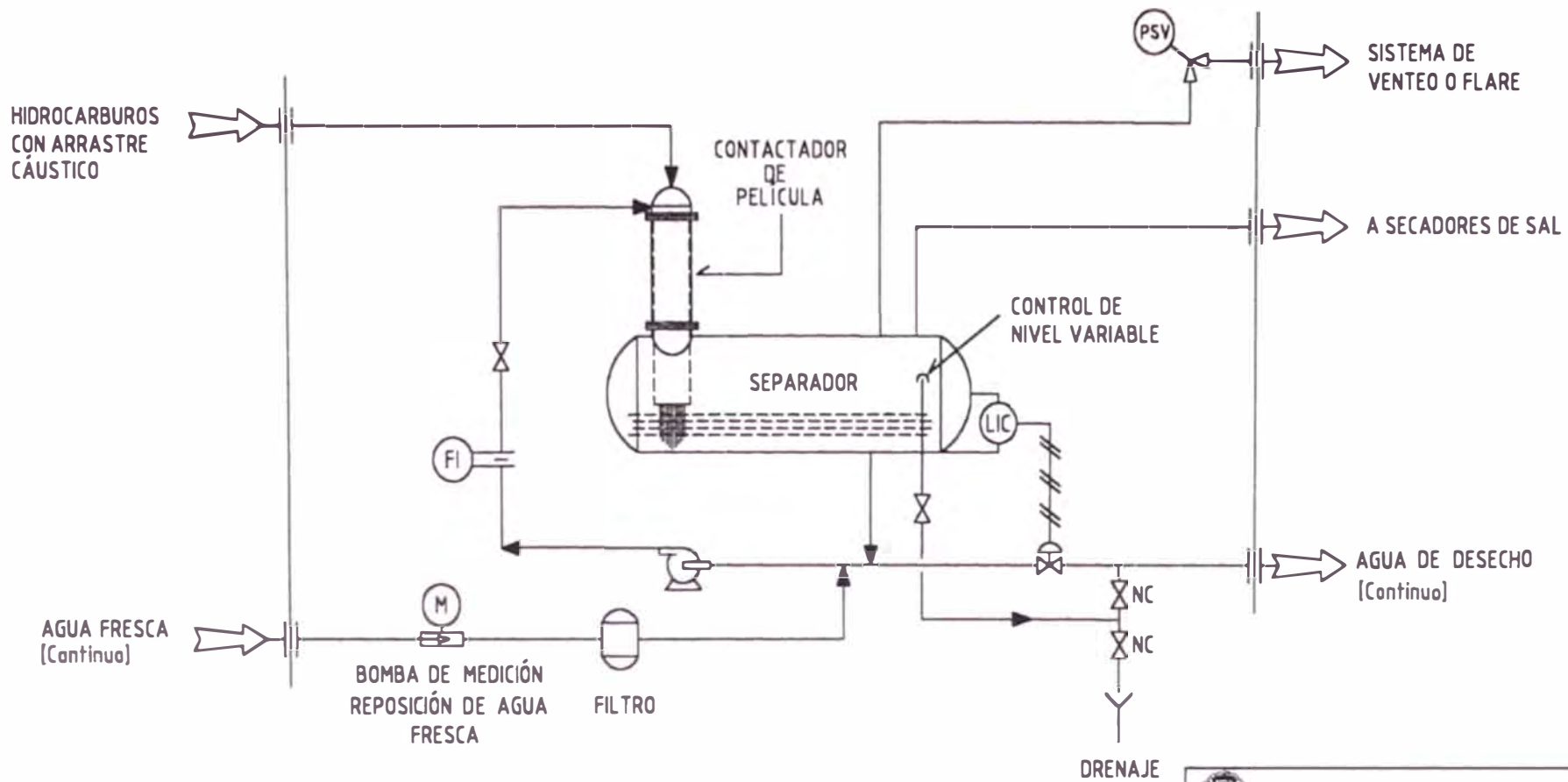


REFERENCIA: PRESENTACIÓN TÉCNICA DE LA CÍA. MERICHEM, DIVISIÓN DE TECNOLOGÍA DE PROCESOS, GRUPO DE TECNOLOGÍA PATENTADO, HOUSTON TEXAS, USA.


 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO	
UNIDAD NAPFINING DE LA CIA. MERICHEM	
DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT- 99
REVISADO : R.I.S.	FIGURA : 5.4

película en fibras, Unidad Aquafining, en la figura 5.5 se muestra un diagrama de esta unidad.

- c.- Considerar el cambio a sistemas de tratamiento con operación y reposición continua de químico y recirculación, por contribuir a mejores resultados en el tratamiento del Turbo A-1. Estos sistemas permiten optimizar el uso de insumos y se evitan pérdidas de producto en los “tiempos muertos” de tratamiento, generalmente son equipados con muestreadores de nivel variable o líneas de desespumado cerca de la interface con drenajes automáticos operado por controladores de nivel. Para el caso de la unidad de neutralización, se recomienda que la soda sea recirculada hasta un gastado no mayor del 70 %, y para la unidad de lavado, la alcalinidad total del agua no exceda el 0,05 % peso de NaOH o no tenga valores de pH mayores a 11,7.
- d.- Las capacidades de los secadores de sal en la actual producción del Turbo A-1 representan aproximadamente el 70 % del requerido, se hace necesario disponer de nuevos secadores de sal a fin de atender la demanda en lo que respecta a remoción del agua libre de las corrientes en tratamiento. De otro modo, la condensación del agua en el combustible, debido a cambios en la temperatura de saturación durante su recorrido al tanque de almacenamiento, da como resultado un producto fuera de especificación por turbidez.
- e.- La corriente de Turbo A-1 debe ser filtrado en lechos empacados de arcilla, por ser parte esencial de la etapa final del tratamiento, ya que de esta manera se asegura las especificaciones pertinentes a la estabilidad del color y separación del agua.



REFERENCIA: PRESENTACIÓN TÉCNICA DE LA CIA. MERICHEM, DIVISIÓN DE TECNOLOGÍA DE PROCESOS, GRUPO DE TECNOLOGÍA PATENTADO, HOUSTON TEXAS, USA.

 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO	
UNIDAD AQUAFINING DE LA CIA. MERICHEM	
DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT- 99
REVISADO : R.I.S.	FIGURA : 5.5

f.- La acumulación progresiva de soda y naftenatos en el fondo de los tanques de almacenamiento; cuando no se realizan drenajes periódicos y completos, conllevan a que la soda libre provenientes de arrastres, continúe reaccionando con el ácido nafténico activo que acompaña al hidrocarburo, porque la extracción no fue completa. Puede suceder, que el hidrocarburo no reciba tratamiento durante los cambios de soda “tiempos muertos”, favoreciéndose este contacto por la ubicación de las líneas de succión y descarga del tanque.

A medida que la soda reacciona se incrementa la concentración de naftenatos, pero como la cantidad de agua presente es demasiado pequeña para disolverlo totalmente; ésta se satura. En este punto, se incrementa la afinidad de las sales por el hidrocarburo, aglomerándose y formándose fuertes emulsiones (saponificación). Un correcto drenado es posible, sólo si no hay retenciones mayores de agua en el tanque y si el sistema de drenaje es eficiente, para lo cual es necesario verificar lo siguiente:

- El producto debe ser retirado del punto más bajo del tanque.
- El tamaño de las tuberías deben permitir una alta velocidad de circulación del producto, para evitar el estancamiento del agua en las tuberías.
- Las tuberías de drenaje deben de llegar a un recipiente de gran capacidad para el muestreo, y estar recubierto internamente con pintura epóxica o acero inoxidable, provisto de una válvula de cierre rápido a la entrada, fondo cónico hacia abajo, con válvula de drenaje y una bomba adecuada para regresar el producto al sistema.

Un adecuado sistema de drenaje en los tanques de almacenamiento elimina las posibilidades de derrames en la zona cercana, que posiblemente no es a prueba de filtraciones, ésto es, pérdida de producto, contaminación y peligro de incendio.

- i.- La aditivación de las corrientes de Turbo A-1 con biocidas pasan a segundo plano cuando las Unidades Napfining y Aquafining forman parte del Tratamiento. Estas unidades garantizan corrientes libres de arrastres; además, que el uso de aditivos es restringido. En el peor de los casos, la manera de evitar el desarrollo de microorganismos en el fondo de los tanques de almacenamiento va a ser favorecido con un correcto drenado y un sistema de drenaje eficiente, tal como se mencionó anteriormente.

CAPÍTULO 6.-

MEJORAS PROPUESTAS AL SISTEMA DE TRATAMIENTO CÁUSTICO DEL TURBO A-1 Y KEROSENE.

La producción del combustible de aviación a nivel mundial presenta las siguientes alternativas de tratamiento:

- 1.- Producción de una corriente intermedia del fraccionador de crudo, la cual no requiere tratamiento adicional o limpieza.
- 2.- Producción de una corriente intermedia, que requiere sólo una mínima limpieza; tal como el filtrado con arcilla.
- 3.- Producción de una corriente intermedia, que requiere tratamiento cáustico, seguido por el lavado con agua, secado con sal y filtrado con arcilla.
- 4.- Producción de una corriente intermedia, que debe ser hidrotratada antes de que pueda alcanzar las especificaciones de un combustible de aviación.

Con la finalidad de definir la alternativa más adecuada para el tratamiento del Turbo A-1, se realizaron numerosas evaluaciones a nivel laboratorio, corridas de prueba en planta y consultas a compañías especializadas, llegándose a la conclusión siguiente:

El actual sistema de tratamiento cáustico requiere de cambios (mejoras) para evitar continuar siendo el factor limitante en la producción de Turbo A-1. El resultado de ello permitirá obtener sin mayores problemas, las especificaciones del Turbo A-1, con buenos márgenes de seguridad, a través de la secuencia sugerida como tercera alternativa e incluso procesar

en la UÍDP crudos mezclas hasta máximo 35 %vol de crudo importado (crudo pesado).

En la tabla 6.1 se han esbozado los objetivos a mediano plazo para el tratamiento cáustico del Turbo A-1 y Kerosene. Además, se indican los flujos máximos de tratamiento de estos productos, información usada como base de cálculo para el dimensionamiento de equipos que forman parte de las recomendaciones formuladas.

6.1.- Alternativas de Tratamiento para el Combustible de Aviación.

En la selección de las alternativas de tratamiento del Turbo A-1 se han considerado dos aspectos importantes, la propuesta debe cumplir con los objetivos de tratamiento y debe adaptarse con facilidad a la infraestructura existente, a fin de no incurrir en mayores gastos, para lo cual se plantean dos alternativas:

- Tratamiento Cáustico en las Unidades Napfining – Aquafining.
- Tratamiento Cáustico con Unidades de precipitación electrostática.

6.1.1.- Tratamiento Cáustico en las Unidades Napfining - Aquafining.

La Compañía Merichem, American Chemical Co, ha provisto del servicio técnico y asesoría de ingeniería a la industria refinera para superar dificultades en el tratamiento de combustibles y obtener productos en especificación.

El reconocimiento de las dificultades asociadas a los métodos convencionales de tratamiento cáustico, tales como: mezcla y separación; hizo que Merichem estudiara los medios para mejorar esta tecnología.

Como resultados de los estudios, Merichem desarrolló un nuevo método de contacto y fue introducido en el año 1974. Este nuevo método emplea

Tabla 6.1.- Objetivos y Flujos Máximos en el Tratamiento Cáustico del Turbo A-1 y Kerosene.

PRODUCTOS	TURBO A-1				KEROSENE			
	CONDICIONES ACTUALES		OBJETIVOS	ESPECIFICACIONES PETROPERÚ	CONDICIONES ACTUALES		OBJETIVOS	ESPECIFICACIONES PETROPERÚ
	MÍN	MÁX	MÁX	MÁX	MÍN	MÁX	MÁX	MÁX
Flujo, MB/D, (%).	9,9 (20,0)	10,4 (21,0)	12,5 (21,0)		12,6 (21,0)	15,0 (25,0)	14,4 (24,0)	
CONTAMINANTES.	ANTES DEL TRATAMIENTO	DESPUÉS DEL TRATAMIENTO			ANTES DEL TRATAMIENTO	DESPUÉS DEL TRATAMIENTO		
Azufre Total, % peso.	0,12	0,03	0,10	0,30	0,16	0,02	0,10	0,25
Mercaptanos, ppm como S.	8,98	5	5,0	30,0	11,31	5	5,0	
Número de Neutralización, mg KOH/g.	0,50	0,004	0,004	0,015	0,50	0,004	0,004	
Arrastre Cáustico, mg Na ⁺ /L.	—	0,0	0,0		—	0,0	0,0	
Arrastre de Naftenatos, mg Na ⁺ /L.	—	0,003	0,003		—	0,092		
Arrastre de Agua, ppm.	163,0	110,0	Claro y Brillante	Claro y Brillante	197,0	109,0	Claro y Brillante	Claro y Brillante

REFERENCIAS: Calidad Promedio Típica del Turbo A-1 y Kerosene en el año 2000.
 Reporte de Laboratorio, Evaluación Especial Año 1998.
 Reporte Diario, Planta de Tratamiento Año 2000.

un contactador de película en fibra de marca registrada, Fiber Film Contactador. El eficiente método de contacto que se promueve entre las fases sin la formación de emulsiones, a superado la mayor dificultad de los sistemas de dispersión convencional, se mejoró la eficiencia de transferencia de masa, requiriéndose, recipientes considerablemente más pequeños para la separación de las fases después del contacto, y los problemas de arrastre se han minimizado.

El contactador de película en fibra provee una superficie interfacial mayor para la transferencia de impurezas de la fase continua a la discontinua; eso, a su turno, redundando en un máximo aprovechamiento del material cáustico, que ingresa envolviendo cada superficie de la fibra metálica continua; de pequeño diámetro, contenidos en un cilindro retenedor.

La fase acuosa se adhiere a la superficie de metal en preferencia como resultado del efecto de tensión superficial y capilaridad, respecto al hidrocarburo, que fluye a través de él y en paralelo al material de fibra empapada. Más de 600 pie² de superficie interfacial es creado por pie³ de fibra rizada.

La alta eficiencia en la transferencia de masa es posible debido a la combinación de una gran superficie interfacial disponible, a la distancia pequeña que el contaminante debe difundirse en el seno del hidrocarburo para llegar a la fase acuosa, y el continuo renovado de la superficie acuosa cuando avanza hacia adelante y abajo. La fuerza de fricción interfacial entre la corriente de hidrocarburos y la fase acuosa, logran

constantemente una superficie de transferencia fresca a lo largo de la fibra.

Las unidades Napfining – Aquafining son aplicadas en el tratamiento de Turbo A-1 y Kerosene.

a.- Descripción del Proceso.

Consiste en la unidad de tratamiento cáustico (Napfining), la unidad de lavado con agua (Aquafining), secadores de sal y torres empacadas de arcilla. Tanto la Unidad Napfining; como la Aquafining, usan contactadores de película en fibra.

En la unidad Napfining se remueven los ácidos nafténicos, y consistentemente, se reduce el número de neutralización (NN) en la corriente de hidrocarburos a menos de 0,005 mg KOH/g. La corriente sometida al tratamiento cáustico sale del contactador de película normalmente con 1 - 5 ppw de Na⁺; sin embargo, aún esta pequeña cantidad arrastrada en el producto tratado puede acumularse en los equipos de procesamiento aguas abajo y causar problemas. Así que, se recomienda la instalación de una etapa de lavado con agua, la unidad Aquafining, cuyo objetivo es la eliminación del arrastre mínimo de naftenatos e hidróxido de sodio, antes de su ingreso a los secadores de sal y a las torres empacadas de arcilla.

a.1.- Unidades Napfining – Aquafining.

Antes de que la corriente de hidrocarburos ingrese al contactador de película FFC-1, éste pasa por uno de dos filtros paralelos, J-1 y J-2, del tipo canasta, de 150 μ , para remoción de las partículas sólidas. Seguidamente, el hidrocarburo ingresa por el tope del contactador

FFC-1, donde entra en contacto con el material de fibras que está empapada de la solución cáustica. A medida que el hidrocarburo desciende, los ácidos, principalmente los nafténicos pasan a la fase acuosa y reaccionan con el hidróxido de sodio formando naftenatos de sodio, tal como lo indica la siguiente reacción de neutralización:



La solución cáustica circulante movida por la fuerza del arrastre interfacial de la corriente de hidrocarburos, sigue a las fibras hasta la capa acuosa en el separador V-1, y se recircula con la bomba centrífuga P-1 hasta la bocatoma del contactador FFC-1. Un regulador automático mantiene el flujo de recirculación de la solución cáustica en el 5 % del flujo de la corriente de hidrocarburos.

A la unidad Napfining se le carga continuamente solución cáustica fresca de 5 a 7 °Bé, cuya concentración es controlada mediante un analizador hasta un gastado entre el 50 a 70 %. Dado el alto volumen de esta corriente de desecho y la gran cantidad de naftenatos formados, es posible aprovechar la solución gastada para recuperar los ácidos nafténicos.

El sedimentador tiene un muestreador variable para localizar y controlar la capa de emulsión si se llega a producir. Dicha capa se extrae y envía a los tanques de cáustico gastado o puede descargarse al drenaje, a través de la línea situada en la interfase de la solución cáustica y el hidrocarburo.

La corriente de hidrocarburos sale por el extremo opuesto de la Unidad FFC-1 e ingresa al tope de un segundo contactador de película

FFC-2, donde las fibras metálicas están empapadas con agua de alta calidad, que fluyen simultáneamente a lo largo de las fibras del contactador hasta el fondo del separador V-2. Dicho volumen es recirculado a la bocatoma del FFC-2, con la bomba centrífuga P-2, en un 5 % del volumen de la corriente de alimentación.

El flujo de agua fresca es controlada continuamente de modo que la corriente de desecho contenga menos de 300 ppm de Na'. Algunos consideran el uso de filtros tipo canasta antes de la unidad FFC-2, para removerle los materiales sólidos que pueden contener.

El hidrocarburo lavado sale por el extremo opuesto del FFC-2 para dirigirse a los secadores.

a.2.- Enfriadores.

El incremento de temperatura de la corriente de hidrocarburos, en por lo menos 27 °F, debido a las reacciones de neutralización exotérmicas en el proceso de extracción, hacen necesaria el uso de enfriadores, E-1, antes de la etapa de lavado (Unidad Aquafining), a fin de mantener la temperatura de operación cercana a la de los tanques de almacenamiento. Con este enfriamiento se logra desprender más agua que de otro modo irían a dar a los tanques de producto final.

a.3.- Secadores de Sal y Torres Empacadas con Arcilla.

El combustible de aviación contendrá agua hasta su límite de saturación a la temperatura de operación en las etapas Napfining - Aquafining, su paso a través de estas etapas no harán nada para cambiar esta condición. Si se envía en estas condiciones el combustible a su tanque de almacenamiento, la natural disminución

de temperatura en su respectivo tanque causará que algo de agua se libere del seno del hidrocarburo dándole la apariencia turbia.

A fin de evitar este fenómeno físico y conseguir pasar la prueba del SWIM, la corriente de hidrocarburos que sale de la etapa de lavado con agua debe fluir a través de los secadores con lechos de sal. Aquí, es donde se logra disminuir el contenido de agua libre abajo de los límites de saturación, a una temperatura muy cercana a la de los tanques de almacenamiento, asegurándose que el producto pase la especificación por turbidez; aún cuando ocurra el enfriamiento natural en los tanques de producto final.

La última etapa esencial en el tratamiento del Turbo A-1 es el filtrado a través de torres empacadas con arcilla del tipo Attapulgas, éste sirve como limpieza final para asegurar que el hidrocarburo esté libre de sólidos, emulsión y surfactantes que hayan quedado de las etapas anteriores en la corriente, y el producto tratado satisfaga las especificaciones pertinentes a la estabilidad de color y separación de agua.

Es necesario evitar la presencia de agua libre en esta última etapa, porque acortaría la duración efectiva de la arcilla; así que el secador de sal ubicado inmediatamente aguas arriba la protege contra la humedad que causaría su ineffectividad prematura.

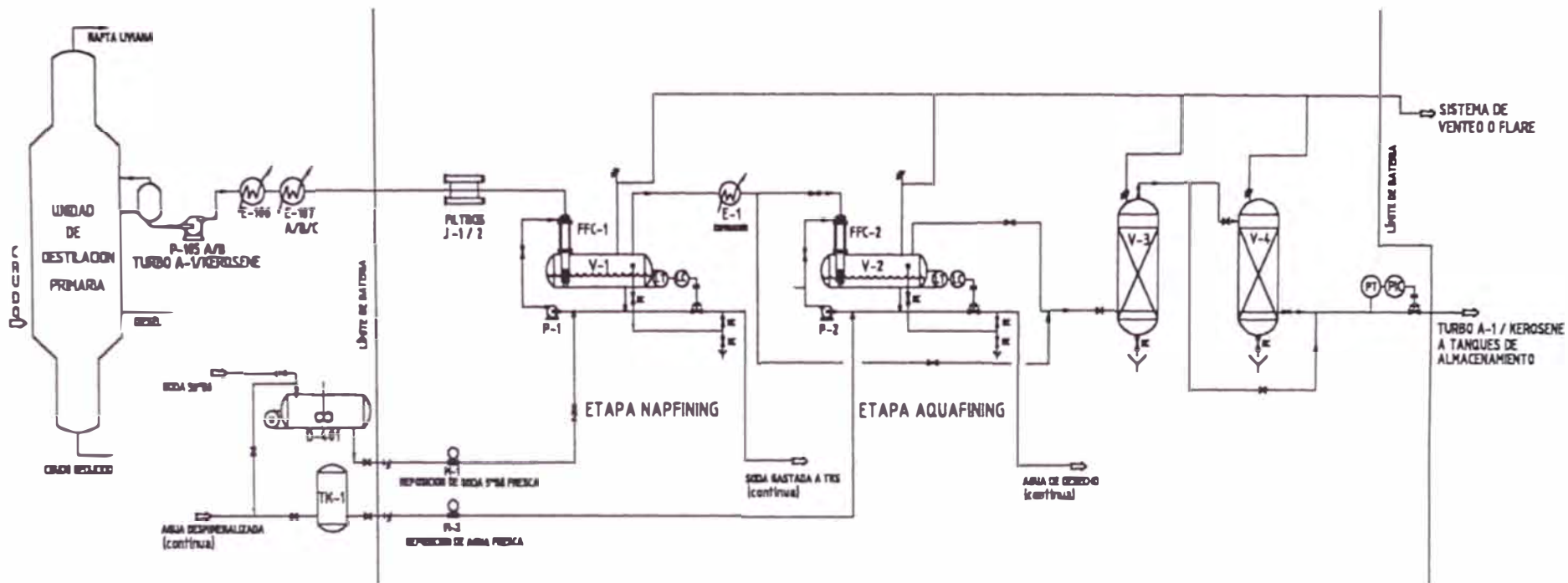
El uso de los contactadores de película en fibra además desempeñan un importantísimo papel, al permitir que estas torres funcionen debidamente por largos períodos y sin excesivas caídas de presión. Generalmente estas torres son diseñados para 12 meses de uso

efectivo. La caída de presión a través del lecho suele determinar la duración de este elemento tratador antes de que tenga que cambiarse. La figura 6.1 muestra el sistema Napfining – Aquafining para el tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene.

b.- Ventajas y/o Desventajas del Tratamiento Cáustico en Unidades Napfining - Aquafining.

Las ventajas del uso de las Unidades Napfining - Aquafining en el tratamiento cáustico del Turbo A-1 son las siguientes:

- Habilidad para procesar crudos muy ácidos que no podrían ser tratados en sistemas convencionales, con amplios rangos de volúmenes de hidrocarburo y cáustico, inclusive por sobre el diseño; mientras se encuentre el producto en especificación.
- Operación sencilla, bajo consumo de energía y gran adaptación a los sistemas existentes.
- La operación del tratamiento es virtualmente libre de mantenimiento, el contactador de fibra no contiene ninguna parte móvil; por lo que tiene la habilidad para mantener un factor de servicio del 100 %.
- Mínimos requisitos de espacio en la planta, debido a requerimientos menores en el tamaño de los separadores de fases.
- Disponibilidad de manejar amplios rangos de concentración de soda fresca, sin la formación de emulsiones estables.
- Existe una máxima utilización y reducción de costos de la solución cáustica, debido a la alta eficiencia en la transferencia de masa, con posibilidad de recirculación, promovido por los contactadores.



LEYENDA DE EQUIPOS

FFC-1	CONTACTOR "FIBER FLAP".
V-1	SEPARADOR HIDROCARBURO - SODA.
M-1	SEPARADOR HIDROCARBURO - SODA.
P-1	BOMBA DE REGULACION DE SODA.
FFC-2	CONTACTOR "FIBER FLAP".
V-2	SEPARADOR HIDROCARBURO - AGUA.
M2	BOMBA OXIGENADORA DE AGUA.
P-2	BOMBA DE REGULACION DE AGUA.
V-3	SECADORES DE SAL.
V-4	FILTROS DE ARCILLA.
D-4 M	RECIPIENTE DE ALMACENAMIENTO DE SODA DILUIDA. 5"Ø.
TK-1	ALMACENAMIENTO DE AGUA.
J-1 / 2	FILTROS CARBATA.
E-1	ENFRILADOR.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DIAGRAMA DE FLUJO DEL TRATAMIENTO CÁTISTICO
PROCESO NAPFINING - AQUAFINING

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT- 98

REVISADO : R.L.S.

FIGURA : 8.1

- Garantiza un arrastre mínimo de cáustico y agua, asegurándose una óptima operación y máxima vida de los filtros de sal y arcilla. Se reducen los costos con una labor de operación y mantenimiento mínimo.
- El costo de tratamiento es aproximadamente 0,04 US\$/B de hidrocarburo tratado. Esta tecnología es actualmente considerada como de costo efectivo en la industria para la remoción de componentes ácidos de las corrientes de hidrocarburos vía tratamiento cáustico.
- Eliminación de la producción de efluentes acuosos diluidos. La Cía. Merichem que es licenciadora de esta tecnología cuenta con alrededor de 300 unidades instaladas en todo el mundo y dispone de tecnologías como la de "Mericon" para la oxidación y neutralización de la soda gastada, antes de ser enviado a las plantas de aguas residuales.

6.1.2. - Tratamiento Cáustico en Unidades de precipitación electrostático.

Los dos suministradores principales de sistemas con precipitadores electrostáticos en USA son: Petreco Division of Petrolite Corporation y Howe Baker Engineers Inc. La mayor parte de la información recopilada en este capítulo, se basa en los datos y la experiencia acumulada por estas dos compañías.

Esta tecnología es ampliamente usado en productos destilados de alto punto de ebullición y con altas concentraciones de ácidos nafténicos, tales como: Kerosene, Turbo A-1 y Diesel.

Típicamente, consisten de una válvula de mezcla y un recipiente horizontal o vertical provisto de electrodos de acero, alimentados desde transformadores de alto voltaje para generar la precipitación electrostática. Emplean solución cáustica diluida para la remoción de impurezas en un sistema que entra y sale o con reposición continua y recirculación. Sin embargo, existen una gran variedad de arreglos que son diseñados y provistos de acuerdo a una aplicación en particular.

a.- Descripción del Proceso.

La soda cáustica diluida (3 – 5 °Bé) y el combustible rico en ácidos nafténicos (0,4 - 0,5 mg de KOH/g) se mezclan en una válvula de mezcla regulable, para crear y optimizar la superficie de transferencia de masa necesaria para la remoción de impurezas, generándose una emulsión controlada, luego la mezcla se dirige al precipitador electrostático, en donde el campo eléctrico de alto voltaje promueven una rápida separación de las fases.

Las gotas acuosas se polarizan y se convierten en individuales dipolos inducidos, esto es, un extremo de la gota quedará cargado positivamente y el otro negativamente, y su orientación dependerá de la carga eléctrica de los electrodos que generan el campo eléctrico. Las fuerzas de atracción eléctrica que ejercen los electrodos sobre cada gota individual producirán el alargamiento de las gotas, en forma esferoide ovalada, debilitando la película de aceite que las rodea hasta romperlas. Los extremos de las gotas que tienen cargas opuestas se atraerán, produciéndose la coalescencia de las gotas, es decir, las gotas se irán uniendo entre si formando gotas más grandes, de mayor peso. De esta

forma, la soda se separará del hidrocarburo, debido a su mayor densidad, precipitando en el fondo del recipiente.

El nivel de soda es controlado entre el 30 – 35 % de la altura del recipiente y es recirculado hasta alcanzar un gastado del 50 – 60 %.

La caída de presión a través de la válvula es probablemente la más crítica de todas las variables; debe mantenerse una caída de presión lo suficiente para producir una buena emulsión, al mismo tiempo no debe excederse el valor máximo para no ocasionar la formación de emulsiones muy estables, que no podría separarse por el bajo voltaje producido. La caída de presión óptima es aproximadamente 25 psi, pero pueden tomar valores tan altos como 65 psi.

La coalescencia puede darse en cualquiera de los dos sistemas eléctricos: A.C. (corriente alterna) o D.C. (corriente directa) y ocurre en el espacio abierto de los electrodos de alrededor de 6 plg. La acción de la corriente eléctrica tiene una intensidad de 20 – 30 mA y un voltaje que varía de 15 000 a 25 000 v.

El consumo de energía eléctrica no guarda relación con la resolución final de la emulsión, dicho consumo depende de muchos factores: temperatura, conductividad, turbulencia, configuración del electrodo, etc. De un caso extremo a otro, el cambio será en muchas órdenes de magnitud; sin embargo, esencialmente toda fuerza eléctrica consumida es parásita.

Una buena desemulsificación requiere de un alto voltaje constante entre los electrodos. Si la conductividad del fluido entre los electrodos se

incrementa, el flujo de corriente también se incrementa y el voltaje disminuye ocasionando una desemulsificación pobre.

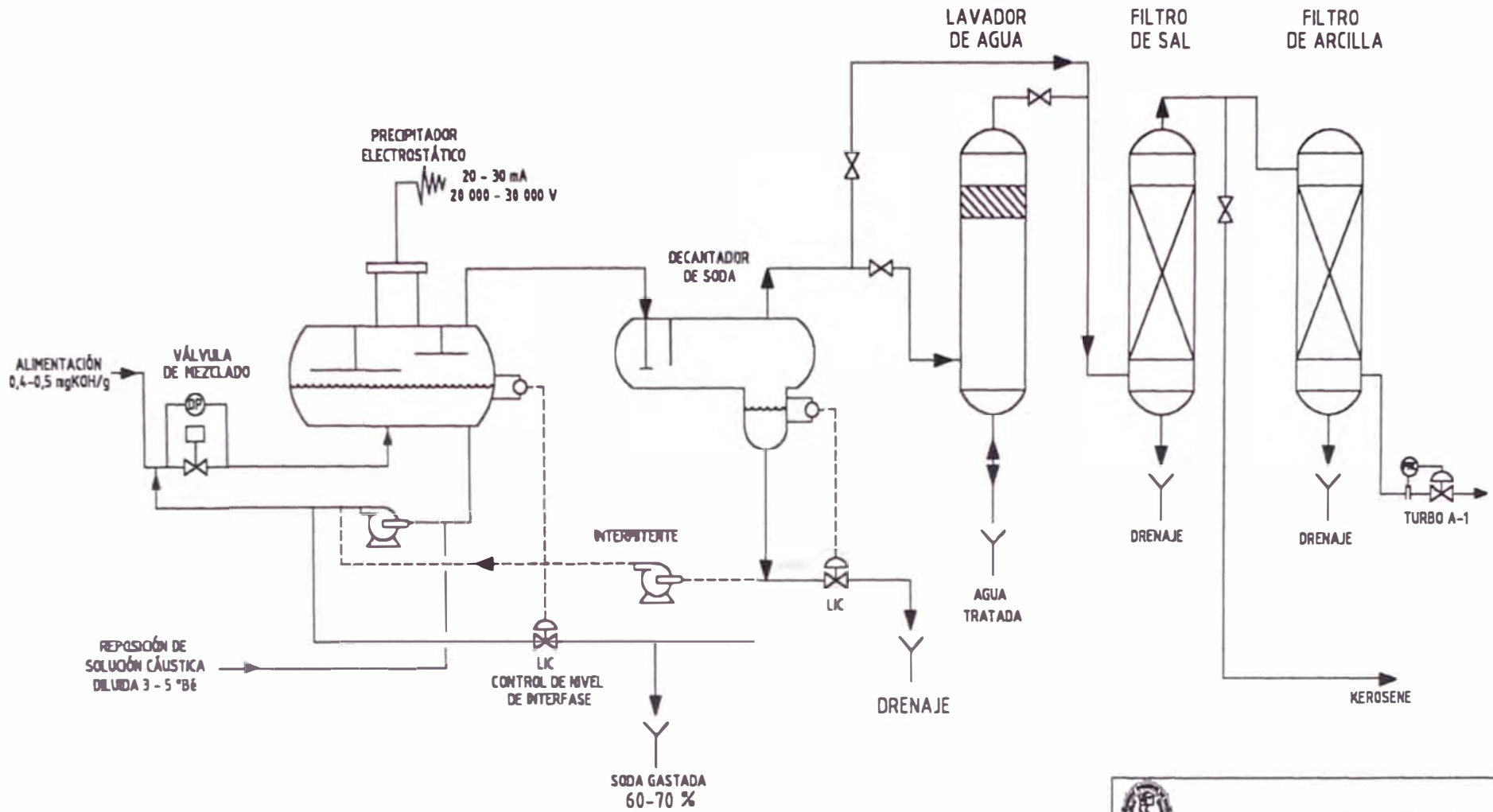
Típicamente, lavadores con agua, secadores de sal y torres empacadas con arcilla son empleados aguas abajo para obtener las especificaciones si se tiene que producir combustible de aviación.

La figura 6.2 muestra el diagrama del tratamiento Cáustico en Unidades de precipitación electrostática.

b.- Ventajas y/o Desventajas de las Unidades con Precipitación Electrostática.

Aún cuando este proceso ha sido muy efectivo en la producción del combustible de aviación en muchas refinerías, cuando se le compara a las unidades Napfining - Aquafining presentan algunas desventajas:

- Frecuentemente, resultan paradas debido a cortos circuitos causados por la capa de sedimento y emulsión, que en operación se incrementa gradualmente hasta alcanzar los electrodos, resultando en un alto costo de mantenimiento por limpieza y pérdida en la producción de Turbo A-1. Cuando aumenta el número de neutralización en la alimentación aumenta la tendencia de que esto ocurra. Hay configuraciones que tiene como opción las líneas pulverizadores de espuma interfacial, que proporcionan el medio para remover periódicamente esta capa de sedimentos. Si no se cuenta con estas líneas, entonces el precipitador debe ser drenado completamente tan frecuentemente como sea necesario.



REFERENCIA: Memorando RFTL-DEST-520-95



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

TRATAMIENTO CÁUSTICO CON
PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO

DIBUJADO :
R.V.R.

FECHA :
OCT-89

REVISADO :
R.I.S.

FIGURA :
6.2

- El nivel de interface de la soda - hidrocarburo en el precipitador debe ser controlado en el nivel recomendado, pues de lo contrario ocasionaría:
 - Arrastre de soda en el hidrocarburo o fluctuaciones en el voltaje (por nivel alto).
 - Arrastre del hidrocarburo en la soda efluente (por nivel bajo), en este caso, la unidad puede disponer de un sistema de seguridad que consiste de un flotador colocado en la parte superior del precipitador, unido a una barra tal que al descender el flotador (por bajo nivel del hidrocarburo) la barra hace contacto con las parrillas eléctricas poniéndolas en corto circuito.

6.2.- Análisis a las Alternativas de Tratamiento Propuestas.

A continuación se resaltan importantes ventajas y/o desventajas de ambas propuestas, que permiten definir su adquisición:

- Los contactadores de fibra se instalan con facilidad en la parte superior de los sedimentadores existentes formando una sola estructura; por lo que, no se requieren de mayor espacio que el actualmente ocupado.
- Las etapas de neutralización y de lavado tienen instalados los contactadores de fibras, los que promueven un mejor contacto entre las fases, para una mayor remoción de contaminantes y utilización de químicos, con mínimos arrastres a equipos aguas a bajo.
- Los contactadores de fibras no tienen partes móviles y son libres de mantenimiento, las intervenciones por inspecciones por ejemplo, pueden ser programadas para ejecutarse en las paradas generales de planta.

- Las unidades de tratamiento cáustico con precipitadores electrostáticos también se adaptan con facilidad a los sedimentadores existentes, pero además del equipo estático (electrodos, estructuras para electrodos), se requiere del abastecedor de fuerza y de un transformador para generar continuamente 20 - 30 mA y 15 000 – 20 000 v.
- La operación de estas unidades no es del todo sencillo, son muchos más los parámetros de control para conseguir una buena desemulsificación de las fases, cuando se la compara con la primera alternativa; tales como: caída de presión en la válvula de mezcla, voltaje entre los electrodos, nivel de la capa de emulsión, etc. De lo contrario, los excesos en los valores máximos de caída de presión en la válvula de mezcla ocasionan emulsiones estables, que por bajos voltajes entre los electrodos no pueden ser separados.

Se requieren mantener altos voltajes y constantes entre los electrodos para evitar pobres desemulsificaciones.

El nivel de la capa de sedimentos/emulsión es controlado y las exigencias en su monitoreo son similares para ambas propuestas; así que, los sedimentadores son equipados con muestreadores de nivel variable o líneas de desespumado cerca de la interface, y drenajes automáticos operado por controladores de nivel, pero los niveles de emulsión que alcanzan los electrodos, resultan en paradas por cortocircuito, incurriéndose en altos costos de mantenimiento y pérdidas del producto.

Por lo expuesto, la oferta presentada por la Cía. Merichem en el tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene producido en la Refinería Talara resulta ser la mejor propuesta técnicamente.

CAPÍTULO 7.-

EVALUACIÓN Y DISEÑO BÁSICO DE EQUIPOS EN EL SISTEMA DE TRATAMIENTO CÁUSTICO DEL TURBO A-1 Y KEROSENE.

7.1.- Listado de Equipos Existentes y Equipos Requeridos en el Sistema de Tratamiento.

a.- Equipos Principales Existentes.

El sistema de tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene actual consta de los siguientes equipos:

- Dos sedimentadores horizontales, D-406 y D-401, en la etapa de neutralización con soda.
- Un sedimentador horizontal, D-407, en la etapa de lavado con agua.
- Tres secadores de Sal S-1, S-2 y D-2.
- Dos bombas centrífugas de recirculación de soda y agua, P-493 y P-494 respectivamente.

Estos equipos son evaluados más adelante a fin de confirmar su reuso en el marco de nuevos requerimientos y objetivos del tratamiento del Turbo A-1.

b.- Equipos Principales Requeridos.

Además de los equipos listados anteriormente se debe considerar la adquisición de los siguientes equipos en vías de mejorar el sistema de tratamiento del Turbo A-1.

- Dos contactadores filmicos para la etapa de neutralización y para la etapa de lavado con agua, suministrados por la Cía Merichem por ser de marca registrada.

- **Enfriador tipo casco – tubo** a la salida de la etapa de neutralización. Las reacciones de neutralización propias de la labor de remoción de impurezas son exotérmicas, lo que provoca un incremento de temperatura del combustible en tratamiento en por lo menos 27 °F, en lo que continua del proceso deben mantenerse temperaturas entre 90 – 100 °F (cercanas a la de almacenamiento), a fin de evitar que el arrastre de humedad llegue a los tanques de producto final por el incremento de temperatura no controlado.
- **Filtro de Arcilla Attapulguita** como etapa final del tratamiento.
- **Dos bombas dosificadoras** para la inyección en línea de soda y agua en la etapa de neutralización y etapa de lavado con agua respectivamente.
- **Instrumentación de campo** para el monitoreo y control de variables críticas de operación.

7.2.- *Propiedades Físicas de Fluidos en Estudio.*

a.- *Peso Molecular Promedio del Turbo A-1.*

- *Punto de ebullición promedio volumétrico, VABP.*

De tabla 7.1:

$$VABP = \frac{10\%+30\%+50\%+70\%+90\%}{5} \frac{340 + 365 + 386 + 417 + 451}{5} = 392 \text{ °F}$$

- *Pendiente de destilación, m.*

De tabla 7.1:

$$m = \frac{90\% - 10\%}{80} = \frac{451 - 340}{80} = 1,4$$

Tabla 7.1.- Propiedades Físicas de Productos Combustibles, Coproductos e Insumos del Tratamiento Químico.

Productos e Insumos	Turbo A-1	Kerosene	Acido Nafténico	Soluciones de NaOH		Agua Desmineralizada
° API a 60 °F.	43,4	41,3	13,7			
Sp-Gr a 60 °F, °Bé.				50,0	5,0	
Sp-Gr a 60 °F.	0,809	0,818		1,529	1,035	1,0
Sp-Gr. a 80 °F.					1,032	
Sp-Gr a 85 °F.	0,814	0,798				
Sp-Gr a 100 °F.	0,794	0,812			1,028	
Sp-Gr a 127 °F.	0,785	0,796				
% peso. g/100 g sol.				50,0	3,3	
Concentración de NaOH, g/L sol.				762,7	34,5	
Viscosidad a 60 °F, cp.						1,12
Viscosidad a 80 °F, cp.					1,04	
Viscosidad a 100 °F, cp.	1,06	1,42			0,84	0,685
Destilación, °F.						
P.I.	312	316	469			
10 %vol.	340	354	512			
30 %vol.	365	392	532			
50 %vol.	386	420	550			
70 %vol.	417	451	572			
90 %vol.	451	496	615			
P.F.	480	538	633			

REFERENCIA: Reporte Diario Laboratorio REFTAL.
 Industrial and Engineering , vol. 27 (1935). p. 451.

- *Factor de corrección, Fc.*

Del apéndice C, figura 7.1 obtenemos: $F_c = - 7,5$

- *Punto de ebullición promedio medio, MeABP.*

$$\text{MeABP} = (\text{VABP} - F_c) = (392 - 7,5) = 385 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- *Peso molecular medio, M.*

Con $^{\circ}\text{API}_{60^{\circ}\text{F}} = 43,4$ y $\text{MeABP} = 385 \text{ } ^\circ\text{F}$; del apéndice C, figura 7.2 obtenemos: $M = 157 \text{ g/mol}$.

b.- *Peso Molecular Promedio del Kerosene.*

- *Punto de ebullición promedio volumétrico.*

De tabla 7.1:

$$\text{VABP} = (354 + 392 + 420 + 451 + 496) ^\circ\text{F} / 5 = 423 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- *Pendiente de destilación.*

$$\text{De tabla 7.1: } m = (496 - 354) / 80 = 1,8$$

- *Factor de corrección.*

Del apéndice C, figura 7.1: $F_c = - 9$

- *Punto de ebullición promedio medio.*

$$\text{MeABP} = (423 - 9) ^\circ\text{F} = 414 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- *Peso molecular medio.*

Con $^{\circ}\text{API}_{60^{\circ}\text{F}} = 41,3$ y $\text{MeABP} = 414 \text{ } ^\circ\text{F}$; del apéndice C, figura 7.2 obtenemos: $M = 175 \text{ g/mol}$.

c.- *Peso Molecular Promedio del Ácido Nafténico.*

- *Punto de ebullición promedio volumétrico.*

De tabla 7.1:

$$\text{VABP} = (512 + 532 + 550 + 572 + 615) \text{ } ^\circ\text{F} / 5 = 556 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- *Pendiente de destilación.*

De tabla 7.1: $m = (615 - 512) / 80 = 1,28$

- *Factor de corrección.*

Del apéndice C, figura 7.1 obtenemos: $F_c = -6$

- *Punto de ebullición promedio medio.*

$$\text{Me ABP} = (556 - 6) \text{ } ^\circ\text{F} = 550 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- *Peso molecular promedio.*

Con $^{\circ}\text{API}_{60^{\circ}\text{F}} = 13,7$ y $\text{MeABP} = 550 \text{ } ^\circ\text{F}$, del apéndice C, figura 7.2 obtenemos: $M = 202 \text{ g/mol}$.

7.3.- *Balance de Materia y Calor en el Sistema de Tratamiento Cáustico.*

La figura 6.1 muestra el diagrama de las Unidades Napfining-Aquafining en el tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene.

Como base de cálculo se usó información recopilada del Sistema de Tratamiento actual.

7.3.1.- *Balance de Materia y Calor en la producción de Turbo A-1.*

Flujo de Turbo A-1 a tratarse: $Q = 12\,500 \text{ B/D} / 34,3 = 364 \text{ gal/min}$

a.- *Balance en la Etapa de Neutralización con Soda.*

En esta etapa la soda cáustica de 5 °Bé reacciona con los ácidos nafténicos, mercaptanos, etc., presentes en la corriente del combustible.

El uso de contactador filmico permite una separación de fases con mínimos arrastres a la siguiente etapa.

a.1.- Cantidad de ácidos a removerse.

De tabla 7.2:

$$\text{Acidez a removerse} = (0,5 - 0,004) \text{ mg KOH/g} = 0,496 \text{ mg KOH/g}$$

$$5 \cdot 10^{-7} \text{ Kg KOH/g} (40 \text{ Kg NaOH} / 56 \text{ Kg KOH})(12\ 500 \text{ B/D})(159 \text{ L/B})^*$$

$$*(794 \text{ g/L}) = 564 \text{ Kg NaOH/D}$$

a.2.- Requerimientos de volúmenes de soda.

La alimentación de soda fresca de 5 °Bé es continuo en el sistema de tratamiento, según recomendaciones del fabricante el gastado de la soda debe ser controlado hasta mínimo un 60 %.

Preparación de soda 5 °Bé a partir de soda 50 °Bé.

- Total de soda requerida: $(564 / 0,6) = 940 \text{ Kg NaOH/D}$
- Cantidad de solución cáustica, 50 °Bé.

$$\text{De tabla 7.1: } Q_1 = 9,4 \cdot 10^5 \text{ g NaOH/D} (L/ 762,7 \text{ g})(B/ 159 \text{ L}) = 8 \text{ B/D}$$

- Cantidad de agua para dilución de soda.

$$\text{Sabemos: } c_1 Q_1 + c_2 Q_2 = c_3 Q_3 \quad \dots(1)$$

Donde: c_1 : concentración de la solución de NaOH a 50 °Bé, g/L.

c_2 : concentración de NaOH en el agua, g/L.

c_3 : concentración de la solución de NaOH a 5 °Bé, g/L

Q_1 : flujo de solución de NaOH a 50 °Bé, B/D.

Q_2 : flujo de agua, B/D.

Q_3 : flujo de solución de NaOH a 5 °Bé, B/D.

Tabla 7.2.- Análisis a Muestras del Turbo A-1 y Kerosene en diferentes puntos de muestreo del Tratamiento Cáustico.

Productos	Puntos de Muestreo	Nº de Neutralización, mg KOH/g	Mercaptanos como S, ppm	Arrastre Cáustico mgNa+/L	Arrastre de Naftenatos, mgNa+/L
Turbo A-1	Salida de UDP.	0,5	8,98	—	—
	Salida del D-406.	0,004		0,05	0,29
	Salida del D-407.			0	0,049
	Salida de los Secadores de Sal.			0	0,046
	Salida del Filtro de Arcilla (*).	0,004	5	0	0,003
Kerosene	Salida de UDP.	0,5	11,31	—	—
	Salida del D-406.	0,004		0,092	0,92
	Salida del D-407.			0,034	0,3
	Salida de los Secadores de Sal.	0,004	5	0	0,092

REFERENCIA : Reporte de Laboratorio REFTAL de la Evaluación Especial 1998.

(*) proyectado según rendimientos de arcilla Attapulguis.

De tabla 7.1, reordenando y reemplazando en (1):

$$Q_2 = (c_1 - c_3)Q_1 / c_3 = \frac{(762,7 - 34,5) \text{ g/L}}{34,5 \text{ g/L}} * 8 \text{ B/D} = 169 \text{ B/D}$$

- *Cantidad de soda diluida fresca, 5 °Bé.*

$$Q_1 + Q_2 = 177 \text{ B/D} / 34,3 = 5 \text{ g/min}$$

- *Recirculación de soda cáustica.*

Generalmente es regulada como un porcentaje del flujo de alimentación, el valor típico es 5 %.

$$Q_{\text{soda recirc.}} = 5\% (12\,500 \text{ B/D}) (9,4 \text{ plg/min} / 7,5 \text{ plg/min}) = 783 \text{ B/D}$$

a.3.- Arrastre de hidrocarburos como ácido totales en la fase acuosa.

$$564 \text{ Kg NaOH/D} (202 \text{ Kg RCOOH} / 40 \text{ Kg NaOH}) (L/0,794 \text{ Kg}) (B/159 \text{ L}) = 23 \text{ B/D}$$

a.4.- Balance de calor en la Etapa de Neutralización.

La reacción de neutralización indicada a continuación es acompañada por liberación de calor.



Donde: R, representa a los derivados del ciclo pentano y ciclo hexano.

El grupo carboxílico está en la ramificación parafínica.

n, 1, 2, 3... n.

Se asumirá que la reacción tiene lugar sin pérdida o ganancia de calor y como todos los productos de la reacción permanecen juntos en la corriente, estos productos tomarán una temperatura conocida como la temperatura de la reacción adiabática.

En este caso, para un proceso de flujo continuo a presión constante donde los únicos términos de energía que intervienen son la energía interna y el trabajo de flujo, la variación de entalpía es cero. Así que,

la suma de entalpías de los reactivos será igual a la suma del calor normal de reacción y a las entalpías de todos los productos, incluyendo los reactivos en exceso.

$$\text{Así, } \Sigma n_r H_r = \Sigma n_p H_p + n \Delta H_{\text{rxn}} \quad \dots(2)$$

Donde: $\Sigma n_r H_r$: suma de entalpías de las n moles que ingresan en la reacción relativas al estado de referencia 25 °C.

$\Sigma n_p H_p$: suma de entalpías de las n moles que salen de la reacción, debe incluir el exceso de reactivos referidas a su estado normal a 25 °C.

$n \Delta H_{\text{rxn}}$: calor normal de reacción a 25 °C.

• *Balance estequiométrico en la reacción química.*

- Moles de $R-(CH_2)_n-COOH_{(l)}$ como reactante:

$$5 \cdot 10^{-4} \text{ g KOH/g } (202 \text{ g RCOOH/ } 56 \text{ g KOH}) (12\,500 \text{ B/D}) (159 \text{ L/B})^* \\ *(794 \text{ g/L}) (\text{mol g} / 202 \text{ g RCOOH}) (\text{mol lb} / 453,6 \text{ mol g}) = 31 \text{ mol lb/D}$$

- Moles de $NaOH_{(ac)} 5^\circ B\acute{e}$ como reactante:

$$5 \text{ g/min} (3,785 \text{ L/gl}) (34,5 \text{ g/L}) (1\,440 \text{ min/D}) (\text{mol g} / 40 \text{ g NaOH})^* \\ *(\text{mol lb} / 453,6 \text{ mol g}) = 52 \text{ mol lb/D}$$

- Moles de $R-(CH_2)_n-COONa_{(l)}$ formados: 31 mol lb/D

- Moles de $H_2O_{(l)}$ formados: 31 mol lb/D

- Moles de $NaOH_{(ac)} 5^\circ B\acute{e}$ que no han reaccionado: 21 mol lb/D.

• *Entalpías de los componentes de la reacción química.*

Del libro Introducción a la Termodinámica de Ingeniería Química Smith - Van Ness, 4th edición, p. 116. y Industrial and Engineering Chemistry Vol. 28 (1936), p. 378 and Vol. 34 (1942), p. 564.

- Entalpía del $R-(CH_2)_n-COOH_{(l)}$, reactante:

$$n_r H_r = 31 \text{ mol lb/D} (1,987 \text{ cal/mol g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$* \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{318 \text{ }^\circ\text{K}} (-9,048 + 141,38 \cdot 10^{-3} T - 161,2 \cdot 10^{-6} T^2) \partial T = 42 \text{ } 575 \text{ BTU/D}$$

- Entalpía del $NaOH_{(ac)}$, reactante:

$$n_r H_r = 52 \text{ mol lb/D} (0,958 \text{ cal/g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$*(40 \text{ g/ mol g}) (302 - 298)^\circ\text{K} = 14 \text{ } 347 \text{ BTU/D}$$

- Entalpía del $R-(CH_2)_n-COONa_{(l)}$, producto:

$$n_p H_p = 31 \text{ mol lb/D} (854 \text{ cal/mol g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$*(T - 298)^\circ\text{K} = (47 \text{ } 653 T - 14 \text{ } 200 \text{ } 654) \text{ BTU/D}$$

- Entalpía de $H_2O_{(l)}$, producto:

$$n_p H_p = 31 \text{ mol lb/D} (1,987 \text{ cal/mol g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$* \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^T (8,712 + 1,25 \cdot 10^{-3} T - 0,18 \cdot 10^{-6} T^2) \partial T$$

$$= (-7 \cdot 10^{-6} T^3 + 7 \cdot 10^{-2} T^2 + 966 T - 293 \text{ } 828) \text{ BTU/D}$$

- Entalpía de $NaOH_{(ac)}$, en exceso:

$$n_p H_p = 21 \text{ mol lb/D} (0,958 \text{ cal/g }^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$*(40 \text{ g/ mol g}) (T - 298)^\circ\text{K} = (1 \text{ } 448 T - 431 \text{ } 652) \text{ BTU/D}$$

• *Calor normal de la reacción química.*

El calor normal de reacción que acompaña al cambio químico puede calcularse a partir de los calores de formación de todos los compuestos comprendidos en la reacción. Así, el calor normal de reacción es igual a la suma algebraica de los calores normales de

formación de los productos menos la suma algebraica de los calores normales de formación de los reactivos.

$$\text{Así, } \Delta H_{\text{rxn}} = [\sum \Delta H_{\text{f}(\text{productos})} - \sum \Delta H_{\text{f}(\text{reactivos})}]_{25^{\circ}\text{C}} \quad \dots(3)$$

De los manuales del CHEMCAD: “Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties” y la figura 7.3, del apéndice C:

- Calor de formación $\text{R}-(\text{CH}_2)_n-\text{COOH}_{(l)}$: $H_f = -2,7124 \cdot 10^5$ BTU/mol lb

- Calor de formación del $\text{NaOH}_{(ac)}$: es la suma del calor normal de formación del soluto y el calor integral normal de disolución.

$$H_f = (-1,8298 \cdot 10^5 - 0,1825 \cdot 10^5) \text{ BTU/mol lb} = -2,0123 \cdot 10^5 \text{ BTU/mol lb}$$

- Calor de formación del $\text{R}-(\text{CH}_2)_n-\text{COONa}_{(l)}$: $H_f = -3,9123 \cdot 10^5$ BTU/mol lb

- Calor de formación del $\text{H}_2\text{O}_{(l)}$: $H_f = -1,2297 \cdot 10^5$ BTU/mol lb

reemplazando en (3):

$$\Delta H_{\text{rxn}} = (-3,9123 - 1,2297 + 2,7124 + 2,0123) \cdot 10^5 = -41\,739 \text{ BTU/mol lb}$$

$$n \Delta H_{\text{rxn}} = 31 \text{ mol lb} (-41\,739 \text{ BTU/mol lb}) = -1\,293\,909 \text{ BTU}$$

reemplazando y reordenando (2):

$$7 \cdot 10^{-6} T^3 - 7 \cdot 10^{-2} T^2 - 50\,067 T + 16\,276\,965 = 0 \quad \dots(4)$$

resolviendo (4): $T = 326 \text{ }^{\circ}\text{K} = 127 \text{ }^{\circ}\text{F}$

La temperatura teórica alcanzada por la corriente de Turbo A-1 a la salida de la Etapa de Neutralización es por lo menos 127 °F.

a.5.- Arrastre de humedad en el combustible.

En esta etapa el aumento de temperatura (100 a 127 °F) provocará que cierta cantidad de agua proveniente de la solución de lavado o del producto de la reacción, bajo la condición de saturación, sea

absorbido por el hidrocarburo, tornándose la apariencia del mismo opaco.

De tabla 7.3:

$$\begin{aligned} \text{Agua absorbida} &= (163 - 110) \text{ ppv} / 10^4 = 0,01 \text{ \%vol} \\ &= 0,01 \text{ \%vol} (12\,500 \text{ B/D}) = 1 \text{ B/D} \end{aligned}$$

a.6.- Flujos a la salida de la etapa de neutralización con soda.

- Turbo A-1 tratado: $(12\,500 - 23 + 1) \text{ B/D} = 12\,478 \text{ B/D}$
- Recirculación de soda: $(783 + 23 - 1) \text{ B/D} = 805 \text{ B/D}$
- Soda semi-gastada a almacenamiento: $(177 + 23 - 1) \text{ B/D} = 199 \text{ B/D}$

b.- Balance en la Etapa Lavador de Agua – Enfriador.

En esta etapa se remueven pequeñas cantidades de productos de la reacción y/o soda que arrastra la corriente de hidrocarburos de la etapa anterior. Los mínimos arrastres de naftenatos y/o soda por el uso de contactadores filmicos generan una notable reducción en el consumo de agua de lavado.

$$\text{Flujo de Turbo A-1 a lavarse} = 12\,478 \text{ B/D} / 34,3 = 364 \text{ g/l/min}$$

b.1.- Cantidad de naftenatos a removearse.

De tabla 7.2:

$$\begin{aligned} \text{Naftenatos a removearse} &= 24\% (0,29 - 0,049) \text{ mg Na}^+/\text{L} = 6 \cdot 10^{-2} \text{ mgNa}^+/\text{L} \\ &= 6 \cdot 10^{-5} \text{ g Na}^+/\text{L} (224 \text{ g RCOONa} / 23 \text{ g Na}^+) (12\,478 \text{ B/D}) (159 \text{ L/B}) \end{aligned}$$

$$\text{Naftenatos a removearse} = 1\,159 \text{ g RCOONa} / \text{D}$$

b.2.- Requerimientos de calidad y volúmenes de agua de lavado.

