

# **UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



## **“DETERMINACIÓN DE CARGA Y DISEÑO BÁSICO DE EQUIPOS PRINCIPALES DE UNA PLANTA INDUSTRIAL PARA LA OXIDACIÓN DE ASFALTOS EN REFINERÍA CONCHÁN”**

**INFORME DE COMPETENCIA PROFESIONAL**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**POR LA MODALIDAD DE EXPERIENCIA PROFESIONAL**

**PRESENTADO POR:**

**MAURICIO DIEGO JACK ABUGATTAS AROCENA**

**LIMA – PERÚ**

**2010**

## RESUMEN

El presente informe de competencia profesional muestra el desarrollo de tecnología y de aplicación de ingeniería de proceso, en el campo de la obtención de asfaltos oxidados, para obtener la especificación de la carga al proceso de oxidación y el diseño básico de una planta de oxidación de asfaltos, trabajos que realicé dentro de mi experiencia profesional en Petróleos del Perú S.A. (Petro-Perú S.A.) en el ex Centro de Investigación y Desarrollo, como investigador a cargo de líneas específicas de producto dentro del área de Refinación y Petroquímica.

El asfalto oxidado es un asfalto estabilizado producido al exponer al aire (u otro medio oxidante) y a altas temperaturas un asfalto de pavimentación o corte asfáltico.

El asfalto oxidado tiene como ventajas frente al común de pavimentación una mayor consistencia frente a la elevación de la temperatura, una mayor resistencia y durabilidad frente al ataque de los agentes ambientales, mayor resistencia mecánica y mayor aislamiento eléctrico, destinándose como insumo industrial para la fabricación de baterías, compuestos aislantes, pinturas, impermeabilizantes, lubricantes, pegamento para pisos, membranas aislantes e impermeabilizantes para techos, etc.

En este informe se presenta la definición de los asfaltos oxidados, se hace una revisión exhaustiva de los métodos de ensayo que definen su calidad, se revisan las especificaciones nacionales e internacionales de asfaltos oxidados y se analizan los cambios de propiedades y composición que el asfalto oxidado exhibe frente a la carga base antes de oxidarse.

Luego se muestran las especificaciones de la carga al oxidador apoyándose en resultados de pruebas piloto de oxidación que confirman la factibilidad de la producción en especificación.

En el diseño básico de proceso se definen las variables de proceso que afectan la oxidación, se describe el proceso de obtención de asfalto oxidado, haciendo un análisis crítico de la opciones existentes en cada etapa u operación principal, revisando aspectos de eficiencia, flexibilidad operativa, costo, seguridad y conservación ambiental.

Luego se realizan los cálculos de ingeniería de los equipos principales, y descripción básica de la instrumentación y control de proceso.

## INDICE

	Página
1. INTRODUCCIÓN.....	8
2. ORGANO EMPRESARIAL.....	10
2.1. Nombre y razón Social.....	10
2.2. Hitos Históricos de la Empresa.....	10
2.3. Estructura Orgánica.....	11
2.4. Actividad Principal.....	12
2.5. Misión y Visión de la Empresa.....	12
3. RELACIÓN PROFESIONAL.....	13
3.1. Condición.....	13
3.2. Cargos.....	14
3.3. Documentos probatorios de la Actividad Profesional.....	15
4. TRABAJO PROFESIONAL DESARROLLADO.....	15
4.1. Actividades Desarrolladas.....	15
4.2. Tiempo de Prestación de Servicios.....	17
5. DESARROLLO DE LA ACTIVIDAD PROFESIONAL.....	17

5.1. Definición, Razones y Objetivos de la Actividad Profesional presentada.....	17
5.2. Definición de Asfalto y Asfalto Oxidado.....	19
5.3. Tipos de Asfaltos.....	20
5.3.1. Asfalto Reducido o straight run.....	22
5.3.2. Asfalto Diluido.....	22
5.3.3. Asfalto Emulsionado.....	23
5.3.4. Asfalto Oxidado.....	24
5.3.5. Modificación por Oxidación de Asfaltos Reducidos.....	25
5.3.6. Otros Tipos de Asfaltos.....	25
5.4. Propiedades de los Asfaltos.....	26.
5.4.1. Penetración - Medición a Varias Temperaturas.....	29
5.4.2. Punto de Ablandamiento.....	30
5.4.3. Viscosidad - Relaciones Empíricas Viscosidad-Penetración.....	31
5.4.4. Volatilidad.....	32
5.4.5. Ductilidad.....	34
5.4.6. Susceptibilidad Térmica - Índice de Penetración.....	35
5.4.7. Punto Fraas.....	38
5.4.8. Punto de Inflamación.....	38
5.4.9. Gravedad Específica y Densidad.....	39
5.4.10. Otras Propiedades.....	40
5.5. Usos de Asfaltos Oxidados.....	41
5.5.1. Uso general de los Asfaltos Oxidados.....	41
5.5.2. Uso Específico de Asfaltos Oxidados por tipo de Producto .....	43
5.5.2.1. Sólidos Industriales (A.S.I.).....	43
5.5.2.2. Líquidos Industriales (A.L.I.).....	44
5.5.2.3. Breas.....	45
5.6. Especificaciones de los Asfaltos Oxidados.....	45

5.6.1. Antiguas Especificaciones Nacionales.....	45
5.6.2. Especificaciones Internacionales.....	45
5.7. La Relación P.A./PEN como Identificación en los Requerimientos de Productos.....	50
5.8. Cambios Químicos y de Propiedades del Asfalto durante su Oxidación.....	50
5.8.1. Cambios en la Composición del Asfalto durante su Oxidación....	50
5.8.2. Cambios en las Propiedades del Asfalto durante su Oxidación... 51	
5.8.2.1. Las Propiedades Llave en la Oxidación de Asfalto- La Penetración y el Punto de Ablandamiento.....	51
5.8.2.2. El Índice de Penetración y la Oxidación de Asfalto.....	55
5.8.2.3. Cambios en Otras Propiedades.....	56
5.9. Las Variables del Proceso de Oxidación.....	57
5.9.1. Efecto de las Variables Operativas sobre la Oxidación de Asfalto.....	57
5.9.2. La adición de catalizadores y la Relación PEN/PA.....	61
5.10. Proceso General de Obtención de Asfalto Oxidado.....	62
5.10.1. Preparación de la Carga Asfáltica al Reactor y Bombeo de la Carga a la Planta.....	62
5.10.2. Pre calentamiento de la Carga.....	65
5.10.3. Oxidación.....	65
5.10.4. Enfriamiento.....	66
5.10.5. Envasado.....	67
5.10.6. Otras Operaciones Auxiliares.....	67
5.10.6.1. Adición de Catalizador.....	67
5.10.6.2. Tratamiento del Gas Efluente.....	67
5.11. Carga de Oxidación.....	68
5.11.1. Características de los crudos para obtener Asfaltos.....	68

5.11.2. Características de Cementos Asfálticos para Carga de Oxidación.....	69
5.11.3. Características de Cortes y Destilados para Carga de Oxidación ...	69
5.11.4. Características de la Carga de Oxidación y la Obtención de Productos.....	73
5.12. Ensayos de Oxidación A Nivel Piloto para determinar la idoneidad de la Carga de Oxidación.....	75
5.12.1. Objetivo.....	75
5.12.2. Equipo.....	75
5.12.2.1. Descripción del Oxidador.....	77
5.12.2.1.1. Sistema de Inyección de aire.....	77
5.12.2.1.2. Sistema de Agitación.....	78
5.12.2.1.3. Sistema de Inyección de Nitrógeno.....	78
5.12.2.1.4. Sistema de Evacuación de Gases de Oxidación.....	78
5.12.2.1.5. Sistema de Control de Temperatura.....	79
5.12.2.1.6. Sistema de calefacción.....	79
5.12.2.2. Equipo Auxiliar.....	79
5.12.2.2.1. Sistema de Calefacción y Control de Temperatura.....	79
5.12.2.2.2. Sistema de Agitación.....	80
5.12.2.2.3. Sistema de Inyección de Aire.....	80
5.12.2.2.4. Sistema de Adición de Nitrógeno.....	80
5.12.3. Procedimiento Experimental.....	84
5.12.4. Selección de la Carga de Oxidación.....	85
5.12.5. Cédula de Pruebas y Variables Operativas para el Estudio y Resultados Medidos.....	86
5.12.6. Especificación y Propiedades de la Carga de Oxidación.....	92
5.12.7. Conclusiones de las Pruebas Piloto.....	94
5.12.8. Variables Operativas para el Diseño de la Planta Industrial.....	94
5.12.9. Tiempos de Oxidación.....	95
5.13. Diseño Conceptual del Proyecto Industrial de Oxidación de Asfalto....	96
5.13.1. Disposición y Elementos Internos del Reactor.....	96
5.13.1.1. Sistema de Adición de Aire.....	97
5.13.1.2. Sistema de Contacto Asfalto-Aire.....	97

5.13.1.3. Sistema de Ingreso/Salida de Asfalto.....	98
5.13.1.4. Sistema de Seguridad en el Oxidador.....	99
5.13.1.5. Sistema Eliminador de Espuma y Arrastre de Líquido.....	100
5.13.2. Tipo de Operación.....	101
5.13.3. Pre calentamiento de la Carga con Recirculación.....	102
5.13.4. Enfriamiento y Control de Temperatura.....	103
5.13.5. Oxidación Catalítica.....	104
5.13.6. Tratamiento de Emisiones Gaseosas.....	104
5.13.7. Sistema de Preparación y Despacho del Producto.....	106
5.13.8. Sistema de Almacenamiento y Envasado.....	107
5.13.9. Sistema de Control y Automatización.....	107
5.13.10. Servicios Industriales.....	108
5.14. Diseño Básico de Equipos Principales.....	108
5.14.1. Descripción del Diseño.....	108
5.14.2. Carga y Productos.....	111
5.14.3. Capacidad de Planta.....	112
5.14.4. Operación de la Planta.....	112
5.14.4.1. Carga del Oxidador.....	112
5.14.4.2. Pre calentamiento de la Carga.....	113
5.14.4.3. Oxidación, Recirculación y Enfriamiento.....	114
5.14.4.4. Preparación y Despacho de Producto.....	115
5.14.5. Diseño del Reactor de Oxidación.....	115
5.14.5.1. Cálculo Diámetro y Altura del Oxidador.....	117
5.14.5.2. Diseño de los Elementos del Oxidador.....	122
5.14.5.2.1. Distribuidor de Aire.....	122
5.14.5.2.2. Dispositivos de Seguridad.....	129
5.14.5.2.2.1. Vapor de Enrrecimiento.....	129
5.14.5.2.2.2. Restricción del Flujo de Aire.....	134
5.14.5.2.2.3. Disco de Ruptura.....	135
5.14.5.2.2.4. Corte de Aire de Proceso.....	137
5.14.5.2.2.5. Inyección de Agua al Tope.....	137
5.14.5.2.3. Espesor del Aislante del Oxidador.....	138
5.14.5.2.4. Dimensionamiento de la Línea de Gases de Tope.....	139
5.14.5.3. Hoja de Especificación del Oxidador de Asfalto.....	140
5.14.6. Cálculo y Especificación del Compresor de Aire de Proceso.....	142

5.14.6.1. Dimensionamiento de la Línea de Descarga.....	144
5.14.6.2. Hoja de Especificación del Compresor de Aire.....	144
5.14.7. Cálculo y Especificación de la Bomba de Pre calentamiento, Recirculación / Enfriamiento y Despacho.....	146
5.14.7.1. Hoja de Especificación de la Bomba de Proceso.....	149
5.14.8. Cálculo y Especificación del Enfriador de Asfalto.....	151
5.14.8.1. Cálculo de la Carga Calórica del Enfriador.....	151
5.14.8.2. Cálculo para el Enfriamiento de Asfalto en Recirculación...	154
5.14.8.3. Cálculo para el Enfriamiento de Asfalto para Despacho.....	161
5.14.8.4. Hoja de Especificación del Enfriador.....	161
5.14.9. Diseño del Horno de Pre calentamiento.....	167
5.14.9.1. Cálculo de la Zona Radiante.....	168
5.14.9.2. Cálculo de la Chimenea.....	174
5.14.9.3. Cálculo de la Caída de Presión a través del Horno.....	179
5.14.9.4. Hojas de Cálculo de Diseño del Horno.....	179
5.14.9.5. Hoja de Especificación del Horno.....	195
 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	 197
6.1. Conclusiones referidas a la Empresa y al Trabajo Profesional.....	197
6.2. Conclusiones referidas a la Actividad Profesional Expuesta .....	197
6.2.1. Referidas al Producto Asfaltos Oxidados.....	197
6.2.2. Referidas al Trabajo de Investigación a Nivel Piloto.....	199
6.2.3. Referidas al Diseño de Equipos Principales.....	200
6.3. Recomendaciones.....	200
 7. BIBLIOGRAFÍA.....	 202
 8. DOCUMENTOS PROBATORIOS DE LA ACTIVIDAD PROFESIONAL.	 205



## 1. INTRODUCCIÓN

El presente informe de competencia trata de mi experiencia como investigador en el Centro de Investigación y Desarrollo de Petroperú S.A. durante casi 11 años en que permanecí en esta empresa entre los años 1982 y 1993, en los que ésta tenía el monopolio de la industria petrolera en el país en todas sus fases, desde la exploración hasta la distribución a nivel nacional.

En los primeros capítulos se describe a la empresa haciendo un resumen de los hechos históricos en su vida institucional y los cambios que ha sufrido en su rol durante los últimos años que afectaron su organización y su participación en el negocio petrolero al dejar de monopolizar la industria a partir de 1992.

Luego describo los cargos que ejercí y las dependencias internas a las cuales pertencí haciendo una descripción de la condición profesional tanto por el tipo de contratación como por la forma como realicé mi actividad profesional. Se adjuntan al informe los documentos probatorios pertinentes.

Menciono luego las principales actividades profesionales desarrolladas durante mi permanencia en Petroperú S.A.

Este informe desarrolla una actividad profesional dentro de las realizadas en Petroperú S.A., que muestra el desarrollo de ensayos a nivel piloto y desarrollo de tecnología de proceso en el campo de la obtención de asfaltos oxidados, para obtener la especificación de la carga al proceso de oxidación y el diseño básico de una planta de oxidación de asfaltos en Refinería Conchán.

En la actividad profesional presentada se expone el proyecto titulado: “Determinación de Carga y Diseño Básico de Equipos Principales de una Planta Industrial para la Oxidación de Asfaltos en Refinería Conchán”.

El asfalto es definido por ASTM D-8 como un material aglomerado sólido o semisólido de color que varía de negro a pardo oscuro y que se licúa gradualmente al calentarse.

Comúnmente con el nombre de asfalto nos referimos al residuo obtenido de la destilación al vacío de petróleo (de base asfáltica) y a los productos derivados de él, ya que casi todo el asfalto producido y empleado en todo el mundo se obtiene en la actualidad por destilación del petróleo.

Mientras que el uso predominante del asfalto es en pavimentación, el asfalto oxidado es el nombre genérico de un grupo de asfaltos para uso industrial y que se obtiene a partir del residuo de la destilación al vacío de petróleo oxidándolo posteriormente con aire (comúnmente) a alta temperatura, para generar cambios químicos en la composición del material básico que lo hagan apto para usos especiales. Estos cambios originan en el producto oxidado (comparativamente al material básico) una mayor consistencia frente a la elevación de temperatura, una mejor durabilidad y estabilidad a los cambios originados por el intemperismo y el envejecimiento, una mayor resistencia mecánica y mejor aislante eléctrico.

Se exponen las razones por las cuales se desarrolló este proyecto y los objetivos perseguidos con su desarrollo, esencialmente referidos a demostrar la factibilidad de producción de asfaltos oxidados en especificación en la Refinería Conchán, empleando como carga residuos y destilados obtenidos en esta refinería, con una mejora sustantiva al proceso de oxidación que se venía haciendo en Refinería Talara y con la menor inversión posible.

Se desarrollan las definiciones y descripción de los asfaltos y de las propiedades que los caracterizan, para luego hacer un recuento de las especificaciones, tanto nacionales de ese entonces como internacionales, expresadas en función de las propiedades descritas y que deben ser cumplidas por cada tipo de asfalto especificado.

Se exponen luego cuáles son las características o propiedades clave que definen a los diferentes asfaltos oxidados (vg. la penetración y el punto de ablandamiento) y como ellas varían a lo largo del proceso de oxidación debido a cambios químicos en su composición.

Luego se exponen las variables operativas importantes en el proceso de oxidación y se describe el proceso general para la obtención del asfalto oxidado.

El desarrollo de la información a este punto permite determinar los parámetros que definirán la carga a la unidad de oxidación así como las especificaciones que los asfaltos oxidados deberán cumplir.

Luego se describen el equipo piloto diseñado y construido para realizar pruebas de cargas disponibles en la Refinería Conchán mostrando los resultados de las pruebas piloto y arribando a una especificación de la carga.

Posteriormente con el fin de desarrollar cálculos de equipos de planta se desarrolla

una concepción de diseño del proceso, mejorado con respecto al de la unidad de producción de Refinería Talara existente en esos años, observando criterios de eficiencia, seguridad operativa, protección ambiental, etc.

Finalmente se desarrollan los cálculos de diseño básico de los equipos principales de la unidad de oxidación planeada maximizando el uso de instalaciones y equipos de la Refinería Conchán, de acuerdo a los objetivos del proyecto.

Se concluye el informe con Conclusiones y Recomendaciones que contiene elementos que actualizan y comentan la situación actual de los asfaltos oxidados.

## 2. ORGANO EMPRESARIAL

### 2.1. Nombre y razón Social

Petróleos del Perú S.A. (PETROPERÚ S.A.)

### 2.2. Hitos Históricos de la Empresa

Petroperú fue fundada el 24 de julio de 1969 mediante Decreto Ley 17753 por el que se cambia el nombre de Empresa Petrolera Fiscal por el de Petróleos del Perú y se le adjudica el Complejo Industrial de Talara y anexos, expropiados a la International Petroleum Company (IPC).

Desde esa fecha Petroperú monopoliza por Ley la industria petrolera a nivel nacional siendo la conductora de la exploración y producción de petróleo como el ente responsable en representación del Estado Peruano, y monopolizando el transporte, la refinación, distribución y comercialización de petróleo a nivel nacional.

Petroperú asumió la responsabilidad de operar y mantener casi toda la compleja industria del petróleo del país con personal propio y sin apoyo técnico de la comunidad petrolera internacional, que se negó a colaborar debido a que en el país se había puesto en marcha un proceso de nacionalización. Es así que desde 1975 Petróleos del Perú inicia labores de Investigación y Desarrollo para soportar su desarrollo en esa coyuntura .

Entre 1970 y 1990 PetroPerú realiza producción y exploraciones de petróleo en la Selva Peruana alcanzando una producción de 60,763 barriles por día en 1984, Construye el Oleoducto NorPeruano de 856 Km. de recorrido. Así mismo amplía en varias oportunidades las Refinerías de Pampilla y Talara e instala la

nueva Refinería de Iquitos, llegando a procesar hasta 170,200 barriles diarios en ese mismo año. En Petroquímica se instala un complejo petroquímico de producción de solventes, fertilizantes y negro de humo en Talara.

En 1991, por el Decreto Legislativo N° 655, promulgado el 6 de agosto de ese año, se establecen importantes reformas que partieron por liquidar «todo monopolio o exclusividad por parte de Petróleos del Perú –Petroperú S.A. y sus filiales en el desarrollo de las operaciones que realizan».

A partir de ello las compañías privadas nacionales y extranjeras pudieron participar independientemente en todos los negocios propios de la industria petrolera y/o formar parte de asociaciones con Petroperú S.A.

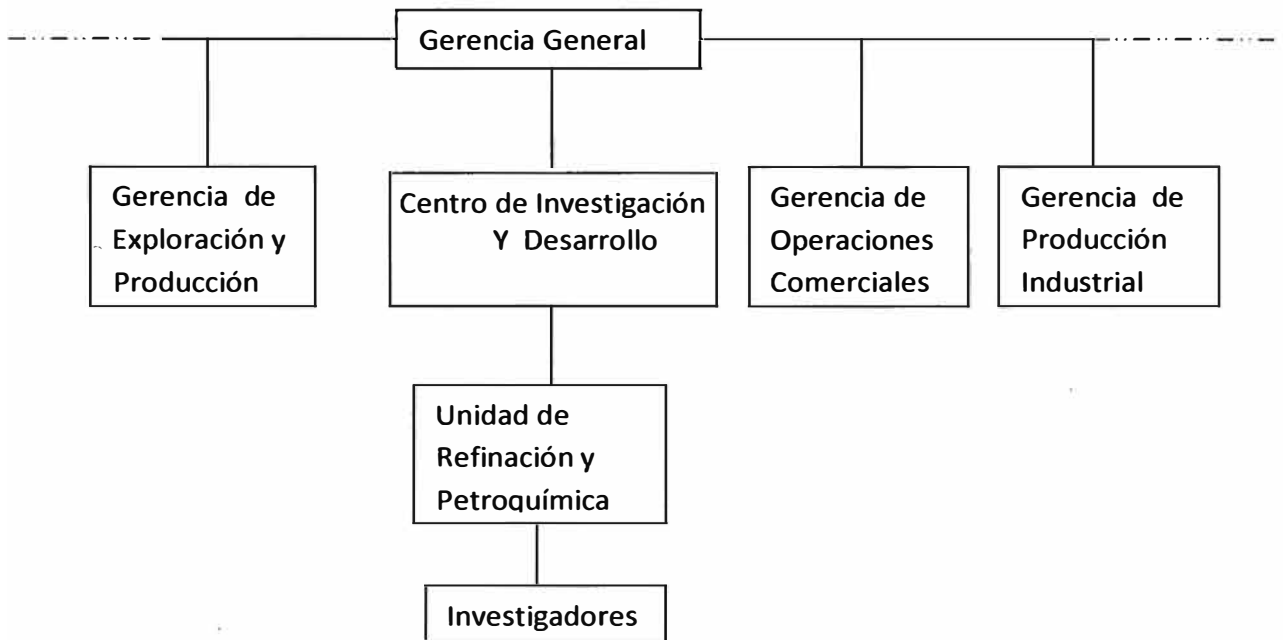
En 1992 se inicia un severo proceso de reajuste y redimensionamiento de la Empresa. Siendo así que la producción de crudo en el Noroeste y en la Selva Norte pasó a ser contratada en un 80-88% a terceros y se entregó Refinería La Pampilla a un consorcio privado. También este año se produjo el cierre de operación por la rentabilidad negativa de las Plantas de Fertilizantes, Solventes y Negro de Humo, y se inicia la entrega a concesión del sistema de distribución a privados.

### 2.3. Estructura Orgánica

La estructura orgánica de la empresa ha sufrido cambios importantes en los últimos 20 años en función de adecuarse a la política estatal, los cambios en su rol o responsabilidad así como en sus esfuerzos de modernización.

Cuando trabajé en esta empresa su estructura orgánica tenía un carácter funcional, es decir, correspondía a cada fase de la industria petrolera (exploración, producción de petróleo, transporte, refinación y petroquímica, distribución y comercialización) con gerencias funcionales gestionando cada rubro las cuales dependían de la Gerencia General.

Dentro de la estructura orgánica, la actividad de soporte en Investigación y Desarrollo estuvo durante gran parte de mi permanencia en la empresa como una función con el nombre de Centro de Investigación y Desarrollo y cuya Gerencia al igual que las otras gerencias funcionales, reportaba a la Gerencia General.



El Centro de Investigación y Desarrollo estaba conformado internamente por unidades funcionales siendo entre ellas la Unidad de Refinación y Petroquímica la encargada de desarrollar proyectos de investigación y desarrollo en el campo de la refinación de petróleo y de la petroquímica.

#### 2.4. Actividad Principal

Petroperú es una empresa estatal de derecho privado dedicada al transporte, refinación, distribución y comercialización de combustibles y otros productos derivados del petróleo.

Cuando trabajé en esta empresa abarcaba adicionalmente la exploración y producción de petróleo y todas las otras actividades de la industria de petróleo y gas, con carácter de monopolio. Así mismo incluía la producción petroquímica.

#### 2.5. Misión y Visión de la Empresa

**Misión:**

“Satisfacer las necesidades energéticas del mercado nacional, con productos y precios competitivos, generando y propiciando la competencia en el mercado”.

**Visión:**

“Ser la empresa de energía, integrada y competitiva, líder en el mercado nacional”.

### 3. RELACIÓN PROFESIONAL

#### 3.1. Condición

La condición profesional durante mi permanencia en PetroPerú fue en categoría nombrado a tiempo indeterminado en la planilla denominada de “supervisores” que incluía sólo al personal profesional, diferenciada de las planillas de “empleados” y “obreros”.

Dentro de la categoría de supervisor mi línea de desarrollo fue de “Progresión Técnica” referida a ascender en categorías técnicas siendo que empecé como Ingeniero Junior nivel III y termine como Ingeniero Mayor nivel III, habiendo ascendido cinco categorías técnicas durante mi permanencia en la empresa. La “Progresión Técnica” dentro de la empresa se diferenciaba de la “Progresión Administrativa”, esta última medida en función de la jerarquía de los cargos administrativos que se alcanzaban dentro del organigrama de la empresa.

Dada la naturaleza de mi trabajo relacionada al área de investigación y desarrollo y de soporte técnico, mi labor consistió en desarrollar proyectos que se me asignaban, evaluándose los logros alcanzados, una vez al año.

Los proyectos provenían de un “Catálogo de Proyectos” confeccionado a partir de las necesidades de las áreas operativas y el apoyo al desarrollo de estrategias de las gerencias de la empresa. Los proyectos eran priorizados por la Gerencia de Investigación.

Los proyectos a desarrollar eran en su mayoría individuales, es decir asignado a mi persona, para lo que se planteaba un plan de trabajo que aprobado por la jefatura inmediata se pasaba a su ejecución con el apoyo de las áreas operativas a las que el proyecto beneficiaba y del personal de apoyo como laboratoristas, asistentes y practicantes de la misma Unidad. En proyectos de mayor envergadura, se asignaban a más de un investigador de la misma Unidad y/o personal de otras áreas, conformándose en esos casos, equipos de trabajo.

### 3.2. Cargos

Durante mi relación laboral con Petro-Perú S.A ejercí los siguientes cargos:

DE		A		TÍTULO DEL CARGO
MES	AÑO	MES	AÑO	
11	1992	02	1993	INGENIERO MAYOR III - PROYECTOS
02	1992	10	1992	INGENIERO MAYOR III - INVESTIGACIÓN TECNOLÓGICA DE PROCESO
01	1990	01	1992	INGENIERO MAYOR IV - INVESTIGACIÓN TECNOLÓGICA DE PROCESO
07	1987	12	1989	INGENIERO I - INVESTIGACIÓN TECNOLÓGICA DE PROCESO
10	1986	07	1987	INGENIERO II - CONTROL DE CALIDAD
01	1985	09	1986	INGENIERO II - INVESTIGACIÓN TECNOLÓGICA DE PROCESO
05	1982	12	1984	INGENIERO III - CORROSION

Las dependencias dentro de la organización de Petroperú a las que estuve asignado, fueron siempre de apoyo técnico a las operaciones de producción industrial conformadas por las refinerías y plantas petroquímicas del país, prestando servicios técnicos en desarrollo de proyectos, planeamiento, investigación de procesos y desarrollo de productos.

En la mayoría de los casos los cambios de nombre de las dependencias se originaban más que por cambio en sus responsabilidades, obedeciendo a cambios de organigrama de la empresa.

Estas fueron las siguientes:

DE		A		GERENCIA FUNCIONAL	DEPARTAMENTO / UNIDAD	DIVISIÓN / SECCIÓN
MES	AÑO	MES	AÑO			
03	1993	03	1993	REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA	REFINERÍA LA PAMPILLA	
10	1992	02	1993	REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA	TÉCNICO	PROYECTOS
01	1990	10	1992	GERENCIA GENERAL	INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	TECNOLOGÍA DE PRODUCCIÓN INDUSTRIAL
07	1987	12	1989	CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO (IDES)	REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA	TECNOLOGÍA DE PROCESO
10	1986	07	1987	PRODUCCIÓN INDUSTRIAL	TÉCNICO	CONTROL DE CALIDAD
03	1983	09	1986	PRODUCCIÓN INDUSTRIAL	TÉCNICO	INVESTIGACIÓN TECNOLÓGICA
05	1982	02	1983	INVESTIGACIÓN	TECNOLOGÍA	MANUFACTURA

### 3.3. Documentos probatorios de la Actividad Profesional

En el presente informe se adjunta el Certificado de Trabajo legalizado en todo el periodo mencionado así como copia legalizada de documentos internos como historia personal y avisos de movimiento de personal.

## 4. TRABAJO PROFESIONAL DESARROLLADO

### 4.1. Actividades Desarrolladas

Se mencionan a continuación las más importantes actividades desarrolladas:

- 4.1.1. Encargado de la coordinación como representante del área de Producción industrial en el diseño y revisión de los efluentes del megaproyecto Ampliación Refinería Talara.
- 4.1.2. Representante del área de producción industrial para el estudio de impacto ambiental del megaproyecto Ampliación Refinería Talara.
- 4.1.3. Coordinación del abastecimiento nacional y distribución de plomo tetraetílico a las refinerías del país.



- 4.1.4. Evaluación de aditivos a nivel laboratorio y pruebas en motores para incorporar aceite cíclico ligero de la Unidades de Craqueo Catalítico, estabilizado y aditivado, en combustibles diesel, a fin de incrementar la producción de este combustible en refinerías y satisfacer la demanda nacional.
- 4.1.5. Estudio de Ahorro de Energía en las operaciones de la empresa.
- 4.1.6. Pruebas de determinación de cargas para la oxidación de asfaltos. Diseño de planta piloto de oxidación de asfaltos. Diseño básico de una planta industrial de oxidación de asfaltos en Refinería Conchán.
- 4.1.7. Especificación Nacional del Petróleo Industrial N°4 para el inicio de su venta, en el mercado nacional.
- 4.1.8. Estudio de requerimientos de octanaje del parque nacional automotor y su proyección. Lanzamiento de la gasolina de 90 octanos al mercado nacional.
- 4.1.9. Optimización de Calidad de las gasolinas base de Refinería Iquitos.
- 4.1.10. Determinación de las especificaciones de un diesel de rango de destilación ampliado (incorporación de cortes ligeros y pesados). Pruebas de mezclas y caracterización de muestras. Corridas de performance y durabilidad en las partes del motor, en motores de ensayo de combustión interna.
- 4.1.11. Generación de estadísticas anuales de combustibles nivel país.
- 4.1.12. Adecuación de métodos de laboratorio y desarrollo de técnicas para el control de calidad e investigación de productos.
- 4.1.13. Estudio de especificación de asfaltos para la Selva.
- 4.1.14. Desarrollo de proceso para la recuperación de urea parda producida en la Planta de Fertilizantes de Talara.
- 4.1.15. Planeamiento, diseño y especificación de proyecto, coordinador de la construcción de los laboratorios R&D de la Unidad de Refinación y

Petroquímica del Centro de Investigación y Desarrollo ubicados en Refinería Conchán.

4.1.16. Evaluación de tecnologías ofertadas por compañías extranjeras para la producción de emulsiones asfálticas

4.1.17. Evaluación de sistemas de pinturas de mantenimiento industrial para tanques Refinería la Pampilla y Operaciones Oleoducto.

4.1.18. Evaluación de aditivos e inhibidores para agua de enfriamiento de proceso.

4.1.19. Aditivación contra la corrosión en tope de fraccionadoras de petróleo (aminas neutralizantes).

4.1.20. Estudios de corrosión a alta temperatura en soportes de hornos de proceso de refinerías incluyendo pruebas de performance de aleaciones y control metalográfico de probetas.

#### 4.2. Tiempo de Prestación de Servicios

En Petroperú S.A. presté mis servicios entre Mayo del 1982 y Febrero de 1993 abarcando un tiempo de 10 años y nueve meses.

### 5. DESARROLLO DE LA ACTIVIDAD PROFESIONAL

#### 5.1. Definición, Razones y Objetivos de la Actividad Profesional presentada

Las razones por las cuales se desarrollo este proyecto fue esencialmente la necesidad de seguir satisfaciendo al mercado nacional en los diversos asfaltos oxidados frente a la parada prevista por obsolescencia técnica de la planta productora ubicada en Refinería Talara la que databa de principios del siglo XX, que además de ser deficiente en su productividad con excesivo consumo de recursos de fabricación y consumo de servicios industriales, generaba emisiones a la atmósfera irritantes y olorosas.

En resumen, que esta planta dejara de operar pueden resumirse, por lo siguiente:

La operación de oxidación se suspendía cada vez que la dirección del viento cambia en sentido Nor-Oeste ya que los humos no se incineraban y

el viento en esa dirección los llevaba hacia zonas pobladas o industriales lo que originaba problemas de olor e intoxicación.

- La Planta era muy antigua, ya que databa de los años 30 y correspondientemente los gastos de mantenimiento se veían incrementados o se paralizaba intempestivamente el proceso, comprometiendo la seguridad de la operación.
- Proceso ineficiente y costoso. Por ejemplo:
  - \* Excesivos tiempos de oxidación por el empleo del oxidador horizontal lo que implicaba un corto tiempo de contacto aire-mezcla y sistema de agitación de baja eficiencia ya que eran laterales sin favorecer el contacto aire-carga.
  - \* Excesivo consumo de vapor de blanketing, cuando en la actualidad existen alternativas más económicas con inyectar mezclas de aire-vapor para reducir el riesgo de explosión.
  - \* Excesivos tiempos de enfriamiento y recirculación debido a no contar con sistemas de recirculación de carga y/o mezcla durante la oxidación y enfriamiento propiamente dicho, de tal manera de posibilitar el enfriamiento directo.
  - \* Excesivo tiempo de calentamiento y costoso ya que el calentamiento por fuego directo al oxidador resulta ineficiente debido a la sustancial reducción en el área de transferencia de calor disponible, originando altos consumos de combustible.
- Razones Económicas como que el mercado de asfaltos oxidados se sitúa principalmente en Lima y la producción era en Talara, incrementando los gastos de comercialización.

La empresa vió por conveniente proyectar la instalación de una planta de oxidación de asfalto en Refinería Conchán, en Lima, para lo cual requería:

- Asegurar que la producción en la nueva instalación logre productos dentro de las especificaciones de los asfaltos oxidados, dado que los crudos procesados en Refinería Talara (crudos nacionales Noroeste) eran diferentes a los procesados por Refinería Conchán (crudos nacionales Selva), por lo

que la carga a la nueva unidad de oxidación (conformada por los residuos asfálticos del crudo procesado) sería de características diferentes a la de la planta de Talara, esperando que esto afecte las propiedades de los asfaltos oxidados obtenidos.

Que la tecnología de proceso fuera modernizada respecto a la de la planta de Talara, en todas sus fases como preparación y calentamiento de la carga, la oxidación del asfalto propiamente dicha, el enfriamiento y el envasado, etc con el objetivo de tener un proceso más eficiente, más rápido, más seguro y de menor costo operativo.

Que se estableciera una forma de control ambiental, principalmente de las emisiones atmosféricas.

Que la inversión requerida fuera la mínima posible para lograr los objetivos mencionados, determinándose una capacidad de producción de la nueva instalación esencialmente similar a la de la vieja planta de Talara, la cual era suficiente para satisfacer la demanda nacional.

Para satisfacer estos requerimientos se planteó el proyecto de investigación a cargo del suscrito, planteado en los siguientes términos.

Realizar pruebas de oxidación a nivel piloto que determinen la especificación de una carga idónea y disponible en Refinería Conchán para obtener los productos asfaltos oxidados en especificación.

Establecer una moderna tecnología de proceso de oxidación conceptualizando el diseño del proceso en sus principales etapas, que incluya además de aspectos de eficiencia productiva, la seguridad básica y el control ambiental de las emisiones atmosféricas de la nueva planta.

Realizar el diseño básico de los equipos principales de la nueva unidad maximizando el empleo de las instalaciones y equipos disponibles en Refinería Conchán que pudieran usarse en la nueva unidad productiva a fin de minimizar la inversión requerida.

## 5.2. Definición de Asfalto

## 5.3. y de Asfalto Oxidado

El asfalto es definido por ASTM D-8 como un material aglomerado sólido o semisólido de color que varía de negro a pardo oscuro y que se licúa gradualmente al calentarse.

Está constituido por betunes que se dan en la naturaleza en forma sólida o semisólida o que se obtienen por destilación del petróleo, o por combinaciones de estos entre sí o con él petróleo o productos derivados de estas combinaciones.

Comúnmente con el nombre de asfalto nos referimos al residuo obtenido de la destilación al vacío de petróleo (de base asfáltica) y a los productos derivados de él, ya que casi todo el asfalto producido y empleado en todo el mundo se obtiene en la actualidad por destilación del petróleo.

El asfalto está constituido por hidrocarburos de alto peso molecular en estructuras químicas de alta complejidad, que a menudo involucran otros elementos químicos diferentes al Carbono e Hidrógeno como oxígeno, nitrógeno y azufre además de metales contaminantes como vanadio y níquel. Físicamente son sustancias coloidales de cuya naturaleza y calidad de constituyentes explican sus especiales características reológicas. Pueden ser desde sólidos duros y quebradizos como las breas hasta materiales tan fluidos como el agua.

La forma semisólida conocida como "betún asfáltico" es el material básico de todos los asfaltos.

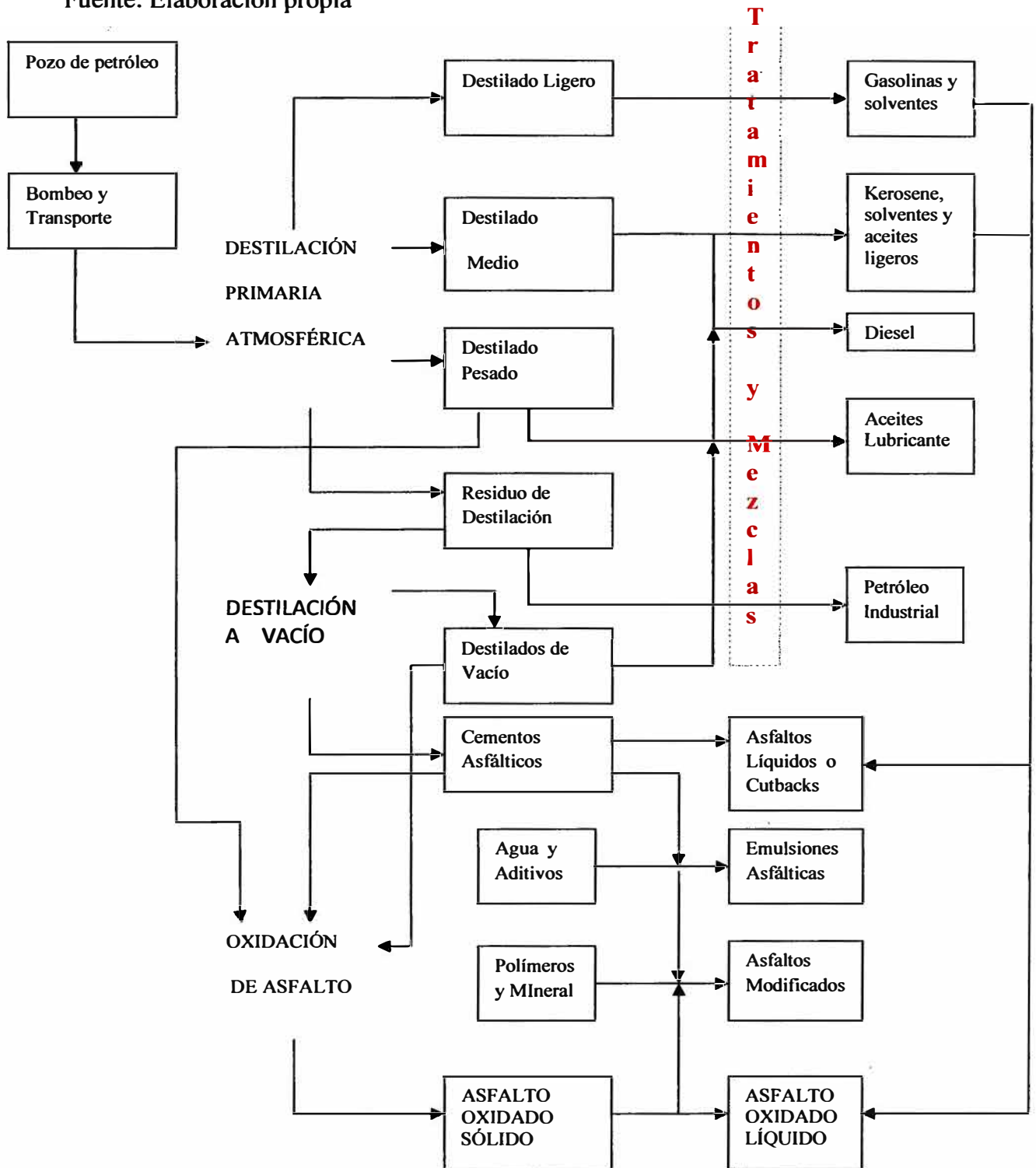
El betún asfáltico es la mezcla de hidrocarburos de origen natural o pirogenico, o de ambos tipos, frecuentemente acompañado por sus derivados no metálicos, que pueden ser gaseosos, líquidos, semisólidos o sólidos y que son completamente solubles en disulfuro de carbono.

#### 5.4. Tipos de Asfaltos.

Los asfaltos pueden clasificarse según varios criterios como por ejemplo por el uso que se les da (asfaltos de pavimentación), por su consistencia o estado físico (asfaltos líquidos), por su origen (asfalto natural), por su naturaleza física (emulsión asfáltica), sobre la base de ciertas propiedades o características normalizadas de calidad (asfalto de penetración 60/70) o también por el procesamiento básico con el que se les ha obtenido (asfalto oxidado).

**FIGURA N° 5.1: ESQUEMA GENERAL DE PRODUCCIÓN DE ASFALTOS**

Fuente: Elaboración propia



Este último criterio permite la clasificación que particularmente nos interesa y que se esquematiza en la Figura 5.1

#### 5.4.1. Asfalto reducido o straight run

El asfalto directo, "reducido" o "straight run" es aquel cuyo componente básico se obtiene por destilación al vacío de petróleo, sin sufrir alteraciones químicas posteriores.

Se produce por la remoción de las fracciones livianas contenidas en los residuos de petróleo.

El crudo es bombeado a través de un horno tubular donde se calienta y es introducido posteriormente a una torre de destilación de la cual se separan cortes ligeros y medios que constituirán por procesos ulteriores los productos acabados como gasolinas, solventes, kerosene y diesel.

El residuo de la destilación comúnmente conocido como crudo reducido es recalentado y transferido a una torre de destilación que opera al vacío con el fin de reducir las temperaturas de ebullición de los cortes que se obtengan allí. El residuo de la destilación al vacío constituye el asfalto straight run y cuyas propiedades además de depender de las características iniciales del crudo del cual proviene pueden ser controladas por variables operativas, como por ejemplo controlando el perfil de temperaturas en la columna de destilación al vacío y el vacío aplicado, además del despojamiento de ligeros que se realiza en ambas columnas de destilación con la inyección de vapor de agua.

Este asfalto así obtenido es comúnmente llamado cemento asfáltico, asfalto de pavimentación o asfalto de penetración y puede ser de varias calidades según se mencionó en el párrafo anterior. La manera común de clasificarlo está referido a la identificación de su consistencia a una temperatura especificada lo que constituye su valor de penetración (prueba ASTM D-5) y el cual es inversamente proporcional a la consistencia (ego. cuanto más blando el asfalto mayor es la penetración). Los grados comúnmente obtenidos van desde un valor de 40 hasta 300.