Según recomendaciones de especialistas en el tratamiento de combustibles, la calidad del agua de lavado debe ser como mínimo el correspondiente a un agua desmineralizada. La Unidad de Servicios

Tabla 7.3.- Solubilidad del Agua en Hidrocarburos a Temperatura de Operación, en diferentes puntos de Muestreo en el Tratamiento Cáustico del Turbo A-1 y Kerosene.

Productos	Puntos de Muestreo	Temperatura de Operación, °F	Fracción Molar de Agua *	Sp-Gr	Agua de Saturación ppmv
Turbo A-1	Entrada a la Etapa de Neutralización	100	1,2E-03	0,794	110,0
	Salida de la Etapa de Neutralización	127	1,8E-03	0,785	163,0
	Salida de los Enfriadores	100	1,8E-03	0,794	110,0
	Salida de la Etapa de Lavado con Agua	100	1,8E-03	0,794	110,0
	Salida de los secadores de sal	100	1,8E-03	0,794	110,0
	Salida del filtro de arcilla	100	1,8E-03	0,794	110,0
	A tanques de almacenamiento	85	8,7E-04	0,814	82,0
Kerosene	Entrada a la Etapa de Neutralización	100	1,3E-03	0,812	109,0
	Salida de la Etapa de Neutralización	127	2,4E-03	0,796	197,0
	Salida de los Enfriadores	100	1,3E-03	0,812	109,0
	Salida de los secadores de sal	100	1,3E-03	0,812	109,0
	A tanques de almacenamiento	85	8,5E-04	0,798	70,0

REFERENCIA: Technical Data Book Petroleum Refining, Vol 1, Chapter 9, Third Edition (1976), Figure 9 A1.4.

Industriales de la Refinería Talara dispone de esta calidad de agua y en la tabla 5.2 se indican sus principales características.

- *Agua de lavado para la remoción de naftenatos*, del apéndice C,

figura 7.4:

Solubilidad^{100°F} de naftenatos en agua = $2,2 \cdot 10^{-5}$ fracción molar.

$$\frac{W_{H_2O}}{W_{RXNa}} = \left(\frac{1}{2,5 \cdot 10^{-5}} - 1 \right) (18 / 224) = 3\ 214 \quad \dots(5)$$

De (5):

$$\begin{aligned} V_{H_2O} &= 3\ 214 (1\ 159 \text{ g RCOONa/D}) (L / 10^3 \text{ g}) (gl / 3,785 \text{ L}) (B / 42 \text{ gl}) \\ &= 23 \text{ B/D} / 34,3 = 1 \text{ gl/min} \end{aligned}$$

- *Agua de lavado para la remoción de soda cáustica*.

De tabla 7.2:

Soda a removerse = 24% (0,05 – 0) mg Na'/L = $1,2 \cdot 10^{-5}$ g Na'/L

$$1,2 \cdot 10^{-5} \text{ g Na}' / \text{L} (40 \text{ g NaOH} / 23 \text{ g Na}') (12\ 478 \text{ B/D}) (159 \text{ L/B}) = 41 \text{ g NaOH/D}$$

Del apéndice C, tabla 7.4:

Solubilidad^{100°F} de soda en agua = (127 g NaOH / 100 g H₂O)(6)

De (6):

$$\begin{aligned} V_{H_2O} &= 41 \text{ g NaOH/D} (100 \text{ g H}_2\text{O} / 127 \text{ g NaOH}) (L / 10^3 \text{ g}) (gl / 3,785 \text{ L}) (B / 42 \text{ gl}) \\ &= 2 \cdot 10^{-4} \text{ B/D} / 34,3 = 6 \cdot 10^{-6} \text{ gl/min} \end{aligned}$$

Los cálculos confirman que la cantidad de agua de lavado se debe principalmente para la remoción de naftenatos, debido a que los requerimientos de lavado por arrastre mínimos de soda es casi despreciable.

• *Recirculación del agua de lavado.*

El agua de recirculación es calculada como un porcentaje del flujo de alimentación. Asimismo, el agua de desecho debe ser controlada, de modo que contenga menos de 300 ppm de Na⁺, según recomendaciones de la Cía. Merichem.

$$Q_{\text{agua recirculada}} = 5\% (12\,478 \text{ B/D}) (9,8 \text{ plg/min} / 6,3 \text{ plg/min}) = 971 \text{ B/D}$$

b.3.- Arrastre de hidrocarburos en el agua de desecho.

$$\text{Como naftenatos: } 1\,159 \text{ g RCOONa/D} (L/794 \text{ g})(B/159 \text{ L}) = 0,01 \text{ B/D}$$

b.4.- Condensación de agua por cambio de temperatura.

El enfriador ubicado a la entrada de la etapa de lavado e ilustrado en la figura 6.1 llevará a la corriente de hidrocarburos hasta por lo menos 100 °F, cambiándole el punto de saturación y originándose condensación de agua.

De tabla 7.3:

$$\begin{aligned} \text{Agua condensada} &= (163 - 110) \text{ ppv} / 10^4 = 0,01 \text{ \%vol} \\ &= 0,01 \text{ \%vol} (12\,478 \text{ B/D}) = 1 \text{ B/D} \end{aligned}$$

b.5.- Flujos de salida en la etapa lavado con agua – enfriador.

- Turbo A-1 lavado: $(12\,478 - 0,01 - 1) \text{ B/D} = 12\,477 \text{ B/D}$
- Recirculación de agua: $(971 + 0,01 + 1) \text{ B/D} = 972 \text{ B/D}$
- Agua de desecho: $(23 + 0,01 + 1) \text{ B/D} = 24 \text{ B/D}$

c.- Balance en la Etapa de Secado con Sal.

En esta etapa se remueven el agua libre y parte del agua soluble, incluyendo los contaminantes y la soda soluble.

El consumo de sal roca es notablemente reducido por los mínimos arrastres de las etapas anteriores. Tal como se detallará mas adelante, esta etapa es muy sensible a la temperatura de operación, el cual es fijado por la temperatura de almacenamiento; es decir, para 85 °F de temperatura en los tanques se debe operar en el secador a 100 °F, a fin de conseguir una apariencia clara y brillante en el producto terminado.

Flujo de Turbo A-1 a deshidratarse = $12\,477 \text{ B/D} / 34,3 = 364 \text{ gl/min}$

c.1.- Cantidad de Salmuera.

De información proporcionada por Cía. UOP:

Rendimiento de sal roca^{100°F} = 20 lb / 1 000 B.

$(20 \text{ lb} / 1\,000 \text{ B}) (12\,477 \text{ B/D}) (\text{pie}^3 / 65 \text{ lb}) (\text{B} / 5,61 \text{ pie}^3) = 1 \text{ B/D}$

c.2.- Flujos a la salida de la etapa de secado con sal.

- Turbo A-1 filtrado: $(12\,477 - 1) \text{ B/D} = 12\,476 \text{ B/D}$
- Salmuera drenada: 1 B/D

d.- Balance en la Etapa de Filtrado con Arcilla.

En esta etapa se asegura que el combustible quede libre de surfactantes y sólidos, del mismo modo que en las etapas anteriores, la vida útil de la arcilla se ve incrementada por mínimos arrastres de etapas aguas arriba.

Flujo de Turbo A-1 a filtrarse = $12\,476 \text{ B/D} / 34,3 = 364 \text{ gl/min}$

d.1.- Cantidad de surfactantes a filtrarse.

De tabla 7.2:

Surfactantes a filtrarse = $24\% (0,046 - 0,003) \text{ mg Na}'/\text{L} = 1 \cdot 10^{-5} \text{ g Na}'/\text{L}$

$1 \cdot 10^{-5} \text{ g Na}'/\text{L} (224 \text{ g RCOONa} / 23 \text{ g Na}') (12\,476 \text{ B/D}) (\text{L} / 794 \text{ g}) = 0,002 \text{ B/D}$

d.2.- Cantidad de sólidos a filtrarse.

De tabla 7.2:

$$\text{Sólidos a filtrarse} = 24\% (0,67 - 0) \text{ mg/L} = 2 \cdot 10^{-4} \text{ g/L}$$

$$2 \cdot 10^{-4} \text{ g/L} (\text{L} / 2,65 \cdot 10^3 \text{ g}) (\text{B} / 159 \text{ L}) (12\,476 \text{ B/D}) (159 \text{ L/B}) = 0,001 \text{ B/D}$$

d.3.- Flujos a la salida del filtro de arcilla.

- Turbo A-1 a tanques: $(12\,476 - 0,002 - 0,001) \text{ B/D} = 12\,476 \text{ B/D}$

En diagrama de bloques se ilustra en la figura 7.5 el balance de materia del tratamiento del Turbo A-1.

7.3.2.- Balance de Materia y Calor en la producción de Kerosene.

Flujo de Kerosene a tratarse: $Q = 14\,400 \text{ B/D} / 34,3 = 420 \text{ g/min}$

a.- Balance en la Etapa de Lavado con Soda.**a.1.- Cantidad de ácidos a removerse.**

De tabla 7.2:

$$\text{Acidez a removerse} = (0,5 - 0,004) \text{ mg KOH/g} = 5 \cdot 10^{-4} \text{ g KOH/g}$$

$$5 \cdot 10^{-7} \text{ Kg KOH/g} (40 \text{ Kg NaOH} / 56 \text{ Kg KOH}) (14\,400 \text{ B/D}) (159 \text{ L/B}) *$$

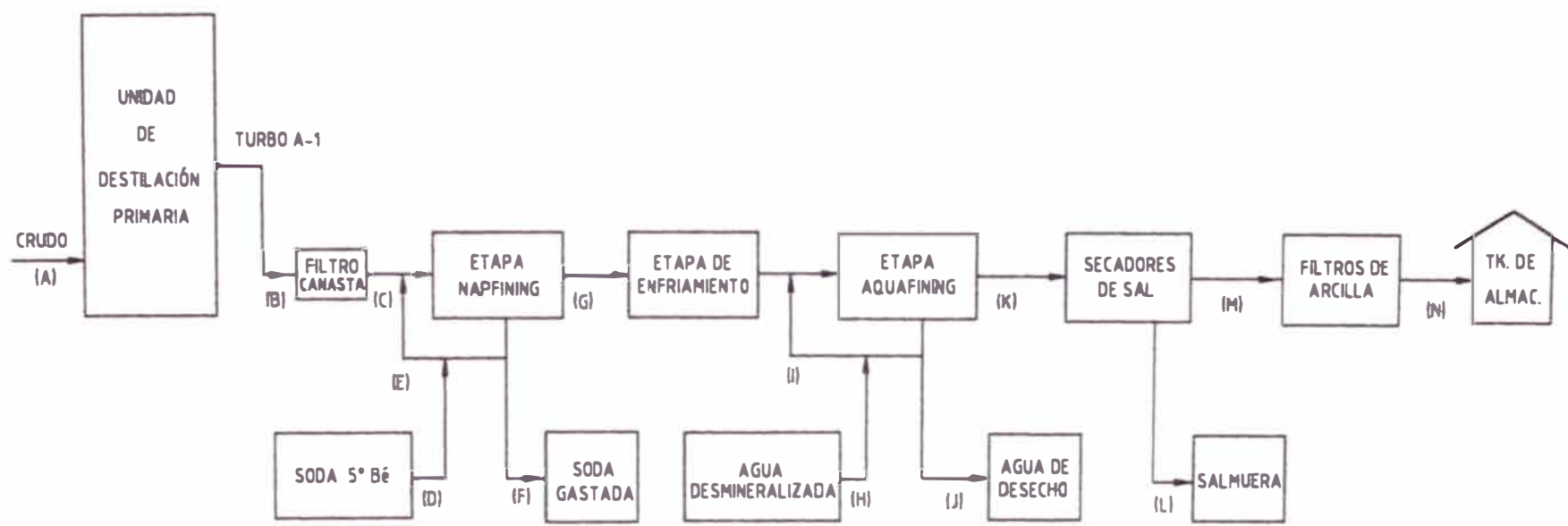
$$*(812 \text{ g/L}) = 664 \text{ kg NaOH/D}$$

a.2.- Requerimientos de volúmenes de soda.


La soda fresca de 5 °Bé debe ser alimentado continuamente al sistema de tratamiento y el gastado de la misma, basados en la experiencia que actualmente dispone la refinería, debe ser hasta por lo menos un 90 %.

Preparación de soda 5 °Bé a partir de soda 50 °Bé.

- Total de soda requerida: $(664 / 0,9) = 738 \text{ Kg NaOH/D}$



CORRIENTES, B/D	(A)	(B)	(C)	(D)	(E)	(F)	(G)	(H)	(I)	(J)	(K)	(L)	(M)	(N)
CRUDO	60 000													
TURBO A-1		12 500	12 500				12 478				12 477		12 476	12 476
SODA FRESCA 5° BÉ				177										
RECIRCULACIÓN DE SODA					805									
SODA GASTADA						199								
AGUA DESMINERALIZADA							23							
RECIRCULACIÓN DE AGUA									972					
AGUA DE DESECHO										24				
SALMUERA												1		



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DIAGRAMA DE BLOQUE EN LA PRODUCCIÓN DE TURBO A-1

DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT-99
REVISADO : R.I.S.	FIGURA : 7.5

- *Cantidad de solución cáustica, 50 °Bé.*

De tabla 7.1:

$$Q_1 = 7,4 \cdot 10^5 \text{ g NaOH/D(L/ 762,7 g)(B/ 159 L)} = 6 \text{ B/D}$$

- *Cantidad de agua para dilución de soda.*

De tabla 7.1:

$$Q_2 = \frac{(762,7 - 34,5) \text{ g/L}}{34,5 \text{ g/L}} * 6 \text{ B/D} = 127 \text{ B/D}$$

- *Volumen de soda diluida fresca, 5 °Bé.*

$$Q_1 + Q_2 = 133 \text{ B/D} / 34,3 = 4 \text{ g/l/min}$$

- *Recirculación de soda cáustica.*

$$Q_{\text{soda recirculada}} = 5\%(14\,400 \text{ B/D})(9 \text{ plg/min} / 5,4 \text{ plg/min}) = 1\,200 \text{ B/D}$$

a.3.- Arrastre de hidrocarburos como ácidos totales en la fase acuosa.

$$738 \text{ KgNaOH/D}(202 \text{ KgRCOOH}/40 \text{ KgNaOH})(\text{L}/0,812 \text{ Kg})(\text{B}/159 \text{ L}) = 29 \text{ B/D}$$

a.4.- Balance de Calor en la Etapa de Neutralización.

- *Balance estequiométrico en la reacción química.*

- *Moles de $R-(CH_2)_n-COOH_{(l)}$ como reactante:*

$$5 \cdot 10^{-4} \text{ g KOH/g} (202 \text{ g RCOOH} / 56 \text{ g KOH})(14\,400 \text{ B/D})(159 \text{ L/B})^*$$

$$*(812 \text{ g/L})(\text{mol g} / 202 \text{ g RCOOH})(\text{mol lb} / 453,6 \text{ mol g}) = 37 \text{ mol lb/D}$$

- *Moles de $NaOH_{(ac)}$ 5 °Bé como reactante:*

$$4 \text{ g/l/min} (3,785 \text{ L/gl})(34,5 \text{ g/L})(1\,440 \text{ min/D})(\text{mol g} / 40 \text{ g NaOH})^*$$

$$*(\text{mol lb} / 453,6 \text{ mol g}) = 41 \text{ mol lb/D}$$

- *Moles de $R-(CH_2)_n-COONa_{(l)}$ formados: 37 mol lb/D*

- *Moles de $H_2O_{(l)}$ formados: 37 mol lb/D*

- *Moles de $NaOH_{(ac)}$ 5°Bé que no han reaccionado: 4 mol lb/D*

• *Entalpías de cada componente de la reacción.*

- *Entalpía del $R-(CH_2)_n-COOH_{(l)}$, reactante:*

$$n_r H_r = 37 \text{ mol lb/D} (1,987 \text{ cal/mol g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$* \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{318 \text{ }^\circ\text{K}} (-9,048 + 141,38 * 10^{-3} T - 161,2 * 10^{-6} T^2) \partial T = 50 \text{ } 808 \text{ BTU/D}$$

- *Entalpía del $NaOH_{(ac)}$, reactante:*

$$n_r H_r = 41 \text{ mol lb/D} (0,958 \text{ cal/g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$*(40 \text{ g/ mol g}) (302 - 298)^\circ\text{K} = 11 \text{ } 312 \text{ BTU/D}$$

- *Entalpía del $R-(CH_2)_n-COONa_{(l)}$, producto:*

$$n_p H_p = 37 \text{ mol lb/D} (854 \text{ cal/mol g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$*(T - 298)^\circ\text{K} = (56 \text{ } 876 T - 16 \text{ } 949 \text{ } 167) \text{ BTU/D}$$

- *Entalpía de $H_2O_{(l)}$, producto:*

$$n_p H_p = 37 \text{ mol lb/D} (1,987 \text{ cal/mol g}^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$* \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^T (8,712 + 1,25 * 10^{-3} T - 0,18 * 10^{-6} T^2) \partial T$$

$$= (-8 * 10^{-6} T^3 + 8 * 10^{-2} T^2 + 1 \text{ } 153 T - 350 \text{ } 607) \text{ BTU/D}$$

- *Entalpía de $NaOH_{(ac)}$, exceso:*

$$n_p H_p = 4 \text{ mol lb/D} (0,958 \text{ cal/g }^\circ\text{K}) (\text{BTU/ } 252 \text{ cal}) (453,6 \text{ mol g/mol lb})^*$$

$$*(40 \text{ g/ mol g}) (T - 298)^\circ\text{K} = (276 T - 82 \text{ } 219) \text{ BTU/D}$$

• *Calor normal de la reacción.*

$$n \Delta H_{rxn} = 37 \text{ mol lb} (- 41 \text{ } 739 \text{ BTU/mol lb}) = - 1 \text{ } 544 \text{ } 343 \text{ BTU}$$

reemplazando y reordenando (2):

$$8 * 10^{-6} T^3 - 8 * 10^{-2} T^2 - 58 \text{ } 305 T + 18 \text{ } 988 \text{ } 456 = 0 \quad \dots(7)$$

resolviendo (7): $T = 326 \text{ }^\circ\text{K} = 127 \text{ }^\circ\text{F}$

La temperatura teórica alcanzada por la corriente de Kerosene a la salida de la etapa de neutralización es por lo menos 127 °F.

a.5.- Arrastre de humedad en el combustible.

La cantidad de agua que absorbe el combustible consecuencia del aumento de temperatura, debido al calor liberado en la reacción, es como sigue:

De tabla 7.3:

$$\begin{aligned} \text{Agua absorbida} &= (197 - 109) \text{ ppv} / 10^4 = 0,01 \text{ \%vol} \\ &= 0,01 \text{ \%vol} (14\ 400 \text{ B/D}) = 1 \text{ B/D} \end{aligned}$$

a.6.- Flujos a la salida de la etapa de neutralización.

- Kerosene Tratado: (14 400 – 29 + 1) B/D = 14 372 B/D
- Recirculación de soda: (1 200 + 29 – 1) B/D = 1 228 B/D
- Soda semi-gastada a almacenamiento: (133 + 29 – 1) B/D = 161 B/D

b.- Balance en la Etapa de Enfrimiento y Secado con Sal.

El uso final del Kerosene y su certificación no ameritan su paso por el lavador de agua, ni por el filtro de arcilla; así que, esta corriente pasará directamente de la etapa de enfriamiento al secador con sal y luego a su respectivo tanque de almacenamiento. La figura 6.1 ilustra el recorrido del Kerosene en su tratamiento.

b.1.- Condensación de agua por cambio de temperatura.

El enfriamiento de la corriente de Kerosene de 127 a 100 °F a través de su paso por el enfriador, generará condensación de agua.

De tabla 7.3:

$$\begin{aligned} \text{Agua condensada} &= (197 - 109) \text{ ppv} / 10^4 = 0,01 \text{ \%vol} \\ &= 0,01 \text{ \%vol} (14\ 372 \text{ B/D}) = 1 \text{ B/D} \end{aligned}$$

b.2.- Cantidad de Salmuera.

De información proporcionada por Cía. UOP:

Rendimiento de sal roca^{100%} = 20 lb/ 1 000 B.

$$(20 \text{ lb/ 1 000 B})(14\,372 \text{ B/D})(\text{pie}^3/ 65 \text{ lb})(\text{B/ 5,61 pie}^3) = 1 \text{ B/D}$$

b.3.- Flujos a la salida de la etapa de secado con sal.

- Kerosene filtrado: $(14\,372 - 1 - 1) \text{ B/D} = 14\,370 \text{ B/D}$

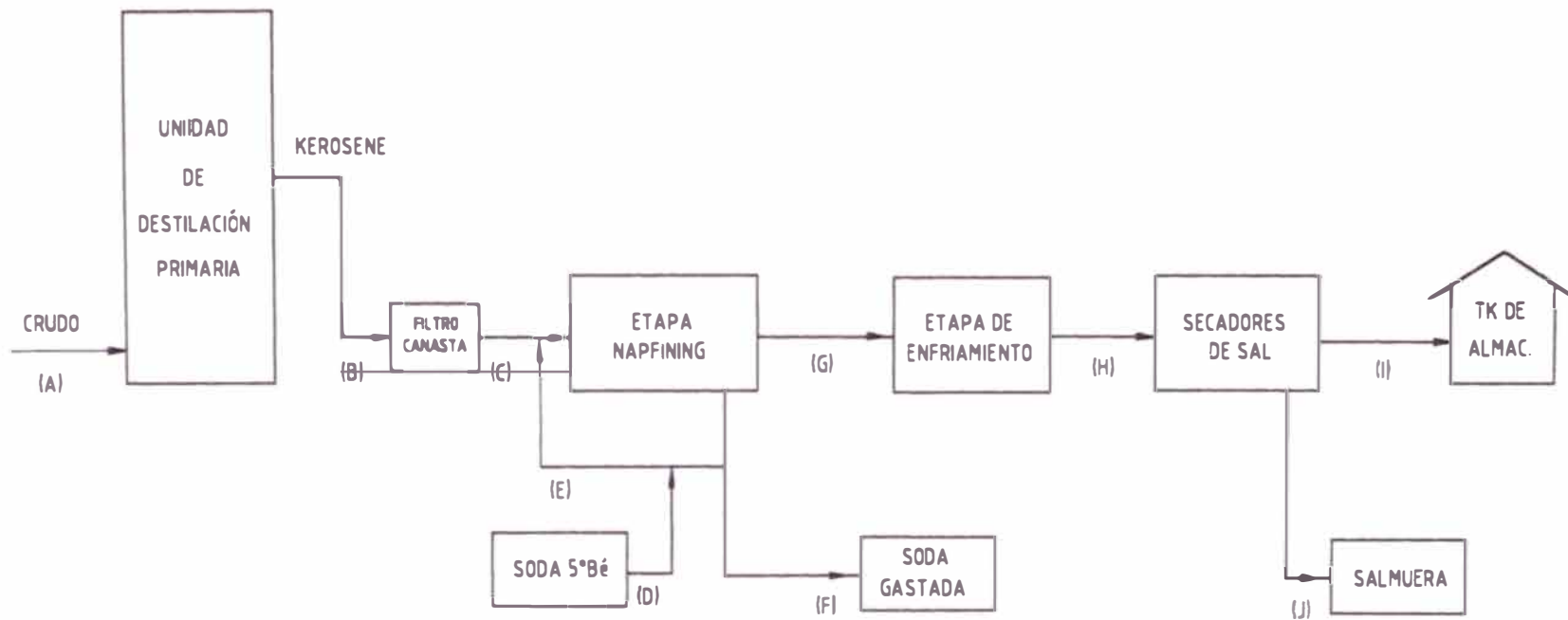
- Salmuera drenada: $(1 + 1) \text{ B/D} = 2 \text{ B/D}$

En diagrama de bloques se ilustra en la figura 7.6 el balance de materia del tratamiento de Kerosene.

7.4.- Evaluación y Diseño Básico de Sedimentadores en el Tratamiento de Kerosene y Turbo A-1.

El dimensionamiento de sedimentadores para el tratamiento de combustibles serán a partir de las velocidades de separación. Los procesos de sedimentación son operaciones cuyo estudio ha sido abordado por métodos prácticamente empíricos, dado al elevado número de variables implicadas y dificultad por expresar matemáticamente las interacciones que ocurren. Sin embargo, los fundamentos del proceso son bien conocidos por estar basados en leyes físicas sencillas.

La sedimentación espontánea en medios diluidos se analizará a partir de la mecánica de fluidos aplicada a partículas individualizadas, corrigiendo las expresiones deducidas para el modelo de esfera rígida, mediante la consideración de factores geométricos, interacciones y límites del sistema.



CORRIENTES, B/D	(A)	(B)	(C)	(D)	(E)	(F)	(G)	(H)	(I)
CRUDO	60 000								
KEROSENE		14 400	14 400				14 372		14 370
SODA FRESCA, 5°Bé				133					
RECIRCULACIÓN					1 228				
SODA GASTADA						161			
SALMUERA								2	



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DIAGRAMA DE BLOQUE EN LA PRODUCCIÓN
DE KEROSENE

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 7.6

7.4.1.- Diseño Básico del Sedimentador de Neutralización en una Etapa Convencional y en la Etapa Napfining (Etapa Mejorada).

El dimensionamiento de los sedimentadores se basa en las recomendaciones de la Design Practices of Exxon Engineering, Section V-B.

a.- Parámetros de Diseño del Sedimentador de Neutralización en una Etapa Convencional.

- En la Sedimentación por gravedad se cumple la ley de Stokes:

Las gotas de la fase dispersa sedimentan con velocidades que son función exclusiva de su tamaño, forma y densidad, de las propiedades de los fluidos, la interfase y tensión superficial.

$$V_t = \frac{g\rho_{H_2O}D_g^2(Sp-Gr_c - Sp-Gr_d)}{(18/1488)\mu_c} \quad \dots(8) \quad \text{Cuando: } N_{Re} < 2$$

reemplazando en (8):

$$V_t = \frac{8,3 \cdot 10^5 D_g^2 (Sp-Gr_c - Sp-Gr_d)}{\mu_c} \quad \dots(9)$$

$$N_{re} = \frac{10,74 D_g V_t Sp-Gr_c}{\mu_c} \quad \dots(10)$$

Máxima velocidad de separación (V_t) permisible: 10 plg/min.

Donde: g : aceleración de la gravedad, 32,2 pie/seg².

ρ_{H_2O} : densidad del agua, 62,4 lb/pie³.

D_g : diámetro de gotas de fase dispersa, plg.

S_p-Gr_c, S_p-Gr_d : gravedad específica de la fase continua y dispersa a 60 °F.

μ_c : viscosidad de la fase continua en cp. A temperatura de operación.

V_t : velocidad de separación de gotas, plg/min.

N_{Re} : número de Reynold's.

- Tamaño de la gota (ambas fases).

En fase líquida (liviano), 35 °API y liviano es 0,005 plg.

En fase líquida (pesado), agua o soda es 0,005 plg.

- La relación longitud - diámetro de un sedimentador horizontal es $(L / D) = 3 - 4$.

- De la figura 7.7, donde se muestra el diagrama del sedimentador, matemáticamente puede expresarse que la velocidad resultante (V_{Re}) experimentada por la gota durante su recorrido es igual a la suma vectorial de dos contribuciones: una componente normal de velocidad (V_a ó V_d) y otra componente lineal de velocidad (V_L). Dichos componentes de la velocidad son proporcionales a los lados del triángulo formado.

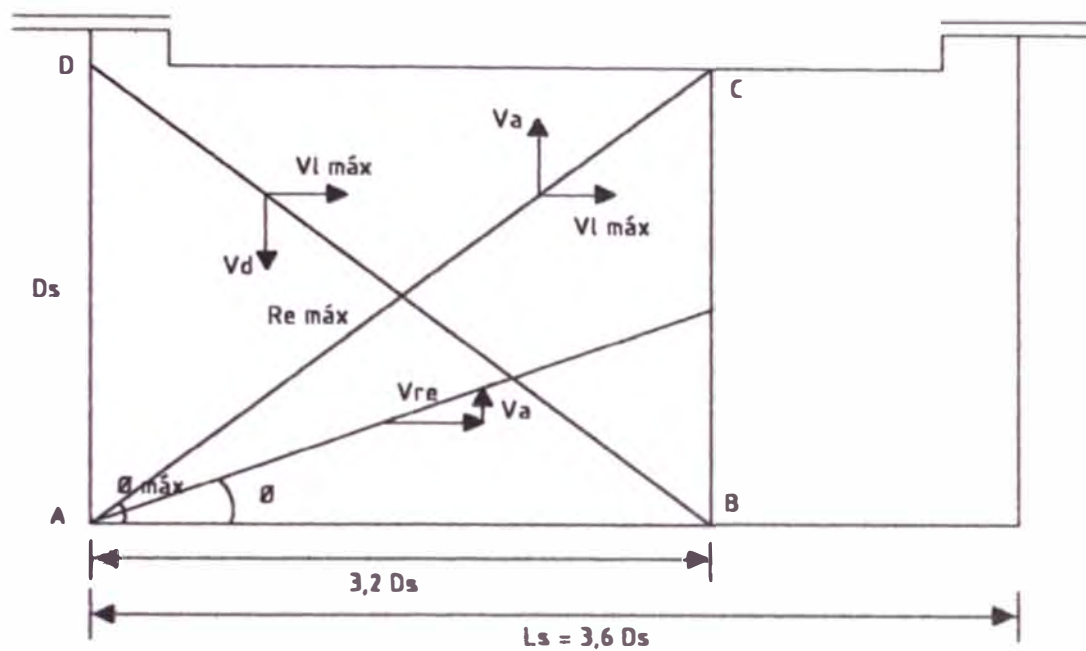
Así, $\text{Sen } \emptyset = V_d / V_{Re}$

Si fijamos que la separación se completa en el 80 % de su recorrido, como margen de seguridad, se tiene una nueva expresión:

$$\emptyset_{\text{máx}} = \text{arc tg} (D_s / 0,8 L_s). \quad \dots(11)$$

Donde: D_s : diámetro del sedimentador, pie.

L_s : longitud del sedimentador, pie.



Donde:

D_s = Diámetro del sedimentador, pie

L_s = Longitud del sedimentador, pie

$V_l\ máx$ = Velocidad lineal máxima, pie/min

$\theta\ máx$, $Re\ máx$ = ángulo y resultante máxima, valores en las que se asegura la separación de gotas.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DIAGRAMA DEL SEDIMENTADOR

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA: 7.7

b.- Diseño Básico del Sedimentador de Neutralización en una Etapa Convencional.

Los requerimientos de capacidad del sedimentador horizontal en una separación por gravedad para 14 400 B/D de Kerosene se cuantifican a continuación:

• *Velocidades de Separación en la producción de Kerosene.*

Usando tabla 7.1:

- *Velocidad de ascenso, V_u .*

Fase continua: Soda cáustica 5 °Bé y fase discontinua: Kerosene.

reemplazando en (9):

$$V_u = \frac{8,3 \cdot 10^5 (0,005 \text{ plg})^2 (1,035 - 0,818)}{0,84 \text{ cp}} = 5,3 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min.}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = \frac{10,74 (0,005 \text{ plg}) (5,3 \text{ plg/min}) 1,035}{0,84 \text{ cp}} = 0,4 < 2$$

- *Velocidad de descenso, V_d .*

Fase continua: Kerosene y fase discontinua: Soda cáustica 5 °Bé.

reemplazando en (9):

$$V_d = \frac{8,3 \cdot 10^5 (0,005 \text{ plg})^2 (0,818 - 1,035)}{1,4 \text{ cp}} = -3,2 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min.}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = \frac{10,74 (0,005 \text{ plg}) (3,2 \text{ plg/min}) (0,818)}{1,4 \text{ cp}} = 0,1 < 2$$

• Para $L_b / D_s = 3,6$ y reemplazándolo en (11): $\varnothing_{máx} = 19^\circ$.

- Se usará la velocidad de descenso como base de cálculo en el diseño, por ser en este caso factor limitante para el proceso de separación.

De figura 7.7: $V_{Rcmáx} = V_d / \text{Sen } \varnothing_{máx} = 3,2 \text{ plg/min} / \text{Sen } 19^\circ = 10 \text{ plg/min}$

$$V_{l,máx} = V_{Rcmáx} \text{Cos } \varnothing_{máx} = 10 \text{ plg/min} (\text{Cos } 19^\circ) = 9 \text{ plg/min}$$

Mientras que las velocidades de ascenso y descenso son menores a la velocidad lineal se garantizan corrientes libres de arrastres.

Se cumple: $V_a < V_{l,máx}$, ($5,3 \text{ plg/min} < 9 \text{ plg/min}$).

$$V_d < V_{l,máx}$$
, ($3,2 \text{ plg/min} < 9 \text{ plg/min}$).

- De la geometría del sedimentador:

$$D_s = [(4Q_{máx}) / (\pi V_{Rcmáx})]^{0,5} \quad \dots(12)$$

$$L_s = 3,6 D_s \quad \dots(13)$$

$$V_s = (\pi D_s^2 L_s / 4) + (5 \pi D_s^3 / 96) \quad \dots(14)$$

Donde: $Q_{máx}$: flujo máximo de combustible, pie^3/min .

$V_{Rcmáx}$: velocidad máxima, pie/min .

V_s : volumen del sedimentador, pie^3

reemplazando en (12), (13) y (14):

$$Q_{máx} = 14\,400 \text{ B/D} (5,61 \text{ pie}^3/\text{B}) (\text{D}/ 1\,440 \text{ min}) = 56 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$D_s = [(4 \cdot 56 \text{ pie}^3/\text{min}) / (\pi \cdot 10 / 12 \text{ pie}/\text{min})]^{0,5} = 10 \text{ pie}$$

$$L_s = 3,6 (10) \text{ pie} = 36 \text{ pie}$$

$$V_s = \pi (91) (10)^3 / 96 = (2\,978 \text{ pie}^3) (\text{B}/ 5,61 \text{ pie}^3) = 531 \text{ B}$$

- *Tiempo de separación y residencia.*

El tiempo de separación de fases (acuosa e hidrocarburo).

$$\theta_{scp} = D_s / V_d \quad \dots(15)$$

reemplazando en (15): $\theta_{scp} = 10 \text{ pie} / (3,2 / 12 \text{ pie}/\text{min}) = 38 \text{ min}$

El tiempo de residencia del hidrocarburo en el sedimentador.

$$\theta_{res} = V_s / Q_{m\acute{a}x} \dots (16)$$

reemplazando en (16): $\theta_{res} = 531 \text{ B} / (14\,400 / 1\,440 \text{ B/min}) = 53 \text{ min.}$

Según estos cálculos no habrán arrastres en las corrientes de salida del sedimentador, debido a que la separación se efectuó mucho antes de que la corriente pase a la siguiente etapa.

Por lo tanto, el nuevo recipiente horizontal como separador de las fases de hidrocarburo y soda en una etapa convencional deberá tener por lo menos 10 pie de diámetro y 36 pie de longitud para tratar 14 400 B/D de Kerosene sin problemas de arrastre en las corrientes de salida de esta etapa.

c.- Consideraciones de Diseño del Sedimentador de Neutralización en la Etapa Napfining.

De acuerdo a especificaciones del fabricante, las características higroscópicas propias de las fibras en el contactador aventajan al Sistema Convencional en el proceso de separación, por lo siguiente:

La soda que fluye continuamente a lo largo de las fibras se adhieren a estas en por lo menos un 80 %, el resto del material cáustico se dispersa en el hidrocarburo. Del material cáustico adherido a las fibras, alrededor del 5 % también se dispersa, generándose una menor cantidad de material dispersado en el hidrocarburo (por lo menos 24 %), cantidad a la que el esfuerzo de separación se enfoca. Es por esta razón, que el tiempo de separación requerido en la Etapa Napfining es mucho menor que en la Etapa Convencional y se asume que esta representa sólo el 24 %.

Esta particularidad generó que la expresión matemática de la ley de Stokes sufra ligeras modificaciones, tales como: el diámetro de gota de la fase dispersa es un 30 % mayor que el recomendado en los criterios de diseño por la Exxon Design Practice. Así, la expresión matemática modificada de la Ley de Stokes considera un diámetro de gota, $D_g = 0,0065 \text{ plg}$.

d.- Diseño Básico del Sedimentador de Neutralización en la Etapa Napfining.

• *Velocidades de Separación en la producción de Kerosene.*

Usando tabla 7.1:

-*Velocidad de ascenso.*

Fase continua: Soda cáustica 5 °Bé y fase discontinua: Kerosene.

reemplazando en (9):

$$V_a = \frac{8,3 \cdot 10^5 (0,0065 \text{ plg})^2 (1,035 - 0,818)}{0,84 \text{ cp}} = 9,0 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min.}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = \frac{10,74 (0,0065 \text{ plg}) (9 \text{ plg/min}) (1,035)}{0,84 \text{ cp}} = 0,8 < 2$$

- *Velocidad de descenso.*

Fase continua: Kerosene y fase discontinua: Soda cáustica 5 °Bé.

reemplazando en (9):

$$V_d = \frac{8,3 \cdot 10^5 (0,0065 \text{ plg})^2 (0,818 - 1,035)}{1,4 \text{ cp}} = -5,4 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min.}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = \frac{10,74(0,0065)(5,4 \text{ plg/min})(0,818)}{1,4 \text{ cp}} = 0,2 < 2$$

- El contactador de fibras de aleación especial en Niquel, recomendado por el fabricante, es aproximadamente 54 plg de diámetro para el tratamiento de 14 400 B/D de Kerosene.
- Como se mencionó anteriormente, el uso de contactadores de fibras conlleva a que el tiempo de separación en la Etapa Napfining sea el 24 % del requerido en la Etapa Convencional.

$$\text{Así, } \theta_{sep} = 0,24 (38 \text{ min }) = 9 \text{ min}$$

$$\text{reordenando y reemplazando en (15): } D_s = 9 \text{ min } (9,0 / 12 \text{ pie/min }) = 7 \text{ pie}$$

$$\text{reemplazando en (13): } L_s = 3,6 (7 \text{ pie }) = 25 \text{ pie}$$

$$\text{reemplazando en (14): } V_s = \pi(91)(7 \text{ pie})^3/96 = 1\,021 \text{ pie}^3(\text{B}/5,61 \text{ pie}^3) = 182 \text{ B}$$

$$\text{reemplazando en (16): } \theta_{res} = 182 \text{ B} / (14\,400 / 1\,440 \text{ B/min }) = 18 \text{ min.}$$

reordenando y reemplazando (12):

$$V_{R_{em\acute{a}x}} = (4 * 56 \text{ pie}^3/\text{min}) / [\pi(7 \text{ pie})^2] = 2 \text{ pie/min } (12 \text{ plg/pie}) = 24 \text{ plg/min}$$

$$\text{De figura 7.7: } \cos \phi_{m\acute{a}x} = [1 - (5,4 \text{ plg/min} / 24 \text{ plg/min})^2]^{0,5} = 0,97$$

$$V_{l.m\acute{a}x} = 24 \text{ plg/min } (0,97) = 23 \text{ plg/min}$$

Se cumple: $\theta_{sep} < \theta_{res}$, (9 min < 18 min).

$$V_a < V_{l.m\acute{a}x} , (9,0 \text{ plg/min} < 23 \text{ plg/min}).$$

$$V_d < V_{l.m\acute{a}x} , (5,4 \text{ plg/min} < 23 \text{ plg/min}).$$

Por lo tanto, el nuevo recipiente horizontal de 6 pie de diámetro y 24 pie de longitud que tiene instalado un contactador de fibras garantiza

corrientes de hidrocarburos libre de arrastres de soda y/o pérdidas de combustible en los drenajes que van a los separadores API / CPI.

d.- Verificando parámetros de diseño en la producción de TurboA-1.

La producción de Turbo A-1 en la Planta de Tratamiento es 12 500 B/D.

• *Velocidades de Separación en la producción de Turbo A-1.*

Usando tabla 7.1:

- *Velocidad de ascenso.*

Fase continua: Soda cáustica 5 °Bé y fase discontinua: Turbo A-1

reemplazando en (9):

$$V_a = 8,3 \cdot 10^5 (0,0065 \text{ plg})^2 (1,035 - 0,809) / 0,84 \text{ cp} = 8 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min.}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = 10,74 (0,0065 \text{ plg})(8 \text{ plg/min})(1,035) / 0,84 \text{ cp} = 0,64 < 2$$

• *Velocidad de descenso.*

Fase continua: TurboA-1 y fase discontinua: Soda cáustica 5 °Bé.

reemplazando en (9):

$$V_d = 8,3 \cdot 10^5 (0,0065 \text{ plg})^2 (0,809 - 1,035) / 1,06 \text{ cp} = -6,4 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min.}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = 10,74 (0,0065 \text{ plg})(6,4 \text{ plg/min})(0,809) / 1,06 \text{ cp} = 0,31 < 2$$

• *Velocidad lineal máxima.*

reordenando y reemplazando en (12):

$$Q_{m\acute{a}x} = 12\,500 \text{ B/D} (5,61 \text{ pie}^3/\text{B}) (D/1\,440 \text{ min}) = 49 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$V_{Re\,m\acute{a}x} = (4 \cdot 49 \text{ pie}^3/\text{min}) / [\pi (7 \text{ pie})^2] = 1 \text{ pie/min} (12 \text{ plg/pie}) = 12 \text{ plg/min}$$

De figura 7.7: $\cos \theta_{m\acute{a}x} = [1 - (6,4 \text{ plg/min} / 12 \text{ plg/min})^2]^{0,5} = 0,85$

$$V_{l,m\acute{a}x} = 12 \text{ pie/min} (0,85) = 10 \text{ plg/min}$$

Se cumple: $V_a < V_{L.máx}$, (8,0 plg/min < 10 plg/min).

$V_d < V_{L.máx}$, (6,4 plg/min < 10 plg/min).

Las desigualdades en las velocidades confirman que en la producción del Turbo A-1 los problemas de arrastre a equipos aguas abajo también se ha controlado.

7.4.2.- Evaluación de Recipientes Existentes como Sedimentadores de Neutralización para la Etapa Napfining.

- En la etapa de neutralización del sistema de tratamiento actual (convencional) se operan en paralelo los sedimentadores D-406 y el D-401 para procesar 15 000 B/D de Kerosene ó 10 400 B/D de Turbo A-1. Estos recipientes son de iguales dimensiones, $D_s = 10$ pie, $L_s = 36$ pie y $V_s = 510$ B.
- El nuevo sedimentador con el contactador fílmico, para tratar 14 400 B/D de Kerosene ó 12 500 B/D de Turbo A-1, es de aproximadamente 7 pie de diámetro y 25 pie de longitud; de modo que, los recipientes D-406 ó D-401 previa instalación del contactador exceden largamente los requerimientos como sedimentadores para la Etapa Napfining, recomendándose su uso.
- La carga máxima de tratamiento por sedimentador, D-406 ó D-401, es de hasta 20 160 B/D de Turbo A-1, según los cálculos detallados a continuación:

reordenando y reemplazando en (12):

Para, $V_{L.máx} = 10$ plg/min

$$V_{Remáx} = (V_{L.máx}^2 + V_d^2)^{0,5} = [(10 \text{ plg/min})^2 + (6,4 \text{ plg/min})^2]^{0,5} = 12 \text{ plg/min}$$

$$Q_{\text{máx}} = [\pi(10 \text{ pie})^2/4](12 / 12 \text{ pie/min})(B/ 5,6 \text{ l pie}^3)(1 440 \text{ min/D}) = 20 160 \text{ B/D}$$

reemplazando en (15): $\theta_{\text{sep}} = [10 \text{ pie} / (6,4 / 12 \text{ pie/min})] = 19 \text{ min.}$

reemplazando en (16): $\theta_{\text{res}} = 510 \text{ B} / (14 400 / 1 440 \text{ B/min}) = 51 \text{ min.}$

- La tabla 7.5 es un resumen comparativo de las características del sedimentador de neutralización en la Etapa Convencional y Napfining.

Tabla 7.5.- Sedimentadores de Neutralización en la Etapa Convencional y Napfining para el tratamiento de 14 400 B/D de Kerosene.

<i>Características</i>	<i>Etapa Convencional. Separación por Gravedad</i>		<i>Etapa Napfining. Con Contactadores de Fibras</i>	
Cantidad	2	1	1	1
Condición	Actual D-401 / D-406	Nuevo	Nuevo	Reusar D-406 ó D-401
Montaje	Horizontal y operan en paralelo	Horizontal	Horizontal y contactador	Horizontal y contactador
Diámetro, pie.	10,0	9,0	7,0	10,0
Longitud, pie.	36,0	36,0	25,0	36,0
Volumen, B.	510	531	182	510
θ_{sep} , min.		38	9	19
θ_{res} , min.		53	18	51

De tabla 7.5 se concluye en lo siguiente:

- El uso de contactadores filmicos en los sedimentadores de neutralización reduce el tamaño del sedimentador, sin problemas de arrastres. Así, en la Etapa Napfining el sedimentador es de 7 pie de diámetro y 25 pie de longitud versus en la Etapa Convencional el sedimentador es de 10 pie de diámetro y 36 pie de longitud.
- Solo se requiere un sedimentador horizontal en la etapa de neutralización y no dos recipientes en paralelo como actualmente se viene operando en el tratamiento convencional, puede utilizarse el D-401 ó el D-406.

- El tiempo de separación de fases en el sedimentador es más pequeño con el uso de contactadores, lo que garantiza corrientes libres de arrastres. Se dispone de 19 min en la Etapa Napfining versus 38 min en la Etapa Convencional.

7.4.3.- Diseño Básico del Sedimentador de Lavado en una Etapa Convencional y en la Etapa Aquafining (Etapa Mejorada).

El sedimentador es dimensionado para la producción de 12 500 B/D de Turbo A-1 y toma como referencia de cálculos la figura 7.7.

a.- Diseño Básico del Lavador de Agua en la Etapa Convencional.

Las exigencias rigurosas en la certificación del Turbo A-1 hacen necesario el uso de lavadores con agua desmineralizada, después de la etapa de neutralización. Para el caso de tratamiento del Kerosene esta etapa es usada como una etapa más de decantación.

• Velocidades de Separación en la producción de Turbo A-1.

Usando tabla 7.1:

- *Velocidad de ascenso.*

Fase continua: Agua desmineralizada y fase discontinua: Turbo A-1

reemplazando en (9):

$$V_a = 8,3 \cdot 10^5 (0,005 \text{ plg})^2 (1,0 - 0,809) / 0,685 \text{ cp} = 5,8 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = 10,74 (0,005 \text{ plg}) (5,8 \text{ plg/min}) (1,0) / 0,685 \text{ cp} = 0,5 < 2$$

- *Velocidad de descenso.*

Fase continua: Turbo A-1 y fase discontinua: Agua desmineralizada

reemplazando en (9):

$$V_d = 8,3 \cdot 10^5 (0,005 \text{ plg})^2 (0,809 - 1,0) / 1,06 \text{ cp} = -3,7 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Re} = 10,74(0,005 \text{ plg})(3,7 \text{ plg/min})(0,809) / 1,06 \text{ cp} = 0,2 < 2$$

- De figura 7.7: $\theta_{m\acute{a}x} = 19^\circ$

$$V_{Rcm\acute{a}x} = 3,7 \text{ plg/min} / \text{Sen } 19^\circ = 12 \text{ plg/min}$$

$$V_{l,m\acute{a}x} = 12 \text{ plg/min} (\text{Cos } 19^\circ) = 11 \text{ plg/min}$$

Se cumple: $V_a < V_L$, (5,8 plg/min < 11 plg/min).

$$V_d < V_l$$
, (3,7 plg/min < 11 plg/min).

- Del balance de materia:

$$Q_{m\acute{a}x} = 12 \text{ 478 B/D} (5,61 \text{ pie}^3/\text{B}) (\text{D}/1 \text{ 440 min}) = 49 \text{ pie}^3/\text{min}$$

reemplazando en (12): $D_s = [(4 \cdot 49 \text{ pie}^3/\text{min}) / (\pi \cdot 12/12 \text{ pie/min})]^{0,5} = 8 \text{ pie}$

reemplazando en (13): $L_s = 3,6 (8 \text{ pie}) = 29 \text{ pie}$

reemplazando en (14): $V_s = \pi(91)(8 \text{ pie})^3/96 = 1 \text{ 525 pie}^3(\text{B}/5,61 \text{ pie}^3) = 272 \text{ B}$

- *Tiempo de separación y residencia.*

reemplazando en (15): $\theta_{sep} = 8 \text{ pie} / (3,7 / 12 \text{ pie/min}) = 26 \text{ min}$

reemplazando en (16): $\theta_{res} = 272 \text{ B} / (12 \text{ 478} / 1440 \text{ B/min}) = 31 \text{ min}$

b.- Diseño Básico del Lavador con Agua en la Etapa Aquafining.

En la Etapa Aquafining se desarrolla el mismo principio ilustrado en la Etapa Napfining. Así, la expresión matemática de la ley de Stokes, contempla un diámetro de gota un 30 % mayor a la Etapa Convencional, $D_g = 0,0065 \text{ plg}$.

- *Velocidades de Separación en la producción de Turbo A-1.*

Usando tabla 7.1:

- *Velocidad de ascenso.*

Fase continua: Agua desmineralizada y fase discontinua: Turbo A-1

reemplazando en (9):

$$V_n = 8,3 \cdot 10^5 (0,0065 \text{ plg})^2 (1,0 - 0,809) / 0,685 \text{ cp} = 9,8 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min}$$

reemplazando en (10):

$$N_{Rc} = 10,74 (0,0065 \text{ plg}) (9,8 \text{ plg/min}) (1) / 0,685 \text{ cp} = 1 < 2$$

- *Velocidad de descenso.*

Fase continua: Turbo A-1 y fase discontinua: Agua desmineralizada

reemplazando en (9):

$$V_d = 8,3 \cdot 10^5 (0,0065 \text{ plg})^2 (0,809 - 1,0) / 1,06 \text{ cp} = -6,3 \text{ plg/min} < 10 \text{ plg/min}$$

reemplazando en (10)

$$N_{Rc} = 10,74 (0,0065 \text{ plg}) (6,3 \text{ plg/min}) (0,809) / 1,06 \text{ cp} = 0,3 < 2$$

- El contactador de fibras de aleación especial en Niquel, recomendado por el fabricante, es aproximadamente 48 plg de diámetro para el tratamiento de 12 500 B/D de Turbo A-1.
- Como se mencionó anteriormente el uso de contactadores de fibras conllevan a que el tiempo de separación en la Etapa Aquafining sea el 24 % del requerido en la Etapa Convencional.

$$\text{Así, } \theta_{scp} = 0,24 (26 \text{ min}) = 6 \text{ min}$$

$$\text{reordenando y reemplazando en (15): } D_s = 6 \text{ min} (9,8 / 12 \text{ pie/min}) = 5 \text{ pie}$$

$$\text{reemplazando en (13): } L_s = 3,6 (5 \text{ pie}) = 18 \text{ pie}$$

$$\text{reemplazando en (14): } V_s = \pi (91) (5 \text{ pie})^3 / 96 = 372 \text{ pie}^3 (\text{B} / 5,61 \text{ pie}^3) = 66 \text{ B}$$

$$\text{reemplazando en (16): } \theta_{res} = 66 \text{ B} / (12\,478 / 1\,440 \text{ B/min}) = 8 \text{ min.}$$

reordenando y reemplazando (12):

$$V_{Rcm\acute{a}x} = (4 \cdot 49 \text{ pie}^3/\text{min}) / [\pi (5 \text{ pie})^2] = 2,5 \text{ pie}^3/\text{min} (12 \text{ plg/pie}) = 30 \text{ plg/min}$$

$$\text{De figura 7.7: } \text{Cos } \phi_{m\acute{a}x} = [1 - (6,3 \text{ plg/min} / 30 \text{ plg/min})^2]^{0,5} = 0,98$$

$$V_{L.m\acute{a}x} = 30 \text{ pie/min} (0,98) = 29 \text{ plg/min}$$

Se cumple: $\theta_{sep} < \theta_{res}$, (6 min < 8 min).

$$V_u < V_{L.m\acute{a}x} \text{ , (9,8 plg/min < 29 plg/min) .}$$

$$V_d < V_{L.m\acute{a}x} \text{ , (6,3 plg/min < 29 plg/min) .}$$

Por lo tanto, el nuevo recipiente horizontal con su contactador de fibras de 5 pie de diámetro y 18 pie de longitud garantiza corrientes de hidrocarburos libre de arrastres, según las desigualdades de velocidad.

7.4.4.- Evaluación del sedimentador existente como lavador de agua para la Etapa Aquafining.

- La etapa de lavado con agua en el tratamiento existente (convencional) usa el recipiente horizontal D-407 como lavador de 10 400 B/D de Turbo A-1. Las dimensiones del sedimentador son: $D_s = 10$ pie, $L_s = 36$ pie y $V_s = 510$ B.
- Las dimensiones del nuevo lavador de agua en la Etapa Aquafining (incluido el contactador filmico) para tratar 12 478 B/D de Turbo A-1 es aproximadamente 5 pie de diámetro y 18 pie de longitud. Así que, el recipiente D-407 previa instalación del contactador excede los requerimientos en este servicio, por lo que puede ser reusado.
- El uso de contactador filmico en el sedimentador D-407 permite procesar cargas de hasta 20 160 B/D de Turbo A-1, según los cálculos detallados a continuación:

reordenando y reemplazando en (12):

$$\text{Para, } V_{L.m\acute{a}x} = 10 \text{ plg/min}$$

$$V_{Rcm\acute{a}x} = [(10 \text{ plg/min})^2 + (6,3 \text{ plg/min})^2]^{0,5} = 12 \text{ plg/min}$$

$$Q_{\text{máx}} = [\pi(10 \text{ pie})^2/4](12 / 12 \text{ pie/min})(B/ 5,61 \text{ pie}^3)(1 440 \text{ min/D}) = 20 160 \text{ B/D}$$

reemplazando en (15): $\theta_{\text{sep}} = [10 \text{ pie} / (6,3 / 12 \text{ pie/min})] = 19 \text{ min.}$

reemplazando en (16): $\theta_{\text{res}} = 510 \text{ B} / (12 478 / 1 440 \text{ B/min}) = 59 \text{ min.}$

- La tabla 7.6 es un resumen comparativo de las características del lavador de agua en la Etapa Convencional y Aquafining.

Tabla 7.6.- Lavador de Agua en la Etapa Convencional y Aquafining para tratar 12 478 B/D de Turbo A-1.

<i>Características</i>	<i>Etapa Convencional Separación por gravedad</i>	<i>Etapa Aquafining Contactadores de fibras</i>	
Cantidad	1	1	1
Condición	Nuevo	Nuevo	Reusar D-407
Montaje	Horizontal	Horizontal y contactador	Horizontal y contactador
Diámetro, pie	8,0	5,0	10,0
Longitud, pie	29,0	18,0	36,0
Volumen, B	272	66	510
θ_{sep} , min	26	6	19
θ_{res} , min	31	8	59

De tabla 7.6 se concluye en lo siguiente:

- El uso del contactador fílmico en el lavador de agua logra reducir el tamaño del sedimentador, sin problemas de arrastres. Así, el sedimentador en la Etapa Aquafining es de 5 pie de diámetro y 18 pie de longitud versus el sedimentador convencional de 8 pie de diámetro y 29 pie de longitud.
- El tiempo de residencia del combustible en el sedimentador es más que suficientes para garantizar corrientes libres de arrastres, se disponen de 59 min en la Etapa Aquafining versus 31 min en la Etapa Convencional.

- Puede ser reusado el recipiente D-407 como lavador de agua en la Etapa Aquafining previa instalación del contactador filmico por satisfacer ampliamente los requerimientos de tiempos y capacidad.

7.5.- Etapa de Enfriamiento.

En el tratamiento del Turbo A-1 o Kerosene con soda cáustica tienen lugar reacciones de neutralización con desprendimiento de calor; dicha energía es absorbida por la corriente de hidrocarburos, alcanzando temperaturas de hasta 127 °F. Con la finalidad de lograr una óptima temperatura de proceso (cercana a la de almacenamiento) se recomienda que entre las etapas de neutralización y de lavado con agua se instale un enfriador del tipo casco-tubo; de lo contrario la disminución de temperatura en los tanques de almacenamiento provocará condensación de agua conllevando a un deterioro en apariencia del producto final.

7.5.1.- Parámetros de Diseño del Enfriador.

El enfriador será dimensionado de acuerdo a las recomendaciones de Donald Q. Kern en su libro "Procesos de transferencia de Calor" y son como sigue:

- El Turbo A-1 o Kerosene circulará por el lado casco y fluido frío por el lado tubos.
- Debe evitarse que el agua de mar obtenga valores de velocidad menores a 3 pie/s, debido a que la baja velocidad a través de los tubos hace que el lodo y la lama de la acción microbiana se adhieran a los tubos y sean arrastrados. Si hubiera alta turbulencia tampoco deberá excederse la velocidad de 5 pie/s, pues ocasionarían erosión en la tubería.

- Cuando el agua con un contenido promedio de minerales y aire, usado como medio de enfriamiento, es llevada a una temperatura sobre los 120 °F, se ha observado una vibración excesiva en los tubos, por esta razón, debe evitarse temperaturas mayores a la mencionada.
- La pérdida de presión en el enfriador por el lado casco y por el lado tubos no debe exceder los 10 lb/plg².
- El coeficiente total limpio (U_c) debe exceder lo suficiente al coeficiente total de diseño (U_D), de manera que el factor de obstrucción (R_D) que es una medida del exceso de superficie permita la operación del enfriador por un periodo razonable. Según el TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Associations) 6^{ta} Edition, para temperaturas del fluido caliente hasta 240 °F y temperaturas del agua de mar menor a 125 °F con velocidades mayores a 3 pie/s, el R_D no debe ser menor a 0,000 5 h pie² °F/BTU.

7.5.2.- *Diseño básico del Enfriador.*

Se dimensionarán dos enfriadores con capacidades de 7 500 B/D de Kerosene por enfriador. Las temperaturas óptimas de enfriamiento para el combustible deben estar en el rango de 95 a 105 °F.

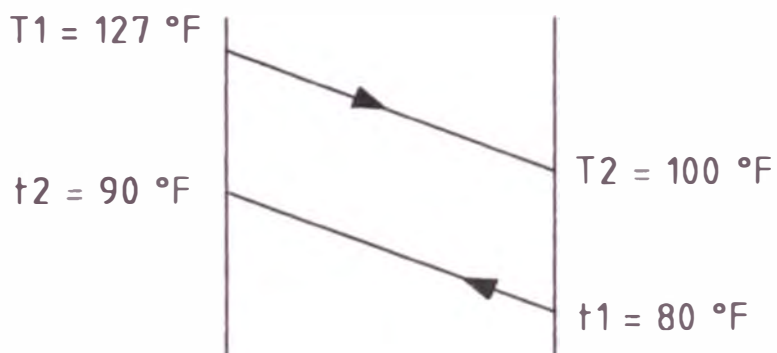
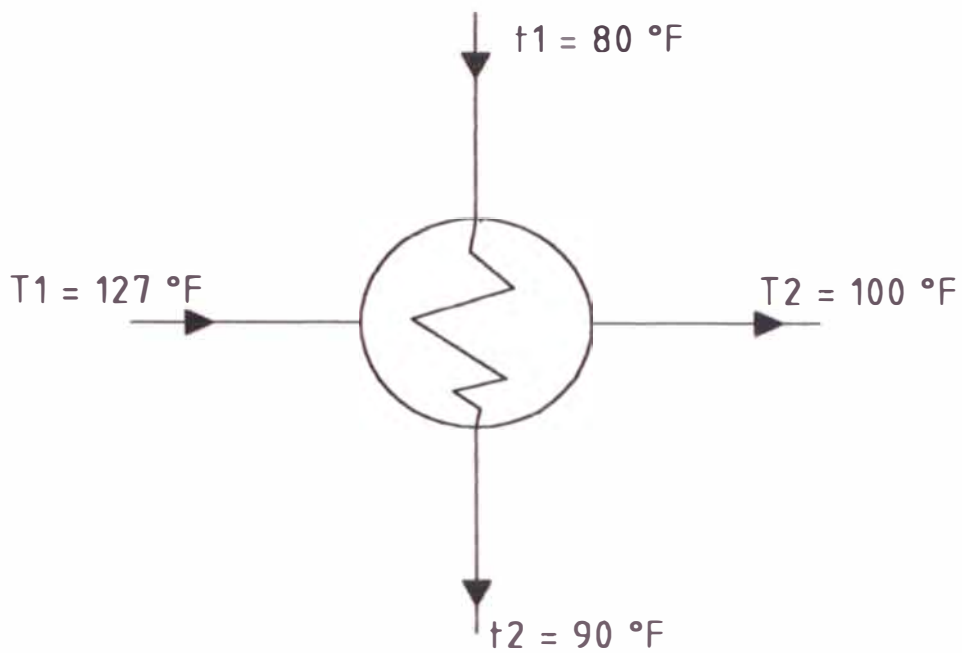
a.- Balance de Calor: Kerosene - Agua de mar.

La figura 7.8 muestra el esquema de distribución de temperaturas en el enfriador. La base de cálculo considera 100 °F como temperatura objetivo de enfriamiento en las corrientes de salida del combustible.

$$Q_K = Q_{H_2O} \quad \dots(17)$$

Donde: Q_K : calor cedido por el Kerosene, BTU/min.

Q_{H_2O} : calor ganado por el agua de mar, BTU/min.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DIAGRAMA DE TEMPERATURAS EN EL ENFRIADOR E-1

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 7.8

• *Propiedades físicas del Kerosene.*

La figura 7.8: $T = (T_1 + T_2)^\circ\text{F} / 2 = (127 + 100) / 2 = 114^\circ\text{F}$

De tabla 7.1: $Sp\text{-}Gr = 0,803$ y $C_e = 0,494 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$

$$m_K = 7\,250 \text{ B/D} (159 \text{ L/B}) (0,803 \text{ Kg/L}) (\text{lb} / 0,4536 \text{ Kg}) (\text{D} / 1\,440 \text{ min})$$

$$= 1\,417 \text{ lb/min.}$$

$$Q_K = m_K C_e (T_1 - T_2) \dots (18)$$

reemplazando en (18):

$$Q_K = 1\,417 \text{ lb/min} (0,494 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}) (125 - 100)^\circ\text{F} = 17\,500 \text{ BTU/min}$$

• *Propiedades físicas del agua de mar.*

- Según el boletín semanal de IMARPE en el periodo 1995 – Abril 2000: "Temperatura Superficial del Mar y sus anomalías registrados en la Red de Laboratorios Costeros", se tiene reportados temperaturas de agua de mar entre 16,3 – 26,8 °C. Por lo que, en los cálculos se usará como temperatura de entrada del agua de mar al enfriador de 26,8 °C (80 °F).

- Se fijó la temperatura de salida del agua de mar del enfriador en 90 °F teniendo en consideración lo siguiente: esta temperatura no debe superar los 120 °F por generarse excesiva vibración en los tubos y para evitar el cruce con la temperatura objetivo de enfriamiento del combustible (100 °F) a fin de mantener un factor de diferencia de temperatura mayor a 0,75.

$$t = (t_1 + t_2)^\circ\text{F} / 2 = (90 + 80) / 2 = 85^\circ\text{F}$$

- Del apéndice C, figura 7.9: $Sp\text{-}Gr = 1,022$

- Del Website The John Hopkins University "A sea water Equation of State Calculator", $C_e = 0,9644 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$

reemplazando en (17):

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = Q_K / [C_e (t_1 - t_2)] = \frac{17\,500 \text{ BTU/min}}{0,9644 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} (90 - 80) ^\circ\text{F}} = 1\,815 \text{ lb/min}$$

• *Diferencia verdadera de temperatura, LMTD.*

De figura 7.8:

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - T_2) - (t_2 - t_1)}{\ln [(T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)]} = \frac{(125 - 100) - (90 - 80)}{\ln [(125 - 100)/(90 - 80)]} = 16 ^\circ\text{F}$$

$$R = \left(\frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \right) = \frac{125 - 100}{90 - 80} = 2,5; \quad S = \left(\frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \right) = \frac{90 - 80}{125 - 80} = 0,22$$

Del apéndice C, figura 7.10: $F_T = 0,93$

$$\Delta t = \text{LMTD} * F_T = 16 (0,94) = 15 ^\circ\text{F}$$

• *Temperaturas calóricas, T_c y t_c .*

Del apéndice C, figura 7.11: Rango de temperatura en la coraza = $25 ^\circ\text{F}$

$$K_c = 0,097$$

$$(\Delta t_c / \Delta t_h) = (100 - 80) / (125 - 90) = 0,57$$

Factor de temperatura calórica: $F_c = 0,45$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 100 + 0,45 (125 - 100) = 111 ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) = 80 + 0,45 (90 - 80) = 85 ^\circ\text{F}$$

• *Número de Tubos, N_t .*

Del apéndice C, tabla 7.7: Se asumirá el coeficiente total de transferencia entre un destilado medio y agua, $U_D = 59 \text{ Btu/h pie}^2 ^\circ\text{F}$

De la ecuación de Fourier: $A = Q_K / U_D \Delta t$

Donde: A ; área de transferencia, pie^2 .

$$A = (17\,500 \text{ BTU/min} \cdot 60 \text{ min/h}) / (59 \text{ BTU/h pie}^2 \cdot \text{°F} \cdot 15 \text{ °F}) = 1\,186 \text{ pie}^2$$

Usando tubos de 1 plg DE, 16 BWG y 16 pie de longitud.

Del apéndice C, tabla 7.8; área exterior por pie lineal:

$$a'' = 0,2618 \text{ pie}^2/\text{pie lin}$$

$$N_t = 1\,186 \text{ pie}^2 / (16 \text{ pie} \cdot 0,2618 \text{ pie}^2/\text{pie}) = 282$$

Del apéndice C, tabla 7.9: para 282 tubos de 1 plg DE, con arreglo en cuadro de 1¼ plg y 8 pasos, la cantidad más cercana es 286 tubos en una coraza de 29 plg DI.

• *Coefficiente Total de Transferencia de calor corregido, U_D .*

Recalculando el coeficiente total de transferencia para 286 tubos:

$$A = 286 (16 \text{ pie}) (0,2618 \text{ pie}^2/\text{pie lin}) = 1\,198 \text{ pie}^2$$

$$U_D = (17\,500 \text{ BTU/min} \cdot 60 \text{ min/h}) / (1\,186 \text{ pie}^2 \cdot 15 \text{ °F}) = 59 \text{ BTU/h pie}^2 \cdot \text{°F}$$

b.- Cálculos en Lado Tubos: Agua de mar.

• *Area de flujo, a_t .*

Del apéndice C, tabla 7.8: $a'_t = 0,594 \text{ plg}^2$

$$a_t = \frac{\text{N}^\circ \text{ tubos (área de flujo/tubo)}}{\text{N}^\circ \text{ de pasos}} = \frac{286 (0,594)}{144 (8)} = 0,15 \text{ pie}^2$$

• *Velocidad de masa, G_t .*

$$G_t = w / a_t = (1\,815 \text{ lb/min}) (60 \text{ min/h}) / 0,15 \text{ pie}^2 = 726\,000 \text{ lb/h pie}^2$$

$$V = G_t / 3\,600\rho = 726\,000 \text{ lb/h pie}^2 / (3\,600 \cdot 63,8) = 3,2 \text{ pie/s} > 3 \text{ pie/s}$$

• *Número de Reynold's, Re_t .*

$$Re_t = DI G_t / \mu \quad \dots(19)$$

$$A \text{ } t_c = 85^\circ\text{F}: \mu = 0,87 \text{ cp} (2,42) = 2 \text{ lb/pie h}$$

Del apéndice C, tabla 7.8:

para tubos 1 plg DE, 16 BWG y 16 pie, $DI = 0,87 / 12 = 0,07$ pie

reemplazando en (19): $Re_t = 0,07 (726 000) / 2 = 25 410$

• *Coficiente de transferencia del fluido interior, h_{io} .*

Del apéndice C, figura 7.12: para $V = 3,2$ pie/s y $t_c = 85$ °F

$h_i = 0,94 (850) = 799$ BTU/h pie²°F

$h_{io} = h_i DI / DE = 799 (0,87) / 1 = 695$ BTU/h pie²°F

b.1.- Caída de presión - Lado Tubos, ΔP_T .

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 * 10^{10} DI Sp-Gr \varnothing_t} \quad \dots(20)$$

Donde: n: número de pasos.

L: longitud de tubería, pie.

Ln: longitud total de la trayectoria.

Del apéndice C, figura 7.13: para $Re_t = 25 410$, $f = 0,000 21$

reemplazando en (20): $\Delta P_t = \frac{(0,000 21)(726 000)^2(16)(8)}{5,22 * 10^{10}(0,07)(1,022)(1)} = 4$ lb/plg²

$$\Delta P_r = \left[\frac{4n}{Sp-Gr} \right] \left[\frac{V^2}{2g} \right] \left[\frac{62,5}{144} \right] \quad \dots(21)$$

Donde: ΔP_r : caída de presión por cambio de dirección en los cabezales

Del apéndice C, figura 7.14: para $G_t = 726 000$ lb/h pie²

$(V^2 / 2g)(62,5 / 144) = 0,073$ lb/plg²

reemplazando en (21): $\Delta P_r = 0,073 (4 * 8 / 1,022) = 2$ lb/plg²

$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = (4 + 2)$ lb/plg² = 6 lb/plg² < 10 lb/plg²

c.- Cálculos en el Lado Coraza: Kerosene.

• **Area de flujo, a_s .**

$$a_s = DI C' B / (144 * P_T) \quad \dots(22)$$

- **Espaciado de deflectores, B:** un espaciado muy amplio originaría que el flujo tiende hacer axial en lugar de ser a través del haz de tubos y a un espaciado cerrado provoca excesivas fugas entre los deflectores y la coraza. Los rangos extremos del espaciado son: DI de coraza máximo y $B = DI / 5$ mínimo. Usaremos $B = 12$ plg.

- **Espaciado de los tubos:** $P_T = 1,25$ plg.

- **Sección libre entre tubos:** $C' = 0,25$ plg.

reemplazando en (22): $a_s = 29 (0,25) (12) / (144 * 1,25) = 0,48 \text{ pie}^2$

• **Coficiente de transferencia de fluido exterior, h_o .**

$$h_o = J_{H1} \left[\frac{k}{D_c} \right] \left[\frac{c\mu}{k} \right]^{1/3} * \varnothing_s \quad (23)$$

$$G_s = 1417 \text{ lb/min} (60 \text{ min/h}) / 0,48 \text{ pie}^2 = 177125 \text{ lb/h pie}^2$$

$$A T_c = 111 \text{ }^\circ\text{F}: \quad \mu = 1,3 \text{ cp} (2,42) = 3 \text{ lb/pie h}$$

Del apéndice C, figura 7.15:

$$\text{Diámetro equivalente, } D_c = 0,99 / 12 = 0,08 \text{ pie}$$

$$R_s = D_c G_s / \mu = 0,08 \text{ pie} (177125 \text{ lb/h pie}) / 3 \text{ lb/pie h} = 4723$$

haciendo uso de deflectores, $J_{H1} = 54$

Del apéndice C, figura 7.16:

$$\text{para } \mu = 1,3 \text{ cp y } 44,5 \text{ }^\circ\text{API: } k \left[\frac{c\mu}{k} \right]^{1/3} = 0,22 \text{ BTU/h pie }^\circ\text{F}$$

reemplazando en (23): $(h_o / \varnothing_s) = 37 (0,22) / 0,08 = 102 \text{ BTU/h pie }^\circ\text{F}$

considerando $\varnothing_s = 1$, entonces: $h_o = 102 \text{ BTU/h pie }^\circ\text{F}$

c.1.- Caída de Presión – Lado Coraza, ΔP_s

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} D_s \text{Sp-Gr } \emptyset} \quad \dots(24)$$

Del apéndice C, figura 7.17: para $Re_s = 4\,723$, $f = 0,002\,35$

$\text{Sp-Gr} = 0,804$

Nº de cruces: $N + 1 = 12 (L / B) = 12 (16 / 12) = 16$

Diámetro de coraza, $D_s = 29 / 12 = 2,4$ pie

reemplazando en (24):

$$\Delta P_s = \frac{0,002\,35(177\,125)^2(2,4)(16)}{5,22 \cdot 10^{10}(0,08)(0,803)(1)} = 1 \text{ lb/plg}^2 < 10 \text{ lb/plg}^2$$

d.- Coeficiente Total Limpio, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots(25)$$

reemplazando en (25): $U_c = 695 (102) / (695 + 102) = 89 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$U_D = 59 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Se cumple: $U_c > U_D$

e.- Factor de Obstrucción, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = \frac{89 - 59}{89 (59)} = 0,005\,7 \text{ h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

Por lo tanto, las especificaciones generales del enfriador casco – tubo tipo AES son como sigue:

Lado coraza: Diámetro y espaciado de deflectores: 29 plg, 12 plg.

Número de pasos: 1.

Material: ASTM A-285, Gr.C.

Lado tubos: Número de tubos y longitud: 286, 16 pie.

Diámetro, BWG, arreglo: 1 plg, 16, cuadro 1¼ plg.

Número de pasos: 8.

Material: La corporación americana TIMET (Titanium Metals) recomienda en su Boletín RT2, March 1984, el uso de tubos de titanio para enfriadores que emplean agua de mar.

Actualmente los enfriadores de la Unidad de Craqueo catalítico GE-2, GE-3, F-8 y F-11 son Titanio ASTM B-328, Gr. 2 para el paquete de tubos ensamblados en cascos de acero al carbono ASTM A-285, Gr. C, con excelentes resultados en la minimización de los problemas de corrosión de estos equipos.

7.5.3.- Evaluación del Enfriador en producción de Turbo A-1.

El enfriador consta de 286 tubos, de 1 plg diámetro y 16 plg de longitud en un casco de 29 plg de diámetro.

Por el lado tubos circulará el agua de mar y por el lado casco el Turbo A-1.

a.- Balance de Calor: Turbo A-1 - Agua de mar.

• Propiedades físicas del Turbo A-1.

De figura 7.8: $T = (125 + 100) ^\circ\text{F} / 2 = 113 ^\circ\text{F}$

De tabla 7.1: $Sp\text{-Gr} = 0,790$ y $C_e = 0,5 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} m_{\text{Turbo}} &= 6\,250 \text{ B/D } (159 \text{ L/B }) (0,790 \text{ Kg/L }) (\text{lb} / 0,4536 \text{ Kg }) (\text{D} / 1\,440 \text{ min }) \\ &= 1202 \text{ lb/min} \end{aligned}$$

$$Q = m_{\text{Turbo}} C_e (T_1 - T_2)$$

$$= 1\,212 \text{ lb/min } (0,5 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}) (125 - 100) ^\circ\text{F} = 15\,025 \text{ BTU/min}$$

- *Requerimientos de agua de mar.*

$$m_{H_2O} = 15\,025 \text{ BTU/min} / [0,9644 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} (90 - 80) ^\circ\text{F}] = 1\,558 \text{ lb/min}$$

- *Diferencia verdadera de temperatura.*

De figura 7.8:

$$\text{LMTD} = [(125 - 100) - (90 - 80)] / \ln [(125 - 100) / (90 - 80)] = 16 ^\circ\text{F}$$

$$R = (125 - 100) / (90 - 80) = 2,8$$

$$S = (90 - 80) / (125 - 80) = 0,22$$

Del apéndice C, figura 7.10: $F_t = 0,95$

$$\text{Entonces: } \Delta t = 16(0,95) = 15 ^\circ\text{F}$$

- *Temperaturas calóricas.*

Del apéndice C, figura 7.11: Rango de temperatura lado coraza = $25 ^\circ\text{F}$

$$K_c = 0,13$$

$$\Delta t_c / \Delta t_h = (100 - 80) / (125 - 90) = 0,57$$

Factor de temperatura calórica: $F_c = 0,45$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 100 + 0,45 (125 - 100) = 111 ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) = 80 + 0,45 (90 - 80) = 85 ^\circ\text{F}$$

b.- Cálculos en el Lado Tubos: Agua de mar.

- *Velocidad de masa.*

- Area de flujo: $a_t = 0,15 \text{ pie}^2$

$$G_t = 1\,558 \text{ lb/min} (60 \text{ min/h}) / 0,15 \text{ pie}^2 = 623\,200 \text{ lb/h pie}^2$$

$$V_t = 623\,200 \text{ lb/h pie}^2 / (3600 * 3,8) = 3 \text{ pie/s}$$

- *Caída de presión.*

$$\text{A } t_c = 85 ^\circ\text{F: } \mu = 0,87 \text{ cp} (2,42) = 2 \text{ lb/pie h}$$

para tubos de 1 plg DE, 16 BWG y 16 pie, $DI = 0,87 / 12 = 0,07 \text{ pie}$

reemplazando en (19): $Re_t = 0,07 (623\ 200) / 2 = 21\ 812$

Del apéndice C, figura 7.13: para $Re_t = 21\ 812$, $f = 0,000\ 25$

$$\text{reemplazando en (15): } \Delta P_t = \frac{0,000\ 25(623\ 200)^2(16)(8)}{5,22 \cdot 10^{10}(0,07)(1,022)(1)} = 3\ \text{lb/plg}^2$$

Del apéndice C, figura 7.14: para $G_t = 623\ 200\ \text{lb/h pie}^2$

$$(V^2 / 2g)(62,5 / 144) = 0,06\ \text{lb/plg}^2$$

reemplazando en (21): $\Delta P_r = 0,06 (4 \cdot 8 / 1,022) = 2\ \text{lb/plg}^2$

$$\Delta P_T = (3 + 2)\ \text{lb/plg}^2 = 5\ \text{lb/plg}^2 < 10\ \text{lb/plg}^2$$

c.- Cálculos en el Lado Coraza: Turbo A-1.

- *Velocidad de masa.*

- *Area de flujo:* $a_s = 0,48\ \text{pie}^2$

$$G_s = 1\ 202\ \text{lb/min} (60\ \text{min/h}) / 0,48\ \text{pie}^2 = 150\ 250\ \text{lb/h pie}^2$$

- *Caída de Presión.*

A $T_c = 111\ ^\circ\text{F}$: $\mu = 1,29\ \text{cp} (2,42) = 3\ \text{lb/pie h}$

reemplazando en (19): $Re_s = 0,08 (150\ 250) / 3 = 4\ 007$

Del apéndice C, figura 7.17: para $Re_s = 4\ 007$, $f = 0,002\ 5$

Diámetro de coraza, $D_s = 29 / 12 = 2,4\ \text{pie}$

Diámetro equivalente, $D_e = 0,08\ \text{pie}$

$Sp-Gr = 0,790$

$$\text{reemplazando en (19): } \Delta P_s = \frac{0,002\ 5(150\ 250)^2(2,4)(16)}{5,22 \cdot 10^{10}(0,08)(0,790)(1)} = 1\ \text{lb/plg}^2$$

Así que, obtener temperaturas de enfriamiento de alrededor de $100\ ^\circ\text{F}$ para $12\ 500\ \text{B/D}$ de Turbo A-1 se requieren $1\ 558\ \text{lb/min}$ de agua de mar por enfriador con velocidades de circulación de $3\ \text{pie/s}$. Las pérdidas de

carga están en el orden de los 5 lb/plg² por el lado tubos y de 1 lb/plg² por el lado casco.

7.6.- Etapa de Secado con Sal.

Su función es remover todo el agua libre arrastrada de equipos aguas arriba más un 30 % del agua disuelta a la temperatura de operación del secador; así que, la corriente de hidrocarburos a la salida de esta etapa obtiene una apariencia clara y brillante.

7.6.1.- Criterios de Diseño del Secador de Sal.

El dimensionamiento del secador de sal basa su método de cálculo en las recomendaciones de la UOP Design Engineering Seminar, Spring, 1985, que a continuación se listan:

- La dirección del flujo es ascendente con velocidad de filtrado no mayor a los 300 GPH/pie².
- La altura mínima del lecho es 10 pies o la relación mínima longitud - diámetro, $(L / D)_{\min} = 1$.
- Usar sal roca de tamaño 2½ - 6 mesh ó de diámetro medio $D_p = \frac{1}{4}$ plg.
- El rendimiento típico de la sal roca para el servicio de Turbo A-1 y Kerosene es 75 lb / B/h o el consumo típico a 100 °F es 2 000 lb / 1 000 B. Considerar la reposición con nueva sal roca al 50 % del consumo del lecho.
- La caída de presión típica en el lecho de sal no debe exceder a 1 psi y en el distribuidor de alimentación a 0,5 psi.

- Considerar 3 pies adicionales al lecho de sal para la ubicación de accesorios internos, tales como: distribuidor, soporte del lecho, grava, visor de nivel de agua.
- El distribuidor debe ser instalado a no menos de 1 pie de la línea tangente en la parte inferior del filtro. Los agujeros deben ubicarse en dos filas alternadas y a 45° de la vertical con dirección de flujo ascendente, cubiertos con malla de alambre de acero inoxidable, Mesh N° 18.
- La relación entre el área transversal del secador y el área equivalente del total de agujeros del distribuidor de alimentación debe ser mayor a 3/2.
- Colocar grava de cuarzo entre el distribuidor de alimentación y el lecho de sal en los siguientes niveles:
Primer nivel: 4 plg de altura y 1" - 1½" mesh de diámetro.
Segundo nivel: 4 plg de altura y ¾" - 1" mesh de diámetro.
Tercer nivel: 4 plg de altura y ¾" - ¼" mesh de diámetro.
- La tubería de drenaje debe estar cubierta también con malla de alambre Mesh N° 18 de acero inoxidable.

7.6.2.- Condiciones de Operación en el Secador de Sal.

- *Temperatura de Operación.*

Estos equipos son sensibles a la temperatura y obligan a que deba mantenerse la temperatura de operación en un rango óptimo de 95 – 105 °F.

La figura 3.2 ilustra el comportamiento de saturación del agua en el combustible con relación a la temperatura de operación del secador versus la temperatura en los tanques de almacenamiento.

El diagrama muestra dos zonas definidas por una curva de equilibrio; la zona de hidrocarburo insaturada de agua y la zona de hidrocarburo con presencia de agua libre, siendo la zona de insaturación la zona segura de operación. Operar en el seno de esta última zona, temperaturas incluso por debajo a las de almacenamiento incurrirán en un alto costo operativo. Por lo que, los especialistas señalan que la temperatura óptima de operación la proporciona la curva límite (curva de equilibrio), es decir para la temperatura de almacenamiento de 85 °F (29 °C) le corresponde una temperatura de operación en el secador de 100 °F (37,8 °C).

- Presión de Operación : 60 psi máximo.
- Presión de Diseño : 100 psi.
- Presión de Prueba Hidrostática : 150 psi.

7.6.3.- Evaluación de los Secadores de Sal Existentes.

- Los flujos de Kerosene y de Turbo A-1 a deshidratarse en los secadores de sal son 14 400 B/D y 12 500 B/D respectivamente.
- Los recipientes S-1, S-2 y D-2 son usados actualmente como secadores de sal en el tratamiento de Turbo A-1 y Kerosene, sus dimensiones son: 5 pie de diámetro y 10 pie de longitud.
- El flujo de circulación y la velocidad de filtrado en los secadores de sal S-1, S-2 y D-2 es como sigue:

$$Q = \pi (7 \text{ pie})(65 \text{ lb/pie}^3)(5 \text{ pie})^2 / (4 \cdot 75 \text{ lb/B/h}) = 119 \text{ B/h} = 2859 \text{ B/D}$$

$$V = 4(119 \text{ B/h})(42 \text{ gal/B}) / [\pi(5 \text{ pie})^2] = 255 \text{ GPH/pie}^2$$

Se concluye que sin problemas de turbidez pueden tratarse un máximo de 8 580 B/D de combustible, operando los secadores de sal S-1, S-2 y D-2 en paralelo. La continuidad de estos recipientes en el servicio de tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene es factible, según los reportes de inspección (calibración de espesores). Así que, para el diferencial de 5 900 B/D de Kerosene y 4 020 B/D de Turbo A-1 se dimensionará un nuevo secador de sal.

7.6.4.- Diseño Básico del Secador de Sal.

a.- Cálculo del Diámetro Medio de Partícula.

Los métodos para expresar el tamaño de las partículas dependen del dispositivo de medida utilizado. El más común de estos dispositivos consiste en una serie de tamices estándar. La fase sólida se coloca en la parte superior de la serie de tamices. Cada tamiz tiene aberturas más pequeñas que el superior, generalmente $2^{1/n}$. Conforme se agitan los tamices, las partículas caen a través de ellos, hasta que llegan a un tamiz en el cual las aberturas son lo suficientemente pequeñas para evitar el paso de las partículas. El tamaño de las partículas retenidas en cualquier tamiz, se expresa como una longitud media adecuada entre las aberturas del tamiz superior y las de aquel en el cual quedan retenidas las partículas.

Un segundo método para medir el tamaño de las partículas consiste en contarlas y medirlas ópticamente.

Un tercer método de medida del tamaño de partículas es el que consiste en separar la mezcla de acuerdo con las velocidades de sedimentación de las partículas.

A pesar de que los tres métodos mencionados para la determinación de tamaños de partículas no proporcionan resultados idénticos, especialmente en la gama de partículas, no existe un límite muy claro para seleccionar cualquiera de estos métodos. Sin embargo, la mayor parte de las determinaciones de tamaños de partículas se efectúan usando el análisis por tamizado, cuando las partículas se encuentran dentro de la gama de tamaños que puede ser medida en esta forma. Las series de tamices estándar, ya sea la de Tyler o la U.S., se usan aproximadamente con la misma frecuencia a través de la industria.

En la tabla 7.10 se muestran los resultados del análisis granulométrico de la sal roca realizadas por el laboratorio de la Refinería Talara.

Tabla 7.10.- Análisis granulométrico (Tamiz USA) de la sal roca.

Nº Malla	Diámetro promedio de partícula (D_p), plg	% peso retenido	% peso acumulado
Más 2½	0,315	43	43
2½ - 3½	0,194	50	93
3½ - 5	0,128	5	98
5 - 6	0,104	1,5	99,5
Menos 6	0,089	0,5	100

Del apéndice C, tabla 7.11: la expresión que calcula el diámetro medio de las partículas de sal usando la superficie media para adsorción en lechos fijos es como sigue:

$$D_p = \left[\frac{\sum_{i=1}^k D_{pi}^2 \cdot \varnothing(D_{pi}) (\Delta D_{pi})^{0.5}}{\sum_{i=1}^k \varnothing(D_{pi}) (\Delta D_{pi})} \right] \dots (26)$$

Donde: $\varnothing(D_{pi}) (\Delta D_{pi})$: fracción de masa que queda sobre la malla.

reemplazando en (26):

$$D_p = \left[\frac{(0,315)^2(0,43) + (0,194)^2(0,5) + (0,128)^2(0,05) + (0,104)^2(0,015) + (0,089)^2(0,005)^{0.5}}{0,43 + 0,5 + 0,05 + 0,015 + 0,005} \right]$$

$$D_p = 0,25 \text{ plg (pie / 12 plg)} = 2,1 \cdot 10^{-2} \text{ pie}$$

b.- Coeficiente de Espacio Vacío en la Sal Roca.

- *Densidad absoluta o verdadera, ρ* : es el peso bajo condiciones específicas de una unidad de volumen de partícula, excluyendo el volumen de los poros y los espacios inter-partículas.
- *Densidad aparente o densidad bulk, ρ_b* : es el peso bajo condiciones específicas de una unidad de volumen de partícula incluyendo el volumen de los poros y los espacios inter-partículas.
- *Densidad de partícula o densidad Block, ρ_k* : es el peso bajo condiciones específicas de una unidad de volumen de partícula incluyendo el volumen de los poros y excluyendo los espacios inter-partículas.

$$\% \text{ espacios vacíos} = 100 \left[\left(\frac{1}{\rho_b} \right) - \left(\frac{1}{\rho} \right) \right] / \left(\frac{1}{\rho_b} \right) \dots (27)$$

$$\text{reemplazando en (27): } 100 \left[\left(\frac{1}{65} \right) - \left(\frac{1}{100} \right) \right] / \left(\frac{1}{65} \right) = 40$$

Coeficiente de espacios vacíos: $\varepsilon = 0,4$.

c.- Diámetro y Altura del Secador de Sal.

Basado en el flujo de 5 900 B/D de Kerosene.

- Flujo de Kerosene, $Q = 5\,900 \text{ B/D} = 10\,325 \text{ GPH} = 23 \text{ pie}^3/\text{min}$

- Volumen del lecho de sal roca.

$$75 \text{ lb / B/h} (5\,900 / 24 \text{ B/h}) (\text{pie}^3 / 65 \text{ lb}) = 284 \text{ pie}^3$$

- Diámetro del recipiente, D.

Para una velocidad de filtrado de 275 GPH/pie²

$$D = [4 (10\,325 \text{ GPH}) / (\pi * 275 \text{ GPH/pie}^2)]^{0.5} = 7 \text{ pie}$$

- Altura del Lecho de Sal y del Recipiente.

Se considera que la reposición de sal en el secador es al 50 % del consumo del lecho. Entonces, volumen de sal = $1,5 * 284 \text{ pie}^3 = 426 \text{ pie}^3$

$$L = 4 (426 \text{ pie}^3) / \pi (7 \text{ pie})^2 = 11 \text{ pie}$$

$$\text{Así, } (L / D) = (11 / 7) = 1,6 > 1$$

Altura del recipiente = Lecho de Sal + Altura por Accesorios

$$= (11 + 3) = 14 \text{ pies}$$

- Tiempo de residencia, θ_{res} .

$$\text{- Volumen de recipiente. } V_R = [\pi (7 \text{ pie})^2 / 4] (14 \text{ pie}) = 539 \text{ pie}^3$$

$$\text{- Peso del lecho de sal. } W_L = 11 \text{ pie} (65 \text{ lb/pie}^3) [\pi (7 \text{ pie})^2 / 4] = 27\,516 \text{ lb}$$

- Volumen del lecho sin espacios libres.

$$V_e = W_L / \rho = 27\,516 \text{ lb} / 100 \text{ lb/pie}^3 = 275 \text{ pie}^3$$

$$\theta_{\text{res}} = (V_R - V_e) / Q = (539 - 275) \text{ pie}^3 / 24 \text{ pie}^3/\text{min} = 11 \text{ min}$$

- Tiempo de reposición de sal roca en los secadores.

Para la producción de 14 400 B/D de Kerosene:

$$\left[\frac{1\,000\text{ B}(65\text{ lb/pie}^3)\pi}{20\text{ lb}(14\,400\text{ B/D})} \right] \left[\frac{(7\text{ pie})^2(3,7\text{ pie}) + 3(5\text{ pie})^2(2,3\text{ pie})}{4} \right] = 63\text{ D}$$

Cada 2 meses aproximadamente debe realizarse la reposición de sal roca en los secadores, por el consumo de alrededor del 30 % del total del lecho de sal.

7.6.5.- Diseño Básico del Distribuidor de Alimentación en el Secador de Sal.

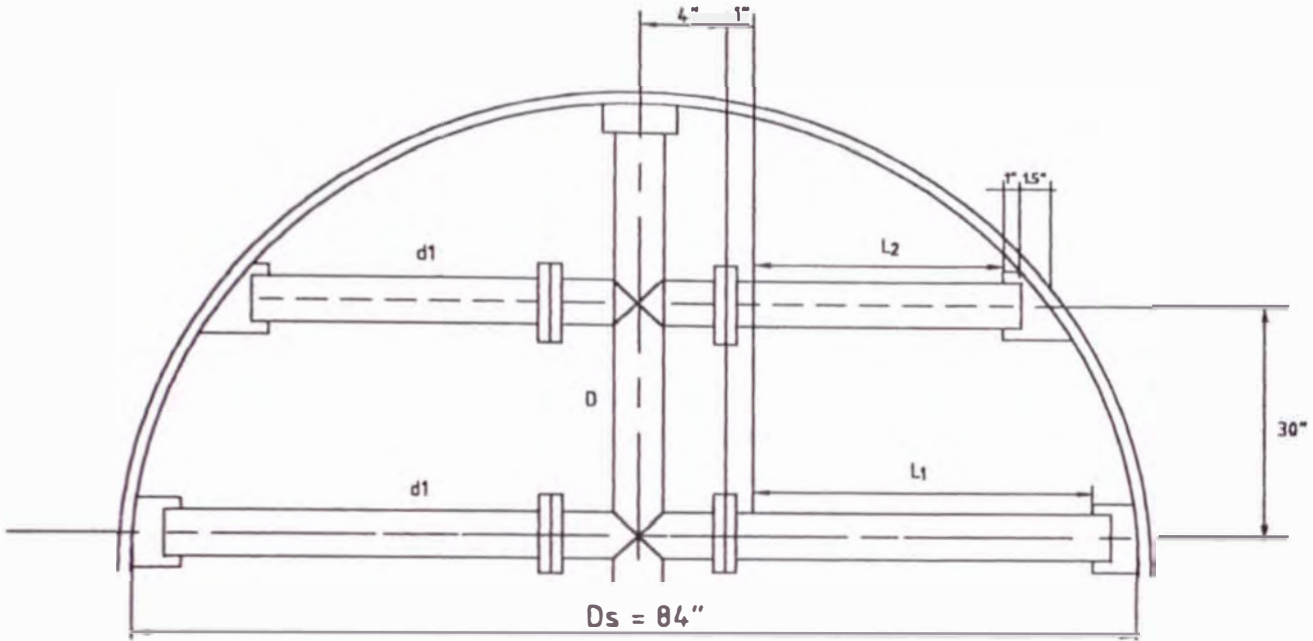
Se basa en el procedimiento de cálculo del Design Practices of Esso Engineering, Section XIV-B, pag. 7-8.

La figura 7.18 muestra el diagrama del distribuidor de alimentación en el secador de sal.

a.- Distribución de Flujo y Dimensión de los Ramales en el Distribuidor.

La distribución uniforme del fluido a través del lecho es esencial para la operación eficiente del equipo. Así que, para asegurar esta distribución óptima, es preciso tomar en consideración el comportamiento del flujo dentro del distribuidor, las condiciones corriente arriba del distribuidor y las que prevalecen corriente abajo.

Uno de los tipos de distribuidor más comunes es la simple tubería perforada o rociador que se utiliza en una gran variedad de configuraciones. La distribución del flujo uniforme sucede cuando se tiene un equilibrio apropiado entre: la energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento en la entrada de la corriente, las pérdidas por fricción a lo largo de la tubería y la caída de presión en los orificios de salida.



DONDE : D_s : Diámetro del recipiente.
 L_1 Y L_2 : Longitud del ramal primario y secundario
 D Y d_1 : Diámetro de tubería principal y ramales.
 $L_1 = 34''$
 $L_2 = 29''$
 $D = 3.068''$
 $d_1 = 2.067''$



La simple tubería perforada
 Uno de los tipos más usados como distribuidor



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
 FACULTAD DE PETRÓLEO

DISTRIBUIDOR DE ALIMENTACION
 SECADOR DE SAL

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 7.1B

Cuando predominan la energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento de la corriente de entrada, se descargan cantidades cada vez mayores de fluido conforme el flujo se desplaza hacia el extremo cerrado; en cambio, cuando lo que predomina son las pérdidas por fricción a lo largo de la tubería, se descargan cantidades cada vez menores conforme el flujo recorre la trayectoria hacia el extremo cerrado. Cuando una perturbación corriente arriba, por ejemplo, la que produce un codo, se superpone al caso de la predominancia de energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento en la corriente de entrada, el flujo que abandona los orificios de salida cerca del distribuidor y cerca del extremo cerrado pueden ser mayores que en la porción intermedia.

- Según la ecuación de continuidad en el distribuidor.

$$m_{in} = m_{out} + \text{acumulación}$$

En flujo estacionario, acumulación = 0 y para ρ constante: $Q_{in} = Q_{out}$.

De figura 7.18:

$$Q_T = 2Q_1 + 4Q_2 \quad \dots(28)$$

Donde: Q_T : flujo total en la tubería principal, pie^3/seg .

Q_1 : flujo en el ramal primario, pie^3/seg .

Q_2 : flujo en el ramal secundario, pie^3/seg .

ID de los ramales: 2,067 plg.

$$L_1 = (42 - 5 - 2,5) \text{ plg} = 34 \text{ plg}$$

$$L_2 = (42^2 - 30^2)^{0.5} - 5 - 2,5 \text{ plg} = 29 \text{ plg}$$

$$L_1 = (34 / 29) L_2, \text{ entonces: } Q_1 = 1,2 Q_2$$

reemplazando en (28):

$$Q_1 = 1,2 (5\,900 \text{ B/D} / 6,4) = 1\,106 \text{ B/D} / 34,3 = 32 \text{ gl/min}$$

$$Q_2 = 5\,900 \text{ B/D} / 6,4 = 922 \text{ gl/min} / 34,3 = 27 \text{ gl/min}$$

Por lo tanto, el distribuidor de alimentación consta de dos ramales primarios de 34 plg longitud y cuatro ramales secundarios de 29 plg de longitud.

b.- Número de Agujeros en el Ramal Primario.

- La longitud del ramal primario es 34 plg.
- Energía cinética en la corriente de entrada, E_k .

$$E_k = \alpha V_i^2 / 2g_c \quad \dots(29)$$

Donde: E_k : energía cinética de la corriente de entrada, pie de fluido.

α : factor de corrección para compensar el uso de una velocidad promedio. Usar $\alpha = 1$ en flujo tapón, 1,05 a 1,1 en flujo turbulento en conductos largos y rectos y 2 en flujo laminar.

g_c : constante dimensional, 32,17 lbf s² / lbm pie

V_i : velocidad promedio a la entrada, pie/s.

- Velocidad promedio a la entrada, V_i .

$$V_i = \frac{Q_1}{A_T} = \frac{4(32 \text{ gl/min})(\text{pie}^3 / 7,48 \text{ gl})(\text{min}/60 \text{ s})}{\pi(2,067 / 12)^2 \text{ pie}^2} = 3 \text{ pie/s}$$

- Número de Reynold's modificado, R_m .

$$R_m = d_1 V_i Sp-Gr / \mu \quad \dots(30)$$

Donde: R_m : número de Reynold's modificado, adimensional

$$Re : 7\,730R_m \quad \dots(31)$$

d_1 : diámetro del ramal, plg

V_i : velocidad promedio a la entrada, pie/s

Sp-Gr : gravedad específica del fluido relativa al agua a 60 °F

μ : viscosidad del fluido, cp

reemplazando en (30):

$$R_m = \frac{2,067(3 \text{ pie/s})(0,812)}{1,4 \text{ cp}} = 4 > 0,26 \text{ régimen turbulento}$$

reemplazando en (31): $Re = 7\,730(4) = 30\,920 > 400$

- Para flujo en régimen turbulento $\alpha = 1,1$.

reemplazando en (29):

$$E_k = 1,1 (3 \text{ pie/s})^2 / (2 * 32,2 \text{ pie/s}^2) = 1,5 * 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

• Pérdida de carga neta de la entrada al extremo cerrado del ramal, Δh_p .

$$\Delta h_p = \left[\frac{4 f L J}{d_1} - 1 \right] \left[\frac{V_i^2}{2g_c} \right] \quad \dots(32)$$

Donde: Δh_p : pérdida neta de carga, pie líquido.

f : factor de fricción de Fanning, adimensional.

L : longitud de la tubería, pie.

J : factor adimensional.

d_1 : diámetro interno del ramal, pie.

Como primera aproximación, $J = 0,35$.

Del apéndice C, figura 7.19: para una tubería de acero comercial con

$d_1 = 2,067$ plg y $R_m = 4$, el factor de fricción de Fanning es 0,006 3.

reemplazando en (32):

$$\Delta h_p = \left[\frac{4(0,006\,3)(34 \text{ plg})(0,35)}{2,067 \text{ plg}} - 1 \right] \left[\frac{3^2}{2(32,2)} \right] = -1,2 * 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

- *Caída de presión requerida a través de los agujeros, Δh_o .*

$$\Delta h_o = 10 (\text{máx} [E_k , | \Delta h_p |]) \quad \dots (33)$$

Donde: Δh_o : caída de presión a través de los agujeros, pie fluido.

reemplazando en (33):

$$\Delta h_o = 10 (\text{máx. } 1,5 \cdot 10^{-1}, | -1,2 \cdot 10^{-1} |) = 1,5 \text{ pie de fluido}$$

$$\Delta h_o = 1,5 \text{ pie} (0,812 / 2,31) = 0,5 \text{ psi}$$

- *Seleccionando el diámetro de agujero, d_o .*

- Diámetro mínimo del agujero, $d_o = 0,5 \text{ plg}$. Para servicios limpios: diámetros más pequeños pueden considerarse, pero en servicios con severa deposición $0,5 \text{ plg}$ pueden ser muy pequeños.

- Diámetro máximo del agujero: $0,2 (2,067 \text{ plg}) = 0,4134 \text{ plg}$.

Como el Turbo A-1 y el Kerosene son productos limpios, $d_o = 3/8 \text{ plg}$.

Entonces: $(d_o / d_1) = (0,375 / 2,067) = 0,2 > 0,1$

- *Área total requerido por los agujeros, A_o .*

$$A_o = \frac{q}{C_d (2g_c \Delta h_o)^{0,5}} = \frac{0,1247q}{C_d \Delta h_o^{0,5}} \quad \dots (34)$$

Donde: A_o : área total requerida por los agujeros en un ramal, pie^2 .

q : flujo por ramal a condiciones de operación, pie^3/s .

C_d : coeficiente de descarga a dimensional.

Δh_o : caída de presión a través de los agujeros, pie fluido.

Del apéndice C, figura 7.20: para $(d_o / d_1) = 0,2$ y $Re = 30\ 920$, $C_d = 0,596$

reemplazando en (34):

$$A_o = \frac{0,1247(32)}{0,596(7,48)(60)(1,5 \text{ pie})^{0,5}} = 1,2 \cdot 10^{-2} \text{ pie}^2 = 1,8 \text{ plg}^2$$

- *Número de agujeros en el área total requerido, N_h .*

- La distancia mínima en agujeros adyacentes es un diámetro de agujero.

- Área de un agujero: $A_h = \pi d_o^2 / 4 = \pi (0,375 \text{ plg})^2 / 4 = 0,1104 \text{ plg}^2$

- Número de agujeros: $N_h = A_o / A_h = 1,8 \text{ plg}^2 / 0,1104 \text{ plg}^2 = 16$ agujeros

Según las limitaciones enunciadas en los pasos anteriores, es preferible que haya una orientación a obtener grandes cantidades de pequeños agujeros que cantidades pequeñas de grandes agujeros.

- Del apéndice C, figura 7.21: para $N_h = 16$ agujeros, $J = 0,365$.

Recalculando la expresión (32) y comparándolo con el valor de la primera aproximación $J = 0,35$.

$$\Delta h'_p = \left[\frac{4(0,0063)(34 \text{ plg})(0,365)}{2,067} - 1 \right] \left[\frac{3^2}{2(32,2)} \right] = -1,2 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

Se cumple: $|\Delta h'_p| < F_k$ ($1,2 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido} < 1,5 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$).

Así que, la primera aproximación se considera válido.

- *Velocidad lineal de salida en los orificios, V_o .*

$$V_o = \frac{Q_l}{N_h A_h} = \frac{32 \text{ gal/min} \left(\frac{\text{pie}^3}{7,48 \text{ gal}} \right) \left(\frac{\text{min}}{60 \text{ s}} \right)}{16 (0,1104 \text{ plg}^2) \left(\frac{\text{pie}^2}{144 \text{ plg}^2} \right)} = 6 \text{ pie/s}$$

c.- Número de Agujeros en el Ramal Secundario.

- La longitud del ramal secundario es 29 plg.

- *Energía cinética en la corriente de entrada.*

- *Velocidad promedio a la entrada.*

$$V_i = \frac{4(27 \text{ gal/min}) \left(\frac{\text{pie}^3}{7,48 \text{ gal}} \right) \left(\frac{\text{min}}{60 \text{ s}} \right)}{\pi (2,067 / 12)^2 \text{ pie}^2} = 2,6 \text{ pie/s}$$

- *Número de Reynold's*, reemplazando en (30):

$$R_m = 2,067 (2,6 \text{ pie/s})(0,812) / 1,4 \text{ cp} = 3 > 0,26 \quad \text{flujo turbulento}$$

reemplazando en (31): $Re = 7\,730 (3) = 23\,190 > 400$

- *Para un flujo en régimen turbulento:* $\alpha = 1,1$.

reemplazando en (29):

$$E_k = 1,1 (2,6 \text{ pie/s})^2 / (2 \cdot 32,2 \text{ pie/s}^2) = 1,2 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

• *Pérdida de carga de la entrada al extremo cerrado del ramal.*

Como primera aproximación: $J = 0,35$.

Del apéndice C, figura 7.19: para la tubería de acero comercial, con

$$d_1 = 2,067 \text{ plg y } R_m = 3, f = 0,0066.$$

reemplazando en (32):

$$\Delta h_p = \left[\frac{4(0,0066)(29 \text{ plg})0,35}{2,067 \text{ plg}} - 1 \right] \left[\frac{(2,6)^2}{2(32,2)} \right] = -9 \cdot 10^{-2} \text{ pie de fluido}$$

• *Caída de presión requerida a través de los agujeros.*

reemplazando en (33):

$$\Delta h_o = 10 (\text{máx. } 1,2 \cdot 10^{-1}, | -9 \cdot 10^{-2} |) = 1,2 \text{ pie de fluido}$$

$$\Delta h_o = 1,2 \text{ pie} (0,812 / 2,31) = 0,4 \text{ psi}$$

• *Diámetro del agujero.*

Usando: $d_o = 3/8 \text{ plg}$

Tenemos: $(d_o / d_1) = (0,375 \text{ plg} / 2,067 \text{ plg}) = 0,2 > 0,1$

Del apéndice C, figura 7.20: para $(d_o / d_1) = 0,2$ y $Re = 23\,190$, $C_d = 0,596$

- *Área total requerido por los agujeros.*

reemplazando en (34):

$$A_o = \frac{0,1247 (27)}{0,596(7,48)(60)(1,2 \text{ pie})^{0,5}} = 1 \cdot 10^{-2} \text{ pie}^2 = 1,7 \text{ plg}^2$$

- *Número de agujeros en el área total requerido.*

- Área de un agujero: $A_h = \pi (0,375 \text{ plg})^2 / 4 = 0,1104 \text{ plg}^2$

- Número de agujeros: $N_h = 1,7 \text{ plg}^2 / 0,1104 \text{ plg}^2 = 16 \text{ agujeros}$

- Del apéndice C, figura 7.21: para $N_h = 16$ agujeros, $J = 0,365$.

recalculando la expresión (32):

$$\Delta h'_p = \left[\frac{4(0,0066)(29 \text{ plg})(0,365)}{2,067 \text{ plg}} - 1 \right] \left[\frac{(2,6)^2}{2(32,2)} \right] = -9,1 \cdot 10^{-2} \text{ pie de fluido}$$

Se cumple: $|\Delta h'_p| < E_k$ ($-9,1 \cdot 10^{-2} \text{ pie de fluido} < 1,2 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$).

Así que, la primera aproximación se considera válido.

- *Velocidad lineal de salida en los orificios.*

$$V_o = \frac{27 \text{ g/min} (\text{pie}^3 / 7,48 \text{ gal}) (\text{min} / 60 \text{ s})}{16 (0,1104 \text{ plg}^2) (\text{pie}^2 / 144 \text{ plg}^2)} = 5 \text{ pie/s}$$

El total de agujeros en los brazos del distribuidor es aproximadamente 96, con una velocidad promedio y pérdida de carga en el agujero de 5,5 pie/s y 0,5 psi respectivamente.

d.- Área Transversal del Secador y Área Equivalente Total de Agujeros en el Distribuidor.

- Área transversal del secador: $A_T = \pi D^2 / 4 = \pi (7 \text{ pie})^2 / 4 = 38 \text{ pie}^2$

- Área equivalente total de agujeros en el distribuidor:

$$A_e = \pi D_e^2 / 4 = \pi [96 (0,375 \text{ plg} / 12)]^2 / 4 = 7 \text{ pie}^2$$

Se cumple: $A_T / A_c = 38 \text{ pie}^2 / 7 \text{ pie}^2 = 5 \geq 3/2$

7.6.6.- Cálculo de la Pérdida de Carga de Líquidos en Lechos Porosos.

La figura 7.22 muestra un diagrama del lecho poroso del tipo cilíndrico de diámetro D y altura L , en donde se obtiene la siguiente información:

- Si V es el volumen del lecho y V_p es el volumen de las partículas, el coeficiente de huecos (ε) viene dado por la siguiente expresión:

$$\varepsilon = V_i / V = (V - V_p) / V$$

Donde: V_i ; volumen de intersticios.

El coeficiente de huecos también puede expresarse en función de la sección del lecho (S) y la superficie de la sección ocupada por las partículas (S_p).

$$\varepsilon = (S L - S_p L) / (S L) = (S - S_p) / S \quad \dots(35)$$

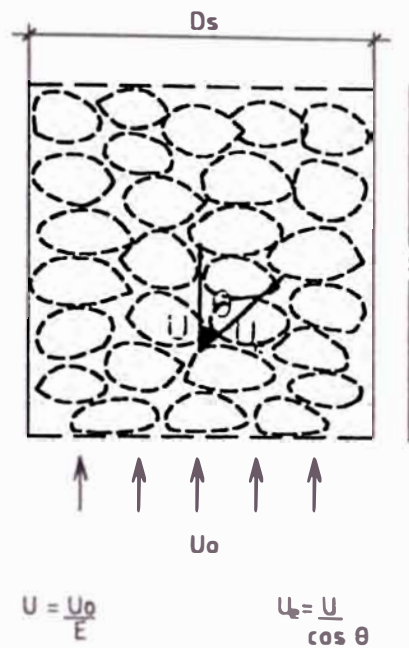
- El fluido antes de ingresar al lecho tiene una velocidad U_o y sigue un camino sinuoso a través de las partículas. Llamando θ al ángulo medio estadístico que forma la velocidad real del fluido U_c con la componente vertical de la velocidad U y aplicando la ecuación de la continuidad $U_o S = U (S - S_p)$ a la ec. (35) tenemos:

$$U = U_o S / (S - S_p) = U_o / \varepsilon \quad \dots(36)$$

- La velocidad real puede definirse como $U_c = U / \text{Cos } \theta$ y reemplazando en la ec. (36): $U_c = U_o / (\varepsilon \text{Cos } \theta)$ (37)

- La longitud media del movimiento L_c recorrida por el fluido para la altura L del lecho es $L_c = L / \text{Cos } \theta$ (38)

- Asumiendo que el lecho está formado por partículas esféricas de diámetro D_p y que existen “ n ” esferas por unidad de volumen de lecho,



DONDE :

D_s : Diámetro del lecho.

U_0 : Velocidad del fluido antes de ingresar al lecho, el cual sigue un camino Sinuoso a través de las partículas.

U_e : Velocidad real del fluido.

U : Componente vertical de la velocidad.

θ : Ángulo medio estadístico formado por la velocidad real del fluido con la constante vertical de la velocidad.

E : Coeficientes de Huecos.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DIAGRAMA DEL LECHO POROSO - TIPO CILÍNDRICO

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 7.22

el volumen ocupado por las partículas en el lecho de volumen V , se desarrolla como sigue:

$$n V \frac{4\pi R^3}{3} = V (1 - \varepsilon)$$

$$n \pi D_p^3 / 6 = (1 - \varepsilon), \text{ reordenando: } n = 6 (1 - \varepsilon) / (\pi D_p^3)$$

- Para un cálculo riguroso se considera el diámetro equivalente:

$$D_c = \frac{4 \text{ (sección flujo)}}{\text{perímetro mojado}} = \frac{4 \text{ (volumen hueco)}}{\text{superficie mojada}} = \frac{4 \varepsilon V}{n V \pi D_p^2} = \frac{4\varepsilon}{n \pi D_p^2}$$

reemplazando "n" en esta expresión:

$$D_c = 2 \varepsilon D_p / 3 (1 - \varepsilon) \quad \dots(39)$$

En general, la caída de presión para un fluido incompresible en movimiento isotérmico es: $\Delta P_r = f U^2 \rho L / (144 g_c D)$

donde: f ; factor de fricción, $f = k / Re^d = k / (D U \rho / \mu)^d$

$$\text{Por lo tanto, } \Delta P_r = k \left(\frac{\mu}{D U \rho} \right)^d \left(\frac{U^2 \rho L}{144 g_c D} \right) \quad \dots(40)$$

Así que, aplicando la ec. (40) a lechos porosos de sal ó arcilla:

$$\Delta P_r = k \left(\frac{\mu}{D_c U_c \rho} \right)^d \left(\frac{U_c^2 \rho L_c}{144 g_c D_c} \right) \quad \dots(41)$$

reemplazando (37), (38) y (39) en (41):

$$\Delta P_r = k \left[\frac{3 \cos \theta (1 - \varepsilon) \mu^d}{2 D_p U_o \rho} \right] \left[\frac{3}{2 \cos^3 \theta} * \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} * \frac{U_o^2 \rho L}{144 g_c D_p} \right] \quad \dots(42)$$

Agrupando los coeficientes numéricos y definiendo el factor de fricción

modificado: $f' = k (3/2)^{d+1} (\cos \theta)^{d-3} [\mu / (D_p U_o \rho)]^d$

Si: $k' = k (3/2)^{d+1} (\cos \theta)^{d-3}$

Entonces: $f' = k' (D_p U_o \rho / \mu)^d$ y como: $G = U_o \rho$

Finalmente la ec. (42) puede expresarse:

$$\Delta P_r = f' \left[\frac{(1 - \varepsilon)^{d+1}}{\varepsilon^3} \right] \left[\frac{G^2 L}{144 g_c D_p \rho} \right] \quad \dots(43)$$

Asumiendo que el régimen de recirculación a través del lecho es laminar, $k = 32$ y $d = 1$, y reemplazando en la expresión de k' :

$$k' = 32 \left(\frac{3}{2} \right)^2 (\cos \theta)^{-2} = 72 / \cos^2 \theta$$

Según lo recomendado por Bureau of mines en el artículo Ingeniería Química, Enero 94, el ángulo medio estadístico es $\theta = 46^\circ$ y $k' = 150$.

$$\text{Así, } f' = 150 (D_p G / \mu)^{-1} \quad \dots(44)$$

reemplazando (44) en (43):

$$\left(\frac{\Delta P_r}{L} \right) = 150 \left[\frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \right] \left[\frac{\mu G}{144 g_c D_p^2 \rho} \right] \quad \dots(45)$$

La pérdida de carga en el lecho es función del número de Reynold's referido al diámetro de partícula N_{Rep} , así que para efectos de cálculos, la sal roca o arcilla se aproximan a esferas.

$$\text{El número de Reynold's se define: } N_{Re} = D_c U_c \rho / \mu \quad \dots(46)$$

reemplazando (37) y (39) en (46) tenemos:

$$N_{Rep} = D_p U_o / \rho \mu (1 - \varepsilon) \quad \dots(47)$$

Entonces:

- **En régimen laminar**, para $N_{Rep} < 1$, la ecuación (45) es denominada ecuación de Blake y Kozeny y no considera la pérdida de carga por energía cinética.

- **En régimen de transición**, para $1 < N_{Rep} < 10\ 000$, Sabri Ergun propone:

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right) = 150 \left[\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \right] \left[\frac{\mu G}{144 g_c \rho D_p^2} \right] + 1,75 \left[\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right] \left[\frac{G^2}{144 g_c \rho D_p^2} \right] \dots (48)$$

Por energía viscosa
Por energía cinética

- **En régimen turbulento**, para $N_{Rep} > 10\ 000$, la ecuación (43) conduce a la ecuación conocida como la de Burke y Plumber:

$$\left(\frac{\Delta P_f}{L}\right) = 1,75 \left[\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right] \left[\frac{G^2}{144 g_c D_p} \right] \dots (49)$$

donde: $\Delta P_f / L$: pérdida de carga unitaria, lb/plg².

D_p : diámetro promedio de partículas, pie.