#### 5.4.2. Asfaltos diluidos o cutbacks

Los asfaltos diluidos o cutbacks se emplean cuando no es práctico utilizar asfalto fundido y se requiere su empleo a temperaturas esencialmente bajas.

Un asfalto diluido es una mezcla de asfalto con un solvente apropiado.

La velocidad de secado y la dureza final de la capa de asfalto formada se pueden controlar mediante la selección apropiada del asfalto base y de la volatilidad del solvente utilizado.

Así, el asfalto de penetración se mezcla con disolventes de petróleo para fluidificarlo los que a su vez son de varias características según el disolvente empleado y que se refieren esencialmente a la velocidad de evaporación del solvente que los constituye una vez aplicado el asfalto.

Exceptuando las pinturas asfálticas son comunes los siguientes tipos de asfaltos fluidificados:

Los "cutbacks de curado rápido" (RC) se fabrican empleando nafta o gasolina como disolvente, los de "curado medio" (MC) con kerosene y los de "curado lento" (SC) con gasóleos o lubricantes.

El asfalto base es generalmente un asfalto de penetración 85/100 aunque en el extranjero se emplea también una base de 100/120 de penetración.

Estos tipos de asfaltos se producen empleando una variedad grande de equipos. Generalmente la mezcla se hace bombeando cantidades medidas de solvente y asfalto a mezcladores de orificio o cualquier otro medio de mezcla. Algún sistema de enfriamiento debe instalarse en serie con el equipo mezclador a fin de enfriar la mezcla final. Para esto último es de preferencia emplear equipos de enfriamiento cerrados que minimicen la pérdida de fracciones livianas.

#### 5.4.3. Asfaltos emulsionados

Los asfaltos emulsionados con agua constituyen otra forma conveniente de aplicación a temperaturas bajas con la ventaja del bajo costo del vehículo (agua) y beneficios ecológicos al evitar la evaporación de solventes a la atmósfera.



El cemento asfáltico puede emulsificarse con agua bajo un proceso de estabilización de pequeños glóbulos de asfalto (de una a diez micras de diámetro) dispersos en agua, gracias al uso de molinos coloidales y agentes de emulsificación y estabilizantes de la emulsión.

El asfalto a una temperatura de 200°F a 240°F se alimenta al dispersor (molino coloidal) junto con la solución emulsionadora a 140°F aproximadamente. Un solo pase normalmente es suficiente.

La emulsión se rompe al mezclarse con áridos debido a la floculación de las esferas de asfalto por la rotura de la carga eléctrica que las rodea al ser atraídas por las cargas de las superficies de los áridos. Las emulsiones son aniónicas o catiónicas según el tipo de emulsionante empleado.

Los agentes emulsionadores pueden ser jabones de alquilo, aminas catiónicas y bentonita o colides orgánicos peptizados como la caseína, albúmina o gelatina.

#### 5.4.4. Asfalto oxidado

El asfalto oxidado es aquel que se obtiene a partir del residuo de la destilación al vacío de petróleo oxidándolo posteriormente con aire (comúnmente) para generar cambios químicos en la composición del material básico que lo hagan apto para usos especiales. Estos cambios originan en el producto oxidado (comparativamente al material básico) una mayor consistencia frente a la elevación de temperatura, una mejor durabilidad y estabilidad a los cambios originados por el intemperismo y el envejecimiento, una mayor resistencia mecánica y mejor aislante eléctrico.

En 1881 DeSmedt descubrió que la destilación de un asfalto mientras se encontraba en contacto con agentes oxidantes químicos aumentaba la tenacidad del producto y su resistencia a los agentes atmosféricos.

En 1884 Byerley descubrió que soplando aire a través de un asfalto mantenido a elevadas temperaturas se obtenían similares mejoras y este es esencialmente el procedimiento que se emplea hasta hoy para la manufactura del asfalto oxidado.

El material básico de oxidación (residuo de vacío o cemento asfáltico) puede modificarse con la incorporación de cortes lubricantes o gasóleos con el fin de obtener cierta relación de características en el producto o dar una mejor economía al proceso.

El proceso de manufactura permite adicionando ciertos químicos que se les da el nombre común de catalizadores, además de generar una aceleración en los cambios químicos, una variación en las propiedades básicas del asfalto oxidado obtenido que generalmente permiten obtener un material que conserva su plasticidad a temperaturas muy inferiores a las que un asfalto común se hace frágil.

#### 5.4.5. Modificación por oxidación de asfaltos reducidos

Una planta de oxidación de asfalto puede emplearse para modificar las propiedades de los asfaltos de pavimentación. como por ejemplo mejorar su susceptibilidad a la temperatura o su adherencia.

Sin embargo hay que tomar en cuenta que esta medida origina también algunos cambios no deseados tales como la drástica reducción de la ductilidad de la carga.

Esto quiere decir, que puede reducirse con éxito la penetración de un asfalto para pavimentación por oxidación pero partiendo de una base asfáltica muy dúctil que luego de su oxidación retenga aún el grado de ductilidad mínima especificada.

#### 5.4.6. Otros tipos de asfalto

Otros métodos de obtención del asfalto straight run o reducido son anacrónicos como la destilación al vapor el cual además de lento y de producción limitada produce generalmente el craqueo incipiente del producto.

Puede obtenerse asfalto por separación con solventes, es decir la extracción de asfalto con hidrocarburos livianos como propano o butano. Generalmente esta operación está destinada a la producción de aceites lubricantes en la que la obtención del asfalto se realiza como un subproducto, de tal manera que la obtención de varios grados de

asfaltos requeridos requiere muchas operaciones previas de mezclas que no hacen económico el proceso para este fin.

#### 5.4. Propiedades de los asfaltos

En la Tabla 5.1. se resumen las principales pruebas que se realizan a los asfaltos y cuyos valores permiten definir sus propiedades más importantes.

**TABLA 5.1**

**RELACION GENERAL DE PRUEBAS DE ASFALTOS**

Fuente: Recopilación Propia

**TABLA 5.1.1 CEMENTOS ASFÁLTICOS**

ASFALTOS STRAIGHT RUN			ASFALTOS OXIDADOS			
CEMENTO ASFÁLTICO			SOLIDOS INDUSTRIALES Y BREAS			
	AASIIIO	ASTM		AASHO	ASTM	FRANCESA
PENETRACION	T49	D5	PENETRACION	T49	D5	
PUNTO DE ABLANDAMIENTO	T53	D36	PUNTO DE ABLANDAMIENTO	T53	D36	
VISCOSIDAD	T201	D2170, E102				
PUNTO DE INFLAMACIÓN	T48	D92	PUNTO DE INFLAMACIÓN	T48	D92	
PRUEBA DE PELICULA FINA	T179	D1754				
DUCTILIDAD	T51	DI 13	DUCTILIDAD	T51	DI 13	
SOLUBILIDAD EN TRICLORO ETILENO, CONT. BITUMEN	T44	D4, D2042	SOLUBILIDAD EN TRICLORO ETILENO, CONT. BITUMEN	T44	D4, D2042	
GRAVEDAD ESPECIFICA	T43	D70	GRAVEDAD ESPECIFICA	T43	D70	
			SUCEPTIBILIDAD TERMICA			RLB-1-1964

TABLA 5.1

## RELACION GENERAL DE PRUEBAS DE ASFALTOS

Fuente: Recopilación Propia

TABLA 5.1.2 ASFALTOS LÍQUIDOS

ASFALTOS STRAIGHT RUN			ASFALTOS OXIDADOS		
<b>ASFALTO DE CURADO RAPIDO Y MEDIO</b>			<b>LIQUIDOS INDUSTRIALES</b>		
	AASHO	ASTM		AASHO	ASTM
VISCOSIDAD	T201	D2170	VISCOSIDAD	T201	D2170
PUNTO DE INFLAMACIÓN	T79	D1310, D3143	PUNTO DE INFLAMACIÓN	T79	D1310, D3143
DESTILACION	T78	D402			
PRUEBA SOBRE RESIDUO					
AGUA EN ASFALTO	T55	D95			
GRAVEDAD ESPECIFICA	T43	D70	GRAVEDAD ESPECIFICA	T43	D70
<b>ASFALTO LÍQUIDO DE CURADO LENTO</b>			<b>ASFALTOS MODIFICADOS</b>		
	AASHO	ASTM		AASHO	ASTM
VISCOSIDAD	T201	D2170	PENETRACION	T49	D5
PUNTO DE INFLAMACIÓN	T79	D1310	PUNTO DE ABLANDAMIENTO	T53	D36
DESTILACION	T78	D402	VISCOSIDAD	T201	D2170, E102
PRUEBA DE FLOTACIÓN	T50	D139	MÓDULO DE ELASTICIDAD		
RESIDUO DE ASFALTO DE 100 DE PENETRACION	T56	D243	ANGULO DE RESPUESTA		
DUCTILIDAD	T51	D113	WHEEL TRACK		
SOLUBILIDAD	T44	D4			
AGUA EN ASFALTO	T55	D95			
GRAVEDAD ESPECIFICA	T43	D70			

TABLA 5.1

## RELACION GENERAL DE PRUEBAS DE ASFALTOS

Fuente: Recopilación Propia

TABLA 5.1.3 ASFALTOS EMULSIONADOS

ASFALTO EMULSIONADO		
	AASHO	ASTM
VISCOSIDAD	T59	D244
RESIDUO DE DESTILACIÓN	T59	D244
ASENTAMIENTO	T59	D244
DESEMULSIBILIDAD	T59	D244
PRUEBA DE TAMIZ	T59	D244
PRUEBA SOBRE EL RESIDUO	IGUAL A CEM. ASFALT.	
PRUEBA DE RECUBRIMIENTO		D244 - 61T
PRUEBA DE CARGA DE PARTICULA	T59A	D244
PRUEBA DE PH	T200	E70
ACEITE DESTILADO	T59	D244
GRAVEDAD ESPECIFICA	T43	D70
ANÁLISIS DE TAMIZ SECO. AGREGADO GRUESO Y FINO	T27	C136
ANÁLISIS DE TAMIZ SECO, RELLENO DE MINERAL	T37	D546
ARENA EQUIVALENTE	T176	
ABRASIÓN	T96	C131
PRUEBA DE RESONANCIA	T104	C88
GRAVEDAD ESPECÍFICA AGREGADO GRUESO	T85	C29
GRAVEDAD ESPECÍFICA AGREGADO FINO	T84	C128
PESO UNITARIO	T19	C29
HUMEDAD		

A continuación se describen los principales ensayos de laboratorio que representan las especificaciones y calidades de los asfaltos, así como una discusión de su significado.

### 5.5.1. Penetración – medición a varias temperaturas

ASTM D-5

AASHTO T-49

Este ensayo determina la consistencia de un asfalto, midiendo la distancia que una aguja normalizada penetra verticalmente en una muestra de asfalto, la que soporta una determinada carga. El ensayo se realiza a una temperatura de especificación y durante un tiempo dado.

La prueba más común se realiza a 25°C, con la aguja soportando una carga de 100 gr y aplicada durante 5 segundos.

La unidad de medida en que se reporta el resultado de la prueba es de décimas de milímetro.

La prueba se encuentra normalizada por el ensayo ASTM D-5 ó el AASHTO T-49 del Instituto del Asfalto

La precisión de esta prueba viene según norma dada por lo siguiente:

Para valores de Penetración menores que 50 (<50) la repetibilidad es de 1.8 unidades y la reproducibilidad de 4.0 unidades.

Para valores de Penetración mayores que 50 (>50) la repetibilidad está dentro del 1.8% del valor y la reproducibilidad dentro de 8.0%.

La consistencia es entonces inversamente proporcional al valor de penetración, es decir, cuanto más suave es el asfalto mayor es su valor de penetración. El máximo valor que se mide con esta prueba es de 300.

Por otro lado la penetración varía en forma logarítmica con la temperatura para una misma muestra, **de tal manera que mayores diferencias en los valores de penetración se observan a más bajas temperaturas.**

Los grados aceptados por el Instituto del Asfalto de USA para pavimentación son: 60-70, 85-100, 120-150 y 200-300 además de un grado 40-50 empleado para situaciones especiales.

En el Perú se comercializan los grados 60-70 y 85-100 principalmente. Otros grados son 10-20, 20-30, 40-50 , 50-60 y 100/120.

Cuanto mayor es el peso de los vehículos que transitan menor debe ser la penetración del asfalto empleado.

Por otro lado los climas cálidos o tropicales exigen emplear asfaltos de baja penetración.

Debe también tenerse en cuenta que cuanto menor penetración tenga el asfalto éste se encuentra más cercano a fallar por envejecimiento, tal como se menciona posteriormente.

#### 5.5.2. Punto de ablandamiento

ASTM D-36

AASHO T-53

El método más común para determinar la susceptibilidad térmica del asfalto viene dado por la prueba del Punto de Ablandamiento de Anillo y Bola.

Se llena de asfalto fundido un anillo de latón y se sumerge en un baño de agua. Luego en el centro del anillo se sitúa una bola de acero. Posteriormente se calienta el baño a una velocidad determinada y se toma el valor de la temperatura en el momento en que la bola de acero toca el fondo del vaso del baño. Esta temperatura expresada en grados centígrados representa el punto de ablandamiento del asfalto en prueba.

La prueba se encuentra normada por el ASTM D-36 y AASHO T- 53.

Esta prueba tiene una precisión según ASTM de 2°F en la repetibilidad y de 3.5°F en la reproducibilidad.

Debido a la relativa poca variación de este valor con la penetración en el caso de los cementos asfálticos de pavimentación (una variación de penetración entre 40 y 300 sólo ocasiona cambios entre 35 y 60 °C en el punto de ablandamiento) no es frecuente especificarlos con esta propiedad, a diferencia de lo que ocurre en los asfaltos oxidados donde la especificación de esta propiedad es muy común debido a los usos que requieren medida de la susceptibilidad a la temperatura como el uso en impermeabilizantes de techos donde por efecto solar la temperatura puede elevarse hasta 65°C.

### 5.5.3. Viscosidad y relaciones empíricas viscosidad-penetración

ASTM E-102

ASTM D-2170

La viscosidad es la medida de la resistencia al flujo del asfalto.

Una forma muy común de medir la viscosidad es la Saybolt Furol que consiste en determinar los segundos (segundos Saybolt Furol SSF) que necesitan 60 centímetros cúbicos de asfalto para pasar a través de un orificio. Es muy común reportar la viscosidad SSF a 210°F y 275°F para el manejo de cargas y productos en cementos asfálticos y asfaltos oxidados.

Con los sistemas internacionales de medida se estila cada vez más reportar valores de viscosidad como la viscosidad cinemática en centistokes, especialmente para los asfaltos líquidos a 50°C y 60°C y para cementos asfálticos a 135°C.

En el método ASTM D-2170 las viscosidades se determinan empleando viscosímetros especiales para líquidos opacos y que son construídos en vidrio borosilicato templado y del tipo capilar.

El tiempo necesario para que fluya la muestra a través del capilar se multiplica por el factor del viscosímetro para obtener la viscosidad cinemática.



Es común emplear los viscosímetros de flujo reverso en los cuales el bulbo medidor de tiempo no ha sido previamente humedecido por el fluido lo que permite el registro de tiempo en fluidos como los bitúmenes los cuales dejan película opaca al humedecer las paredes del viscosímetro. La temperatura de medición para los asfaltos sólidos es 135°C (275°F).

La gravedad específica a esa temperatura se determina multiplicando la normalizada (77/77°F ó 25/25°C) por un factor de 0.934 ó la normalizada (60/60°F ó 15.5/15.5°C) por un factor de 0.931.

Estos factores de corrección están basados en un coeficiente promedio de expansión para los cementos asfálticos de 0.00034/°F ó 0.00061/°C.

Cuando no se conoce la Gravedad Específica Normalizada se puede obtener la viscosidad a 275°F multiplicando la viscosidad cinemática a 275°F por una densidad asumida de 0.948 gr/cc. Esta densidad supone que la Gravedad Específica a (77/77°F - 25/25°C) es de 1.015. Se ha demostrado estadísticamente que esta asunción no introduce error mayor al 3% en el cálculo de la viscosidad.

Se ha encontrado que la PENETRACION y la VISCOSIDAD SSF pudren relacionarse a través de una línea recta en una gráfica log-log. La pendiente de la línea varía según la procedencia del asfalto (vale decir el crudo de origen) y el tipo de asfalto ya sea se trate de un cemento asfáltico o de un asfalto oxidado. La ubicación de la línea en el gráfico para el caso del asfalto oxidado depende de la viscosidad inicial de la carga.

La variación de la viscosidad con la temperatura suele graficarse en cartas semilogarítmicas (ejemplo la ASTM D-341) para poder extrapolar valores medidos.

#### 5.5.4. Volatilidad - prueba de película fina

ASTM D-1754, ASTM D-6, ASTM D-5, ASTM D-113

Se supone que en algunas de las etapas a las que se somete el asfalto en la mayoría de sus aplicaciones el producto será calentado a temperaturas elevadas las que producen la evaporación de las

fracciones livianas y propician el fraguado del producto. Por esta razón esta prueba es importante, sobre todo para cementos asfálticos.

En la prueba (ASTM D-1754) se determina el cambio de peso y variación en la penetración (ASTM D-5) y en la ductilidad (ASTM D-113) de una muestra de 50 gr de asfalto luego de permanecer 5 horas a una temperatura de 325°F (163°C).

Durante la prueba de volatilidad es posible que ocurra algún endurecimiento de la muestra debido a reacciones de polimerización y oxidación, unido a la evaporación de los componentes volátiles.

Esto será incipiente durante el almacenamiento del producto debido a la pequeña superficie expuesta a la atmósfera en comparación con el volumen total del asfalto. Sin embargo cuando el asfalto caliente se expone al aire dispuesto en capas delgadas como cuando se usa las reacciones de oxidación son importantes y causan endurecimiento y envejecimiento prematuro. Por esta razón a las pruebas que siguen al calentamiento del asfalto en la estufa durante la prueba se conocen como pruebas de "película fina" como son la penetración y opcionalmente la ductilidad.

Cabe señalar que la prueba de volatilidad emplea un espesor intermedio de asfalto entre el esperable cuando está almacenado a granel y el empleado cuando se le aplica. Es común emplear un espesor de película de 3.2 mm.

La prueba de película fina también se sitúa dentro de las pruebas que tratan de medir la susceptibilidad térmica del asfalto al igual que el Punto de Ablandamiento y el Índice de Susceptibilidad Térmica.

El método ASTM D-6 "Pérdida por Calentamiento de Aceites y Compuestos Asfálticos" es exactamente similar al ASTM D-54 dejando libertad para determinar la variación de cualquier otra característica adicional a la pérdida de peso.

### 5.5.5. DUCTILIDAD

ASTM D-113

AASHO T-51

La habilidad de un asfalto para estirarse sin romperse determina la adaptabilidad del material a propósitos de pavimentación o a la manufactura de productos terminados que deben ser sometidos a vibración.

La prueba de ductilidad se usa para este fin y se mide en centímetros de elongación, experimentada por un molde, de un cm<sup>2</sup> de sección, antes de romperse. Se utiliza una velocidad de elongación de 5 cm. por minuto, a 25 °C.

Esta prueba según ASTM tiene la siguiente precisión:

Para ductilidad de 70 cm. repetibilidad dentro de los 8 cm y reproducibilidad dentro de los 25 cm.

Para ductilidad de 100 cm. repetibilidad dentro de los 12 cm y reproducibilidad dentro de los 40 cm.

Para ductilidad de 150 cm. repetibilidad dentro de los 18 cm y reproducibilidad dentro de los 55 cm.

Para ductilidad de 200 cm. repetibilidad dentro de los 25 cm y reproducibilidad dentro de los 70 cm.

Una alta ductilidad implica alta compatibilidad y estabilidad interna del sistema coloidal del asfalto con poca tendencia a exudación del líquido y colapso del gel.

El asfalto tiene un mayor poder aglutinante y mayor flexibilidad.

Alta ductilidad indica bajo contenido de parafinas o saturados pesados.

Se expresa que la presencia o ausencia de ductilidad debe considerarse como la más significativa que el grado relativo de los valores de la misma.

A la temperatura del punto de ruptura o de Fraas, se considera que el asfalto no tiene ninguna ductilidad.

Se considera también que la ductilidad no mide una característica específica del asfalto sino más bien corresponde a una combinación de propiedades que incluyen tanto la adhesión como la elasticidad.

Los asfaltos dúctiles son predominantemente de estructura coloidal tipo SOL con el contenido de asfaltenos adecuadamente dispersos y con el movimiento libre de las partículas tal que se permite el flujo y acomodo de las mismas durante la elongación, sin fractura.

La ductilidad medida después de la película fina se considera la más importante ya que simula las condiciones a que es sometido el cemento asfáltico en las operaciones de preparación de concreto en caliente. Por ello los valores de ductilidad después de este ensayo sufren considerable deterioro permitiéndose reducciones de hasta 50% de su valor original.

También esto explica que para cuando se utiliza otro tipo de asfalto como emulsiones asfálticas, en vez de cemento asfáltico, donde ningún calentamiento antes de la aplicación es requerido, los valores de ductilidad del asfalto base especificados son mucho menores (ejemplo 40 para bases de emulsiones vs. 100 para cementos asfálticos).

La ductilidad del asfalto para usos de pavimentación resulta muy importante cuando el asfalto se aplica en zonas con climas que tienen alta variación de la temperatura durante el día como es el caso de nuestra Serranía.

#### 5.5.6. Susceptibilidad térmica – Índice de Penetración

Índice Susceptibilidad Térmica Pfeiffer Van Doormaal

Índice de Penetración

Penetrabilidad Pfeiffer.

Anexo a la norma francesa RLB-1-1964

La susceptibilidad térmica mide el efecto del cambio de temperatura en el asfalto. En los usos de pavimentación permite asegurar que no haya deformaciones permanentes en climas cálidos o fisuras en climas fríos.

Una forma de medir la susceptibilidad térmica es a través de un índice que relaciona los valores de PEN y PA.

Este índice se define por la siguiente relación:

$$IP = \frac{30}{1 + 90 PTS} - 10$$

$$PTS = \frac{\log 800 - \log PEN @ 77^{\circ}F}{PA(^{\circ}F) - 77}$$

ó en unidades de °C:

$$IP = \frac{500 \log PEN @ 25^{\circ}C + 20 PA.,^{\circ}C - 1951}{120 - 50 \log PEN + PA.,^{\circ}C}$$

Las anteriores relaciones se basan en la hipótesis que a la temperatura del punto de ablandamiento todos los asfaltos poseen una penetración de 800 ( PEN = 800). Esto permite obtener dos puntos de una relación PEN vs PA:

$$PEN = 800 @ PA \text{ } ^{\circ}C$$

$$PEN @ 25^{\circ}C$$

con lo cual se define la pendiente A de la relación lineal:

$$\log PEN = At + K \quad \text{donde "t" es la temperatura y "K" es una constante.}$$

Esta pendiente podría estimarse teniendo la penetración a dos temperaturas cualesquiera:

$$A = \frac{\log PEN1 - \log PEN2}{t_{2.,^{\circ}C} - t_{1.,^{\circ}C}}$$

Este valor de A (unidades log PEN/°C) dividido entre 1.8 es equivalente al término PTS de la fórmula calculada en °F.

Con el valor de "A", el valor del índice puede calcularse como:

$$IP = \frac{20 - 500 A}{1 + 50 A}$$

$$A = \frac{20 - IP}{10 + IP}$$

El valor de "A" se calcula hasta con cuatro decimales y el IP se reporta generalmente con un decimal.

Debido a que el valor del índice puede variar mucho considerando las repetibilidades / reproducibilidades de las pruebas de PEN y PA y debido a que la hipótesis del valor PEN 800 a punto de ablandamiento no ha sido verificada, se debe calcular la pendiente "A" anteriormente mencionada considerando, según norma, mediciones de la penetración a cinco temperaturas diferentes. Así para los cementos asfálticos:

180/220 PEN's a 5°C, 10°C, 15°C, 20°C, 25°C

85/100 PEN's a 10°C, 15°C, 20°C, 25°C, 30°C

60/70 PEN's a 15°C, 20°C, 25°C, 30°C, 35°C

40/50 PEN's a 20°C, 25°C, 30°C, 35°C, 40°C

Las precisiones de las temperaturas deberán estar dentro de 0.1°C

En el Perú se ha considerado realizar tres mediciones de la penetración estimando las otras dos teóricamente. Así para el C.A. 85/100 se calculan las PEN's a 10°C y 15°C, y para el C.A. 60/70 se calculan las PEN's a 15°C y 30°C.

Un índice menor a -2 indica asfaltos muy susceptibles que modifican su consistencia con pequeños cambios de temperatura. Un índice mayor a +2 da lugar a asfaltos poco susceptibles, duros y quebradizos a bajas temperaturas, que es la condición típica de los asfaltos oxidados.

En Brasil para los cementos asfálticos de pavimentación limitan el IP entre -2 y +1 mientras que el IP mayor que +1 se especifica para los asfaltos oxidados

Se ha determinado que este índice permite relacionar la penetración y el punto de ablandamiento con la ductilidad.

Para valores de IP más negativos la ductilidad será más alta mientras que para valores más positivos la ductilidad del asfalto será más baja.

Por otro lado una baja ductilidad a 4°C es indicativa de una alta susceptibilidad térmica.

Así, aquellos asfaltos que tienen una ductilidad por encima de 100 cm tienen IP comprendidos entre -0.5 y -2.

IP menores a -2 indican estructuras propias de los alquitranes y breas (pitch y tar) con alta aromaticidad y excelente ductilidad pero con muy alta susceptibilidad térmica.

#### 5.5.7. Punto De Fraas (Norma IP-180)

Conocido como punto de ruptura o agrietamiento mide la resistencia a la fractura frágil a bajas temperaturas y corresponde a la temperatura a la cual el asfalto se hace quebradizo, indicado por la presencia de grietas en una película asfáltica depositada en una placa metálica enfriada y flexionada.

Se puede interpretar al punto de ruptura como la temperatura a la cual el asfalto no posee ductilidad.

Se le conoce también como Breaking Point.

#### 5.5.8. Punto de Inflamación

ASTM D-92

ASTM D-3143

El Punto de Inflamación se define como la más baja temperatura, corregida a una presión de 760 mm. Hg, de la muestra en que la

aplicación de una fuente de ignición causa vapores suficientes como para encenderse bajo las condiciones especificadas de la prueba.

Los probadores o equipos empleados son de varios tipos y según el valor esperado del punto de inflamación como Pensky-Martens, Tag Abierta, Tag Cerrada, Cleveland Abierta, etc.

Para los asfaltos oxidados se emplean Tag y Cleveland Copa Abierta.

El método consiste en llenar la copa de prueba con la muestra hasta un nivel especificado. La copa se coloca en una plancha de calentamiento bajo un quemador de gas o resistencia eléctrica y se introduce dentro de la muestra un termómetro. La temperatura de la muestra es incrementada rápidamente al principio y luego suavemente bajo un régimen constante a medida que el punto de inflamación esperado se aproxima.

A intervalos especificados una llama pequeña de prueba se pasa a través de la copa. La temperatura más baja a la cual los vapores sobre la superficie de líquido se inflaman por efecto de la llama se toma como el punto de inflamación. Para determinar el punto de encendido la prueba se continúa hasta que la aplicación de la llama origina que la muestra se inflame y se queme por lo menos 5 segundos.

La repetibilidad del método se sitúa dentro de los 8°C (15°F) y la reproducibilidad dentro de los 17°C (30°F).

#### 5.5.9. Gravedad Específica (Sp Gr) y Densidad

##### ASTM D-70

Se define la Gravedad Específica como la relación de masa que tiene un volumen dado de material a aquella de un volumen igual de agua a la misma temperatura.

Las temperaturas comunes son 77°F ó 25 °C y 60°F ó 15.6°C.

La densidad es la masa por unidad de volumen y generalmente se reporta a las mismas temperaturas anteriores en gr/cc.



El método consiste en el empleo del picnómetro que es un vaso de vidrio cilíndrico o cónico con tapón de vidrio el cual tiene una perforación central para eliminar excesos de líquido y salida de aire y de una capacidad de 24 a 30 ml.

Se determina el peso del picnómetro vacío (A) y el peso del picnómetro más agua deionizada o destilada recientemente hervida a la temperatura de prueba especificada (B).

El material asfáltico calentado no más de 100°F (56°C) por encima de su punto de ablandamiento para breas ó 200°F (111°C) por encima del punto de ablandamiento de asfaltos se vierte al picnómetro llenando alrededor de 3/4 de su capacidad. Después del enfriamiento respectivo hasta temperatura ambiente se reporta el peso (C).

Luego se agrega agua destilada hasta completar el volumen del picnómetro y se reporta el peso obtenido (picnómetro + muestra + agua) a la temperatura de prueba (D).

La Gravedad Específica se determina como:

$$Sp\ Gr = \frac{C - A}{(B - A) - (D - C)}$$

La densidad se calcula como la Gravedad Específica multiplicada por la densidad del agua, la cual puede considerarse para 60°F (15.6°C) como 8.337 lb/gln. - 0.999 gr/cc y para 77°F (25°C) como 8.321 lb/gln - 0.9971 gr/cc.

La repetibilidad del método está dentro de 0.002-0.003 para la gravedad específica y 0.002-0.003 gr/cc para la densidad mientras que la reproducibilidad está dentro de 0.005-0.007 y 0.005-0.007 gr/cc.

#### 5.5.10. Otras Propiedades.

Otras propiedades que tienen que ver con los asfaltos pero de menor importancia para asfaltos oxidados son la solubilidad en Tricloroetileno y

Disulfuro de Carbono, Destilación de Asfaltos líquidos, Adherencia, Contenido de agua, etc.

## 5.6. Usos de los Asfaltos Oxidados

### 5.6.1. Uso General de los Asfaltos Oxidados

Los asfaltos tienen como uso principal la pavimentación de pistas y carreteras.

Las carreteras hechas con asfalto siguen siendo la mejor alternativa de menor costo y de mantenimiento comparados con las de concreto.

Los cambios conferidos por la oxidación del asfalto directo amplían el espectro de uso del asfalto, fundamentalmente al área industrial como para la manufactura de cajas para baterías cuando se le mezcla con rellenos fibrosos y particulados, revestimientos interiores para automóviles, mezclado con asbestos o polímeros en las formulaciones de undercoating, pinturas impermeabilizantes incluyendo pinturas de aluminio, relleno aislante de aparatos eléctricos y de juntas de cables, lubricante de engranajes de molinos de acero mezclado en pequeñas cantidades con algún polímero, recubriendo fibra de vidrio que se emplea como aislante en refrigeradoras y automóviles, aceites de fundición, pegamento para pisos vinílicos y de madera, impregnación y laminación de papel, depilatorio para trasquilar animales, etc.

Otros usos en los que participa es como aglomerador para briquetas de carbón y estabilizador de ladrillos de adobe, en el relleno de juntas de pavimentos de concreto, consolidación de taludes y suelos, sellador bajo pavimentos de concreto, etc.

Un uso común en el extranjero es el empleo en techos con fines de impermeabilización (roofing asphalt) y en la fabricación de membranas a prueba de humedad y de agua (damproofing asphalt y water proofing asphalt) aprovechando sus características de baja susceptibilidad a la temperatura junto con las propiedades impermeabilizantes y aglomerantes propias del asfalto.

Así, se emplea como saturador de bloques de asbestos o de fibra de vidrio o de otro material (celulosa, pulpa cruda de madera, algodón, etc.).

Estos bloques se utilizan en la manufactura de techos estructurados. El asfalto oxidado se emplea como aglomerante de estos bloques y para ligar fillers consistentes de material granulado como material micáceo o talco en grados que van desde la malla 16 (1190 micrones) hasta la malla 200 (74 micrones) los cuales se intercalan con los bloques prefabricados en los techos estructurados.

Para el acabado de techos se usan telas de asfalto (roofing felts).

Los usos hidráulicos del asfalto oxidado incluyen su empleo en impermeabilizar reservorios de agua con el fin de reducir fugas, evitar la contaminación y facilitar las labores de limpieza, ya sea cubriendo los lados y el fondo con una ligera capa de mezclas de asfalto resilente o empleando un lining de membrana asfáltica. En estos casos puede darse ó no el uso de asfalto oxidado o de cemento asfáltico straight run según los requerimientos particulares.

En la actualidad, las membranas a prueba de humedad y agua normalmente incluyen un "carrier" para darle mejores características como son poliéster, fibra de vidrio, lana de vidrio, etc.

Los asfaltos oxidados también se modifican con APP (polipropileno atáctico) y SBS (estireno-butadieno-estireno) para mejorar el comportamiento del asfalto en membranas de tanques y techos

El empleo de asfalto en canales de irrigación se realiza con el fin de reducir las pérdidas de agua, prevenir el daño a las tierras bajas por filtración de agua, reducir costos de mantenimiento y operacion, incrementar la capacidad del canal y prevenir su inutilización.

El asfalto a emplear debe ser duro pero resilente por lo que se emplea asfalto oxidado, como por ejemplo uno de punto de ablandamiento entre 80 y 95°C (175 a 200°F) y con penetración entre 50 y 60. El suelo es compactado y se agrega el asfalto en caliente a razón de 1 1/2 gln. por metro cuadrado; después de que el asfalto ha enfríado se cubre con una capa de tierra de 12 a 20 pulgadas de alto acabando el tratamiento con una capa de grava de 4 a 8 pulgadas, con el fin de proteger el asfalto del daño que eventualmente general el arreo de ganado dentro del canal cuando éste está vacío.

Otros usos hidráulicos son el afianzamiento de encauzamiento de ríos cubriendo las rampas de los márgenes de los ríos con un pavimento de asfalto y protección de playas y de las costas marinas evitando su erosión.

Finalmente las modificaciones de asfalto con SBS se emplean también para aplicaciones en pavimentos como su uso en capas liberadoras de tensión para evitar el resquebrajamiento de la capa asfáltica.

#### 5.6.2. Usos Específicos de Asfaltos Oxidados por tipo de producto

La clasificación de productos de oxidación de asfalto puede establecerse de varias maneras. Una forma natural de agruparlos es por su estado físico. Antiguamente en el Perú se agrupaban de la siguiente manera:

##### 5.6.2.1. Asfaltos Sólidos Industriales (ASI)

Los asfaltos sólidos industriales se denominan generalmente por su punto de ablandamiento.

Se obtenían en Refinería Talara oxidando una mezcla de una base asfáltica 85/100 con el destilado lubricante 180/200 ó DL 8000.

Los asfaltos sólidos industriales se usan como pegamentos de pisos, aislante en cámaras frigoríficas y para relleno de juntas de dilatación.

También se emplean en la fabricación de tejas artificiales, en fieltros para impermeabilización de techados y cimentaciones, en papel impermeable para la fabricación de bolsas y en la protección de tuberías, tanques metálicos y estructuras metálicas contra la corrosión.

El grado PEN 16/20 se especifica para su uso en la manufactura de pilas y el grado PEN 70/100 para su empleo en pegamentos de losetas vinílicas.

Se expendían en cilindros de 190 kilos de capacidad.

Se aplican esencialmente calentándolos para fluídificarlos

Los ASI que se producían en el Perú correspondían a su rango de P.A. y eran los siguientes:

A.S.I. 160/180 P.A.

A.S.I. 180/200 P.A.

A.S.I. 200/220 P.A.

A.S.I. 16/20 PEN.

A.S.I. 70/100 PEN.

#### 5.6.2.2. Asfaltos Líquidos Industriales (ALI)

Los asfaltos líquidos industriales se denominan por la viscosidad del producto expresada en segundos saybolt furol aunque medidas a diferentes temperaturas. Así los SSF se miden a 122°F, 140°F y 210°F para los grados 60, 150 y 200 respectivamente.

Mientras PetroPerú estuvo produciendo, la nomenclatura de estos asfaltos empezó a darse según el valor de viscosidad cinemática promedio expresada en centistokes a 50°C (para los ALI 125 y 310) y a 60°C (para el ALI 400)

Se obtienen por mezcla De A.S.I. 160/180 con Solvente N°3. Los grados 60, 150 y 200 se obtienen con porcentajes de mezcla de 40%, 60% y 75% de A.S.I. respectivamente

El grado 60 es empleado para pinturas asfálticas; el grado 150 se emplea en la impermeabilización de techos, tuberías reservorios de concreto y el grado 200 se emplea para preparar paneles de material aislante acústico y térmico.

Los ALI que se producían en el Perú correspondían a su rango de P.A. y eran los siguientes:

A.L.I. 60 ó A.L.I. 125

A.L.I. 150 ó A.L.I. 310

A.L.I. 200 ó A.L.I. 400

### 5.6.2.3. Breas

Las breas se denominan por los límites en su punto de ablandamiento. Las breas se caracterizan por tener una penetración muy baja y un punto de ablandamiento elevado y normalmente se obtienen por oxidación de una base asfáltica dura como la 60/70

La brea 160/180 y 180/200 se emplean como aislante termoplástico en electricidad y la 240/280 como coquificante del carbón.

Las breas que se producían en el Perú eran las siguientes:

BREA SOLIDA 160/180 P.A.

BREA SOLIDA 180/200 P.A.

BREA DURA 240/280 P.A.

## 5.7. Especificaciones de los Asfaltos Oxidados.

En el Perú actualmente no hay producción de asfaltos oxidados en gran escala.

### 5.7.1. Antiguas Especificaciones Nacionales

Antiguamente, cuando operaba una Unidad de Oxidación de Asfaltos en Refinería Talara se producían los asfaltos oxidados con las especificaciones que se detallan en la Tabla 5.2 "Antiguas Especificaciones de Asfaltos Oxidados en el Perú".

### 5.7.2. Especificaciones Internacionales

La producción actual normalmente se trata de ajustar a especificaciones internacionales. Se incluyen en la Tabla 5.3 las especificaciones ASTM y otras de carácter internacional más comunes.

Finalmente en la Tabla 5.4 se incluyen valores importantes de especificaciones de asfaltos para usos especiales.

**TABLA 5.2**

**ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS OXIDADOS  
ANTIGUAS ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS OXIDADOS EN EL PERU.**

INSPECCIONES	METODO DE LABORAT.	ASFALTO INDUSTRIAL LIQUIDO			ASFALTO INDUSTRIAL SOLIDO			SOLIDOS ESPECIALES		BREAS		
		ALI 60	ALI 150	ALI 200	ASI 160/180PA	ASI 180/200PA	ASI 200/220PA	ASI 70/100PEN	ASI 16/20PEN	BREA 160/180PA	BREA 180/200PA	BREA 240/280PA
		MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.	MIN. MAX.
<b>PENETRACION</b> @ 25°C, 100g, 5s, 0.1 mm @ 37.8°C, 50g, 5s, 0.1 mm	ASTM D 5				20 40 40 60	30 60	25 55	70 100	16 20	1 10 20	1 10	
<b>DUCTILIDAD</b> @ 25°C, 5 cm/mín, cm.	ASTM D 113				3	3	3	3	3	1		
<b>VISCOSIDAD CINEMATICA, cst</b> @ 50°C @ 60°C	ASTM D 2170	103 147	296 339	300 500								
<b>PUNTO INFLAMACION, °C</b> TAG COPA ABIERTA CLEVELANDCOPA ABIERTA	ASTM D 3143 ASTM D 92	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	232	232	232	232	232	232	232	260
<b>GRAVEDAD ESPECIFICA</b> @ 15.6°C /15.6°C	ASTM D 3142	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR	REPORTAR
<b>SUCEPTIBILIDAD TERMICA</b> PUNTO DE ABLANDAMIENTO, °C INDICE SUCEPTIB. TERMICA	ASTM D 36 FR (RLB-1-1964)				71 82	82 93	93 105	49 54	99 110	71 82	82 93	116 139
<b>SOLUBILIDAD EN DISULFURO DE CARBONO %</b>					99	99	99	99	99	99	99	99
<b>PENETRACION RESIDUAL % DE LA ORIGINAL</b>	ASTM D 6 AASHTO T 47				70	70	70	70				
<b>PERDIDA POR CALENTAMIENTO A 325 °F (% EN PESO)</b>									1			

ELABORACIÓN PROPIA

FUENTE: MANUAL DE ESPECIFICACION DE PRODUCTOS. PETROPERU -S/P - 1985

GUIA DE ASFALTOS PETROPERU - AREA COMERCIAL - 1980

**TABLA 5.3**  
**ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS OXIDADOS**  
**ESPECIFICACIONES INTERNACIONALES DE ASFALTOS OXIDADOS**

INSPECCIONES	METODO DE LABORAT.	ASFALTOS LIQUIDOS						ASFALTOS SÓLIDOS							
		TIPO 60 (1)		TIPO 150 (2)		TIPO 200 (3)		ASTM D312 TIPO I		ASTM D312 TIPO II (4)		ASTM D312 TIPO III (5)		ASTM D312 TIPO IV (6)	
		MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.
<b>PENETRACION</b> @ 0°C, 100g, 5s, 0.1 mm @ 25°C, 100g, 5s, 0.1 mm @ 37.8°C, 50g, 5s, 0.1 mm @ 48°C, 100g, 5s, 0.1 mm	ASTM D 5							3	60	5	40	6	35	6	25
<b>DUCTILIDAD</b> @ 25°C, 5 cm/min, cm.	ASTM D 113							10.0		3.0		2.5		1.5	
<b>VISCOSIDAD CINEMATICA, cst</b> @ 50°C @ 60°C	ASTM D 2170	103	147	296	339	300	500								
<b>PUNTO INFLAMACION, °C</b> TAG COPA ABIERTA CLEVELAND COPA ABIERTA	ASTM D 3143 ASTM D 92							246		246		246		246	
<b>GRAVEDAD ESPECIFICA</b> @ 15.6°C / 15.6°C	ASTM D 3142														
<b>SUCEPTIBILIDAD TERMICA</b> PUNTO DE ABLANDAMIENTO, °C INDICE SUCEPTIB. TERMICA	ASTM D 36 FR (RLB-1-1964)							57	66	70	80	85	96	99	107
<b>PORCENTAJE DE ASFALTO BASE (TIPO II), %</b>		40		60		75									
<b>SOLUBILIDAD EN TRICLORO ETILENO, %</b>	ASTM D 2042							99		99		99		99	

(1): ASFALTO SIMILAR AL EX PETROPERU ALI 60 CON VISCOSIDAD SSF A 50°C ENTRE 50 Y 70 SEGUNDOS  
(2): ASFALTO SIMILAR AL EX PETROPERU ALI 150 CON VISCOSIDAD SSF A 50°C ENTRE 140 Y 160 SEGUNDOS  
(3): ASFALTO SIMILAR AL EX PETROPERU ALI 200 CON VISCOSIDAD SSF A 60°C ENTRE 150 Y 250 SEGUNDOS  
(4): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU 160/180 P.A. CON P.A. ENTRE 160°F Y 180°F.  
(5): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU 180/200 P.A. CON P.A. ENTRE 180°F Y 200°F.  
(6): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU 200/220 P.A. CON P.A. ENTRE 200°F Y 220°F.

ELABORACIÓN PROPIA

MANUAL DE ESPECIFICACIONES PETROPERU -1985

ASTM D 312. "ASPHALT FOR CONSTRUCTING BUILT-UP ROOF COVERINGS"-1990

CARTÁ COMERCIAL BOL CONTRATISTAS SRL - OCTUBRE 1997

NOTE DE CORRESPONDANCE INTERNE - TECHNIP JUIN 1982.



**TABLA 5.3 (CONTINUACIÓN)**  
**ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS OXIDADOS**  
**ESPECIFICACIONES INTERNACIONALES DE ASFALTOS OXIDADOS**

INSPECCIONES	METODO DE LABORAT.	ASFALTOS SÓLIDOS								BREAS					
		BITOX (4)(7) D1 75/30		BITOX(5)(7) DI 85/40		BITOX(6)(7) D2 105/15		ROUTIER(7)(8) 80/100		ASTM D 449/73 TIPO C (9)		ASTM D 3141 (11)		BREA SUPER OXIDADA (12)	
		MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.
<b>PENETRACION</b> @ 0°C, 100g, 5s, 0.1 mm @ 25°C, 100g, 5s, 0.1 mm @ 37.8°C, 50g, 5s, 0.1 mm @ 48°C, 100g, 5s, 0.1 mm	ASTM D 5	25	35	35	45	10	20	80	100	20	40	15	30	0	
<b>DUCTILIDAD</b> @ 25°C, 5 cm/min, cm.	ASTM D 113	3.0		3.0				100.0		2.0		2.0			
<b>VISCOSIDAD CINEMATICA, est</b> @ 50°C @ 60°C	ASTMD 2170														
<b>PUNTO INFLAMACION, °C</b> TAG COPA ABIERTA CLEVELAND COPA ABIERTA	ASTM D 3143 ASTM D 92			260						205					
<b>GRAVEDAD ESPECIFICA</b> @ 15.6°C /15.6°C	ASTM D 3142														
<b>SUCEPTIBILIDAD TERMICA</b> PUNTO DE ABLANDAMIENTO, °C INDICE SUCEPTIB. TERMICA	ASTM D 36 FR (RLB-1-1964)	70	80	80	90	100	110	41	51	82	93	82	93	193	
<b>PORCENTAJE DE ASFALTO BASE (TIPO II), %</b>															
<b>SOLUBILIDAD EN TRICLORO ETILENO, %</b>	ASTM D 2042	99 (10)		99 (10)		99 (10)		99 (10)		99 (10)		99 (10)		99	

(4): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU 160/180 P.A. CON P.A. ENTRE 160°F Y 180°F.  
(5): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU 180/200 P.A. CON P.A. ENTRE 180°F Y 200°F.  
(6): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU 200/220 P.A. CON P.A. ENTRE 200°F Y 220°F.  
(7): ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS OXIDADOS FRANCESAS  
(8): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU ESPECIAL A.S.I. PISOPACK 70/100 P.A.  
(9): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU BREA BS 160/180 P.A.  
(10): REFERIDO A LA SOLUBILIDAD EN DISULFURO DE CARBONO  
(11): PRODUCTO SIMILAR AL EX PETROPERU BREA BS 180/200  
(12): PRODUCTO IMPORTADO ACTUALMENTE COMERCIALIZANDOSE EN EL PAIS.

**ELABORACIÓN PROPIA**

MANUAL DE ESPECIFICACIONES PETROPERU -1985

ASTM D 312. "ASPHALT FOR CONSTRUCTING BUILT-UP ROOF COVERINGS"-1990

CARTA COMERCIAL BOL CONTRATISTAS SRL - OCTUBRE 1997

NOTE DE CORRESPONDANCE INTERNE - TECHNIP JUIN 1982.

**TABLA 5.4**  
**ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS OXIDADOS**  
**VALORES IMPORTANTES DE ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS OXIDADOS PARA USOS ESPECIALES**

INSPECCIONES	METODO DE LABORAT.	ASFALTOS PARA RESISTIR HUMEDAD Y AGUA(1)						ASFALTO PARA FIELTROS.				ASFALTOS PARA CUBIERTAS DE TECHOS													
		MIN.		MAX.		MIN.		MAX.		(2)		(3)		MIN.		MAX.		MIN.		MAX.		MIN.		MAX.	
<b>PENETRACION</b> @ 0°C, 100g, 5s, 0.1 mm @ 25°C, 100g, 5s, 0.1 mm @ 37.8°C, 50g, 5s, 0.1 mm @ 48°C, 100g, 5s, 0.1 mm	ASTM D 5	50	100	25	50	20	40					18	60	18	40	15	35	12	25						
<b>DUCTILIDAD</b> @ 25°C, 5 cm/min, cm.	ASTM D 113																								
<b>VISCOSIDAD CINEMATICA, cst</b> @ 50°C @ 60°C	ASTM D 2170																								
<b>PUNTO INFLAMACION, °C</b> TAG COPA ABIERTA CLEVELAND COPA ABIERTA	ASTM D 3143 ASTM D 92																								
<b>GRAVEDAD ESPECIFICA</b> @ 15.6°C /15.6°C	ASTM D 3142																								
<b>SUCEPTIBILIDAD TERMICA</b> PUNTO DE ABLANDAMIENTO, °C INDICE SUCEPTIB. TERMICA	ASTM D 36 FR(RLB-1-1964)	46	63	63	77	82	93	43	60	82	116														
<b>PORCENTAJE DE ASFALTO BASE (TIPO II), %</b>																									
<b>SOLUBILIDAD EN TRICLORO ETILENO, %</b>	ASTM D 2042	99		99																					

(1) ASFALTO PARA IMPERMEABILIZAR

(2) ASFALTO COMO SATURANTE DE FIELTROS PARA TECHADO DE BARDAS

(3) ASFALTO COMO RECUBRIMIENTO MEDIANTE FIELTROS DE TECHADO DE BARDAS

FUENTE ELABORACION PROPIA A PARTIR DE U.O.P. "DESIGN ENGINEERING SEMINAR" U.O.P. 1980 - s/p

## 5.8. La Relación P.A./Pen como Identificación en los Requerimientos de Productos.

Para los asfaltos oxidados debido a la naturaleza de sus usos y su ulterior procesamiento para alguna aplicación en particular, se requiere conocer el comportamiento del asfalto con la variación de temperatura, por lo que la especificación de la Penetración y del Punto de Ablandamiento es muy común que se emplee para clasificarlos.

Mientras que para un cemento asfáltico obtenido por destilación directa la variación de la Penetración es suficiente como para hacer una clasificación de ellos en función de esta propiedad, en el caso de los asfaltos oxidados la especificación del Punto de Ablandamiento es más diferenciada y se emplea con mayor frecuencia en la clasificación de estos productos, aunque por lo expresado en el párrafo anterior, normalmente no es suficiente.

## 5.9. Cambios Químicos y de Propiedades del Asfalto durante su Oxidación

### 5.9.1. Cambios en la Composición del Asfalto durante su Oxidación

Químicamente los asfaltos son una mezcla termoplástica de hidrocarburos de elevado peso molecular, con pequeñas cantidades de compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno.

Debido a la complejidad de los hidrocarburos no se puede realizar una identificación exacta o en todo caso ésta se sujeta a la aplicación de algún método de identificación en particular.

Una clasificación muy común es aquella que identifica cuatro tipos de constituyentes según la clasificación del método ASTM D 4124:

- **Asfaltenos:** Se identifican por ser insolubles en n-heptano.
- **Saturados:** Son aquellos que no son adsorbidos en alúmina F- 10. Son totalmente solubles en hidrocarburos alifáticos ligeros y los aceites blancos.
- **N-aromáticos (Aromáticos-Nafténicos):** Se identifican porque son adsorbidos en alúmina y desorbidos empleando tolueno y metanol-tolueno. Son también solubles en mezcla benceno-acetona y totalmente solubles en solventes alifáticos ligeros. No son

adsorbibles en arcilla.

- P-aromáticos (Aromáticos-Polares): Son adsorbidos en alúmina y desorbidos con una mezcla de tricloroetileno y tolueno. Son también solubles con la mezcla benceno-acetona pero insolubles en tolueno puro. La arcilla también adsorbe a estos componentes.

En la oxidación de asfalto ocurre generalmente una conversión simultánea de constituyentes naftenicos-aromaticos y saturados a aromaticos-polares y de aromaticos-polares a asfaltenos, de lo cual resulta una elevación del peso molecular promedio.

Estas conversiones dependen en cuanto a su extensión del crudo origen del asfalto y de la extensión de la oxidación..

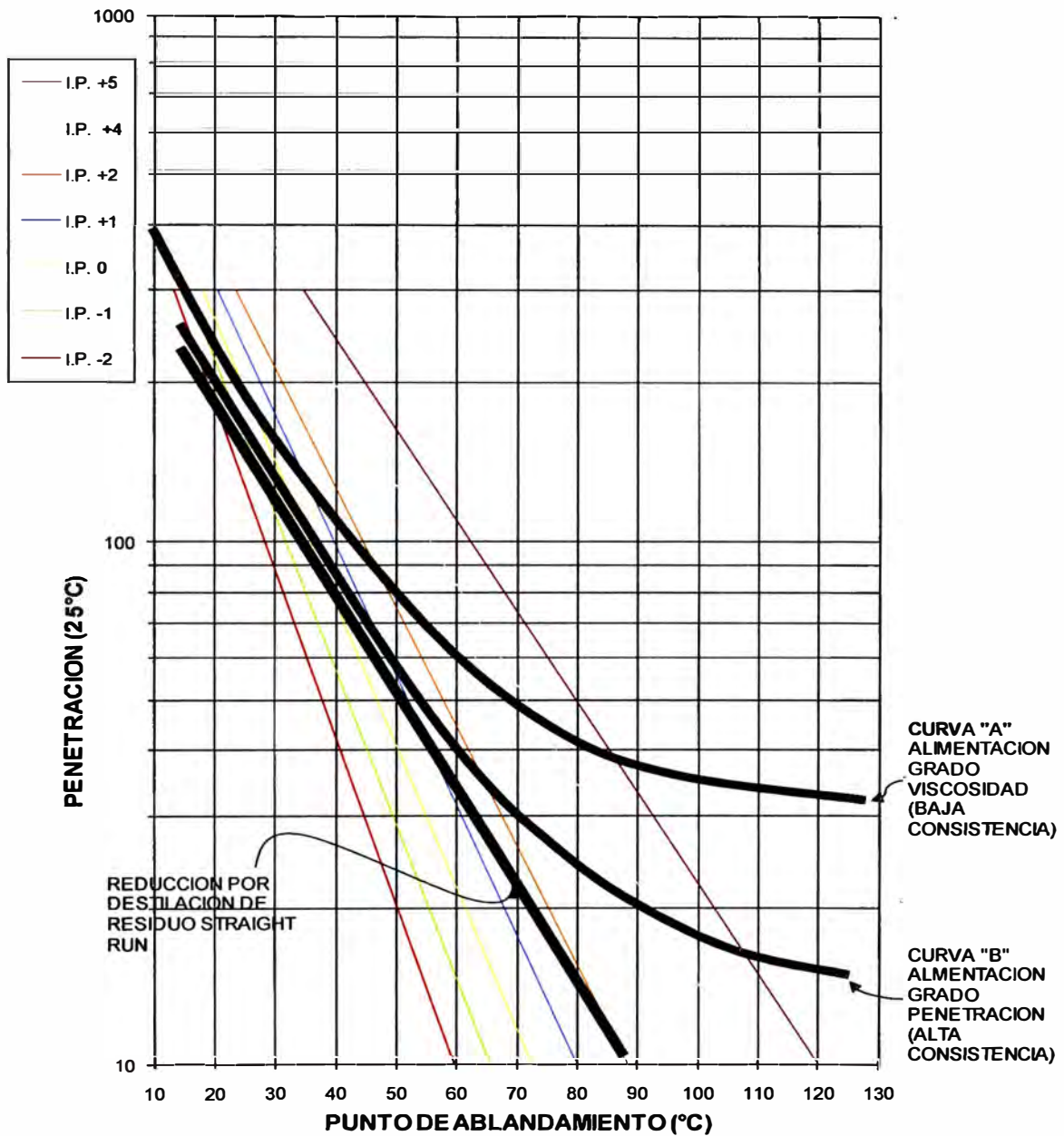
## 5.9.2. Cambios en las Propiedades del Asfalto durante su Oxidación

### 5.9.2.1. Las Propiedades Llave en la Oxidación de Asfalto –La Penetración y el Punto de Ablandamiento

Las especificaciones de asfaltos oxidados se centran esencialmente en las propiedades de Penetración (PEN) y Punto de Ablandamiento (P.A.) y éstas son las propiedades que tienen que atenderse durante la oxidación.

En la gráfica 5.2. se muestran curvas genéricas de la variación de la penetración en función del punto de ablandamiento (curvas “A” y “B”) durante la oxidación, comparadas con una curva obtenida de ir reduciendo un residuo asfáltico por destilación, sin oxidar.

**FIGURA 5.2**  
**RELACIÓN GENERAL PEN / P.A. Y LA VARIACIÓN DEL**  
**INDICE DE PENETRACIÓN**



FUENTE: ELABORACIÓN PROPIA

La curva más baja representa a un asfalto straight run (SR), es decir, producido por destilación al vacío, donde el punto de ablandamiento más alto que se puede obtener, sin producir cracking térmico en forma extensa, es de 195°F. En esta curva una misma alimentación se procesa en una fraccionadora al vacío haciendo cada vez más exigente el fraccionamiento de tal manera de ir reduciendo progresivamente el valor de la Penetración. Esta curva es esencialmente una línea recta.

Las curvas superiores corresponden a alimentaciones de diferente consistencia que han sido progresivamente oxidadas con aire.

La curva intermedia corresponde a una alimentación de alta consistencia, como por ejemplo una alimentación de 400-500 SSF @ 210°F mientras que la curva superior corresponde a una alimentación más blanda, de menor consistencia, como por ejemplo una alimentación de 53 SSF @ 210°F.

Muchas veces la curva intermedia o de alimentación de alta consistencia se denomina "Alimentación de Grado Penetración" ya que es tan alta su consistencia que se puede especificar por su valor de penetración @ 77°F, por ejemplo en el caso anterior con un valor menor de 300 que es el límite práctico para estas mediciones. La curva superior es convenientemente expresada por su viscosidad y por eso se le llama "Alimentación de Grado Viscosidad".

El hecho de que las pendientes de las curvas PEN/P.A., sean en general de mayor valor absoluto para la alimentación de mayor consistencia que para la alimentación de menor consistencia implica una mayor susceptibilidad a los cambios de temperatura de las primeras. Así para una misma PEN el P.A. de la alimentación de mayor consistencia será menor que el respectivo de la alimentación de menor consistencia.

Luego se concluye que a menor consistencia de la alimentación, se obtiene una más baja (menor) susceptibilidad a la temperatura.

En general se concluye lo siguiente:

A la misma penetración los asfaltos oxidados muestran un mayor punto de ablandamiento que los asfaltos S-R por lo que tienen una menor susceptibilidad a la temperatura.

Que se pueden obtener asfaltos con P.A. tan altos como de 300 °F.

Al mismo punto de ablandamiento, el material con la más alta penetración exhibe la más baja susceptibilidad a la temperatura, es decir el cambio en la penetración (consistencia) debido a la temperatura es menor. Ésto se observa claramente cuando observamos que los gradientes PEN/P.A. son más bajos para las cargas más blandas.

Los valores que los asfaltos oxidados exhiban en estas características definirán esencialmente la especificación del asfalto oxidado y serán por ende los parámetros para definir su uso.

En la mayoría de los casos se notará que más que el valor individual de cada propiedad resulta importante considerar relaciones de la Penetración (PEN) y el Punto de Ablandamiento (P.A.).

Con la relación punto de ablandamiento / penetración (P.A./PEN), la calidad del asfalto oxidado se expresa como el valor P.A./PEN expresado en por ejemplo °F/(mm/10) ó °C/(mm/10). Este tipo de relación puede ser muy útil cuando se observa el logro de una especificación de producto. Al respecto se debe considerar lo siguiente:

Cuanto más alto sea el P.A. ó más baja sea la PEN el producto será más duro y la profundidad de la oxidación será mayor, lo que correspondería a una alta relación P.A./ PEN.

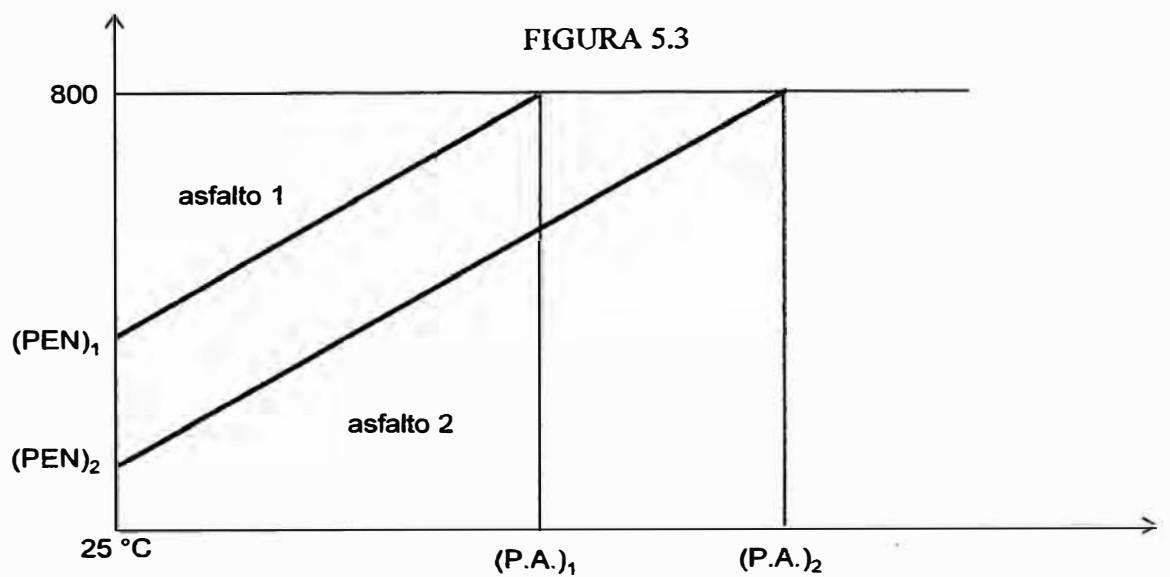
Un asfalto oxidado con bajo P.A. y alto PEN tiene poco soplado y por lo tanto una alta susceptibilidad a la temperatura, lo que correspondería a una baja relación P.A./PEN.

Probablemente la mejor calidad de un asfalto soplado implique un alto P.A. para una alta PEN ya que el asfalto será poco susceptible al cambio de temperatura garantizando plasticidad a altas y bajas temperaturas.

Este tipo de asfalto probablemente sea obtenido desde una oxidación o soplado catalítico y correspondería a un valor medio de la relación P.A./PEN (ver el punto de adición de catalizador).

#### 5.8.2.2. El Índice de Penetración y la Oxidación.

El hecho de que la curva semilogarítmica PEN/P.A. sea una recta para el asfalto straight run implica que el gradiente  $\text{LN}(\text{PEN})/\text{P.A.}$  es constante, tal como se demuestra en la Figura 5.3



Sean "asfalto 1" y "asfalto 2" dos muestras de asfaltos de igual índice de penetración (igual IP). Entonces si el IP es constante:

$$A = [\log(800) - \log \text{PEN } 25^\circ\text{C}] / [\text{PA} - 25]$$



$$- \text{LogPEN}_{25^{\circ}\text{C}} = A (PA - 25) - \text{Log} (800)$$

$$\text{LogPen}_{25^{\circ}\text{C}} = [\text{Log} (800) + A(25)] - A (PA)$$

que corresponde a la gráfica de una línea recta por lo que se demuestra que cuando el IP es constante la grafica de  $\log \text{PEN}_{25^{\circ}\text{C}}$  vs el PA es una línea recta.

Esto a su vez significa que el IP (Índice de Penetración) es el mismo para cualquier punto de la curva correspondiente al residuo SR de la gráfica 5.2. En ella misma se han graficado las rectas correspondientes a IP constantes desde -1 hasta +5, verificándose como el avance de la oxidación para las curvas de asfalto oxidado implica un incremento en el IP del producto, es decir reduciendo su susceptibilidad térmica, según lo explicado en el punto 5.4.6.

#### 5.8.2.3. Cambios en Otras propiedades

Puede observarse en las figuras 5.4 y 5.5 la evolución típica de las propiedades de °API y del Kuop en función del P.A. durante la oxidación, de los que se desprende que se produce un decremento en el °API y un incremento en el Kuop (UOP..), es decir se produce un incremento en la densidad del asfalto y una reducción en su carácter aromático.

Esta variación alcanza normalmente una reducción de la gravedad API en dos unidades y el incremento en 2 décimas del Kuop en el soplado de asfaltos comerciales.(según UOP).

Otras propiedades que varían son la ductilidad, la viscosidad y la adhesión, todas ellas reduciendo su valor con respecto a los originales de la carga.

Hay algunas propiedades cuya variación debe observarse según el uso específico que se le quiera dar al asfalto oxidado como por ejemplo la solubilidad en ácido sulfúrico (asfalto para sellado de baterías), resistencia a los agentes atmosféricos (uso en asfaltos modificados para pavimentación, fabricación de pinturas, membranas

asfálticas para linings y asfalto para impermeabilización de techos),etc. Solubilidad en  $\text{CCl}_4$ , y Contenido de Cenizas, pueden también ser importantes para ciertas aplicaciones.

## 5.10. Las Variables del Proceso de Oxidación.

### 5.10.1. Efecto de las Variables Operativas sobre la Oxidación del Asfalto

Establecido el objetivo de obtener un asfalto oxidado debemos considerar que la calidad de dicho producto dependerá principalmente de:

- Las propiedades de la Carga, esencialmente definidas por la Gravedad API, su Kuop, su viscosidad y su composición expresada en los componentes definidos anteriormente (ver el punto 5.8.1).
- El grado de Soplado, es decir la extensión de la oxidación a la que se someta la carga. En un proceso batch esencialmente **el grado de soplado dependerá del tiempo de oxidación.**

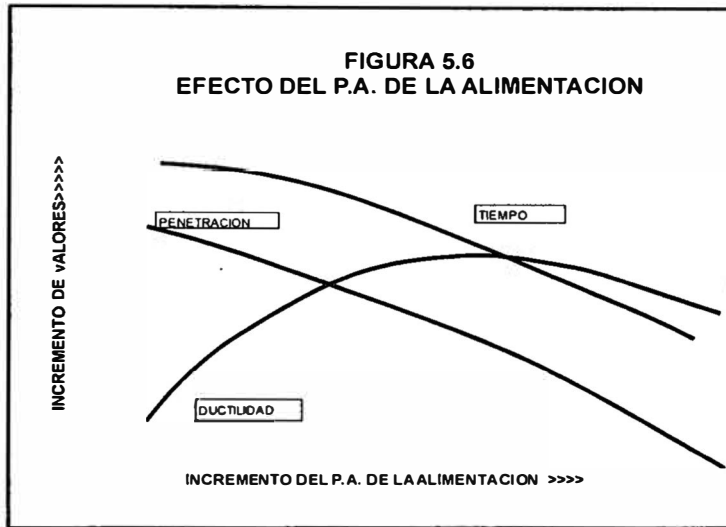
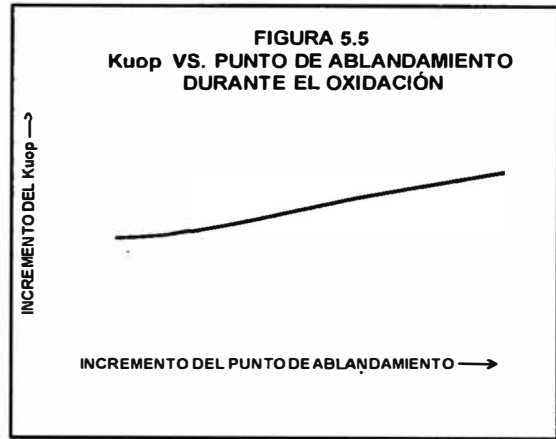
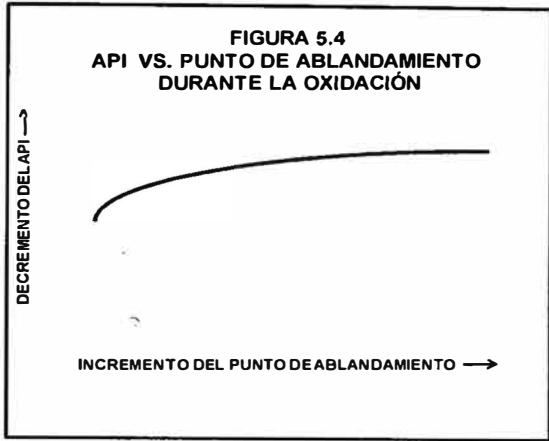
Dentro del proceso en sí, establecida una carga y un tiempo de oxidación, las variables importantes en orden de jerarquía son:

- El catalizador si se emplea
- La temperatura de Soplado
- El rate de aire (por unidad de volumen o peso de carga)

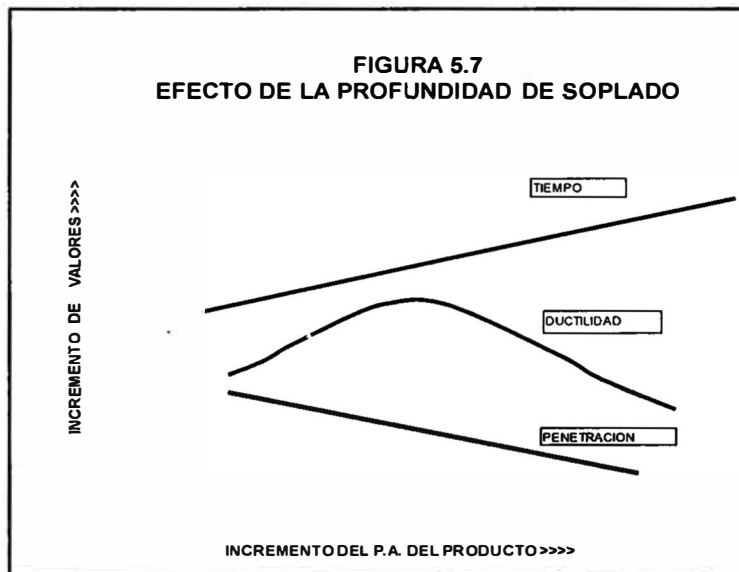
Bajando en la jerarquía se debe considerar:

- La presión en el oxidador
- Variables de Diseño del Oxidador que afectan la intensidad y dirección de la reacción de oxidación, como son parámetros de diseño del distribuidor de aire de oxidación, velocidad y tipo de agitación en el oxidador, recirculaciones de producto en proceso, altura del asfalto en el oxidador, temperatura de ingreso del aire al oxidador, etc.

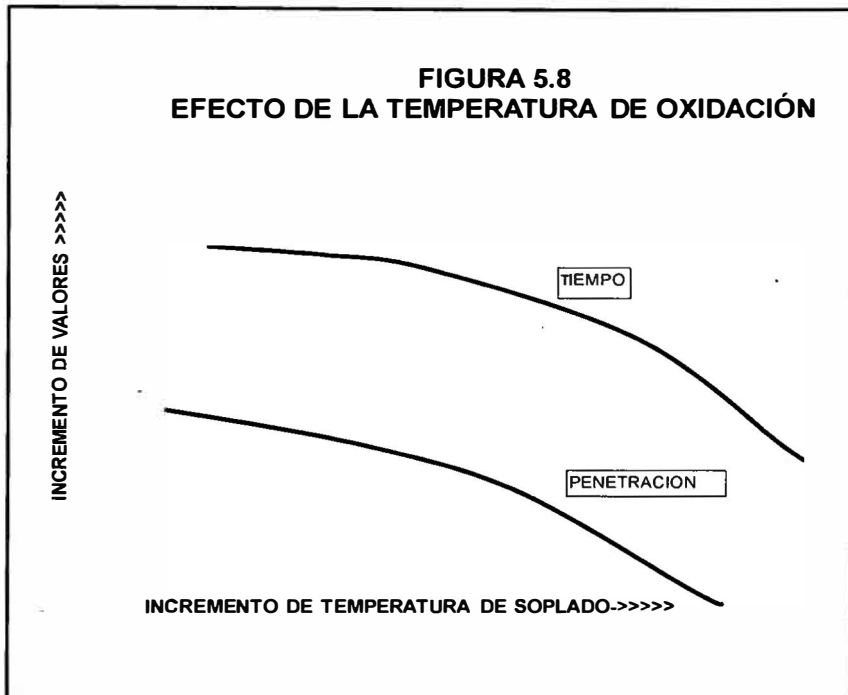
Observar las figuras 5.6, 5.7, 5.8, 5.9 y 5.10 (UOP Design Engineering Seminar – 1980) que se muestran a continuación.



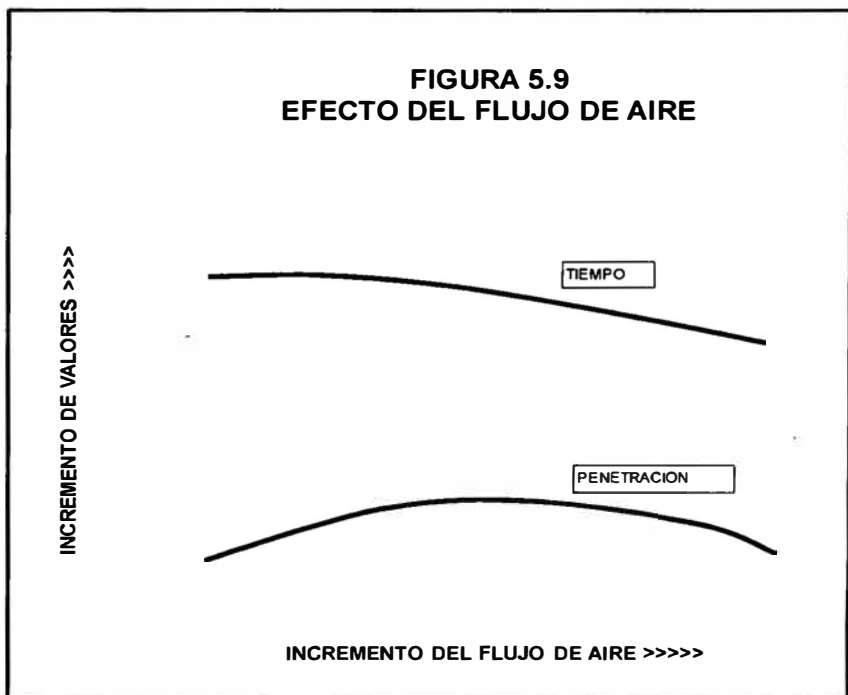
CUANTO MÁS ALTO EL PUNTO DE ABLANDAMIENTO DE LA ALIMENTACION, SOPLANDO A UN MISMO PUNTO DE ABLANDAMIENTO FINAL, SE OBSERVA QUE LA PENETRACION DEL PRODUCTO SERA MÁS BAJA Y MENOR SERÁ EL TIEMPO DE SOPLADO. LA DUCTILIDAD SERÁ LIGERAMENTE MÁS ALTA



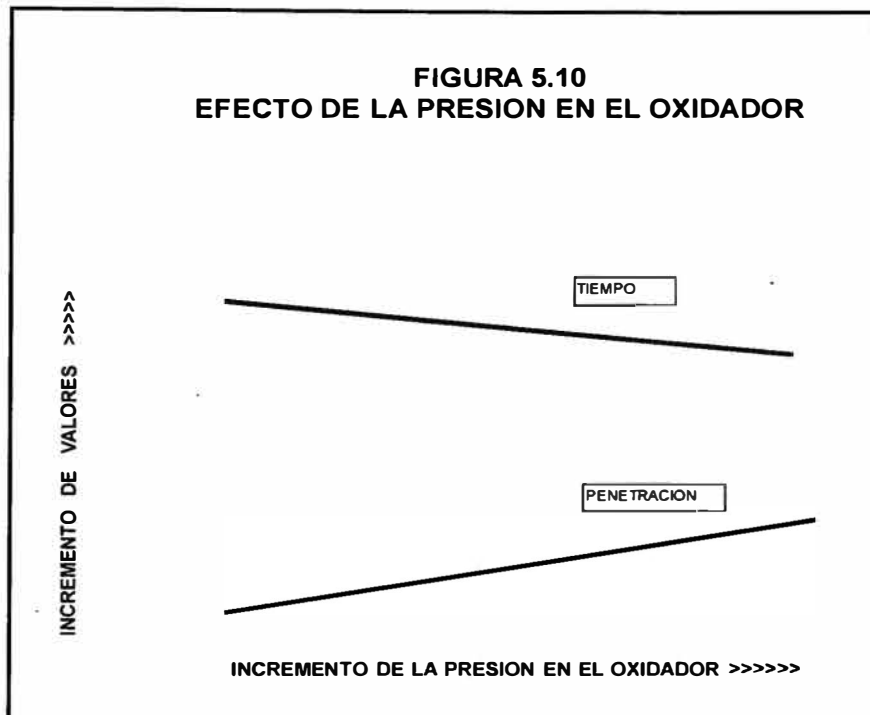
CON LA MISMA ALIMENTACION PERO SOPLANDO A MAYOR PUNTO DE ABLANDAMIENTO SE OBSERVA QUE LA PENETRACION DEL PRODUCTO SERA MÁS BAJA, MAYOR SERA EL TIEMPO DE OXIDACIÓN Y LA DUCTILIDAD SERA LIGERAMENTE MÁS BAJA EN LA MAYOR PARTE DE LOS CASOS.



OXIDANDO LA MISMA ALIMENTACION, HASTA EL MISMO PUNTO DE ABLANDAMIENTO DEL PRODUCTO PERO INCREMENTANDO LA TEMPERATURA DE SOPLADO, LA PENETRACION DEL PRODUCTO SERA MAS BAJA Y MENOR SERA EL TIEMPO DE SOPLADO



OXIDANDO LA MISMA ALIMENTACION HASTA EL MISMO PUNTO DE ABLANDAMIENTO DEL PRODUCTO, A MAS ALTOS FLUJOS DE AIRE EL CAMBIO EN LA PENETRACION DEL PRODUCTO NO TIENE TENDENCIA DEFINIDA Y MENOR SERA EL TIEMPO DE OXIDACIÓN.



OXIDANDO A LA MISMA ALIMENTACION HASTA EL MISMO PUNTO DE ABLANDAMIENTO DEL PRODUCTO, VARIANDO LA PRESION EN EL OXIDADOR SE OBSERVA QUE MENOR SERA EL TIEMPO DE OXIDACION Y LA PENETRACION SERA MAS ALTA

De ellas se extraen las siguientes conclusiones:

Oxidando a un mismo nivel de punto de ablandamiento en el producto, conforme el punto de ablandamiento de la carga se hace más alto la penetración del producto será más baja, el porcentaje de pérdida de producto será más pequeño, el tiempo de soplado será menor y la ductilidad será más alta.

Para una misma alimentación si se desea incrementar el grado de soplado el tiempo de sopado será mayor, la penetración del producto será más baja, las pérdidas serán mayores y (para los niveles promedio de oxidación) la ductilidad será menor.

Al incrementar la temperatura de soplado, para obtener un producto del mismo punto de ablandamiento desde la misma alimentación (carga) el tiempo de soplado será más corto, la penetración será más baja y el porcentaje de pérdidas será mayor.

Al incrementar el rate de aire (flujo de aire por unidad de peso de carga en el caso batch), para obtener un producto del mismo punto

de ablandamiento desde la misma alimentación (carga) el tiempo de soplado será más corto, la penetración será más alta (en la mayor parte de los casos) y el porcentaje de pérdidas será mayor.

Al incrementar la presión en el oxidador, para obtener un producto del mismo punto de ablandamiento desde la misma alimentación (carga) el tiempo de soplado será más corto, la penetración será más alta y el porcentaje de pérdidas será mayor.

#### 5.10.2. La adición de catalizadores y la Relación PEN/PA.

Tanto las correspondencias de P.A./PEN, así como la velocidad de oxidación pueden controlarse adicionando catalizadores la mayoría de los cuales son sales inorgánicas como  $P_2O_5$ ,  $Cl_3Fe$ ,  $Cl_2Zn$ ,  $Al_2O_3$ ,  $SO_4Cu$ .

Ellos varían el peso molecular de los asfaltenos producidos y su grado de peptización, aumentando la penetración (disminuyendo la dureza) del asfalto oxidado con respecto al asfalto soplado sin catalizador, para el mismo punto de ablandamiento.

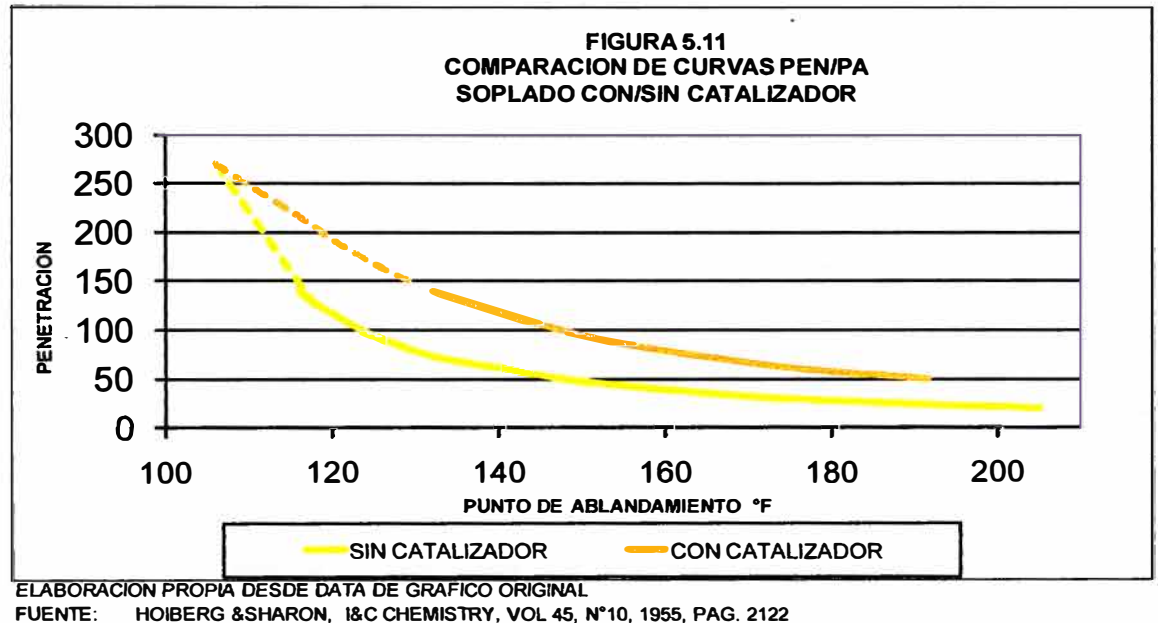
El efecto del catalizador sobre la relación PEN/P.A. puede observarse sobre la gráfica 5.11 y puede interpretarse como un efecto similar al que correspondería el haber reducido la consistencia de la alimentación ya que la curva con catalizador se ubica por encima de la curva original.

Sin embargo como la adición de catalizador no sólo modifica la Relación PEN/P.A. sino que acelera las reacciones de oxidación, es de esperarse que un P.A. objetivo se alcance en menor tiempo que el tomaría para una carga de menor consistencia para un similar valor de PEN.

En general realizándose el soplado con un catalizador, se obtiene un producto con mayor penetración y por lo tanto una mayor flexibilidad a temperaturas elevadas para un P.A. dado. (Villavicencio y Bonet – Oxidación Catalítica de Asfalto – 4to. Congreso Nacional 1er. Latinoamericano de Petroquímica – 1976 – Tomo IV-pag. 251).

La variación de la PEN con el PA cuando se utiliza catalizador es fuertemente dependiente del nivel de adición de catalizador (ver la figura 5.12).

La adición de catalizador como el  $P_2O_5$  se acostumbra aplicar hasta en un 3% de la carga dependiendo de la naturaleza de ésta última y de las características deseadas en el producto final.



### 5.11. Proceso General de Obtención de Asfalto Oxidado.

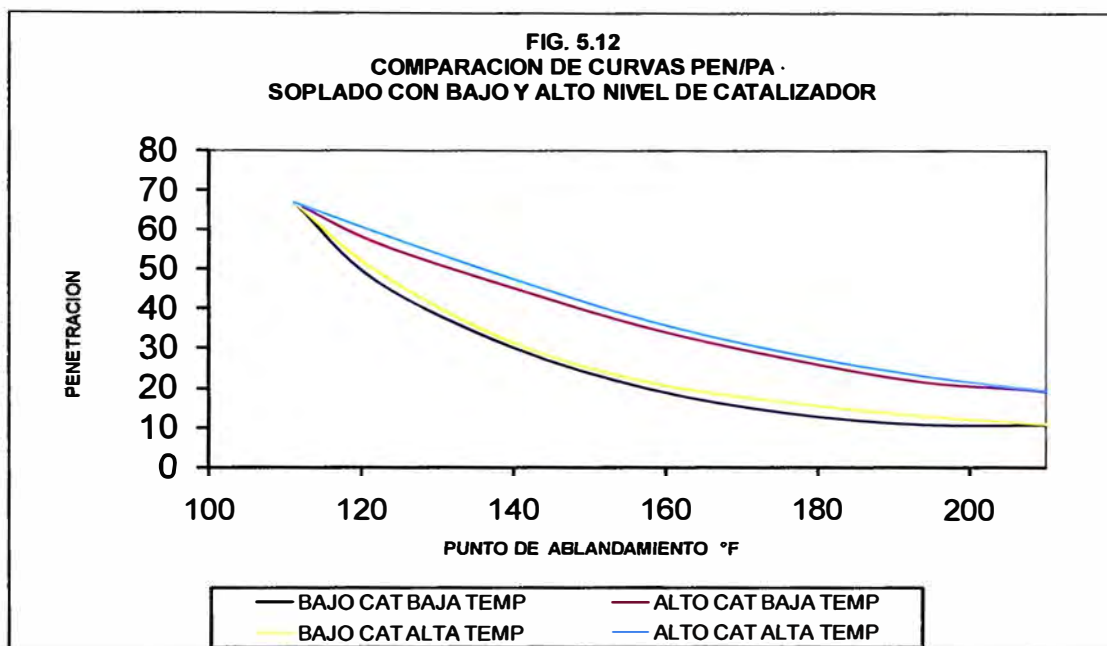
El proceso prácticamente estándar para obtener asfalto oxidado consiste esencialmente en la inyección de aire a una temperatura elevada trabajando sobre una masa asfáltica como carga. Esto origina una reacción esencialmente exotérmica.

El proceso industrial tiene las siguientes etapas básicas:

#### 5.11.1. Preparación de la Carga Asfáltica al Oxidador y Bombeo de la Carga a la Planta.

Es posible que la carga asfáltica al reactor requiera ser preparada, ya que puede consistir de una mezcla de corrientes asfálticas de refinería y si fuera necesario gasóleos pesados y cortes lubricantes, los cuales al agregarse permiten obtener las especificaciones del producto oxidado.

los cuales al agregarse permiten obtener las especificaciones del producto oxidado.



ELABORACION PROPIA DESDE DATA DE GRAFICOS ORIGINALES  
 FUENTE: VILLAVICENCIO : OXIDACION CATALITICA DE ASFALTOS. 1ER CONGRESO LATINOAMERICANO DE PETROQUIMICA 1976 -Bariloche - Argentina  
 NIVEL BAJO DE CATALIZADOR 0.10% NIVEL BAJO DE TEMPERATURA 450°F  
 NIVEL ALTO DE CATALIZADOR 3.00% NIVEL ALTO DE TEMPERATURA 500°F  
 CATALIZADOR PENTÓXIDO DE FÓSFORO

La preparación puede hacerse en línea a partir de corrientes de tanques de almacenamiento o si fuera el caso directamente de equipos de producción como las torres de vacío.

Para esta operación se consideran las prácticas usuales de almacenamiento a granel de asfalto y bombeo de materiales asfálticos.

Los materiales asfálticos se almacenan a temperaturas entre los 200°F y 300°F (95°C y 150°C) aunque tanques de despacho pueden estar a temperaturas más altas para favorecer el flujo de los productos (entre 350°F-175°C y 425°F-220°C).