ε : coeficiente de huecos.

μ : viscosidad del fluido, lb/pie s.

G : $Q \rho / A_T$, velocidad másica del fluido, lb/pie²s.

Q : flujo del hidrocarburo a tratarse, pie³/s.

A_T : sección transversal del recipiente, pie².

ρ : densidad del fluido, lb/pie³.

La expresión en régimen de transición ec. (48) se reduce a la ec. (45) cuando el régimen es laminar y a la ec. (49) cuando el régimen es turbulento. Cabe destacar que los parámetros aplicados en las ecuaciones anteriores (150 y 1,75) son empíricos, los cuales tienen en cuenta la desviación existente entre el modelo y la realidad, según Hydrocarbon Processing Marzo 70, Marzo 81 e Ingeniería Química Marzo 85.

a.- Caída de Presión en el Secador de Sal.

- **Velocidad másica del fluido, G.**

$$G = 4 (0,4 \text{ pie}^3/\text{s}) (50,7 \text{ lb/pie}^3) / \pi (7 \text{ pie})^2 = 0,5 \text{ lb/pie}^2 \text{ s}$$

• *Viscosidad del fluido.*

$$\text{A } 100\text{ }^{\circ}\text{F: } \mu = 1,4 \text{ cp } [6,72 \cdot 10^{-4} \text{ lb/pie s / cp}] = 9,4 \cdot 10^{-4} \text{ lb/pie s}$$

• *Número de Reynold's referido al diámetro de partícula, N_{Rep} .*

reemplazando en (47):

$$N_{Rep} = \frac{2,1 \cdot 10^{-2} \text{ pie } (0,5 \text{ lb/pie}^2 \text{ s})}{9,4 \cdot 10^{-4} \text{ lb/pie s} (1 - 0,4)} = 19 > 1 \text{ flujo transición}$$

• *Pérdida de Carga Total, ΔP_T .*

$$\Delta P_T = \Delta P_1 L + \Delta P_2 \quad \dots (50)$$

Donde: ΔP_1 : pérdida de carga en el lecho, psi/pie.

ΔP_2 : pérdida de carga debido a los accesorios internos, psi.

ΔP_T : pérdida de carga total en el secador de sal, psi.

$$\begin{aligned} \left[\frac{\Delta P_1}{L} \right] &= 150 \left[\frac{(1 - 0,4)^2}{0,4^3} \right] \left[\frac{9,4 \cdot 10^{-4} \text{ lb/pie s} (0,5 \text{ lb/pie}^2 \text{ s})}{144 (32,2 \text{ lbf s}^2 / \text{pie}^3) (50,7 \text{ lb/pie}^3) (2,1 \cdot 10^{-2} \text{ pie})^2} \right] + \\ &+ 1,75 \left[\frac{(1 - 0,4)}{0,4^3} \right] \left[\frac{(0,5 \text{ lb/pie}^2 \text{ s})^2}{144 (32,2 \text{ lbf s}^2 / \text{pie}^3) (50,7 \text{ lb/pie}^3) (2,1 \cdot 10^{-2} \text{ pie})^2} \right] \end{aligned}$$

$$\left[\frac{\Delta P_1}{L} \right] = (4 \cdot 10^{-3} + 4 \cdot 10^{-2}) \text{ lb/pie}^3 = 4 \cdot 10^{-2} \text{ psi/pie}$$

$$\Delta P_1 = 4 \cdot 10^{-2} \text{ psi/pie } (11 \text{ pie }) = 0,5 \text{ psi} < 1 \text{ psi}$$

$$\Delta P_2 = 0,3 \text{ psi}$$

$$\text{reemplazando en (50): } \Delta P_T = (0,5 + 0,3) \text{ psi} = 1 \text{ psi}$$

En operación, la altura del lecho de sal irá disminuyendo progresivamente consecuencia de la disolución de la sal roca, estas partículas irán reacomodándose provocando compactación del lecho y por ende un aumento en la caída de presión. Según información de otras plantas refineras, tales como: La Pampilla y Conchán, la pérdida

de carga de por lo menos 5 psi en el secador es indicación del consumo de un 50 % del lecho; así que, lo recomendable es proceder a la reposición del diferencial con nueva sal roca.

7.6.7.- *Espesor del Área Lateral y de las Tapas del Secador de Sal.*

a.- *Espesor del Área Lateral del Secador.*

Esfuerzo circunferencial: (juntas longitudinales).

Según el código ASME (American Society of Mechanical Engineers), Sección VIII, División 1; para cilindros bajo presión interna y no expuestos a temperatura; el espesor no deberá ser menor al evaluado por la siguiente fórmula:

$$t = \frac{P R}{S E - 0,6 P} \quad \dots(51)$$

restricción: $t_s \leq R / 2$.

$$P \leq 0,385 S E.$$

Donde: t : espesor mínimo requerido por el recipiente, sin considerar el margen de corrosión, plg.

t_s : espesor real del recipiente, plg.

P : presión interna de diseño o máxima presión de trabajo permisible, psi.

R : radio interno del recipiente sin el margen de corrosión, plg.

S : esfuerzo máximo admisible para el acero, psi.

E : eficiencia de junta, función de la naturaleza del control efectuado.

$$P = 100 \text{ psi.}$$

$$R = 42 \text{ plg.}$$

$E = 0,85$, para un control radiográfico por puntos.

$S = 13\ 800$ psi, para acero al carbono ASTM A-285, Gr. C según el Código ASME, Sección VIII, División I, Tabla UCS-23.

reemplazando en (51):

$$t = \frac{100 (42)}{13\ 800 (0,85) - 0,6 (100)} = 0,4 \text{ plg}$$

Se admitirá un sobre espesor en las planchas de $1/8$ plg por corrosión.

Así, las planchas de acero al carbono ASTM A-285, Gr. C para la parte cilíndrica del recipiente serán de $0,5$ plg de espesor.

b.- Espesor de las Tapas del Secador.

Existen diferentes tipos de tapas, la elección dependerá de las dimensiones del secador y la presión de trabajo.

- *Las tapas planas* constituidos por simples bridas ciegas son reservadas para recipientes de pequeñas dimensiones.
- *Las tapas elipsoidales* son de empleo general en la industria del petróleo en recipientes con diámetros superiores a $1,64$ pies y presiones medias o elevadas.
- *Las tapas esféricas* compiten con las tapas elipsoidales por recipientes con diámetros superiores a $4,9$ pies, pero cuando se trabajan a presiones elevadas se optará por tapas esféricas.

De acuerdo estos criterios las tapas elipsoidales son las más adecuadas cumpliendo con los requerimientos del servicio.

El código ASME, Sección VIII, División I, enuncia que para tapas cóncavas de forma elipsoidal 2:1, bajo presión interna y no expuestos a

temperatura, el espesor no deberá ser menor al evaluado por la siguiente fórmula:

$$t = \frac{P D}{2 S E - 0,2 P} \quad \dots(52)$$

restricción: La profundidad interna de la tapa menos la altura de la parte cilíndrica debe ser igual a $\frac{1}{4}$ del diámetro interior de la parte cilíndrica.

Donde: t : espesor mínimo requerido por la tapa sin margen de corrosión, plg.

D : diámetro interno de la base de la tapa, plg.

P : presión interna de diseño o máxima presión de trabajo permisible, psi.

S : esfuerzo máximo admisible para el acero, psi.

E : eficiencia de junta, función de la naturaleza del control efectuado.

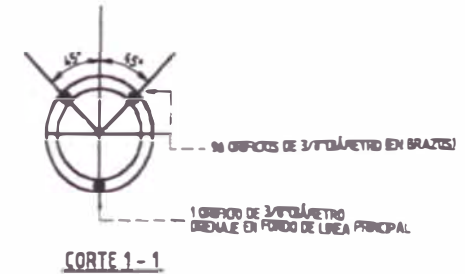
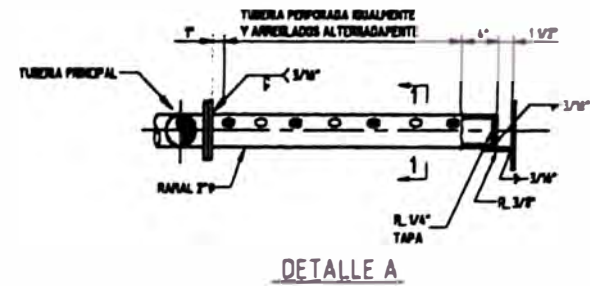
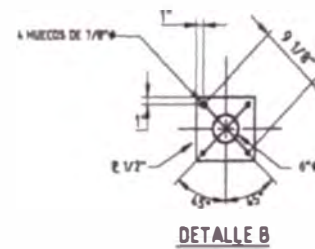
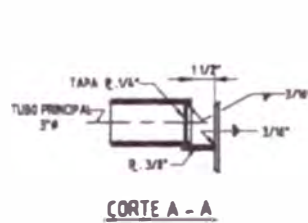
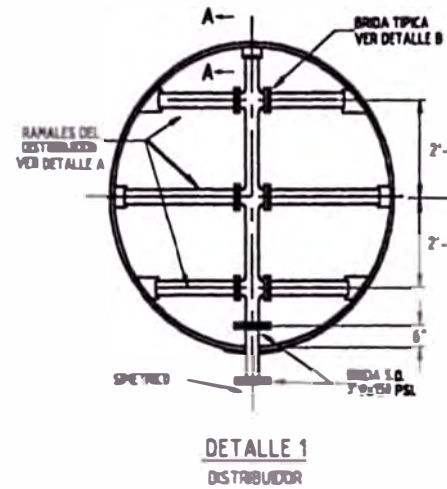
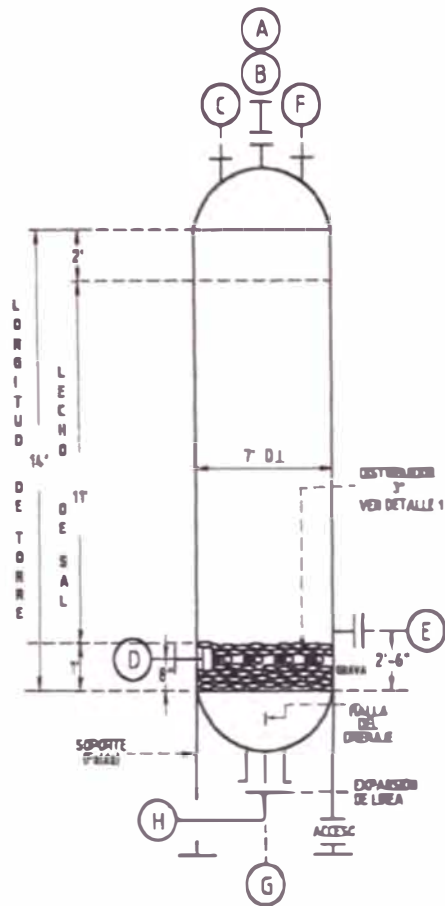
reemplazando en (52):

$$t = \frac{100 (84)}{2 (13 800) (0,85) - 0,2 (100)} = 0,4 \text{ plg}$$

Se admitirá un sobre espesor en las planchas de $\frac{1}{8}$ plg por corrosión.

Así, las planchas de acero al carbono ASTM A-285, Gr. C para las tapas del recipiente serán de 0,5 plg de espesor.

La figura 7.23 muestra el diseño básico del Secador de sal.



CONDICIONES DE DISEÑO	Q= 5 900 D/D T= 100°F P= 100 PSIG
RADIografía	NO REQUIERE
TRATAMIENTO TÉRMICO	NO REQUIERE
EFICIENCIA DE JUNTA	NO REQUIERE

ESPECIFICACION DE MATERIALES	
CABEZALES	ACERO AL CARBONO
CASCO	ACERO AL CARBONO
PARANES DEL CASCO	0.125 (PIB)
CONEXIONES	CABEZALES 0.125 (PIB)
RECIPENTE DE CABEZALES	2:1 ELIPSOIDAL

ACCESORIOS APLICADOS	
ESCALERAS Y PLATACORRIAS	SI
SOPORTES DE ANCLAJE	SI
SOPORTES DE ZAJE	SI
SOPORTES DEL RECIPENTE	SI

BORNILLAS Y ENTRADAS DE HOMBRE				
ITEM	Nº	TAMAÑO	SERVICIO	RANBO BRIDA PSIG
A	1	2"	VERTICES	150
B	1	10"	ENTRADA DE HOMBRE	150
C	1	3"	VALV. DE SEGURIDAD	300
D	1	6"	ENTRADA DEL PROD.	150
E	1	20"	ENTRADA DE HOMBRE	150
F	1	6"	SALIDA DE PROD.	150
G	1	8"	SALIDA DE OPERAJE	150
H	1	3"	OPERAJE	150

BRIDAS TIPO CARA LEVANTADA

 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO	
DISEÑO BÁSICO DEL SECADOR DE SAL	
DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT-99
REVISADO : R.I.S.	FIGURA : 7.23

7.6.- *Etapa de Filtrado con Arcilla.*

Es la última etapa en el tratamiento del Turbo A-1 y su función es remover a un simple paso los surfactantes solubles en el combustible, compuestos metálicos, partículas sólidas, inhibidores de corrosión y otros compuestos que podrían afectar adversamente la separación del agua o estabilidad térmica, estrechamente relacionados a las especificaciones del combustible de aviación.

7.6.1.- *Criterios de Diseño del Filtro de Arcilla.*

El dimensionamiento del filtro de arcilla se basa en las recomendaciones de la UOP Design Engineering Seminar, Spring 1985, que a continuación se listan.

- Usar arcilla del tipo Attapulugus por ser de alta eficiencia en el tratamiento de combustibles.
- La dirección del flujo es descendente con velocidad espacial (R) igual a 1.

La velocidad espacial se define como el caudal de carga que es capaz de tratar por hora una unidad de adsorbente. En el artículo “Decolorization of Petroleum Waxes by Adsorbent Percolation” of Engelhard Corporation, está publicado una regla empírica para evaluar la velocidad espacial en función de la viscosidad del fluido y es como sigue:

$$\text{Log} [R_o] = 0,038 5 - 0,038 7 \mu \quad \dots(53)$$

$$R_x = R_o \left[\frac{0,010 1 - D_p}{0,008} \right] \quad \dots(54)$$

Donde: R_0 : máximo flujo permisible para un adsorbente que tiene $D_p = 0,002$ l pie, vol / vol/h.

R_x : máximo flujo permisible para un adsorbente, donde D_p es cualquier otro valor diferente a 0,002 l pie, vol/vol/h.

D_p : diámetro medio esférico equivalente.

μ : viscosidad a la temperatura de operación, cp.

Además está demostrado según ensayos de Laboratorio y enunciado en el artículo mencionado, que la velocidad espacial evaluada por las ecuaciones (53) y (54) representan el 50 – 90 % del valor real.

• *Relación Longitud - Diámetro en el filtro de arcilla.*

La relación de la altura del lecho con el diámetro varía en función de la naturaleza y capacidad de la unidad. La optimización de las dimensiones del filtro y en consecuencia las dimensiones del lecho de arcilla envuelven varias alternativas, las cuales a parte de los económicos, son equivalentes. Según lo especificado por la Engelhard Corporation e ilustrado en la figura 7.24, del apéndice C:

- La altura mínima del lecho de arcilla es 15 pies cuando el diámetro del recipiente es menor o igual a 5 pies.
- Para diámetros mayores a 15 pies la relación altura - diámetro del adsorbente es 3.
- La granulometría de la arcilla debe ser del rango 30 - 60 mesh, con densidad alrededor de $0,45 - 0,56$ g/cm³ y un área superficial de $125 - 135$ m²/g.
- La caída presión típica en el lecho de arcilla no debe exceder los 15 psi.

- Considerar 3 pies adicionales al lecho de arcilla para la instalación de los accesorios internos, tales como: distribuidor y colector.
- El distribuidor de alimentación debe ser ubicado a 1 pie de la línea tangente, en la parte superior del filtro. Los agujeros deben ubicarse en dos filas alternadas y a 45° de la vertical con dirección de flujo ascendente.
- El área transversal del filtro respecto al área equivalente total de agujeros en el distribuidor debe ser mayor a 3/2.
- El colector y drenaje serán construidos preferentemente de malla Johnson con ranuras de 0,005 plg.

Malla Johnson.- Malla con espiras de base triangular, varilla soporte redonda y ranuras continuas.

7.6.2.- Condiciones de Operación en el Filtro de Arcilla.

El filtro de arcilla será para servicio exclusivo en la producción de Turbo A-1.

- Temperatura de operación: 100°F.
- Presión de operación : 60 psi máximo.

Presión de diseño : 100 psi .

Prueba hidrostática : 150 psi.

7.6.3.- Dimensionamiento del Filtro de Arcilla.

a.- Cálculo del Diámetro Medio de Partícula.

La tabla 7.12 muestra los resultados del análisis granulométrico de la arcilla, cortesía de la Cía. Química Deer.

Tabla 7.12.- Análisis granulométrico de la arcilla (Tamiz USA, Annual book of ASTM standard).

Tamiz N° USA	Diámetro promedio de partícula (D_p), plg	% peso retenido	% peso acumulado
Más 30	0,023 5	2	2
30 – 42	0,013 8	51	53
42 – 60	0,009 7	44	97
Menos 60	0,007 0	3	100

reemplazando en (26):

$$D_p = \left[\frac{0,02(0,023\ 5)^2 + 0,51(0,013\ 8)^2 + 0,44(0,009\ 7)^2 + 0,03(0,007)^2}{0,02 + 0,51 + 0,44 + 0,03} \right]^{0.5}$$

$$D_p = 0,012\ 3\ \text{plg} \left(\frac{\text{pie}}{12\ \text{plg}} \right) = 1 \cdot 10^{-3}\ \text{pie}$$

b.- Coeficiente de Espacio Vacío en la Arcilla.

Propiedades físicas de la arcilla Attapulugus, cortesía de la Cía. Química Deer.

$$\text{Densidad aparente: } \rho_h = 33,9\ \text{lb/pie}^3$$

$$\text{Densidad absoluta: } \rho = 63,9\ \text{lb/pie}^3$$

reemplazando en (27):

$$\% \text{ de espacios vacíos: } 100 \left[\left(\frac{1}{33,9} \right) - \left(\frac{1}{63,9} \right) \right] / \left(\frac{1}{33,9} \right) = 47$$

$$\text{Coeficiente de espacios vacíos: } \epsilon = 0,47$$

$$\text{Densidad de partícula: } D_k = 33,9\ \text{lb/pie}^3 / (1 - 0,47) = 63,96\ \text{lb/pie}^3$$

c.- Diámetro y Altura del Filtro de Arcilla.

El flujo de Turbo A-1 a filtrarse en arcilla Attapulugus es 12 500 B/D, así que, se considerará la construcción de dos filtros para capacidades de 6 250 B/D en cada uno.

• Flujo de Turbo A-1.

$$Q = 6\ 250\ \text{B/D} = 24\ \text{pie}^3/\text{min} = 1\ 462\ \text{pie}^3/\text{h} \quad \dots(55)$$

• *Velocidad espacial.*

De tabla 7.1: $\mu = 1,06$ cp a 100 °F

reemplazando en (53) y (54):

$$R_o = 10^{[0,0385 - 0,0387(1,06)]} = 0,99 \text{ pie}^3 / \text{pie}^3/\text{h}$$

$$R_x = \left[0,99 \left(\frac{0,0101 - 1 \cdot 10^{-3}}{0,008} \right) \right] = 1,13 \text{ pie}^3 / \text{pie}^3/\text{h} \quad \dots(56)$$

Considerando que el valor de diseño R_x corresponde al 70 % del valor

$$\text{real: } R = 0,7 (1,13 \text{ pie}^3 / \text{pie}^3/\text{h}) = 0,8 \text{ pie}^3 / \text{pie}^3/\text{h}$$

• *Altura del lecho de arcilla y del filtro.*

De (55) y (56), se calcula la cantidad de arcilla:

$$1\,462 \text{ pie}^3/\text{h} \left[\frac{0,8 \text{ pie}^3 \text{ arcilla}}{\text{pie}^3/\text{h Turbo A-1}} \right] = 1\,170 \text{ pie}^3 \text{ de arcilla} \quad \dots(57)$$

Del apéndice C, figura 7.24: Para 1 170 pie^3 de arcilla, $D = 8$ pies.

Como: $(L / D) = 3$, entonces: $L = 24$ pies.

Altura del recipiente = Lecho de arcilla + altura por accesorios

$$= (24 + 3) \text{ pies} = 27 \text{ pies.}$$

d.- Tiempo de Residencia y Tiempo de Contacto.

- Volumen de recipiente. $V_R = [\pi (8 \text{ pie})^2 / 4] (27 \text{ pie}) = 1\,357 \text{ pie}^3$

- Peso del lecho de sal. $W_L = 24 \text{ pie} (33,9 \text{ lb}/\text{pie}^3) [\pi (8 \text{ pie})^2 / 4] = 40\,896 \text{ lb}$

- Volumen del lecho sin espacios libres.

$$V_e = W_L / \rho = 40\,896 \text{ lb} / 63,9 \text{ lb}/\text{pie}^3 = 640 \text{ pie}^3$$

$$\theta_{\text{res}} = (V_R - V_e) / Q = (1\,357 - 640) \text{ pie}^3 / 24 \text{ pie}^3/\text{min} = 30 \text{ min}$$

“El volumen activo” o volumen del Turbo A-1 que la arcilla es capaz de admitir en el proceso de adsorción es característico de cada arcilla y es determinado mediante ensayos de laboratorio. Para el caso de una

arcilla nueva Attapulgu se midió un volumen de 285 cm^3 y se determinó experimentalmente después de varios ensayos que admitía 150 cm^3 de Turbo A-1 o lo que es lo mismo un 52,6 %vol. Así que, en el cálculo del tiempo de contacto este factor es el que se considera.

Tiempo de contacto: $52,6 \% [\pi (8 \text{ pie})^2 / 4] (24 \text{ pie}) / (25 \text{ pie}^3/\text{min}) = 25 \text{ min}$

7.6.4.- Diseño Básico del Distribuidor de alimentación en el Filtro de Arcilla.

Se basa en el procedimiento de cálculo del Design Practice of Esso, Section XIV-B, pag.7-8.

La figura 7.25 muestra el diagrama del distribuidor de alimentación del filtro de arcilla.

a.- Distribución del flujo y dimensión de ramales en el distribuidor.

De figura 7.25: ID de los ramales: 2,067 plg.

$$L_1 = (48 - 5 - 2,5) \text{ plg} = 40 \text{ plg}$$

$$L_2 = (48^2 - 30^2)^{0,5} - 5 - 2,5 \text{ plg} = 29 \text{ plg}$$

$$L_1 = (40 / 29) L_2, \text{ entonces: } Q_1 = 1,4Q_2$$

reemplazando en (28):

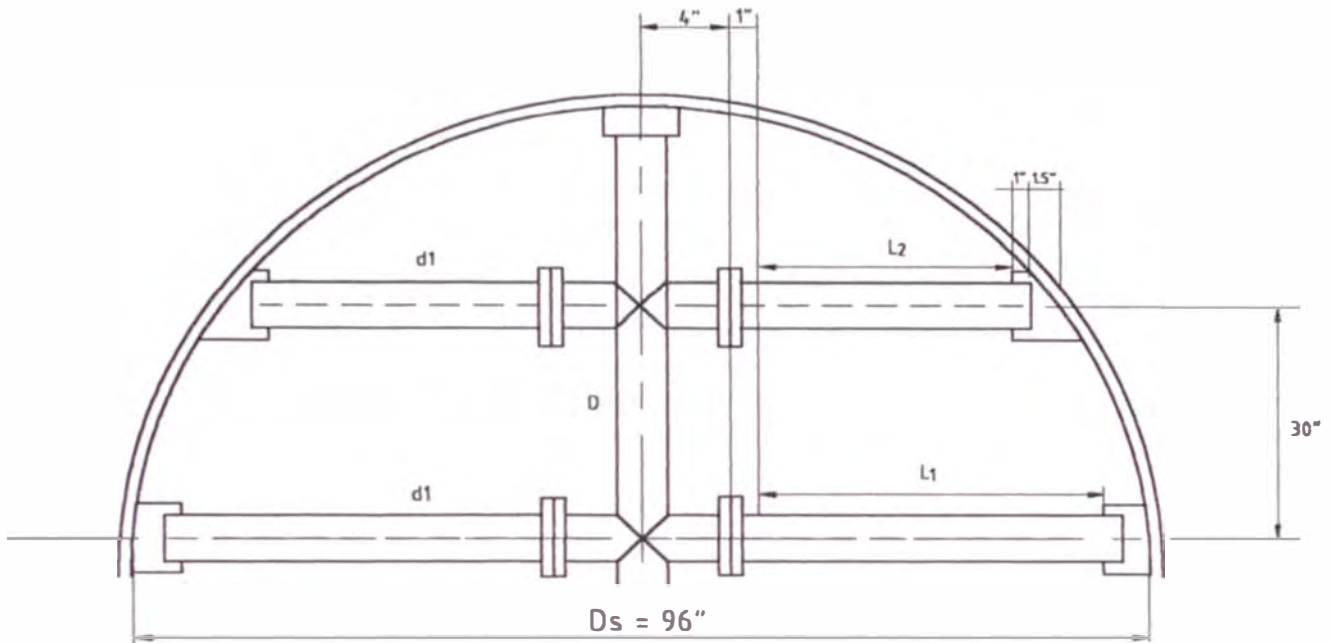
$$Q_1 = 1,4 (6250 \text{ B/D} / 7) = 1250 \text{ B/D} / 34,3 = 36 \text{ gl/min}$$

$$Q_2 = 6250 \text{ B/D} / 7 = 893 \text{ gl/min} / 34,3 = 26 \text{ gl/min}$$

Por lo tanto, el distribuidor de alimentación consta de dos ramales primarios de 40 plg longitud y cuatro ramales secundarios de 29 plg de longitud.

b.- Número de Agujeros en el Ramal Primario.

- La longitud en el ramal primario es 40 plg.



DONDE :

- D_s : Diámetro del recipiente.
- L_1 Y L_2 : Longitud del ramal primario y secundario
- D Y d_1 : Diámetro de tubería principal y ramales.
- $L_1 = 40''$
- $L_2 = 29''$
- $D = 3.068''$
- $d_1 = 2.067''$



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DISTRIBUIDOR DE ALIMENTACION
FILTRO DE ARCILLA

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 7.25

• *Energía cinética en la corriente de entrada.*

- Velocidad promedio a la entrada:

$$V_i = 4 (36 \text{ gal/min}) (\text{pie}^3 / 7,48 \text{ gal}) (\text{min} / 60 \text{ s}) / \pi (2,067 / 12)^2 \text{ pie}^2 = 3,4 \text{ pie/s}$$

- Número de Reynold's, reemplazando en (30):

$$R_m = 2,067 (3,4 \text{ pie/s})(0,794) / 1,06 \text{ cp} = 5 > 0,26 \quad \text{flujo turbulento}$$

$$\text{reemplazando en (31): } Re = 7\,730 (5) = 41\,889 > 400$$

reemplazando en (29):

$$E_k = 1,1 (3,4 \text{ pie/s})^2 / (2 \cdot 32,2 \text{ pie/s}^2) = 2 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

• *Pérdida de carga neta de la entrada al extremo cerrado del ramal.*

Como primera aproximación: $J = 0,35$.

Del apéndice C, figura 7.19: para $d_1 = 2,067 \text{ plg}$ y $R_m = 5$, $f = 0,006$

reemplazando en (32):

$$\Delta h_p = \left[\frac{4(0,006)(40 \text{ plg})(0,35)}{2,067 \text{ plg}} - 1 \right] \left[\frac{(3,4)^2}{2(32,2)} \right] = -1,5 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

• *Caída de presión requerida a través de los agujeros.*

reemplazando en (33):

$$\Delta h_o = 10 (\text{máx. } 2 \cdot 10^{-1}, | -1,5 \cdot 10^{-1} |) = 2 \text{ pie de fluido}$$

$$\Delta h_o = 2 \text{ pie} (0,794 / 2,31) = 0,7 \text{ psi}$$

• *Diámetro del agujero.*

Usando: $d_o = 3/8 \text{ plg}$.

$$\text{Entonces: } (d_o / d_1) = (0,375 \text{ plg} / 2,067 \text{ plg}) = 0,2 > 0,1$$

Del apéndice C, figura 7.20: Para $(d_o/d_1) = 0,2$ y $Re = 41\,889$, $C_d = 0,596$

- *Área total requerido por los agujeros.*

reemplazando en (34):

$$A_o = \frac{0,1247(36)}{0,596(7,48)(60)(2 \text{ pie})^{0,5}} = 1,2 \cdot 10^{-2} \text{ pie}^2 = 1,7 \text{ plg}^2$$

- *Número de agujeros en el área total requerido.*

- Área de un agujero: $A_h = \pi (0,375 \text{ plg})^2 / 4 = 0,1104 \text{ plg}^2$

- Número de agujeros: $N_h = 1,7 \text{ plg}^2 / 0,1104 \text{ plg}^2 = 16 \text{ agujeros}$

- Del apéndice C, figura 7.21: para $N_h = 16$ agujeros, $J = 0,365$.

recalculando la expresión (32):

$$\Delta h'_p = \left[\frac{4(0,006)(40 \text{ plg})(0,365)}{2,067 \text{ plg}} - 1 \right] \left[\frac{(3,4)^2}{2(32,2)} \right] = -1,5 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

Se cumple: $|\Delta h'_p| < E_k$ ($-1,5 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido} < 2 \cdot 10^{-1} \text{ pie de fluido}$).

Así que, la primera aproximación se considera válido.

- *Velocidad lineal de salida en los orificios:*

$$V_o = \frac{36 \text{ g/l/min} (\text{pie}^3 / 7,48 \text{ gl}) (\text{min} / 60 \text{ s})}{16 (0,1104 \text{ plg}^2) (\text{pie}^2 / 144 \text{ plg}^2)} = 7 \text{ pie/s}$$

c.- *Número de Agujeros en el Ramal Secundario.*

- La longitud del ramal secundario es 29 plg.

- *Energía cinética en la corriente de entrada.*

- Velocidad promedio a la entrada.

$$V_i = 4 (26 \text{ g/l/min})(\text{pie}^3 / 7,48 \text{ gl})(\text{min} / 60 \text{ s}) / \pi(2,067 / 12)^2 \text{ pie}^2 = 2,5 \text{ pie/s}$$

- Número de Reynold's, reemplazando en (30):

$$R_m = 2,067 (2,5 \text{ pie/s})(0,794) / 1,06 \text{ cp} = 4 > 0,26 \quad \text{flujo turbulento}$$

reemplazando en (31): $Re = 7730 (4) = 30320 > 400$

reemplazando en (29):

$$E_k = 1,1 (2,5 \text{ pic/s})^2 / (2 * 32,2 \text{ pic/s}^2) = 1,1 * 10^{-1} \text{ pie de fluido}$$

- *Pérdida de carga neta de la entrada al extremo cerrado del ramal.*

Como primera aproximación: $J = 0,35$.

Del apéndice C, figura 7.19: para $d_1 = 2,067 \text{ plg}$ y $R_m = 4$, $f = 0,0063$.

reemplazando en (32):

$$\Delta h_p = \left[\frac{4(0,0063)(29 \text{ plg})(0,35)}{2,067 \text{ plg}} - 1 \right] \left[\frac{(2,5)^2}{2(32,2)} \right] = -8,5 * 10^{-2} \text{ pie de fluido}$$

- *Caída de presión requerida a través de los agujeros.*

reemplazando en (33):

$$\Delta h_o = 10 (\text{máx. } 1,1 * 10^{-1}, | -8,5 * 10^{-2} |) = 1,1 \text{ pie de fluido}$$

$$\Delta h_o = 1,1 \text{ pie} (0,794 / 2,31) = 0,4 \text{ psi}$$

- *Diámetro del agujero.*

Usando: $d_o = 3/8 \text{ plg}$.

$$\text{Entonces: } (d_o / d_1) = (0,375 \text{ plg} / 2,067 \text{ plg}) = 0,2 > 0,1$$

Del apéndice C, figura 7.20: para $(d_o / d_1) = 0,2$ y $Re = 30\,920$, $C_d = 0,596$.

- *Área total requerido por los agujeros.*

reemplazando en (34):

$$A_o = \frac{0,1247(26)}{0,596(7,48)(60)(1,1 \text{ pie})^{0,5}} = 1,2 * 10^{-2} \text{ pie}^2 = 1,7 \text{ plg}^2$$

- *Número de agujeros en el área total requerido.*

$$- \text{Área de un agujero: } \pi (0,375 \text{ plg})^2 / 4 = 0,1104 \text{ plg}^2$$

$$- \text{Número de agujeros: } N_h = 1,7 \text{ plg}^2 / 0,1104 \text{ plg}^2 = 16 \text{ agujeros}$$

- Del apéndice C, figura 7.21: para $N_h = 16$ agujeros, $J = 0,365$.

recalculando la expresión (32):

$$\Delta h'_p = \left[\frac{4(0,0063)(29 \text{ plg})(0,365)}{2,067 \text{ plg}} - 1 \right] \left[\frac{(2,5)^2}{2(32,2)} \right] = -8,5 \cdot 10^{-2} \text{ pie de fluido}$$

Se cumple: $|\Delta h'_p| < E_k$ ($-8,5 \cdot 10^{-2}$ pie de fluido $< 1,1 \cdot 10^{-1}$ pie de fluido).

Así que, la primera aproximación se considera válido.

- *Velocidad lineal de salida en los orificios.*

$$V_o = \frac{26 \text{ gal/min} \left(\frac{\text{pie}^3}{7,48 \text{ gal}} \right) \left(\frac{\text{min}}{60 \text{ s}} \right)}{16 \left(0,1104 \text{ plg}^2 \right) \left(\frac{\text{pie}^2}{144 \text{ plg}^2} \right)} = 5 \text{ pie/s}$$

El total de agujeros en los brazos del distribuidor es aproximadamente 96, la velocidad promedio a la salida de los agujeros es 6 pie/s, con una caída de presión promedio a través de los mismos de 0,6 psi.

d.- Área Transversal del Filtro y Área Equivalente de Agujeros en el Distribuidor.

- Área transversal del filtro de arcilla: $A_f = \pi (8 \text{ pie})^2 / 4 = 50 \text{ pie}^2$
- Área equivalente total de agujeros en el distribuidor:

$$A_e = \pi [96 (0,375 \text{ plg}) / 12]^2 / 4 = 7 \text{ pie}^2$$

Se cumple: $A_f / A_e = 50 \text{ pie}^2 / 7 \text{ pie}^2 = 7 \geq 3/2$.

7.6.5.- Pérdida de Carga en el Filtro de Arcilla.

- *Velocidad másica del fluido.*

$$G = 4 (0,4 \text{ pie}^3/\text{s}) (49,8 \text{ lb}/\text{pie}^3) / \pi (8 \text{ pie})^2 = 0,4 \text{ lb}/\text{pie}^2\text{s}$$

- *Viscosidad del fluido.*

$$A 100 \text{ }^\circ\text{F}: \mu = 1,06 \text{ cp} [6,72 \cdot 10^{-4} \text{ lb}/\text{pie s} / \text{cp}] = 7 \cdot 10^{-4} \text{ lb}/\text{pie s}$$

- *Cálculo del N_{Rep} .* Las partículas de arcilla Attapulugus son aproximadas a esferas para efectos de cálculo.

reemplazando en (47):

$$N_{Rep} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \text{ pie} (0,4 \text{ lb/pie}^2 \text{ s})}{(7 \cdot 10^{-4} \text{ lb/pic s}) (1 - 0,47)} = 1, \text{ flujo laminar.}$$

reemplazando en (45) por ser flujo laminar:

$$\left[\frac{\Delta P_1}{L} \right] = 150 \left[\frac{(1 - 0,47)^2}{0,47^3} \right] \left[\frac{7 \cdot 10^{-4} \text{ lb/pie s} (0,4 \text{ lb/pie}^2 \text{ s})}{144(32,2 \text{ lbf s}^2/\text{pie}^2)(49,8 \text{ lb/pie}^3)(1 \cdot 10^{-3} \text{ pie})^2} \right]$$

$$\Delta P_1 = 0,5 \text{ psi/pie} (24 \text{ pie}) = 12 \text{ psi.}$$

Por distribuidor y colector: $\Delta P_2 = 0,3 \text{ psi.}$

reemplazando en (50): $\Delta P_T = (12 + 0,3) \text{ psi} = 12 \text{ psi} < 15 \text{ psi}$

El lecho de arcilla en el tiempo sufrirá progresivamente una disminución de la fracción del espacio vacío, como consecuencia de la formación de depósitos sobre las paredes de los poros (superficie activa del adsorbente) por lo que la pérdida de carga irá gradualmente aumentando.

7.6.6.- *Espesor del Área Lateral y de las Tapas del Filtro de Arcilla.*

a.- Espesor del Área Lateral del Filtro.

$$P = 100 \text{ psi.}$$

$$R = 48 \text{ plg.}$$

$$E = 0,85. \text{ En un control radiográfico por puntos.}$$

$$S = 13\,800 \text{ psi. Para acero al carbono ASTM A-285 Gr. C según el}$$

Código ASME, Sección VIII, División I, Tabla UCS-23.

reemplazando en (51):

$$t = \frac{100 (48)}{13\,800 (0,85) - 0,6 (100)} = 0,4 \text{ plg}$$

Se admitirá un sobre espesor en las planchas de 1/8 plg por corrosión.

Así, las planchas de acero al carbono ASTM A-285, Gr. C para la parte cilíndrica del recipiente es de por lo menos 0,5 plg de espesor.

b.- Espesor de las tapas del filtro.

reemplazando en (52):

$$t = \frac{100 (96)}{2 (13\,800)(0,85) - 0,2 (100)} = 0,4 \text{ plg}$$

Se admitirá un sobre espesor en las planchas de 1/8 plg por corrosión.

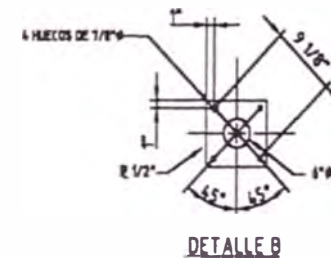
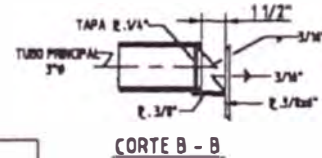
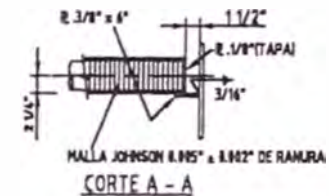
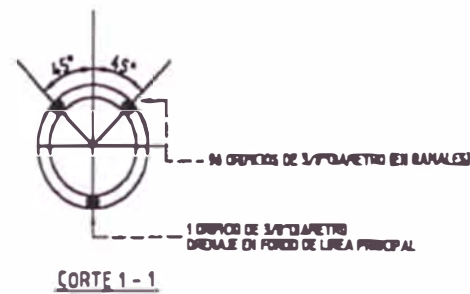
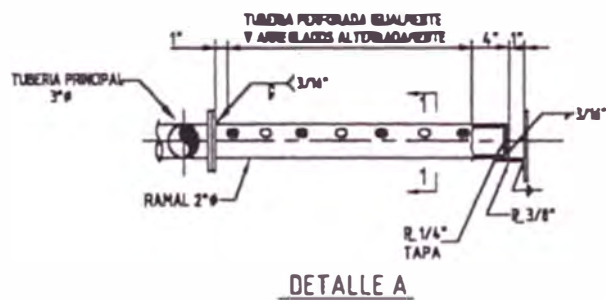
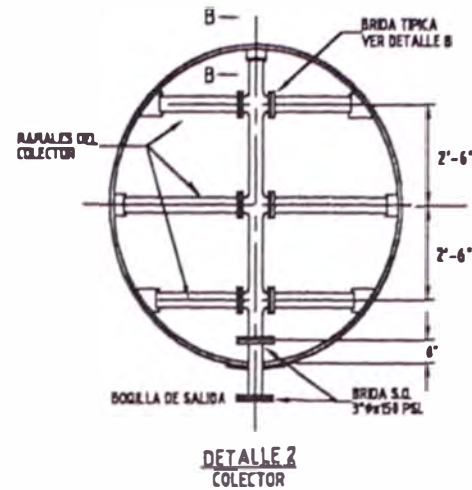
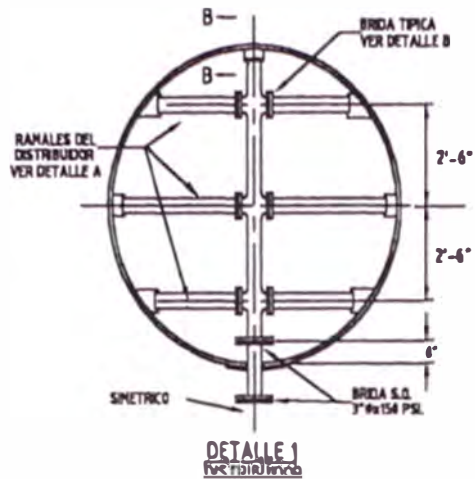
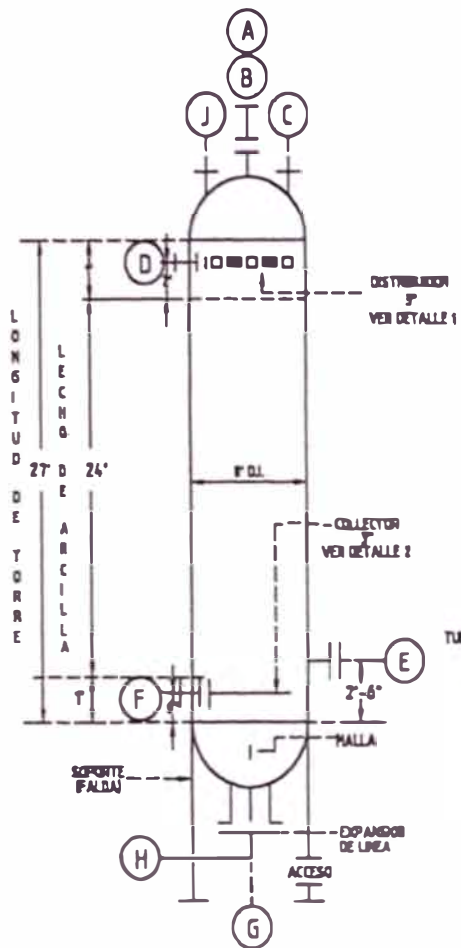
Así, las planchas de acero al carbono ASTM A-285, Gr. C para las tapas del filtro son de por lo menos 0,5 plg de espesor.

La figura 7.26 muestra el diseño base del filtro de arcilla.

7.7.- Balance en la Cantidad de Movimiento en el tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene.

El requerimiento total en equipos de bombeo para el tratamiento propuesto del Turbo A-1 y Kerosene son cuatro, según como sigue: una bomba de inyección de soda 5 °Bé y una para su recirculación en la Etapa de Neutralización, una bomba de inyección de agua desmineralizada y una para su recirculación en la Etapa de Lavado.

Las bombas que actualmente se usan para trasladar la soda de un sedimentador a otro y su recirculación en la etapa de neutralización son P-493 / P-494 y P-497 / P-498 respectivamente.




CONDICIONES DE DISEÑO	G = 4 250 B/D T = 100°F P = 100 PSL
RADIOGRAFIA	NO REQUIERE
TRATAMIENTO TERMICO	NO REQUIERE
EFICIENCIA DE JUNTA	NO REQUIERE

ESPECIFICACION DE MATERIALES	
CABEZALES	ACERO AL CARBONO
CASCO	ACERO AL CARBONO
MANEJO DE CASCO	0.125 PPH
COMPOSICION CABEZALES	0.125 PPH
RECIPIENTE DE CABEZALES	2 + 1 ELIPSOIDAL

ACCESORIOS APLICADOS	
ESCALERAS Y PLATAFORMAS	SI
SOPORTES DE AGLARIENTO	SI
SOPORTES DE CAJAJE	SI
SOPORTES DEL RECIPIENTE	SI

BOGUELLAS Y ENTRADAS DE HOMBRE				
ITEM	Nº	TAMAÑO	SERVICIO	RATE BRIDA PSL
A	1	2"	VENTEO	154
B	1	18"	ENTRADA DE HOMBRE	154
C	1	3"	VALV. DE SEGURIDAD	310
D	1	6"	ENTRADA DE PROD.	154
E	1	24"	ENTRADA DE HOMBRE	154
F	1	6"	SALIDA DE PROD.	154
G	1	6"	SALIDA DE DERRAJE	154
H	1	3"	DIENAJE	154
J	1	3"	VENTEO DE AIRE	154
BRIDA TIPO CARA LEVANTADA				



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE PETRÓLEO

DISEÑO BÁSICO DEL FILTRO DE ARCILLA

DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT-88
REVISADO : R.L.S.	FIGURA : 7.28

En la tabla 7.13 se indican las especificaciones generales de las bombas mencionadas, información obtenida del manual de operaciones de la Planta de Tratamiento, mayo 1993.

Tabla 7.13.- Especificaciones Generales de bombas en la Planta de Tratamiento para el servicio de Turbo A-1 y Kerosene.

Características de la Bomba				
TAG	P-493	P-494	P-497	P-498
Marca	Goulds Pumps	Goulds Pumps	Worthington	Goulds Pumps
Modelo	3196	3196	D-1011	3196
Tamaño, plg * plg	1*1,50	1*1,50		
Capacidad, GPM	50	50	30	50
Head, pie	90	90		
Temperatura, °F	110-140	110-140		
NPSHR, pie	20	20		
Características del Motor				
Marca	Westinghouse	Westinghouse	General Electric	Westinghouse
Fases	3	3		
Potencia, Hp	5	5	7,5	10
Velocidad, RPM	3 500	3 500	3 525	3 530
Voltaje, V	230 / 460	230 / 460		230 / 460
Amperaje, A	12,6 / 6,3	12,6 / 6,3		26 / 13

A continuación se dimensionan las bombas de inyección y se evalúan las existentes para el servicio de recirculación.

7.7.1.- Bomba de Inyección de Soda 5 °Bé en la Etapa de Neutralización.

Los requerimientos para el dimensionamiento básico de la bomba de inyección de soda son:

$$Q_{\text{máx}} = 177 \text{ B/D} / 34,3 = 5 \text{ gal/min.}$$

$$T_{\text{op}} = 80 \text{ °F.}$$

De tabla 7.1: Sp-Gr a 80 °F = 1,033.

$$\mu \text{ a } 80 \text{ °F} = 1,04 \text{ cp.}$$

Del Cameron Hydraulic Data, $P_v = 0,95 \text{ psia.}$

La figura 7.27 ilustra la distribución de accesorios y tuberías para la inyección de soda cáustica 5 °Bé en la Etapa de Neutralización (Napfining).

a.- Columna en la Succión - Pérdida de Carga en la Línea.

• *Diámetro óptimo*, según Chemical Engineering Data, December 1974.

- Diámetro nominal de tubería : 1 plg Sch 40.

- Diámetro interior : 1,049 plg.

- Producto en línea de succión : Soda 5 °Bé.

- Velocidad típica : 1 – 2 pie/s.

• *Número de Reynold's (adimensional), N_{Re} .*

Según Chemical Engineering, December 1974.

$$N_{Re} = D V \rho / \mu_c = 50,6 (Q / d) (\rho / \mu) \quad \dots(58)$$

Donde: Q : flujo, gpm.

V : velocidad, pie/s.

D, d : diámetro interior de la tubería, pie y plg respectivamente.

ρ : densidad, lb/pie³.

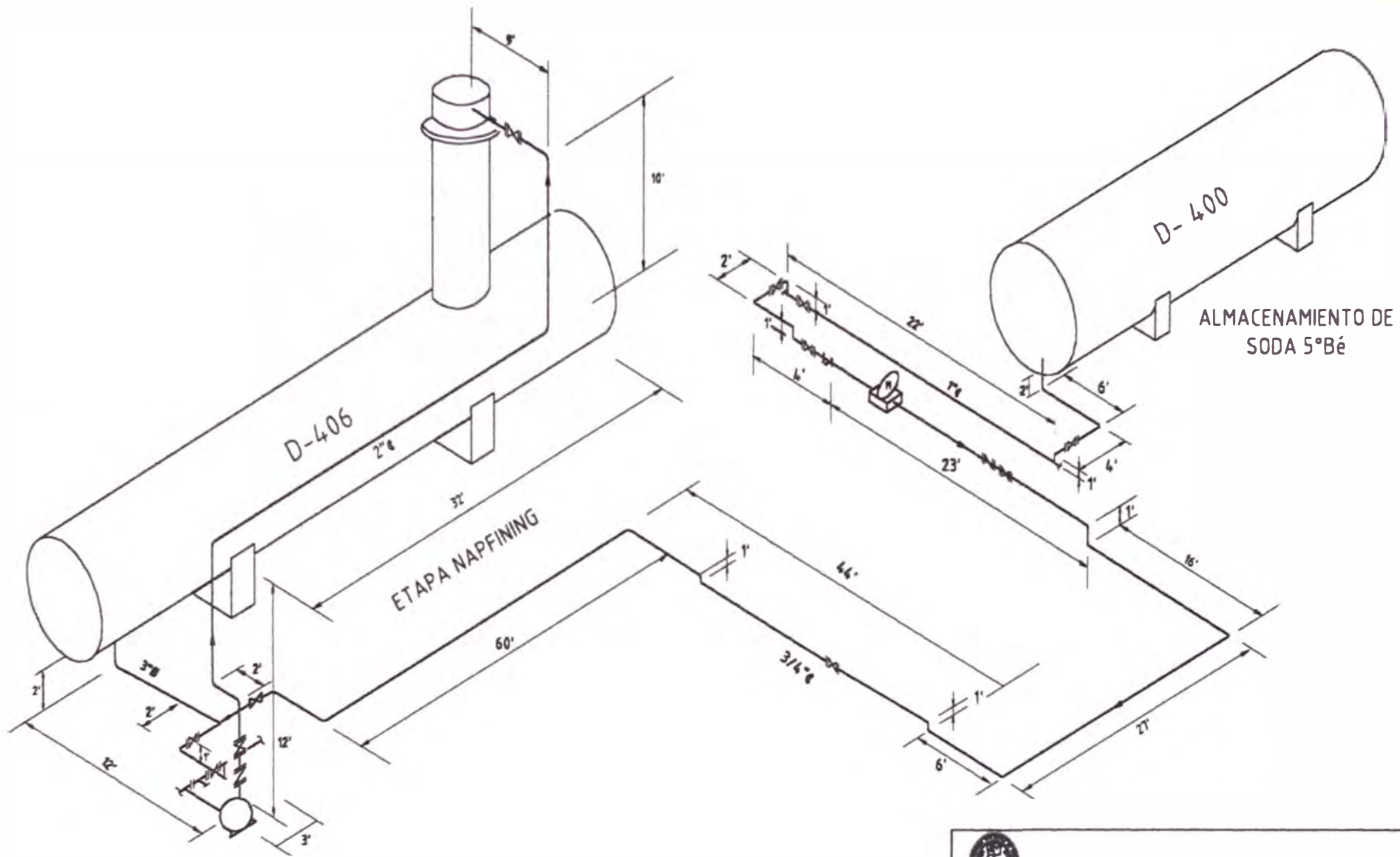
μ_c, μ : viscosidad, lbm / pie s y cp respectivamente.

reemplazando en (58):

$$N_{Re} = 50,6 (5 \text{ gmp} / 1,049 \text{ plg}) (64,46 \text{ lb/pie}^3 / 1,04 \text{ cp}) = 14 \ 949$$

• *Factor de fricción, f.*

Para tuberías de acero comercial, la rugosidad relativa absoluta es $\epsilon = 0,000 \ 15$ pie; así que, para $D = 1,049$ plg, la rugosidad relativa es $\epsilon/D = 0,002$.




UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

SISTEMA DE INYECCIÓN Y RECIRCULACIÓN DE SODA
ETAPA NAPFINING

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 7.27

Del apéndice C, la figura 7.28: con $N_{Re} = 14\ 949$ y $\epsilon/D = 0,002$, $f = 0,03$ en tubería nueva. Considerando un factor de seguridad de 20 % por deposición, corrosión y erosión, $f = 0,04$.

• *Velocidad, v.*

Según Chemical Engineering, December 1974.

$$v = q / A = 0,408 (Q / d^2) \quad \dots(59)$$

Donde: v : velocidad, pie/s.

q : flujo volumétrico, pie³/s.

A : área de la sección transversal, pie².

Q : capacidad de flujo, gpm.

d : diámetro interno, plg.

reemplazando en (59): $v = 0,408 (5 \text{ gpm}) / (1,049 \text{ plg})^2 = 2 \text{ pie/s}$

• *Longitud total equivalente, L.*

Tabla 7.14.- Longitud total equivalente en la succión, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, 1 plg Sch 40.			166	166
- Válvula compuerta, 1 plg.	7		0,7	4,9
- Codo 90°, 1 plg, radio corto.	19		2,62	49,8
- Tee, 1 plg, flujo por brazos.	6		5,25	31,5
- Filtro, 1 plg, tipo Y.	1		8,0	8,0
- Entrada a la tubería.	1	0,5	1,2	1,2
			Total:	262

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada

• *Columna de fricción en la succión, h_{fs} .*

Criterios de caída de presión en la succión según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 0,25 psi / 100 pie

- Caída de presión máxima : 0,40 psi / 100 pie

Según Chemical Engineering, January 1975.

$$\Delta P = (f L / D) (v^2 / 2 g_c) (\rho / 144) = 0,000 216 f L \rho (Q^2 / d^5)$$

$$\text{Cuando } L = 100 \text{ pies: } \Delta P_{100} = 0,0216 f \rho (Q^2 / d^5), \text{ psi/100 pie } \dots (60)$$

Donde: ΔP : caída de presión, psi.

f : factor de fricción.

L : longitud equivalente de la tubería, pie.

ρ : densidad, lb/pie³.

Q : flujo volumétrico, gpm.

d : diámetro de la tubería, plg.

reemplazando en (60):

$$\Delta P_{100} = 0,021 6 (0,04)(64,46 \text{ lb/pie}^3)[(5 \text{ gpm})^2/(1,049 \text{ plg})^5] = 1 \text{ psi/100 pie}$$

$$\text{De tabla 7.14: } \Delta P_f = 262 \text{ pies } (1 \text{ psi / 100 pie }) = 3 \text{ psi}$$

$$\text{Columna de fricción en succión: } h_{fs} = 3 \text{ psi } (2,31 / 1,033) = 7 \text{ pie}$$

• *Columna de succión, H_s .*

$$H_s = P_s + h_{es} - h_{fs} \quad \dots (61)$$

Donde: H_s : columna de succión, pie de líquido.

P_s : columna de presión en la succión, pie de líquido.

h_{es} : columna estática en la succión, pie de líquido.

h_{fs} : columna de fricción en la succión, pie de líquido.

$$P_s = 0 \text{ psig} + 14,7 = 14,7 \text{ psia } (2,31 / 1,033) = 33 \text{ pie de líquido}$$

$$h_{es} = 3 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{fs} = 7 \text{ pie de líquido.}$$

$$\text{reemplazando en (61): } H_s = (33 - 7 + 3) \text{ pie} = 29 \text{ pie}$$

- *Columna de succión neta positiva disponible, $NPSH_A$.*

$$NPSH_A = H_s - P_v \quad \dots(62)$$

Donde: H_s : columna de succión, pie de líquido.

P_v : presión de vapor, pie de líquido.

reemplazando en (62):

$$NPSH_A = [29 - (0,54 * 2,31 / 1,033)] \text{ pie} = 28 \text{ pie} > 0$$

b.- Columna en la Descarga - Pérdida de Carga en la Línea.

- *Diámetro óptimo, según Chemical Engineering Data, December 1974.*

- Diámetro nominal de tubería : ¾ plg sch 40.
- Diámetro interior : 0,824 plg
- Producto en línea de descarga : Soda 5 °Bé
- Velocidad típica en descarga larga : 2 – 3 pie/s

- *Número de Reynold's, reemplazando en (58):*

$$N_{Re} = 50,6 (5 \text{ gmp} / 0,824 \text{ plg}) (64,46 \text{ lb/pie}^3 / 1,04 \text{ cp}) = 19\ 031$$

- *Factor de fricción, para tuberías de acero comercial, la rugosidad relativa absoluta es $\epsilon = 0,000\ 15$ pie; así que, para $D = 0,824$ plg la rugosidad relativa es $\epsilon/D = 0,002$.*

Del apéndice C, la figura 7.28: con $N_{Re} = 19\ 031$ y $\epsilon/D = 0,002$,

$f = 0,03$ en tubería nueva. Usando factor de seguridad, $f = 0,04$.

- *Velocidad.*

reemplazando en (59):

$$v = 0,408 (5 \text{ gpm}) / (0,824 \text{ plg})^2 = 3 \text{ pie/s}$$

• *Longitud total equivalente.*

Tabla 7.15.- Longitud total equivalente en la descarga, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, ¾ plg Sch 40.			72	72
- Válvula compuerta, ¾ plg.	2		0,55	1,1
- Válvula check, ¾ plg.	2		6,86	13,7
- Codo 90°, ¾ plg, radio corto.	11		1,10	12,1
- Tee, ¾ plg, flujo por brazos.	3		4,12	12,4
- Salida a la tubería.	1	1.0	1,8	1,8
Total:				113

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada

• *Columna de fricción en la descarga, h_{fd}*

Criterios de caída de presión en la descarga según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 1,5 psi / 100 pie

- Caída de presión máxima : 2,0 psi / 100 pie

reemplazando en (61):

$$\Delta P_{100} = 0,0216(0,04)(64,46 \text{ lb/pie}^3)[(5 \text{ gpm})^2 / (0,824 \text{ plg})^5] = 4 \text{ psi/100pie}$$

$$\text{De tabla 7.15: } \Delta P_f = 113 \text{ pie} (4 \text{ psi / 100 pie}) = 5 \text{ psi}$$

$$\text{Columna de fricción en descarga: } h_{fd} = 5 \text{ psi} (2,31 / 1,033) = 11 \text{ pie}$$

• *Columna de descarga, H_d*

$$H_d = P_d + h_{ed} - h_{fd} \quad \dots(63)$$

Donde: H_d : columna de descarga, pie de líquido.