Un diseño de los sistemas de almacenamiento debería hacer referencia a normas de manipulación de asfalto como las que se consignan en la Tabla 5.5



**TABLA 5.5**

**GUIA DE TEMPERATURAS PARA MANIPULACION Y ALMACENAMIENTO DE ASFALTOS**

TIPO Y GRADO	(1):				(2)					
					MINIMA TEMPERATURA DE BOMBEO (*)		TEMPERATURA DE MEZCLADO (**)		MAX. TEMPERATURA	
	FLASH MÍNIMO		TEMP. ALMACENAM.		°C.	°F	°C.	°F	°C.	°F
CEMENTO STRAIGHT RUN										
PEN 40-50	232	450	196	385	115	239	165	329	200	392
PEN 60-70	232	450	191	375	110	230	160	320	200	392
PEN 85-100	232	450	185	365	105	221	155	311	200	392
PEN 120-150	219	425	179	365						
PEN 200-300	177	350	168	335	95	203	135	275	190	374
ASFALTO LÍQUIDO INDUSTRIAL (ALI)	27	80	91-99	195-210	35-65	95-150	70-105	158-221	125-160	257-320
ASFALTO SÓLIDO INDUSTRIAL (ASI)										
160 - 180					150	302	195	383	230	446
180-200					165	329	210	410	230	446
200-220					175	347	220	428	230	446

(\*): SOBRE UNA MÁXIMA VISCOSIDAD DE BOMBEO DE 2000 CST (1000 SSF)

(\*\*): SOBRE UNA VISCOSIDAD DE MEZCLA DE 200 CST (100 SSF)

FUENTE:

(1): AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE- PUBLICACION 2023 - 1976:

"GUIDE FOR SAFE STORAGE AND HANDLING OF HEATED PETROLEUM-DERIVED ASPHALT PRODUCTS AND CRUDE OIL RESIDUA "

(2):BRITISH ESTÁNDAR BITUMEN SAFETY CODE I-P

Para el bombeo del asfalto se emplean tuberías que tienen provistos medios de calentamiento (usualmente serpentines de vapor) y de aislamiento de tal manera que el asfalto tenga una viscosidad menor a los 5000 SSU durante su bombeo. Típicamente se esperan viscosidades de bombeo del orden de 500 SSU.

Se toma especial precaución para mantener limpias todas las líneas después de usarse empleando gasóleos o aceites pesados como medio de desplazamiento, por lo que las "pegas" de tuberías y conexiones respectivas deben tomarse en cuenta.

Si fueran necesarios mezcladores de línea pueden considerarse los de plato de orificio como los más usuales.

#### 5.11.2. Precalentamiento de la Carga.

Empleando un horno se debe elevar la temperatura del asfalto hasta la temperatura de oxidación.

Es probable que se empleen corrientes de asfalto provenientes de la torre de destilación al vacío a 600-650°F por lo que en vez de calentar se requieren enfriadores para llevar el producto a 500-530°F que es el rango de la temperatura de oxidación.

#### 5.11.3. Oxidación

La carga precalentada ingresa al reactor (oxidador) donde se produce la oxidación del asfalto entre 425°F-550 °F (220°C - 280°C).

La oxidación es una reacción exotérmica (Calor de reacción promedio de aproximadamente 2 BTU/Lb asfalto/°F de incremento en el P.A.)

Al reactor ingresan además de la carga de oxidación, el aire que reaccionará con la carga (25-200 SCF.aire/min/ton. carga) y agua o vapor de agua que se emplea como medio de enfriamiento brusco cuando no es posible controlar la elevación de la temperatura exclusivamente con la reducción o corte de la inyección de aire.

Del reactor salen tanto el producto como el vapor de salida. El vapor de salida está constituido por los componentes del aire que no han reaccionado así como gases elementales generados durante la

reacción e hidrocarburos livianos (generados por algún incipiente craqueo en puntos de estancamiento o calientes del reactor) y arrastre de pesados. Una composición típica de gases efluentes se muestra en la Tabla 5.6.

**TABLA 5.6**  
**COMPOSICION TIPICA DE GASES DE SALIDA DE UN OXIDADOR DE ASFALTOS**

COMPONENTE	OXIDADOR CONTINUO WILSHIRE, CALIFORNIA	OXIDADOR CONTINUO EUROPEO	OBSERVACION
	NITROGENO	66.00	
OXIGENO	2.80	4.60	
DIOXIDO DE CARBONO	0.80	0.30	
MONOXIDO DE CARBONO	0.30	} 0.50	
ACIDO SULFHÍDRICO	0.01		
AMONIACO	0.04		
HIDROCARBUROS (*)	0.05	} 30.00	
VAPOR DE AGUA	30.00		
(*) PRINCIPALMENTE HIDROCARBUROS LIGEROS C <sub>1</sub> A C <sub>5</sub>			

FUENTE: UNIVERSAL OIL PRODUCTS (U.O.P.) - ASPHALT OXIDIZER - DESIGN ENGINEERING SEMINAR - 1980

#### 5.11.4. Enfriamiento

Se controla la oxidación analizando en laboratorio, muestras de la carga en el reactor, donde se mide el progreso en el P.A.

Una vez llegada la oxidación al punto deseado debe enfriarse el producto hasta niveles de 340 °F (170 °C aproximadamente).

El enfriamiento puede realizarse en el mismo oxidador o bombeando el producto a un enfriador y luego pasar directo a su envasado.

En el caso de la producción de asfaltos líquidos, la masa asfáltica oxidada debe ser enfriada antes de mezclarse con el diluyente (Solvente N#3) a niveles del orden de 120°C máximo.

Normalmente la preparación del asfalto líquido se lleva a cabo en un tanque de mezcla, al cual entran las corrientes premezcladas en línea homogeneizándose dentro de éste.

#### 5.11.5. Envasado

Los asfaltos oxidados con un punto de ablandamiento mayor a los 160/180°F se envasan corrientemente en tambores de fibras provistos de una envoltura interior de arcilla que permite despegar el tambor del asfalto sin mayor dificultad. También se emplean tambores de metal (lo más común en nuestro medio) los que pueden ser de "un solo despacho" fabricándose con láminas delgadas (ejemplo 24 gauge) o empleando los tambores de metal corrientes de pared más gruesa (gauge de 16 a 18) los que también se emplean para los asfaltos oxidados líquidos.

#### 5.11.6. Otras Operaciones Auxiliares.

##### 5.11.6.1. Adición de Catalizador

Si es necesaria la adición de catalizador al oxidador, se debe disponer de un drum de catalizador preparado (esencialmente el químico catalizador diluido o dispersado en un medio adecuado como un gasóleo pesado) y un sistema de dosificación constituido por una bomba dosificadora y una conexión a la línea que lleva la carga al oxidador, o directamente una pega a él.

Para la facilidad de dispersión del catalizador el drum podría incluir un agitador de mezcla.

##### 5.11.6.2. Tratamiento del Gas Efluente

El gas efluente debe ser tratado antes de ser expulsado a la atmósfera con el fin de evitar contaminar el ambiente.

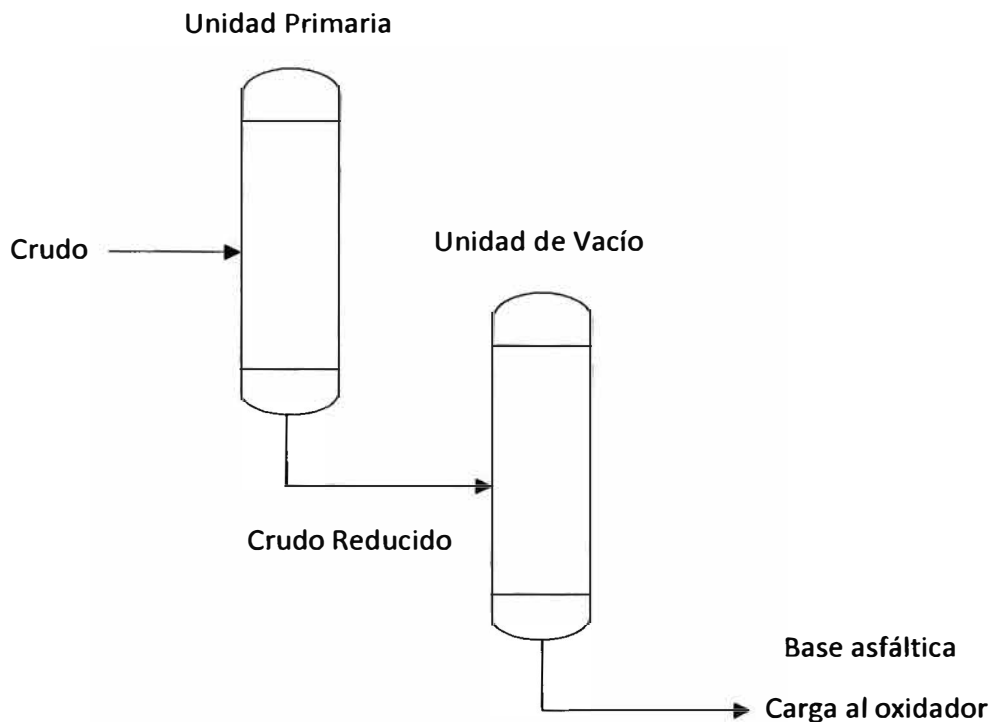
Entre las alternativas pueden figurar un condensador barométrico o rociador con agua que enfría el gas efluente y atrapa algunos componentes de éste por disolución o arrastre.

El gas purificado puede ser enviado a la atmósfera o ser incinerado.

## 5.11. Carga de Oxidación.

### 5.11.1. Características de Crudos para obtener Asfaltos.

- La carga de oxidación consiste esencialmente en una base asfáltica obtenida por destilación al vacío de crudo reducido obtenido de una unidad atmosférica.



Los crudos peruanos de la Selva confieren a los asfaltos buena adherencia, pero pobre ductilidad y están conformados por hidrocarburos mixtos.

Los crudos livianos de la Selva tienen un rendimiento muy bajo de asfalto. Están conformados por una alta cantidad de hidrocarburos parafínicos y presentan pésima ductilidad.

Los crudos HCT de Talara y del Zócalo Continental del noroeste (HCT-ONO) permiten obtener asfaltos de muy buena ductilidad pero una adherencia que a lo máximo llega al 95%. Está conformado por mezcla de hidrocarburos parafínicos e intermedios.

Los crudos LCT-ONO de la misma zona confieren buena ductilidad y mejor adherencia que los crudos HCT anteriormente mencionados. Están conformados por hidrocarburos nafténicos y aromáticos y presentan una

mayor proporción en hidrocarburos polares-aromáticos que el crudo HCT-ONO.

#### 5.11.2. Características de los Cementos Asfálticos para Carga de Oxidación.

- Las especificaciones de cementos asfálticos se muestran en la Tabla 5.7 y valores de análisis típicos de cementos asfálticos que se pueden emplear como carga de oxidación se muestran en el Tabla 5.8. Una amplia discusión de las propiedades consideradas ha sido trabajada en la primera sección del presente informe.

#### 5.11.3. Características de Cortes y Destilados para Carga de Oxidación.

Algunas veces se puede modificar la carga de oxidación agregando a la base asfáltica cortes pesados.

Estos cortes generalmente son destilados que según sus características específicas podrían conformar otros productos como bases para preparación de lubricantes, diesel o residuales.

Su uso en una carga de oxidación de asfalto depende desde el punto de vista económico en su mejor disponibilidad para este fin que para otros como los citados. Es decir en que opción encuentra su mejor valor.

Desde el punto de vista técnico, para modificar cargas de oxidación, tiene como efecto elevar la PEN para un P.A. dado y de esa manera conseguir la especificación del producto oxidado que se desea fabricar, similar al efecto de adicionar catalizador, con la diferencia sustancial que en este último caso la oxidación transcurrirá más rápido.

Este hecho marca otra condición para la evaluación económica de usar cortes en la carga, al comparar con el uso de catalizador.

Características de cortes que en forma referencial pueden emplearse son las reportadas en Tabla 5.9. Especial cuidado debe tenerse en los puntos de inflamación y el punto inicial de ebullición de los cortes, debido a la alta temperatura durante el proceso de oxidación. Para esto son deseables puntos de inflamación por encima de 270 °C e IBP del orden de los 370 °C.

**TABLA 5.7  
ESPECIFICACIONES NACIONALES DE CEMENTOS ASFALTICOS**

INSPECCIONES	METODO AASHTO* M 20	METODO ASTM** D 946	C.A. 20/30 PEN		C.A. 40/50 PEN		C.A. 60/70 PEN		C.A. 85/100 PEN		C.A. 120/150 PEN	
			MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.	MIN.	MAX.
PENETRACION @ 25°C, 100g, 5s, 0.1 mm	T 49	D 5	20	30	40	50	60	70	85	100	120	150
DUCTILIDAD @ 25°C, 5 cm/min, cm	T 51	D 113	55		100		100		100		100	
VISCOSIDAD CINEMATICA, cst @ 135°C	T 201	D 2170	240		240		200		170		140	
SOLUBILIDAD EN TRICLORO ETILENO, % MASA	T 44	D 2042	99		99		99		99		99	
PUNTO INFLAMACION, °C CLEVELAND COPA ABIERTA	T 48	D 92	232		232		232		232		218	
GRAVEDAD ESPECIFICA @ 15.6°C/15.6°C	T 228	D 70	0.94	1.0	0.94	1.04	0.94	1.04	0.94	1.04	0.94	1.04
SUCEPTIBILIDAD TERMICA PRUEBA DE CALENTAMIENTO SO BRE PELÍCULA FINA, 3.2 MM, 163°C, 5 HRS.	T 179	D 1754										
Pérdida por Calentam, %masa		D 6		0.9		0.9		0.9		1.0		1.5
Penetración retenida, % vol. del original	T 49	D 5	55		55+		52+		47+		42+	
Ductilidad @ 25°C, 5 cm/min, cm	T 51	D 113	25		50		50		75		100	
INDICE DE SUCEPTIBILIDAD TERMICA	FRANCES RLB 1-1964		-1	1	-1	1	-1	1	-1	1	-1	1
ADHERENCIA revestimient-desprendim. mezcla agregado-bitumen, %	-----	D 1664	>95		>95		>95		>95		>95	
ENSAYO DE LA MANCHA solvente heptano-xileno 20%	T 102	-----	NEGATIVO		NEGATIVO		NEGATIVO		NEGATIVO		NEGATIVO	
PUNTO DE ABLANDAMIENTO, °C	T 53	D 2398	50	59	45	55	45	55	43	53	35	45

\*: ASOCIACION AMERICANA DE CARRETERAS ESTATALES Y TRANSPORTES OFICIALES (AASHTO)

\*\* : SOCIEDAD AMERICANA PARA ENSAYOS DE MATERIALES (ASTM)

FUENTE: PETROPERÚ S.A. "ESPECIFICACIONES DE CALIDAD - ASFALTOS SÓLIDOS PARA PAVIMENTACION"

BOLETIN DE PRODUCTO: ASFALTOS - 1995 -

**TABLA 5.8**  
**ESPECIFICACIONES Y CARACTERISTICAS TÍPICAS DE ESPECIFICACION DE CEMENTOS ASFÁLTICOS EN 1992**

INSPECCIONES	MÉTODO ASTM	C.A. P. 85/100 PEN				C.A. P. 60/70 PEN			
		ASTM/AASHO ESPECIFICACION		TÍPICO REFINERIA TALARA	TÍPICO REFINERIA CONCHAN	ASTM/AASHO ESPECIFICACION		TÍPICO REFINERIA TALARA	TÍPICO REFINERIA CONCHAN
		MIN.	MAX.			MIN.	MAX.		
CRUDO DE ORIGEN				ONO-HCT	SELVA/ONO			ONO-HCT	SELVA/ONO
PENETRACION @ 25°C, 100g, 5s, 0.1 mm	D 5-86	85	100	97	91	60	70	67	63
DUCTILIDAD @ 25°C, 5 cm/min, cm.	D 113-86	100			150	100			150
PUNTO DE ABLANDAMIENTO anillo y bola, °C	D 36-86			45.8				46.1	
VISCOSIDAD CINEMATICA @ 135°C, cst. CINEMATICA @ 98.9°C, cst. SSF @ 135°C, seg.	D 2170 -85	170		266	2049	200		2617 293	3168
SOLUBILIDAD EN TRICLORO ETILENO. % MASA	D 2042-85	99		99.7	99.8	99		99.7	99.8
PUNTO INFLAMACION, °C CLEVELAND COPA ABIERTA	D 92-85	232		309	304.5	232		315	306
GRAVEDAD ESPECIFICA @ 15.6°C/15.6°C	D 70-86	REPORTAR				REPORTAR		9.8	
SUCEPTIBILIDAD TERMICA PRUEBA DE CALENTAMIENTO SO- BRE PELÍCULA FINA, 3.2 MM, 163°C, 5 HRS.	D 1754-87								
Pérdida por Calentam, %masa	D 6-85		1		0.2		0.9		0.1
Penetración Retenida, % del del original	D 5-86	47			54	52			62.5
Ductilidad @ 25°C, 5 cm/min, cm.	D 113-86	75		144	116	50		>149	69
INDICE DE SUCEPTIBILIDAD TERMICA	FRANCES RLB 1-1964	REPORTAR		-0.6		REPORTAR		-1.5	
INDICE DE PENETRACION				0.9				0.7	
ADHERENCIA revestimient-desprendim. %	D 1664-85	REPORTAR		95%	>95%	REPORTAR		>95	
PRUEBA DE LA MANCHA, 35% Xileno				negativo				negativo	

FUENTES:

PETROPERÚ S.A. - ESPECIFICACIONES DE ASFALTOS PETROPERU - 1992

PETROPERÚ S.A. - CUADROS DE ANÁLISIS TÍPICOS PETROPERU - 1992



**TABLA 5.9**  
**CARACTERISTICAS DE CORTES DE PETROLEO QUE PODRIAN MODIFICAR LA CARGA DE OXIDACION -1995**

INSPECCIONES	METODO ASTM	NOMBRES REFERENCIALES Y LUGARES DE OBTENCION					
		D.L. 125 / 200 REF. TALARA	ABN 1200 REF. TALARA	RONAX 250 REF. CONCHAN	RONAX 500 REF. CONCHAN	GASOLEO DE VACIO REF. CONCHAN	D.L. 75 / 85 REF. TALARA
COLOR ASTM	D 1500	>8	3	Oscuro	oscuro		3
GRAVEDAD API @ 15.6°C	D 287	19.3	21.3	16.5	13.8	24.7	25.2
VISCOSIDAD CINEMATICA, cst @ 40°C @ 100°C	D 2170	748.8 38.4	246.2 14	51	98.2	37	15.2 8.1
PUNTO INFLAMACION, °C CLEVELAND COPA ABIERTA	D 92	281	236	251	260		
PENSKY-MARTENS, COPA CERRADA	D 93					118	132
PUNTO DE FLUIDEZ, °C	D 97	-10	-15	2	13		-30
AGUA Y SEDIMENTOS, %VOL		0.05	0.1				0.1
NUMERO DE NEUTRALIZACION	D 974	0.03	0.06				0.08
CORROSION	D 130	1	1				1

FUENTE: ANALISIS TIPICOS DE PRODUCTOS PETROPERU - 1993 -DOCUMENTACION INTERNA  
 BOLETIN DE PRODUCTOS PETROPERU - 1995  
 DOCUMENTO INTERNO PETROPERU TCPI-PRI-432-83

#### 5.11.4. Características de la Carga de Oxidación y la Obtención de Productos.

La carga de oxidación se escoge para que en un tiempo dado de oxidación de ésta pueda encontrarse la especificación del producto oxidado.

Como las especificaciones de los productos oxidados dan predominio a los valores de P.A. y PEN el escogimiento de la carga se basa en:

P.A. y PEN de la carga

Variación adecuada del P.A. con la PEN durante la oxidación.

Tiempo adecuado de oxidación para llegar al producto especificado.

Cuando la operación es por lotes como se ha previsto para este estudio, el tiempo de oxidación es una variable manejable a voluntad, de relativa importancia

Resulta más importante entonces encontrar la carga que permita llegar al par de valores PEN – P.A. dentro de la especificación del producto que deseamos obtener.

Esto va a depender esencialmente de las otras dos criterios para escoger la carga, es decir los valores PEN-P.A. de la carga y su variación con la oxidación.

En cuanto a la obtención de productos el producto más importante por el mayor volumen de producción del cual se derivan los asfaltos oxidados líquidos es aquel cuyo P.A. se ubica entre 160°F y 180°F y antiguamente en el Perú se le comercializaba como ASI 160-180 o en denominación internacional ASTM D312 tipo II.

Sin embargo se observa que en general, los otros productos como ASI 160/180, 180/200 y 200/220 en denominación antigua ó según especificaciones internacionales ASTM D 312 tipo II, III y IV son obtenibles variando el tiempo de oxidación con la misma carga.

TABLA 5.10

CUADRO DE REQUERIMIENTO DE PRODUCCION EN EL OXIDADOR

ANTIGUA DENOMINACION NACIONAL	DENOMINACION INTERNACIONAL	PAIS	ESTIMADO VOLUM. DE VENTA SEGÚN PRODUCTO (%) (1)	DESGLOSE SEGÚN FORMULA		PRODUCCION EN EL OXIDADOR EX PRESADO BASE 100	CARGA I (*)	CARGA 2 (**)
				ASI 160/180 ASTM D-312 TIPO II	SOLV. #3 ó VARSOL			
ASI 160/180	ASTM D-312 TIPO II	U.S.A.	48.48%			65.57%	90.16%	
ASI 180/200	ASTM D-312 TIPO III	U.S.A.	10.61%			11.48%		
ASI 200/220	ASTM D-312 TIPO IV	U.S.A.	6.06%			6.56%		
ASI 70/100	ROUTIER 80/100	FRANCIA	6.06%			6.56%		
ALI 60	ALI 125 (TIPO 60)	ACTUAL NACIONAL	3.03%	1.21%	1.82%	0.00%		
ALI 150	ALI 310 (TIPO 150)	ACTUAL NACIONAL	10.61%	6.36%	4.24%	0.00%		
ALI 200	ALI 200 (TIPO 200)	ACTUAL NACIONAL	6.06%	4.55%	1.52%	0.00%		
BREA 160/180	ASTM D- 449 TIPO C	U.S.A.	7.58%			8.20%	} 9.84%	
BREA 180/200	ASTM D-3141	U.S.A.	1.52%			1.64%		
TOTALES			100.00%	12.12%	7.58%	100.00%		

(1): CONFORMACIÓN DEL MERCADO NACIONAL DE ASFALTOS OXIDADOS EN 1992

(\*): CARGA 1 ES LA CARGA CAPAZ DE PRODUCIR POR OXIDACION TODOS LOS PRODUCTOS BAJO EL CORCHETE INDICADO

(\*\*): CARGA 2 ES LA CARGA CAPAZ DE PRODUCIR POR OXIDACION TODOS LOS PRODUCTOS BAJO EL CORCHETE INDICADO

FUENTES

PETRO-PERU S.A. "MANUFACTURA DE ASFALTOS EN LIMA"- DOCUMENTO INTERNO - GER-PIN723-83

TABLA 5.3 ESPECIFICACIONES INTERNACIONALES DE ASFALTOS OXIDADOS

Luego, según el estimado de la Tabla 5.10 el 90% de la producción en el oxidador podrá realizarse con una misma carga y sólo un 10% requeriría otra carga de mayor consistencia.

Luego el producto objetivo a obtener por oxidación de asfaltos es el ASI 160-180 o en denominación internacional ASTM D312 tipo II.

## 5.12. Ensayos de Oxidación A Nivel Piloto para determinar la idoneidad de la Carga de Oxidación.

### 5.12.1. Objetivo

Determinar las características de la carga de oxidación que permita obtener de ella los principales productos que se planean producir.

Determinar en forma aproximada los tiempos de proceso requeridos para la obtención de productos.

Observar el efecto de las principales variables en el proceso de oxidación para hacer un escogimiento adecuado en el diseño de la planta.

### 5.12.2. Equipo

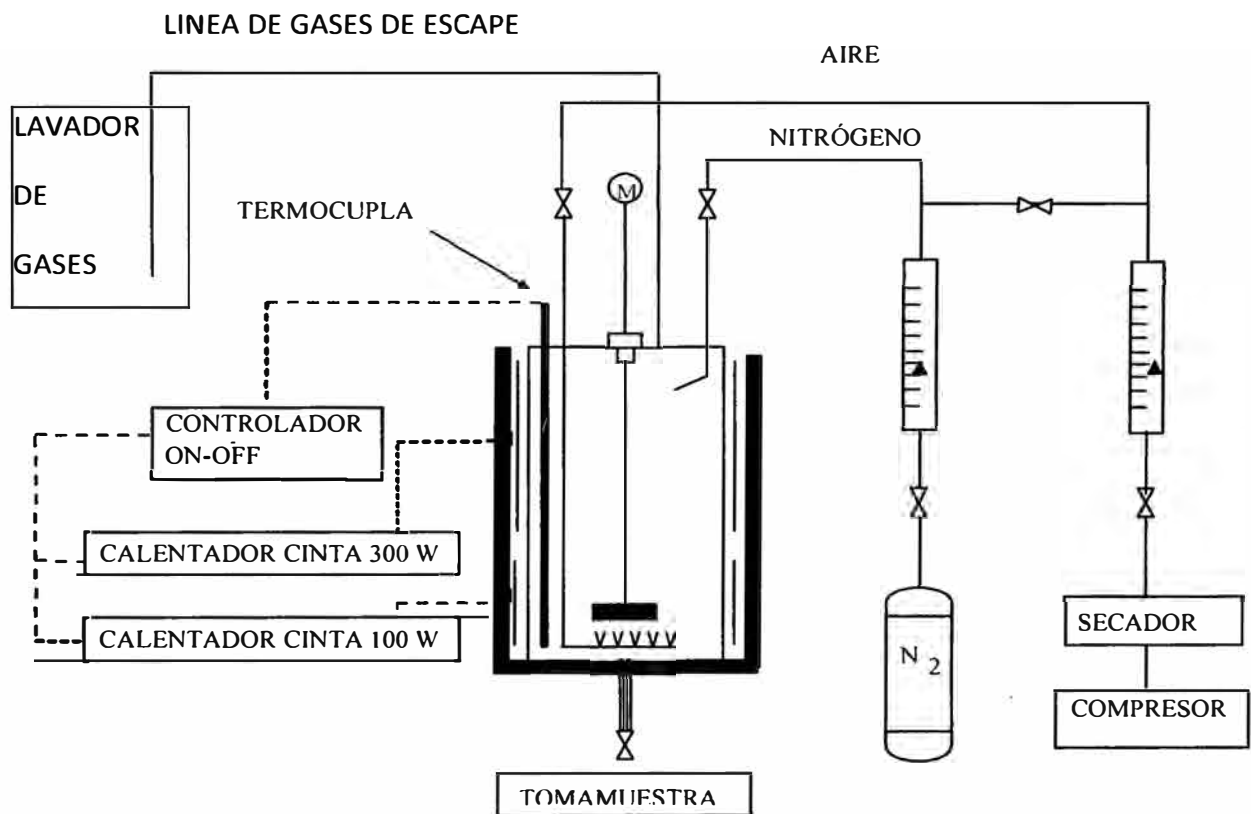
El equipo de investigación consta de lo siguiente (ver diagrama en la Figura 5.12):

- Reactor de Oxidación
  1. Sistema de Calefacción
  2. Sistema de Agitación
  3. Sistema de Inyección de aire
  4. Sistema de Inyección de nitrógeno
  5. Sistema de Control de Temperatura
  6. Sistema de Evacuación de Gases de Oxidación
  
- Equipo Auxiliar
  1. Controlador ON-OFF del sistema de control de temperatura
  2. Motor agitador de velocidad variable
  3. Rotámetro para medición de flujo de aire
  4. Rotámetro para medición de flujo de nitrógeno

5. Regulador de presión de aire
6. Válvula de regulación de flujo de aire
7. Válvulas de derivación del flujo de nitrógeno al distribuidor de aire.

FIGURA 5.12

## DIAGRAMA DEL EQUIPO PILOTO DE INVESTIGACIÓN



#### 5.12.2.1. Descripción del Oxidador

El reactor de oxidación fue construido en acero inoxidable AISI 316 de 1/8" de espesor, de cuerpo cilíndrico de 3 7/8" de diámetro por 8 1/2" de altura con fondo y tapa planos en terminación bridada de 3 7/8" de diámetro interior por 1" de ancho para conexión.

En el fondo del reactor se ubica una salida de producto y de muestreo del asfalto oxidado de 1/4" de diámetro que termina con un extremo roscado al que se le ha acoplado una válvula de compuerta.

En la parte superior del reactor se acopla la tapa que se sujeta al cuerpo del reactor empernado a la brida superior del reactor.

La tapa sirve de soporte mecánico a todos los elementos auxiliares que requiere el reactor como del sistema de agitación incluidos los deflectores, sistema de inyección de aire y nitrógeno, termopozo y salidas de gases de escape. Todas las conexiones de estos sistemas, que ingresan o salen del reactor se montan/desmontan de la tapa para limpieza y manipulación mediante conexiones pasantes que se ajustan a ésta con empaques de asbesto y tuercas.

Esto permite que el interior del reactor no tenga ningún elemento fijo que dificulte las operaciones de limpieza del mismo reactor y de sus componentes.

##### 5.12.2.1.1. Sistema de inyección de aire

Consistente de un tubo de 3/16" de acero inoxidable que se fija a la tapa y que termina en un distribuidor consistente en un anillo de 1.5" de diámetro fabricado con la misma tubería. El anillo tiene 15 perforaciones de 1 mm de diámetro hechas a un ángulo de 45° con la vertical y orientadas hacia abajo.

El distribuidor una vez colocado en el reactor se ubica coaxial al cuerpo del reactor y a una altura sobre el fondo aproximada de 0.5".

#### 5.12.2.1.2. Sistema de Agitación

Consiste de una turbina de 1 3/4" de diámetro y 6 paletas rectas de 10 mm de ancho por 9 mm de altura.

El eje del agitador es de 3/8", de acero inoxidable al cual se le fija la turbina con perno en el extremo inferior y por el otro extremo lleva una polea dentada para acoplar al motor. Intermedio tiene un elemento que permite fijarlo a la tapa donde encaja en un alojamiento para un rodaje de billas montado en el mismo eje.

Instalado en el reactor la turbina queda coaxial al cuerpo del reactor a una altura de 10mm desde el fondo de éste.

El sistema de agitación implica también 4 platinas de 3/8" de ancho por 1/8" de espesor las que se encuentran soldadas a la tapa y que servirán de deflectores para eliminación de vórtices. Una vez instalada la tapa dentro del reactor los baffles toman una posición diametral 90° pegadas a la pared y extendiéndose a todo lo largo del reactor.

#### 5.12.2.1.3. Sistema de Inyección de Nitrógeno.

Con el fin de asegurar una atmósfera inerte o de baja explosividad en el espacio superior vacío del reactor adonde llegan los gases calientes de oxidación se inyecta nitrógeno mediante una línea de 3/16" de acero inoxidable que también se fija a la tapa y que termina como una tobera dirigiendo su flujo horizontalmente al eje del reactor y a una profundidad de 4 cm. dentro de éste.

#### 5.12.2.1.4. Sistema de Evacuación de Gases de Oxidación.

Consiste en una tubería de acero inoxidable de 3/8" que sale de la tapa del reactor y que termina dirigiéndose al ambiente exterior del cuarto de ensayos.

Se dispuso instalar un analizador de gases en la línea para determinar concentración de oxígeno en los gases de escape.

#### 5.12.2.1.5. Sistema de Control de Temperatura

Se instaló un termopozo consistente en un tubo de acero inoxidable de 3/16" de espesor x 8" de longitud, con un extremo sellado y el otro acoplado a la tapa del reactor.

Instalado dentro del reactor permite alojar una termocupla cuyo punto de toma de medida se ubica a 7/8" de la pared y a 3/4" del fondo del reactor.

Adicionalmente y para corroborar lecturas una perforación de 1/4" con tapón roscado en la tapa del reactor permite introducir un termómetro de vidrio con marcadores a diferentes alturas que se comparan con las lecturas de la termocupla.

#### 5.12.2.1.6. Sistema de Calefacción

El sistema de calefacción consiste de dos resistencias eléctricas tipo banda que se sujetan al cuerpo cilíndrico del reactor. Una de 300 vatios y la otra de 100 vatios, diseñadas con una entrega de potencia de 5 vatios por pulgada cuadrada de área, que es un valor recomendado a fin de evitar exceso de flujos de calor que signifiquen peligro de descomposición (craqueo térmico del asfalto).

Un molde de fibra de vidrio y asbesto de 2" de espesor que rodea al fondo y área lateral del reactor permite aislar térmicamente al oxidador.

### 5.12.2.2. Equipo Auxiliar

#### 5.12.2.2.1. Sistema de Calefacción y Control de Temperatura

Se empleó un controlador ON-OFF marca Koeler Instrument Co. Modelo 550 con relé de capacidad de 5 amperios y 240 VAC, el cual controla el prendido / apagado de las resistencias de calefacción para un rango de 10°C para arriba o para abajo del valor especificado de temperatura de la prueba.



La señal de ingreso del controlador es la de la termocupla instalada en el reactor.

#### 5.12.2.2.2. Sistema de Agitación

Se empleó un motor de velocidad variable con control de velocidad y torque de 500 vatios y lector indicador Fisher Scientific Co. para el control de la velocidad de agitación. El motor va acoplado al eje del agitador a través de una faja dentada y transmisión por poleas 1:1.

#### 5.12.2.2.3. Sistema de Inyección de Aire

Un rotámetro Fisher-Potter modelo 10A355 con capacidad de 0-6 lt/min. de aire medidos a condiciones estándar y recalibrado habiéndose levantado curva patrón.

Un compresor de aire de 5 HP con tanque regulador a 120 psig, un filtro de silica gel consistente en un tubo empacado naturalmente con silica gel de ½" de diámetro por 30" de longitud, un regulador de presión 0-50 psig operado a 20 psig y una válvula de aguja para regular el flujo de aire a la línea de inyección al reactor.

#### 5.12.2.2.4. Sistema de Adición de Nitrógeno

Un rotámetro Fisher-Potter modelo 10A355 con tubo FP-1/8"-32-G-6 para la medición de nitrógeno y con capacidad de 0-2.2 lt/min. medidos a condiciones estándar y recalibrado habiéndose levantado curva patrón.

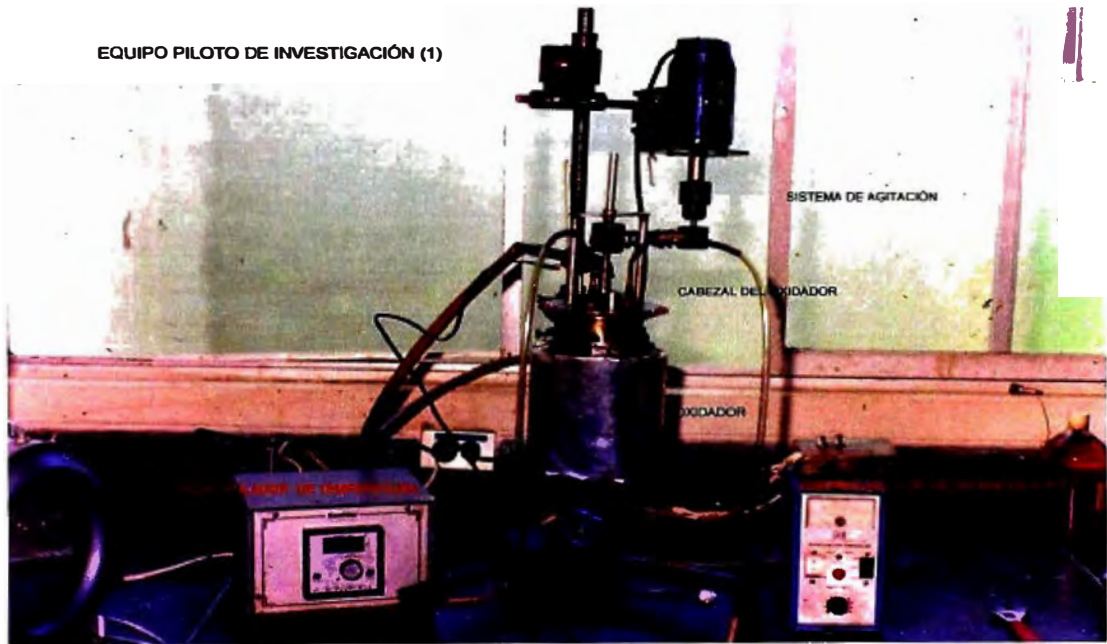
Un balón de nitrógeno comprimido con regulador de presión fijado a 20 psig.

Una válvula de regulación de flujo de nitrógeno.

Una línea by-pass equipada con válvulas de globo para derivar la inyección de nitrógeno al distribuidor de aire del oxidador como medida de emergencia cuando se descontrola la temperatura a fin de detener la reacción y enfriar homogéneamente la masa asfáltica oxidándose, así como al

inicio de la oxidación mientras se realiza el ajuste del equipo y se llega a la temperatura de oxidación.

**FIGURA 5.13 – EQUIPO DE INVESTIGACIÓN – VISTA GENERAL**



**FIGURA 5.14 – EQUIPO INVESTIGACIÓN- CABEZAL DEL OXIDADOR**



**FIGURA 5.15 – EQUIPO DE INVESTIGACIÓN-FONDO CABEZAL OXIDADOR**



**FIGURA 5.16 – EQUIPO DE INVESTIGACIÓN- RETIRO DE MUESTRA**



**FIGURA 5.17 – EQUIPO DE INVESTIGACIÓN- MEDIDORES DE FLUJO****FIGURA 5.18 – EQUIPO DE INVESTIGACIÓN – COMPRESOR Y BALÓN N<sub>2</sub>**

### 5.12.3. Procedimiento Experimental

La muestra que se tiene en almacén en latas de galón es pesada para una cantidad de 1.1 kgs netos en envases de hojalata tarados. Luego es precalentada hasta alrededor de 125°F en un calefactor de plancha de laboratorio con el fin de fluídizarla.

Posteriormente la muestra es vaciada al reactor lo que se realiza fácilmente considerando que todos los aditamentos del reactor se remueven con la tapa.

Luego se tara el envase original para determinar exactamente el peso de la carga depositada dentro del reactor.

Posteriormente se coloca la tapa del reactor empernándola contra el anillo superior del recipiente.

La tapa lleva con ella el termopozo de la termocupla, el distribuidor de aire, la línea de nitrógeno y los baffles así como el eje del agitador con la turbina de agitación.

Luego se coloca la termocupla y se conectan las líneas de nitrógeno y aire, así como la faja de transmisión del motor de agitación.

Inmediatamente se hace circular nitrógeno por el distribuidor de aire abriendo la válvula by pass con la línea de aire. La salida del nitrógeno en el balón se fija a 20 psig y el rotámetro se fija para una posición de aproximadamente 1 lt/min.

Se inicia el calentamiento de la carga dentro del reactor fijando la temperatura de oxidación deseada en el controlador de temperatura.

Una vez alcanzada la temperatura de oxidación se introduce un termómetro de mercurio para verificar la lectura de la termocupla.

Luego se alinea el aire al distribuidor cerrando el by pass y desde ese momento se considera el inicio de la oxidación.

Se verifica en el rotámetro de aire que el flujo concuerde con el establecido para la prueba. Este estará inicialmente entre 2.8 y 5.6 lt/min

de aire a condiciones estándar y se ajustará conforme se retire las muestras de asfalto durante el proceso.

Cada cierto tiempo (entre 0.5 a 1.5 horas) se retira una muestra de aproximadamente 60 gramos por el toma muestra inferior.

Con el fin de asegurar la representatividad de la muestra se realizan previamente uno o dos retiros que se devuelven al reactor.

Luego se ajusta el flujo de aire para mantener el valor establecido de flujo de aire por unidad de masa.

Al término de la oxidación (entre 3 a 6 horas) el producto se descarga a latas pequeñas, las que se identifican con el número de corrida.

#### 5.12.4. Selección de la Carga de Oxidación

Se seleccionaron dos cargas para correr las pruebas de laboratorio.

##### Carga A

Cemento asfáltico en especificación procedente del procesamiento de un crudo mezcla de crudo Selva nacional con crudo HCT-ONO en la proporción 2 a 1 respectivamente, en las instalaciones de Refinería Conchán.

Las principales características de esta carga fueron:

Penetración: 85 (mm/10)

Punto de Ablandamiento: 119°F

Ductilidad: 97 cm a 77 °F

Viscosidad: 2,049 cst a 210°F

##### Carga B

Residual de Vacío o fondos de la columna de vacío obtenida de procesar un crudo 100% Selva Peruana en la Refinería Conchán.

Las principales características de esta carga fueron:

Penetración: > 200 (mm/10)

Punto de Ablandamiento: 88°F

○ Punto de Inflamación: 530 °F

Viscosidad: 357 cst a 210°F

Los resultados de la evaluación fueron satisfactorios para la Carga A, los cuales se presentan en el siguiente informe.

Para efectos de planeamiento se realizó una evaluación de rendimientos según la cual el rendimiento de la mezcla de crudo reducido para obtener la Carga A en refinería es del orden del 23%.

#### 5.12.5. Cédula de Pruebas y Variables Operativas para el Estudio y Resultados Medidos

Las variables operativas que se consideraran para el proceso de oxidación se muestran resumidas en la Tabla 5.11

Las variables consideradas fueron:

-Temperatura

-Flujo de aire

-Velocidad de Agitación

Se ajustó el experimento para un diseño factorial  $2^3$  y los niveles bajo y alto para cada variable fue escogido de la literatura de otras pruebas experimentales así como de reportes de unidades comerciales en operación.