P_d : columna de presión en la descarga, pie de líquido.

h_{ed} : columna estática en la descarga, pie de líquido.

h_{fd} : columna de fricción en la descarga, pie de líquido.

$$P_d = 56 \text{ psig} + 14,7 = 71 \text{ psia} (2,31 / 1,033) = 159 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{cd} = 22 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{fd} = 11 \text{ pie de líquido.}$$

reemplazando en (63): $H_d = (159 + 22 + 11) \text{ pie} = 192 \text{ pie}$

c.- Columna Neta del Sistema, H.

$$H = H_d - H_s \quad \dots(64)$$

Donde: H: columna neta del sistema, pie del líquido.

H_d : columna de descarga, pie de líquido.

H_s : columna de succión, pie de líquido.

reemplazando en (64): $H = (192 - 29) \text{ pie} = 163 \text{ pie} (1,033 / 2,31) = 73 \text{ psi}$

d.- Caballaje de Potencia Hidráulica, LHP.

Es el trabajo teórico que se requiere de una bomba.

$$LHP = [Q H] / 1714 \quad \dots(65)$$

Donde: Q: caudal, gpm.

H: columna neta del sistema, psi.

reemplazando en (65): $LHP = 5 \text{ gpm} (73 \text{ psi}) / 1714 = 0,2 \text{ hp}$

Debido a que la solución de NaOH es diluido (5 °Bé), con un comportamiento muy similar al agua, los factores de corrección para los parámetros de flujo, head, son despreciables.

7.7.2.- Bomba de Recirculación de Soda Cáustica en la Etapa de Neutralización.

Los requerimientos para el dimensionamiento básico de la bomba de recirculación de soda son:

$$Q_{\text{máx}} = 1228 \text{ B/D} / 34,3 = 36 \text{ gl/min.}$$

$$T_{\text{op}} = 100 \text{ °F.}$$

De tabla 7.1: Sp-Gr a 100 °F = 1,0287.

$$\mu \text{ a } 100 \text{ °F} = 0,84 \text{ cp.}$$

Del Cameron Hydraulic Data, $P_v = 0,95 \text{ psia}$.

La figura 7.27 muestra la distribución de accesorios y tuberías para la recirculación de soda cáustica en la Etapa de Neutralización (Napfining).

a.- Columna en la Succión - Pérdida de Carga en la Línea.

• *Diámetro óptimo*, según Chemical Engineering Data, December 1974.

- Diámetro nominal de tubería : 3 plg Sch 40.

- Diámetro interior : 3,068 plg.

- Producto en línea de succión : Soda 5 °Bé.

- Velocidad típica : 2 – 4 pie/s.

• *Número de Reynold's*, reemplazando en (58):

$$N_{Re} = 50,6 (36 \text{ gmp} / 3,068 \text{ plg}) (64,19 \text{ lb/pie}^3 / 0,84 \text{ cp}) = 45 \text{ } 372$$

• *Factor de fricción*, para tuberías de acero comercial, $\epsilon = 0,000 \text{ } 15 \text{ pie}$;

así que, $\epsilon/D = 0,001$.

Del apéndice C, la figura 7.28: con $N_{Re} = 45 \text{ } 372$ y $\epsilon/D = 0,001$,

$f = 0,03$ en tubería nueva. Usando factor de seguridad, $f = 0,04$.

• *Velocidad*.

reemplazando en (59):

$$v = 0,408 (36 \text{ gpm}) / (3,068 \text{ plg})^2 = 2 \text{ pie/s}$$

• *Longitud total equivalente.*

Tabla 7.16.- Longitud total equivalente en la succión, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, 3 plg Sch 40.			21	21
- Válvula compuerta, 3 plg.	2		2,04	4,1
- Codo 90°, 3 plg, radio corto.	2		4,09	8,2
- Tee, 3 plg, flujo por brazos.	4		15,3	61,2
- Filtro, 3 plg, tipo Y.	1		4	4
- Reducción, 3 plg * ¼ plg.	1	0,45	1,4	1,4
- Ensanchamiento, ¼ plg * 3 plg.	1	0,85	13,5	13,5
- Entrada a la tubería.	1	0,5	4,6	4,6
			Total:	98

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada.

• *Columna de fricción en la succión.*

Criterios de caída de presión en la succión según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 0,25 psi / 100 pie

- Caída de presión máxima : 0,40 psi / 100 pie

reemplazando en (60):

$$\Delta P_{100} = 0,0216(0,04)(64,19 \text{ lb/pie}^3)[(36 \text{ gpm})^2 / (3,068 \text{ plg})^5] = 0,3 \text{ psi/100pie}$$

$$\text{De tabla 7.16: } \Delta P_f = 98 \text{ pies } (0,3 \text{ psi / 100 pie}) = 0,3 \text{ psi}$$

$$\text{Columna de fricción en succión: } h_{f_s} = 0,3 \text{ psi } (2,31 / 1,0287) = 1 \text{ pie.}$$

• *Columna de succión.*

$$P_s = 56 \text{ psig} + 14,7 = 71 \text{ psia } (2,31 / 1,0287) = 159 \text{ pie de liquido.}$$

$$h_{es} = 10 \text{ pie de liquido.}$$

$$h_{f_s} = 1 \text{ pie de liquido.}$$

$$\text{reemplazando en (61): } H_s = (159 - 1 + 10) \text{ pie} = 168 \text{ pie}$$

- *Columna de succión neta positiva disponible.*

reemplazando en (62):

$$NPSH_A = [168 - (0,95 * 2,31 / 1,0287)] \text{ pie} = 166 \text{ pie} > 0$$

b.- Columna en la Descarga - Pérdida de Carga en la Línea.

- *Diámetro óptimo, según Chemical Engineering Data, December 1974.*

- Diámetro nominal de tubería : 2 plg Sch 40.

- Diámetro interior : 2,067 plg.

- Producto en línea de descarga : Soda 5 °Bé.

- Velocidad típica en descarga larga : 2 – 3 pie/s.

- *Número de Reynold's, reemplazando en (58):*

$$N_{Re} = 50,6 (36 \text{ gmp} / 2,067 \text{ plg}) (64,19 \text{ lb/pie}^3 / 0,84 \text{ cp}) = 67\,344$$

- *Factor de fricción, para tuberías de acero comercial, $\epsilon = 0,00015$ pie;*

así que, $\epsilon/D = 0,001$.

Del apéndice C, la figura 7.28: con $N_{Re} = 67\,344$ y $\epsilon/D = 0,001$,

$f = 0,02$ en tubería nueva. Usando factor de seguridad, $f = 0,024$.

- *Velocidad.*

reemplazando en (59):

$$v = 0,408 (36 \text{ gpm}) / (2,067 \text{ plg})^2 = 3 \text{ pie/s}$$

• *Longitud total equivalente.*

Tabla 7.17.- Longitud total equivalente en la descarga, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, 2 plg Sch 40.			66	66
- Válvula compuerta, 2 plg.	2		1,38	2,8
- Válvula check 2 plg.	1		17,2	17,2
- Codo 90°, 2 plg, radio corto.	5		2,76	13,8
- Tee, 2 plg, flujo por brazos.	2		10,3	20,6
- Salida a la tubería.	1	1,0	6,4	6,4
Total:				127

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada

• *Columna de fricción en la descarga.*

Criterios de caída de presión en la descarga según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 1,5 psi / 100 pie

- Caída de presión máxima : 2,0 psi / 100 pie

reemplazando en (60):

$$\Delta P_{100} = 0,0216(0,024)(64,19 \text{ lb/pie}^3)[(36 \text{ gpm})^2/(2,067 \text{ plg})^5] = 1 \text{ psi}/100 \text{ pie.}$$

$$\text{De tabla 7.17: } \Delta P_f = 127 \text{ pie} (1 \text{ psi} / 100 \text{ pie}) = 1 \text{ psi}$$

$$\text{Columna de fricción en succión: } h_{fd} = 1 \text{ psi} (2,31 / 1,0287) = 3 \text{ pie}$$

• *Columna de descarga.*

$$P_d = 59 \text{ psig} + 14,7 = 74 \text{ psia} (2,31 / 1,033) = 165 \text{ pie de liquido.}$$

$$h_{cd} = 22 \text{ pie de liquido.}$$

$$h_{fd} = 3 \text{ pie de liquido.}$$

$$\text{reemplazando en (63): } H_d = (165 + 3 + 22) \text{ pie} = 190 \text{ pie}$$

c.- *Columna Neta del Sistema.*

$$\text{reemplazando en (64): } H = (190 - 168) \text{ pie} = 22 \text{ pie}$$

d.- Potencia Hidráulica.

reemplazando en (65): $LHP = 36 \text{ gpm} (22 \text{ pie})(1,0287) / 3960 = 0,2 \text{ hp}$

e.- Caballaje de Potencia Real o al Freno, BHP.

$$BHP = LHP/\eta \quad \dots(66)$$

Donde: η = energía suministrada al líquido / energía recibida

reemplazando en (66): Eficiencia = 44 %

$$BHP = (0,2 / 0,44) = 0,5 \text{ hp}$$

Debido a que la solución de NaOH es diluido (5 °Bé), con un comportamiento muy similar al agua, los factores de corrección para los parámetros de flujo, head, son despreciables.

7.7.3.-Bomba de Inyección de Agua Desmineralizada en la Etapa de Lavado.

Los requerimientos para el dimensionamiento básico de la bomba de inyección de agua de lavado en el Turbo A-1 son:

$$Q_{\text{máx}} = 24 \text{ B/D} / 34,3 = 1 \text{ gl/min.}$$

$$T_{\text{op}} = 60 \text{ °F.}$$

De tabla 7.1: Sp-Gr a 60 °F = 1,0.

$$\mu \text{ a } 60 \text{ °F} = 1,12 \text{ cp.}$$

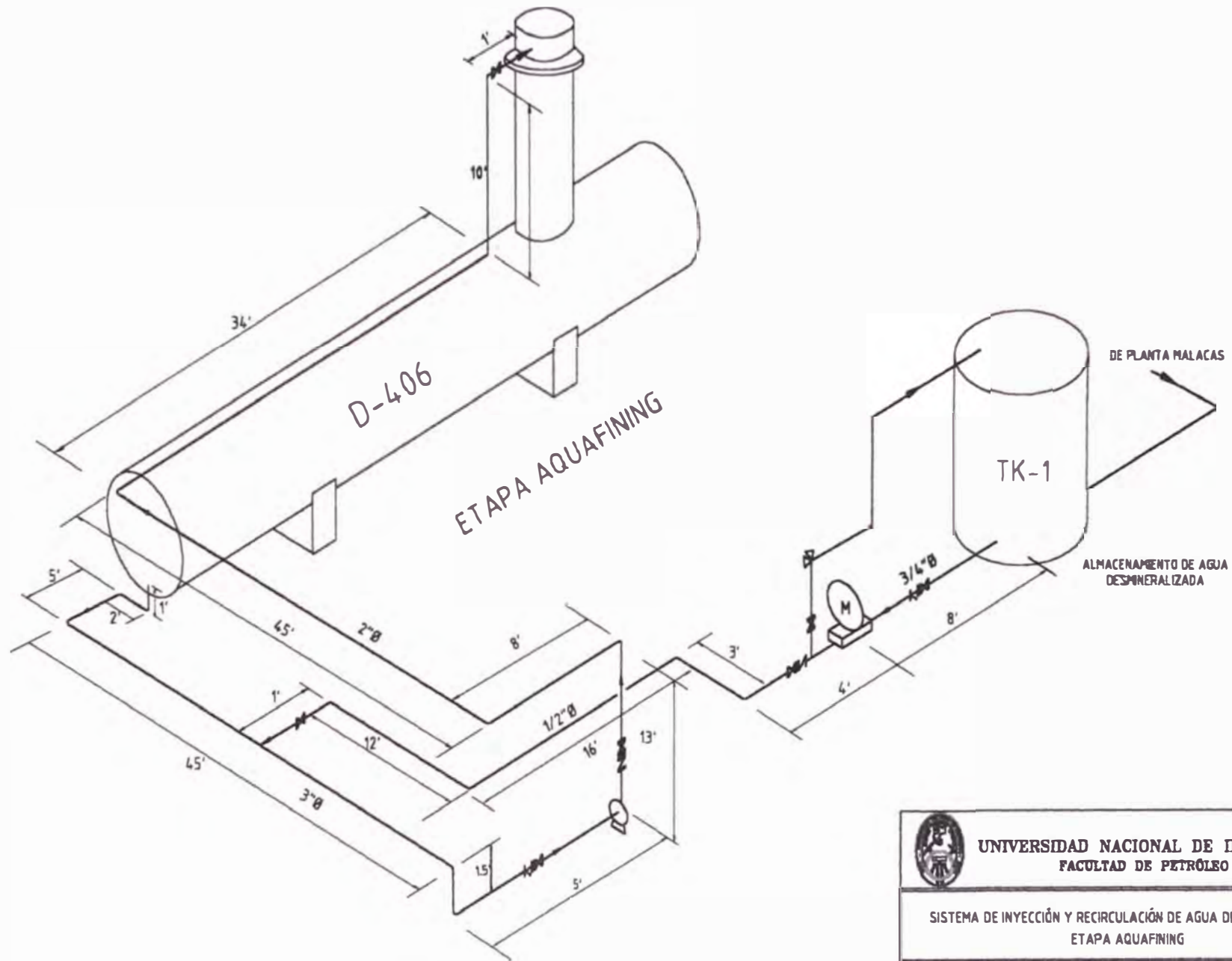
Del Cameron Hydraulic Data, $P_v = 0,26 \text{ psia.}$


La figura 7.29 muestra el diagrama de distribución de accesorios y tuberías para la inyección de agua desmineralizada en la Etapa de Lavado (Aquafining).

a.- Columna en la Succión - Pérdida de Carga en la Línea.

• *Diámetro óptimo*, según Chemical Engineering Data, December 1974.

- *Diámetro nominal de tubería* : ½ plg Sch 40.



 UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA FACULTAD DE PETRÓLEO	
SISTEMA DE INYECCIÓN Y RECIRCULACIÓN DE AGUA DESMINERALIZADA ETAPA AQUAFINING	
DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT-98
REVISADO : R.I.S.	FIGURA : 7.28

- Diámetro interior : 0,622 plg.
- Producto en línea de succión : Agua desmineralizada.
- Velocidad típica : 1 – 2 pie/s.

- *Número de Reynold's*, reemplazando en (58):

$$N_{Re} = 50,6 (1 \text{ gpm} / 0,622 \text{ plg}) (62,4 \text{ lb/pie}^3 / 1,12 \text{ cp}) = 4 532$$

- *Factor de fricción*, para tuberías de acero comercial, $\epsilon = 0,000 15 \text{ pie}$;
así que, $\epsilon/D = 0,003$.

Del apéndice C, la figura 7.28: con $N_{Re} = 4 532$ y $\epsilon/D = 0,003$,

$f = 0,04$ en tubería nueva. Usando factor de seguridad, $f = 0,05$.

- *Velocidad*.

reemplazando en (59): $v = 0,408 (1 \text{ gpm}) / (0,622 \text{ plg})^2 = 1 \text{ pie/s}$

- *Longitud total equivalente*.

Tabla 7.18.- Longitud total equivalente en la succión, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, ½ plg Sch 40.			8	8
- Válvula compuerta, ½ plg.	1		0,41	0,41
- Codo 90°, ½ plg, radio corto.	2		0,83	1,7
- Filtro, ½ plg, tipo Y.	1		12	12
- Entrada a la tubería	1	0.5	0,5	0,5
Total:				23

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada.

- *Columna de fricción en la succión*.

Criterios de caída de presión en la succión según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 0,25 psi / 100 pie
- Caída de presión máxima : 0,40 psi / 100 pie

reemplazando en (60):

$$\Delta P_{100} = 0,0216 (0,05)(62,4 \text{ lb/pie}^3)[(1 \text{ gpm})^2/(0,622 \text{ plg})^5] = 1 \text{ psi}/100 \text{ pie}$$

De tabla 7.18: $\Delta P_f = 23 \text{ pies} (1 \text{ psi} / 100 \text{ pie}) = 0,2 \text{ psi}$

Columna de fricción en succión: $h_{fs} = 0,2 \text{ psi} (2,31 / 1,0) = 0,5 \text{ pie}$

• *Columna de succión.*

$$P_s = 0 \text{ psig} + 14,7 = 14,7 \text{ psia} (2,31 / 1,0) = 34 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{es} = 3 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{fs} = 0,5 \text{ pie de líquido.}$$

reemplazando en (61): $H_s = (34 - 0,5 + 3) \text{ pie} = 37 \text{ pie}$

• *Columna de succión neta positiva disponible.*

$$\text{reemplazando en (62): } NPSH_A = [37 - (0,26 * 2,31 / 1,0)] \text{ pie} = 36 \text{ pie} > 0$$

b.- Columna en la Descarga - Pérdida de Carga en la Línea.

• *Diámetro óptimo*, según Chemical Engineering Data, December 1974.

- Diámetro nominal de tubería : ½ plg Sch 40.

- Diámetro interior : 0,622 plg

- Producto en línea de descarga : Agua desmineralizada

- Velocidad típica en descarga larga : 2 – 3 pie/s

• *Número de Reynold's*, reemplazando en (58):

$$N_{Re} = 50,6 (1 \text{ gmp} / 0,622 \text{ plg})(62,4 \text{ lb/pie}^3 / 1,12 \text{ cp}) = 4532$$

• *Factor de fricción*, para tuberías de acero comercial, $\epsilon = 0,00015 \text{ pie}$;

así que, $\epsilon/D = 0,003$.

Del apéndice C, la figura 7.28: con $N_{Re} = 4532$ y $\epsilon/D = 0,003$,

$f = 0,04$ en tubería nueva. Usando factor de seguridad, $f = 0,05$.

- *Velocidad.*

reemplazando en (59): $v = 0,408 (1 \text{ gpm}) / (0,622 \text{ plg})^2 = 1 \text{ pie/s}$

- *Longitud total equivalente.*

Tabla 7.19.- Longitud total equivalente en la descarga, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, ½ plg Sch 40.			32	32
- Válvula compuerta, ½ plg.	2		0,41	0,82
- Válvula check, ½ plg.	1		5,18	5,18
- Codo 90°, ½ plg, radio corto.	4		0,83	3,32
- Tcc, ½ plg, flujo por brazos.	2		3,11	6,22
- Salida a la tubería	1	1,0	1,3	1,3
			Total:	49

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada.

- *Columna de fricción en la descarga.*

Criterios de caída de presión en la descarga según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 1,5 psi / 100 pie

- Caída de presión máxima : 2,0 psi / 100 pie

reemplazando en (60):

$$\Delta P_{100} = 0,0216 (0,05) (62,4 \text{ lb/pie}^3) [(1 \text{ gpm})^2 / (0,622 \text{ plg})^5] = 1 \text{ psi/100 pie}$$

De tabla 7.19: $\Delta P_f = 49 \text{ pies} (1 \text{ psi} / 100 \text{ pie}) = 0,5 \text{ psi}$

Columna de fricción en succión: $h_{fd} = 0,5 \text{ psi} (2,31 / 1,0) = 1 \text{ pie}$

- *Columna de descarga.*

$$P_d = 43 \text{ psig} + 14,7 = 58 \text{ psia} (2,31 / 1,0) = 133 \text{ pie de liquido.}$$

$$h_{ed} = 23 \text{ pie de liquido.}$$

$$h_{fd} = 1 \text{ pie de liquido.}$$

reemplazando en (63): $H_d = (133 + 23 + 1) \text{ pie} = 167 \text{ pie}$

c.- Columna Neta del Sistema.

reemplazando en (64): $H = (167 - 37) \text{ pie} = 130 \text{ pie} (1 / 2,31) = 56 \text{ psi}$

d.- Potencia Hidráulica.

reemplazando en (65): $LHP = 1 \text{ gpm} (56 \text{ psi}) / 1714 = 0,03 \text{ hp}$

7.7.4.- Bomba de Recirculación de Agua en la Etapa de Lavado.

Los requerimientos para el dimensionamiento básico de la bomba de recirculación de agua de lavado en el Turbo A-1 son:

$$Q_{\text{máx}} = 972 \text{ B/D} / 34,3 = 28 \text{ gl/min.}$$

$$T_{\text{op}} = 60 \text{ }^{\circ}\text{F.}$$

De tabla 7.1: Sp-Gr a 60 °F = 1,0.

$$\mu \text{ a } 60 \text{ }^{\circ}\text{F} = 1,12 \text{ cp.}$$

Del Cameron Hydraulic Data, $P_v = 0,26 \text{ psia}$.

La figura 7.29 muestra el diagrama de distribución de accesorios y tuberías para la recirculación de agua desmineralizada en la etapa de Lavado (Aquafining).

a.- Columna en la Succión - Pérdida de Carga en la Línea.

• *Diámetro óptimo*, según Chemical Engineering Data, December 1974.

- Diámetro nominal de tubería : 3 plg Sch 40.

- Diámetro interior : 3,068 plg.

- Producto en línea de succión : Agua desmineralizada.

- Velocidad típica : 2 – 4 pie/s.

• *Número de Reynold's*, reemplazando en (58):

$$N_{Re} = 50,6 (28 \text{ gpm} / 3,068 \text{ plg}) (62,4 \text{ lb/pie}^3 / 1,12 \text{ cp}) = 25729$$

- *Factor de fricción*, para tuberías de acero comercial, $\epsilon = 0,00015$ pie; así que, $\epsilon/D = 0,001$.

Del apéndice C, la figura 7.28, con $N_{Re} = 25\,729$ y $\epsilon/D = 0,001$, $f = 0,026$ en tubería nueva. Usando factor de seguridad, $f = 0,031$.

- *Velocidad*.

reemplazando en (59): $v = 0,408 (28 \text{ gpm}) / (3,068 \text{ plg})^2 = 1 \text{ pie/s}$

- *Longitud total equivalente*.

Tabla 7.20.- Longitud total equivalente en la succión, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, 3 plg Sch 40.			61	61
- Válvula compuerta, 3 plg.	3		2,04	6,1
- Codo 90°, 3 plg, radio corto.	2		4,09	8,2
- Tee, 3 plg, flujo por brazos.	4		15,3	61,2
- Filtro, 3 plg, tipo Y.	1		4	4
- Reducción, 3 plg * ¾ plg.	1	0,45	1,4	1,4
- Ensanchamiento, ¾ plg*3 plg.	1	0,85	13,5	13,5
- Entrada a la tubería	1	0,5	4,3	4,3
Total:				160

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada.

- *Columna de fricción en la succión*.

Criterios de caída de presión en la succión según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 0,25 psi / 100 pie

- Caída de presión máxima : 0,40 psi / 100 pie

reemplazando en (60):

$$\Delta P_{100} = 0,0216(0,031)(62,4 \text{ lb/pie}^3)[(28 \text{ gpm})^2/(3,068 \text{ plg})^5] = 0,1 \text{ psi/100pie}$$

De tabla 7.20: $\Delta P_f = 160 \text{ pie} (0,1 \text{ psi/100 pie}) = 0,2 \text{ psi}$

Columna de fricción en succión: $h_{fs} = 0,2 \text{ psi} (2,31 / 1,0) = 1 \text{ pie}$

• *Columna de succión, H_s .*

$$P_s = 43 \text{ psig} + 14,7 = 58 \text{ psia} (2,31 / 1,0) = 134 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{cs} = 10 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{fs} = 1 \text{ pie de líquido.}$$

$$\text{reemplazando en (61): } H_s = (134 - 1 + 10) \text{ pie} = 143 \text{ pie}$$

• *Columna de succión neta positiva disponible, $NPSH_A$.*

$$\text{reemplazando en (62): } NPSH_A = [143 - (0,26 * 2,31 / 1,0)] \text{ pie} = 142 \text{ pie} > 0$$

b.- Columna en la Descarga - Pérdida de Carga en la Línea.

• *Diámetro óptimo, según Chemical Engineering Data, December 1974.*

- Diámetro nominal de tubería : 2 plg Sch 40.

- Diámetro interior : 2,067 plg.

- Producto en línea de descarga : Agua desmineralizada.

- Velocidad típica en descarga larga : 2 – 3 pie/s.

• *Número de Reynold's, reemplazando en (58):*

$$N_{Re} = 50,6 (28 \text{ gpm} / 2,067 \text{ plg}) (62,4 \text{ lb/pie}^3 / 1,12 \text{ cp}) = 38 \ 189$$

• *Factor de fricción, para tuberías de acero comercial, $\epsilon = 0,000 \ 15$ pie;*

así que, $\epsilon/D = 0,001$.

Del apéndice C, la figura 7.28: con $N_{Re} = 38 \ 189$ y $\epsilon/D = 0,001$,

$f = 0,020$ en tubería nueva. Usando factor de seguridad, $f = 0,024$.

• *Velocidad.*

reemplazando en (59):

$$v = 0,408 (28 \text{ gpm}) / (2,067 \text{ plg})^2 = 3 \text{ pie/s}$$

• *Longitud total equivalente.*

Tabla 7.21.- Longitud total equivalente en la descarga, según tablas 3 – 20 del Cameron Hydraulic Data.

Detalles	Cantidad	K*	Longitud equivalente unitario	Longitud equivalente
- Tubería recta, 2 plg Sch 40.			110	110
- Válvula compuerta, 2 plg.	2		1,38	2,8
- Válvula check, 2 plg.	1		17,2	17,2
- Codo 90°, 2 plg, radio corto.	5		2,76	13,8
- Salida a la tubería	1	1,0	6,1	6,1
Total:				150

(*) K: coeficiente de resistencia a la entrada.

• *Columna de fricción en la descarga.*

Criterios de caída de presión en la descarga según Design Practices of Esso Engineering - section XIVB:

- Caída de presión promedio : 1,5 psi / 100 pie

- Caída de presión máxima : 2,0 psi / 100 pie

reemplazando en (60):

$$\Delta P_{100} = 0,0216(0,024)(62,4 \text{ lb/pie}^3)[(28 \text{ gpm})^2/(2,067 \text{ plg})^5] = 1 \text{ psi}/100 \text{ pie}$$

De tabla 7.21: $\Delta P_f = 150 \text{ pies} (1 \text{ psi} / 100\text{pie}) = 2 \text{ psi}$

Columna de fricción en descarga: $h_{fd} = 2 \text{ psi} (2,31 / 1,0) = 5 \text{ pie}$

• *Columna de descarga.*

$$P_d = 46 \text{ psig} + 14,7 = 61 \text{ psia} (2,31 / 1,0) = 141 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{vd} = 23 \text{ pie de líquido.}$$

$$h_{fd} = 5 \text{ pie de líquido.}$$

reemplazando en (63): $H_d = (141 + 5 + 23) \text{ pie} = 169 \text{ pie}$

c.- *Columna Neta del Sistema.*

reemplazando en (64): $H = (169 - 143) \text{ pie} = 26 \text{ pie}$

d.- Potencia Hidráulica.

reemplazando en (65): $LHP = 28 \text{ gpm} (26 \text{ pie}) (1,0) / 3 \text{ 960} = 0,2 \text{ hp}$

e.- Potencia Real.

reemplazando en (66): **Eficiencia = 42 %**

$$BHP = (0,2 / 0,42) = 0,5 \text{ hp.}$$

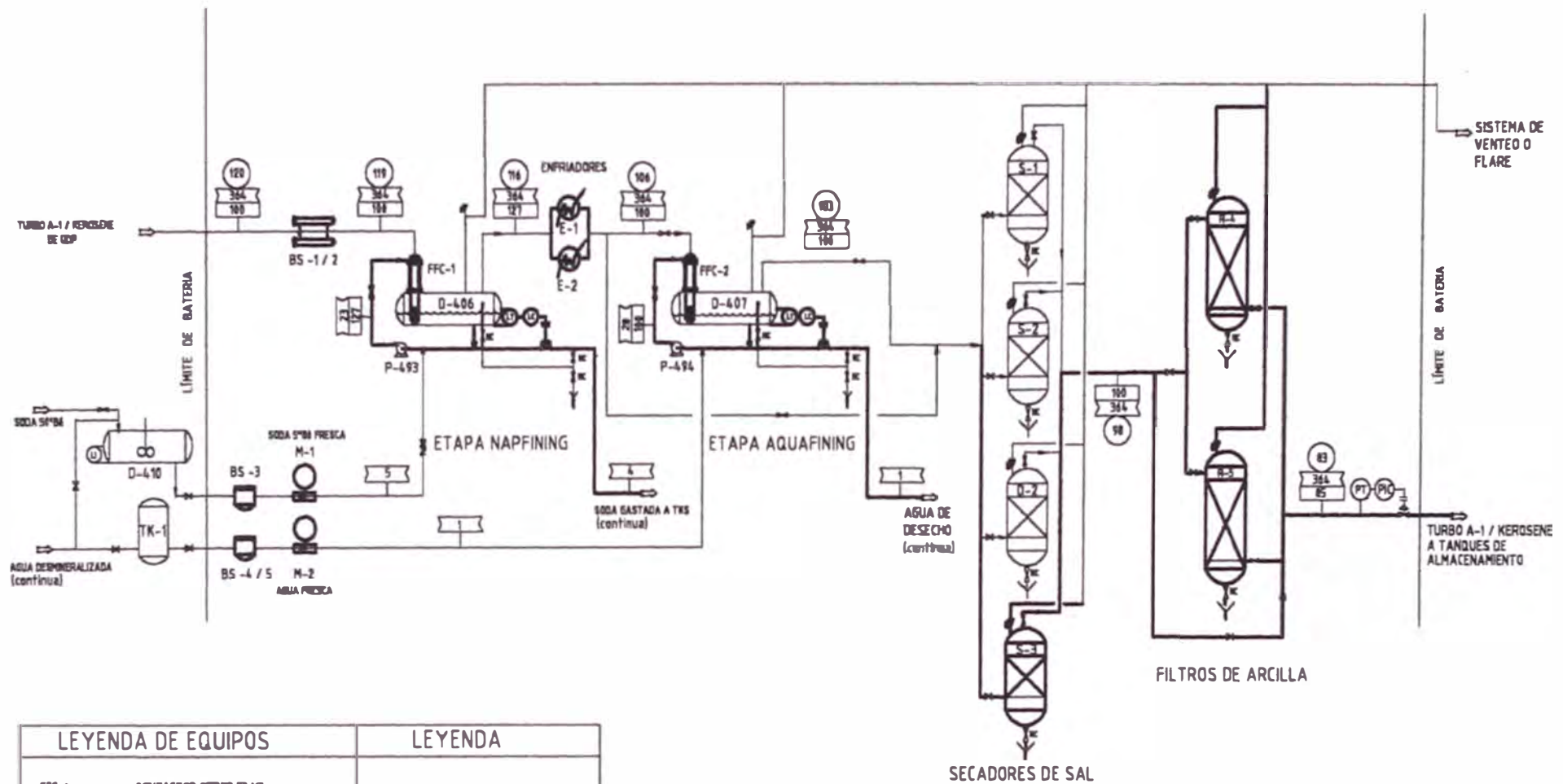
En la tabla 7.22 se muestra a manera de resumen las características mínimas del equipo de bombeo en el tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene.

Tabla 7.22.- Características mínimas del equipo de bombeo en el tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene.

Características	Etapa de Neutralización Soda 5 °Bé		Etapa de Lavado Agua Desmineralizada	
	Dosificador Desplazamiento positivo	Recirculación Centrífuga	Dosificador Desplazamiento positivo	Recirculación Centrífuga
Capacidad, GPM	5	36	1	28
Head	73 psi	22 pie	56 psi	26 pie
NPSHA, pie	28	166	36	142
Potencia, Hp	0,2	0,5	0,02	0,5

Según los cálculos resumidos en la tabla 7.22 y comparándola con la tabla 7.13 se concluye que las bombas P-493 y P-494 pueden ser reusadas en el servicio de recirculación de soda y agua respectivamente, por satisfacer ampliamente los requerimientos de bombeo. Sin embargo, se recomienda la adquisición de dos bombas dosificadoras de desplazamiento positivo, tipo pistón para la inyección de soda y agua de lavado en línea.

La figura 7.30 a través de un diagrama de flujo ilustra el tratamiento propuesto para el Turbo A-1 y Kerosene.



LEYENDA DE EQUIPOS	LEYENDA
FFC-1	CONTACTOR "FIBER FILM"
D-406.	SEPARADOR HIDROCARBURO - SODA
M-1	SEPARADOR HIDROCARBURO - SODA
P-493.	BOMBA DE RECIRCULACION DE SODA
FFC-2	CONTACTOR "FIBER FILM"
D-407.	SEPARADOR HIDROCARBURO - AGUA
M2	BOMBA DISPENSADORA DE AGUA
P-494.	BOMBA DE RECIRCULACION DE AGUA
S-1, 2, 3, D-2.	SECADORES DE SAL
R-4, 5.	FILTROS DE ARCILLA
D-410.	RECIPIENTE DE ALMACENAMIENTO DE SODA DILUIDA 5 ^{ta} B.
TK-1	ALMACENAMIENTO DE AGUA
BS-1, 2, 3, 4, 5.	FILTROS CALASTA
E-1, 2	ENFRIADORES
	○ PRESION, PSIG
	□ TEMPERATURA, °F
	▭ FLUJO, GPM
	— EQUIPO NUEVO
	- - - EQUIPO REUSADO



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE PETROLOGIA

DIAGRAMA DE FLUJO DEL TRATAMIENTO CAUSTICO
PROCESO NAPFINING - AQUAFINING

DELLADO : R.V.R.	FECHA : OCT-88
REVISADO : R.L.S.	FIGURA : 7.30

7.8.- Requerimientos en la Instrumentación de Campo.

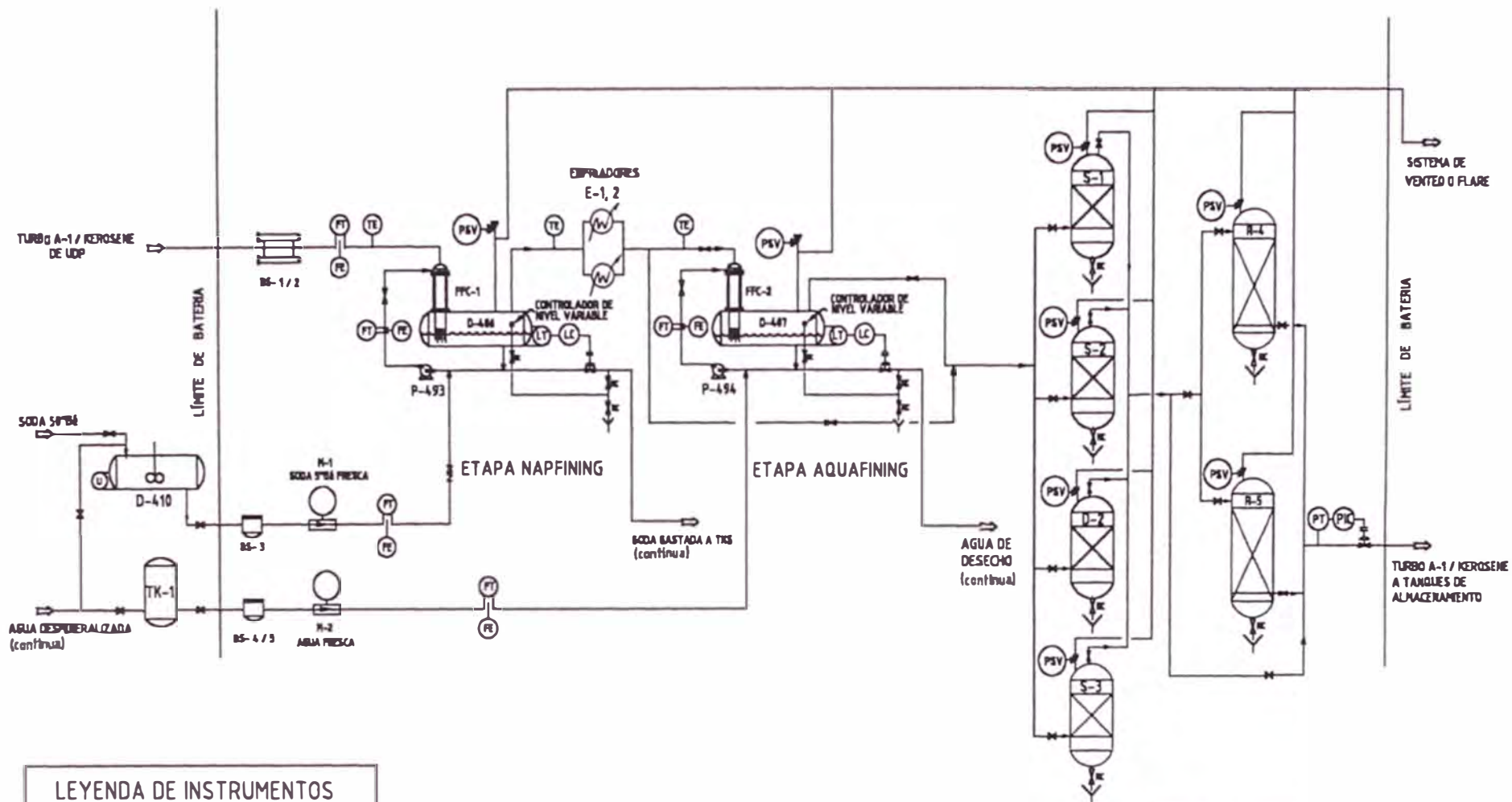
El alcance de la instrumentación de campo abarcará los instrumentos de medición y control necesarios para el tratamiento de Turbo A-1 y Kerosene.

La figura 7.31 muestra los instrumentos de campo para la medición y control en el tratamiento de Turbo A-1 y Kerosene.

- La instrumentación de medición y control deberá ser de tipo electrónica.
- Las señales de instrumentos de transmisión deberán ser de tipo de 2 hilos con fuentes de poder. El rango de las señales deberá ser de 4 a 20 mA, corriente continua con una tensión de 24 VDC. Los instrumentos que requieran 120 VDC +/-10 %, 60 Hz, deberán tener una salida aislada para 4 – 20 mA. Todas las señales transmitidas deberán tener conexión a tierra.
- Los instrumentos a ser instalados en campo deberán tener cubiertas a prueba de explosión.

Descripción breve de los principales instrumentos de campo:

- **Transmisores de flujo:** se emplearán para los lazos de control transmisores de flujo del tipo diferencial de presión, inteligente, con indicador incorporado, que puede ser calibrado y configurado desde panel.
- **Sensores de temperatura:** se usarán termocuplas tipo J, a prueba de explosión y en acero inoxidable.
- **Sensores de nivel:** serán transmisores electrónicos de tipo presión diferencial, inteligente, con opción digital e indicador local.



LEYENDA DE INSTRUMENTOS

- TE. TERMOCUPLA.
- FT. TRANSMISOR DE FLUJO.
- LT. TRANSMISOR DE NIVEL.
- PT. TRANSMISOR DE PRESIÓN.
- FT. TRANSMISOR DE FLUJO.
- LC. CONTROLADOR DE NIVEL.
- PIC. CONTROLADOR INDICADOR DE PRESIÓN.
- PSV. VÁLVULA DE SEGURIDAD.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
 FACULTAD DE PETRÓLEO

DIAGRAMA DE INSTRUMENTACION DEL TRATAMIENTO CAÓSTICO
 PROCESO NAPFINING – AQUAFINING

DIBUJADO : R.V.R.	FECHA : OCT- 88
REVISADO : R.L.L.	FIGURA : 7.31

- **Indicadores de campo:** en cuanto a los indicadores locales instalados en el campo se usarán los manómetros, termómetros y vasos de nivel.
- **Válvulas de Control:** deberán ser de tipo globo, neumático, con posicionadores electro-neumáticos, entradas de 4 – 20 mA, salidas de 3 - 15 psi, regulador de aire y manómetros de indicación.

En la tabla 7.23 se listan los instrumentos de campo existente y los que deben implementarse en el tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene.

Tabla 7.23.- Relación de Instrumentos de Campo en el Sistema de Tratamiento Cáustico de Turbo A-1 y Kerosene.

ITEM	SERVICIO / FUNCIÓN	TAG	OBSERVACIÓN
1	Flujo de Turbo A-1/Kerosene al D-406.	FI-901	
	Placa de orificio.	FE-901	Nu
	Transmisor/indicador.	FT-901	Ex
2	Temperatura de ingreso Turbo A-1/Kerosene al D-406.		
	Termocupla.	TE-902	Nu
3	Flujo de ingreso de soda 5°Bé fresco.	FI-903	
	Placa de orificio.	FE-903	Nu
	Transmisor/indicador.	FT-903	Nu
4	Flujo de recirculación de soda en el D-406.	FI-904	
	Placa de orificio.	FE-904	Nu
	Transmisor/indicador.	FT-904	Ex
5	Nivel de soda en el D- 406.		
	Transmisor/indicador.	LT-905	Nu
	Controlador	LC-905	Nu
	Válvula de control.	LVC-905	Nu
6	Alta presión en el D-406.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-906	Ex
7	Temperatura de entrada en el E-1.		
	Termocupla a la entrada Turbo A-1/ Kerosene.	TE-907	Nu
	Termocupla a la entrada del agua.	TE-908	Nu
8	Temperatura de salida en el E-1.		
	Termocupla a la salida Turbo A-1/ Kerosene.	TE-909	Nu
	Termocupla a la salida del agua.	TE-910	Nu
9	Presión de entrada en el E-1.		
	Mánometro a la entrada Turbo A-1/Kerosene	PI-911	Nu
	Mánometro a la entrada del agua.	PI-912	Nu
10	Presión de salida en el E-1.		
	Mánometro a la salida Turbo A-1/Kerosene	PI-913	Nu
	Mánometro a la salida del agua.	PI-914	Nu
11	Alta presión en el lado Casco del E-1.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-915	Nu

ITEM	SERVICIO / FUNCIÓN	TAG	OBSERVACIÓN
12	Alta presión en el lado Tubo del E-1.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-916	Nu
13	Temperatura de entrada en el E-2.		
	Termocupla a la entrada Turbo A-1/ Kerosene.	TE-917	Nu
	Termocupla a la entrada del agua.	TE-918	Nu
14	Temperatura de salida en el E-2.		
	Termocupla a la salida Turbo A-1/ Kerosene.	TE-919	Nu
	Termocupla a la salida del agua.	TE-920	Nu
15	Presión de entrada en el E-2.		
	Mánometro a la entrada Turbo A-1/Kerosene	PI-921	Nu
	Mánometro a la entrada del agua.	PI-922	Nu
16	Presión de salida en el E-2.		
	Mánometro a la salida Turbo A-1/Kerosene	PI-923	Nu
	Mánometro a la salida del agua.	PI-924	Nu
17	Alta presión en el lado Casco del E-2.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-925	Nu
18	Alta presión en el lado Tubo del E-2.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-926	Nu
19	Flujo de ingreso de agua desmineralizada fresca.	FI-927	
	Placa de orificio.	FE-927	Nu
	Transmisor/indicador.	FT-927	Ex
20	Flujo de recirculación de agua en el D-407.	FI-928	
	Placa de orificio	FE-928	Nu
	Transmisor/indicador	FT-928	Ex
21	Nivel de agua en el D-407.		
	Transmisor/indicador	LT-929	Nu
	Controlador.	LC-929	Nu
	Válvula de control.	LVC-929	Nu
22	Alta presión en el D-407.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-930	Ex
23	Presión de ingreso en el Secador de sal S-1.		
	Manómetro	PI-931	Ex
	Presión de salida en el Secador de sal S-1.		
	Manómetro	PI-932	Ex
	Alta presión en el Secador de sal S-1.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-933	Ex
24	Presión de ingreso en el Secador de sal S-2.		
	Manómetro	PI-934	Ex
	Presión de salida en el Secador de sal S-2.		
	Manómetro	PI-935	Ex
	Alta presión en el Secador de sal S-2.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-936	Ex
25	Presión de ingreso en el Secador de sal D-2.		
	Manómetro	PI-937	Ex
	Presión de salida en el Secador de sal D-2.		
	Manómetro	PI-938	Ex
	Alta presión en el Secador de sal D-2.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-939	Ex

ITEM	SERVICIO / FUNCIÓN	TAG	OBSERVACIÓN
26	Presión de ingreso en el Secador de sal S-4.		
	Manómetro	PI-940	Nu
	Presión de salida en el Secador de sal S-4.		
	Manómetro	PI-941	Nu
27	Alta presión en el Secador de sal S-4.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-942	Nu
	Presión de salida en el filtro de arcilla R-4.		
28	Manómetro.	PI-943	Nu
	Alta presión en el filtro de arcilla R-4.		
	Válvula de alivio de presión.	PSV-944	Nu
29	Presión de salida en el filtro de arcilla R-5.		
	Manómetro.	PI-945	Nu
	Alta presión en el filtro de arcilla R-5.		
29	Válvula de alivio de presión.	PSV-946	Nu
	Flujo de Turbo A-1/Kerosene a tanques.	PIC-947	
	Transmisor /indicador.	PT-947	Nu
	Controlador.	PIC-947	Nu
	Válvula de control	FCV-947	Nu

Nu = Nuevo. Ex = Existente.

CAPÍTULO 8.-

EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO.

Evaluación del reemplazo del Sistema Convencional de Tratamiento Cáustico por otro de tecnología moderna similar al proceso Napfining – Aquafining de la Cia. Merichem.

8.1.- Justificaciones del Proyecto.

La ejecución de este proyecto generará los siguientes beneficios:

a.- Se eliminarán las restricciones de obtener Turbo A-1 con el procesamiento de diversas mezclas de crudo.

Actualmente para corridas de producción de esta especialidad en la Unidad de Destilación Primaria, se limita el porcentaje de inclusión de crudos pesados nacionales o importados (Loreto, Oriente, Mesa) a un máximo de 25 %vol. debido a las limitaciones del Sistema de Tratamiento Convencional. La ejecución de este proyecto permitirá un máximo de inclusión de crudos pesados de hasta 35 %vol., con llevando a un incremento de carga de 2,30 MB/DO.

b.- Menor frecuencia de drenaje de los tanques de Turbo A-1.

La mayor eficiencia del nuevo sistema permitirá minimizar el arrastre de soda y agua en el producto.

c.- Disminución en el consumo de insumos: soda, agua, sal y arcilla.

La mayor eficiencia del nuevo sistema permitirá una fuerte reducción en el consumo de insumos: agua, soda, sal y arcilla.

d.- En el contexto de un negocio privado, la refinería debe prepararse para afrontar en el corto y mediano plazo los cambios que se produzcan en la demanda nacional o internacional de combustibles, debiendo

efectuar acciones para flexibilizar sus operaciones hacia los productos que le reporten mayores ganancias en los diferentes “picos estacionales”. En Pronóstico Volumétrico de Largo Alcance (PVLA) preparado por la Gerencia de Producción y Planeamiento, se menciona que el inicio de las Operaciones del Gas de Camisea, aproximadamente en el año 2004, tendrá un fuerte impacto en las ventas de la Refinería Talara, especialmente en el Gas Licuado de Petróleo (GLP), Kerosene, Diesel y Petróleos Industriales. Se estima que el Kerosene por ser un combustible de venta sólo nacional, es el producto que tendrá mayores dificultades en sus ventas, debido al efecto de desplazamiento por el GLP del Proyecto de Camisea; en cambio para el Turbo A-1 se prevé un crecimiento moderado y sostenido, producto de las actividades de turismo en el país. Por otro lado, en el mercado internacional no se comercializa Kerosene sino Turbo A-1; así que, los excedentes de Kerosene que se generen a futuro por la disminución en la demanda a nivel país tendrán dos opciones: exportarlo como Turbo A-1 o derivarlo al pool de Diesel, según el beneficio que otorguen los precios de mercado en esos momentos. Como es lógico, el ingreso del Turbo A-1 al mercado de exportaciones está sujeto a dos factores primordiales: precio competitivo y buena calidad del producto.

El desarrollo de este proyecto precisamente está orientado a la obtención del Turbo A-1 de excelente calidad (apariencia clara y brillante).

8.2.- Inversión en Capital Fijo.

La propuesta contempla el reuso de equipos que actualmente están en el servicio de tratamiento del Turbo A-1 y Kerosene, por satisfacer los

requerimientos, estar en buenas condiciones operativas y complementarse con el sistema propuesto. Estos equipos son los siguientes:

- Dos Sedimentadores Horizontales, D-406 y D-407.
- Tres Secadores de Sal, S-1, S-2 y D-2.
- Dos Bombas de Recirculación, P-493 y P-494.
- Instrumentación de Campo existente.

Sin embargo, los equipos restantes requeridos para completar el Sistema Napfining - Aquafining será adquiridos a la Cía. Merichem, por ser licenciadora, y a otras compañías en el mercado, según el costo/beneficio que estas oferten. Los equipos son los siguientes:

- Dos Contactadores Fílmicos, FFC-1 y FFC-2.
- Cinco Filtros Tipo Canastas, BS-1 / 2, BS-3 y BS- 4 / 5.
- Un Secador de Sal, S-3.
- Dos Enfriadores, E-1 y E-2.
- Dos Filtros de Arcilla, R-4 y R-5.
- Dos Bombas Dosificadoras, M-1 y M-2.
- Instrumentación de Campo.

A continuación se listan estos equipos con sus costos referenciales.

a.- Equipos suministrados por la Cía. Merichem.

Descripción	Cantidad	Costo, US\$ 1996	Costo, US\$ 2000
- Contactador Fílmico 54"Ø, para etapa Napfining. (1)	1		
- Contactador Fílmico 48"Ø, para etapa Aquafining. (1)	1		
- Filtros canastas para hidrocarburo y agua.	5		
- Muestreadores de nivel variable.	2		
Precio FOB (Miami). (2)		345 500	354 099

Descripción	Costo, US\$ 2000
Precio CIF.	495 739
Desaduanaje. (3)	59 489
Cimentación, Instalación y puesta en marcha. (4)	12 000
Total	567 228

- (1) Se contratarán los servicios de supervisión de la Cía. Merichem para la instalación de los contactadores filmicos, por ser marca registrada; así como, la puesta en marcha del sistema.
- (2) En la actualización de costos se usó los indicadores económicos de la Chemical Engineering (1957-59 = 100): $I_{1996} = 381,7$ y $I_{feb-2000} = 391,9$.
- (3) Desaduanaje (advalorem + seguros) = 12 %CIF.
- (4) Reforzamiento de las bases de cimentación y adecuación metal mecánica de los recipientes D-406 y D-407 para instalación de los contactadores filmicos.

b.- Enfriadores.

Descripción	Costo Unitario, US\$ 1985	Costo US\$ 1985	Costo Total, US\$ 2000
Nº de enfriadores.	2		
φ coraza*Nº de tubos.	29" * 286		
Tipo de construcción:	AES		
- 29" precio base, 150#.		7 101,5	
- Tipo A front head, 150#.		3 004,5	
- Tipo S rear head, 150#.		3 737,5	
- Tipo E, 16'.	184/pie	2 944,0	
- 2 boquillas: 6" lado tubos.	317/boquilla	634,0	
- 2 boquillas: 4" lado cabezal.	380/boquilla	760,0	
- 286 tubos, 1"Ø, 150#.	2,28/tubo	652,1	
- 1 198 pie ² , tubos A-214. (1)	6,73/pie ²	8 063,0	
- 15 baffles – corte ¾.	179,5/baffle	2 692,5	
- 2 soportes.	270,5/soporte	541,0	
Precio FOB (Miami). (2)		30 130	72 468
Precio CIF.			101 455
Desaduanaje. (3)			12 175
Cimentación e instalación.			2 300
Total			115 930

- (1) El material del paquete de tubos en los enfriadores es acero al carbono ASTM 214.
- (2) En la actualización de costos se usó los indicadores económicos de la Chemical Engineering (1957-59 = 100): $I_{1985} = 325,3$ y $I_{feb-2000} = 391,2$.
- (3) Desaduanaje (advalorem + seguros) = 12 %CIF.

c.- Secador de Sal.

Descripción		Costo Total, US\$ 2000
Nº de recipientes / Posición.	1 / Vertical	
ϕ * altura. Pie, pie.	7 * 14	
Prefabricado del recipiente, accesorios internos y externos. (1)		17 500
Cimentación e instalación. (2)		5 000
		22 500

- (1) El material de recipiente es acero al carbono ASTM 285, Gr. C y ½" de espesor:

- Área lateral: $\pi DL = \pi (7 \text{ pie})(14 \text{ pie}) = 308 \text{ pie}^2$.

- Área de tapas (elipsoides 2:1): $b = \frac{1}{4} D$ y $K = 2 b/D = \frac{1}{2}$

$$2\pi (Db + D^2/4) = 2\pi [(7 \text{ pie})(2 \text{ pie}) + (7 \text{ pie})^2/4] = 165 \text{ pie}^2$$

Área total requerido = 473 pie².

- (2) La construcción del secador puede ser realizada en los talleres de la misma Refinería por terceros.

d.- Filtros de Arcilla.

Descripción		Costo Unitario, US\$ 2000	Costo Total, US\$ 2000
Nº de recipientes / Posición	2 / Vertical		
ϕ y altura. Pie, pie.	8 * 27		
Prefabricado del recipiente, accesorios internos y externos. (1).		21 400	
Cimentación e instalación. (2).		5 000	
		26 400	52 800

(1) El material del recipiente es acero al carbono ASTM 285, Gr. C
y ½" de espesor:

- Área lateral: $\pi DL = \pi (8 \text{ pie})(27 \text{ pie}) = 679 \text{ pie}^2$.

- Área de tapas (elipsoides 2:1) $b = \frac{1}{4} D$ y $K = 2 b/D = \frac{1}{2}$

$$2\pi (Db + D^2/4) = 2\pi [(8 \text{ pie})(2 \text{ pie}) + (8 \text{ pie})^2/4] = 201 \text{ pie}^2$$

$$\text{Área total requerido} = 880 \text{ pie}^2$$

(2) La construcción de los filtros pueden ser realizados en los talleres de la misma Refinería por terceros.

e.- Equipos de Bombeo.

Se requieren bombas dosificadoras con las siguientes características:

Descripción	Cantidad	Costo Unitario, US\$ 2000
- Bomba dosificadora para soda fresca 5 °Bé. Tipo: pistón. Capacidad: 0 – 6,5 g/min a 100 psi. Ajuste manual: 0 – 100 %. Wetted materials: 316 SS, teflón. Motor: 1½ hp, 3 phase, 230 / 460 VAC, 60 Hz, explosion proof.	1	6 000
- Bomba dosificadora para agua de calidad desmineralizada. Tipo pistón. Capacidad: 0 – 3,5 g/min a 100 psi. Ajuste manual: 0 – 100 %. Wetted materials: 316 SS, teflón. Motor: ¾ hp, 3 phase, 230 / 460 V, 60 Hz, explosion proof.	1	4 300
Precio FOB (Miami).		10 300
Precio CIF.		14 420
Desaduanaje. (1)		1 730
Cimentación e instalación.		3 000
Total		19 150

(1) Desaduanaje (advalorem + seguros) = 12 %CIF.

f.- Instrumentación de Campo.

Descripción	Cantidad	Costo Unitario US\$ 2000	Costo Total US\$ 2000
- Sensores de flujo (placas de orificio).	5	150,0	750
- Transmisores de señal.	4	900,0	3 600
- Controladores.	3	330,0	990
- Convertidores I/P, 3-15 psi / 4-20 mA.	3	400,0	1 200
- Válvulas de control.	3	1 500,0	4 500
- Manómetros.	10	46,0	460
- Sensores de temperatura (Termocuplas).	9	180,0	1 620
- Válvulas de seguridad.	7	600,0	4 200
Precio FOB (Miami).			17 320
Precio CIF.			24 248
Desaduanaje (1).			2 910
Instalación y Programación.			10 000
Total			37 158

(1) Desaduanaje (advalorem + seguros) = 12 %CIF.

Por lo tanto, la inversión en capital fijo incluyendo la instalación y puesta en marcha es como sigue:

- Equipos suministrados por Cia. Merichem, MUS\$ 2000	:	567,2
- Enfriadores tipo AES, MUS\$ 2000	:	115,9
- Secador de Sal, MUS\$ 2000	:	22,5
- Filtros de Arcilla, MUS\$ 2000	:	52,8
- Bombas Dosificadoras, MUS\$ 2000	:	19,15
- Instrumentación de Campo, MUS\$ 2000	:	37,2
Total, MUS\$ 2000	:	814,8

El espacio físico requerido para la instalación de estos equipos tiene alrededor de 43 m² y en el plot plan de la planta de tratamiento, figura 5.1, se muestra la posible distribución de estos equipos.

8.3.- *Inversión en capital de trabajo.*

El capital de trabajo considera los inventarios iniciales de insumos para los nuevos equipos, y en el año de liquidación (año 10) se recuperará el 80 % de este capital como líquido.

La tabla 8.1 muestra los inventarios iniciales para el nuevo secador de sal y los nuevos filtros de arcilla.

Tabla 8.1.- Inventarios iniciales de insumos para los nuevos equipos

Insumos		Costo Unitario, US\$ 2000/TM	Costo, MUS\$/a
Sal Roca, TM. (1)	12,5	150	20,4
Arcilla Attapulgus, TM (2)	37,2	550	1,9
Total			22,3

(1) El remplazo de sal roca, de aproximadamente el 30 %vol, en los secadores de sal será por lo menos cada 2 meses.

(2) La vida útil de la arcilla es un año, pero se prevé su remplazo en aproximadamente 6 años, por tener servicio exclusivo en la producción de Turbo A-1.

8.4.- *Criterios de evaluación, Indicadores económicos y Sensibilidad de la rentabilidad.*

- La evaluación económica es a moneda constante referida al dólar base del año 2000.
- La planta opera 350 días al año y su factor de servicio es 95,9 %.
- El periodo de vida útil del proyecto es 10 años.
- La depreciación es lineal a 10 % anual, y en el año de liquidación (año 10) se recupera el 80 % del capital de trabajo como líquido.
- Se considera 30 % de impuesto a la renta.