Los resultados medidos de punto de ablandamiento (PA), penetración (PEN) y tiempo de oxidación (t) se muestran en las Tablas 5.12 y 5.13

**Tabla 5.11**

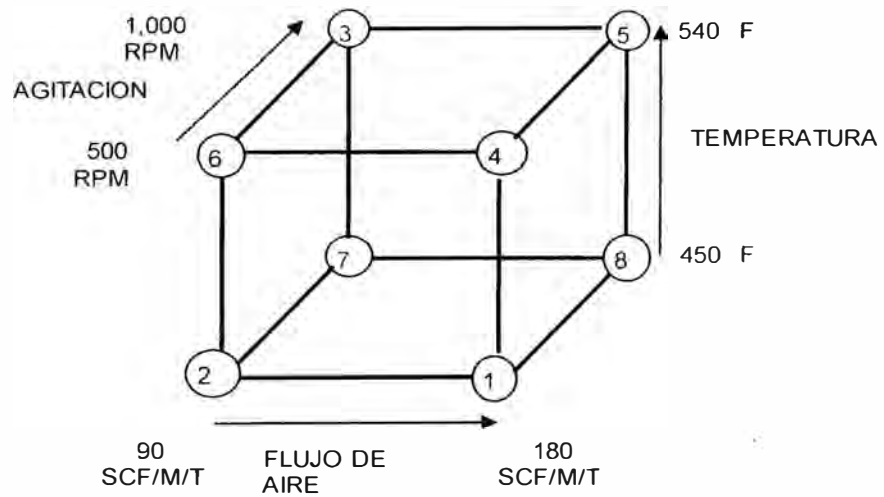
**TABLA DE CEDULA DE PRUEBAS**

**CARACTERÍSTICAS DE LA CARGA**

DENOMINACION	CARGA "A"
PENETRACION /MM/10)	85
PUNTO DE ABLANDAMIENTO, °F	119

**CEDULA DE PRUEBAS**

CORRIDA SECUENCIAL	1	2	3	4	5	6	7	8
TEMPERATURA, °F	450	450	540	540	540	540	450	450
AIRE, SCF/M/TM	90	180	180	90	90	180	180	90
AGITACION, RPM	500	500	1000	500	1000	500	1000	1000





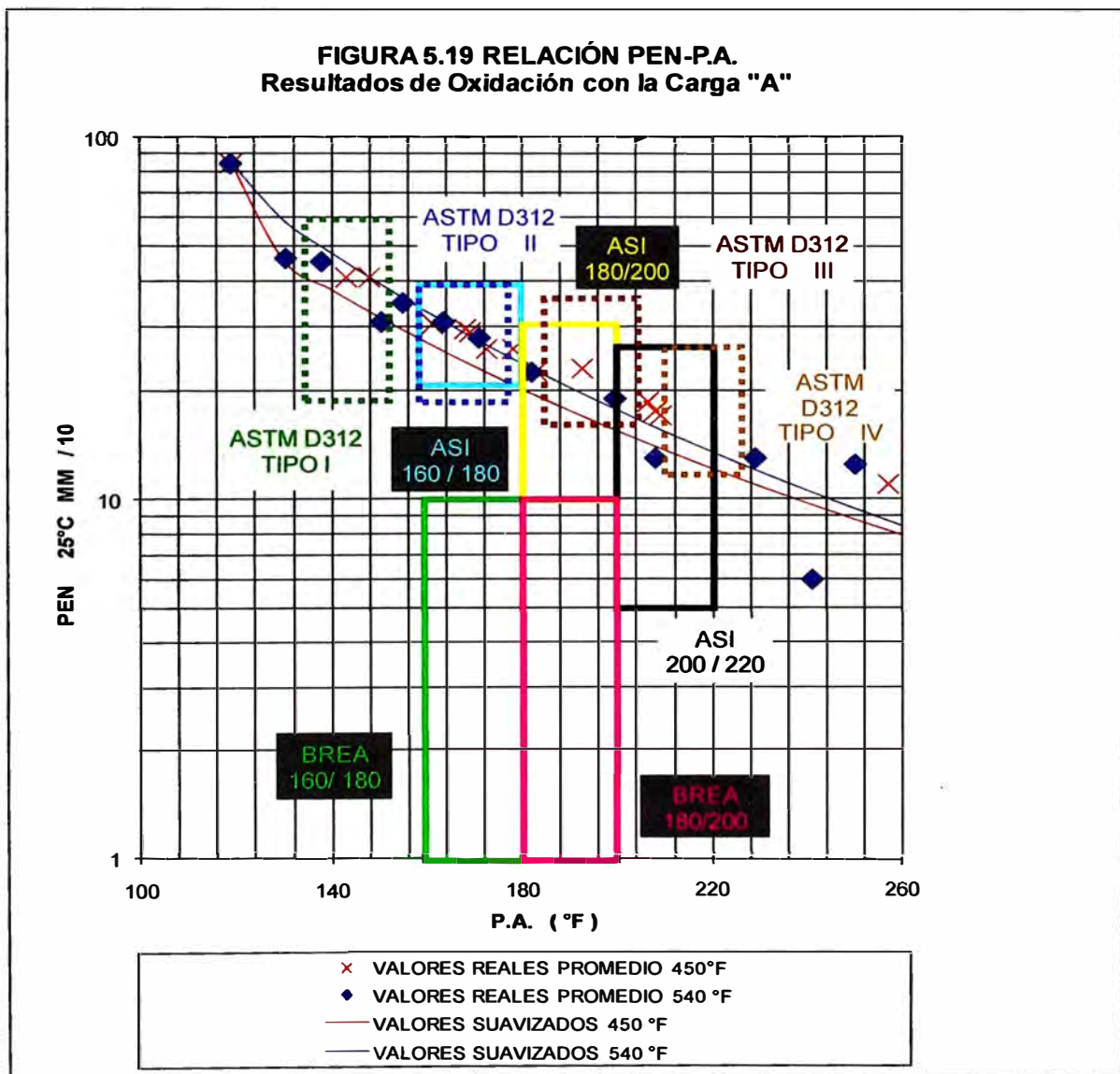
**Tabla 5.12**  
**CUADRO DE DATOS OBTENIDOS**  
**CARGA "A"**

tiempo (hr)	pen (mm/10)	pa (°F)
<b>corrida 1</b>		
0	85	119
2.67	41	143
4.67	29.5	168
6	26	178
<b>corrida 2</b>		
0	85	119
1.5	41	148
3	29	169
4.5	23	192.5
5.45	18.5	206.5
<b>corrida 3</b>		
0	85	119
0.75	28	171
1.75	12.5	250
<b>corrida 4</b>		
0	85	119
0.5	46.5	130.5
1.25	31	150.5
2	22.5	182
3	13	208
4.17	6	241
<b>corrida 5</b>		
0	85	119
0.5	35	155
1.75	13	229
<b>corrida 6</b>		
0	85	119
0.5	45.5	138
1.17	31	163.5
2	19	199.5
<b>corrida 7</b>		
0	85	119
1.5	26	172.5
2.75	17	209
4.5	11	257
<b>corrida 8</b>		
0	85	119
1.5	30.5	161
2.5	22.5	183
3.5	17.5	208

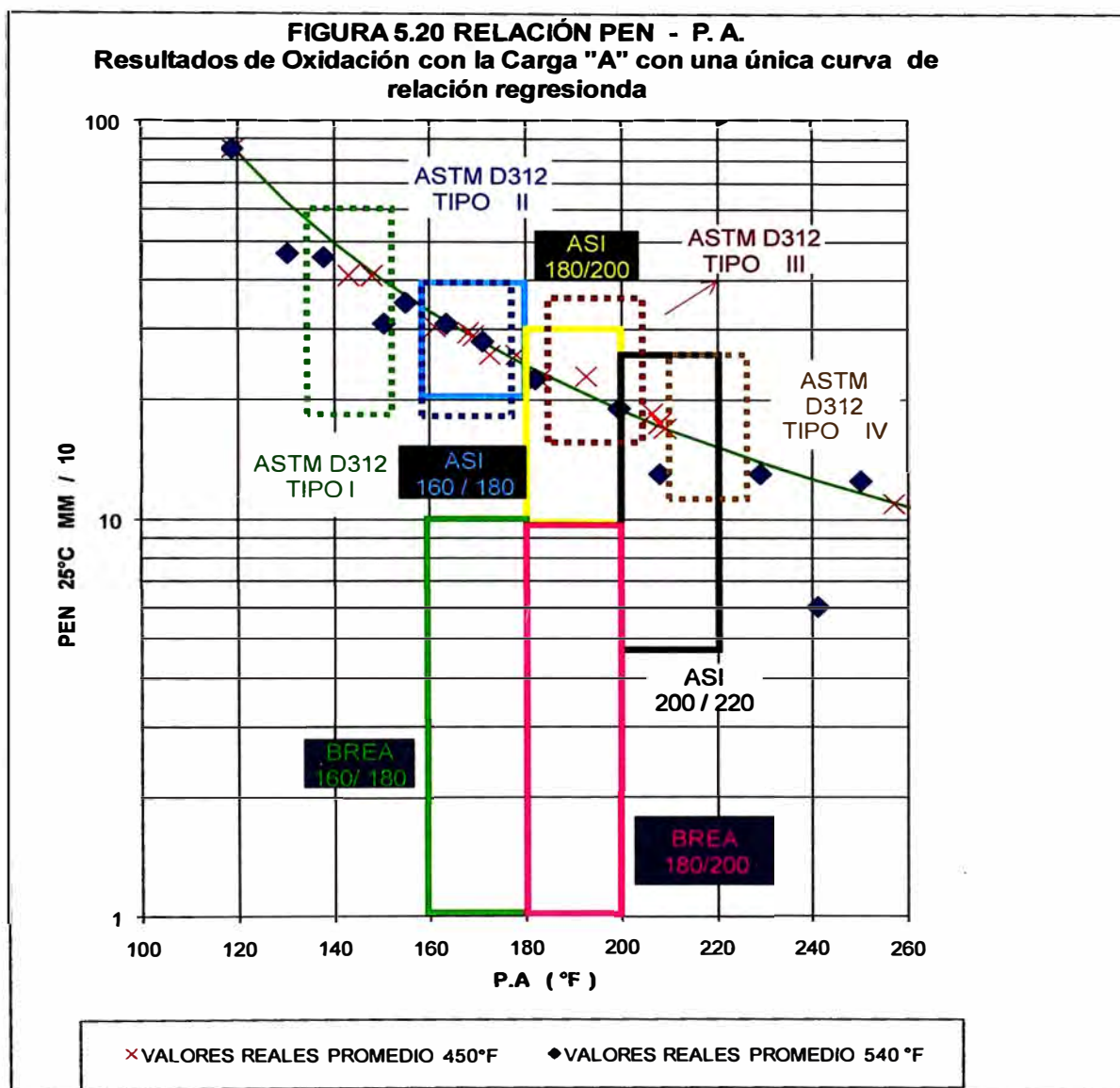


Los resultados de penetración (PEN) y punto de ablandamiento (P.A.) han sido graficados con las especificaciones requeridas de productos.

El gráfico de la relación PENETRACIÓN-PUNTO DE ABLANDAMIENTO de todas las corridas se muestra en la Figura 5.19 con el marcado de los rangos de todos los productos.



En la Figura 5.20 se muestran los resultados con una curva única regresionada, independiente de las variables de oxidación, observándose la idoneidad de la carga para obtener prácticamente todos los productos comerciales de oxidación (ver la tabla 5.10).



#### 5.12.6. Especificación y Propiedades de la Carga de Oxidación.

Con los resultados obtenidos se recomienda que la Carga “A” se emplee en la producción de asfaltos oxidados en Refinería Conchán con la siguiente especificación y propiedades:

Cemento asfáltico en especificación 85/100

Procedencia: Del procesamiento de un crudo mezcla de crudo Selva nacional con crudo HCT-ONO en la proporción 2 a 1 respectivamente, obtenido en la Unidad de Vacío de Refinería Conchán.

Características base:

Penetración: 85 (mm/10)

Punto de Ablandamiento: 119°F

Ductilidad: 97 cm a 77 °F

Obtención de Productos:

Se podrán obtener los siguientes productos:

Sólidos como ASI 160/180 ó ASTM D-312 TIPO II, ASI 180/200 ó ASTM D-312 TIPO III, ASI 200/220 ó ASTM D-312 TIPO IV, ASI 70/100 ó ROUTIER 80/100.

Líquidos como ALI 60 ó ALI 125 (TIPO 60), ALI 150 ó ALI 310 (TIPO 150), ALI 200 ó ALI 200 (TIPO 200).

que representan aproximadamente el 90% del requerimiento del mercado.

Los productos similares a:

BREA 160/180 ó ASTM D- 449 TIPO C, BREA 180/200 ó ASTM D-3141 no son obtenibles con esta carga.

Las propiedades físicas de la carga se desarrollan en la Tabla 5.14 las que servirán para el diseño del proceso.

**Tabla 5.14**  
Desarrollo de las Propiedades Físicas de la carga de Oxidación para el Diseño de Planta

temperatura (°F)	temperatura (°C)	viscosidad (cp) (1)	Factor de expansión térmica (2)		Specific. Grav. ( T/60°F)	densidad (lb/pe3)	viscosidad (cst )	conductividad (3) (btu/hr pie °F)	Calor específico(4) (btu/lb°F)
			(vol@T)/(vol@60°F)	delta Sp- Gr. /°F					
60	15.56		1		0.994	62.00		0.0699	0.3590
200	93.33	3480	1.055	-0.000344175	0.942	58.76	3697	0.0641	0.4325
212	100.00	2168			0.938	58.51	2313	0.0636	0.4388
220	104.44	1680			0.935	58.33	1798	0.0633	0.4430
230	110.00	1115			0.932	58.12	1198	0.0629	0.4483
240	115.56	830			0.928	57.91	895	0.0625	0.4535
250	121.11	600			0.925	57.69	649	0.0621	0.4588
260	126.67	460			0.922	57.48	500	0.0617	0.4640
270	132.22	355			0.918	57.26	387	0.0612	0.4693
280	137.78	270			0.915	57.05	295	0.0608	0.4745
290	143.33	220			0.911	56.83	242	0.0604	0.4798
300	148.89	170	1.095	-0.000358327	0.908	56.62	187	0.0600	0.4850
320	160.00	110			0.901	56.17	122	0.0592	0.4955
340	171.11	80			0.893	55.72	90	0.0584	0.5060
360	182.22	55			0.886	55.28	62	0.0575	0.5165
380	193.33	45			0.879	54.83	51	0.0567	0.5270
400	204.44	30	1.14	-0.000383868	0.872	54.38	34	0.0559	0.5375
420	215.56	23			0.864	53.90	27	0.0551	0.5480
440	226.67	18			0.857	53.42	21	0.0542	0.5585
460	237.78	14			0.849	52.95	17	0.0534	0.5690
480	248.89	11.5			0.841	52.47	14	0.0526	0.5795
500	260.00	10	1.1925	-0.00038343	0.834	51.99	12	0.0518	0.5900
520	271.11	8			0.826	51.51	10	0.0509	0.6005
540	282.22	5.8			0.818	51.03	7	0.0501	0.6110
600	315.56	4	1.25		0.795	49.60	5	0.0476	0.6425

- (1) Flow of Fluids, Technical Paper N° 410, CRANE, Apéndice A-3  
(2) Basados en los factores de expansión térmica que multiplican al volumen a 60°F, tomados cada 100 °F. Interpolación lineal cada 100 °F  
Gráfica 8-31 Exxon Research Engineering Company - Blue Book 1979  
(3) Gráfica 12-21 Exxon Research Engineering Company - Blue Book 1980. Conductividad en función lineal de T ecuación desarrollada de data  $k = 0.072375 - 4.125 \times 10^{-5} T$  (T en °F)  
(4) Gráfica 7-32 Exxon Research Engineering Company - Blue Book 1980. Calor específico en función lineal de T, según valor de API ecuación desarrollada de data para API 10.8  $Cp = 0.3275 + 5.25 \times 10^{-4} T$  (T en °F)

**ESTIMADOS DE OTRAS PROPIEDADES**

	inicial antes de oxidar	final después de oxidar	Fuente
API	10.8	8	NATIONAL STANDART PETROLEUM OIL TABLES ASTM-IP PETROLEUM MEASUREMENT TABLES 1952
KUOP	12	12.2	Fig. 2B21 API Technical data Book , Agosto 1964 - UOP design seminar (producto final PA. 170°F)
MW	700	900	Fig. 2B21 API Technical data Book , Agosto 1964 - UOP design seminar (producto final PA. 170°F)

### 5.12.7. Conclusiones de las Pruebas Piloto

Las propiedades de los asfaltos oxidados se centran esencialmente en los valores de penetración (PEN) y punto de ablandamiento (PA) y estas son las propiedades que tienen que atenderse durante la oxidación.

- Los valores que los asfaltos oxidados exhiban en estas características definen la especificación del asfalto.

Para lograr un producto oxidado de especificación debe manejarse entonces la relación PEN-PA durante la oxidación.

- La relación PEN-PA durante la oxidación no depende de las variables operativas, siempre y cuando no incluyan la adición de un catalizador.
- La relación PEN-PA obtenible por oxidación dependerá esencialmente entonces de los valores iniciales de PEN y PA de la carga.
- La carga de oxidación se escoge entonces para que en un tiempo dado de oxidación, pueda encontrarse la especificación del producto oxidado.
- Cuando la operación es por lotes, como es en la mayoría de los casos en nuestra región dados los volúmenes relativamente pequeños de producción, el tiempo de oxidación es una variable manejable casi a voluntad y tiene muy relativa importancia.

### 5.12.8. Variables Operativas para el Diseño de la Planta Industrial

- La velocidad de oxidación es fuertemente dependiente de las variables operativas en especial de la temperatura
- Se recomienda para el diseño del oxidador un rango de temperatura operativa entre 450°F y 540°F, que han sido las utilizadas en las pruebas piloto. Considerando la recomendación anterior y en atención a la seguridad, un valor de 500°F puede considerarse como el valor en operación normal y 540°F como valor máximo operativo.
- Los valores de aire de oxidación que han sido las utilizadas en las pruebas piloto, de 90 y 180 SCF/min/tm (pies cúbicos estándar por

minuto por tonelada de carga procesada) pueden emplearse para la unidad industrial. Sin embargo en atención a que el proceso será batch y que la relación PEN-PA durante la oxidación no depende de las variables operativas, pueden emplearse menores valores de este parámetro para reducir el costo del compresor que abastecerá el aire de proceso, siempre y cuando se verifique el cumplimiento de otros parámetros necesarios como velocidad del aire en el oxidador. Respecto a esto la literatura técnica muestra valores de este parámetro en unidades comerciales con variaciones ente 5 y 200 SCF/min/tm y por ejemplo en la Unidad de Talara se empleaba 30 SCF/min/tm .

Respecto a la agitación dentro del oxidador tiene un efecto acelerador de la velocidad de oxidación siguiendo en importancia después de después de la temperatura, como se observa de los resultados de las pruebas piloto. Sin embargo considerando el alto costo que tendría el sistema de agitación, dada la configuración del oxidador y los niveles de temperatura muy altos que requerirán materiales de alto costo, debe evaluarse si se instalará en el oxidador o no. Los niveles de 500 y 1000 RPM utilizados en el oxidador piloto deben ser escalados al oxidador industrial para la especificación del sistema de agitación.

- Otras variables operativas como la presión en el oxidador tienen menor importancia.

#### 5.12.9. Tiempos de Oxidación.

- Los tiempos de oxidación neta, según los resultados de las pruebas piloto para el asfalto de mayor producción (A.S.I. 160/180) pueden estar entre 1.5 horas y 5 horas frente al promedio de 12 horas que se obtenía en la antigua Planta Industrial de Refinería Talara.
- Estimamos que estos tiempos pueden obtenerse en el proyecto industrial en Refinería Conchán debido a la nueva tecnología de proceso que se discute en el punto 5.13.
- Otros tiempos del proceso como el precalentamiento de la carga y el enfriamiento del producto que en la antigua Unidad podían tomar como 10 horas se verán importantemente reducidos por el cambio de la tecnología de proceso que se menciona en el párrafo anterior.



## 5.13. Diseño Conceptual del Proyecto Industrial de Oxidación de Asfalto.

### 5.13.1. Disposición y Elementos Internos Del Reactor

Los primeros reactores de oxidación de asfalto consistían en un cilindro horizontal, con una ligera inclinación para favorecer la descarga, en el que el aire empleado agitaba la carga mientras se producía el precalentamiento a fuego directo sobre el exterior del tanque. Alcanzada la temperatura de oxidación se incrementaba la velocidad del aire para iniciar la oxidación.

Alcanzada una determinada consistencia en el asfalto el equipo dejaba de calentarse y se extraía el producto con una bomba hacia su envasado.

Un coil interno de enfriamiento por el que circulaba aceite o gasóleo pesado solía incluirse dentro del drum.

En la actualidad todos los recipientes son verticales, con capacidades de 40 a 1000 barriles, de tal manera que se favorece un mejor tiempo de contacto entre el aire oxidante y la carga al reactor porque es mayor la altura del líquido que el aire tiene que atravesar inyectándose al fondo del recipiente a través de una boquilla o un distribuidor.

El enfriamiento procede generalmente empleando un intercambiador de calor.

Bajo estas consideraciones es recomendable realizar el diseño considerando un reactor vertical.

La planta de oxidación de asfalto tiene como característica peculiar y específica con respecto a cualquier otro proceso el diseño del reactor, que es donde se lleva a cabo la conversión del asfalto a asfalto oxidado. Por lo tanto es en la descripción y diseño de este equipo donde se observan tanto la evolución de las tecnologías para producir asfalto oxidado como su evaluación.

Sus principales partes son:

- Un sistema de adición de aire.

- Un sistema que permita el contacto bitumen-aire para la oxidación. Un sistema de ingresos y salidas del bitumen del reactor.
- Un sistema de control de temperatura y de seguridad dentro del reactor.
- Un sistema de eliminación de espuma y de arrastre de líquido.

#### 5.13.1.1. Sistema de adición de aire

El sistema de adición de aire más simple consiste en una línea de ingreso de aire y un distribuidor o boquillas de descarga.

Desde que los reactores son verticales se estila el ingreso de la línea de aire por la parte superior del reactor para que se precaliente antes de descargarse en el fondo.

En el diseño de grandes unidades se estila ingresar el aire requerido a través de varias tuberías para mejorar el rendimiento del distribuidor y a la vez servir de elementos estructurales del reactor o inclusive como baffles rompedores de vórtices y generadores de turbulencia.

#### 5.13.1.2. Sistema de Contacto Asfalto-Aire

El sistema que permite el contacto bitumen-aire es desde el mismo distribuidor de aire generando burbujas de aire que se exponen al bitumen y que por su propio movimiento ascendente generan agitación en el lecho del bitumen.

La evolución del proceso llevó a considerar el uso de mezcladores que favorecen el contacto gas líquido, siendo lo más común un rodete tipo turbina.

Posteriormente con el empleo de reactores cada vez más altos se diseñan agitadores multietapas en número de dos o tres frecuentemente, permitiendo una máxima superficie de contacto del aire soplado con el bitumen.

Para este último caso la evolución en el proceso ha considerado la incorporación de campanas coalescentes para agrupar y redistribuir el

aire que asciende antes de que llegue a un rodete superior que vuelve a romper el aire en pequeñas burbujas. De esta manera se produce una máxima utilización del oxígeno del aire con lo que su concentración en los gases de salida es mínima y se reduce la coquificación dentro del reactor y en las tuberías considerablemente.

Una ulterior mejora del contacto aire-asfalto es el empleo de un draft tube (cilindro hueco cubriendo los rotores de la turbina multietapa) dentro del reactor, con lo que se establece un patrón de circulación del asfalto de gran eficiencia eliminando las zonas de baja reacción.

#### 5.13.1.3. Sistema de Ingreso-Salida del asfalto

Se prevé por lo menos un ingreso de asfalto de carga y una salida de asfalto oxidado.

Es común considerar adicionalmente una conexión para drenaje y muestreo

Cuando el reactor opera en forma continua el ingreso de asfalto de carga se posiciona en la parte inferior y la salida del asfalto oxidado por la parte superior de la columna de asfalto.

En el caso de la operación tipo batch no existe una disposición típica para los ingresos-salidas del oxidador.

Las variantes de trabajar con recirculaciones podrían obligar a establecer entradas o salidas adicionales de asfalto al oxidador.

#### 5.13.1.4. Sistema de Seguridad en el oxidador

Como se trata de una reacción exotérmica se establecen métodos de proceso para controlar la temperatura en el reactor.

Subyacente al hecho de mantener una temperatura constante de oxidación o de permitir cambios de temperatura dentro del procesamiento del asfalto oxidado, la temperatura debe controlarse en forma efectiva y eficiente para evitar riesgos de explosión violenta por reacción de combustión de parte de los vapores combustibles generados o de toda la carga del asfalto (ya que la generación de los

vapores explosivos y la autoignición se favorecen con el incremento de la temperatura), se deben prever además sistemas de seguridad que reduzcan este riesgo:

Una característica básica del oxidador de asfalto es la introducción de vapor de agua en el tope del recipiente para mantener la concentración de oxígeno por debajo del rango explosivo.

El diseño debe prever la adición de una cantidad de vapor suficiente para mantener la concentración de oxígeno por debajo del 15% vol. (Exxon Report EE.SER.66 "Safe Storage and Handling of Asphalts"), asumiendo que todo el oxígeno en la inyección de aire atraviesa la columna de asfalto y llega al espacio vapor del recipiente sin consumo por oxidación.

Para casos de emergencia se puede considerar la inyección directa de agua presurizada al tope del oxidador aprovechando la enorme cantidad de calor que el agua retira al vaporizarse.

Estas formas de control con agua tienen la desventaja de formar espuma y coquificado en la parte superior del reactor.

Una nueva alternativa que evita este problema se ha manifestado en los esquemas de procesamiento y consiste en la inyección de agua dispersada a la línea (o líneas) de aire que ingresa al reactor (Proceso patentado Biturox<sup>®</sup> - Pörner Engineers Constructors).

Se agrega agua mediante toberas de aspersion a las tuberías de aire en el tope del reactor y que se vaporiza hasta vapor sobrecalentado al momento que el aire es alimentado en la parte más baja del reactor.

Esta forma de control es más novedosa y en este caso el agua ejercerá un control de temperatura más efectivo ya que está con el aire en todos los puntos de reacción a lo largo del oxidador y puede variarse, dentro de un rango, la cantidad de agua adicionada en función a los ajustes de temperatura que se deseen hacer.

Por otro lado el vapor de agua ascendiendo a través de la columna de asfalto despoja de volátiles al asfalto favoreciendo la obtención de un producto más estable y de mejor calidad.

Como efectos no deseables podrían citarse un pequeño efecto del agua presente en la dirección e intensidad en las reacciones de oxidación y la necesidad imperiosa de contar con un sistema de adición de agua muy seguro tanto en su confiabilidad de operación como en el control de la dosificación ya que un exceso de agua adicionado puede ocasionar una vaporización violenta que dañe las líneas de aire o a los internos del propio oxidador.

Otros dispositivos de seguridad usados por compañías de ingeniería como U.O.P. y Exxon consideran la restricción (mediante un dispositivo como un plato de orificio en línea) de la cantidad de aire al oxidador hasta un flujo máximo de 125% con respecto al flujo normal de oxidación y un corte automático del aire alimentado y la adición de agua al tope del oxidador por la acción de un switch de temperatura.

Finalmente se prevé un dispositivo liberador de presión de explosión como por ejemplo un disco de ruptura o un "explosion hatch" ubicado en el tope del oxidador, calibrado para actuar a un determinado nivel de presión.

#### 5.13.1.5. Sistema Eliminador de Espuma y de Arrastre de Líquido

La presencia de agua, asfalto y aire en el tope del oxidador favorece la formación de espuma que debe controlarse para evitar problemas en el proceso.

Es muy común la adición de silicona fluída del orden de los 10,000 cst de viscosidad en concentraciones muy bajas (1 onza por cada 5000 galones- 5 ppm ó menos). La baja tensión superficial de la silicona (de aproximadamente 21 dynas/cm) permite la coalescencia de las burbujas.

No se estila la utilización de un demister o eliminador de niebla en el oxidador debido a problemas de limpieza lo que lleva a pérdida de eficiencia y alta caída de presión.

En resumen, se escoge dentro del diseño de los internos del reactor lo siguiente:

- Realizar el diseño considerando un reactor vertical.
- Una línea de alimentación de aire con un distribuidor en el fondo del oxidador.
- Una línea de vapor de agua con un distribuidor en el tope del oxidador.
- Una línea de agua presurizada a la línea de vapor de agua de tope que reemplace a este en casos de emergencia y activada por un switch de temperatura.
- Un dispositivo de restricción de flujo de aire al 125% sobre la base del flujo normal de operación y un corte automático accionado por un switch de temperatura.
- Un dispositivo liberador de presión de explosión en el oxidador.
- Adición de antiespumante en el tope del oxidador

La selección anterior comprende el diseño del reactor considerando los elementos esenciales.

#### 5.13.2. Tipo de Operación.

Los procesos pueden ser continuos o batch. Escoger entre una u otra forma operativa llama a considerar los siguientes factores:

Los procesos continuos son recomendables cuando se opera con pocos tipos de carga y cuando los productos a producir son pocos.

Así mismo una cantidad importante de producción justificara una Unidad de Producción continua.

En los procesos continuos el dimensionamiento del reactor está ligado al tiempo de residencia necesario para lograr la oxidación adecuada de la carga, por lo que suelen ser de mayor capacidad que los reactores

discontinuos, lo que conlleva un incremento en los gastos de inversión. Tiempos de residencia de 5 horas son usuales.

En la operación tipo batch no existe relación entre el tamaño del reactor y la "cantidad de oxidación" que recibe el producto, medida por el avance del punto de ablandamiento, ya que el tiempo de oxidación es una variable en este tipo de operación.

Por otro lado una operación tipo batch puede acercarse más a los resultados que se obtengan en una operación realizada con equipos de laboratorio o de nivel piloto, si se mantienen similares condiciones de operación.

Estas consideraciones nos permiten ESCOGER UNA OPERACION TIPO BATCH por las siguientes razones:

Una operación de la cual se puedan obtener muchos productos (hasta ocho productos industriales sólidos y tres productos industriales líquidos).

Relativamente bajos niveles de demanda de productos

Flexibilidad para procesar varios tipos de carga según el suministro variable que actualmente se recibe en las refinerías.

Flexibilidad que permita modificar características de cementos asfálticos para llegar a especificaciones o dar un mayor valor agregado a corrientes de refinería.

Requerimiento de inversión mínima en equipamiento para hacer el proyecto más atractivo.

### 5.13.3. Pre calentamiento de la Carga con Recirculación.

La carga puede trasladarse al reactor y ser precalentada en él hasta temperatura de oxidación.

Sin embargo el hecho de escoger un reactor vertical dificultará la opción de fuego directo por la pequeña área inferior y/o la disposición de los quemadores.

Otras formas de obtención de energía para el precalentamiento, como la eléctrica resultaría o de muy alto costo y/o de alta ineficiencia.

Por otro lado la opción de cargar al reactor con la carga fría para ser precalentada dentro de él es una operación difícil por los niveles de viscosidad que se tendrían que manejar, aun cuando la carga está a temperatura usual de bombeo (120°C aproximadamente) y, si es el caso de que se considera que esta carga viene ya precalentada de la Unidad de Vacío de la Refinería, no habría flexibilidad operativa para operar cuando dicha Unidad este parada.

Estas consideraciones nos llevan a plantear un HORNO DE PRECALENTAMIENTO EXTERNO.

Por otro lado, tomando en cuenta las siguientes consideraciones:

que el proceso es batch

que se tienen que mantener buenas u óptimas relaciones de diseño del horno de precalentamiento externo (tamaño de la cámara radiante vs tamaño y disposición y longitud de tubos)

que la carga es relativamente pequeña de tal manera que se tiene que minimizar la cantidad de carga que se queda y luego se pierde en líneas y tuberías.

que se requiere flexibilidad para precalentar cargas desde diferentes temperaturas iniciales.

que el horno debe diseñarse bajo el criterio de mínima inversión y máxima utilización para este proceso batch.

Se propone en el esquema de diseño un HORNO DE PRECALENTAMIENTO CON RECIRCULACIÓN, de tal manera que a través de la recirculación se logren los niveles de temperatura requeridos por incrementos continuos por cada pasada de la carga a través del horno.

#### 5.13.4. Enfriamiento y Control de Temperatura

En vista de que el proceso de oxidación es un proceso exotérmico, es posible acelerar la oxidación empleando un circuito de recirculación



externa con enfriamiento de la carga que permita retirar cantidades importantes de calor y a su vez permitir la oxidación con una rata de inyección de aire más alta, o en todo caso posibilitar la operación en forma continua para mantener una temperatura constante.

- ~ Por otro lado, una vez terminado el proceso de oxidación debe ser factible enfriar el producto hasta los niveles que permitan su almacenamiento / mezclado con solvente y/o envasado en el menor tiempo posible.

Estas consideraciones permiten incluir en este diseño un SISTEMA DE ENFRÍAMIENTO RECIRCULANTE el cual tiene enormes ventajas contra el proceso de enfriar en el propio reactor como son mejor control de temperatura, variaciones más rápidas de temperatura a los niveles que se requieran, disminuyendo el tiempo de procesamiento, facilitando la homogenización de la carga procesada y la seguridad del proceso.

#### 5.13.5. Oxidación Catalítica

Para una máxima flexibilidad en los productos y en su obtención se recomienda incluir un sistema de adición de catalizador, el que consiste esencialmente de UN TANQUE Y UNA LÍNEA DE ADICIÓN DIRECTA AL REACTOR DEL CATALIZADOR predisuelto en un corte oleoso pesado.

#### 5.13.6. Tratamiento de Emisiones Gaseosas.

Se recomienda que las emisiones gaseosas saliendo del reactor deben ser lavadas, enfriadas y finalmente incineradas.

Las emisiones gaseosas saliendo del reactor se lavan y se enfrían con el fin de eliminar el arrastre de hidrocarburos pesados, absorber algunos componentes y reducir el riesgo de explosión por reducción de la temperatura antes de su procesamiento ulterior.

En algunos diseños no se considera el lavado de los gases. En los diseños que si se considera se tiene la alternativa de un lavado-enfriado con aceite o un lavado-enfriado con agua, generalmente en una torre de platos en operación contracorriente. En el caso de uso de agua puede considerarse alternativamente una torre de burbujeo del gas efluente en una columna de agua y aspersion de agua en contracorriente

El lavado con aceite normalmente enfría las emisiones gaseosas hasta el orden de los 325°F sin generar condensación ni absorción apreciable. Un circuito de recirculación del aceite incluye un enfriador con agua para retirar el calor absorbido.

El lavado con agua de enfriamiento generará condensación sobre todo del vapor de agua contenido en el gas efluente y la reducción de temperatura será mayor (en el orden de los 180°F) por lo que el tamaño del equipo será mayor.

El agua puede reciclarse con un enfriador intermedio o puede desecharse directamente al desagüe industrial para posterior tratamiento con otras corrientes de refinería.

Como se trata de una operación batch la opción de la torre lavadora con aceite podría ser no muy atractiva debido a los problemas de condensación que se presentaran en el arranque de la unidad con un aceite relativamente frío.

El lavado con agua es más flexible pero supondrá un lavador de mayores dimensiones. Sin embargo el hecho de haber condensado parte del vapor del gas efluente permite reducir el dimensionamiento del incinerador.

Con el fin de evitar contaminación del ambiente, olores desagradables y efectos tóxicos, se recomienda incluir un incinerador de efluentes del oxidador, con lo que se evita depender del sistema de flare de la instalación refinera, dado que es un proceso batch.

El incinerador operará con un quemador principal de operación discontinua y un quemador piloto de operación continua y se debe diseñar con la capacidad necesaria para quemar en forma estable las emisiones gaseosas.

La instrumentación debe incluir los controles de temperatura en la cámara de combustión, control de flujo de combustible / aire / relación combustible-aire, control de presión de combustible, medición de presión y temperatura del gas efluente, etc.

Las seguridades deben incluir un detector de llama, muestreador (scanner) de llama, alarmas, cortes automáticos por: falla de llama, presión de

combustible al quemador, flujo de combustible al quemador piloto y mínimo flujo de aire de combustión.

Además de haber diseñado el oxidador y el lavador de gases para que los vapores combustibles estén fuera del rango de explosividad, en cualquier contingencia por falla de instrumentos o del proceso en que pueda ingresar al rango explosivo resulta necesario diseñar un sistema de protección que evite la explosión en partes internas de equipos y tuberías aguas arriba del incinerador (flashback protection), lo que se logra aislándolo mediante dispositivos tales como un tanque de sello (seal drum) similares en diseño a los tanques de sellos de flares o empleando arrestores de flama (flame arrestors). Según Exxon éstos últimos normalmente no se recomiendan cuando las emisiones gaseosas contienen aire u oxígeno como es el caso del efluente gaseoso del oxidador de asfalto y sólo son recomendables en éstos casos cuando las emisiones gaseosas se ventean en lugar de quemarse.

También los arrestores de flama pueden tener problemas de taponamiento y corrosividad por lo que es usual instalarlos en pares para tener la posibilidad de hacer mantenimiento alternado.

Por lo expuesto, en el esquema de proceso, se considerará UNA TORRE DE LAVADO Y ENFRIAMIENTO POR ASPERSIÓN CON AGUA, Y UN INCINERADOR DE LOS GASES EFLUENTES DEL OXIDADOR.

#### 5.13.7. Sistema de Preparación y Despacho del Producto.

La planta debe contar con un sistema de despacho de producto el cual se realiza enfriando el producto a un nivel de temperatura manejable y llevarlo a la ZONA DE LLENADO DE CILINDROS. Este enfriamiento se hará empleando el sistema de enfriamiento y control de temperatura previamente mencionado y empleado durante el procesamiento.

En el caso de PREPARACIÓN DE ASFALTOS LÍQUIDOS se piensa realizar tal operación en un tanque exterior pero se tiene como alternativa realizarse en el mismo reactor haciendo uso del sistema de enfriamiento para enfriar todo el batch así como para homogenizar la mezcla que da lugar al asfalto líquido, lo que representa contra la alternativa de tanque

exterior una reducción en la inversión. La alternativa en este caso depende de la utilización que la demanda de productos dé al reactor.

#### 5.13.8. Sistema de Almacenamiento y Envasado.

Se debe contar con tanques de almacenamiento para:

- un tanque de cemento asfáltico que conforma la carga principal.
- un tanque de un corte pesado para incluirlo en la carga si fuera necesario.
- un tanque de solvente para la preparación de asfaltos líquidos.

Excepto por el tanque de preparación de asfaltos líquidos no se prevé el almacenamiento de productos en tanque, sino más bien su envasado directo en la zona de llenado de cilindros desde el oxidador. Por seguridad y facilidad operativa se piensa en dos puentes de despacho de cilindros. Uno de asfaltos sólidos y otro de asfaltos líquidos.

#### 5.13.9. Sistema de Control y Automatización.

Se prevé en el diseño básico la descripción del sistema de control e instrumentación con el que debe contar la planta y del cual ya se han puntualizado algunos aspectos.

El diseño básico considera la preparación de un Diagrama de Flujo de la Planta en proyecto.

Los aspectos saltantes del sistema del sistema de control son los siguientes:

Los dispositivos de seguridad del reactor que consisten en un explosión hatch ó disco de ruptura para niveles de presión elevados y/o de explosión en el oxidador, un limitador de flujo máximo de aire al oxidador, sistema automático de corte de aire e inyección de agua por acción de un switch de temperatura, adición permanente de vapor de blanketing para asegurar el fuera de rango de explosividad.

Sistemas de control típicos del Horno de Precalentamiento y del Incinerador de Gases.

Seguridades adicionales en el incinerador como detector UV de llama, muestreador (scanner) de llama, alarmas, cortes automáticos por falla de llama, presión mínima de combustible al quemador, por flujo mínimo de combustible al quemador piloto y mínimo flujo de aire de combustión. Como se mencionó puede usarse un tanque de sello (seal drum) de agua (similar en diseño a los tanque-sello de flares) y arrestores de flama, como protección contra flama aguas arriba del incinerador:

Considerar el control del flujo del producto en proceso a través del sistema de enfriamiento mediante una válvula de control en función de la temperatura en el oxidador.

#### 5.13.10. Servicios Industriales.

Se debe considerar en el diseño el servicio de aire como un sistema independiente de la red actual de los servicios de la refinería.

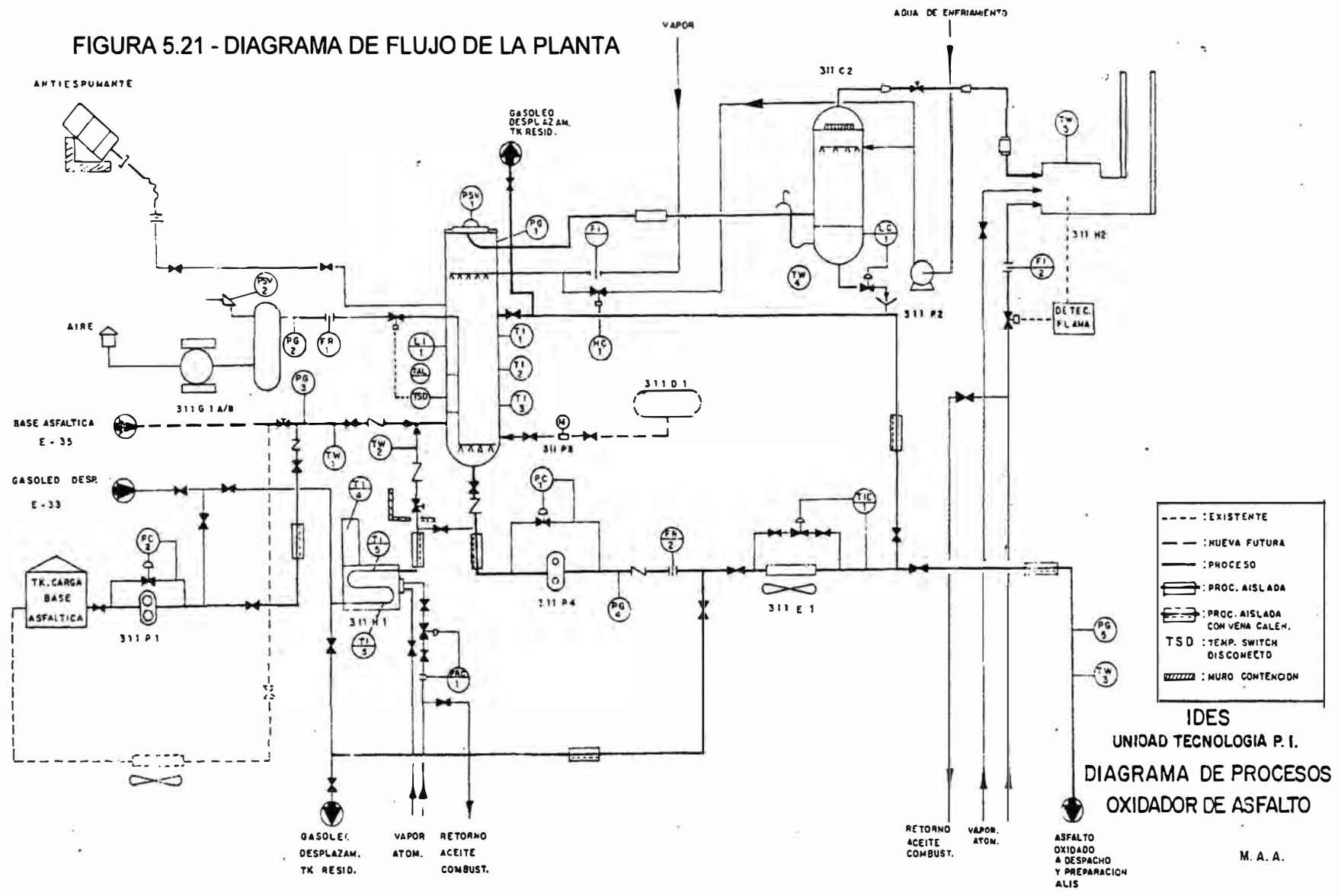
Los otros servicios como combustible, electricidad, vapor y agua y aire de instrumentación se consideran disponibles para el proyecto desde la red de la refinería.

### 5.14. Diseño Básico de Equipos Principales

#### 5.14.1. Descripción del Diseño

Se presenta el diagrama de flujo de proceso (Figura 5.21) correspondiente a un oxidador vertical y unidad de calentamiento exterior.

FIGURA 5.21 - DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA



ANTIESPUMANTE

AIRE

BASE ASFALTICA E - 35

GASOLEO DESP. E - 33

TK. CARGA BASE ASFALTICA

GASOLEO DESPLAZAM. TK RESID.

VAPOR

AGUA DE ENFRIAMIENTO

GASOLEO DESPLAZAM. TK RESID.

VAPOR ATOM.

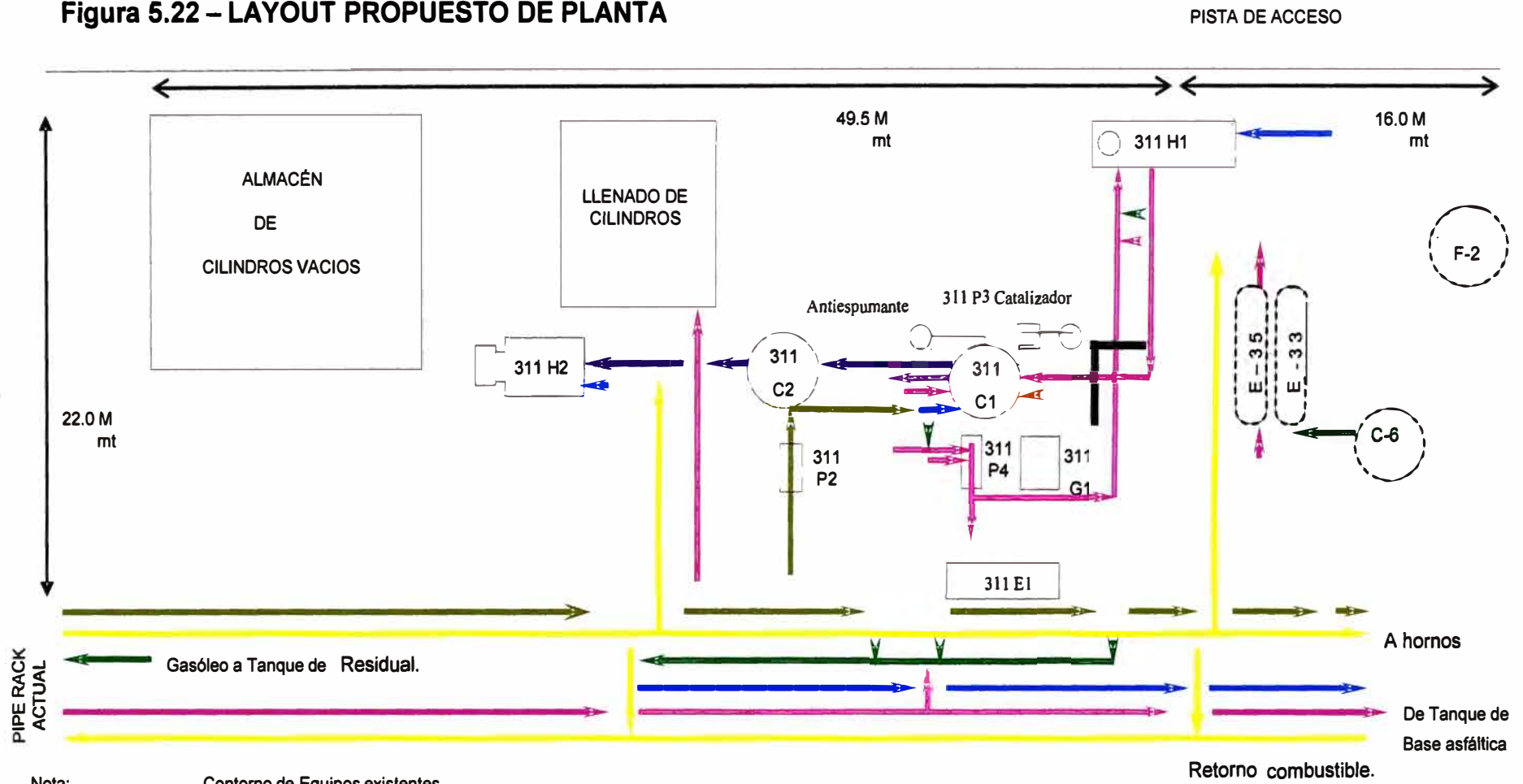
RETORNO ACEITE COMBUST.

RETORNO ACEITE COMBUST.

VAPOR ATOM.

ASFALTO OXIDADO A DESPACHO Y PREPARACION ALIS

**Figura 5.22 – LAYOUT PROPUESTO DE PLANTA**



LEYENDA		LISTA DE EQUIPOS PRINCIPALES		CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO, UNIDAD TECNOLOGÍA DE PRODUCCIÓN INDUSTRIAL		
	Carga al Oxidador/Asfalto Oxidado	311H1	Horno de Pre calentamiento			
	Combustible de Hornos	311H2	Incinerador de Gases de Combustión			
	Gasóleo de Desplazamiento	311C1	Oxidador	LAYOUT DE PLANTA DE OXIDACIÓN DE ASFALTOS		
	Vapor de Baja Presión	311C2	Torre de Burbujeo de Gases de Oxidación			
	Agua de Proceso	311P4	Bomba de Carga/circulación y Despacho	Diseño	M.A.A.	s/e
	Aire de Proceso	311G1	Compresor de aire de proceso	Dibujo	M.A.A.	s/n
	Gases de Oxidación	311E1	Enfriador de Asfalto			

En el mismo diagrama aparece la indicación de instrumentación básica requerida.

En la Figura 5.22 se presenta un Layout de la futura planta, en el que se han indicado las líneas de conexión más importantes

Se incluyen las hojas de especificación, hojas de cálculo y detalles generales de los siguientes equipos:

- Oxidador de asfalto 311 C-1
- Horno de precalentamiento 311 H-1
- Compresor aire de proceso 311 G-1 A/B
- Bomba de precalentamiento 311 P-4

Recirculación y enfriamiento

Y despacho

- Enfriador de asfalto 311 E-1

No se ha considerado en este trabajo el diseño de los equipos de tratamiento del efluente gaseoso como torre de lavado de gases (311 C-2) y el incinerador (311 H-2) ni equipos menores.

#### 5.14.2. Carga y Productos

Carga.

En el diseño se han considerado las propiedades estimadas para un C.A. 85/100 como carga a la unidad, pues de los estudios de laboratorio realizados se demostró la factibilidad de esta carga para oxidación.

Productos.

Se ha considerado para los cálculos hasta una variación en el punto de ablandamiento del producto de hasta 110 °F a partir de la carga (equivaldría a producción de un ASI 200/220); no se ha considerado significativa para efectos de diseño la variación de las propiedades térmicas y de flujo del asfalto con la oxidación.



### 5.14.3. Capacidad de Planta

La carga por batch es de 140 Bls (estándar de petróleo medidos a 60°F).

Esta capacidad superaba la demanda a la fecha de diseño y al plantearse la mejor tecnología de proceso, los tiempos de oxidación, preparación de producto y despacho serán significativamente reducidos con respecto a la operación que existía en la Planta Talara.

### 5.14.4. Operación de la Planta

Las operaciones comprendidas son:

- Carga del oxidador.
- Precalentamiento de la Carga.
- Oxidación, Recirculación y Enfriamiento.
  - Oxidación de asfalto
  - Recirculación de asfalto para homogenización y retiro del calor de reacción.
  - Enfriamiento del Producto
- Enfriamiento y lavado de gases de tope
- Incineración de Gases.
- Preparación/despacho de producto

#### 5.14.4.1. Carga del Oxidador.

La carga podrá realizarse desde un tanque existente (o nuevo) de cemento asfáltico a la temperatura mínima de almacenaje, equivalente a 250 °F, mediante la bomba 311 P-1 (existente) hacia la succión de la bomba de carga/recirculación/ enfriamiento 311 P-4 que tendrá la descarga alineada al horno de precalentamiento. Alternativamente, la bomba 311 P-1 existente, podría descargar al oxidador pero estando el conjunto frío, un enfriamiento adicional del

asfalto se producirá dificultando la operación posterior, por lo que no es recomendable.

También la carga podría constituirse tomando el cemento asfáltico a la salida del E-35 (intercambiador existente de fondos de la columna de vacío existente C-6) que sale a 440 °F y 190 psig de presión (si estuviera en operación dicha unidad produciendo la carga especificada) con lo que se reduciría la etapa de precalentamiento de la carga (ver los puntos 5.14.4.2 y 5.14.9).

La línea de carga es del mismo diámetro de las líneas existentes en planta para el cemento asfáltico (4" Sch.40).

#### 5.14.4.2. Precalentamiento de la Carga.

Se emplea un HORNO DE PRECALENTAMIENTO CON RECIRCULACIÓN, de tal manera que a través de la recirculación se logren los niveles de temperatura requeridos, por incrementos continuos del orden de los 100 °F por cada pasada de la carga. (ver el punto 5.14.9).

La carga sería precalentada en el horno 311 H-1 equipado con un quemador de tiro forzado que debe entregar un mínimo de 4.5 MMBTU/HR, calentando la carga desde 250 °F hasta la temperatura de 527 °F, en un lapso estimado de 2.5 hrs.

En una primera pasada (denominada Etapa 1 en las hojas de cálculo) la carga se precalentará de 250°F hasta 352°F. Luego, en la segunda pasada (Etapa 2) elevará su temperatura hasta 444°F y finalmente en una tercera pasada (Etapa 3) la temperatura se elevará hasta 527°F.

El asfalto será bombeado mediante la bomba 311 P-4 para un flujo a través del horno de 168 bls/hr (58 478 lb/hr) y consumir 258 lb/hr de residual de uso interno de Refinería Conchán (de 13° de gravedad API) mientras esté en operación.

La línea de precalentamiento es de 4"sch 40 y se prevé el desplazamiento de asfalto con gasóleo de vacío tomado del

intercambiador E-33 (o de tanque), una vez que la operación de precalentamiento ha terminado.

#### 5.14.4.3. Oxidación, Recirculación y Enfriamiento.

El oxidador operará a una presión en el tope de 20 psia y una temperatura de oxidación de 500°F. A esas condiciones la altura de la carga será 77.74% de la altura total (31 pies).

Al oxidador se le inyectará aire de oxidación a un rate de 663 SCFM (seco, equivalente a 30 SCFM/TON carga) el cual es similar al que se utilizaba en la Planta de Talara.

El aire ingresará al oxidador por la parte superior mediante una tubería de 6" de diámetro, con el fin de precalentarse antes de llegar al distribuidor y facilitar la colección de humedad.

Tal inyección de aire permite obtener una velocidad de gases promedio de 0.75 ft/sec, valor considerado como óptimo para una buena dispersión del aire en el asfalto, sin que sea necesaria la acción de un agitador.

Por la parte superior del oxidador se alimenta vapor a un flujo de 1000 lb/hr que permite la dilución de oxígeno al 15% por lo menos (asumiendo que todo el oxígeno que trae el aire inyectado llega al espacio vapor del oxidador, y de acuerdo a prácticas de diseño de EXXON) y el enfriamiento de los gases de tope.

Con el fin de evitar la formación excesiva de espuma se introduce manualmente por la parte superior del oxidador un aditivo antiespumante (ejemplo silicona Dow Corning Fluid 200).

Para homogenizar el asfalto así como para retirar el calor generado por la reacción de oxidación, el asfalto será recirculado mediante la bomba 311 P-4 a un flujo de 23,000 lb/hr pasando por el enfriador de aire 311 E-1, el cual es un ventilador de tiro forzado existente (sin uso en refinería) y que se demuestra usable para esta aplicación. En el enfriador se debe retirar alrededor de 2.17 MM Btu/hr dependiendo de la velocidad de oxidación que se obtenga. El flujo recirculante pasará por una de las dos secciones que consta el

enfriador y se controlará por la válvula de control de TRC prevista. La temperatura de la carga recirculante regresando al oxidador se estima en 349°F.

La línea de recirculación será de 4" y se considera la instalación de conexiones para desplazamiento con gasóleo de vacío.

Los gases de tope saldrán del oxidador a un flujo de 3,169 lb/hr, a través de una línea de 8" hacia la cámara de aspersión 311 C-2 donde serán enfriados y lavados con agua de enfriamiento que se presiona a 110 psig en la bomba 311 P-2 para posteriormente ser incinerados en el incinerador 311 H-2 que contará con un quemador auxiliar de residual de uso interno.

#### 5.14.4.4. Preparación y Despacho de Producto.

Para la operación de despacho el asfalto será enviado a la zona de llenado de cilindros a través de la bomba 311 P-4, a una velocidad de descarga entre 23 000 y 46 000 lb/hr haciendo pasar el producto a través del enfriador 311 E-11; en el primer caso por una de las dos secciones del enfriador y en el segundo caso haciendo uso de las dos secciones de éste. El asfalto podrá retirarse inmediatamente después de terminada la oxidación para el llenado de cilindros a 336°F. El proceso durará entre 1.25 hrs y 2.5 hrs, aproximadamente.

Se considera conveniente la preparación de los ALI's en tanque exterior al oxidador; sin embargo en emergencia o mantenimiento, podría realizarse en el mismo oxidador pegando líneas de solvente 3 a la línea de aire y haciendo uso del circuito de recirculación para enfriamiento previo del asfalto así como para la homogenización del asfalto líquido.

#### 5.14.5. Diseño del Reactor de Oxidación

En el reactor de oxidación existen dos alternativas para su diseño.

Una alternativa es que sea diseñado bajo el criterio de columna de burbujas (bubble column) y la otra que sea diseñado como un reactor de tanque agitado (stirred tank reactor).

De hecho, como mucha literatura lo demuestra la reacción de oxidación tiene una alta resistencia a la transferencia por el lado del gas por lo que los diseños que incrementen el área superficial por unidad de volumen de reactor permitirán una velocidad de oxidación más alta.

Con el reactor diseñado como una Columna de Burbujas, se establecen como parámetros altas velocidades del flujo de aire a través de la columna lo que lleva a altas relaciones de relación H/T (altura/ diámetro del oxidador) y un sistema más elaborado del distribuidor de aire que permita la máxima distribución así como el menor tamaño de burbujas saliendo de éste.

En este caso, la literatura establece como parámetro la velocidad superficial del gas como de 0.75 ft/s (UOP - "Process Design Seminar"- 1980). A pesar de ser un valor alto se demuestra en el cálculo que está sustancialmente por debajo de la velocidad crítica (velocidad máxima) que causaría la inundación de la torre y que se sitúa en promedio en 5 ft/s, tal que puede constituirse como parámetro auxiliar a la velocidad superficial como  $0.75/5 = 0.15$  de la velocidad máxima.

Así mismo la consideración de usar el 75% de la altura total del oxidador ocupado por la carga desgasada, lleva a relaciones H/D comúnmente entre 6 y 7.

La ventaja de esta alternativa es que se evita el uso de un agitador el cual puede ser costoso dado el nivel de temperaturas en el reactor.

El flujo de aire que se inyecta al oxidador expresado como SCF/T/M (pies cúbicos estándar por minuto y por tonelada de carga) varía fuertemente según la literatura desde 5 hasta 200 SCF/T/M .

Otra vez el efecto de los rates de aire al oxidador estará en la velocidad de la reacción dada la limitación difusional que esta reacción representa por lo que a menor rate de aire un mayor tiempo de oxidación.

De las conclusiones del punto 5.12.7 emplear o no agitación mecánica y trabajar con flujos de aire e incluso con diferentes temperaturas de oxidación dentro del rango usual, no se afecta la relación de la penetración y el punto de ablandamiento, que son las principales propiedades de especificación de los asfaltos oxidados.

Un rate de 30 SCF/T/M que es el que se empleaba en la antigua unidad de oxidación de Refinería Talara satisface las condiciones de diseño y será tomado como el mínimo de ensayo y estableciéndose un valor máximo de ensayo de 90 SCFM/TM en atención a la revisión bibliográfica y las pruebas piloto del punto 5.12.

Con el reactor diseñado como un tanque agitado las velocidades superficiales del gas son más bajas (del orden de 0.1 ft/s) por lo que la relación H/D es relativamente baja considerándose para este diseño entre 1 y 4 según la literatura técnica .

Considerando que el proceso de oxidación será batch debe minimizarse el costo del reactor y en general de la planta, se escoge un reactor tipo columna de burbujas de tal manera que no será necesaria la inversión en un agitador.

#### 5.14.5.1. Cálculo Diámetro y Altura del Oxidador

En la hoja de cálculo del oxidador inicialmente se estima la relación diámetro/altura para condiciones de temperatura entre 500 y 540°F y entre 35 y 20 psia, que son según la literatura los límites comerciales para reactores de oxidación de asfaltos.

El flujo de aire por tonelada de alimentación (“RTG”) que se ensaya varía entre 30 y 90 SCF/MIN.TON de producto.

La carga de proceso se establece en 140 BLS por batch.

Se mantienen constantes los parámetros de usar 75% de la altura total del oxidador y la velocidad superficial “V” de 0.75 ft/s.

Se calcula la velocidad crítica (“V<sub>c</sub>”) según la fórmula:

$$V_c = 0.157 ((\rho_l - \rho_g) / \rho_g)^{1/2}$$

Donde la densidad del gas  $\rho_g$  se calcula de la ley de gases ideales (el peso molecular del gas de tope (“PM”) se obtiene de la data de la tabla 5.6 y  $\rho_l$  de la Tabla 5.14.

Se estima la relación (“V/V<sub>c</sub>”).

El cálculo del diámetro del oxidador (D) se obtiene de considerar

$$\text{Area transversal del oxidador} = \Pi D^2 / 4 =$$

$$\frac{\{(carga en TM) \times (RTG) \times (corrección por P y T de diseño) \times (relación gas tope-aire) \times (corrección por máximo flujo)\}}{\{velocidad superficial del gas\}}$$

Y la altura total del oxidador (H) se obtiene de:

$$\text{Altura Total del oxidador} = H = (\text{volumen de carga en pies cúbicos}) / (\text{área transversal}) / (\text{relación altura neta/altura total}).$$

De los valores encontrados se escoge una relación H / D del orden de 6-7 según lo que reporta la literatura para un mayor tiempo de contacto gas/líquido.

Los cálculos permiten normalizar a los siguientes valores:

Diámetro Oxidador (Ft)	D	6.00
Altura Oxidador (Ft)	H	44.000
Carga (Bls).	Bls	140.00
Grav.Esp.Asfalto (60/60°F)	Grsp	0.99
Relación Flujo Másico Gas/Aire		1.03
Max. Flujo Volum. Gas+Aire (%)		125.00

Se verifica la sensibilidad para los valores de velocidad superficial del gas y su relación con la velocidad crítica, variando el RTG y los rangos de Temperatura (T) y Presión (P).

Se escoge entonces las condiciones de operación y diseño del reactor según las especificadas al final de la hoja de cálculo de la Tabla 5.15.

**Tabla 5.15**  
**CÁLCULO DEL DIAMETRO/ALTURA DEL OXIDADOR**

<b>I. ESTIMADO DE REQUERIMIENTO DIAMETRO/ALTURA</b>					<b>OBSERVACIONES</b>
<b>DIMENSIONAMIENTO PARA T=540°F Y P=20 PSIA</b>					valores de ensayo
CASO N°		1 A	3 A	4 A	variando el RTG
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	30.00	60.00	90.00	valor establecido
CARGA (BLS).	BLS	140.00	140.00	140.00	valor establecido
GRV.ESP.ASFALTO (60/60°F)	GrSp	0.99	0.99	0.99	valor establecido
TEMP. OXID. (°F)	T	540.00	540.00	540.00	valor establecido
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	20.00	20.00	20.00	valor establecido
P.M. GAS TOPE	PM	25.40	25.40	25.40	valor establecido
RELACION FLUJO MÁSCO GAS/AIRE		1.03	1.03	1.03	valor establecido
MAX. FLUJO VOL.GAS+AIRE (%)		125.00	125.00	125.00	valor establecido
FACTOR DE EXPANSION ASFALTO	F	1.22	1.22	1.22	valor establecido
ALTURA DE CARGA (%)		75.00	75.00	75.00	valor establecido
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.05	0.05	0.05	valor calculado
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.03	51.03	51.03	valor calculado
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	5.15	5.15	5.15	valor calculado
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.75	0.75	0.75	valor establecido
RELACION V/Vc		0.15	0.15	0.15	valor calculado
DIA METRO OXIDADOR (FT)	D	6.19	8.76	10.73	valor calculado
ALTURA OXIDADOR (FT)	H	42.206	21.103	14.069	valor calculado

<b>DIMENSIONAMIENTO PARA T=500°F Y P=20 PSIA</b>					valores de ensayo
CASO N°		1 B	3 B	4 B	variando el RTG
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	30.00	60.00	90.00	valor establecido
CARGA (BLS).	BLS	140.00	140.00	140.00	valor establecido
GRV.ESP.ASFALTO (60/60°F)	GrSp	0.99	0.99	0.99	valor establecido
TEMP. OXID. (°F)	T	500.00	500.00	500.00	valor establecido
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	20.00	20.00	20.00	valor establecido
P.M. GAS TOPE	PM	25.40	25.40	25.40	valor establecido
RELACION FLUJO GAS/AIRE		1.03	1.03	1.03	valor establecido
MAX. FLUJO VOL.GAS (%)		125.00	125.00	125.00	valor establecido
FACTOR DE EXPANSION ASFALTO	F	1.19	1.19	1.19	valor establecido
ALTURA DE CARGA (%)		75.00	75.00	75.00	valor establecido
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.05	0.05	0.05	valor calculado
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.99	51.99	51.99	valor calculado
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	5.10	5.10	5.10	valor calculado
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.75	0.75	0.75	valor establecido
RELACION V/Vc		0.15	0.15	0.15	valor calculado
DIA METRO OXIDADOR (FT)	D	6.09	8.61	10.54	valor calculado
ALTURA OXIDADOR (FT)	H	42.938	21.469	14.313	valor calculado



**Tabla 5.15 (CONTINUACIÓN)  
CÁLCULO DEL DIAMETRO/ALTURA DEL OXIDADOR**

<b>1. ESTIMADO DE REQUERIMIENTO DIAMETRO/ALTURA</b>					<b>OBSERVACIONES</b>
<b>DIMENSIONAMIENTO PARA T=540°F Y P=35 PSIA</b>					valores de ensayo
CASO N°		1 C	3 C	4 C	variando el RTG
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	30.00	60.00	90.00	valor establecido
CARGA (BLS).	BLS	140.00	140.00	140.00	valor establecido
GRV.ESP.ASFALTO (60/60°F)	GrSp	0.99	0.99	0.99	valor establecido
TEMP. OXID. (°F)	T	540.00	540.00	540.00	valor establecido
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	35.00	35.00	35.00	valor establecido
P.M. GAS TOPE	PM	25.40	25.40	25.40	valor establecido
RELACION FLUJO GAS/AIRE		1.03	1.03	1.03	valor establecido
MAX. FLUJO VOL.GAS (%)		125.00	125.00	125.00	valor establecido
FACTOR DE EXPANSION ASFALTO	F	1.22	1.22	1.22	valor establecido
ALTURA DE CARGA (%)		75.00	75.00	75.00	valor establecido
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.08	0.08	0.08	valor calculado
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.03	51.03	51.03	valor calculado
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	3.89	3.89	3.89	valor calculado
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.75	0.75	0.75	valor establecido
RELACION V/Vc		0.19	0.19	0.19	valor calculado
DIAMETRO OXIDADOR (FT)	D	4.70	6.64	8.13	valor calculado
ALTURA OXIDADOR (FT)	H	73.497	36.749	24.499	valor calculado

<b>2. VALORES NORMALIZADOS DEL DIÁMETRO / ALTURA DEL OXIDADOR</b>				<b>OBSERVACIONES</b>
DIAMETRO OXIDADOR (FT)	D	6.00		valor normalizado
ALTURA OXIDADOR (FT)	H	44.000		valor normalizado
CARGA (BLS).	BLS	140.00		valor normalizado
GRV.ESP.ASFALTO (60/60°F)	GrSp	0.99		valor establecido
RELACION FLUJO MÁSICO GAS/AIRE		1.03		valor establecido
MAX. FLUJO VOL.GAS+AIRE (%)		125.00		valor establecido

<b>3. AJUSTES DE PARAMETROS DE DISEÑO CON LOS VALORES NORMALIZADOS</b>					<b>OBSERVACIONES</b>
<b>PARA T=500°F Y P=20 PSIA</b>					valores de ensayo
CASO N°		A	B	C	variando el RTG
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	25.00	27.50	30.00	valor establecido
TEMP. OXID. (°F)	T	500.00	500.00	500.00	valor de ensayo
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	20.00	20.00	20.00	valor de ensayo
FACTOR DE EXPANSIÓN (T / 60°F)		1.19	1.19	1.19	valor establecido
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.64	0.71	0.77	valor calculado
ALTURA DE CARGA (FT)		33.15	33.15	33.15	valor calculado
ALTURA DE CARGA (%)		75.34	75.34	75.34	valor calculado
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.05	0.05	0.05	valor calculado
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.99	51.99	51.99	valor calculado
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	5.10	5.10	5.10	valor calculado
RELACION V/Vc		0.13	0.14	0.15	valor calculado

**Tabla 5.15 (CONTINUACIÓN)  
CÁLCULO DEL DIAMETRO/ALTURA DEL OXIDADOR**

<b>3. AJUSTES DE PARAMETROS DE DISEÑO CON LOS VALORES NORMALIZADOS</b>					<b>OBSERVACIONES</b>
<b>PARA T=540°F Y P=20 PSIA</b>					valores de ensayo variando el RTG
CASO N°		D	E	F	
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	25.00	27.50	30.00	
TEMP. OXID. (°F)	T	540.00	540.00	540.00	
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	20.00	20.00	20.00	
FACTOR DE EXPANSIÓN (T / 60°F)		1.22	1.22	1.22	
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.67	0.74	0.80	
ALTURA DE CARGA (FT)		33.78	33.78	33.78	
ALTURA DE CARGA (%)		76.76	76.76	76.76	
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.05	0.05	0.05	
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.03	51.03	51.03	
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	5.15	5.15	5.15	
RELACION V/Vc		0.13	0.14	0.16	
<b>PARA T=500°F Y P=35 PSIA</b>					
CASO N°		G	I	J	
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	25.00	30.00	40.00	
TEMP. OXID. (°F)	T	500.00	500.00	500.00	
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	35.00	35.00	35.00	
FACTOR DE EXPANSIÓN (T / 60°F)		1.19	1.19	1.19	
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.37	0.44	0.59	
ALTURA DE CARGA (FT)		33.15	33.15	33.15	
ALTURA DE CARGA (%)		75.34	75.34	75.34	
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.09	0.09	0.09	
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.99	51.99	51.99	
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	3.85	3.85	3.85	
RELACION V/Vc		0.10	0.11	0.15	
<b>PARA T=540°F Y P=35 PSIA</b>					valores de ensayo variando el RTG
		K	M	N	
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	25.00	30.00	40.00	
TEMP. OXID. (°F)	T	540.00	540.00	540.00	
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	35.00	35.00	35.00	
FACTOR DE EXPANSIÓN (T / 60°F)		1.22	1.22	1.22	
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.38	0.46	0.61	
ALTURA DE CARGA (FT)		33.78	33.78	33.78	
ALTURA DE CARGA (%)		76.76	76.76	76.76	
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.08	0.08	0.08	
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.03	51.03	51.03	
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	3.89	3.89	3.89	
RELACION V/Vc		0.10	0.12	0.16	

**Tabla 5.15 (CONTINUACIÓN)  
CÁLCULO DEL DIAMETRO/ALTURA DEL OXIDADOR**

**4. VALORES FINALES DE DISEÑO**

DIAMETRO OXIDADOR (FT)	D	6.00
ALTURA OXIDADOR (FT)	H	44.000
CARGA (BLS).	BLS	140.00
RELACION FLUJO MÁSIICO GAS/AIRE		1.03
MAX. FLUJO VOL.GAS+AIRE (%)		125.00
RATE DE AIRE (SCF/MIN.TON).	RTG	30.00
TEMP. OXID. (°F)	T	500.00
PRESION OXIDADOR (PSIA)	P	20.00
FACTOR DE EXPANSIÓN (T / 60°F)		1.19
VELOCIDAD GASES (FT/SEC)	V	0.77
ALTURA DE CARGA (FT)		33.15
ALTURA DE CARGA (%)		75.34
DENSIDAD GAS A T °F (LB/FT3)		0.05
DENSIDAD DEL LIQ. A T °F (LB/FT3)		51.99
VELOC.CRITICA GAS (FT/SEC)	Vc	5.10
RELACION V/Vc		0.15

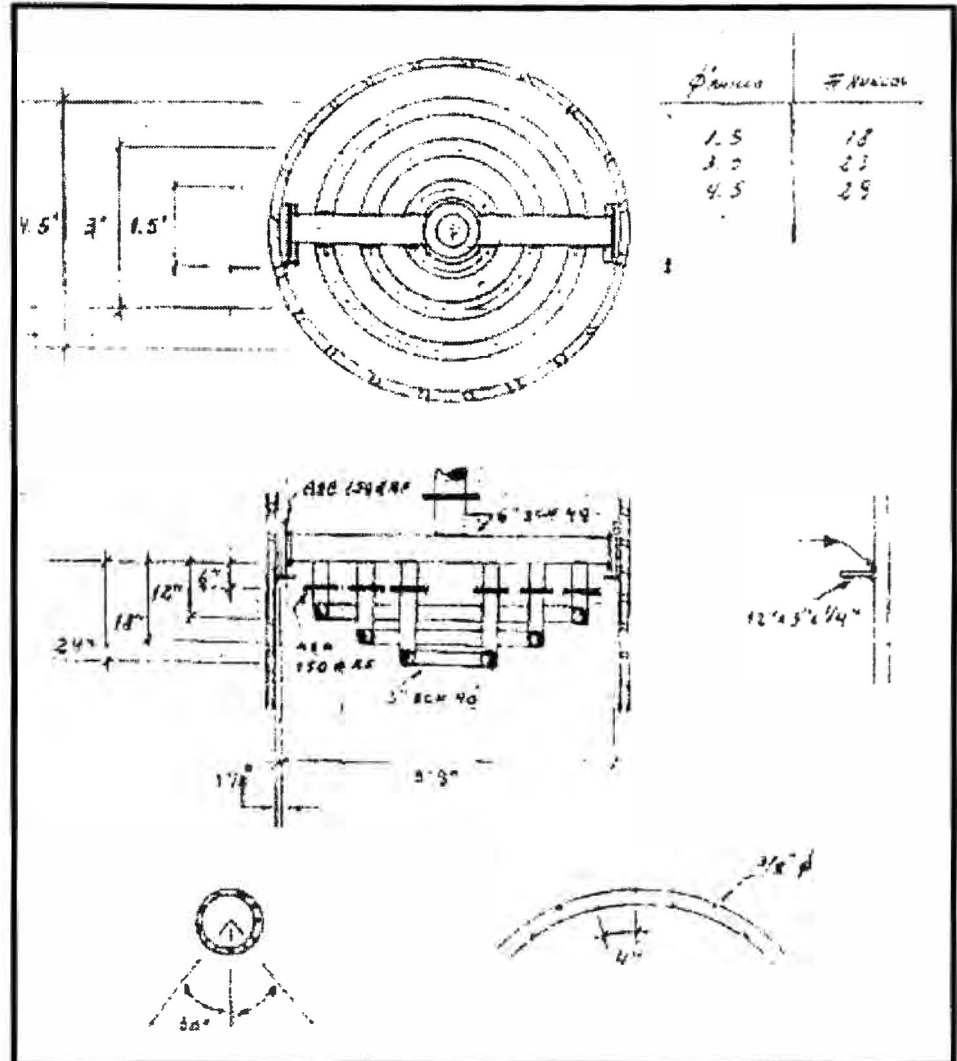
**5.14.5.2. Diseño de los Elementos del Oxidador**

**5.14.5.2.1. Distribuidor De Aire.**

El distribuidor se planea de 3 anillos concéntricos con patrón y tamaño de huecos constante, con dos ingresos por anillo (Figura 5.23).

Para el diseño del distribuidor se ha considerado el cálculo de área mínima de escape según W.J. Litz-“Design of Gas Distributors”- Chemical Engineering – Nov 13 -1972, la caída de presión en el distribuidor, el estimado del diámetro de burbuja saliendo del distribuidor y el porcentaje de mala distribución de aire según Exxon – Design Practices – Sección XIV-B –págs 5-14 - Marzo 1974 y Crane - “Flow of Fluids “- Technical Paper N° 410- A-27.

FIGURA 5 23 DISTRIBUIDOR DE AIRE DEL OXIDADOR



### Cálculo del área mínima de escape

Se determina el fluido másico de aire ("Win") por ramal de cada anillo y para cada uno de ellos se estima las variables de conveniencia "Q", "r" y "S" :

$$Q = 2 (g_c A^2 D)$$

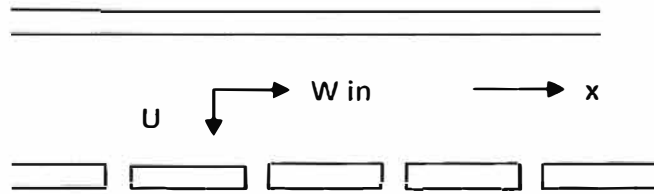
$$r = 4 / (\pi D \mu)$$

$$S = r^{-0.42}$$

A = área de flujo en ft<sup>2</sup>

D = diámetro interno de la tubería, ft

μ = viscosidad del aire, lb / ft (sec)



Se estima el flux radial de fluido “U”

$$U = \frac{Win}{\text{Longitud del ramal}} \left( \frac{lb}{ft \text{ sec}} \right)$$

La presión “P” dentro del ramal en función de x ( P(x)) para fluido compresible y turbulento se estima de:

$$P(x)^2 = P_s^2 - \frac{0,00233 QRT}{UM} [Win^3 - (Win - Ux)^3] - \frac{0,0205 SRT}{UM} [Win^{2.58} - (Win - Ux)^{2.58}]$$

Donde:

$P_s$ = Presión de abastecimiento, lb/ft<sup>2</sup>, absoluta

$R$ = Constante de gas ideal 1 542 ft (lb) / (°R) (mol-lb)

$M$ = Peso molecular del aire, lb / mol-lb.

El perfil de presión P(x) permite obtener el área de escape (“a”) requerida como una función de “x” y “U” según la ecuación:

$$\frac{\partial a}{\partial x} = \frac{U}{c\sqrt{2g_c \rho (P(x) - Pe)}}$$

Donde:

$a$  = área de escape en ft<sup>2</sup>

$c$ = coeficiente de orificio, adimensional, 0,59 - 0,61

$\rho$ = densidad del aire en lb /ft<sup>3</sup>

$P_e$  = presión de proceso o de descarga en el fondo del oxidador, lb//ft<sup>2</sup> absoluta.

Para efectos de cálculo se determinan cinco segmentos o incrementos de longitud de cada ramal.

Para cada incremento se determina la presión media calculada de la ecuación para  $P(x)$  con el valor de "x" medio de cada incremento.

El área de escape requerida para cada incremento se estima de la última ecuación y

$$\left| \frac{\partial a}{\partial x} \right|_n \cong \left| \frac{\Delta a}{\Delta x} \right|_n$$

$\Delta a$  = área de escape requerida para el incremento "n"

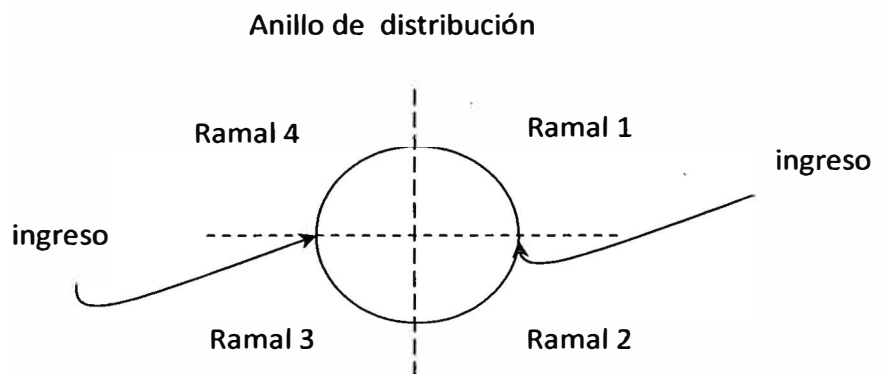
$\Delta x$  = incremento de longitud "n"

La suma de incrementos da el área de escape requerida por cada ramal.

$$a_{ramal} = \sum_{n=1}^5 \Delta a_n$$

n=1

El área de escape requerida por anillo se obtiene sumando la requerida por cada uno de sus ramales.



$$a_{anillo} = \sum_{n=1}^4 a_{ramal}$$

El área de escape total para el distribuidor se obtiene sumando las de los tres anillos considerados.

$$a_{Total} = \sum_{n=1}^3 a_{anillo}$$

Se determina el número mínimo de huecos desde el área de escape mínima y el número máximo de huecos por razones de geometría escogiendo como diámetros de orificio 3/8" y 5/16". Entre los valores mínimo y máximo se prueban el número de huecos para ajustar la caída de presión en el distribuidor no mayor a 2 psi (valor estándar en la literatura)

### La caída de presión en el distribuidor

Se estima de (Exxon Design Practices-Section B –Marzo 1974- pág. 10):

$$\Delta P = \frac{1}{\rho} \left[ \frac{W_0}{1891 r D_0^2 c} \right]^2$$

$\Delta P$  = caída de presión en psi

$\rho$  = densidad del aire en lb/ft<sup>3</sup>

$W_0$  = flujo másico de aire que atraviesa cada orificio lb/hr

$r$  = factor de recuperación de presión ó factor neto de expansión adiabática

$D_0$  = diámetro del orificio en pulg.

$c$  = coeficiente de orificio, tomado igual a 0,59

$$r = \text{función } (\Delta P/P, k = Cp/Cv)$$

$(\Delta P/P)$  = Caída de presión a presión de entrada

$k = Cp / Cv = 1,4$  para el aire.

### Diámetro de burbuja saliendo del distribuidor

Del Reynolds para el orificio:

$$Re_0 = \frac{V_0 \rho D_0}{\mu}$$

$V_0$  = Velocidad del aire en el orificio,  
ft/sec

$$V_0 = \frac{W_0}{\rho \frac{1}{3600} A_0}$$

$$A_0 = \pi D_0^2 / 4$$

El diámetro de burbuja para el sistema agua – aire, “ $D_{bOH_2}$ ” en metros:

$$D_{bOH_2} = 0,071 Re_0^{-0.05}$$

El diámetro de burbuja para nuestro sistema, “ $D_{BASF}$ ” se estima de:

$$D_{BASF} = D_{bOH_2} \left( \frac{\rho_{OH_2}}{\rho_{BASF}} \right)^{0.2} \left( \frac{\sigma_{BASF}}{\sigma_{OH_2}} \right)^{0.6}$$

$\left( \frac{\rho_{BASF}}{\rho_{OH_2}} \right)$  = Gravedad Específica del Asfalto = 0.834

$\sigma_{BAS}$  = Tensión superficial aire-asfalto = 35 dy/cm

$\sigma_{OH_2}$  = Tensión superficial aire – agua = 72 dy/cm

### Porcentaje de mala distribución en el distribuidor

(Exxon Design Practices-Section XIV B –Marzo 1974- págs. 5-14)

Es necesario asegurar una distribución uniforme del aire para el buen contacto gas – líquido:

$$\% \text{ mala distrib} = 100 \left[ \sqrt{\frac{\Delta P - (\Delta P)_P}{\Delta P}} - 1 \right]$$



$AP$  = caída de presión en el distribuidor, psi

$(AP)_p$  = caída de presión debido a la fricción y forma (recuperación de momentum), psi

Valores menores de 5% de mala distribución son deseables

El valor  $(AP)_p$  se obtiene de:

$$(\Delta P)_p = \left[ \frac{(48 f L J)}{\alpha D_1} - 1 \right] E_K$$

$f$  = factor de fricción, adimensional,  $\phi(Re)$ , gráfico de Moody para tubería acero comercial. El  $Re$  para la tubería del distribuidor se estima de:

$$Re = 6.31 \frac{W}{D_1 \mu}$$

$D_1$  = Diámetro interno de la tubería, pulg.

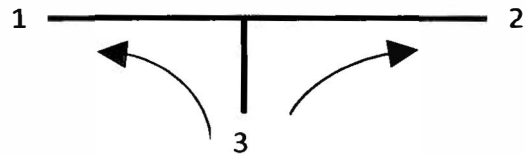
$W$  = fluido másico de aire en la tubería, lb/hr

$\mu$  = Viscosidad del aire, centi poises

$L$  = Longitud del ramal del distribuidor para cada anillo, ft. incluye las pérdidas por cambio de dirección expresadas en longitud equivalente.

Para resistencia de curvaturas de  $90^\circ$  se obtiene del apéndice A-27 del Crane - "Flow of Fluids" - Technical Paper N° 410.

Para flujo dividido se obtiene del Exxon Design Practice- section XIVB-Pág. 9 la siguiente relación:



$$(\Delta P)_{3-1}(\text{psi}) = (1.08 \times 10^{-4}) \rho (1.8 V_1^2 - 0.368 V_1 V_3)$$

siendo  $V_1$  y  $V_3$  velocidades en ft/sec

J= Factor adimensional en función del Re y del número de huecos (Figura 11 de la referencia)

$\alpha$ =Factor de corrección de velocidad = 1,1 para flujo turbulento

$E_K$  = Energía cinética por unidad de volumen, psi·

$$E_K = 2.8 \times 10^{-7} \frac{\alpha W^2}{\rho D_1^4}$$

La hoja de cálculo se muestra en la Tabla 5.16. y un esquema del diseño en la Figura 5.23. El distribuidor está compuesto por tres anillos de 1.5', 3' y 4.5' de diámetro, fabricados con tubería de 3" de diámetro, con 70 huecos de 3/8". Este diseño permite una excelente dispersión del aire y se estima una caída de presión menor a 2 psi.

#### 5.14.5.2.2. Dispositivos de Seguridad.

Debe considerarse el diseño de dispositivos de seguridad para la operación del oxidador.

##### 5.14.5.2.2.1. Vapor de Enrarecimiento

Para el vapor de blanketing se ha estimado el flujo de vapor requerido y se ha diseñado la tubería de alimentación y el distribuidor.

Por la parte superior del oxidador se alimenta vapor a un flujo de 1 000 lb./hr que permite la dilución de oxígeno al 15% asumiendo que todo el oxígeno que trae el aire inyectado llega al espacio vapor del oxidador (de acuerdo a práctica EXXON). Ver la Tabla 5.17.

El diámetro de la línea de vapor se estima con criterios usuales de caída de presión estimándose una de 3" sch 80. Ver la Tabla 5.18.