8.4.1.- Cálculos de los beneficios en el caso año 2000.

La tabla 8.2 muestra los beneficios económicos en los 10 años de vida útil del proyecto. A continuación se detalla el caso año 2000.

a.- Mayor carga a UDP por mayor inclusión de crudos pesados y menor días de producción de Turbo A-1 para satisfacer la demanda local.

La producción de crudo ONO en los campos del Norte son 34 MB/DO.

a.1.- Caso Actual. Sistema de tratamiento cáustico convencional.

• En operación Kerosene:

- La carga de crudo a UDP es 60,00 MB/DO.
- La estructura de carga es 33,00 MB/DO de crudo ONO y 27,00 MB/DO de crudo pesado (45 %vol. de la carga).
- La producción de Kerosene es 15 MB/DO (25 %vol) durante 22 DO/mes.

• En operación Turbo A-1:

- La carga de crudo a UDP es 49,70 MB/DO.
- La estructura de carga es 37,30 MB/DO de crudo ONO y 12,40 MB/DO de crudo pesado (25 %vol de la carga).
- El periodo mínimo de estabilización del cambio de operación Kerosene a operación Turbo A-1 es 8 h.
- La demanda local de Turbo A-1, según el Modelo Refinero (MORE), emitido por el Dpto. de Planeamiento es 63 MB/mes.
- Se produce Turbo A-1 a razón de 10,40 MB/DO (21 %vol) durante 7 DO/mes.

- La carga de crudo promedio a UDP es 57,60 MB/DO.

a.2.- Caso Propuesto. Usando contactadores filmicos de la Cía. Merichem.

• **En operación Kerosene:**

- La carga de crudo a UDP es 60,00 MB/DO.
- La estructura de carga es 33,00 MB/DO de crudo ONO y 27,00 MB/DO de crudo pesado (45 %vol. de la carga).
- La producción de Kerosene será 14,4 MB/DO (24 %vol) durante 24 DO/mes.

• **En operación Turbo A-1:**

- La carga de crudo a UDP es 59,50 MB/DO.
- La estructura de carga es 38,70 MB/DO de crudo ONO y 20,80 MB/DO de crudo pesado (35 %vol de la carga).
- No se requiere periodo de estabilización del cambio de operación Kerosene a operación Turbo A-1.
- Se evalúa para la demanda local de Turbo A-1 de 63 MB/mes.
- La producción de Turbo A-1 será 12,5 MB/DO (21 %vol) durante 5,0 DO/mes, sin problemas de arrastres.

- La carga de crudo promedio a UDP es 59,90 MB/DO.

Entonces: Mayor carga a UDP = (59,90 - 57,60) MB/DO = 2,30 MB/DO

a.3.- Ahorros por Mayor Carga a UDP.

Los rendimientos del crudo pesado y/o importado cargados a la UDP e ingresos por producción adicional, son mencionados en la tabla 8.3.

Tabla 8.3.- Rendimientos del crudo pesado y/o importado cargado a la UDP e ingresos por producción adicional.

Productos	Rendimientos Crudo Importado, %vol.	Precios, US\$/B (1)	Ingresos por producción adicional, US\$/B
Gasolina Primaria.	12,0	25,0 (2)	3,0
Kerosene.	18,0	34,0 (3)	6,1
Diesel-2.	12,0	34,0 (3)	4,1
Crudo Reducido / Residual-6.	58,0	19,0 (4)	11,0
Pérdida / Ganancia volumétrica (5).	0,0		
Total	100,0		24,3

$$\text{Ingresos} = 12 \% * 25 + 18 \% * 34 + 12 \% * 34 + 58 \% * 19 = 24,3 \text{ US$/B}$$

$$\text{Ahorros} = 2,30 \text{ MB/DO} (350 \text{ DO/a}) (24,3 \text{ US$/B}) = 19\,529,3 \text{ MUS$/a.}$$

b.- Ahorros por eliminar pérdidas en la Producción y Ventas de Turbo A-1.

La implementación de mejoras en el tratamiento cáustico permiten eliminar las pérdidas en la Producción y Ventas de Turbo A-1; que de otro modo irían a dar al pool de Diesel-2.

- Precio del Turbo A-1 : 35,6 US\$/B (1).

- Precio del Diesel-2 : 34,0 US\$/B (2).

Considerando pérdidas de Producción y Ventas del 3 % anual (6).

$$\text{Ahorros} = 63,0 \text{ MB/mes} (12 \text{ mes/a}) (35,6 - 34,0) \text{ US$/B} (0,03) = 35,4 \text{ MUS$/a}$$

c.- Ahorros por consumo de insumos y químicos en el Tratamiento Propuesto.

El consumo de insumos y químicos en la planta de tratamiento actual versus el consumo en el tratamiento propuesto, se indican en la tabla 8.4.

Tabla 8.4.- Consumo de Insumos y químicos en el Tratamiento Cáustico Actual y Propuesto.

Consumo Unitario	Tratamiento Actual	Tratamiento Propuesto
En Operación Turbo A-1:		
Producción máxima, MB/DO.	10,4	12,5
Periodo mínimo del cambio de operación Kerosene a Turbo A-1.	168	24
Soda cáustica, lb/B.	0,99	0,33
Gastado de la soda cáustica, %.	20	60
Agua desmineralizada, g/l/B.	0,32	0,08
Sal Roca, TM/MMB.	27,3	5,2
Arcilla Attapulugus, TM/MMB.	0,0	8,5
En Operación Kerosene:		
Producción máxima, MB/DO.	15,0	14,4
Soda cáustica, lb/B.	0,23	0,23
Sal Roca, TM/MMB.	18,2	5,2

En la Tabla 8.4 se observa una notable reducción en el consumo unitario de insumos y químicos con la aplicación de tecnología moderna en el tratamiento cáustico del Turbo A-1, debido a la optimización en su uso. Actualmente en la etapa final del tratamiento del Turbo A-1 no hay filtros de arcilla, se recomienda su uso.

El consumo de soda en la Operación de Kerosene será mayor por una mayor producción del mismo.

c.1.- Ahorros por menor consumo de soda cáustica en operación Turbo A-1.

- Al evitar degradación del Turbo A-1 a Kerosene en el cambio de Operación.

Precio de la Soda Cáustica : 0,34 US\$/lb

De tabla 8.4:

Tiempo de degradación : 8 h, considerando 1 h para maniobras.

$$7 \text{ h (2 veces/mes) (12 mes/a)} = 168 \text{ h/a}$$

$$168 \text{ h/a (10,4 / 24 MB/h) (0,99 lb /B Turbo A-1) (0,34 US\$/lb)} = 24,6 \text{ MUS\$/a}$$

- Por un mejor aprovechamiento de la soda con el uso de contactadores fílmicos, es posible un mayor gastado de la soda en la Etapa de Neutralización.

De tabla 8.4:

$$0,99 \text{ lb/B (10,4 MB/DO) (7*12 DO/a) (0,34 US\$/lb)} = 295,3 \text{ MUS\$/a}$$

$$0,33 \text{ lb/B (12,5 MB/DO) (5*12 DO/a) (0,34 US\$/lb)} = 84,5 \text{ MUS\$/a}$$

$$\text{Ahorros} = (24,6 + 295,3 - 84,5) \text{ MUS\$/a} = 235,4 \text{ MUS\$/a}$$

c.2.- Ahorros por menor consumo de agua desmineralizada en operación Turbo A-1.

- Al evitar degradación del Turbo A-1 a Kerosene en el cambio de Operación.

Precio del Agua Desmineralizada : 0,013 US\$/gl

De tabla 8.4:

Tiempo de degradación : 8 h, considerando 1 h para maniobras.

$$7 \text{ h (2 veces/mes) (12 meses/a)} = 168 \text{ h/a}$$

$$168 \text{ h/a (10,4 / 24 MB/h) (0,32 gl/B) (0,013 US\$/gl)} = 0,3 \text{ MUS\$/a}$$

- Menor arrastre de soda de la etapa anterior con el uso de contactadores fílmicos.

De tabla 8.4:

$$0,32 \text{ gl/B Turbo A-1 (10,4 MB/DO) (7*12 DO/a) (0,013 US\$/lb)} = 3,7 \text{ MUS\$/a}$$

$$0,08 \text{ gl/B Turbo A-1 (12,5 MB/DO) (5*12 DO/a) (0,013 US\$/lb)} = 0,8 \text{ MUS\$/a}$$

$$\text{Ahorros} = (0,3 + 3,7 - 0,8) \text{ MUS\$/a} = 3,2 \text{ MUS\$/a}$$

c.3.- Ahorros por menor consumo de sal roca en Operación TurboA-1 y Kerosene.

- Al evitar degradación del Turbo A-1 a Kerosene en el cambio de Operación.

Precio de la Sal Roca : 150 US\$/TM

De tabla 8.4:

Tiempo de degradación : 8 h, considerando 1 h para maniobras.

$$7 \text{ h (2 veces/mes) (12 meses/a)} = 168 \text{ h/a}$$

$$168 \text{ h/a} (10,4 / 24 \text{ MB/h}) (27,3 \text{ TM/MMB}) (150 \text{ MUS\$/MTM}) = 0,3 \text{ MUS\$/a}$$

- Menor arrastre de agua de la etapa anterior con el uso de contactadores filmicos.

De tabla 8.4:

En operación Turbo A-1:

$$27,3 \text{ TM/MMB} (10,4 \text{ MB/DO}) (7*12 \text{ DO/a}) (150 \text{ MUS\$/MTM}) = 3,6 \text{ MUS\$/a}$$

$$5,2 \text{ TM/MMB} (12,5 \text{ MB/D}) (5*12 \text{ D/a}) (150 \text{ MUS\$/MTM}) = 0,6 \text{ MUS\$/a}$$

En operación Kerosene:

$$18,2 \text{ TM/MMB} (15,0 \text{ MB/DO}) (22*12 \text{ DO/a}) (150 \text{ MUS\$/MTM}) = 10,8 \text{ MUS\$/a}$$

$$5,2 \text{ TM/MMB} (14,4 \text{ MB/DO}) (25*12 \text{ DO/a}) (150 \text{ MUS\$/MTM}) = 3,4 \text{ MUS\$/a}$$

$$\text{Ahorros} = (0,3 + 3,6 - 0,6 + 10,8 - 3,4) \text{ MUS\$/a} = 10,7 \text{ MUS\$/a}$$

d.- Egresos por materia prima, insumos y gastos de operación.

- Costo del Petróleo Crudo Incremental.

- Costo relativo del Petróleo Crudo versus Productos : 0,93

- Precio referencial de Petróleo Crudo:

$$0,93 (24,3 \text{ US\$/B}) = 22,6 \text{ US\$/B (libre de franquicias)}.$$

$$\text{Egresos} = 2,30 \text{ MB/DO} (350 \text{ DO/a}) (22,6 \text{ US\$/B}) = 18 168,9 \text{ MUS\$/a}.$$

- Costo Variable Incremental en UDP.

- Costo Variable Unitario en UDP: 0,6 US\$/B.

$$\text{Egresos} = 2,30 \text{ MB/DO}(350 \text{ DO/a})(0,6 \text{ US\$/B }) = 483,0 \text{ MUS\$/a.}$$

d.1.- Costos por consumo de soda cáustica en la mayor producción de Kerosene.

De tabla 8.4:

$$0,23 \text{ lb/B}(15,0 \text{ MB/DO})(22*12 \text{ DO/a })(0,34 \text{ US\$/lb }) = 304,2 \text{ MUS\$/a}$$

$$0,23 \text{ lb/B}(14,4 \text{ MB/DO})(24*12 \text{ DO/a })(0,34 \text{ US\$/lb }) = 318,6 \text{ MUS\$/a}$$

$$\text{Egresos} = (318,6 - 304,2) \text{ MUS\$/a} = 14,4 \text{ MUS\$/a}$$

d.2.- Costo por consumo de arcilla en la producción de Turbo A-1.

Precio de la Arcilla Attapulugus : 550 US\$/TM, con vida útil de 1 año.

De tabla 8.4:

$$8,5 \text{ TM/MMB}(12,5 \text{ MB/DO})(5*12 \text{ DO/a })(550 \text{ MUS\$/MTM }) = 3,5 \text{ MUS\$/a}$$

$$\text{Egresos} = 3,5 \text{ MUS\$/a}$$

d.3.- Costos fijos.

- No se requiere mano de obra adicional.

- El costo anual de mantenimiento y seguros es 3 y 1 % de la inversión fija respectivamente.

- Los gastos de ventas representan el 0,5 % de las ventas.

- (1) Precios Paridad en la Costa del Golfo proyectado por Bonner & Moore.
- (2) Los excedentes de producción de Gasolina primaria se exportarán, precio de la Nafta en el Golfo US\$ menos un diferencial.
- (3) El déficit en la producción de Diesel-2 conlleva a que actualmente se importe, precio del Diesel en el Golfo US\$ más un diferencial.

- (4) Los excedentes de producción de Residual-6 se exportarán, precio del Residual-6 con 1 % de azufre en Nueva York menos un diferencial.
- (5) Pérdida / Ganancia volumétrica: Real ganancia en conjunto con FCC es 2,9 %vol.
- (6) Estudio de Mercado 1998, realizado por el Dpto. Planeamiento Talara.

8.4.2.- Indicadores Económicos.

El estado de ganancias y pérdidas y el flujo de caja neto proyectado en los 10 años de vida del proyecto son detallados en las tablas 8.5 y 8.6.

Los indicadores económicos par el proyecto son:

- Tasa de Descuento en dólares : 15 %
- Valor Actual Neto : 2146,8 MUS\$.
- Tasa Interna de Retorno : 45,6 %.
- Periodo de Recuperación : 2,7 años a partir del inicio de operaciones.

8.4.3.- Estudio de Sensibilidad.

Además de este cálculo base, se ha realizado un cálculo complementario de "sensibilidad", para estudiar como influyen las variaciones de los precios del crudo, combustibles y el valor de la inversión en los indicadores financieros. Los casos estudiados son los siguientes:

- Variación en el valor de la inversión.
- Variación en el precio de los combustibles.
- Variación en el precio del crudo.

Tabla 8.5.- Estado de Ganancias y Pérdidas en Moneda Constante. Dólar Base del año 2000.

VIDA DEL PROYECTO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
AÑOS	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Ingresos Incrementales.										
• Producción Adicional por Mayor Carga de Crudo en UDP, MUSS/a	19 529,3	19 529,3	19 529,3	19 529,3	19 529,3	19 529,3	19 529,3	19 529,3	19 529,3	19 529,3
• Por Mayor Fracción y Ventas de Turbos A-1 sin degradar a D-2, MUSS/a	35,4	35,4	35,4	35,4	35,4	35,4	35,4	35,4	35,4	35,4
• Por Menor Consumo de Soda Caustica en Operación Turbo A-1, MUSS/a	235,4	235,4	235,4	235,4	235,4	235,4	235,4	235,4	235,4	235,4
• Por Menor Consumo de Agua de Lavado en Operación Turbo A-1, MUSS/a	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2	3,2
• Por Menor Consumo de Sal Rosa en Operación Turbo A-1 y Kerosene, MUSS/a	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7	10,7
Total de Ahorros, MUSS/a.	19 813,9	19 813,9	19 813,9	19 813,9	19 813,9	19 813,9	19 813,9	19 813,9	19 813,9	19 813,9
Egresos por Materia Prima, Insumos y Gastos de Operación.										
- Costo Relativo del Crudo versus Producción Fracción	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
- Precio Referencial del Crudo, US\$/B	22,6	22,6	22,6	22,6	22,6	22,6	22,6	22,6	22,6	22,6
• Costo por el Crudo Incremental, MUSS/a	18 193,0	18 193,0	18 193,0	18 193,0	18 193,0	18 193,0	18 193,0	18 193,0	18 193,0	18 193,0
- Costo Variable Unitario en UOP, US\$/B	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60
• Costo Variable Incremental en UOP, MUSS/a	483,0	483,0	483,0	483,0	483,0	483,0	483,0	483,0	483,0	483,0
• Consumo de Areilla Attagulgas en op Turbos A-1, MUSS/a	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
• Mayor Consumo de Soda Caustica en op Kerosene, MUSS/a	14,4	14,4	14,4	14,4	14,4	14,4	14,4	14,4	14,4	14,4
Costos Fijos										
- Mano de Obra Incremental, MUSS/a	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
- Mantenimiento Incremental, MUSS/a (1)	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4	24,4
- Seguro y Otros Gastos Generales Incremental, MUSS/a (1)	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1	8,1
Gastos de Producción, MUSS/a	18 726,5	18 726,5	18 726,5	18 726,5	18 726,5	18 726,5	18 726,5	18 726,5	18 726,5	18 726,5
Utilidad Bruta, MUSS/a	1 087,5	1 087,5	1 087,5	1 087,5	1 087,5	1 087,5	1 087,5	1 087,5	1 087,5	1 087,5
Gastos Administrativos Incrementales, MUSS/a	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Gastos de Ventas, MUSS/a (2)	97,6	97,6	97,6	97,6	97,6	97,6	97,6	97,6	97,6	97,6
Utilidad de Operación, MUSS/a.	989,8	989,8	989,8	989,8	989,8	989,8	989,8	989,8	989,8	989,8
Depreciación, MUSS/a (3)	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5
Renta Neta Imponible, MUSS/a.	908,4	908,4	908,4	908,4	908,4	908,4	908,4	908,4	908,4	908,4
Impuesto a la Renta, MUSS/a (4)	272,5	272,5	272,5	272,5	272,5	272,5	272,5	272,5	272,5	272,5
Utilidad Neta, MUSS/a.	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8

(1) El Costo Anual de Mantenimiento y Seguro es 3 y 1 % de la Inversión Fija respectivamente.

(2) Los Gastos de Ventas representan el 0,5 % de las ventas.

(3) La Depreciación es Lineal, a 10 % anual.

(4) Se considera 30 % de Impuesto a la Renta.

Tabla 8.6.- Flujo de Caja Proyectado.

VIDA DEL PROYECTO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
AÑOS	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
<i>Inversión Requerida.</i>											
- Inversión Fija Diferencial, MUS\$ a.	814,8										
- Incremento de Capital de Trabajo, MUS\$ a. (1)	580,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-464,2
- Pago de Licencia, MUS\$.	150,0										
Total de la Inversión, MUS\$ a.	1545,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-371,4
<i>Utilidad Neta, MUS\$ a.</i>		635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	635,8	1007,2
<i>Depreciación, MUS\$ a.</i>		81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5	81,5
Flujo Neto de Fondos, MUS\$ a.	-1545,1	717,3	717,3	717,3	717,3	717,3	717,3	717,3	717,3	717,3	1088,7

(1) En el año de liquidación (año 10) se recupera el 80 % del Capital de Trabajo como líquido.

Indicadores Económicos

• Tasa de Descuento en Dolares, %	Td =	15%
• Valor Actual Neto, MUS\$	VAN =	2146,8
• Tasa Interna de Retorno, %	TIR =	45,6%
• Periodo de Recuperación de la Inversión, Años	Pay Out =	2,70 años, a partir del inicio de operaciones.

La tabla 8.7 muestra los valores que toman los indicadores económicos para cada cambio indicado, respecto al valor β (tanto por uno del valor esperado), y en la figura 8.1 se aprecian las tendencias de estas variables. El proyecto es mucho más sensible a la variación de precios de combustibles y del petróleo crudo.

Tabla 8.7.- Variaciones en la Inversión Fija, Precios de Combustibles y Petróleo Crudo.

Variables	β	VAN, MUS\$	TIR, %	Retomo, Años.
Inversión Fija	0,94	2195,2	47,2	2,6
	0,96	2179,1	46,6	2,6
	0,98	2162,9	46,1	2,7
	1,00	2146,8	45,6	2,7
	1,02	2130,7	45,1	2,7
	1,04	2114,5	44,6	2,8
	1,06	2098,4	44,1	2,8
	1,08	2082,3	43,6	2,8
	1,10	2066,1	43,2	2,8
	1,12	2050,0	42,7	3,0
	1,14	2033,9	42,3	3,0
	1,16	2017,8	41,8	3,1
	1,18	2001,6	41,4	3,1
	1,20	1985,5	40,9	3,1
	1,22	1969,4	40,5	3,2
	1,24	1953,2	40,1	3,2
Precios de Combustibles	0,96	-570,0	5,3	> 10
	0,98	788,4	26,9	5,2
	1,00	2146,8	45,6	2,7
	1,02	3505,2	63,2	1,8
	1,04	4863,6	80,4	1,4
	1,06	6054,1	95,1	1,2
Precios de Petróleo Crudo	0,94	5981,7	95,8	1,2
	0,96	4703,4	79,2	1,4
	0,98	3425,1	62,5	1,8
	1,00	2146,8	45,6	2,7
	1,02	868,5	28,0	4,8
	1,04	-409,8	8,3	>10

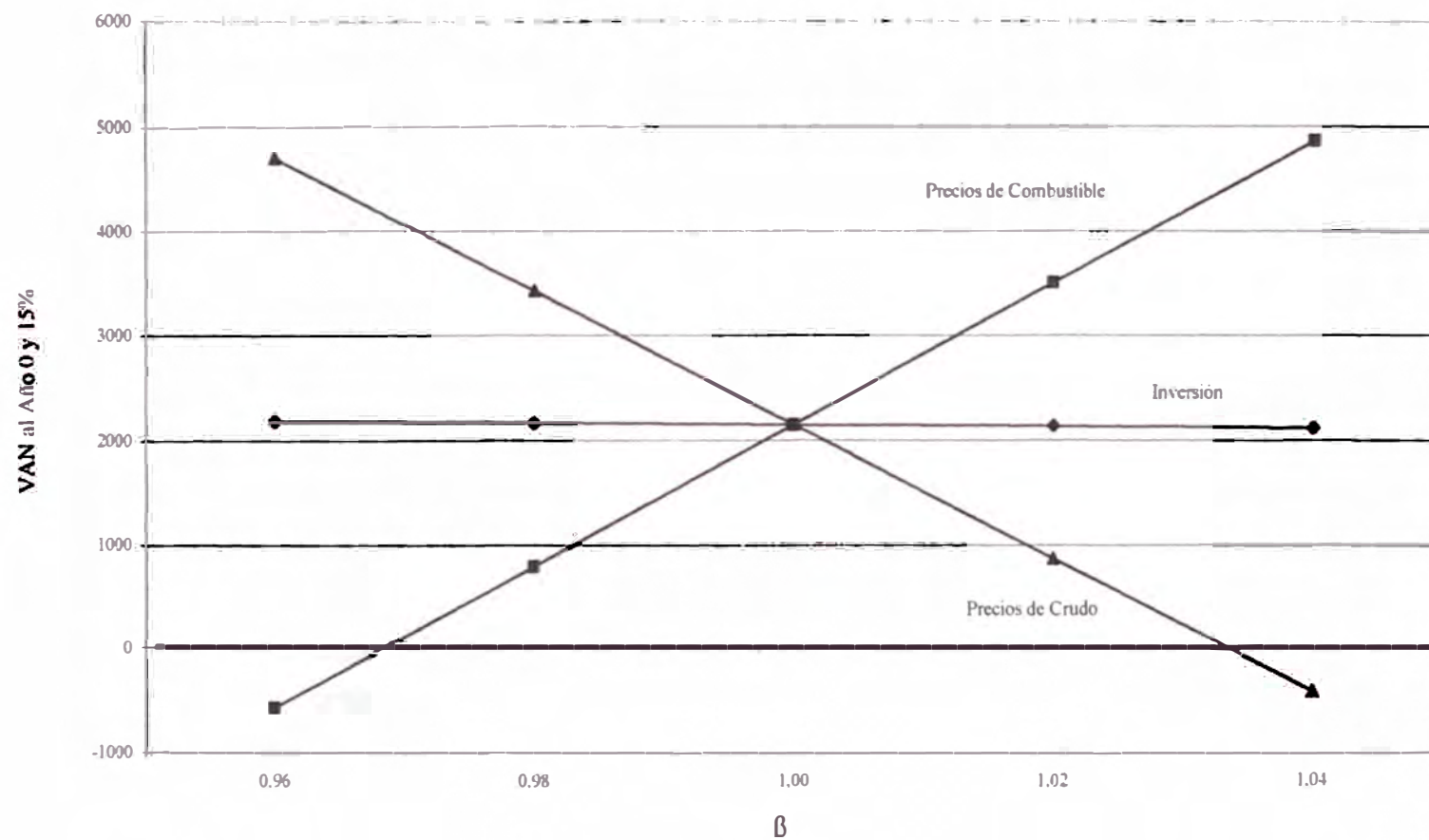


FIGURA 8.1.- Sensibilidad de la Rentabilidad

CAPÍTULO 9.-

SEGURIDAD E IMPACTO AMBIENTAL.

9.1.- Seguridad en el Manipuleo de los Combustibles.

a.- Turbo A-1.

- Identificación según NFPA.

Salud (0), incendio (2) y reactividad (0).

Salud: moderadamente tóxico por ingestión e inhalación.

Incendio: inflamable, riesgo de incendio.

Caso de incendio: usar espuma ó polvo químico seco ó CO₂ y agua en forma de neblina.

Reactividad: producto estable.

- Advertencia en el manipuleo.

Evitar drásticamente el contacto con el agua y la humedad, ya que el descenso de la temperatura por efecto de la altitud provocará la separación del agua disuelta que cristalizará instantáneamente con riesgos de obstrucción de los filtros en el sistema de suministro de combustión al motor del avión.

Riesgos de explosión por chispa electrostática.

b.- Kerosene.

Identificación según NFPA.

Salud (0), incendio (2) y reactividad (0).

Salud: moderadamente tóxico por ingestión e inhalación.

Incendio: inflamable, moderado riesgo de incendio.

Reactividad: producto estable.

Caso de incendio: usar espuma ó polvo químico seco ó CO₂ y agua en forma de neblina.

9.2.- Características de Productos Químicos.

a.- Soda Cáustica.

Es uno de los productos químicos más ampliamente usados. Es de color blanco, translúcido, muy soluble en agua, con gran desprendimiento de calor. Se la debe manejar con mucha precaución y mantener al abrigo del aire, pues fija enérgicamente el dióxido de carbono formándose carbonato de sodio. La soda cáustica es una base álcali fuerte muy utilizada ya sea para desplazar otras bases, neutralizar ácidos o por su acción sobre sustancias orgánicas. Su uso en la refinería es muy variado y en diferentes concentraciones.

El proveedor nacional es Química del Pacífico S.A

b.- Sal Roca.

Es una sustancia cristalina, higroscópica y muy soluble en agua, está formada principalmente por cloruro de sodio. Abunda en los mares y se halla en las masas sólidas en el seno de la tierra. La sal que se usa en los filtros de secado, es granulada de 1/8 – 1/4 plg de diámetro; equivalente a 2 1/2 - 6 mesh.

c.- Ácido Nafténico.

Es una mezcla de ácidos orgánicos que destilan en el rango del Kerosene y Diesel. Es un líquido viscoso, de bajo punto de escurrimiento, con habilidad para la formación de sales.

El ácido nafténico se emplea para la preparación de diversas sales, las cuales se utilizan como secantes de pinturas, aditivos de lubricantes de

extrema presión, fungicidas, emulsionantes y desemulsificantes, conservadores de madera, compuestos detergentes, inhibidores de corrosión y oxidación, etc. En la tabla 7.2 se muestra el resumen de las propiedades físicas de este fluido.

- Obtención.

El ácido nafténico proveniente de los crudos pasan a formar parte del corte de Kerosene y Diesel que se extraen en la Unidad de Destilación Primaria. La mezcla Kerosene - ácido nafténico pasa luego a la Planta de Tratamiento, donde por medio del tratamiento con solución de soda cáustica se extrae el ácido nafténico bajo la forma de naftenatos de sodio.

Estas sales se envían a la Planta de Agitadores donde se les pone en contacto con ácido sulfúrico para regenerar el ácido nafténico.

9.3.- El Medio Ambiente y las Operaciones de PETROPERÚ.

El hombre es el principal agente contaminador del medio ambiente a través de procesos que están ligados a su vida cotidiana, su actividad productiva y comodidad. En todos estos procesos se generan desechos sólidos, líquidos o gaseosos que finalmente van a contaminar la naturaleza. Nos enfrentamos entonces a un problema en apariencia insalvable. La existencia misma del hombre genera contaminación, pero al mismo tiempo exige mantener una adecuada calidad de su medio ambiente. Estos objetivos parecen incompatibles; sin embargo, no es así. Hay medios eficaces de prevenir y controlar la contaminación ambiental, aunque se trata de un problema complejo.

En adición, la naturaleza tiene mecanismos que le permite depurar el medio ambiente, pudiéndose lograr un equilibrio entre las actividades del hombre y la naturaleza.

Por tanto, no es cuestión de impedir la actividad del hombre, sino únicamente de no sobrecargar la capacidad regenerativa de la naturaleza.

Por ello, la política de PETROPERÚ en esta materia se guía por el propósito de que en todas las actividades que desarrolla directamente o por intermedio de sus contratistas, y particularmente en sus operaciones de transformación industrial; como la refinación, se obtenga un armónico equilibrio con la ecología del lugar donde se ubican las instalaciones petroleras; política que mantiene invariable aún en situaciones de crisis o de estrechez.

La preocupación permanente de PETROPERÚ por el tema ambiental se hace cada vez más intensa; tanto es así que se ha creado la Unidad de Protección ambiental, encargada de velar por la armonía entre nuestras operaciones y la naturaleza.

a.- Calidad de los Vertimientos a Cuerpo de Agua.

Las principales fuentes de contaminación del agua son: la industria minera, la actividad petrolera, la actividad industrial en general y las aguas residuales.

Debe considerarse el problema de la contaminación en su conjunto, cuando no es así suele ocurrir que las acciones emprendidas para proteger la atmósfera de elementos contaminantes, por ejemplo, tengan consecuencias negativas inmediatas sobre los otros factores ambientales, agua y suelo. De aquí la importancia de comprender bien las

interdependencias y relaciones entre todos los factores ambientales, de tal forma que cuando se actúe sobre uno cualquiera de ellos no se vea afectado el equilibrio de los demás, o el efecto sea mínimo.

De acuerdo al “Protocolo para la Protección del Pacífico Sudeste contra la contaminación provenientes de Fuentes Terrestres” suscrito por Perú, Chile, Ecuador, Colombia y Panamá, en el marco del plan de acción para la protección del medio marino y áreas costeras promovido por la comisión permanente del Pacífico Sur (CPPS) se ha identificado las sustancias de acuerdo a su toxicidad; entre las más nocivas que se convierten más fácilmente en inocuas mediante procesos naturales figuran: el zinc, el cobre, el cromo, el plomo, el arsénico, el estaño, el boro, la plata, el petróleo crudo, e hidrocarburos de cualquier origen, detergentes y otras sustancias tensoactivas no biodegradables, microorganismos patógenos y las descargas térmicas. Sus efectos sobre los usos humanos se relacionan principalmente con la acumulación de estas sustancias por parte de los organismos marinos, la pigmentación de peces y crustáceos comestibles, la interferencia con las labores de pesca y la reducción de sitios de recreo debido a la decoloración, turbidez y objetos flotantes. En la mayoría de las ocasiones los residuos industriales líquidos representan un riesgo potencial para el medio ambiente debido a la carga contaminante que llevan acumulándose en los organismos, y permanecen allí durante largos períodos.

Para evaluar los cambios que suceden en el agua con respecto a su calidad, se emplean parámetros físicos, químicos o biológicos, que se les denomina indicadores de calidad del agua como son:

- **Conductividad.** El carácter conductor del agua se debe a los compuestos disueltos (sales minerales) en el agua y disociados en sus iones.
- **Temperatura.** Es importante porque afecta la solubilidad de las sales, la densidad del agua.
- **pH.** Nos indica el grado de acidez o basicidad del agua.
- **Demanda Química y Biológica de Oxígeno.** Ésta es una medida de cuánto oxígeno tomará del medio ambiente (el cuerpo receptor del agua) el desecho a fin de oxidarse. Es por lo tanto, una medida de cómo la oxidación del material orgánico afectará a la fauna y flora del entorno de su necesidad de oxígeno para sobrevivir.

9.4.- Legislación Ambiental.

En la legislación ambiental vigente, se encuentran los siguientes dispositivos referente al medio ambiente:

- Decreto Legislativo N° 613, Código del Medio Ambiente y de los Recursos Naturales, publicada el 09 de Julio de 1990. Es la norma que regula todos los asuntos referidos a la protección del medio ambiente, concibe el desarrollo nacional con la conservación del medio ambiente. Establece los lineamientos del estado a ser cumplidos en todos los ámbitos del que hacer nacional.
- La Ley N° 26211, Ley Orgánica de Hidrocarburos, publicada el 20 de agosto de 1993, instituye al Ministerio de Energía y Minas como autoridad competente para dictar normas con la finalidad de proteger el medio ambiente en todo tipo de actividades ligadas al proceso de

explotación de hidrocarburos. Establece que la protección ambiental debe estar incorporada en las actividades de hidrocarburos.

- El Decreto Legislativo 757, Ley Marco para el Crecimiento de la Inversión Privada, del 13 de Noviembre de 1991, establece que cada ministerio es responsable por el cuidado ambiental de las actividades en cada sector.
- El Decreto Supremo N° 002-87-MA, Reglamento de Capitanías y de las Actividades Marítimas, Fluviales y Lacustres, se atribuye competencia en materia ambiental. Así, en su artículo A-010201 incluye dentro de las funciones de la DICAPI “ejercer control para prevenir y mitigar los efectos de la contaminación en el mar.
- El Decreto Supremo 046-93-EM del 22 de Noviembre de 1993 es el “Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos”, el cual en el artículo 9 establece la presentación anual de un informe ambiental correspondiente al ejercicio anterior suscrito por un Auditor Ambiental registrado en el Ministerio de Energía y Minas, dando cuenta sobre el cumplimiento de la Legislación Ambiental vigente.

Establece las normas generales de protección ambiental aplicables a los nuevos proyectos de hidrocarburos y a las cuales se deben adecuar los proyectos existentes al momento de la promulgación de este dispositivo.

- El Decreto Legislativo 25763, en el artículo 1^o establece que las actividades en el sector hidrocarburos podrán ser fiscalizadas por el Ministerio de Energía y Minas a través de empresas de auditoría e inspectoría, que comprende un cuestionario de obligaciones de las empresas del sub Sector Hidrocarburos que incluye asuntos ambientales,

contempladas en la Reglamentación de la Ley Orgánica de Hidrocarburos N° 26621.

- La Ley del Consejo Nacional del Ambiente, No. 26410 del 22 de Diciembre de 1994, por el cual se crea el CONAM, organismo rector de la política ambiental nacional. Sus objetivos son: promover la conservación del ambiente a fin de coadyugar al desarrollo integral de la persona humana sobre la base de garantizar una adecuada calidad de vida, propiciar el equilibrio entre el desarrollo socioeconómico el uso sostenible de los recursos naturales y la conservación del ambiente.

9.5.- Situación de las Refinerías referente a las Emisiones Líquidas.

La soda gastada de varios tipos actualmente representa el 38 % de los efluentes totales en una refinería, su manejo y eliminación ha llegado a hacer parte principal en las operaciones ambientales de elevado costo. En la tabla 9.1 se muestra un resumen de las aplicaciones típicas de la soda en una refinería.

La descarga de aguas residuales al mar como se habrá notado está limitado por las severas regulaciones ambientales. Sin embargo la mayor parte de las refinerías carecen de unidades de tratamiento y neutralización del cáustico gastado y su disposición interna es limitada. Muy difícilmente mínimos volúmenes de soda gastada pueden ser inyectados al crudo para el control de la corrosión en los equipos de tope de la UDP sin causar excesivos depósitos en el tren de intercambiadores de calor o coque en los tubos del horno. Sin embargo la Cía. UOP no recomienda el reuso de estos efluentes en ninguna de sus aplicaciones dentro una refinería.

Tabla 9.1.- Usos Típicos de la Soda Cáustica en una Refinería.

Proceso	Servicio	Densidad Típica, °Bé	Consumo Típico, lb NaOH / 1 000 B
Unidad Destilación Primaria:			
- Desaladora.	Control de pH en salmuera	3 a 5	Varia
- Precalentador.	Neutralización	3 a 5	1 a 4
- GLP.	Remover H ₂ S	10	2 a 200
- Gasolina.	Remover H ₂ S	10	2 a 200
- Kerosene.	Remover ácidos nafténicos	3	4 a 40
- Diesel.	Remover ácidos nafténicos	3	4 a 40
Unidad Craqueo Catalítico:			
- GLP.	Remueve H ₂ S	10	2 a 50
- Gasolina.	Remueve H ₂ S	10	50 a 250
Unidad Craqueo Térmico:			
- GLP.	Remueve H ₂ S	10	2 a 80
- Gasolina.	Remueve H ₂ S	10	2 a 50
Extracción Merox:			
- GLP.	Extracción RSH-S	20	0,05 a 5
- Gasolina Ligera.	Extracción RSH-S	20	0,05 a 5
Endulzamiento Merox:			
- Gasolina.	Líquido-líquido.	10	5 a 20
	Minalk.	3	0,05 a 5
	Lecho fijo.	10	5 a 20
- Kerosene.	Lecho fijo	10	5 a 30
- Turbo.	Lecho fijo	10	5 a 30
- Gasolinas Térmicas.	Lecho fijo	10	5 a 30
Endulzamiento por inhibidores:			
- Gasolina Craqueadas.	Líquido-líquido	20	100 a 300
Tratamiento de Aguas.			
- Intercambio de Resina Cation-Anión.	Regeneración	2 a 20	Varia

REFERENCIA : Merox Processes for Caustic Minimization and Management of UOP, page 3.

Hasta hace muy poco, la soda gastada sulfurosa fue usada en la fabricación del papel, pero su reciclaje redujo notablemente la demanda. Además que los fuertes olores a sulfuro del cáustico, inadecuado para los trabajadores eliminó esta posibilidad. Por otro lado el contenido ácido en la soda gastada no era lo suficiente para permitir una recuperación rentable de fenoles, cresoles y nafténicos.

La prestación de servicios por compañías especializadas en el manejo y eliminación de la soda gastada es muy caro, los costos típicos fluctúan entre 3 – 4 US\$/gl incluyendo el transporte.

En Petro-Canadá los requerimientos del cáustico fue en promedio 160 Mgl/a, con un costo promedio anual para su disposición de 320 MUS\$. Así que, se vió la posibilidad de instalar una unidad de tratamiento y neutralización el cual les permitiera una disposición interna y segura de la soda gastada sulfurosa. Sin embargo el alto costo por este servicio no justificó el desembolso de capital.

9.6.- Emisiones líquidas en Refinería Talara y Alternativas de Solución.

En la Refinería Talara se observan los siguientes tipos de emisiones líquidas: separadores de aceite: API y CPI, desagüe limpio, desagües higiénicos.

El estado de contaminación del mar por las emisiones líquidas, no es crítico por el momento, pero se debe continuar con el monitoreo. Actualmente se ha mejorado el sistema de desagüe aceitoso, se está realizando el diseño básico para instalar pozas sépticas para el tratamiento de los desechos orgánicos, se ha puesto en servicio el nuevo sistema de

tratamiento de lastre y se está rehabilitando la unidad de tratamiento de agua contaminada.

La Refinería Talara, debido al proceso de refinación del petróleo crudo, tiene una corriente de soda cáustica gastada como efluente líquido. Esta corriente de soda gastada proviene de tres unidades de proceso: la unidad de tratamiento cáustico, la unidad de recuperación de gases y la unidad Merox y es agrupada en tres tipos:

Tipo I: Inorgánica: Sulfuro de Sodio (Na_2S), Bisulfuro de Sodio (NaHS), Carbonato de Sodio (Na_2CO_3) y Bicarbonato de Sodio (NaHCO_3).

Tipo II: Orgánica nafténicas: Naftenatos de Sodio (RCOONa) y Ácidos Nafténicos (RCOOH).

Tipo III: Orgánicas cresílicas: Cresolatos de Sodio (RONa), fenoles, o, m, p cresol y xilenos.

Si las corrientes de soda gastada antes mencionadas son descargadas sin ser tratadas directamente a la Planta de Aguas Residuales, ellas darán lugar a una alta demanda de oxígeno, ambas química y biológica, siendo peces y otros pobladores acuáticos afectados negativamente y algunas veces completamente eliminados, a varios kilómetros de distancia de la corriente de descarga de este efluente. En la tabla 9.2 se muestra la calidad de la corriente de soda gastada como efluente de la Refinería Talara.

Por las razones expuestas, y de acuerdo a los análisis químicos de Laboratorio concluimos que es necesario darle una solución integral al problema de la contaminación con soda gastada, por lo que proponemos las siguientes alternativas de solución:

Tabla 9.2.- Calidad de la Corriente de Soda Gastada como Efluente de la Refinería Talara.

Producto/Característica	GLP	Nafta Craqueada	Nafta Liviana	Solvente N°1	Solvente N°3	Kerosene	Turbo A-1	Diesel
Lugar de muestreo.	FCC-URG	FCC	PTA. TRATAM	PTA. TRATAM	PTA. TRATAM	PTA. TRATAM	PTA. TRATAM	PTA. TRATAM
Punto de muestreo.	GV -12	MEV-12	D-402	D-402	D-403	D-401/406	D-401	D-406
Destino de Descarga.	Separador	Separador	Separador	Tk-409	Tk-409	Tk-558/17	Tk-558/17	Tk-451
pH.	13	13	12,8	13,1	13,1	12,9	13,2	9,2
Conductividad, mohs/cm.	484 000	58 000	85 300	89 400	424 000	33 400	152 500	22 500
Sólidos totales disueltos.	180 340	476 850	75 970	62 590	120 370	165 060	76 020	229 440
Cloruros, mg/lit.	2 958	7 395	148	1 238	413	148	52	148
Aceites y grasa, mg/lit.	106	23 993	910	469	6 169	103 781	40 389	204 769
Fenoles, mg/lit.	1 508	160 348	236	88	511	618	386	30
Sulfuros, mg/lit.	33 400	19 600	4 400	5 360	7 040	1 600	6 880	1 120
Plomo, mg/lit.	0,72	2,71	0,61	0,53	0,29	0,41	0,25	1,19
Cadmio, mg/lit.	<0,004	0,017	<0,004	<0,004	<0,004	<0,004	<0,004	0,212
Cromo, mg/lit.	<0,01	<0,01	<0,01	<0,01	0,4	<0,01	<0,01	<0,01
Mercurio, mg/lit.	<0,005	0,61	2,04	0,86	3,44	0,42	<0,005	<0,005

REFERENCIA: Reporte Trimestal de la Unidad de Protección Ambiental de REFTAL.

- Instalar una Planta de Oxidación de soda gastada.
- Instalar una Planta de Oxidación y Neutralización de soda gastada.
- Instalar una Planta de Oxidación con Aire Húmedo de soda gastada.
- Vender la soda gastada a la Cía. Merichem.

Las plantas de tratamiento de soda gastada se venden tipo "paquete", incluido el "Know How". Se ha encontrado hasta tres clases distintas de tecnología, que las describimos a continuación:

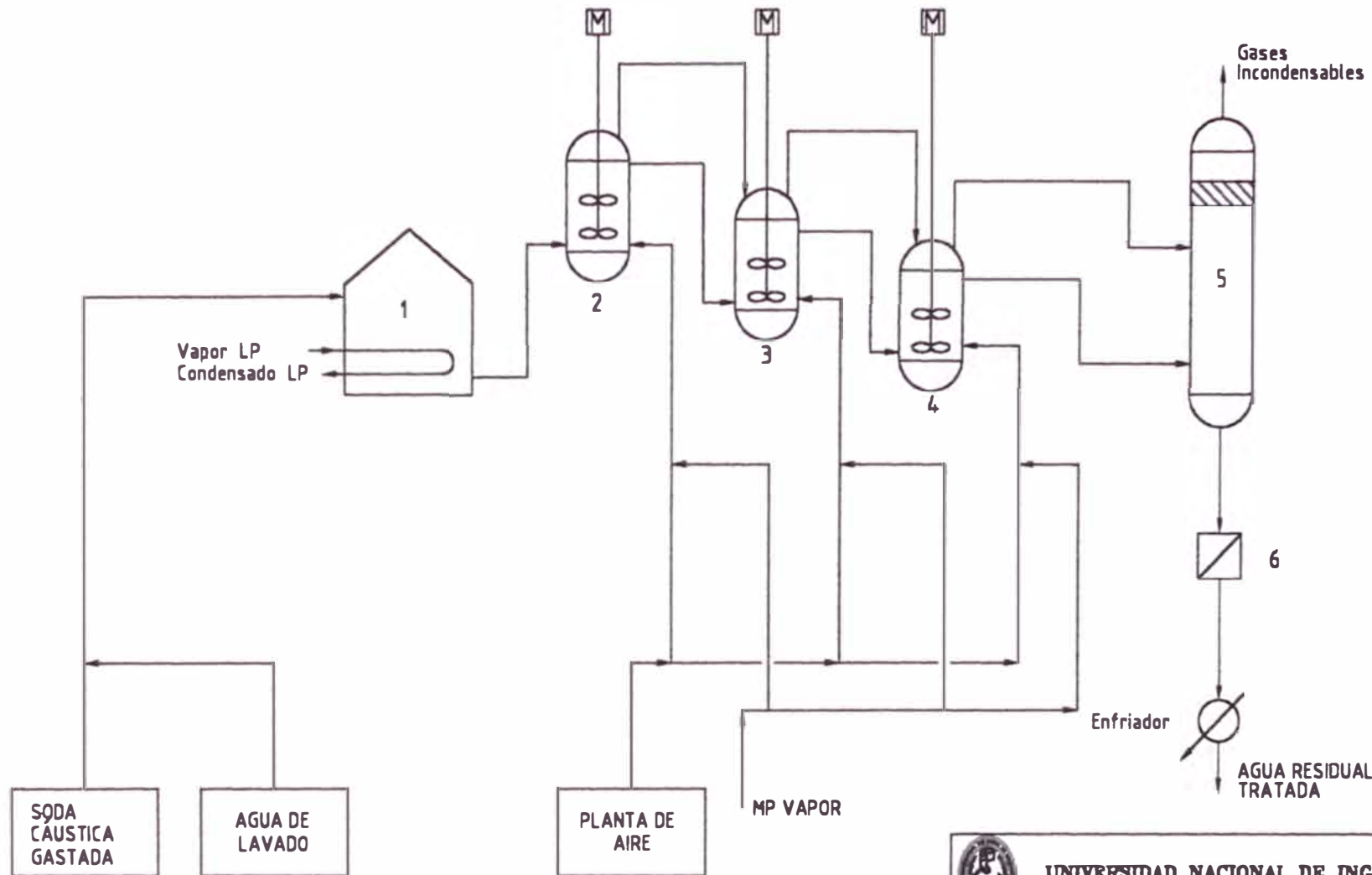
9.6.1.- Oxidación de la Soda Gastada.

a.- Aplicación.

Oxida los sulfuros de la soda gastada, reduciendo el nivel de éstos en ella, para que la soda gastada pueda ser descargada a un sistema de biotratamiento. La soda gastada es una corriente de residuos que contiene hidróxido de sodio, sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono disueltos en agua. También, esta corriente puede contener olefinas, mercaptanos y fenoles dependiendo de la fuente de la cual provienen. Una característica de que las corrientes de residuos es tóxico es cuando la prueba que se realiza para saber la demanda química de oxígeno da como resultado un valor alto, ésto se debe a los sulfuros.

b.- Descripción.

La figura 9.1 muestra la distribución de equipos. La soda gastada desde las unidades de procesos es enviada a un tanque [1] para proporcionar un flujo uniforme. Luego es alimentada continuamente a tres reactores que poseen agitadores [2 a 4] en donde el aire comprimido es agregado.



REFERENCIA: Hydrocarbon Processing Edicion Internacional, Agosto 1991, pag 83 al 87,
 "How Shell reduced waste", Hanson, T.P., Conner M.F. & Groda W.W.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE PETRÓLEO

PROCESO DE OXIDACIÓN DE SODA GASTADA

DIBUJADO :	R.V.R.	FECHA :	OCT-99
REVISADO :	R.I.S.	FIGURA :	9.1

En los reactores, los sulfuros son oxidados a tiosulfatos y sulfatos. La conversión de sulfuros a tiosulfatos es aproximadamente 100 % y de tiosulfatos a sulfatos la conversión no excede del 90 %.

La corriente de salida del reactor es enviada a un separador [5]. La posibilidad de transportar o diferir el paso de sulfuros que es restringido por lo que la salida a la atmósfera de cada reactor esta conectada hacia el espacio de vapor del siguiente. Los gases producidos son enviados a la atmósfera desde el separador. Otra alternativa sería enviarlo a un incinerador de gases o a un filtro de carbón activado, para el control de las emisiones de hidrocarburos, según las regulaciones ambientales. El aire es usado para suministrar oxígeno para la reacción. El aire de planta puede ser usado porque se necesita baja presión de operación. El efluente tratado es filtrado [6] y enfriado [7] para luego ser enviado a una planta de tratamiento de agua residual.

Una alimentación típica tiene las siguientes especificaciones:

Componentes	Mínimo	Normal	Máximo
NaOH, % peso.	1	2	4
Na ₂ S, % peso.	0,5	3,5	8
Na ₂ CO ₃ , % peso.	0	3	10
Régimen de flujo, TM/h.	1	5	15

La especificación del efluente de este proceso es: contener < 5 ppm en peso de sulfuros como S⁻².

Propietarios de la patente son: ABB Lummus Crest Inc. y Royal Dutch Shell.

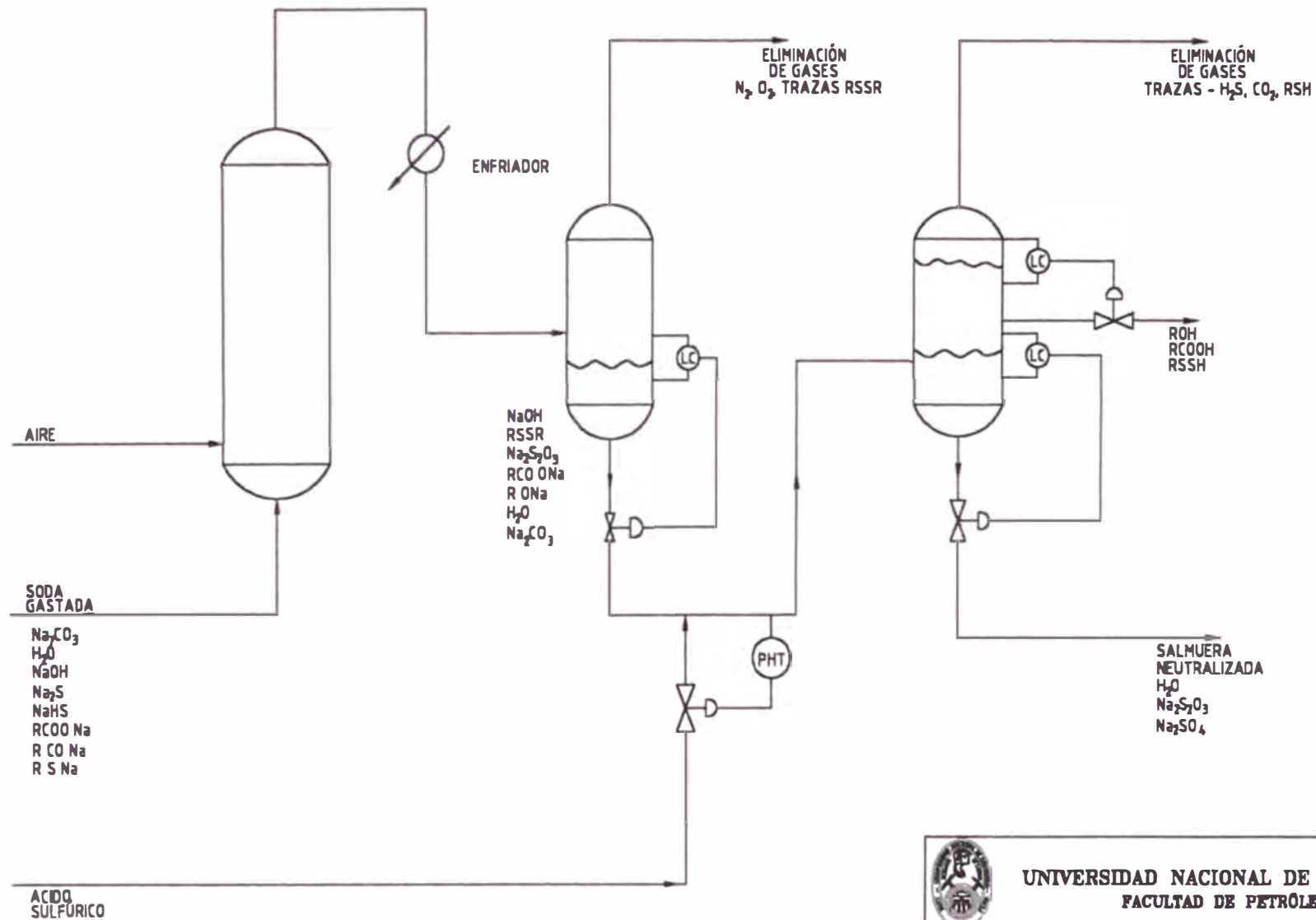
9.6.2.- Oxidación y Neutralización de la Soda Gastada.

a.- Aplicación.

El proceso Mericon oxida la soda gastada producida en el tratamiento de hidrocarburos que contienen H_2S y mercaptanos y/o neutraliza la que contiene sulfuros o compuestos orgánicos tales como fenoles y ácidos nafténicos. Estas corrientes típicamente tienen un alto pH y un alto nivel de demanda bioquímica y química de oxígeno. El sistema está diseñado para encontrar las especificaciones requeridas por el cliente. Luego se envía el efluente de este proceso a una planta de biotratamiento de agua residual.

b.- Descripción. La figura 9.2 muestra la distribución de los equipos.

- **Oxidación.** La soda gastada es alimentada desde un tanque de almacenamiento y es bombeada controlando su flujo hacia la torre de oxidación; donde el aire comprimido es usado como agente oxidante. Un intercambiador alimentación / producto calienta la alimentación lo suficiente para iniciar las reacciones exotérmicas de oxidación de los sulfuros y mercaptanos. El producto de la oxidación es enfriado en un intercambiador de calor de agua salada, después de pasar por el separador gas / líquido; mientras que los gases de la reacción, son normalmente incinerado en un quemador especial en una planta de combustión. La soda gastada oxidada puede ser neutralizada a un pH de 7 o reusada en otro proceso de la planta. Los sulfuros son transformados a tiosulfatos y sulfatos en proporciones del diseño del sistema. El 100 % de los sulfuros son oxidados a tiosulfatos y sulfatos.



REFERENCIA: Hydrocbon Processing Edicion International, Agosto 1990,
pag 51 al 57, "Minimize refinery waste", Hethcoat H.G.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

PROCESO DE OXIDACION Y NEUTRALIZACION
DE SODA GASTADA

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 9.2

Cerca del total de la oxidación (99 %) a sulfato de sodio, en realidad esto dependerá de la calidad requerida del producto.

- **Neutralización.** La alimentación de soda gastada desde un tanque de almacenamiento es bombeada controlando el flujo, hacia un reactor que posee agitadores; donde toma contacto con una corriente de ácido mineral inyectado para controlar el pH. La soda gastada neutralizada es enfriada en un intercambiador de calor de agua salada y separada en tres fases. Los gases del proceso normalmente son incinerados o enviados a una planta de recuperación de azufre, los ácidos orgánicos son recuperados para un proceso de recicló o para ser vendidos y la salmuera neutralizada tendrá un pH de 3 a 8 dependiendo de la soda gastada tratada. La salmuera ácida es luego enviada a un neutralizador final para ajustar el pH o directamente a la planta de tratamiento de agua residual, si el pH es cercano al neutro. Un solvente puede ser usado en los recipientes para mejorar la remoción de fenoles. El proceso puede remover cerca del 99 % de los sulfuros y 90 % de los ácidos nafténicos y fenoles.

Las especificaciones de una alimentación típica y del producto para este tipo de proceso son mostradas a continuación:

Componentes	Oxidación		Neutralización	
	Alimentación % peso	Producto % peso	Alimentación % peso	Producto % peso
NaOH.	0,5 – 10,0	0,5 – 15,0	0,5 – 10,0	nulo
Na ₂ S.	0,1 – 10,0	< 0,001	0,1 – 10,0	< 0,01
Mercaptanos.	0,1 – 5,0	< 0,001	0,1 – 5,0	< 0,01
Fenoles.	0 – 1,0	< 0,001	0,1 – 25,0	< 0,05
Ácidos Nafténicos.	—	—	0,1 – 20,0	< 0,05

Propietarios de la patente son: Merichem Co.

9.6.3.- Oxidación con Aire Húmedo de la Soda Gastada.