**Tabla 5.16**

**CÁLCULO DEL DISTRIBUIDOR DE AIRE DEL OXIDADOR**

**1. FORMA:** TRES ANILLOS CONCENTRICOS DE 1.5, 3 Y 4.5 PIES DE DIÁMETRO (CENTER LINE) CON DOS INGRESOS POR ANILLO  
CONSTRUIDOS CON TUBERÍA DE 3" STD (API 5L) SCH 40

**2. CÁLCULO DEL ÁREA MÍNIMA REQUERIDA DE ESCAPE (MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN PERMISIBLE)**

RATE DE FLUJO DE AIRE	SCF/MIN TM	30	SEGÚN DISEÑO D/H OXIDADOR
CARGA OXIDADOR	BLS.	140	SEGÚN DISEÑO D/H OXIDADOR
FLUJO MASICO MAX. DE AIRE HUMEDO	LB/HR	3809	25% MÁS QUE EL REQUERIDO SEGÚN DISEÑO. INCLUYE 0.015 LB AGUA/LB DE AIRE SECO (90% H.R.A 60-80°F)
PRESION TOPE OXIDADOR	PSIA	20	SEGÚN DISEÑO D/H OXIDADOR
PRESION EN FONDO OXIDADOR	PSIA	31.95	POR ALTURA DE COLUMNA DE ASFALTO DESGASADO
PRESION DESCARGA COMPRESOR	PSIA	44.70	SEGÚN DISEÑO COMPRESOR
CAIDA PRESION TUBERIA DE COMPRESOR A DISTRIBUIDO	PSI	6.00	SEGÚN DISEÑO COMPRESOR
PRESION AIRE INGRESO SPIDER	PSIA	38.70	CÁLCULO POR DIFERENCIA
CAIDA PRESION MÁXIMA EN EL DISTRIBUIDOR	PSI	6.75	CÁLCULO POR DIFERENCIA
TEMPERATURA AIRE INGRESO SPIDER	°F	310	SEGÚN DISEÑO COMPRESOR
DENSIDAD AIRE INGRESO SPIDER	LB/FT <sup>3</sup>	0.136	DE TABLAS PROPIEDADES FISICAS
VISCOSIDAD AIRE INGRESO SPIDER	cP	0.029	DE TABLAS PROPIEDADES FISICAS

ANILLO N° 1						ANILLO N° 2						ANILLO N° 3					
LONGITUD TOTAL DISTRIBUIDOR			FT	28.27		LONGITUD TOTAL DISTRIBUIDOR			FT	28.27		LONGITUD TOTAL DISTRIBUIDOR			FT	28.27	
DIAMETRO DEL ANILLO			FT	1.50		DIAMETRO DEL ANILLO			FT	3.00		DIAMETRO DEL ANILLO			FT	4.50	
1/4 DE LONGITUD DEL ANILLO			FT	1.18		1/4 DE LONGITUD DEL ANILLO			FT	2.36		1/4 DE LONGITUD DEL ANILLO			FT	3.53	
FLUJO DE AIRE POR RAMAL DEL ANILLO			LB/HR.	158.69		FLUJO DE AIRE POR RAMAL DEL ANILLO			LB/HR.	317.38		FLUJO DE AIRE POR RAMAL DEL ANILLO			LB/HR.	476.08	
DIAMETRO INTERNO TUBERIA DEL ANILLO			PULG	3.07		DIAMETRO INTERNO TUBERIA DEL ANILLO			PULG	3.07		DIAMETRO INTERNO TUBERIA DEL ANILLO			PULG	3.07	
<b>VALOR Q</b>				92.18		<b>VALOR Q</b>				92.18		<b>VALOR Q</b>				92.18	
<b>VALOR r</b>				255.546		<b>VALOR r</b>				255.546		<b>VALOR r</b>				255.546	
<b>VALOR S</b>				0.00536		<b>VALOR S</b>				0.00536		<b>VALOR S</b>				0.00536	
<b>FLUX RADIAL DE AIRE (U)</b>			LB/FT/SEC	0.03742		<b>FLUX RADIAL DE AIRE (U)</b>			LB/FT/SEC	0.03742		<b>FLUX RADIAL DE AIRE (U)</b>			LB/FT/SEC	0.03742	
<b>COEFICIENTE DE ORIFICIO (C)</b>				0.59		<b>COEFICIENTE DE ORIFICIO (C)</b>				0.59		<b>COEFICIENTE DE ORIFICIO (C)</b>				0.59	
INCREMENTOS DE LONGITUD (FT)			PRESION INTERNA (PSIA)			ESCAPE (PULG.2)			INCREMENTOS DE LONGITUD (FT)			PRESION INTERNA (PSIA)			ESCAPE (PULG.2)		
INICIO	FINAL	PROM.	P(X) PROM.	ÁREA		INICIO	FINAL	PROM.	P(X) PROM.	ÁREA		INICIO	FINAL	PROM.	P(X) PROM.	ÁREA	
X=	X=	X				X=	X=	X				X=	X=	X			
0.00	0.24	0.12	38.699997	0.02332720		0.00	0.47	0.24	38.699972	0.04665449		0.00	0.71	0.35	38.699907	0.06998207	
0.24	0.47	0.35	38.699992	0.023327212		0.47	0.94	0.71	38.699933	0.046654625		0.71	1.41	1.06	38.699775	0.069982757	
0.47	0.71	0.59	38.699989	0.023327217		0.94	1.41	1.18	38.699911	0.04665470		1.41	2.12	1.77	38.699700	0.06998314	
0.71	0.94	0.82	38.699988	0.023327219		1.41	1.88	1.65	38.699901	0.046654736		2.12	2.83	2.47	38.699667	0.069983319	
0.94	1.18	1.06	38.699987	0.023327219		1.88	2.36	2.12	38.699898	0.046654746		2.83	3.53	3.18	38.699658	0.069983365	
<b>AREA DE ESCAPE</b>				<b>0.46654428</b>		<b>AREA DE ESCAPE</b>				<b>0.9330932</b>		<b>AREA DE ESCAPE</b>				<b>1.39965863</b>	
<b>AREA TOTAL DE ESCAPE</b>						<b>2.799296</b>						<b>(PULG.2)</b>					

COMO P(X) CASI NO VARIA EN CADA RAMAL EL PATRÓN DE DISTRIBUCIÓN Y EL DIÁMETRO DE HUECOS SE ESCOGE CONSTANTE  
EL NÚMERO DE HUECOS MÍNIMO PARA LA MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN SERÁN SEGÚN LO SIGUIENTE

TAMAÑO DEL HUECO	1/2"	3/8"	5/16"	1/4"	3/16"	1/8"
DIAMETRO DEL HUECO PULG	0.5	0.375	0.3125	0.25	0.1875	0.125
AREA DEL HUECO PULG-2	0.19635	0.11045	0.07670	0.04909	0.02761	0.01227
NUMERO DE HUECOS	15	26	37	58	102	229

EL NÚMERO DE HUECOS MÁXIMO SE ESTABLECE CONSIDERANDO UNA SEPARACION MÍNIMA DE 4" ENTRE HUECOS (CENTER LINE)

**Tabla 5.16 (CONTINUACIÓN)**

**CÁLCULO DEL DISTRIBUIDOR DE AIRE DEL OXIDADOR**

**3. CÁLCULO DEL NÚMERO DE HUECOS DE DISEÑO PARA UNA CAIDA DE PRESION MÁXIMA DE 2 PSI**

		HUECOS DE 3/8" DE DIÁMETRO				HUECOS DE 5/16" DE DIÁMETRO			
LONGITUD RECTA DEL DISTRIBUIDOR	FT	28.27	28.27	28.27	<b>28.27</b>	28.27	28.27	<b>28.27</b>	28.27
DIÁMETRO DISTRIBUIDOR (DI)	PULG.	3.068	3.068	3.068	<b>3.068</b>	3.068	3.068	<b>3.068</b>	3.068
SEPARACION ENTRE HUECOS	PULG.	4	4	4	<b>4</b>	4	4	<b>4</b>	4
NUMERO DE HUECOS MAXIMO		84	84	84	<b>84</b>	84	84	<b>84</b>	84
DIÁMETRO AGUJERO (Do)	PULG.	0.375	0.375	0.375	<b>0.375</b>	0.3125	0.3125	<b>0.3125</b>	0.3125
NUMERO DE HUECOS MÍNIMO		26	26	26	<b>26</b>	37	37	<b>37</b>	37
NUMERO DE HUECOS DE DISEÑO		30	40	50	<b>70</b>	40	50	<b>70</b>	100
RELACION Do/DI		0.122	0.122	0.122	<b>0.122</b>	0.102	0.102	<b>0.102</b>	0.102
RELACION Cp/Cv AIRE		1.4	1.4	1.4	<b>1.4</b>	1.4	1.4	<b>1.4</b>	1.4
CAIDA DE PRESION ASUMIDA	PSI	5.20	2.81	1.77	<b>0.89</b>	6.15	3.78	<b>1.87</b>	0.90
FACTOR NETO DE EXPANSION		0.963	0.983	0.991	<b>0.998</b>	0.956	0.976	<b>0.990</b>	0.997
COEFICIENTE DE ORIFICIO (C)		0.59	0.59	0.59	<b>0.59</b>	0.59	0.59	<b>0.59</b>	0.59
CAIDA DE PRESION CALCULADA	PSI	5.20	2.81	1.77	<b>0.89</b>	6.15	3.78	<b>1.87</b>	0.90
		(max 6.75)				(max 6.75)			
AREA TOTAL DE HUECOS DE DISEÑO	PULG <sup>2</sup>					<b>7.73</b>			
						<b>5.37</b>			

NOTA LA RELACION Do/DI VARIA ENTRE 0.122 Y 0.102 DE ACUERDO A LO ESTABLECIDO POR EL METODO (Do/DI DESDE 0.2 A 0.1).

**4. DIÁMETRO DE BURBUJA SALIENDO DEL DISTRIBUIDOR**

NUM. REYNOLDS EN Do		73662	55247	44197	<b>31569</b>	66296	53037	<b>37883</b>	26518
DIAM. BURBUJA FONDO SIST. AGUA-AIRE	MM	4.05	4.11	4.16	<b>4.23</b>	4.08	4.12	<b>4.19</b>	4.27
DIAM. BURBUJA FONDO CORREGIDO	MM	2.73	2.77	2.80	<b>2.85</b>	2.74	2.77	<b>2.82</b>	2.87
VALOR COMÚN = 3 MM.									

**SE RECOMIENDA 70 HUECOS DE 3/8" ó DE 5/16" PARA UNA CAIDA DE PRESION ENTRE 1 Y 2 PSI**

**5. VERIFICACIÓN DEL PORCENTAJE DE MALA DISTRIBUCIÓN MENOR AL 5%**

PROCEDIMIENTO EXXON		HUECOS DE 3/8 DE DIÁMETRO			HUECOS DE 5/16 DE DIÁMETRO		
		ANILLO 1	ANILLO 2	ANILLO 3	ANILLO 1	ANILLO 2	ANILLO 3
<b>CASO 70 HUECOS</b>	# DE HUECOS	12	23	35	12	23	35
FLUJO DE AIRE POR CADA 1/4 ANILLO	LB/HR	158.692	317.383	476.075	158.692	317.383	476.075
ENERGIA CINETICA / UNIDAD VOLUMEN	PSI	0.001	0.003	0.006	0.001	0.003	0.006
NUMERO DE REYNOLDS		92078	184155	276233	92078	184155	276233
FACTOR DE FRICCIÓN		0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005
FACTOR J		0.375	0.355	0.035	0.375	0.355	0.035
LONGITUD DE TUBERIA	REAL FT	1.178	2.356	3.534	1.178	2.356	3.534
	EQUIV. (* FT)	9.469	28.162	55.312	9.469	28.162	55.312
	TOTAL FT	10.648	30.519	58.846	10.648	30.519	58.846
CAMBIO PRESIÓN POR FRICCIÓN Y FORMA	PSI	0.000	-0.001	-0.005	0.000	-0.001	-0.005
CAIDA DE PRESIÓN DISTRIBUIDOR	PSI	0.890	0.890	0.890	1.873	1.873	1.873
PORCENTAJE DE MALA DISTRIBUCION	%	0.026	0.035	0.280	0.012	0.017	0.133

(\* ) PERDIDAS PRESIÓN POR FORMA Y FRICCIÓN CURVATURA DE CADA RAMAL Y DIVISIÓN DE FLUJO

	VELOCIDAD MÁX. EN FT/SEC		RELACION DE RADIO Rd/DI	BEND 90°		SPLIT FLOW		TOTAL PERDIDAS FT TOTAL
	RAMAL	INGRESO ANILLO		Leq/DI	FT	PSI	FT	
	ANILLO DE 1.5 FT	6.321		12.642	5.867	18.000	4.602	
ANILLO DE 3 FT	12.642	25.285	11.734	34.000	8.693	0.018	19.470	28.162
ANILLO DE 4.5 FT	18.963	37.927	17.601	45.000	11.505	0.041	43.807	55.312

**TABLA 5.17**  
**CÁLCULO DEL FLUJO DE VAPOR DE BLANKETING**

<b>FLUJO DE VAPOR DE BLANKETING (LIMITE DE EXPLOSIVIDAD)</b>			
A.-	VAPOR SUFICIENTE PARA MANTENER DILUÍDO OXÍGENO A UN MAX. DE 15% VOLUMEN, ASUMIENDO QUE TODO EL OXIGENO QUE TRAE EL AIRE INYECTADO LLEGA AL ESPACIO VAPOR		
B.-	COLOCAR ORIFICIO DE RESTRICCIÓN EN LINEA DE ALIMENTACION DE AIRE PARA LIMITAR FLUJO MAXIMO A 120%(EXXON)-125%(UOP) DEL FLUJO DE OPERACION.		
C.-	PROCEDIMIENTO ADECUADO DE ARRANQUE DE PLANTA		
D.-	EXXON MENCIONA QUE FLUJO DE VAPOR PUEDE REDUCIRSE EN OPERACION ESTABLE		
FLUJO DE AIRE SECO	SCF/MIN.TON.	30	
CARGA A LOXIDADOR	BLS	140	
FLUJO AIRE NORMAL	SCF/MIN.	655.37	
FLUJO MAX. DE AIRE SECO	SCF/MIN.	819.21	(125% FLUJO NORMAL)
FLUJO DE AIRE ESP. VAPOR	CF/MIN.	1111.60	(20 PSIA Y 500°F)
FLUJO DE OXIGENO ESP. VAP.	CF/MIN.	233.44	
FLUJO VAPOR BLANKETING	CF/MIN.	444.64	(SOLO AIRE ESP. VAP.)
FLUJO MASICO VAPOR	LB/HR	937.40	
SI SE CONSIDERA LA HUMEDAD DEL AIRE AMBIENTAL A 60-80°F CON 90% DE H.R. (0.015 LB AGUA/LB AIRE SECO) EL REQUERIMIENTO DE VAPOR DE BLANKETING SE REDUCE A:			
HUMEDAD DEL AIRE	LB/HR	56.282	
FLUJO MASICO VAPOR	LB/HR.	881.122	
SE ESCOGE: <b>FLUJO DE VAPOR : 1000 LB/HR</b>			

**TABLA 5.18**  
**CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA LINEA DE VAPOR DE BLANKETING**

<b>DIMENSIONAMIENTO DE LA LINEA DE VAPOR</b>			
CRITERIO DIMENSIONAMIENTO:	CAIDA DE PRESIÓN MÁXIMA / 100'		0.02*P máx
	CAIDA DE PRESIÓN/100' (PSI)		2
FLUJO DE VAPOR MAX.	LB/HR	1000	
PRESION DE VAPOR	PSIA	100	
TEMPERATURA DE VAPOR	°F	380 SATURADO	
DENS.PROM. P Y T OPER.	LB/FT3	0.204	
FLUJO VOLUMETRICO VAPOR	FT3/HR	4900	
VISCOSIDAD P Y T OPER.	cP	0.016	
DIAMETRO TUBERIA	NOM.	2" SCH.80	3" SCH.80
DIAM. INTERNO	PULG.	1.939	2.900
NUM. REYNOLDS		203391	135991
FACTOR DE FRICCIÓN		0.021	0.021
VELOCIDAD LINEAL	FT/SEC	66.38	29.67
CAIDA DE PRESION/100'	PSI	1.26	(ok) 0.17
VELOCIDAD TUBERIA	FPM	3982.56	(ok) 1780.42
LONG.ESTIMADA DE LINEA	FT	1000	1000
<b>SE ESCOGE 3" SCH.80</b>			

**TABLA 5.19**

**CÁLCULO DEL DISTRIBUIDOR DE VAPOR DE BLANKETING**

**FORMA:** TUBERÍA RECTA CON AGUJEROS DE DISTRIBUCIÓN  
**CÁLCULO DEL ÁREA MÍNIMA REQUERIDA DE ESCAPE**

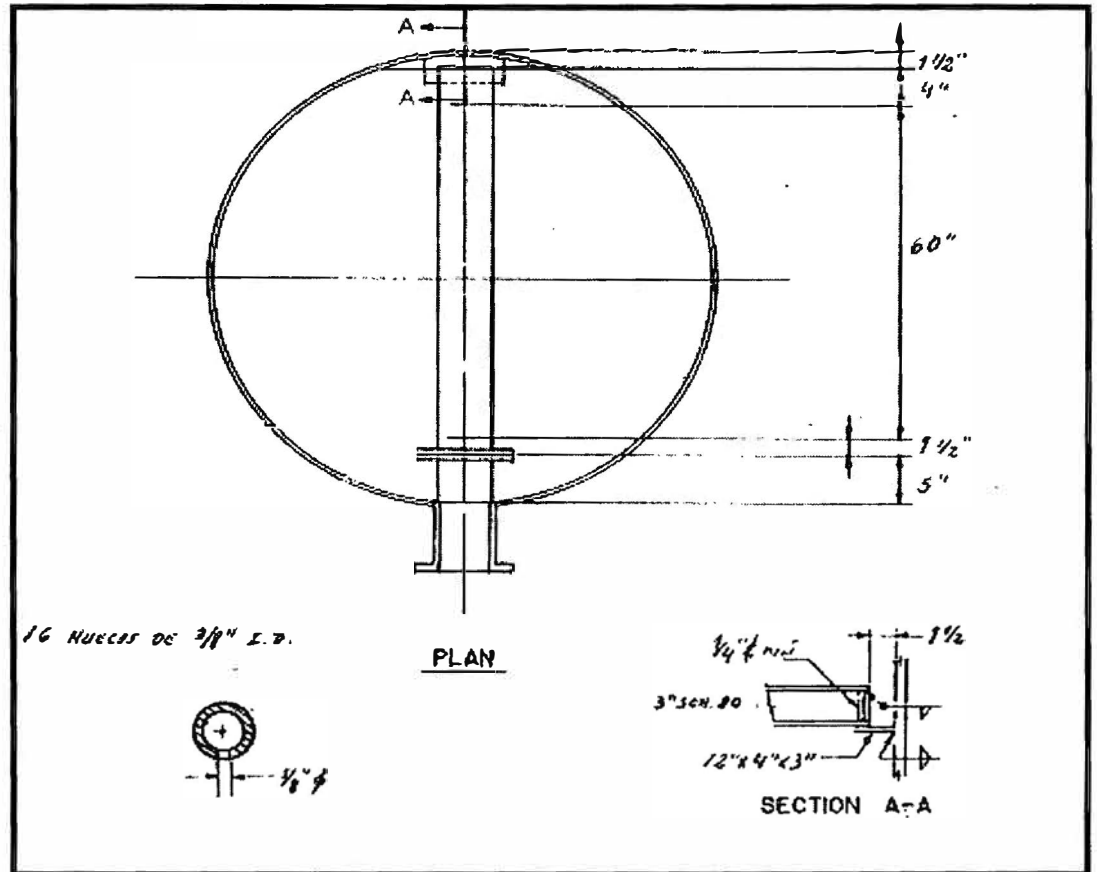
MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN PERMISIBLE DE 3 PSI				
FLUJO MASICO MAX. DE VAPOR		LB/HR		1000
PRESION EN TOPE OXIDADOR		PSIA		20
PRESION VAPOR INGRESO DISTRIBUIDOR		PSIA		100
TEMP. VAPOR INGRESO DISTRIBUIDOR		°F		380
DENSIDAD VAPOR INGRESO DISTRIBUIDOR		LB/FT <sup>3</sup>		0.21
VISC. VAPOR INGRESO DISTRIBUIDOR		cP		0.016
TIPO DE DISTRIBUIDOR				PIPE
LONGITUD TOTAL DISTRIBUIDOR		FT		5.88
LONGITUD DE TUBERIA		FT		5.88
FLUJO MASICO DE AIRE POR EL ANILLO		LB/HR.		1000.00
DIA M. INT. TUBERIA DISTRIBUIDOR		PULG		2.90
<b>VALOR Q</b>				122.15
<b>VALOR r</b>				490009
<b>VALOR S</b>				0.00407
FLUX RADIAL DE AIRE (U)		LB/FTSEC		0.04728
COEFICIENTE DE ORIFICIO (C)				0.60
INCREMENTOS DE LONGITUD (FT)		PRESION INTERNA (PSIA)		AREA ESCAPE (PULG.2)
INICIO	FINAL	PROM.	P(X) PROM.	ÁREA
X=	X=	X		
0.00	1.18	0.59	99.99962	0.03378010
1.18	2.35	1.76	99.99908	0.033780215
2.35	3.53	2.94	99.99878	0.033780279
3.53	4.70	4.11	99.99864	0.033780308
4.70	5.88	5.29	99.99860	0.033780316

ÁREA DE ESCAPE MÍNIMA					
<b>0.168901218</b>					
COMO P(X) CASI NO VARIA A PRECISAMENTE EL PATRÓN DE DISTRIBUCIÓN Y EL DIÁMETRO DE HUECOS SE ESCOGE CONSTANTE.					
NÚMERO DE HUECOS MÍNIMO PARA LA MÁXIMA CAÍDA DE PRESIÓN					
TAMAÑO DEL HUECO		7/16"	3/8"	5/16"	1/4"
DIÁMETRO DEL HUECO PULG		0.4375	0.375	0.3125	0.25
ÁREA DEL HUECO PULG-2		0.15033	0.11045	0.07670	0.04909
NÚMERO DE HUECOS		2	2	3	4

CÁLCULO NÚMERO DE HUECOS DE DISEÑO PARA CAÍDA DE PRESIÓN 2 PSI				
LONGITUD DE TUBERIA		FT	5.88	5.88
LONGITUD UTIL TUBERIA		FT	5	5
DIÁMETRO DEL DISTRIBUIDOR (D1)		PULG	2.9	2.9
SEPARACION ENTRE HUECOS		PULG	3	3
NÚMERO DE HUECOS MÁXIMO			20	20
DIÁMETRO DEL AGUJERO (Do)		PULG	0.375	0.4375
NÚMERO DE HUECOS MÍNIMO			2	2
NÚMERO HUECOS DISEÑO			16	7
RELACION Do/D1			0.1293	0.1509
RELACION Cp/Cv VAPOR			1.3	1.3
CAÍDA DE PRESION A SUMIDA		PSI	1.92	3.23
FACTOR NETO DE EXPANSION			0.99	0.987
COEFICIENTE DE ORIFICIO			0.59	0.59
CAÍDA DE PRESION CALCULADA			1.92	3.23
MÁXIMA CAÍDA DE PRESION VAPOR SATURADA		PSI	48	48
ÁREA TOTAL DE HUECOS DE DISEÑO		PULG <sup>2</sup>	1.7671	1.0523

VERIFICACIÓN DEL PORCENTAJE DE MALA DISTRIBUCIÓN MENOR AL 5%				
PROCEDIMIENTO EXXON				
# DE HUECOS			16	7
ENERGIA CINETICA/VOLUMEN		PSI	0.3	0.3
NÚMERO DE REYNOLDS			135991	135991
FACTOR DE FRICCIÓN			0.0	0.0
FACTOR J			0.4	0.4
LONGITUD DE TUBERIA			5.9	5.9
CAMBIO DE PRESION POR FRICCIÓN		PSI	-0.2	-0.2
CAÍDA DE PRESION DISTRIBUIDOR		PSI	1.9	3.2
PORCENTAJE DE MALA DISTRIBUCION		%	5.8	3.4
SE RECOMIENDA ENTRE 7 HUECOS DE 7/16" ó 16 HUECOS DE 3/8"				
UNA CAÍDA DE PRESION DEL ORDEN DE 2-3 PSI.				

FIGURA 5.24 - DISTRIBUIDOR DE VAPOR DE BLANKETING



Se usará una tubería de distribución de 3" de diámetro con 16 huecos de  $\frac{3}{8}$ " para una caída de presión estimada de 1.92 psi. El método de cálculo es el mismo que para el distribuidor de aire (punto 5.14.5.2.1.) y se muestra en la Tabla 5.19

El vapor de enrarecimiento enfriará también los gases de tope.

#### 5.14.5.2.2.2. Restricción del Flujo de Aire

Se coloca una tobera de bordes redondeados de 1.28 pulgadas de diámetro en la línea de entrada de aire de

proceso, para limitar el flujo máximo de aire a 125% del de diseño a fin de evitar mezclas explosivas. Se ha calculado el diámetro del orificio para forzar el flujo sónico en la tobera cuando el flujo de aire llega a 125% del flujo normal, de tal manera que no se pueda sobrepasar este límite.

Esta restricción supondrá una caída de presión a flujo normal de 6.5 psi la que se considera en el diseño de la presión de descarga del compresor. La ecuación base que se emplea es:

$$q \left( \frac{ft^3}{sec} \right) = YCA_0 \sqrt{\frac{2g(144)\Delta P}{\rho}}$$

$q$ : flujo volumétrico a condiciones aguas arriba

$Y$ : factor de expansión

$C$ : coeficiente del orificio

$A_0$ : Area del orificio

$g$ : aceleración de la gravedad : 32.2 ft/sec<sup>2</sup>

$\Delta P$ : caída de presión, psi.

$\rho$ : densidad del aire a condiciones aguas arriba

Los cálculos aparecen en la Tabla 5.20

#### 5.14.5.2.2.3. Disco de Ruptura

Puede ser alternativamente un "explosion hatch" o una válvula de seguridad.

Se muestra el diseño de un disco de ruptura para caso de explosión resultando de un diámetro de 42" para una presión de ruptura de 35 psig. basado en datos del sistema aire-propano. Ver la Tabla 5.21.



**Tabla 5.20**

**DIMENSIONAMIENTO Y CAÍDA DE PRESIÓN DE LA RESTRICCIÓN DE FLUJO MÁXIMO**

**TIPO: TOBERA DE BORDES REDONDEADOS**

<b>CONDICIONES DE FLUJO SÓNICO - VERIFICA EL MÁXIMO OUTPUT</b>			
DIAMETRO TUBERIA	NOM.	6" SCH.40	de diseño de línea de compresor
DIAM. INTERNO (DI)	PULG.	6.07	
FLUJO AIRE HUMEDO MAX.	LB/HR	3,853	125% del normal calculado
FLUJO AIRE HUMEDO MAX.(q máx)	FT3/SEC	6.819	125% del normal calculado
DENSIDAD P Y T DESCARGA.	LB/FT3	0.157	
VISCOSIDAD P Y T DESCARGA	cP	0.03	
DIÁMETRO DEL ORIFICIO (D0)	PULG	1.28	valor de ensayo
AREA DEL ORIFICIO ( A0)	FT2	0.0090	
NUM. REYNOLDS (Re) BASADO EN D0		653,291	
RELACIÓN D0/ DI		0.21	
FACTOR DE EXPANSIÓN CRÍTICO (Y crítico)		0.70	de Gráfico A-20 (*) para D0/DI
COEFICIENTE DE ORIFICIO (C)		0.98	de Gráfico A-19 (*) en función de D0/DI y Re
K=Cp/Cv DESCARGA		1.40	promedio para aire a Tout del compresor
RATIO DE PRESIÓN CRÍTICA (r crítico)		0.53	de Gráfico A-21 (*) para D0/DI
PRESIÓN DE ENTRADA (Pd)	PSIA	44.21	de cálculo compresor
CAÍDA PRESIÓN CRÍTICA (ΔP crítico)	PSI	20.73	Pd (1 - r crítico)
FLUJO DE AIRE CALCULADO (q max calc.)	FT3/SEC	6.819	$Y_{critico} C A_0 \cdot \{ [2g (144)\Delta P_{critico} / \rho]^{1/2}$
PRESIÓN DE DESCARGA	PSIA	23.48	Pd - ΔP crítico
PRESIÓN DE DESCARGA	PSIG	8.78	
<b>CONDICIONES NORMALES DE FLUJO - CALCULA ΔP EN LA RESTRICCIÓN</b>			
DIAMETRO TUBERIA	NOM.	6" SCH.40	de diseño de línea de compresor
DIAM. INTERNO (DI)	PULG.	6.07	
FLUJO AIRE HUMEDO NORMAL.	LB/HR	3,082	flujo normal calculado
FLUJO AIRE HUMEDO NORMAL (q norm)	FT3/SEC	5.455	flujo normal calculado
DENSIDAD P Y T DESCARGA.	LB/FT3	0.16	
VISCOSIDAD P Y T DESCARGA	cP	0.03	
DIÁMETRO DEL ORIFICIO (D0)	PULG	1.28	del diseño de la restricción
AREA DE ORIFICIO	FT2	0.0090	
NUM. REYNOLDS (Re) BASADO EN D0		522,673	
RELACIÓN D0/ DI		0.21	
COEFICIENTE DE ORIFICIO (C)		0.98	de Gráfico A-19 (*) en función de D0/DI y Re
FACTOR EXPANSION ASUMIDO (Y asum)		0.99	
CAIDA PRESIÓN CALCULADA ( ΔP)	PSI	6.50	$\{ q_{norm} / [ Y_{asum} * C * A_0 * (2g * 144/\rho)^{1/2} ] \}^2$
PRESIÓN DE ENTRADA (Pd)	PSIA	44.21	de cálculo compresor
RELACIÓN ΔP/Pd		0.1471	
K=Cp/Cv DESCARGA		1.40	
FACTOR DE EXPANSIÓN CALCULADO (Ycalc)		0.99	de Gráfico A-20 (*) para D0/DI. ok
CAÍDA DE PRESIÓN EN LA RESTRICCIÓN	PSI	6.50	

(\*): Crane-Flow Of Fluids- Technical Paper 410

**Tabla 5.21**  
**ESTIMACIÓN DEL DISCO DE RUPTURA**

TIPO DE PROTECCION: EXPLOSION INTERNA					
PRESION DE OPERACION		PSIA	20	PSIG	5
DIMENSIONES DEL TANQUE					
ALTURA		FT	40		
DIAMETRO		FT	6		
RELACION DE VENTEO					
FT2 DISCO / 100FT3 de OXIDADOR					0.8
PRESION DE RUPTURA DEL DISCO		PSIA	50	PSIG	35
PRESION DE EXPLOSION					
DEL SISTEMA PROPANO-AIRE			ESTIMACIÓN PARA EL OXIDADOR		
presion inicial (psig)	presion de ruptura (psig)	presion de explosión (psig)	pres. explos. (psig) para 35 psig de ruptura	pres. explos.(psig) para 5 psig de pres.inic.	
15	50	128	116	31.17 ok la presión de explosión no supera las 35 psig	
15	100	168			
45	50	375	370.5		
45	100	390			
VOLUMEN DEL OXIDADOR	FT3	1130.97			
AREA DE VENTEO DISCO	FT2	9.05			
DIAMETRO DISCO RUPTURA	PULG.	40.73			
DIAMETRO NOMINAL DISCO	PULG.	42			

#### 5.14.5.2.2.4. Corte de Aire de Proceso

Para casos extremos de elevación de temperatura en el oxidador se considera necesaria la instalación de un sistema de corte de aire al oxidador por acción automática de un switch de temperatura. El switch actuará a una temperatura umbral de 550°F.

#### 5.14.5.2.2.5. Inyección de Agua de Tope

Se propone la inyección de agua por el tope del oxidador a través del distribuidor de vapor por acción de mando manual remoto. Debe mantenerse una línea presurizada de agua a 100 psig pegada a la línea de alimentación de vapor.

## 5.14.5.2.3. Espesor del aislante del oxidador

Se estima el espesor del aislante en el cuerpo del oxidador considerando como criterio de diseño que la temperatura exterior no sea mayor a 140°F (60°C). El espesor se calcula en 3 pulgadas.

**Tabla 5.22**  
ESTIMADO DE ESPESOR DE AISLAMIENTO DEL OXIDADOR

DATOS						OBSERVACIONES
DIAMETRO INTERNO (FT)	D	6				según diseño del reactor
ESPESOR DEL RECIPIENTE (PULG)	e	2				espesor de la pared del oxidador
ALTURA (FT)	H	40				según diseño del reactor
TEMPERATURA ASFALTO (°F)	Ts	500	500	500	500	temperatura de oxidación según diseño
TEMPERATURA DEL AIRE (°F)	Ta	65	80	50	65	temp. media, máxima y mínima del ambiente
TEMP MÁXIMA EXTERIOR REQUERIDA (°F)	T1	140	140	140	140	temperatura máxima de superficie permitida
COEFICIENTE TRANSFERENCIA (BTU/HR FT <sup>2</sup> F)	ha	2.5	2.5	2.5	2.5	valores típicos (estimados entre 1.5-3.5)
CONDUCTIVIDAD AISLANTE (BTU/HR-FT-°F)	Kc	0.118	0.118	0.118	0.118	valores de aislante típico
<b>CÁLCULOS</b>						
DIAM.EXT. ASUMIDO (FT)	DI	6.77	6.89	6.70	6.83	
FLUJO DE CALOR/FT LINEAL	q'	4,001	3,179	4,741	3,588	$q' = (Ts - Ta) / ((LN [DI / (D + 2 * e / 12)] / (2 * PI * Kc)) + 1 / (ha * PI * DI))$
TEMP.EXT.CALCULADA (°F)	T1c	140.2	138.8	140.1	132	$T1c = q' / (ha * PI * DI) + Ta$ . Se compara con T1
ESPESOR AISLAMIENTO (PULG)	eais	2.62	3.34	2.20	3.00	$eais = (DI * 12 - (D * 12 + 2 * e)) / 2$
AISLAMIENTO A CONSIDERARSE (PULG)	eais					<b>3 PULGADAS</b>

**Tabla 5.23**  
ESTIMADO DEL FLUJO DE PÉRDIDA DE CALOR DEL OXIDADOR AL AMBIENTE

DATOS				
DIAMETRO INTERNO (FT)	D	6		según diseño del reactor
ESPESOR DEL RECIPIENTE (PULG)	e	2		espesor de la pared del oxidador
ALTURA (FT)	H	40		según diseño del reactor
DIAM. EXTERIOR (FT)	DI	6.83		de la Tabla 5.22
ESPESOR AISLAMIENTO (PULG)	eais	3.00		de la Tabla 5.23
TEMPERATURA ASFALTO (°F)	Ts	500.0		
TEMPERATURA DEL AIRE (°F)	Ta	65.0		temperatura media del aire ambiental
COEFICIENTE TRANSFERENCIA (BTU/HR-FT <sup>2</sup> )	ha	2.5		valor promedio típico
CONDUCTIVIDAD AISLANTE (BTU/HR-FT-°F)	Kc	0.118		
<b>CÁLCULOS</b>				
FLUJO DE CALOR/PIE DE ALTURA (BTU/HR/FT)	q'	3,611		$q' = (Ts - Ta) / ((LN [DI / (D + 2 * e / 12)] / (2 * PI * Kc)) + 1 / (ha * PI * DI))$
TEMPERATURA EXTERIOR (°F)	T1	132		$T1c = q' / (ha * PI * DI) + Ta$
FLUJO DE CALOR DE PÉRDIDA OXIDADOR (BTU/HR)	q	144,433		$q = q' * H$
FLUJO DE CALOR DE PÉRDIDA A CONSIDERARSE (BTU/HR)	q	<b>144,433</b>		
CALOR PÉRDIDO/PIE DE ALTURA OXIDADOR (BTU/HR/FT)	q'	<b>3,611</b>		

Las pérdidas de calor se estiman en 3,611 Btu/hr/pie de altura del oxidador con una temperatura exterior ajustada de 132 °F. Las pérdidas de calor en el oxidador se calculan en 144,433 Btu/hr (se desprecian las pérdidas por las tapas del oxidador). Ver los cálculos en las Tablas 5.22 y 5.23.

#### 5.14.5.2.4. Dimensionamiento de la Línea de Gases de Tope

Se dimensiona la línea de salida de gases de tope atendiendo a criterios de diseño de caída de presión y de velocidad estableciéndose una tubería de 8" sch 40 para los gases. Ver los cálculos respectivos en la Tabla 5.24

**Tabla 5.24**

#### DIMENSIONAMIENTO LINEA DE SALIDA DE GASES DEL OXIDADOR

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO					
(column. overhead vapor)		(CAIDA DE PRESION/100')opt.		=177*(lb/hr)^(-0.559)	
		(CAIDA DE PRESION/100')máx		=0.20*(P^0.5)*(100/(160+8.34diam.en"))	
(gas fuel)		(CAIDA DE PRESION/100')máx		=0.2 psi	
		(VELOCIDAD EN TUBERIA)máx		=6000/(densidad^0.5) FPM	
<b>DATOS</b>					
FLUJO DE AIRE SECO MAX.	LB/HR	3852.7	normal 3,082 lb/hr		
CANTIDAD DE AGUA	LB AGUA/LB	0.015	(70°F-95% H.R.)		
HUMEDAD DEL AIRE	LB/HR	57.8	normal 46.2 lb/hr		
FLUJO GAS DE TOPE MAX.	LB/HR	3960.6	normal 3,169 lb/hr		
FLUJO VAPOR BLANKETING	LB/HR	1000.0			
FLUJO DE GASES MAX.	LB/HR	5018.4			
PESO MOLECULAR GAS DE OXIDACIÓN		25.4	según tabla 5.6		
PESO MOLECULAR PROMEDIO GASES DE SALIDA		23.4	calculado; incluye el vapor y humedad		
DENSIDAD DE GASES	LB/FT3	0.0454	(20PSIA-500°F)		
VISCOSIDAD DE GASES	cP	0.0250	(composición según Tabla 5.6).		
		Viscosidad promedio ponderando con la raíz cuadrada de los pesos moleculares de los componentes			
<b>CÁLCULOS</b>					
DIAMETRO TUBERIA	NOM.	6" SCH.40	8" SCH.40	valores de ensayo	
DIAM. INTERNO	PULG.	6.065	7.981	de tablas	
NUM. REYNOLDS		208,845	158,708	calculado	
FACTOR DE FRICCIÓN		0.017	0.018	gráfico de moody tubería comercial	
VELOCIDAD EN LA TUBERÍA	FT/SEC	153.10	88.41		
VELOCIDAD EN LA TUBERÍA FPM	FT/MIN	9186 (ok)	5305 (ok)	máx 28,187 de 6000/(densidad^0.5) FT/MIN	
CAIDA DE PRESION/100'	PSI	0.39	0.10 (ok)	calculado	
		0.2	0.2	máx de 0.2 psi/100' de tubería	
		1.51 psi	1.51 psi	óptimo de 177*(lb/hr)^(-0.559) por 100'	
		0.42 psi	0.39 psi	máx de 0.20*(P^0.5)*(100/(160+8.34diam.")) por 100'	
<b>SEESCOGE 8" SCH40</b>					

#### 5.14.5.3. Hoja de Especificación del Oxidador de Asfalto

Se adjunta la hoja de especificación del oxidador. Ver la Tabla 5.25

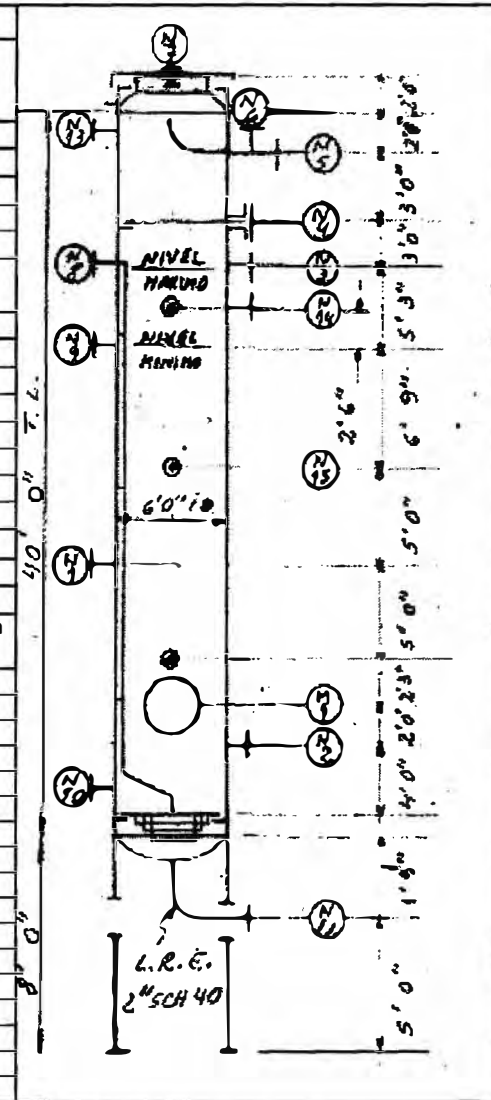
Se han previsto cuatro entradas y salidas para el asfalto, entrada de vapor de enrarecimiento, aire de proceso, conexión a disco de ruptura, entrada para antiespumante, una conexión para otros usos futuros (ejemplo adición de catalizador), salida de gas de tope y una línea de venteo.

Para la instrumentación se han previsto para el indicador de presión, para visor de nivel, tres termopozos.

Finalmente se ha considerado un manhole para mantenimiento.

TABLA 5.25

Hoja de especificación del Oxidador de Asfalto							
Unidad de serv: Oxidador de asfaltos			Item Nro.: C-1				
Nro. Req. 1							
Tamaño: 6' x 44' x 2"							
CONSTRUCCIÓN							
Code.						Stamp.	C-1
Presión (psig)	Max. OP	20	Nor. OP	5	Design.	*	
Temp. (°F)	Max. OP	550	Nor. OP	500	Design.	*	
Veloc. Final (MPH)	Tensión de ayuda.	*	Phys. A chem. Tests:	*	x-ray.	*	
Material	Especificación		Material	Especificación			
Shell	*		Escaleras c/protecc.	si			
Heads	*		Clips	si			
Supports	*		Painter trolley	no			
Bridas	150 # R.F.		Lifting lugs	si			
Tubería (SCH)	40		Pintura	si			
izaje	si		Aislamiento	3" espesor			
Plataformas	si		Soporte de aislamiento.	clips y anillos			
NOZZLE SCHEDULE							
Marca	SERVICIO	N°	Tamaño (pulg)	Rating (#)	Facing	Tubería (SCH)	
N-1	entrada carga asfalto precalentado	1	3		R.F.		
N-2	salida de asfalto	1	4	150	R.F.		
N-3	entrada de recirculación /enfriamiento	1	4	150	R.F.		
N-4	entrada vapor de blanketing	1	3	150	R.F.	80	
N-5	salida gas de tope	1	8	150	R.F.	40	
N-6	línea de venteo	1	1	-	-	-	
N-7	disco ruptura o explosion hatch	1	***	-	-	-	
N-8	entrada de aire de proceso	1	6	150	R.F.		
N-9	entrada de antiespumante	1	1.5	150	R.F.		
N-10	entrada de catalizador	11	2	150	R.F.	Futuro	
N-11	drenaje/muestreo.	1	2	150	R.F.		
-	-	-	-	-	-	-	
N-13	sensor presión	1	1.5	150	R.F.		
N-14	visor de nivel	1	1.5	150	R.F.		
N-15	Termopozo	3	1.5	-	-		
M-1	Manhole	1	18	150	R.F.		



\* : Cálculo Mecánico  
 \*\* : A menos que se especifique otra.  
 \*\*\* : ver diseño

### 5.14.6. Cálculo y Especificación del Compresor de Aire de Proceso

El aire será comprimido en dos compresores recíprocos iguales. El cálculo de los compresores se inicia estimado la presión de descarga requerida, considerando la presión de operación en el tope del oxidador, las pérdidas en la línea de alimentación, en la restricción de flujo y en el distribuidor y un margen de 8 ft de altura de asfalto en el oxidador, resultando una presión de descarga de 44.2 psia, con lo cual el ratio de compresión se calcula en 3.008

Se calculan temperaturas de descarga considerando las variaciones de las temperaturas de succión de aire según las condiciones ambientales supuestas (80°F, 65° y 50°F). Se estima un valor promedio del exponente de elevación de temperatura en compresión politrópica resultando temperaturas entre 280°F y 323°F. La temperatura más alta está por debajo de los 350°F, valor que se estima máximo para compresor no enfriado, según práctica Exxon. La ecuación básica empleada es:

$$T_{out} = (T_{in} + 460)r^{\frac{n-1}{n}} - 460$$

Al flujo de aire calculado en la Tabla 5.15 se le considera la humedad promedio y se establece un valor de diseño 25% mayor que el operativo. El flujo de aire de diseño de cada compresor es de 1,926 lb/hr de aire húmedo que equivale a 414 pies cúbicos estándar de aire seco por minuto.

Luego se estima la potencia de compresión (“HP<sub>gas</sub>”) a partir de la ecuación:

$$HP_{gas} = \frac{1}{33000 \frac{lbft}{min} / HP} \frac{1}{60 \text{ min/hr}} W \frac{Z_{in} R (T_{in} + 460)}{M} \frac{1}{m} (r^m - 1) \frac{1}{eff}$$

donde:

$HP_{gas}$  : potencia politrópica de compresión en HP

$W$  : Flujo másico del aire en lb/hr

$Z_{in}$  : Factor de compresibilidad del aire en la succión

$T_{in}$  : temperatura de succión (condiciones verano) en °F

$R$  : cte. universal de gases 1,545.3 lb-ft /mol-lb °R

$M$ : peso molecular del aire 28.74

$m$ :  $(n-1)/n$  siendo "n" el exponente de compresión politrópica

$r$ : relación de compresión

$eff$ : eficiencia politrópica de compresión =  $((k-1)/k)/((n-1)/n)$  siendo  $k$  la relación Cp/Cv.