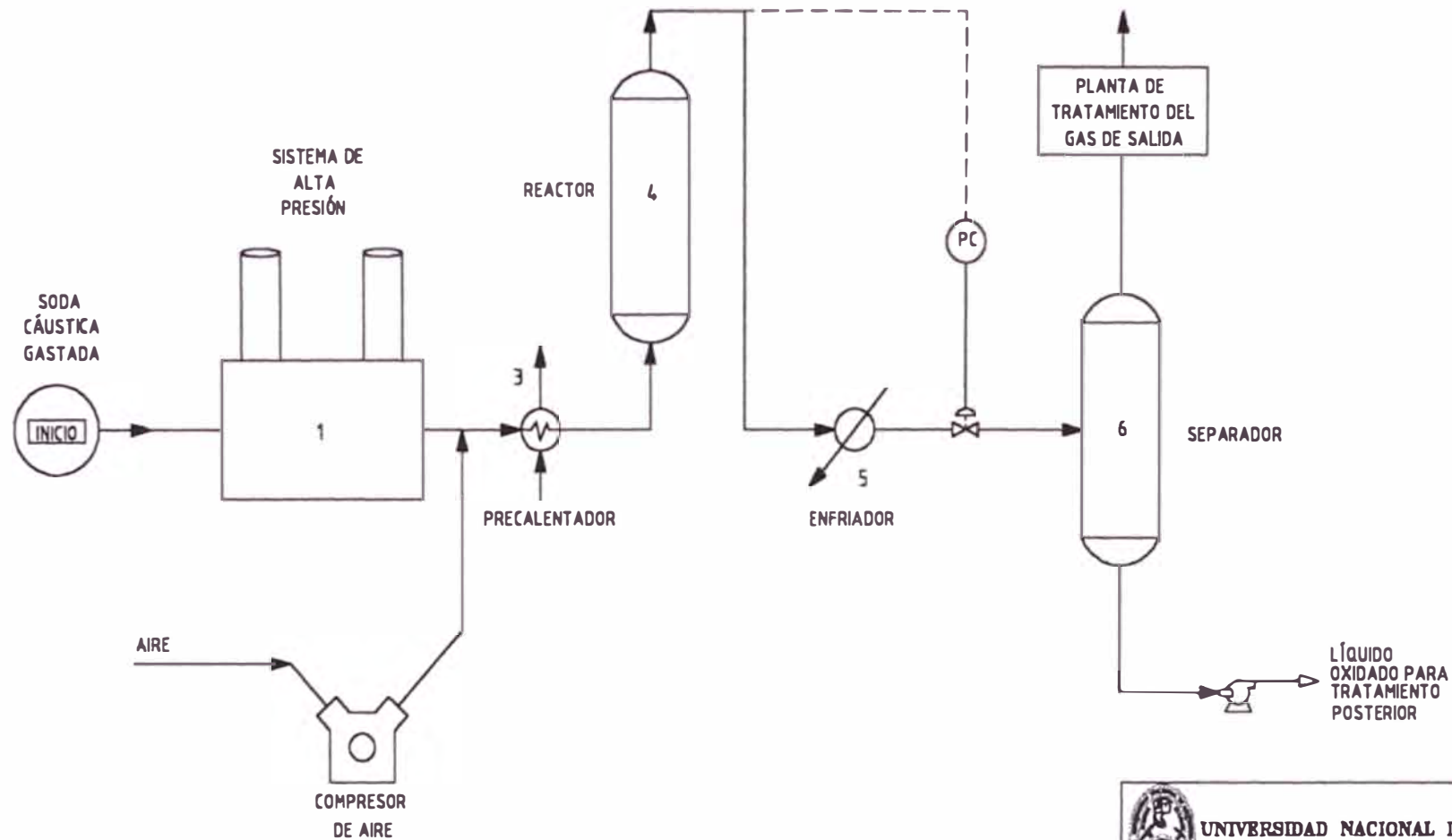
a.- Aplicación.

Esta tecnología es una oxidación en fase líquida de compuestos orgánicos e inorgánicos a altas temperaturas y presiones. La oxidación ocurre cuando la soda gastada se combina con la fuente de oxígeno gaseoso (usualmente aire) a temperaturas entre 120 °C a 320 °C. A estas temperaturas, se mejora la solubilidad del oxígeno en soluciones acuosas proporcionando una gran ventaja para la oxidación. El rango de la presión de operación es desde 1,4 a 20,4 MPa (203 a 2 960 psi).

b.- Descripción.

La figura 9.3 muestra la distribución de equipos. La soda gastada es bombeada a un sistema de alta presión [1]. Un compresor [2] adiciona el aire a la corriente presurizada. El flujo de entrada es precalentado, gracias a una fuente externa o a través de un intercambiador de calor [3], incrementando la temperatura de la mezcla soda gastada-aire. Se usa reacciones exotérmicas para mantener la máxima temperatura deseada en el reactor [4]. La corriente de salida del reactor es enfriada, y la presión es reducida a través de una válvula de control [5]. El gas obtenido del proceso es separado mediante absorción, con la ayuda de un solvente [6] y enviado a la planta de tratamiento.

En la oxidación con aire húmedo, los sulfuros inorgánicos son oxidados a sulfatos. Los mercaptanos son oxidados; donde la parte inorgánica es convertida a sulfatos y la orgánica al correspondiente anión del ácido



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO

PROCESO DE OXIDACIÓN
CON AIRE HÚMEDO A LA SODA GASTADA

DIBUJADO : R.V.R.

FECHA : OCT-99

REVISADO : R.I.S.

FIGURA : 9.3

REFERENCIA: Hydrocabon Processing Edicion International, Agosto 1995, pag 55 al 63,
"Improve Wastewater Treatment", Guinda, J. W. & Frudge D.E.

carboxílico. La oxidación de compuestos orgánicos en la soda cáustica (aceites, fenoles e hidrocarburos) forman carbonato de sodio y agua, más aniones de los ácidos carboxílicos de bajo peso molecular, los cuales son biodegradables.

Los Propietarios de la patente son: Zimpro Environmental, Inc.

CONCLUSIONES.

1.- La producción del Turbo A-1 sienta las bases de su tratamiento en etapas bien definidas, las que aseguran la calidad de este producto en el rango establecido por las normas vigentes, y estas etapas son: Neutralización, Enfriamiento, Lavado, Secado y Percolación.

El actual sistema de tratamiento no dispone de las etapas de enfriamiento y de percolación.

2.- El actual método de Tratamiento, mezcla y separación en las etapas de neutralización y de lavado, representan un factor limitante en la producción del Turbo A-1. La presencia de agentes surfactantes, debido al elevado contenido de ácidos nafténicos en este producto, generan arrastres en ambas fases, que en algunos casos llevan al producto fuera de especificación.

3.- Los Contactadores de Fibras propuestos por la Cía. Merichem, para las etapas de neutralización y de lavado, resultan ser la mejor alternativa técnica. Se minimizan los problemas de arrastres con operaciones sencillas y un factor de servicio del 100 %, características que lo hacen un sistema de tratamiento muy práctico, al compararse con el sistema de tratamiento de precipitación electrostática.

4.- El paquete de equipos ofertado por la Cía. Merichem, como parte de las mejoras de tratamiento, consiste básicamente en lo siguiente:

Dos contactadores de fibras en sus respectivos sedimentadores y muestreadores de nivel variable para las etapas de neutralización y de lavado, dos bombas dosificadoras y de recirculación para soda cáustica y agua desmineralizada, dos enfriadores tipo casco - tubo en la etapa de

enfriamiento, un secador de sal para la etapa de secado, dos filtros de arcilla en la etapa de percolación e instrumentación de campo.

5.- Se ha logrado optimizar la inversión al verificar que los equipos del actual sistema de tratamiento se adaptan con facilidad al sistema propuesto, y estos son:

- En la Etapas de Neutralización y de lavado, los recipientes D-406 y D-407 y las bombas centrífugas P-493 y P-494 satisfacen los requerimientos como sedimentadores y bombas de recirculación respectivamente.
- En la Etapa de secado, los recipientes S-1 y S-2 y D-2 cubren solamente el 70 % de la capacidad de secado requerido.

6.-Las mejoras en el tratamiento también involucran algunos cambios en las condiciones de operación, los que aseguran excelentes resultados y la optimización en el consumo de insumos, y son los siguientes:

- La temperatura de tratamiento debe operar en el rango de 95 a 105 °F.
- Las soluciones diluidas de soda cáustica, no deben ser mayores a 5 °Bé, con recirculación hasta el 60 – 70 % de gastado en la etapa de neutralización.
- La calidad del agua en la etapa de lavado debe ser desmineralizada y con recirculación hasta un pH no mayor a 11,7.

7.- Las mejoras planteadas a nivel de tecnología y condiciones de operación para el tratamiento del Turbo A-1, se verán reflejadas también como mejoras en el tratamiento del Kerosene, por tratarse en la misma planta ambos productos.

8.- El costo de Inversión se ha estimado en 814,7 MUS\$, con un retorno de inversión en 2,7 años a partir del inicio de operaciones. Los indicadores económicos indican la rentabilidad del proyecto, y son:

$VAN = 2\,146,8$ MUS\$ y $TIR = 45,6\%$.

RECOMENDACIONES.

Dentro de las conclusiones expuestas, los pasos específicos recomendados son los siguientes:

- 1.- Habilitar las etapas de enfriamiento y de percolación en el tratamiento del Turbo A-1, a fin de mantener dentro del rango recomendado, la temperatura de tratamiento, y reducir los niveles de metales, surfactantes en el combustible, lo que requiere de lo siguiente:
 - Dos enfriadores casco – tubo, con áreas de transferencias de calor no menor a 1 186 pie² (29" Ø y 286 tubos de 1" Ø x 16' de longitud).
 - La construcción de dos filtros de arcilla, de por lo menos 8' Ø x 27' de altura, con lechos empacados de arcilla Atapulguita, 30 x 60 mesh.
- 2.- Adquirir dos contactadores de fibras de aproximadamente 54" y 48" Ø y los muestreadores de nivel variable para las etapas de neutralización y de lavado respectivamente, ofertados por la Cia. Merichem.
- 3.- Reusar los recipientes horizontales D-406 y D-407 como sedimentadores y las bombas centrífugas P-493 y P-494 como bombas de recirculación en las etapas de neutralización y de lavado. Los contactadores de fibras se instalarán en el domo de cada sedimentador.
- 4.- Adquirir dos bombas dosificadoras de 6,5 gl/min y 73 psi de cabezal, y 3,5 gl/min y 56 psi de cabezal, para la inyección de soda cáustica 5 °Bé y agua desmineralizada respectivamente.
- 5.- Ampliar la etapa de secado con sal y reusar los secadores S-1, S-2 y D-2. La construcción de un recipiente de por lo menos 7' Ø x 14' de altura, relleno de sal roca de ¼" Ø promedio, permite cubrir la capacidad de secado requerido.

- 6.- Ampliar la instrumentación de campo (válvulas de control, termocuplas), necesario en el control y monitoreo de las variables de operación del tratamiento, la tabla 7.23 detalla el servicio de estos instrumentos.
- 7.- El cuidado del medio ambiente hace necesario se recomiende el estudio de instalación de una planta de tratamiento para los efluentes de soda, procesos como: Oxidación de la soda gastada, Oxidación y Neutralización u Oxidación con aire Húmedo, cuyas recomendaciones específicas permitirán una solución integral.

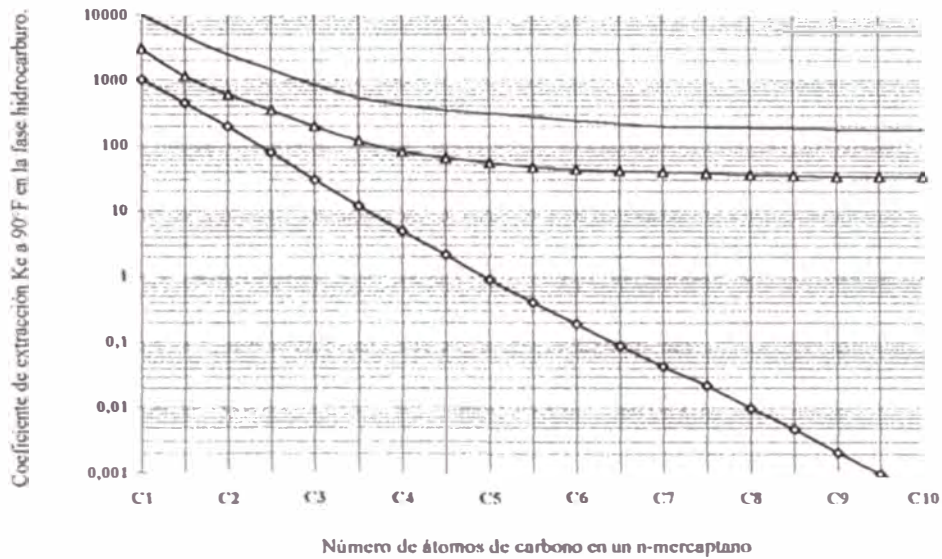
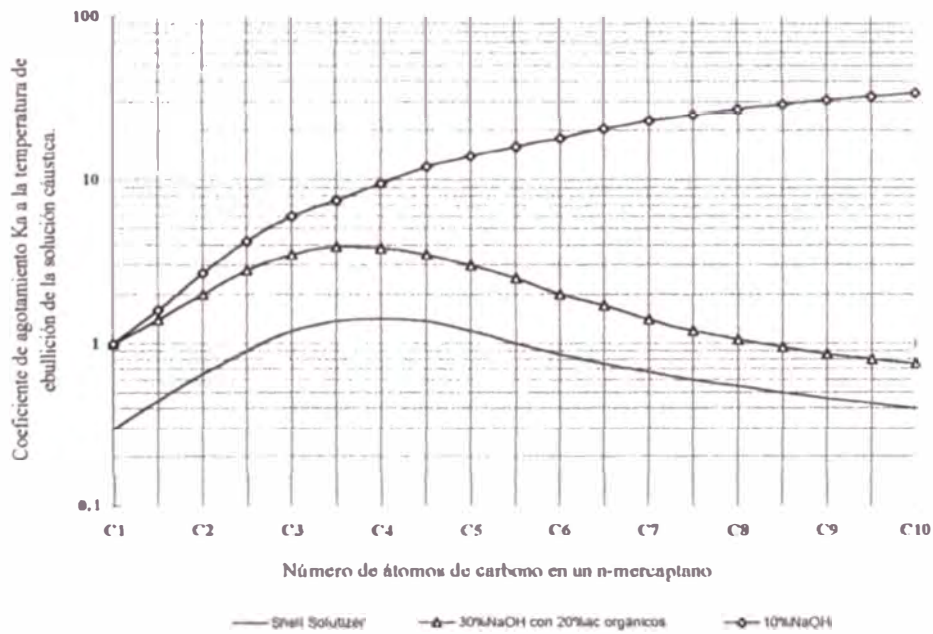
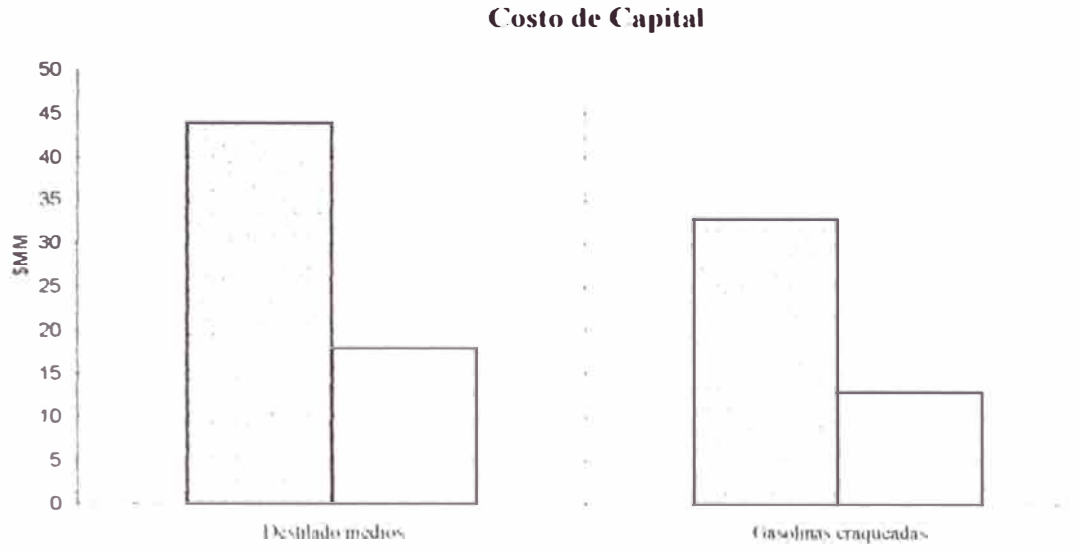
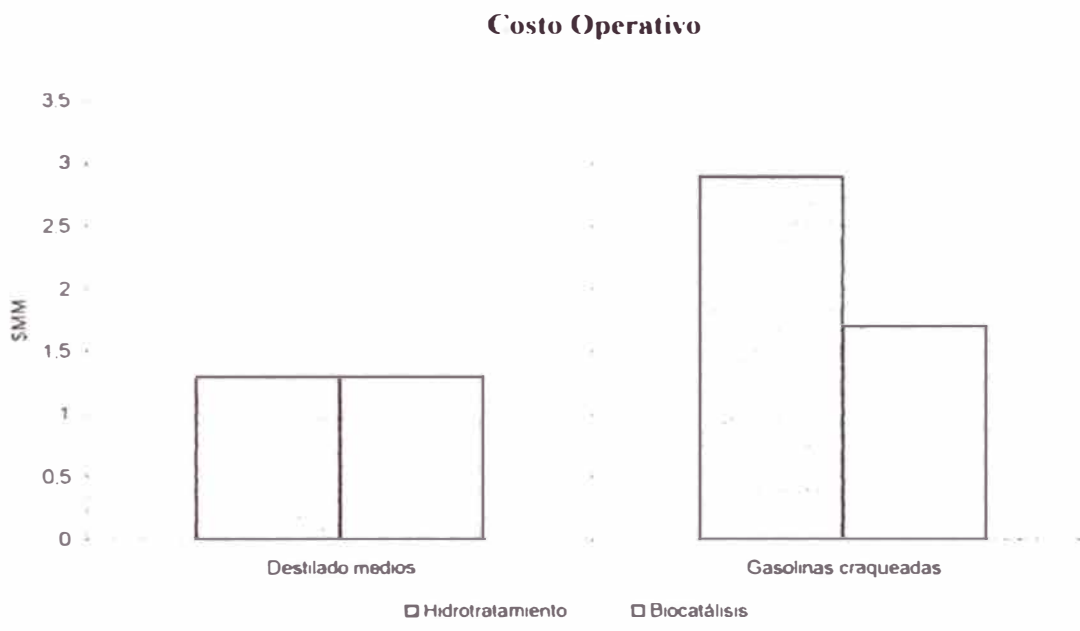
APÉNDICE A.-**COEFICIENTE DE EXTRACCIÓN****COEFICIENTE DE AGOTAMIENTO**

FIGURA 3.3.- Coeficientes de Extracción y Agotamiento en las Unidades de Tratamiento Cáustico Regenerativo.



Costos de Capital: Ingeniería, Construcción, Equipos y Costos directos de planta



Costos Operativos: Mantenimiento, Seguros, Impuestos, Mano de obra y Capital de trabajo

FIGURA 3.19.- Comparación de Económica entre las Unidades de Hidrotratamiento y las Unidades de Biocatálisis.

REFERENCIA: Artículo publicado por PhD Daniel Monticello, Vicepresidente, Research & Development of the Energy Thosistems Corporation the Woodlands Texas "Biological Desulfurization (BDS) of Middle Distillates".

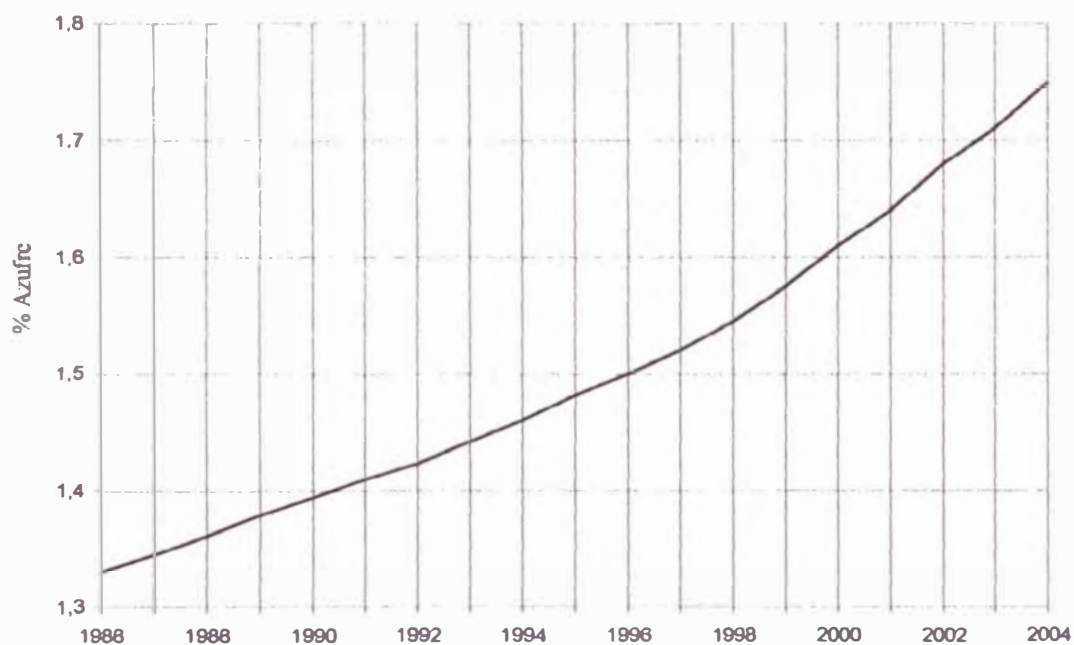
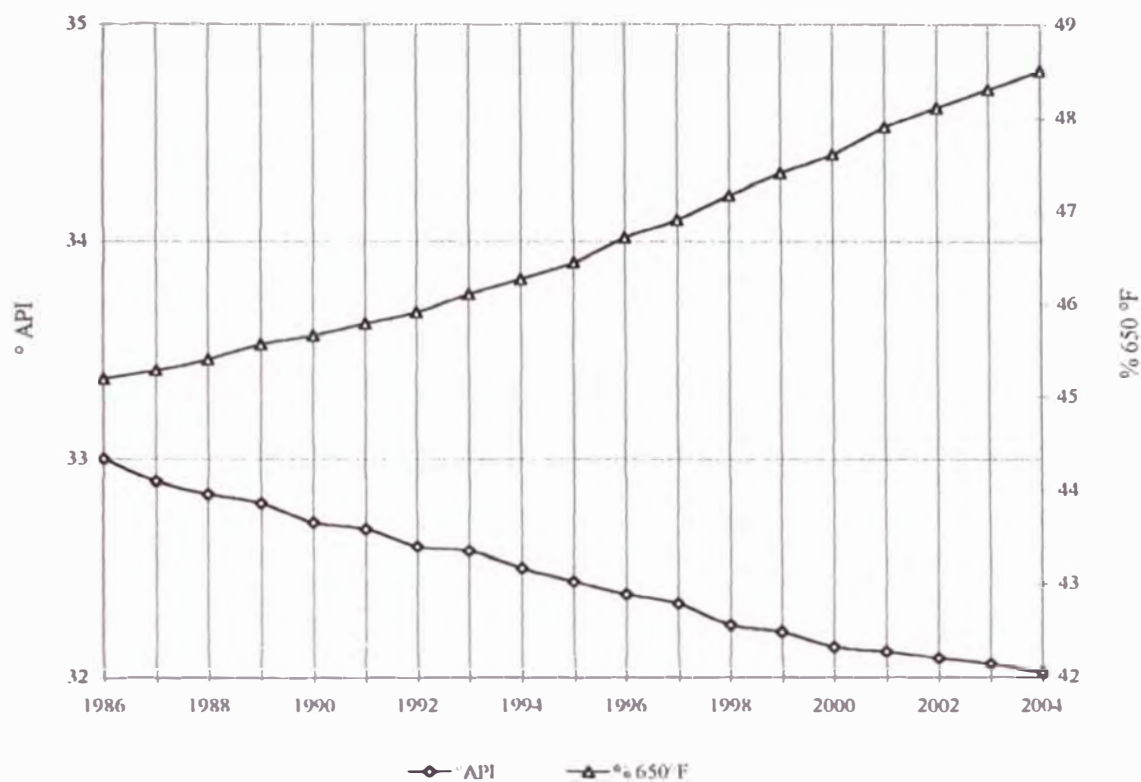


FIGURA 3.20.- Pronóstico de la Calidad del Crudo en el Mundo.

REFERENCIA Artículo publicado por M W Schrepfer, C A. UOP Process Division, "Middle Distillate Stability, Time for Reassessment", presented at the 1983, Fuels & Lubricants meeting NPRA

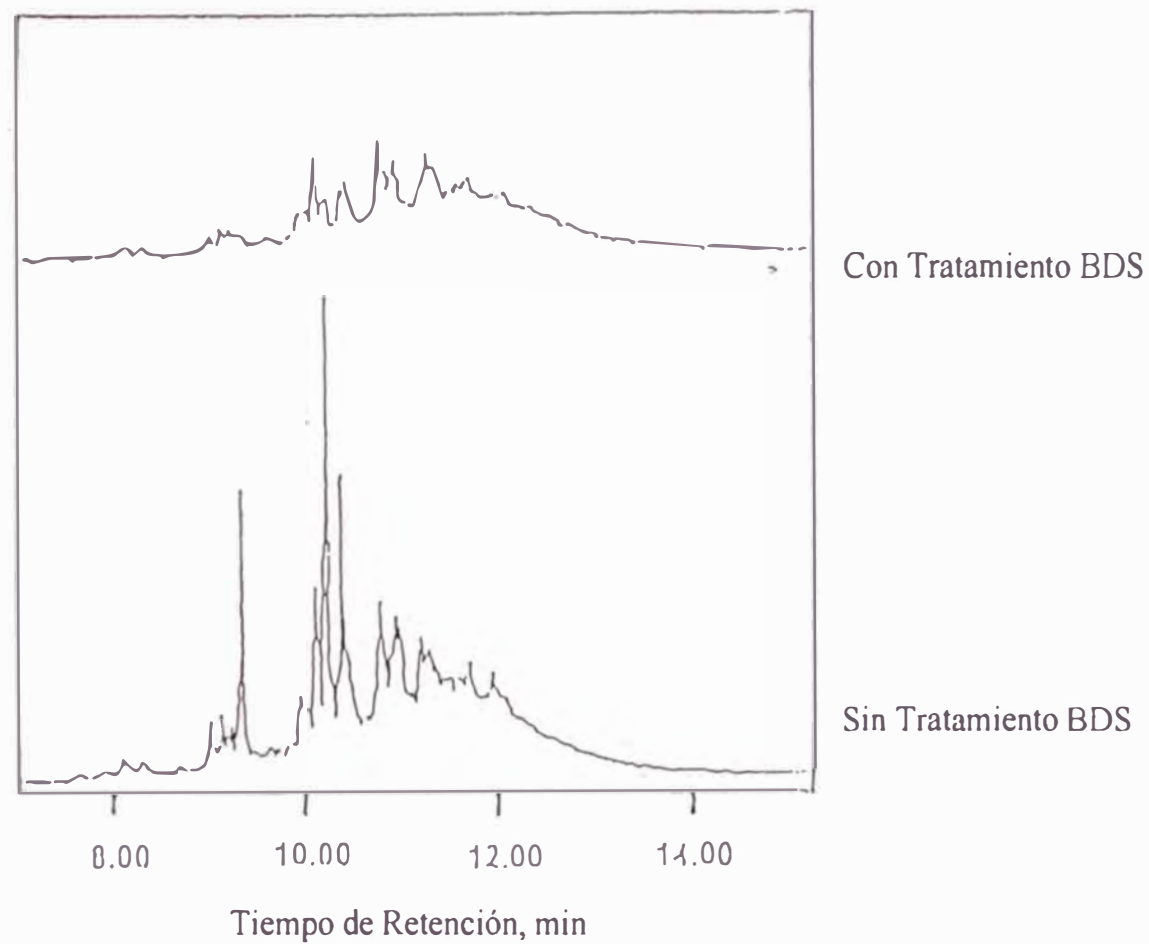


FIGURA 3.26.- Desulfurización Biocatalítica en el Diesel.

REFERENCIA: Artículo publicado por PhD. Daniel Monticello, Vicepresidente, Research & Development of the Energy Biosystems Corporation the Woodlands Texas.
"Biological Desulfurization (BDS) of Middle Distillates".

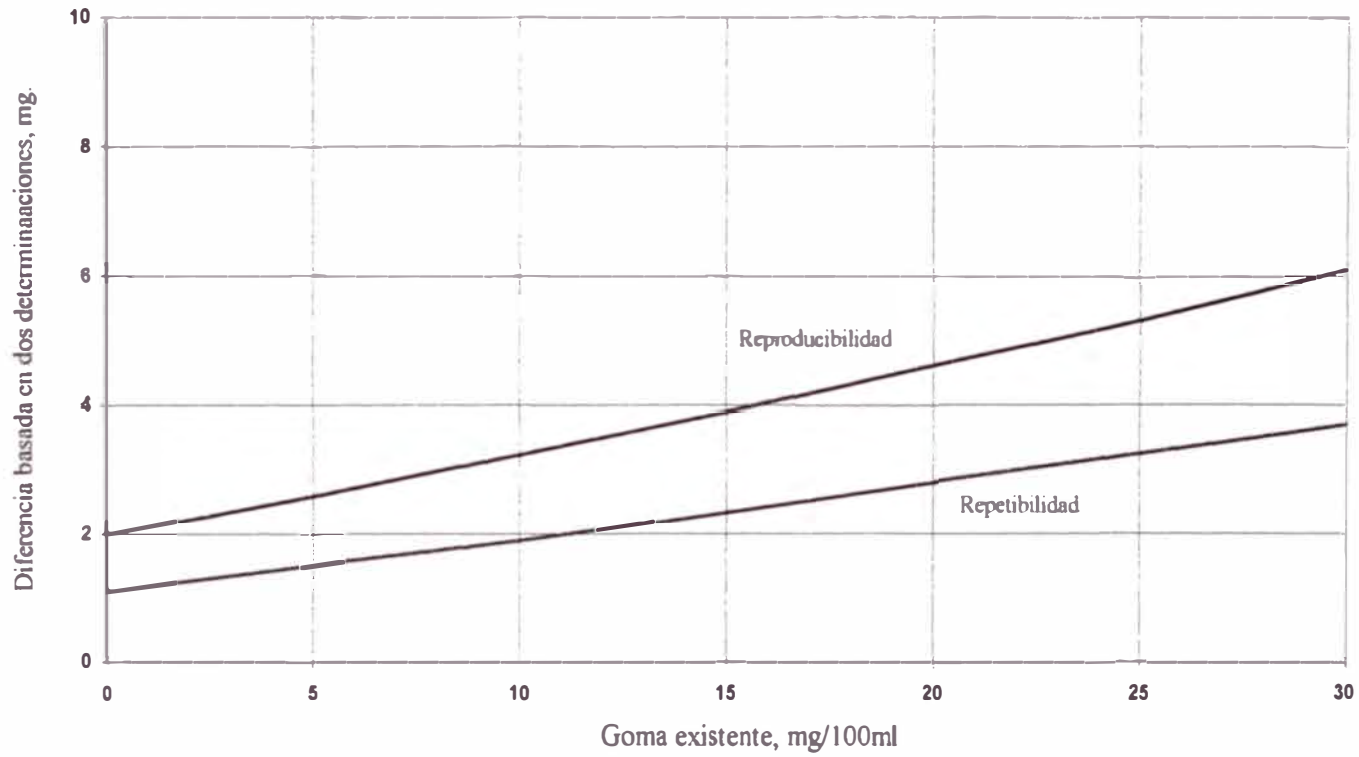
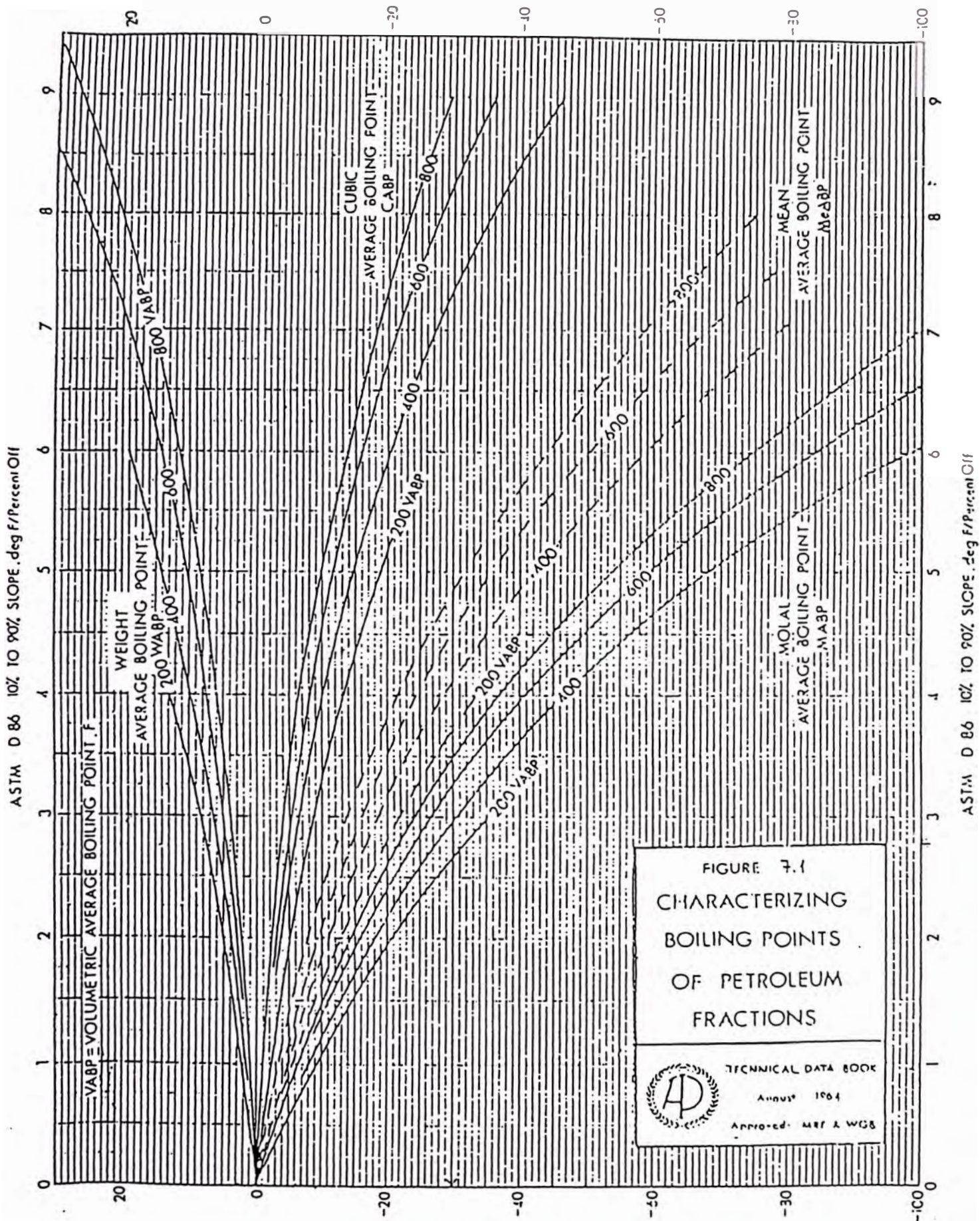


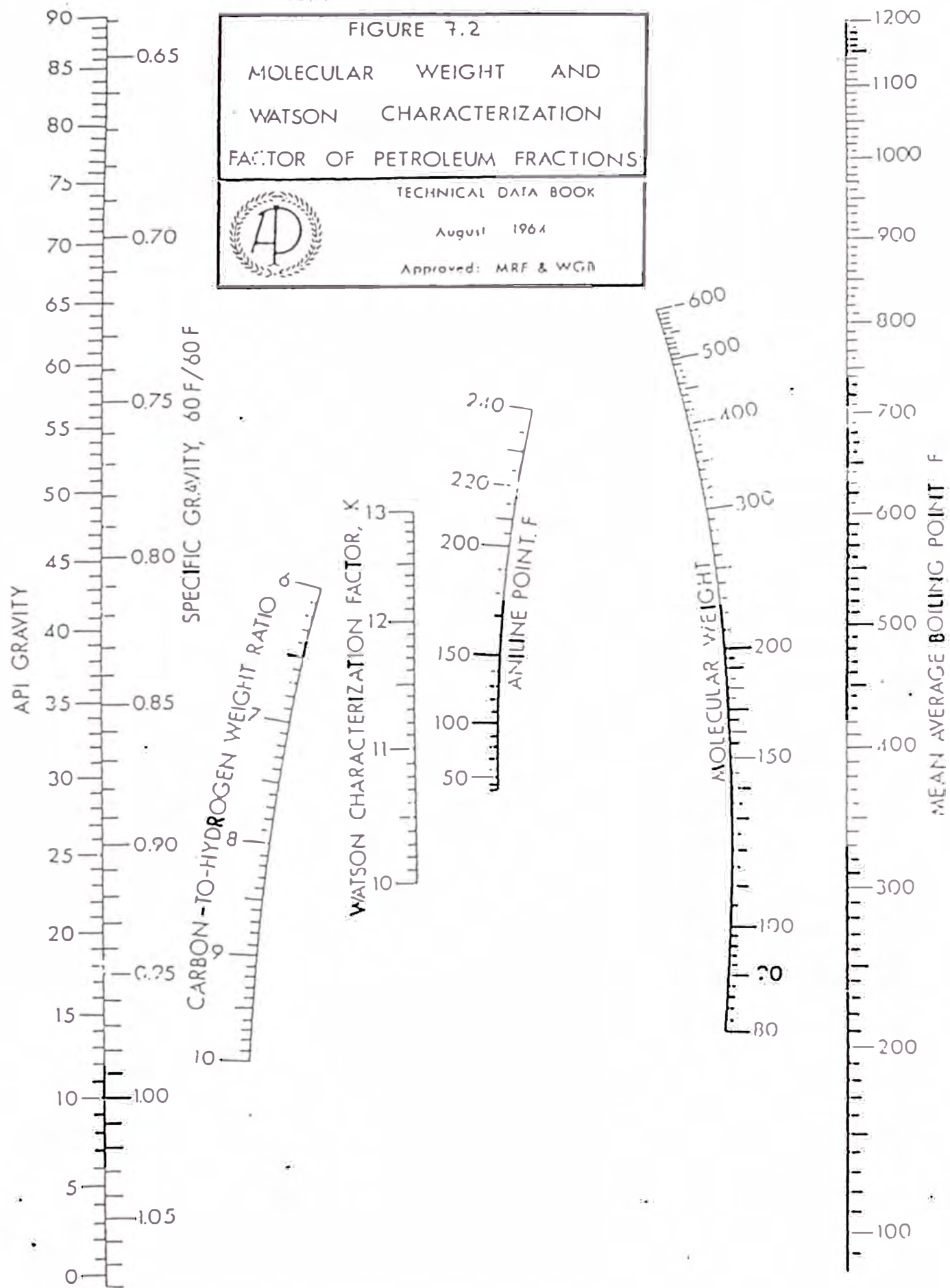
FIGURA 4.2.- Precisión para Goma Existente en Combustibles de Aviación.

REFERENCIA: Método ASTM D-381

APÉNDICE C.-



REFERENCIA: Technical Data Book, Petroleum Refining, vol. 1, cap. 2, pag. 2-11.



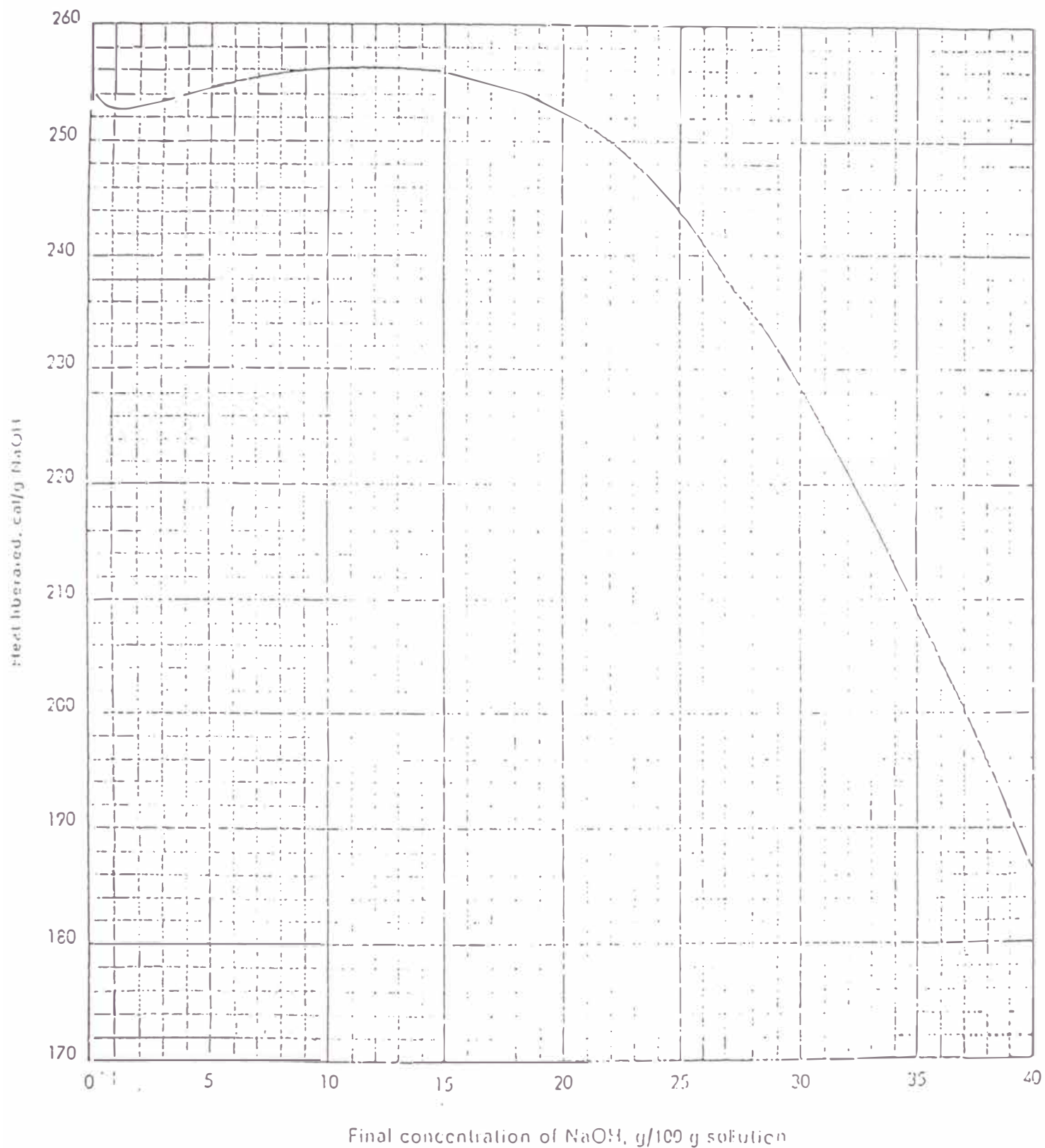
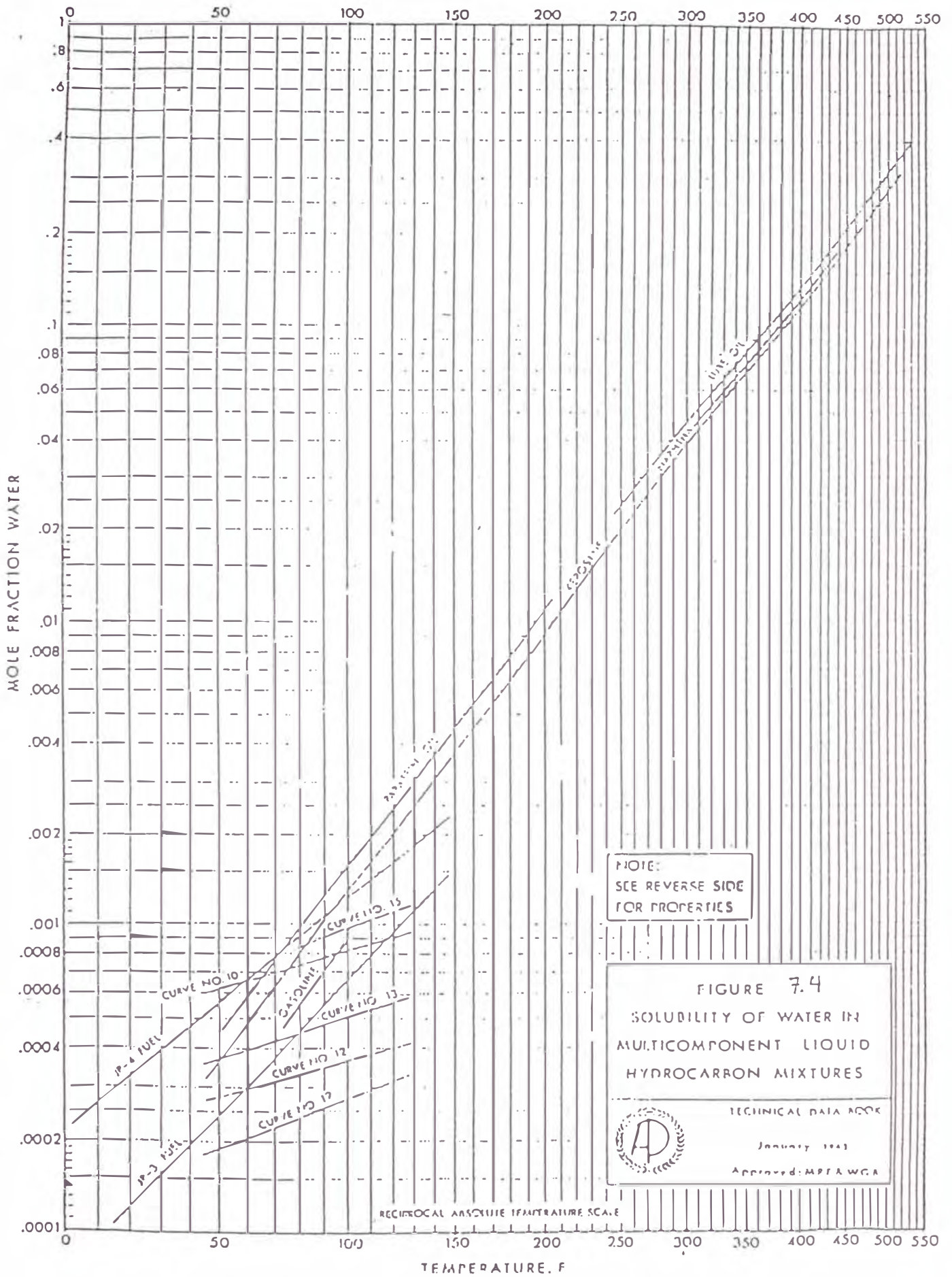


Figura 7.3.- Head of Dissolution of NaOH in Water at 25 °C.



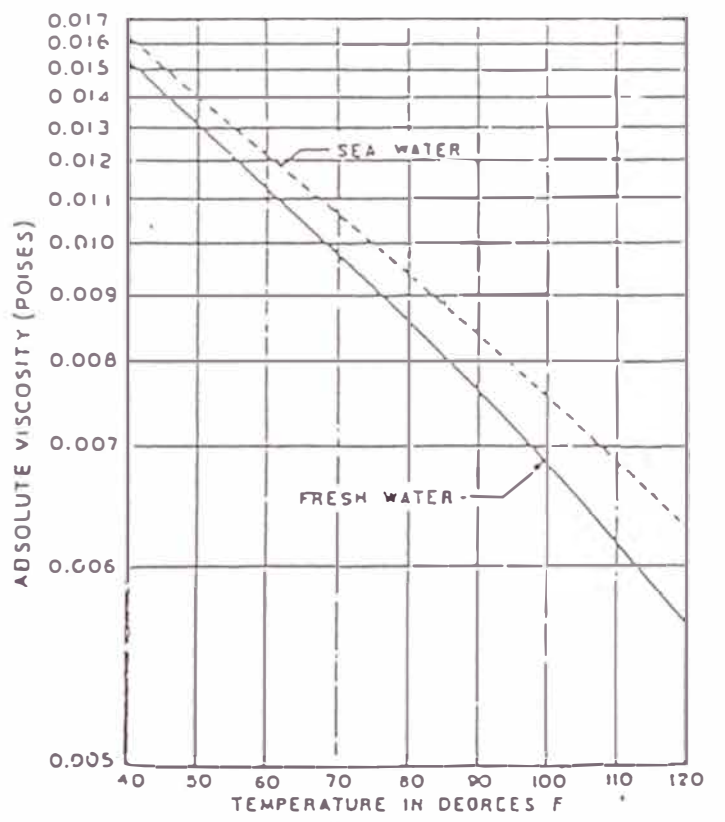
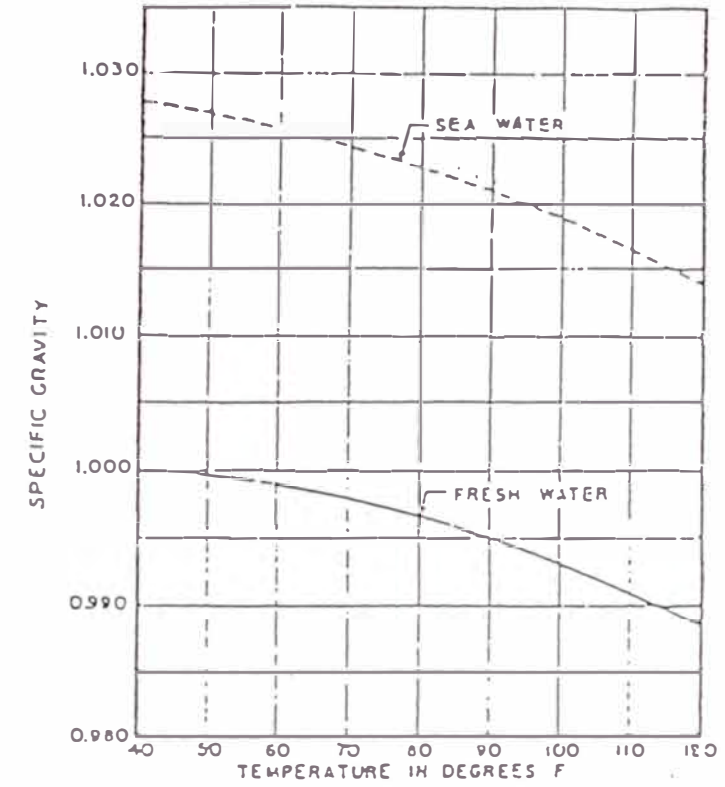


Figura 7.9.- Propiedades del Agua del Mar versus Agua Potable

REFERENCIA: UOP, Design Engineering Seminar, Spring, 1985.

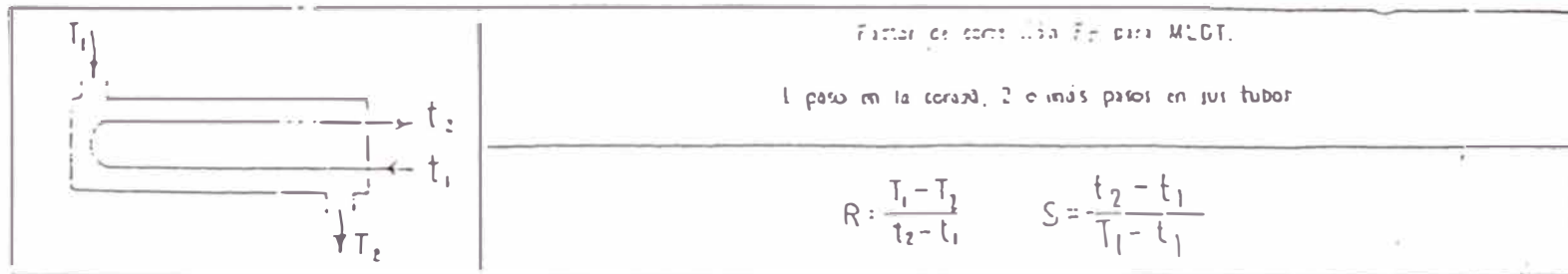
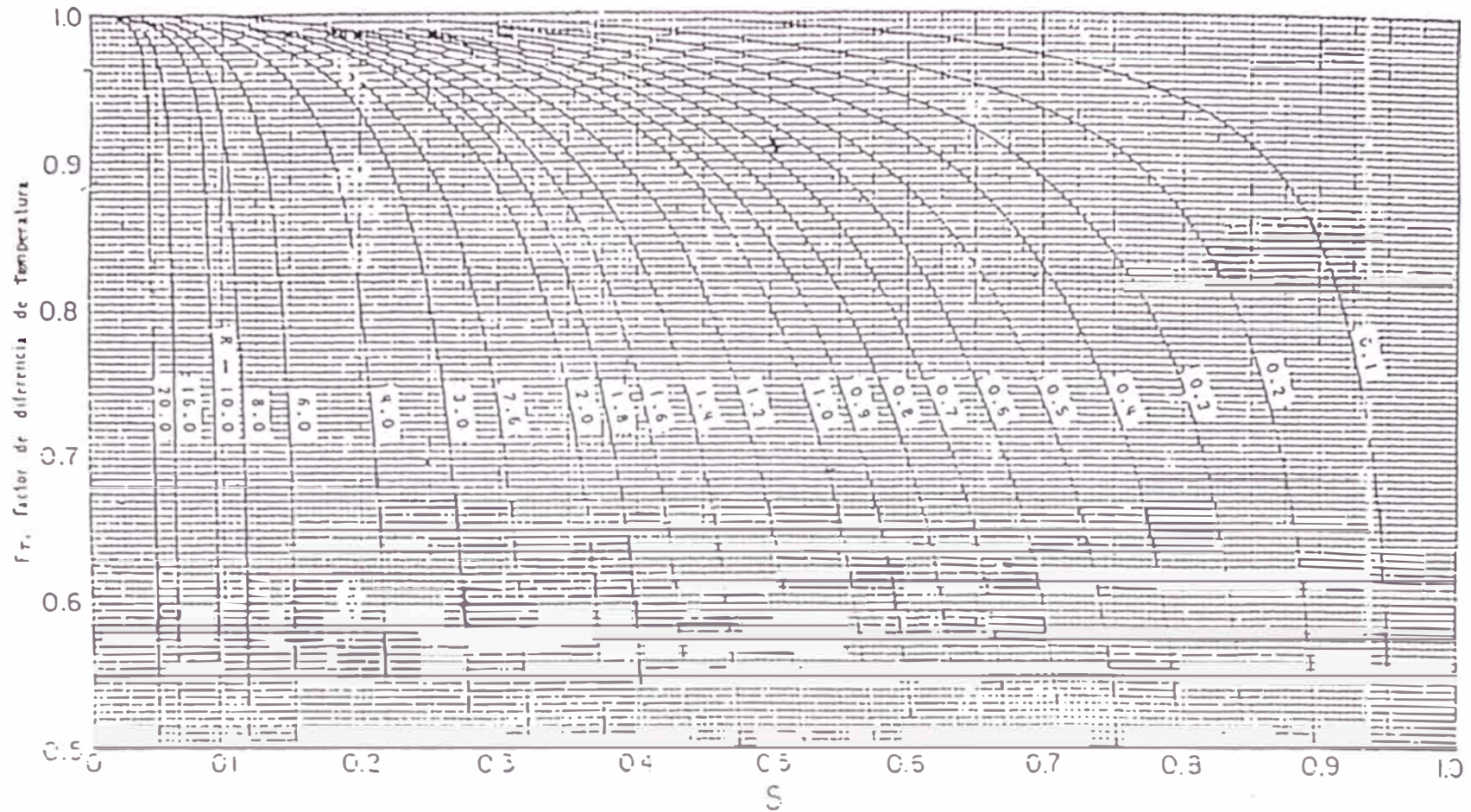


Figura 7.10.- Factores de Corrección, MLDT para Intercambiadores 1-2.

REFERENCIA: Procesos de Transferencia de Calor. Donald Q. Kern, Apéndice, p.933.

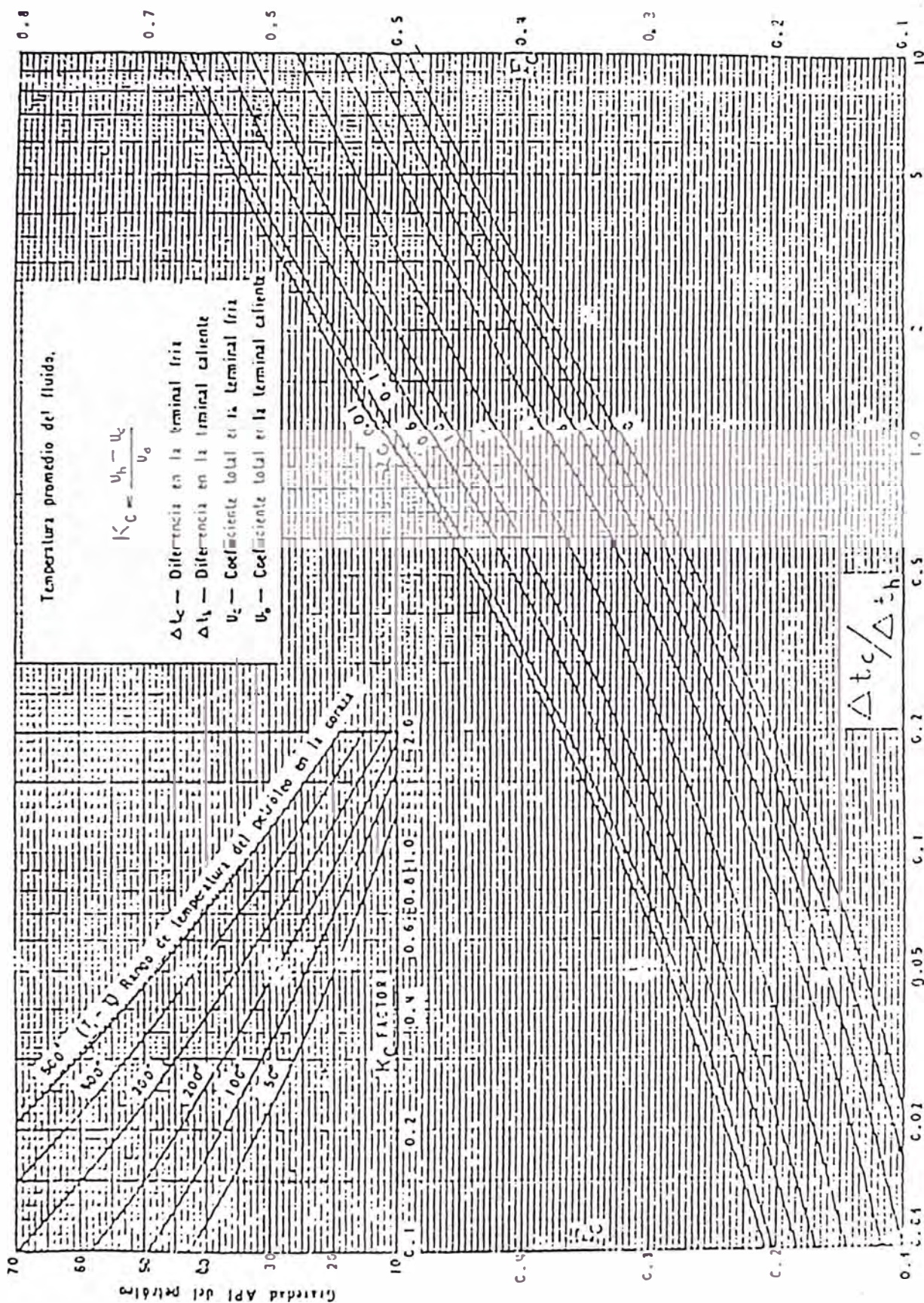


Figura 7.11.- Factor "F" de Temperatura Calórica.

REFERENCIA: Procesos de Transferencia de Calor. Donald Q. Kern, Apéndice, p. 932.

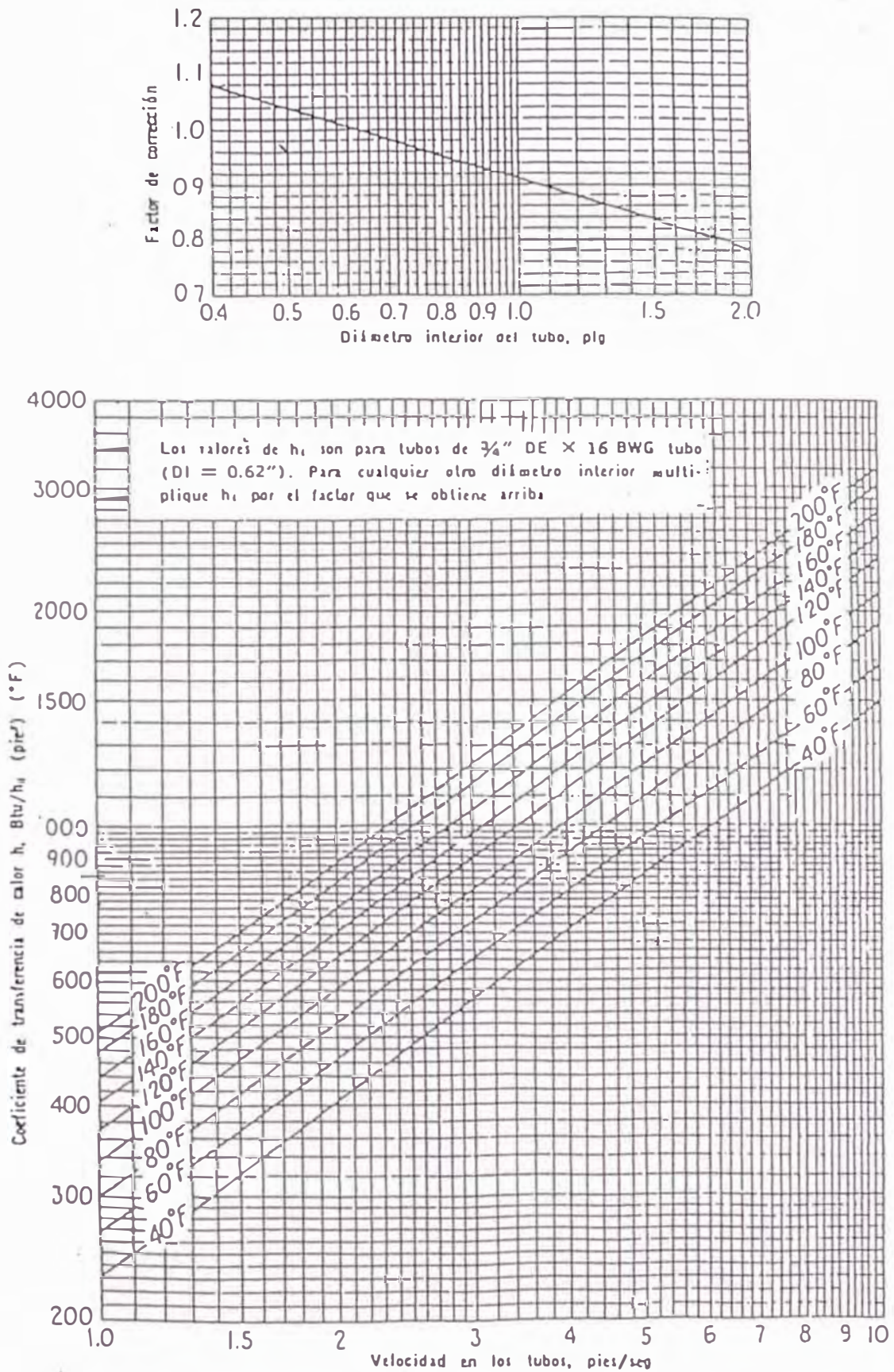


Figura 7.12.- Curva de Transferencia de Calor, agua en los tubos.

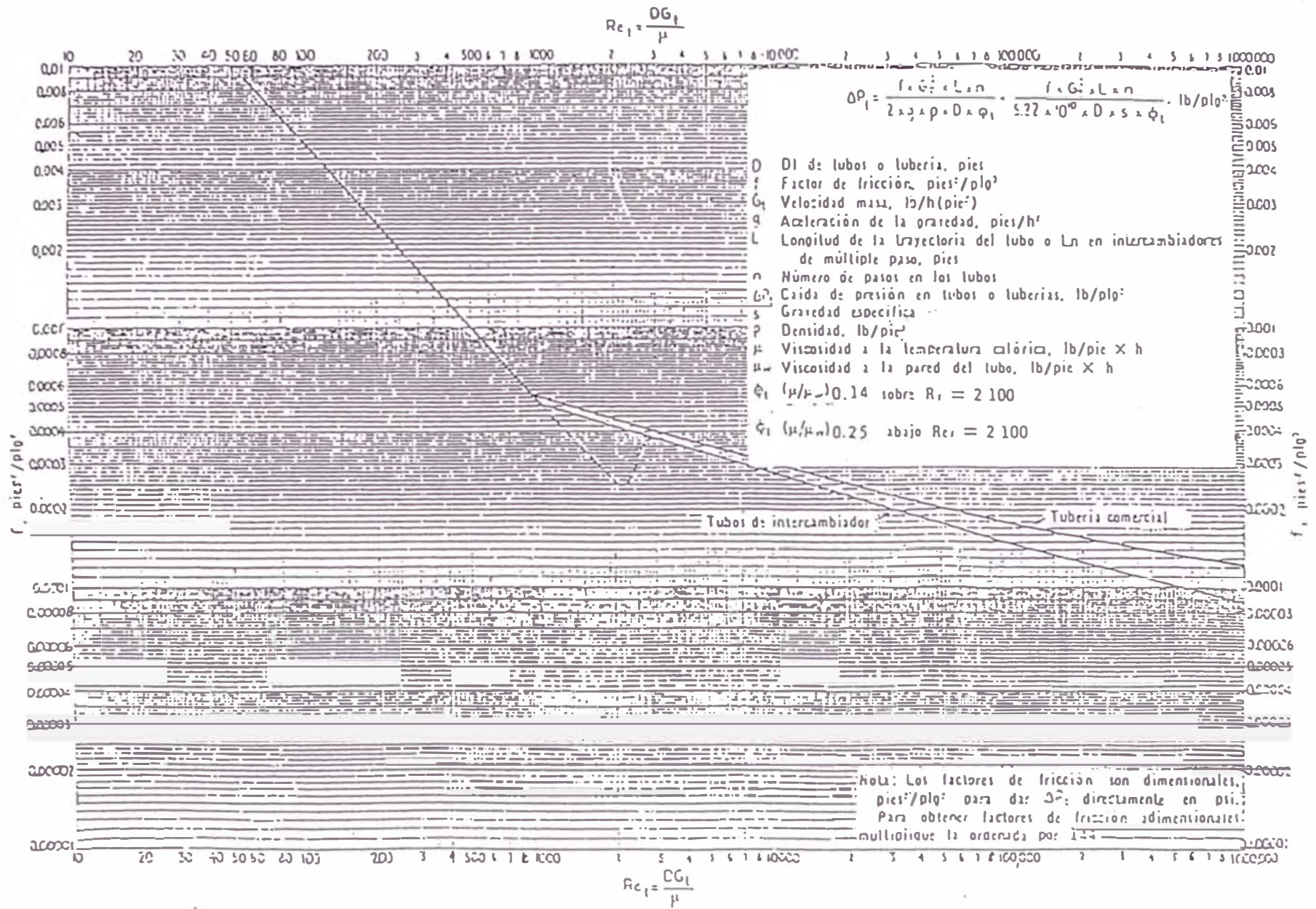


Figura 7.13.- Factores de Fricción, para Lado Tubos.

REFERENCIA: Procesos de Transferencia de Color. Donald Q. Kern, Apéndice, p. 941.

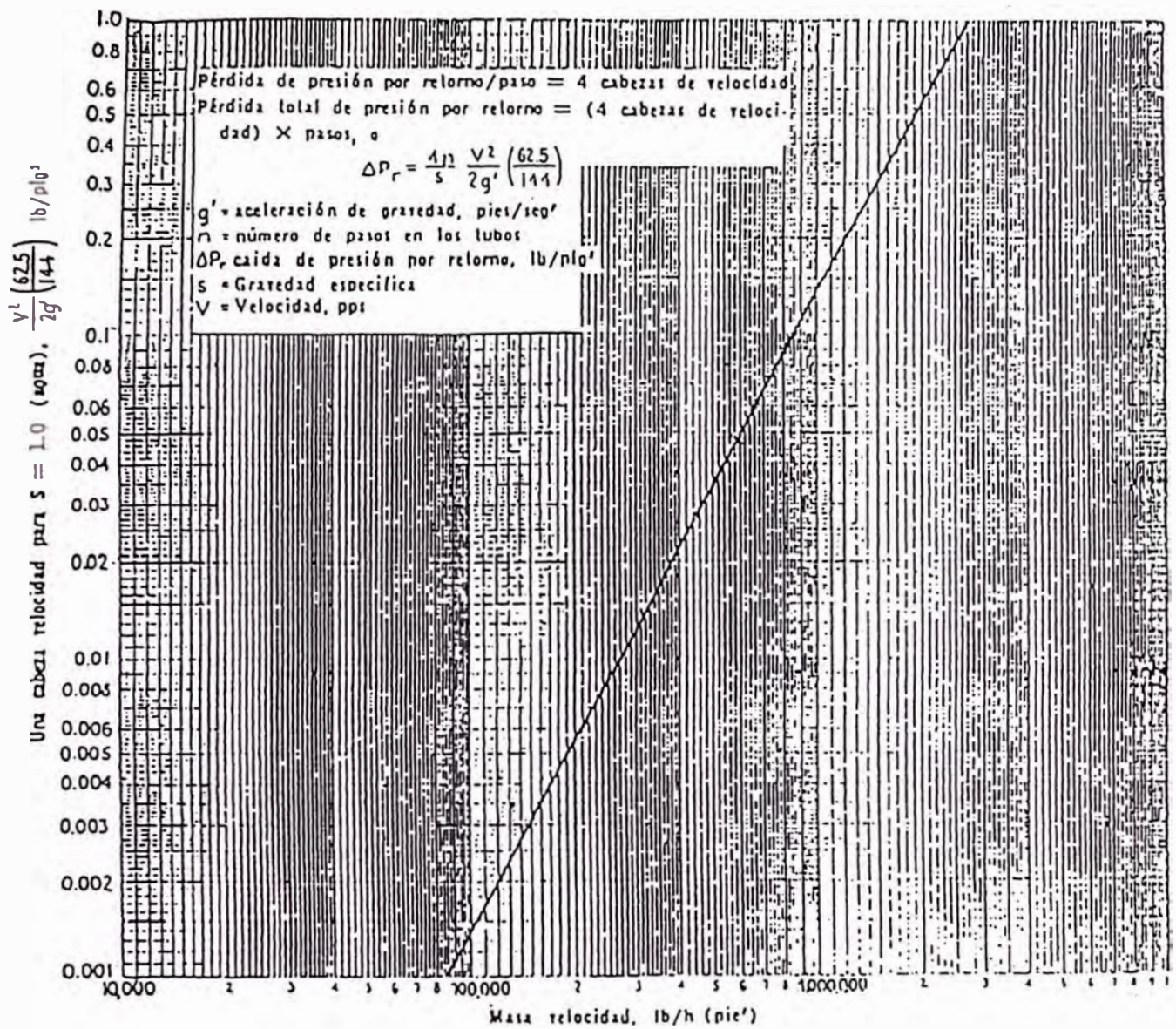


Figura 7.14.- Pérdida de Presión por Retorno, Lado Tubos.

REFERENCIA: Procesos de Transferencia de Calor. Donald Q. Kern, Apéndice, p.940.

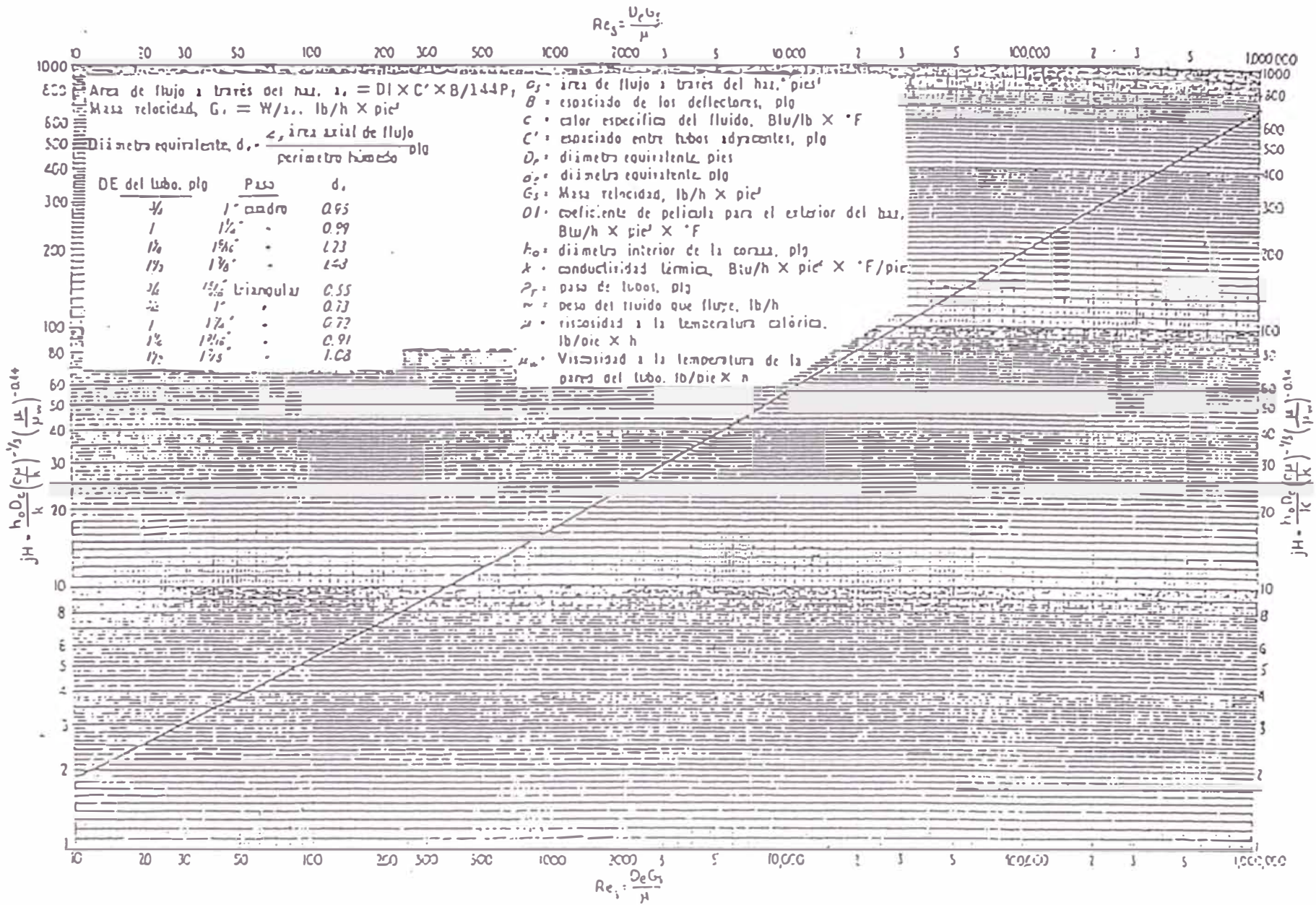


Figura 7.15.- Curva de Transferencia de Calor para Lado de la Coraza, con Haz de Tubos con deflectores sementados 25 %.

REFERENCIA: Procesos de Transferencia de Calor. Donald Q. Kern, Apéndice, p.943.

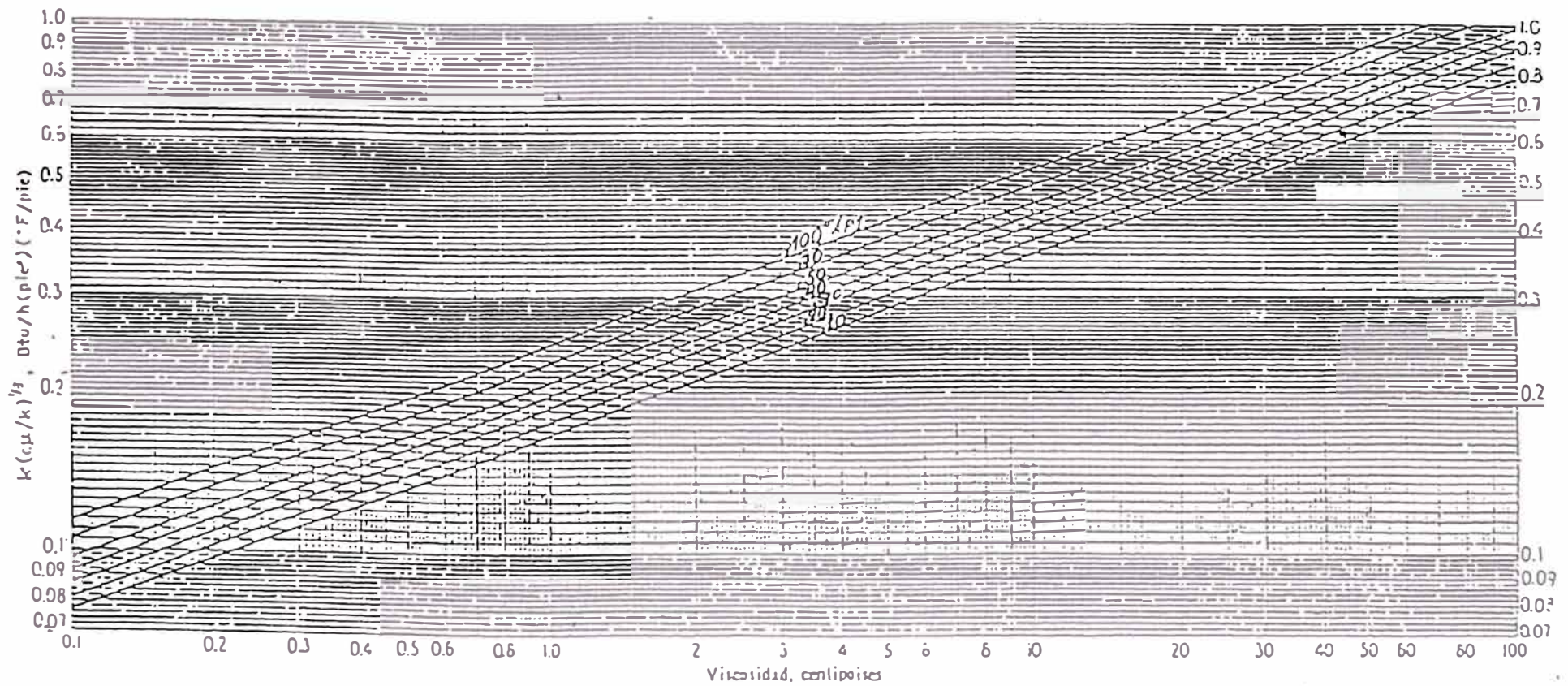


Figura 7.16.- Valores de $k (c/\mu)^{1/3}$ para Hidrocarburos

REFERENCIA: Procesos de Transferencia de Calor. Donald Q. Kern, Apéndice, p.931.

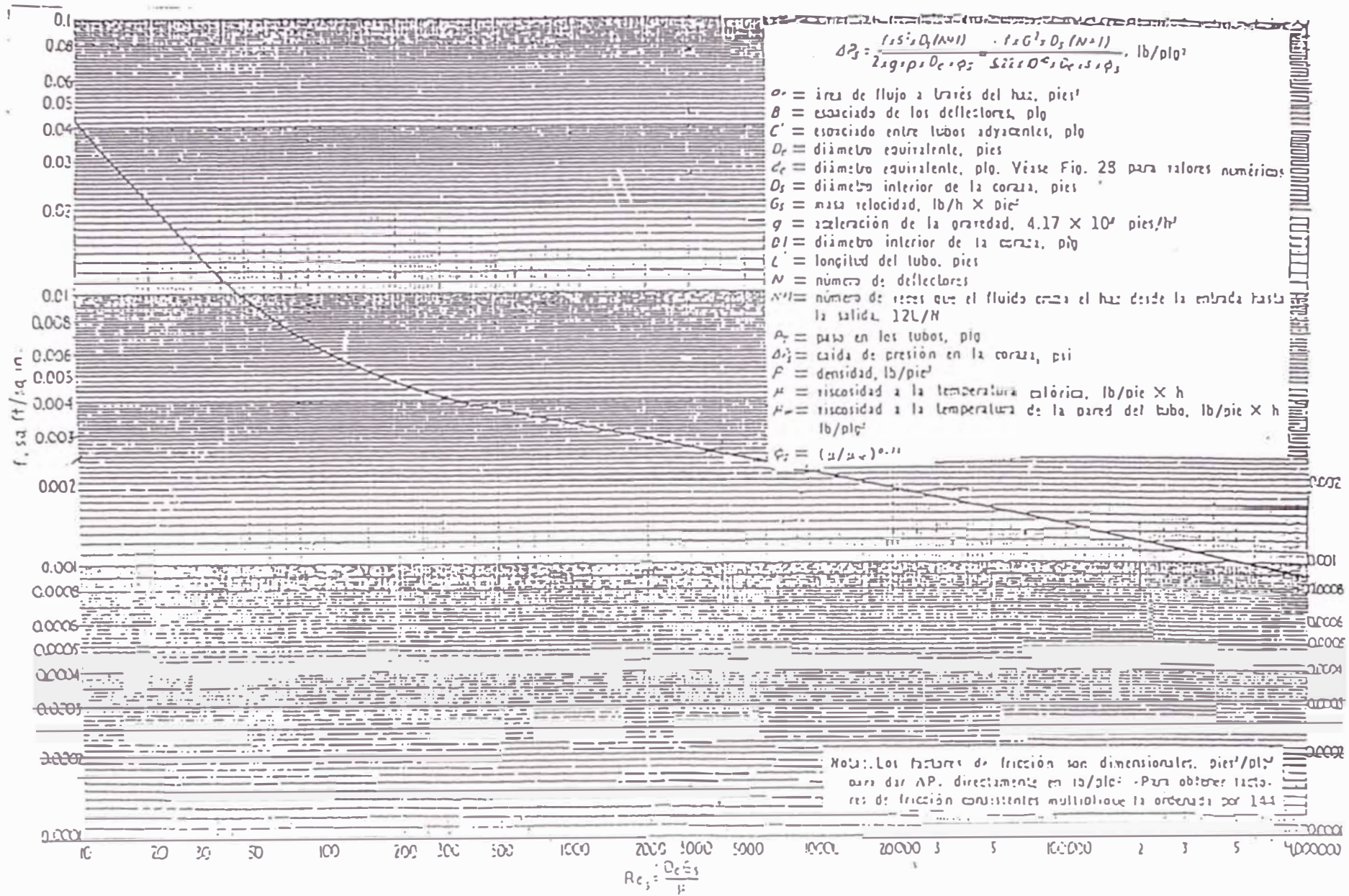
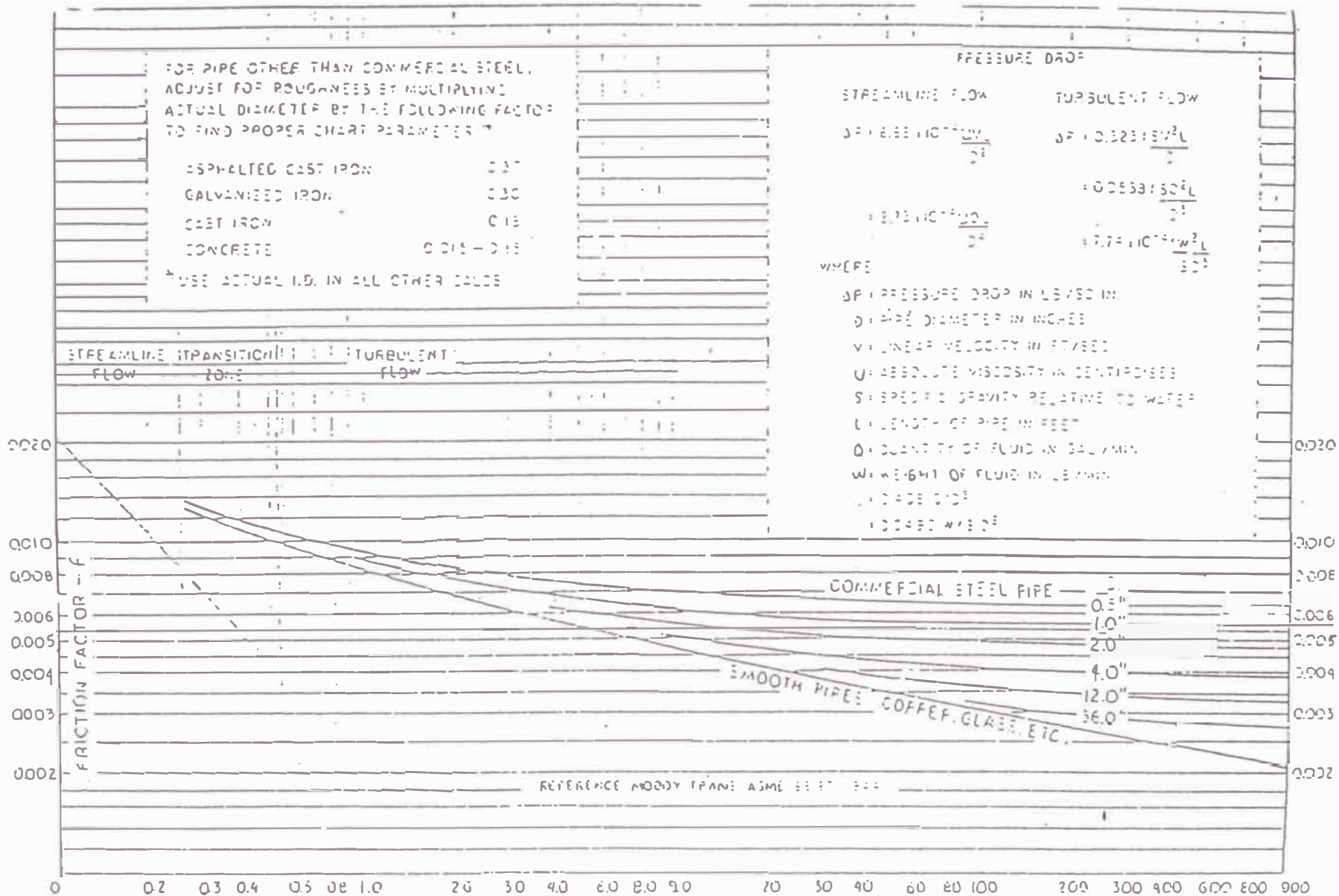


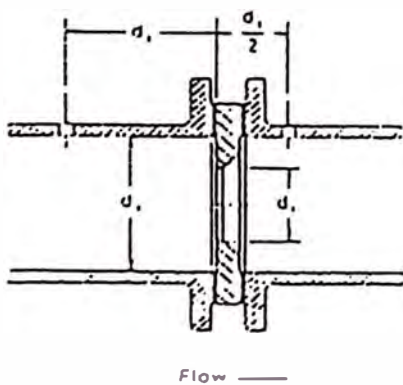
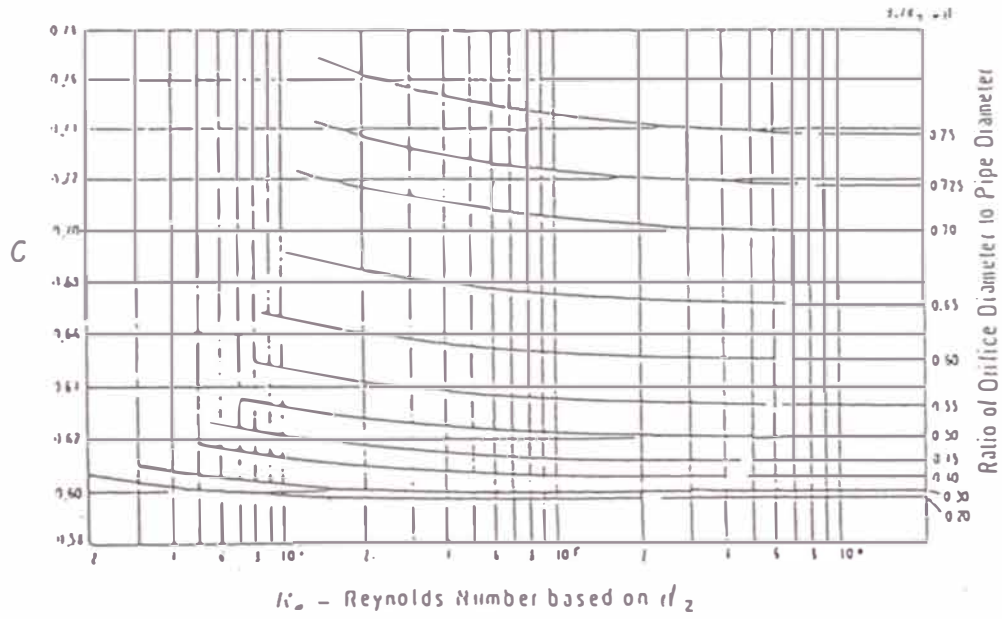
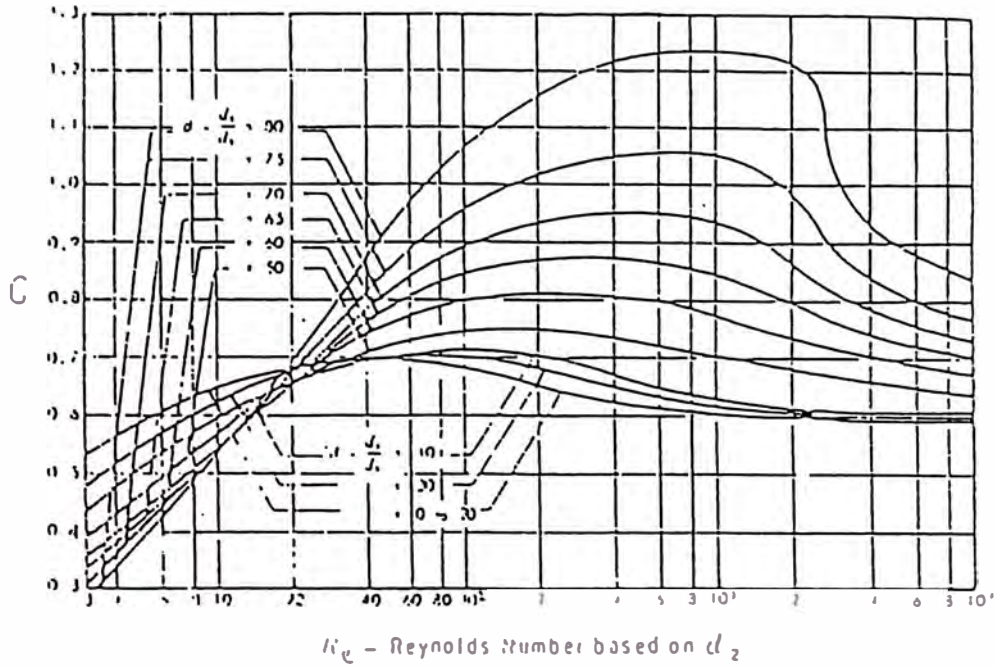
Figura 7.17.- Factores de Fricción Lado de la Coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25 %.



$$\text{MODIFIED REYNOLD'S NO } R_m = \frac{DVS}{\mu}$$

Figura 7.19.- Friction Factor for Fluid Flow.

REFERENCIA: Esso Engineering, Design Practices, Section XIV-B, p. 18.



$$C = \frac{C_d}{\sqrt{1 - \beta^4}}$$

$$K_{orifice} \approx \frac{1 - \beta^4}{C^2 \beta^4}$$

Figura 7.20.- Flow Coefficient “ C ” for Square – Edge Orifices.

REFERENCIA: Crane, Appendix A-19, Physical Properties of Fluids and Flow Characteristics of valves, fittings, and pipe..

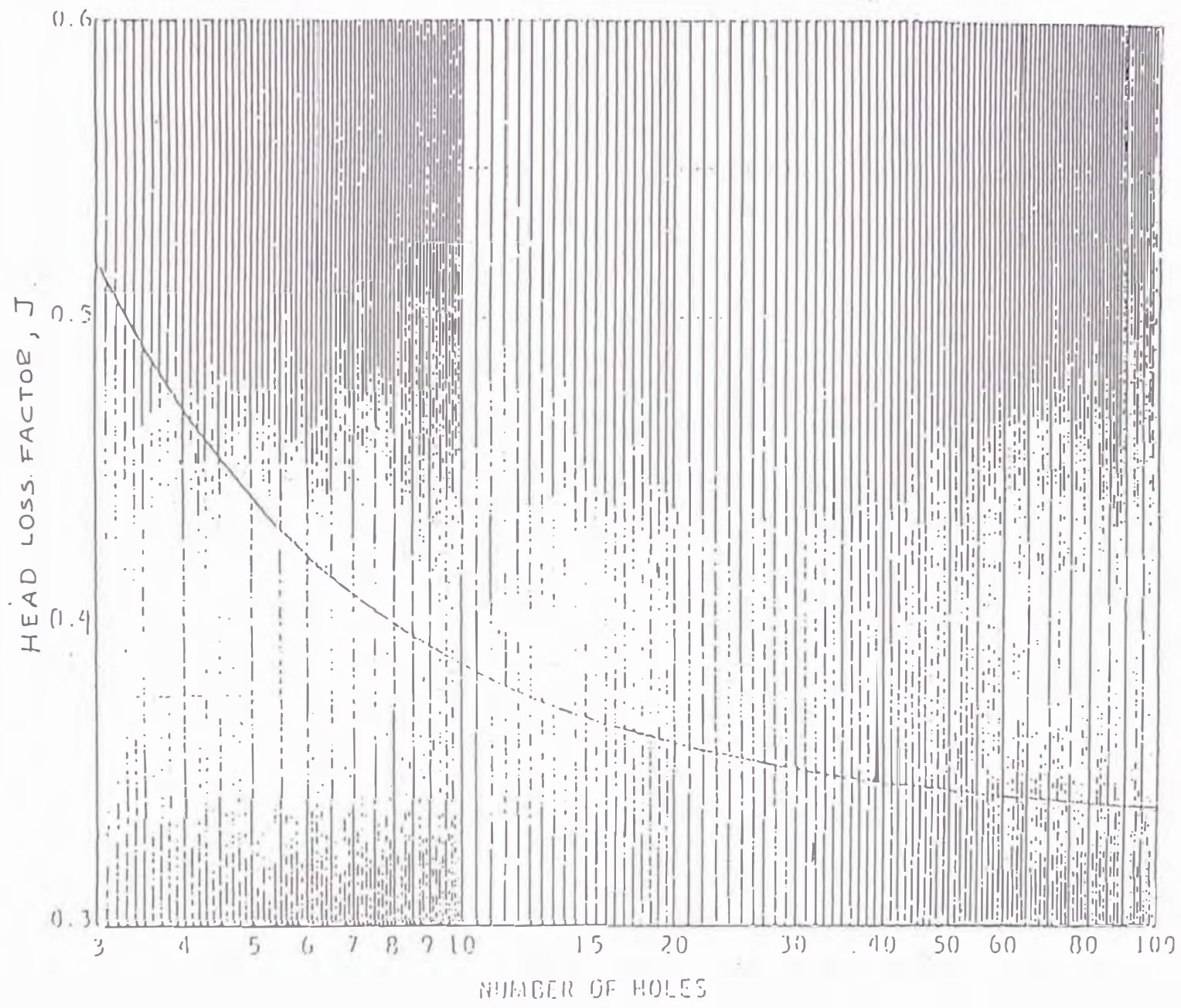


Figura 7.21.- “ J ” Factor for Calculating Distributor Head Loss.

REFERENCIA: Esso Engineering, Design Practices, Section XIV-B, p. 36.

RECIPIENTES CILÍNDRICOS

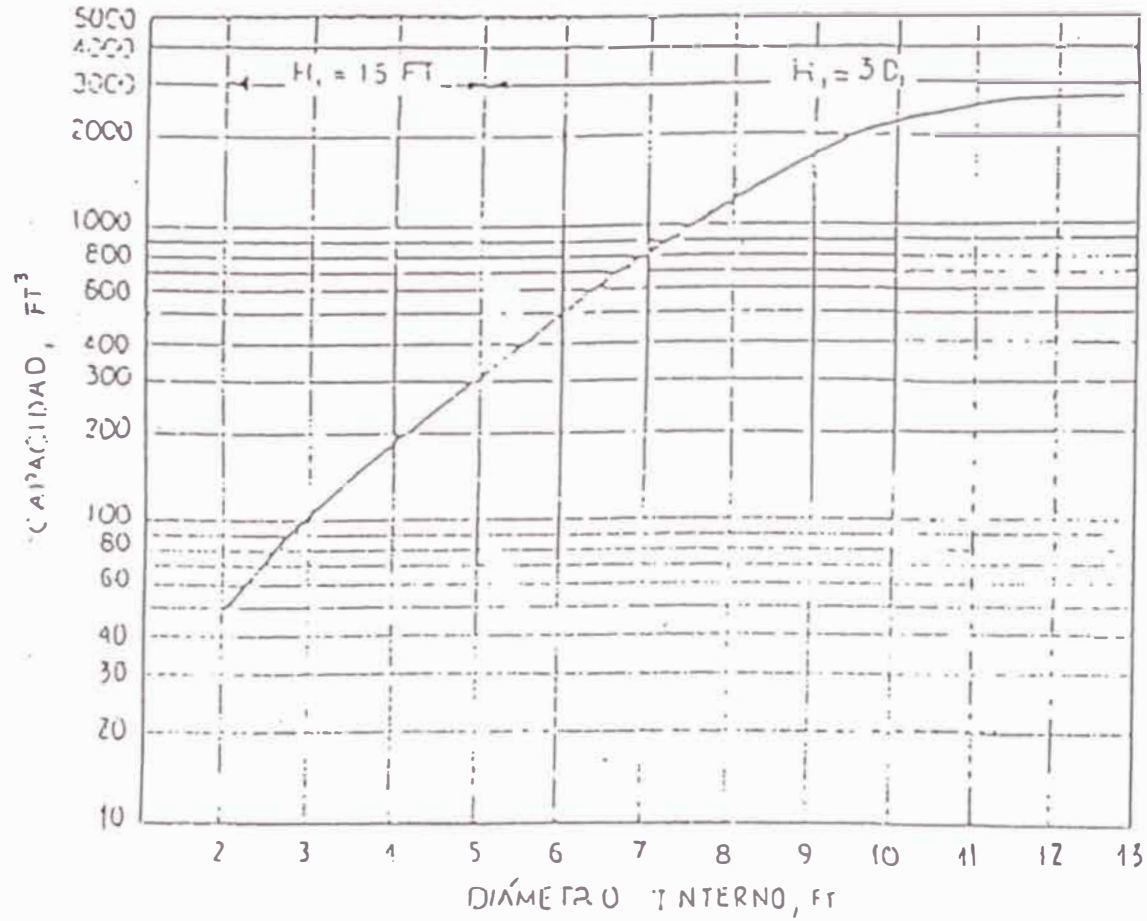


Figura 7.24.- Relación de Capacidad y Diámetro en Adsorbedores de Lecho Fijo..

REFERENCIA: Engellhard Corporation Catalysts and Chemical Division, "Hydrocarbon Refining with Static Bed Percolation".

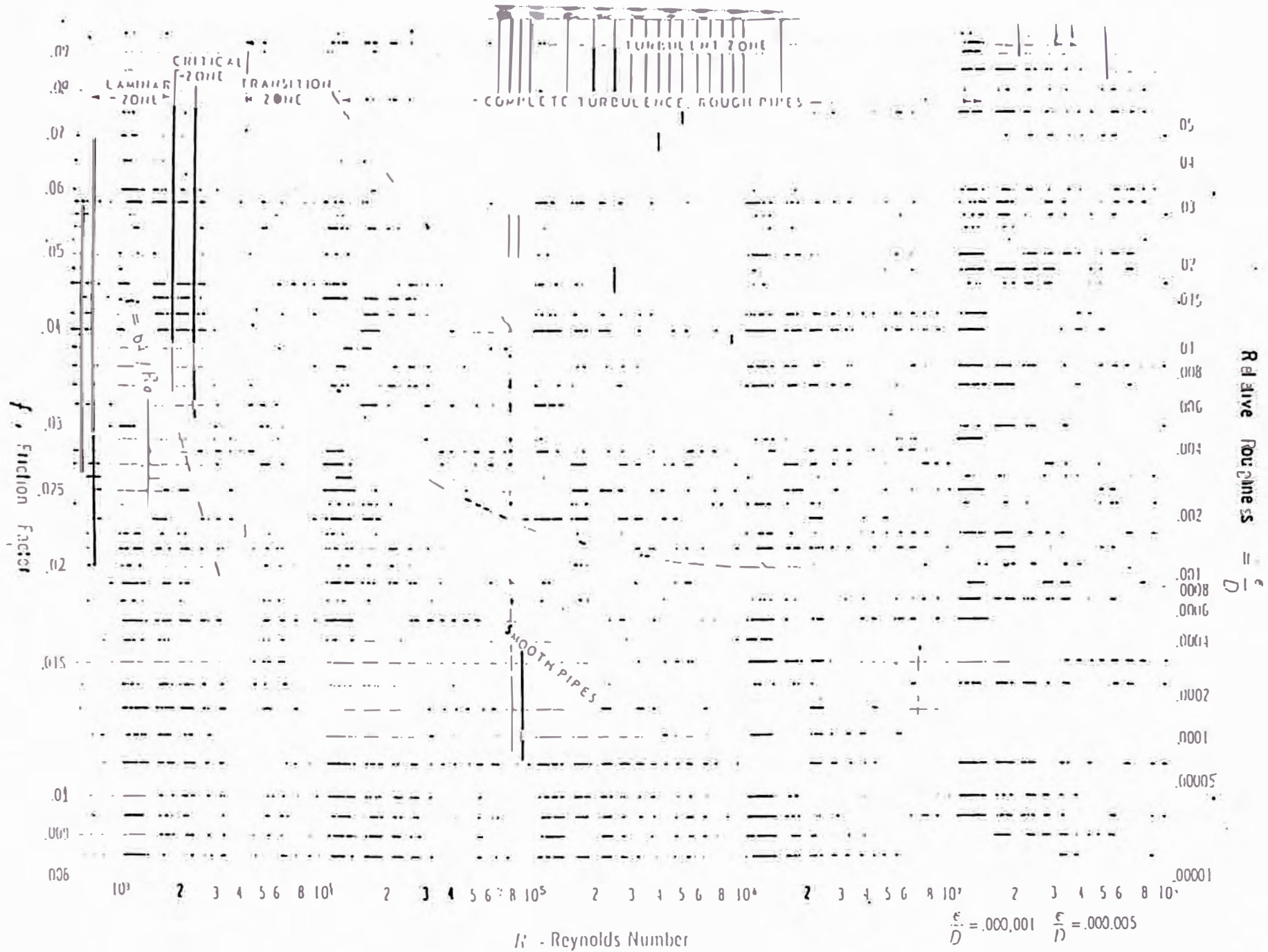


Figura 7.28.- Friction Factor for Commercial Pipe.

REFERENCIA: Cameron Hydraulic Data, Section III, "Friction", p. 3-11.

Sustancia	Fórmula	Fase Sólida	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	70 °C	80 °C	90 °C	100 °C
Sodio, Acetato	NaC2H3O2	3H2O	36,3	40,8	46,5	54,5	65,5	83,0	139,0				
Acetato	NaC2H3O2		119,0	121,0	123,5	126,0	129,5	134,0	139,5	146,0	153,0	161,0	170,0
Arseniato bibásico	Na2HASO4	12H2O	7,3	15,5	26,5	37,0	47,0		65,0		85,0		
Bicarbonato	NaHCO3		6,9	8,2	9,6	11,1	12,7	14,5	16,4				
Carbonato	Na2CO3	10H2O	7,0	12,5	21,5	38,8							
Carbonato	Na2CO3	1H2O				50,5	48,5		46,4		45,8		45,5
Clorato	NaClO3		79,0	89,0	101,0	113,0	126,0	140,0	155,0	172,0	189,0		230,0
Cloruro	NaCl		35,7	35,8	36,0	36,3	36,6	37,0	37,3	37,8	38,4	39,0	39,8
Cromato	Na2CrO4	10H2O	31,7	50,2	88,7								
Cromato	Na2CrO4	4H2O				88,7	96,0	104,0	114,6				
Cromato	Na2CrO4									123,0	124,8		125,9
Dicromato	Na2Cr2O7	2H2O	163,0		177,8			244,8		316,7	376,2		
Dicromato	Na2Cr2O7												426,3
Fosfato bibásico	Na2HPO4	12H2O	1,7	3,6	7,7	20,8							
Fosfato bibásico	Na2HPO4	7H2O					51,8						
Fosfato bibásico	Na2HPO4	2H2O						80,2	82,9	88,1	92,4	102,9	
Fosfato bibásico	Na2HPO4												102,2
Fosfato monobásico	NaH2PO4	2H2O	57,9	69,9	85,2	106,5	138,2						
Fosfato monobásico	NaH2PO4	1H2O						158,6					
Fosfato monobásico	NaH2PO4								179,3	190,3	207,3	225,3	246,6
Fosfato tribásico	Na3PO4	12H2O	1,5	4,1	11,0	20,0	31,0	43,0	55,0		81,0		108,0
Hidróxido	NaOH	4H2O	42,0										
Hidróxido	NaOH	3 1/2H2O		51,5									
Hidróxido	NaOH	1H2O			109,0	119,0	129,0	145,0	174,0				
Sodio, Hidróxido	NaOH											313,0	347,0

Tabla 7.4.- Solubilidad de Compuestos Inorgánicos en Agua, a diversas temperatura

Referencia: Handbook of Chemistry Lange, 10a ed., McGrawHill.

Manual del Ingeniero Químico, Robert H. Perry/ Cecil H. Chilton, 5a ed. Vol. 1, Tabla 3-121.

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500
Metanol	Agua	250-500
Amoniaco	Agua	250-500
Soluciones acuosas	Agua	250-500
Sustancias orgánicas ligeras ¹	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias ²	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas ³	Agua	5-75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

Calentadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Vapor de agua	Agua	200-700
Vapor de agua	Metanol	200-700
Vapor de agua	Amoniaco	200-700
Vapor de agua	Soluciones acuosas	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	300-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	6-60
Vapor de agua	Gases	5-50

Intercambiadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	70-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-60

¹ Las sustancias orgánicas ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centi-poise e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil etil cetona, gasolina, kerosén y nafta.

² Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoise e incluyen kerosén, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

³ Sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoise e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfalto.

⁴ Factor de obstrucción 0.001.

⁵ Caída de presión de 20 a 30 lb/ptg.

⁶ Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación.

Tabla 7.7.- Valores Aproximados de los Coeficientes Totales para Diseño.

Los valores incluyen un factor de obstrucción total de 0,003 y caída de presión permisible de 5 a 10 psi en la corriente que controle.

Tubo DE, plg	BWC	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb. de acero
					Exterior	Interior	
3/4	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0713	0.493
	14	0.083	0.331	0.0876		0.0871	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.253
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
1/2	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.331		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2613	0.1751	1.61
	9	0.148	0.701	0.389		0.1813	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2043	1.11
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.881	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.711		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.881		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3663	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.31
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Tabla 7.8.- Datos de Tubos para Condensadores e Intercambiadores de Calor.

Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de (1" DE, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45		38	36
13 $\frac{1}{4}$	97	90	82	76	70	13 $\frac{1}{4}$	61	56	52	48	
15 $\frac{1}{4}$	137	124	116	108	108	15 $\frac{1}{4}$	81	76		68	
17 $\frac{1}{2}$	177	166	158	150	142	17 $\frac{1}{2}$	112	112	96	90	82
19 $\frac{1}{4}$	224	220	204	192	188	19 $\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
21 $\frac{1}{4}$	277	270	246	240	234	21 $\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
23 $\frac{1}{4}$	341	324	308	302	292	23 $\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300		278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tubos de $1\frac{1}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de $1\frac{9}{10}$ plg						Tubos de $1\frac{1}{2}$ " DE, arreglo en cuadro de $1\frac{7}{8}$ plg					
10	16	12	10			12	16	16	12	12	
12	30	24	22	16	16	13 $\frac{1}{4}$	22	22	16	16	
13 $\frac{1}{4}$	32	30	30	22	22	15 $\frac{1}{4}$	29	29	25	21	22
15 $\frac{1}{4}$	44	40	37	35	31	17 $\frac{1}{4}$	39	39	31	32	29
17 $\frac{1}{4}$	56	53	51	48		19 $\frac{1}{4}$	50	48	45	43	39
19 $\frac{1}{4}$	78	73	71	64	56	21 $\frac{1}{4}$	62	60	57	54	50
21 $\frac{1}{4}$	96	90	86	82	78	23 $\frac{1}{4}$	78	74	70	66	62
23 $\frac{1}{4}$	127	112	106	102	96	25	91	90	86	81	78
25	140	135	127	123	115	27	112	108	102	95	94
27	166	160	151	14	140	29	131	127	120	116	112
29	193	188	178	174	166	31	151	146	141	138	131
31	226	220	209	202	193	33	176	170	164	160	151
33	258	252	244	238	226	35	202	196	188	182	170
35	293	287	275	268	258	37	224	220	217	210	202
37	334	322	311	304	293	39	252	246	237	230	224
39	370	362	348	342	336						

Tabla 7.9.- Disposición de los Espejos de tubos (Cuenta de Tubos) arreglo en cuadro.

Tipo	Ecuaciones basadas en variación continua	Ecuaciones basadas en distribución separada	Usos posibles
Longitud media	$\bar{D}_L = \frac{\int_0^{\infty} D_p f(D_p) dD_p}{\sigma} \quad (B-14)$	$\bar{D}_L = \frac{\sum_{i=1}^k D_{pi} \phi(D_{pi}) \Delta D_{pi}}{\sigma} \quad (B-14a)$	Comparaciones de evaporación en gotitas
Superficie media	$\bar{D}_{pA} = \sqrt{\frac{\int_0^{\infty} D_p^2 f(D_p) dD_p}{\sigma}} \quad (B-15)$	$\bar{D}_{pA} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^k D_{pi}^2 \phi(D_{pi}) \Delta D_{pi}}{\sigma}} \quad (B-15a)$	Adsorción, trituración, difusión de la luz
Volumen medio	$\bar{D}_{pV} = \sqrt[3]{\frac{\int_0^{\infty} D_p^3 f(D_p) dD_p}{\sigma}} \quad (B-16)$	$\bar{D}_{pV} = \sqrt[3]{\frac{\sum_{i=1}^k D_{pi}^3 \phi(D_{pi}) \Delta D_{pi}}{\sigma}} \quad (B-16a)$	Distribución de masa en un reactor
Media de volumen-superficie o media Sauter	$\bar{D}_{pVM} = \frac{\int_0^{\infty} D_p^3 f(D_p) dD_p}{\int_0^{\infty} D_p^2 f(D_p) dD_p} \quad (B-17)$	$\bar{D}_{pVM} = \frac{\sum_{i=1}^k D_{pi}^3 \phi(D_{pi}) \Delta D_{pi}}{\sum_{i=1}^k D_{pi}^2 \phi(D_{pi}) \Delta D_{pi}} \quad (B-17a)$	Estudios de eficiencia, transferencia de masa, reacciones catalíticas

Nota: Todas las ecuaciones presentadas aquí, están basadas en la función de distribución por número de individuos.

Tabla 7.11.- Diámetro Medio Basado en Análisis por Cuentas de Partículas.

REFERENCIA: Principios de Operaciones Unitarias, A. S. Foust, Apéndice A, p. 667.

BIBLIOGRAFÍA.

- “Advances in Liquid / liquid Coalescing Technology”, Refining Details, Art Gardner, Today’s Refinery. *March 1997.*
- “Adsorption, Treating Mineral Oils by Percolation and Contact Filtration. Vol. 3, part II, section 26, p. 1 679, y “The Chemistry of the Refining of Light Distillates, Vol. 3, part II, Section 27, p. 1 788. The Science of Petroleum. Dr. A. E. Dunstan.
- “Aplicaciones de la Tecnología del Contactador Fiber Film”, presentado por Merichem Company, Tratamiento de Hidrocarburos en la Industria del Petróleo. División de Tecnología de Procesos, Grupo de Tecnología Patentado, Houston –Texas U.S.A., *Marzo 1989.*
- “Biological Desulfurization (BDS) of Middle Distillates”, Daniel Monticello, Ph.D. Vice President, Research & Development of the Energy Biosystems Corporation The Woodlands. Houston-Texas.
- “Characterization of Hydrocarbons”. Vol. 2, Cap. 2, p. 2-11, 2-25, y “Phase Equilibria in Systems Containing Water”, Vol. 2, Cap. 9, p. 9-23. Technical Data Book – Petroleum Refining. American Petroleum Institute, Third Edition.
- “Coalescedores Líquido - Líquido”, Pall Process Filtration Company Hydrocarbon.
- Control de Calidad, Cap 1, p. 1- 8 - 33 a 1-8-35. Manual de Operaciones de Aviación. PETROPERÚ, *1970.*
- Chemical Engineering, p. 67, *December 1974.*
- Chemical Engineering, p. 72, *May 1974.*
- Design Engineering Seminar, Universal Oil Product, *March 1985.*

- El Turbo Combustible de Aviación Jet A-1 y las Unidades de FCC. Instalaciones y Equipos. Joaquín Plaza. INGENIERÍA QUÍMICA N° 198, *Septiembre 1985* y N° 200. *Noviembre 1985*.
- ESSO Research and Engineering Company – Design Practices, Section XIV-B, p. 8-36, *November 1967*.
- "Electricidad Estática en los Combustibles". Boletín de Aviación. Dpto. Ventas y Negocios de Aviación. PETROPERÚ S.A. *Abril 1996*.
- "Evaluación Ambiental de las Instalaciones de PETROPERÚ S.A.". Gulf Interstate Engineering. *Mayo 1994*.
- "Filtración con Arcillas". OIL DRI Corporation. *Setiembre 1990*.
- "Filtración con Arcillas". Tolsa S.A. *Junio 1991*.
- "Guía para el Manejo de Efluentes Líquidos de Refinería de Petróleo". ARPEL, *Canadá, 1993*.
- "How Shell Reduced Wasted", Hanson T. P., Conner M. F. & Groda W.W. Hydrocarbon Processing Edition International, p. 83-87, *August 1991*.
- "Impacto Ambiental", Refinería de Petróleo, Fábrica de Pasta de Papel, J. Muruais Lamas y R. Fernández Aller, CIFCA. *Madrid, 1978*.
- "Improve WasteWater Treatment", Guinda J. W. & Frudge, D.E. Hydrocarbon Processing Edition International, p. 55-63. *August 1995*.
- Informe Mensual de Gerencia Refinación. *Junio 1998*.
- "Inspección de Instalaciones de Aviación en Planta de Almacenamiento". Operaciones Comerciales. Forma PETROPERÚ 11718 - Rev. *Octubre 1979*.
- "Intercambiadores de Tubo y Coraza, *Cap. 7*, p. 159, y "Disposición de Flujos para Aumentar la Recuperación del Calor", *Cap. 8*, p. 213. Procesos de Transferencia de Calor, Donald Q. Kern.

- Manual de Operaciones, Destilación Primaria I y Vacío, Refinería La Pampilla. *Mayo 1993.*
- "Merox Processes for Caustic Minimization and Management" by David L. Holbrook, UOP, Rev. 1, *July 1994.*
- "Merox UOP y Hornos". Informe TCO-016-82, San Isidro, *Feb 1982*, preparado por Ing. Guido Masías C.
- "Manual de Seguridad", Handley William. Segunda Edición, Editorial Mc Graw-Hill Latinoamericana, S.A. *Colombia 1981.*
- "Minimize Refinery Waste", Hethcoat H.G., Hydrocarbon Processing Edition International, p. 51-57, *August 1990.*
- "Middle Distillate Stability, Time for Reassessment" by M.W. Schrepfer, C.A. Stansky, R.J. Arnold, UOP Process Division. National Petroleum Refiners Association. Fuels & Lubricants Meeting, Houston-Texas. presented at *November 1983.*
- "Operaciones de Servicio de Aviación". PETROPERÚ S.A. *Mayo 1989.*
- Process Plant Construction Estimating Standards. Richardson Engineering Services, Inc. Vol. 3.
- "Productos para la Industria Petrolera". Octel - Dupont. *Abril 1996.*
- Quest Technologies. Full Line Catalog. *1995 - 1996.*
- "Treatment Process". Universal Oil Product Process Technology. *August 1981.*
- "Water Management, a Bonus Report". Hydrocarbon Processing. *December 1993.*