**Tabla 5.26**  
**CÁLCULOS DEL COMPRESOR DE PROCESO**

PRESIÓN DE DESCARGA						OBSERVACIONES
PRESIÓN DE TOPE OXIDADOR	PSIG				5	según diseño según cálculos según diseño oxidador
PERDIDAS EN LINEA, RESTRICCIÓN Y DISTRIBUIDOR	PSI			0.07 + 6.50 + 2 =	8.6	
CABEZA ESTÁTICA	FT		35	PSIG	13.0	
MARGEN DE SEGURIDAD	FT		8	PSIG	2.9	
PRESIÓN DE DESCARGA	PSIA	Pd			44.2	calculado
TEMPERATURA DE DESCARGA						OBSERVACIONES
RELACION DE COMPRESION		$r$	3.008			calculado Pd/14.7
TEMP. DEL AIRE INGRESO	°F	$T_{in}$	80	65	50	máx, med y min.
Cp/Cv EN LA SUCCIÓN		$k_{in}$	1.402			de tablas aire a 1 atmy 100°F (*)
EFF. POLITRÓPICA, $\{[(k-1)/k] / [(n-1)/n]\}$	%	$eff$	84.5			de tablas aire (*)
EXPONENTE $[(n-1)/n]$ COMP. POLITRÓP A TEMP. SUCC.		$m_{in}$	0.339			$(k_{in}-1)/k_{in} / (eff/100)$
Cp/Cv EN LA DESCARGA		$k_{out}$	1.396			de tablas aire a 3 atmy 300°F (*)
EXPONENTE $[(n-1)/n]$ COMP. POLITRÓP A TEMP. DESC.		$m_{out}$	0.336			$(k_{out}-1)/k_{out} / (eff/100)$
EXPONENTE $[(n-1)/n]$ COMP. POLITRÓP PROMEDIO		$m$	0.338	0.338	0.338	promedio aritmético
TEMPERATURA DE DESCARGA	°F	$T_{out}$	323.1	301.3	279.6	$(T_{in}+460)*r^m - 460$
CAPACIDAD REQUERIDA						OBSERVACIONES
NORMAL	SCF/MIN	$Q_n$	663			30 SCFM/TM *22.1 TM asfalto
RATED	SCF/MIN	$Q_r$	828.8			25% sobre el normal
POTENCIA REQUERIDA POR COMPRESOR						DOS COMPRESORES IGUALES A LA MÁXIMA TEMP. DE SUCCION
CAPACIDAD RATED POR COMPRESOR	SCF/MIN				414.38	$Q_r / 2$
FLUJO AIRE SECO	LB/HR				1897.90	13.1 cf/lb (aire a cond. estándar)
FLUJO AIRE HUMEDO	LB/HR	$W$			1926.37	aprox. 0.015 lb agua/lb aire seco
PESO MOLECULAR PROMEDIO AIRE	LB/LB-MOL	$M$			28.74	
FACTOR COMPRESIBILIDAD EN LA SUCCIÓN		$Z_{in}$			1	de tablas de aire (*)
POTENCIA POLITRÓPICA GAS	HP	$HP_{gas}$			44.57	según fórmula de cálculo (*)
EFICIENCIA MECÁNICA	%	$eff_{mec}$			95	asumida (*)
POTENCIA COMPRESOR	HP	BHP			46.92	$HP_{gas} / eff_{mec}$
MOTOR						OBSERVACIONES
TIPO	MOTOR TEFC					
FACTOR CARGA		$F_c$			1.10	
FACTOR SERVICIO		$F_s$			1.00	
EFICIENCIA TRANSMISIÓN (FAJAS)	%	$eff_{fajas}$			95.60	asumida
POTENCIA MÍNIMA REQUERIDA	HP	$HP_{min}$			53.99	$HP_{gas} * F_c * F_s / eff_{fajas}$
POTENCIA ESTIMADA PARA LUBRICACIÓN	HP	$HP_{lub}$			3.90	asumida
NOMBRE PLATEADO	HP	$HP_{req}$			57.89	$HP_{min} + HP_{lub}$
NOMBRE PLATEADO STD.	HP	$HP_{rated}$			60.00	
EFICIENCIA A 100% DE CARGA	%	$eff_{elect}$			89.00	asumida datos comerciales
CARGA CONEXIÓN	Kw				50.29	para diseño de alim. eléctrica.
EFICIENCIA A 75% DE CARGA	%				88.00	asumida datos comerciales
CARGA OPERACIÓN	Kw				45.06	consumo durante la operación

(\*): Exxon Design Practice - secciones D y H - 1972



Se requerirá un motor eléctrico 60 HP para cada compresor.

No se prevé un postenfriador dado que es preferible inyectar aire caliente al oxidador.

Ver la Tabla 5.26 correspondiente a la hoja de cálculo del compresor.

- ~ Durante la oxidación el control operativo será continuo descargando las válvulas de succión para rangos de presión fijados en el tanque recibidor aunque se recomienda también control por parada / encendido para situaciones fuera de rangos establecidos a fin de proteger el equipo.

#### 5.14.6.1. Dimensionamiento de la Línea de Descarga del Compresor

Se dimensiona la línea de salida del compresor atendiendo a criterios de diseño de caída de presión y de velocidad estableciéndose una tubería de 6" sch 40.

Ver los cálculos respectivos en la Tabla 5.27

**Tabla 5.27**

#### DIMENSIONAMIENTO LINEA DEL COMPRESOR

CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO	CAIDA DE PRESION/100'	CAIDA DE PRESION/100'	VELOCIDAD EN TUBERIA	0.03*SQRT(P) PSI máx 1.0 PSI máx 3000*SQRT(28.8/MW) FPM máx
<b>DATOS</b>				
FLUJO DE AIRE SECO MAX.	LB/HR	3,796		25% sobre el flujo normal
CANTIDAD DE AGUA	LB AGUA/LB AIRE	0.015		(70°F, 95% H.R.)
FLUJO AIRE HUMEDO MAX.	LB/HR	3,853		
DENSIDAD P Y T DESCARGA.	LB/FT <sup>3</sup>	0.157		a P=44.2 psia y Tdesc. media 301°F
FLUJO DE AIRE	FT <sup>3</sup> /HR	24,547		
VISCOSIDAD P Y T DESCARGA	cP	0.029		a P=44.2 psia y Tdesc. media 301 °F
<b>CÁLCULOS</b>				
DIAMETRO TUBERIA	NOM.	4" SCH.40	6" SCH.40	
DIAM. INTERNO	PULG.	4.026	6.065	
NUM. REYNOLDS		208,222	138,220	
FACTOR DE FRICCIÓN		0.0187	0.018	
CAIDA DE PRESION/100'		0.56	0.070	(ok)
VELOCIDAD TUBERIA	FT/SEC	77.13	33.99	
VELOCIDAD TUBERIA	FPM	4,628	2,039	(ok)
<b>SEESCOGE 6" SCH40</b>				

#### 5.14.6.2. Hoja de Especificación del Compresor de proceso

Ver la hoja de especificación respectiva que se muestra en la Tabla 5.28.

**Tabla 5.28**

**ESPECIFICACIÓN DE COMPRESOR RECIPROCANTE**

<b>Nro.:</b>	311GI A/B
<b>Servicio:</b>	Aire al oxidador de asfaltos

<b>Numero de unidades principales</b>	<b>Manejado por:</b>	<b>Spare</b>
2	V-Belt	-
<b>Driver type</b>	<b>Driver rated HP</b>	<b>RPM</b>
Motor Elect.	60	1800
<b>ESPECIFICACIONES APLICABLES:</b>	API Standard 618	

CONDICIONES OPERATIVAS (CADA MÁQUINA)		CAPACIDAD (CADA MÁQUINA)	
Nivel	1	NORMAL	
Gas compresor	aire	lb/hr incluyendo humedad	1,541
Corrosivo debido ae	-	Normal en SCFM seco	331.5
Humedad Relativa(%)	95	RATED	
Peso molecular a la entrada	28.74	lb/hr Incluyendo humedad	1.926
Cp/Cv valor en la succión	1.402	SCFM seco	414.4
Cp/Cv valor en la descarga.	1.396	BHP/stage	46.92
Temp. Entrada, °F Verano/Invierno	80/50	BHP/stage	46.92
Presión de Entrada en psia	14.7	DATOS DEL SITIO	
Temp. de descarga . °F	323.1/279.6	Altitud m, ft	0
Presión descarga psia	44.2	Desing temp °F verano	80
Ratio pressure	3.008	Desing wet bulb temp. °F	70
factor de compresibilidad (succión/descarga)	1.00	Humedad Relativa (%).	95

CONTROL DE CAPACIDAD	POTENCIA ELECTRICA		
Automático	<b>Voltaje (v)</b>	<b>Fases</b>	<b>Frecuencia (Hz)</b>
Descarga válvula de succión	440	3	60
Inicio / Parada	<b>MOTOR (HP)</b>	60	

ALARMAS Y CORTES AUTOMÁTICOS	Alarma	Corte	VÁLVULA SEGUR.
Lube oil press		x	55 PSIG
Low mech. lubr. oil level.		x	
High gas disch. Temp.	x	x	
High vibration		x	
Remote shutdown:	Eléctrico		
Switth enclosure.	Explosion proof		

<b>VOLUMEN TANQUE RECIBIDOR (ft3).</b>	165	<b>TIPO</b>	vertical
--	-----	-------------	----------

#### 5.14.7. Cálculo de la Bomba de Precalentamiento, Recirculación, Enfriamiento y Despacho.

La bomba será empleada para varios servicios por lo que se ha considerado una bomba de desplazamiento positivo para que pueda absorber la variación de viscosidades del asfalto según la etapa de operación.

Para su diseño se han considerado condiciones operativas de precalentamiento, recirculación/enfriamiento y despacho de ASI's.

Los cálculos de la bomba para cada servicio aparecen en la Tabla 5.29. La hoja de cálculo está confeccionada con fórmulas, para que se puedan hacer ajustes y tanteos automáticamente, incluida la interpolación de propiedades físicas.

El esquema de cálculo en todos los casos corresponde a estimar las presiones de succión y descarga para cada condición o servicio.

Para calcular las presiones de succión se estiman la presión en el fondo del oxidador, la altura de la línea de succión, las pérdidas por fricción en la línea de succión (incluyendo accesorios) y las pérdidas en el filtro de la bomba.

Para calcular las presiones de descarga se estiman las pérdidas en la línea de descarga (incluyendo accesorios), la caída de presión en el equipo que procesa obtenida de su propia hoja de cálculo (ya sea el horno o el enfriador, intermedios entre la bomba y el oxidador), la presión requerida de retorno al oxidador (ó al final de la línea descarga requerida para el despacho), la caída de presión en la válvula de control más un margen de seguridad, y la altura de la línea de descarga sobre la bomba.

Estimadas las presiones de descarga y succión se estima el head requerido.

Adicionalmente se estima el NPSH disponible restando de la presión de succión la presión de vapor (se ha empleado como data de aproximación la presión de vapor de crudo reducido - ver nota 4 de la tabla).

Las propiedades físicas requeridas para los cálculos se interpolan para cada situación de las propiedades físicas del asfalto consideradas en la Tabla 5.14.

Tanto las líneas de succión como para la descarga son de 4" sch. 40.

Para el caso de la operación de precalentamiento se han considerado los cálculos de la bomba para las tres etapas de éste:

- La "Etapa 1" para llevar la carga de 250°F a 352 °F
- La "Etapa 2" para llevar la carga de 352°F a 444 °F
- La "Etapa 3" para llevar la carga de 444°F a 527 °F

En las tres etapas el flujo de asfalto es 168 Bls/hr (57,478 lb/hr) La "Etapa 1" calculada es la que requiere mayor presión de descarga de la bomba (92 psig) y mayor head (197 pies) y responde a tomar la carga del oxidador. Sin embargo como se explicó en el punto 5.14.4.1 lo más probable es que la bomba opere tomando la carga de la línea de base asfáltica (existente) que viene del tanque de almacenamiento (existente). En ese caso el head requerido se estima se reduce a 106 pies (ver la nota 7 de la Tabla 5.29).

En todo caso la bomba se especifica tomando en cuenta la "Etapa 1" con la carga tomándose del oxidador por ser la de mayor requerimiento.

Para el caso de enfriamiento se ha considerado un flujo de asfalto de 23,000 lb/hr y calculado una presión de descarga de 53 psig con una temperatura en la succión de la bomba de 520°F, según el diseño del enfriador.

Para el caso de despacho, en la succión de la bomba se ha considerado la temperatura del asfalto oxidado en 500°F, el que pasará por el enfriador y de allí se enviará a la zona de despacho para una descarga final a 3 psig.

En el caso del despacho se han calculado las dos opciones que existen respecto al uso del enfriador, según la velocidad de envasado. Una que el producto pase por las dos secciones del enfriador en paralelo con lo cual el flujo total de asfalto será de 46,000 lb/hr ó que el producto pase por sólo una de las dos secciones en paralelo del enfriador con lo cual el flujo total de asfalto será de 23,000 lb/hr.

Tabla 5.29

**CÁLCULO DE LA CONDICIONES OPERATIVAS DE LA BOMBA DE USO MULTIPLE**

		PRECALENTAMIENTO			ENFRIAMIENTO	DESPACHO ASI		
		CIRCULACIÓN AL HORNO			2.17 MMBTU/HR	PASA x ENFRIADO		
		ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3		1 SECC	2 SECC	
<b>RESUMEN DE CONDICIONES OPERATIVAS REQUERIDAS</b>								
FLUJO DE ASFALTO	LB/HR	58478	58478	58478	23,000	23,000	46,000	de cálculos de equipos
FLUJO DE ASFALTO	GPM	131.49	136.71	142.02	51.67	51.38	102.75	cálculo
TEMPERATURA DE INGRESO A BOMBA (Tin)	°F	250.0	352.4	443.9	520.0	500.0	500.0	de cálculos de equipos
TEMPERATURA DE RETORNO A EQUIPO /DESPACHO.	°F	352.4	443.9	527.2	350.3	335.9	335.9	de cálculos de equipos
DENSIDAD A TEMP. INGRESO A BOMBA (ρin)	LB/FT3	57.69	55.45	53.33	51.51	51.99	51.99	interp de Tabla 5.14 de Prop. Fisicas
DENSIDAD A TEMP. RETORNO A EQUIPO/DESPACHO	LB/FT3	55.45	53.33	51.34	55.49	55.81	55.81	interp de Tabla 5.14 de Prop. Fisicas
VISCOSIDAD A TEMP. DE INGRESO A BOMBA.(μin)	CST	697.25	72.64	20.15	9.70	12.01	12.01	interp de Tabla 5.14 de Prop. Fisicas
VISCOSIDAD A TEMP. RETORNO/EQUIPO/DESPACHO	CST	72.64	20.15	8.76	75.50	96.27	96.27	interp de Tabla 5.14 de Prop. Fisicas
PRESION DE SUCCION (Ps)	PSIG	13.13	15.50	14.92	18.17	1.24	1.06	de cálculos de abajo
PRESION DE DESCARGA (Pd)	PSIG	92.34	66.06	61.16	53.10	40.86	42.63	de cálculos de abajo
PRESION DIFERENCIAL (ΔP)	PSI	79.21	50.56	46.25	34.93	39.62	41.56	cálculo
HEAD (ΔP/ρ) (notas 7 y 8)	FT	197.71	131.31	124.87	97.64	109.73	115.13	cálculo
NPSH DISPONIBLE (nota 4)	FT	69.46	78.28	79.81	85.94	42.55	42.05	(Ps+14.7-Pvapor)* 144/pin
<b>ESTIMANDO LA PRESIÓN DE DESCARGA</b>								
FLUJO ASFALTO	LB/HR	58,478	58,478	58,478	23,000	23,000	46,000	
DIAMETRO TUBERIA	NOM	4" sch40	4" sch40	4" sch40	4" sch40	4" sch40	4" sch40	
DIAMETRO INTERNO (DI)	PULG.	4.026	4.026	4.026	4.026	4.026	4.026	
VELOC. PROMEDIO ASFALTO (V)	FT/SEC	3.25	3.38	3.51	1.35 nota 2	1.39	2.78	
NUM. REYNOLDS PROMEDIO (Re)		262.63	2266.40	7560.79	986.99 nota 2	449.43	898.86	
FACTOR FRICCIÓN DARCY PROMEDIO (f)		0.244	0.028	0.034	0.065 nota 2	0.142	0.071	de 64/Re ó gráfico moody
CAIDA DE PRESION/100' (ΔP/100')	PSI	4.67	0.56	0.70	0.20	0.46	0.92	ΔP/100' = f*(ρ/DI)*(V²/2g)/144*100
LONG. ESTIMADA TUBERIA DE DESCARGA	FT	120	120	120	60	160	160	estimado de layout
CAIDA DE PRESION EN LA LINEA (nota 1)	PSI	7.66	1.62	2.02	0.46	1.08	2.85	incluye (L/DI)eq para accesorios
CAIDA DE PRESIÓN VALV. CONTROL+ MARGEN	PSI	30	30	30	30	30	30	estimado e incluye margen
CAIDA DE PRESION EQUIPO (HORNO, ENFRIADOR)	PSI	35.70	16.00	11.20	3.87	4.61	4.61	de cálculos de equipos
CAIDA DE PRESION TOTAL	PSI	73.36	47.62	43.22	34.32	35.69	37.46	
PRES. DESC. AL FINAL DE LINEA	PSI	10.89	10.67	10.45 nota 5	5.00 nota 6	3.00	3.00	
ALT. DESC. SOBRE BOMBA	FT	21.0	21.0	21.0	38.5	6.0	6.0	de conexiones oxidador Tabla 5.25
ALT. DESC. SOBRE BOMBA	PSI	8.1	7.8	7.5 nota 2	13.8 nota 2	2.2	2.2	de conexiones oxidador Tabla 5.26
PRESION DESCARGA BOMBA	PSIG	92.34	66.06	61.16	53.10	40.86	42.63	cálculo
<b>ESTIMANDO LA PRESIÓN DE SUCCIÓN</b>								
CABEZA ESTÁTICA OXIDADOR SIN RECIRCULACIÓN	FT	30.01	31.21	32.43	31.73	0.00	0.00	se descarga todo el batch
VOLUMEN CIRCULANTE	FT3	37.93	37.93	37.93	21.68			
TUBERIA		12.38	12.38	12.38	7.07			
EQUIPO (HORNO-ENFRIADOR)		25.55	25.55	25.55	14.61			
ALTURA EQUIVALENTE DEL VOLUMEN CIRCULANTE	FT	1.34	1.34	1.34	0.77			
CABEZA ESTÁTICA NETA EN EL OXIDADOR	FT	28.66	29.87	31.09	30.96	0.00	0.00	se descarga todo el batch
PRESION TOPE OXIDADOR	PSI	5	5	5	5			se descarga todo el batch
PRESION FONDO OXIDADOR	PSIG	16.04	16.06	16.08	16.93			se descarga todo el batch
CABEZA SOBRE BOMBA ESTIMADO.	FT	6	6	6	6	6	6	
LONG. ESTIMADA TUBERIA SUCCIÓN.	FT	20	20	20	20	20	20	
VELOC. SALIDA DE OXIDADOR	FT/SEC	3.18	3.31	3.45	1.30	1.29	2.59	
REYNOLDS SALIDA OXIDADOR		148	1476	5528	4181	3356	6712	cálculo
FACT. FRICCIÓN SALIDA OXIDADOR		0.433	0.043	0.039	0.039	0.044	0.034	de 64/Re ó gráfico moody
PERDIDAS DE SUCCIÓN ESTIMADAS (nota 3)	PSI	2.22	0.78	2.31	0.08	0.09	0.26	incluye (L/DI)eq para accesorios
CAIDA DE PRESIÓN FILTRO DE BOMBA	PSI	3.00	2.00	1.00	1.00	1.00	1.00	estimado
PRESION SUCCION BOMBA	PSIG	13.13	15.50	14.92	18.17	1.24	1.06	cálculo

(nota 1): INCLUYE 6 CODOS, 6 VALV. BLOQUEO Y 4 TEES.

incluye (L/DI)eq para accesorios (apéndice A-30) y corrección para flujo laminar (L/DI)corr = (L/DI)eq \* Re/1000 (ec 3.18)

Crane - "Flow of Fluids" - Technical Paper N°410

(nota 2): A CONDICIONES MEDIAS DE TEMPERATURA

(nota 3): INCLUYE 4 CODOS Y 2 VALV. BLOQUEO. Ver la (nota 1)

(nota 4): ESTIMADOS DE PRESIONES DE VAPOR DEL PRODUCTO PARA EL CÁLCULO DEL NPSH

COMO SI FUERA UN CRUDO REDUCIDO:

TEMPERATURA °F 250 350 450 520

PRESION DE VAPOR MM HG 0.12 3 30 110

PRESION DE VAPOR LB/PULG<sup>2</sup> 0.002 0.058 0.580 2.127

(nota 5): CONSIDERA 15 FT DE ALTURA DE LÍQUIDO SOBRE LA DESCARGA (CONEXIÓN N-1 DEL OXIDADOR-TABLA 5.25)

(nota 6): LA RECIRCULACIÓN ENFRÍA DA INGRESA SOBRE LA COLUMA DEL LÍQUIDO (CONEXIÓN N-3 DEL OXIDADOR-TABLA 5.25)

(nota 7): EL CASO 1 CALCULADO SUPONE QUE LA CARGA SE LLEVA AL OXIDADOR DESDE EL TANQUE DE BASE ASFÁLTICA PARA EL CASO 1 ES MÁS PROBABLE QUE LA CARGA SE OBTENGA DESDE EL TK DE BASE ASFÁLTICA DIRECTO A LA BOMBA EN ESE CASO SE ESTIMA EL SIGUIENTE HEAD

PRESION DE SUCCION (Ps) PSIG 50.00 presión estimada de llegada de lasfalto de tanque a succión de la bomba

PRESION DE DESCARGA (Pd) PSIG 92.34

PRESION DIFERENCIAL (ΔP) PSI 42.34

HEAD (ΔP/ρ) FT 105.68

(nota 8): NI EL CASO 1 NI EL CASO 2 SE DARÍA N SI LA CARGA SE OBTIENE DE FONDOS DE VACÍO DESDE EL INTERCAMBIADOR E-35 (190 PSIG, 440°F)

Con el head calculado y el flujo se estima el requerimiento de potencia y el motor requerido que sería de 12 HP asumiendo eficiencias de transmisión y del motor.

Se estima necesario que la bomba cuente con un variador de velocidad y probablemente un reductor para la adecuación al flujo de proceso requerido en cada caso.

Ver la Tabla 5.30 de cálculos de potencia de la bomba requerida

**Tabla 5.30**

**CÁLCULOS DE LA POTENCIA DE LA BOMBA**

		PRECALENTAMIENTO			ENFRÍAMIENTO	DESPACHO A.S	
		ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	2.17 MMBTU/HR	PASA POR ENFRIADOR	
FLUJO DE ASFALTO	LB/HR	58,478	58,478	58,478	23,000	23,000	46,000
HEAD	FT	197.71	131.31	124.87	97.64	109.73	115.13
POTENCIA HIDRAULICA	HP	5.84	3.88	3.69	1.13	1.27	2.67
EFICIENCIA BASE	%	75	75	75	75	75	75
CORREC. POR VISC/PRES		0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
EFICIENCIA ESTIMADA	%	60	60	60	60	60	60
BHP	HP	9.73	6.46	6.15	1.89	2.12	4.46
DRIVER	MOTOR ELECTRICO TEFC						
MINIMO BHP REQUERIDO (*)	HP	11.269	7.330	6.996	2.516	2.763	5.219
MOTOR ESTANDAR ÚNICO	HP	12	12	12	12	12	12
CARGA DE CONEXIÓN (**)	Kw	10.66	10.66	10.66	10.66	10.66	10.66
CARGA DE OPERACIÓN (***)	Kw	10.13	6.59	6.29	2.26	2.48	4.69

(\*): 10% más que el calculado y eficiencia de transmisión 95%.

(\*\*): 84% de eficiencia

(\*\*\*): 83% de eficiencia

#### 5.14.7.1. Hoja de Especificación de la Bomba de Proceso

La Hoja de especificación de la bomba se uso múltiple aparecen la Tabla 5.31 y recoge los cálculos realizados.

**Tabla 5.31**  
**ESPECIFICACIÓN BOMBA DE PRECALENTAMIENTO - ENFRIAMIENTO Y DESPACHO**

Para:	Adquisición	bombas requeridas	1
Servicio :	Planta de oxidación de	Nro de motores	1
Observaciones:	Transferencia y recirculación	Item Nro.	311 P-4
Debe cumplir varias condiciones de operación		Tamaño y tipo	Engranajes o tornillo
Servicio batch		Locación	exterior

CONDICIONES DE OPERACIÓN	Líquido	Asfalto
	Maximos y Mínimos	
Temp de bombeo (°F)	520	250
Gravedad específica	0.826	0.925
Presión de vapor (psia)	2.13	0.002
Viscosidad (cst)	9.7	697.3
Temp. Ambiental (°F)	80	50

Capacidad nominal (gpm) a máx visc.	131.49
Capacidad nominal (gpm) a mín visc.	51.67

CONDICIONES DE SERVICIO	1	2	3	4	5	6
Flujo (GPM)	58,478	58,478	58,478	23,000	23,000	46,000
Temp de bombeo (°F)	250	352	444	520	500	500
Viscosidad (cst)	697	73	20	10	12	12
Presión descarga (psig)	92.34	66.06	61.16	53.10	40.86	42.63
Presión succión (psig)	13.13	15.50	14.92	18.17	1.24	1.06
Presión Diferencial (psi)	79.21	50.56	46.25	34.93	39.62	41.56
NPSH disponible (FT)	69.46	78.28	79.81	97.64	109.73	115.13
Potencia Hidráulica (HP)	5.84	3.88	3.69	1.13	1.27	2.67

CONEXIÓN	Diámetro Nom. (pulg.)	Rating(#)	Facing
Tubería de Succión	4	150	RF
Tubería de Descarga	4	150	RF

MOTOR (driver)	OTROS		
Tipo	Eléctrico TEFC	Velocidad	Variable
Potencia	12 HP min. name plate	Mecanismo	Reductor de Velocidad y Variador electrónico
Alimentación Eléctrica	440 v, 3 ph, 60 Hz.		

#### 5.14.8. Cálculo y Especificación del Enfriador de Asfalto.

##### 5.14.8.1. Cálculo de la Carga Calórica del Enfriador

Con el fin de reducir al mínimo la inversión a realizar se ha evaluado el uso del enfriador E-11 de Refinería Conchán disponible.

El equipo es un ventilador de aire de tiro forzado provisto de dos secciones cada una conteniendo 385 tubos no aleteados de 1" de diámetro calibre BWG 14, de 10 pies de longitud y arreglados en 14 pasos. Los tubos no aleteados se acomodan al servicio de enfriamiento de productos viscosos como el asfalto, permitiendo mayores temperaturas de pared en el tubo, además de que el bajo coeficiente de película de transferencia de calor el aleteado sería ineficiente (Exxon no recomienda aletear para coeficientes globales menores a  $15 \text{ Btu/hrft}^2\text{°F}$  o viscosidades mayores que 25 cp en el fluido).

Las secciones del ventilador pueden ser operadas independientemente.

Para evaluar dicho equipo se ha estimado en primer lugar cuál es la carga calórica requerida mediante un balance de energía en el oxidador. Previo a ello se estima las pérdidas por pie de tubería de recirculación entre el oxidador y el enfriador, lo que se calcula en la Tabla 5.33 resultando en una pérdida promedio de 398 Btu/hr pie considerando un espesor de aislante de 2" para ésta. Para el estimado se ha considerado el vapor de tracing aplicado sobre una tubería de 4" de diámetro, según el cálculo de dimensionamiento de esta línea de la Tabla 5.32, resultando un diámetro exterior total de la línea de 9.3 pulgadas.



**Tabla 5.32**  
**DIÁMETRO DE TUBERÍA DE RECIRCULACIÓN Y DESPACHO**

OPERACIÓN			RECIRC	DESPACHO	DESPACHO	Observaciones
TEMP. SALIDA ASFALTO DEL OXIDADOR	T1	°F	520.0	500.0	500.0	de cálculos enfriador
TEMP. SALIDA ASFALTO DEL ENFRIADOR	T2	°F	349	336	336	de cálculos enfriador
FLUJO DE ASFALTO A RECIRCULAR / DESPACHAR	M	LB/HR	23,000	23,000	46.000	de cálculos enfriador
TEMP. PROMEDIO DEL ASFALTO		°F	434	418	418	temperatura media
DENSIDAD A TEMP. PROMEDIO DEL ASFALTO		LB/FT <sup>3</sup>	53.78	53.95	53.95	de interpolación de propiedades Tabla 5.14
DIÁMETRO INT. DE TUBERÍA DE RECIRCULACIÓN		PULG.	2.694	2.690	3.805	para una veloc. del asfalto de 3 ft/sec
DIÁMETRO NOMINAL DE LA TUBERÍA DE RECIRCULACIÓN SCH 40		PULG.	3	3	4	según tablas de tuberías
SE ESCOGE TUBERÍA DE 4" SCH 40						

**Tabla 5.33**  
**PÉRDIDAS DE CALOR EN LA TUBERÍA DE RECIRCULACION**

DATOS					
DIAM. NOMINAL SCH 40 (PULG)		4	4	4	
DIAM. EXT. TUB. (PULG)	D	4.50	4.50	4.50	
ESP. AISLAM. (PULG)	eais l	1.50	2.00	2.00	
DIAM. EXT. TRACING (PULG)	Dt	0.840	0.840	0.840	
DIAM. INT. AISLAM. (PULG)	Da	5.3	5.3	5.3	
DIAM. EXTERIOR (PULG).	DI	8.3	9.3	9.3	
TEMPERATURA ASFALTO (°F)	Ts	500	500	520	
TEMP. VAPOR TRACING (°F)	Tv	380	380	380	
TEMP. MEDIA DE LINEA (°F)	Tm	440	440	450	
TEMPERATURA DEL AIRE (°F)	Ta	80	80	80	
COEFICIENTE TRANSFERENCIA (BTU/HR FT <sup>2</sup> °F)	ha	3	3	3	
CONDUCTIVIDAD AISLANTE (BTU/HR-FT-°F)	Kc	0.118	0.118	0.118	
CÁLCULOS					
FLUJO DE CALOR/FT LINEAL	q' l	458.9	392.3	403.2	$q' l = (T_m - T_a) / ((\ln [D_i/D_a]) / (2 * \pi * K_c)) + 1 / (h_a * \pi * D_i / 12))$
TEMPERATURA EXTERIOR (°F)	Tl	164.1	144.2	146.0	$T_l = q' / (h_a * \pi * D_i / 12) + T_a$
LA LINEA DE RECIRCULACIÓN SE DISEÑA 4" SCH 40 (ver dimensionamiento)					
SE CONSIDERA PÉRDIDA DE 398 BTU/HR/FT DE TUBERÍA CON AISLANTE DE 2" ESPESOR					

**TABLA 5.34**

**BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA OXIDADOR DETERMINACIÓN DE LA CARGA CALÓRICA REQUERIDA DEL ENFRÍADOR**

CARGA (BLS) BLS 140.0  
 GRV.ESP.ASFALTO (60°F) SpGr 0.98

CORRIENTE	VALOR	UNIDAD	FLUJO MÁSSICO LB/HR		ENTALPIA BTU/LB		ENERGIA BTU/HR		OBSERVACIONES
			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
ASFALTO			M	M	E	247	E*M	247.00* M	salida del asfalto a 520 °F (entalpía estimada en 247 btu/lb)
AIRE HUM. NORMAL	30	SCF/MIN.TON.	3,047	---	60	---	182,812	---	aire entrando a 310 °F
VAPOR (BLANKETING)			1,000	1,000	1,217	1,287	1216,500	1286,600	vapor ent.a 100 psia y 380°F; sal. a 20psia y 500°F
GAS DE TOPE NORMAL (inc. aire y gases exceptuando vapor)			---	3,131	---	130	---	407,019	500 °F ; 1.028 veces el flujo de aire
CALOR REACCION	2	BTU/LB-(Δ°F P.A)	---	---	---	---	2643,439	---	Cambio P.A.=110 °F ; estimando 4 hrs netas de oxidación
PERD.CALOR DEL OXIDADOR AL AMBIENTE (q')	3,611	BTU/HR/FT	---	---	---	---	---	144,433	Para 40' de altura del oxidador
PERD.CALOR TUBERIA RECIRCULACIÓN (q')	398	BTU/HR/FT	---	---	---	---	---	31,840	Para el estimado de 80 pies de tubería de recirculación.
BALANCE							4042,751	1869,892	4'042,751 + E*M = 1'869,819 + 247* M
							+E*M	+247 M	(247-E)*M = DUTTY DEL ENFRÍADOR = 2'172,932 BTU/HR
CARGA CALÓRICA REQUERIDA DEL ENFRÍADOR (*1)	<b>2.17</b>	MM BTU/HR							

(\*1): En Talara el calor extraído varia entre 1.1 y 1.8MMbtu/hr

En el balance de energía mostrado en la Tabla 5.34 se estima la cantidad de calor que debe retirarse del reactor y que constituirá la carga calórica del enfriador. Para ello se consideran entradas de energía con el aire, el vapor, el asfalto en el oxidador y el calor de reacción y las salidas que son la energía del asfalto a recirculación, la de los gases de oxidación y la del vapor, así como las pérdidas al ambiente del oxidador y de la línea de recirculación, de los índices calculados en las Tablas 5.32 y 5.33.

El balance se completa con la salida de energía en el enfriador que se calcula en 2.17 MM Btu/hr.

#### 5.14.8.2. Cálculo para el Enfriamiento de Asfalto en Recirculación.

La hoja de cálculo está confeccionada con fórmulas para que se puedan hacerse ajustes y tanteos automáticamente, incluida la interpolación de propiedades físicas.

Este diseño toma los datos de lado del aire del diseño original en cuanto a flujo de aire y coeficiente de película .

Para la operación de recirculación con enfriamiento el procedimiento seguido consiste en que para las condiciones fijas de enfriamiento requerido ( $Q = 2.17 \text{ MM Btu/hr}$ ), encontrar un coeficiente global de transferencia de calor (“Ud”) que iguale el obtenido del balance de energía con el obtenido por correlaciones de la transferencia de calor, **tanteando el flujo de asfalto al enfriador (“Wasf”) y los dos posibles arreglos de conexión** (es decir usando una ó las dos secciones del enfriador). Respecto a esto último los tanteos iniciales indican que no es posible operar en paralelo las dos secciones del enfriador pues los flujos de asfalto serían muy pequeños o la caída de temperatura del asfalto sería muy grande, fuera de los límites aceptables para su manipulación.

Así siendo fijas la temperatura de ingreso del asfalto al enfriador (considerada como  $T1 = 520 \text{ °F}$ ), la temperatura del aire (considerada  $t1 = 80\text{°F}$ ), y el flujo de aire por sección (“Waire”) se obtiene la temperatura de salida del aire como:

$$t2 = t1 + \frac{Q}{W_{aire} C_{p_{aire}}}$$

$$T2 = T1 + \frac{Q}{W_{asf} C_{p_{asf}}}$$

$$\Delta t2 = T1 - t2 \quad \Delta t1 = T2 - t1$$

$$LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln \frac{\Delta t2}{\Delta t1}}$$

$$F = f \left( P = \frac{t2 - t1}{T1 - t1}; R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} \right)$$

El “Ud” obtenido del balance de energía:

$$Ud = \frac{Q}{A_0 F LMTD}$$

donde “A<sub>0</sub>” es el área exterior de los tubos.

Dentro de este proceso la temperatura de salida del asfalto a su vez es tanteada para que satisfaga el balance de energía y sus propiedades físicas interpoladas de la Tabla 5.14.

Luego el mismo coeficiente global de transferencia de calor “Ud” es calculado desde los coeficientes de película hio y ho obtenidos de correlaciones empíricas.

Se estiman las temperaturas calóricas (“Tc” y “tc”) según:

$$U1 = Q/A_0/\Delta t1 \quad U2 = Q/A_0/\Delta t2$$

$$kc = (U2-U1)/U1 \quad r = \Delta t1 / \Delta t2$$

$$Fc = \frac{((1/kc)(r/(r-1)))}{(1 + \ln(kc + 1)/\ln r)} - \frac{1}{kc}$$

$$Tc = T2 + Fc(T1 - T2)$$

$$tc = t1 - Fc(t2 - t1)$$

siendo “U1” y “U2” valores aproximados del coeficiente global en los extremos frío y caliente respectivamente.

Se emplea una correlación de Sieder-Tate para flujo laminar para obtener el coeficiente de película en los tubos (“hio”) ajustado al área exterior “A<sub>0</sub>”:

$$\left(\frac{hi}{\emptyset}\right) = 1.86 [Re Pr \left(\frac{L}{DI}\right)]^{1/3} * \left(\frac{K}{DI}\right)$$

válida para  $0,48 < Pr = (Cp\mu/k) < 16,700$  ,  $0,0044 < \emptyset = (\mu/\mu_s) < 9,75$

$$(hio/\emptyset) = (hi/\emptyset) * (DI/DO)$$

Siendo “DI” y “DO” los diámetros interno y externo respectivamente, “μ” y “μ<sub>s</sub>” las viscosidades del asfalto a la temperatura media y temperatura de la pared respectivamente y “K” la conductividad.

Luego de calcular la viscosidad a la temperatura de la pared se obtiene:

$$h_{io} = (h_{io}/\emptyset) * \emptyset; \emptyset = (\mu/\mu_s)^{(0.14)}$$

Considerando una resistencia de ensuciamiento (“Ri”) y una resistencia de la pared del tubo (“Rs”) y con el valor del coeficiente de película obtenido del diseño original por el lado del aire (“ho”) se estima el valor de “Ud” de la transferencia de calor, según:

$$Ud = \frac{1}{(1/h_{io} + 1/h_o + R_s * A_o + R_i(DO/DI))}$$

Si este coeficiente es igual al obtenido previamente por el balance de energía entonces se ha arribado a una solución posible que satisface el enfriamiento deseado.

De la Tabla 5.35 se observa que se llega a una solución que implica circular 23,000 lbs/hr de asfalto empleando una sola sección del enfriador con un coeficiente global estimado de Ud= 6.92 Btu/hr ft<sup>2</sup>°F.

Este flujo es adecuado pues implica que se mantiene circulando en una hora un 40% del inventario de asfalto en el oxidador y que todo el inventario dará 1.6 vueltas a través del enfriador durante las 4 horas que se mantiene la oxidación, lo que favorece una buena homogenización del asfalto.

Por otro lado la temperatura de salida del asfalto del enfriador se estima en 350 °F y es una temperatura adecuada de circulación del asfalto, según las recomendaciones de temperaturas de manipulación de asfalto de la Tabla 5.5.

En la misma hoja se estima la caída de presión del asfalto en el enfriador, igual a 3.87 psi de sumar “ΔPt” y “ΔPr”:

$$\Delta Pt = \frac{f G^2 n L}{2 g \rho D I \emptyset} \quad \Delta Pr = \frac{4 n v t^2 \rho}{2 g}$$

Donde “G” es el flujo másico por unidad de área, “n” el número de pasos, “L” la longitud del tubo, “ρ” la densidad promedio del asfalto y “vt” es la velocidad del asfalto en la línea.

**Tabla 5.35**

**EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL CIRCUITO DE ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO**

**CARACTERÍSTICAS DEL ENFRIADOR**

TIPO VENTILADOR DE AIRE, TIRO FORZADO

CONSTA DE DOS SECCIONES IGUALES QUE PUEDEN ARREGLARSE INDEPENDIENTES, EN SERIE O PARALELO

VER HOJA DE ESPECIFICACIÓN ADJUNTA.

**EVALUACION DEL ENFRIADOR**

DUTY REQUERIDO (Q) MM BTU/HR 2.17

TEMP.DE ENTRADA A SF.(T1) °F 520

TEMP.DEL AIRE AMBIENTE (t1) °F 80

**CARACTERÍSTICAS POR SECCIÓN**

ANCHO NETO FT 4.5

LARGO NETO (L) FT 10

PASOS POR SECCION (n) 14

TUBOS POR SECCION 385

NÚMERO DE SECCIONES 2

**TUBOS (\*)**

PRESION ENTRADA TUBOS (P ) PSIG 100

MATERIAL DE TUBOS ACERO AL CARBONO

LARGO NETO TUBOS (L) FT 10

DIAMETRO EXTERIOR TUBOS (DO) PULG. 1

CALIBRE BWG # 14

ESPESOR DE PARED DE TUBO (eS) PULG. 0.083

DIAMETRO INTERNO TUBOS (DI) PULG. 0.834

AREA DE FLUJO DEL TUBO (a t) PULG<sup>2</sup> 0.5463

SUPERFICIE EXTERIOR (ao) FT<sup>2</sup>/FT LIN. 0.2618

SUPERFICIE INTERIOR (ai) FT<sup>2</sup>/FT LIN. 0.2183

**Tabla 5.35 (CONTINUACIÓN)**

**EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL CIRCUITO DE ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO,**

**OBTENCIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DESDE EL BALANCE DE ENERGÍA**

FLUJO POSIBLE?	UNA SECCIÓN OPERANDO			
	NO	NO	SI	
FLUJO DE ASFALTO AL ENFRÍADOR	LB/HR			23,000 valores de prueba y error
FLUJO MASICO A SFALTO POR SECCIÓN (W asf)	LB/HR	13,500	16,000	23,000 valores de prueba y error
DUTY DISEÑO (Q)	MMBTU/HR	2.17	2.17	2.17 requerido del bal.energía oxidador
AREA DE FLUJO AIRE	FT2	45	45	45 ancho x largo de la sección
SUPERFICIE DE TUBOS (A <sub>o</sub> )	FT2	1,007.93	1,007.93	1,007.93 de la sup. exterior x pie de tubo x núm. de tubos
FLUJO MASICO AIRE (W aire)	LB/HR	119,286	119,286	119,286 de las característica del enfriador
DENSIDAD DEL AIRE IN.	LB/FT3	0.074	0.074	0.074 cálculo como gas ideal
FLUJO VOL. AIRE	FT3/HR	1621,309	1621,309	1621,309 cálculo
VELOCIDAD AIRE	FT/MIN.	600.48	600.48	600.48 flujo volumétrico entre área
CALOR ESPECIFICO AIRE (Cp aire)	BTU/LB°F	0.25	0.25	0.25 de tab las de propiedades físicas
TEMP.DESALIDA DEL AIRE (t <sub>2</sub> )	°F	153	153	153 t <sub>2</sub> = t <sub>1</sub> - Q / Cp <sub>aire</sub> /W <sub>aire</sub> , "Q" en Btu/hr
TEMP.SALIDA ASFALTO ESTIMADA T <sub>2</sub> estim)	°F			350 valor de prueba verificado por balance abajo
TEMPERATURA PROMEDIO ASFALTO	°F	365	392	435 Promedio aritmético
CALOR ESPECÍFICO PROMEDIO ASFALTO (Cp asf)	BTU/LB°F	0.5191	0.5333	0.5559 De interpolación de Tabla 5.14 de prop. físicas
TEMP. DE SALIDA ASFALTO (T <sub>2</sub> )	°F			T <sub>2</sub> = T <sub>1</sub> - Q / Cp <sub>asf</sub> /W <sub>asf</sub> ; "Q" en Btu/hr
LMTD	°F	229	266	316 diferencia de temperatura logarítmica media
TERM. FRIO (Δt <sub>1</sub> )	°F	130	186	270 T <sub>2</sub> -t <sub>1</sub>
TERM. CAL (Δt <sub>2</sub> )	°F	367	367	367 T <sub>1</sub> -t <sub>2</sub>
FACTOR DE CORRECCION F		0.941	0.963	0.983 de gráficos con "P y "R" v s F (*)
VALOR P		0.704	0.578	0.386 P= (t <sub>2</sub> -t <sub>1</sub> )/(T <sub>1</sub> -t <sub>1</sub> )
VALOR R		0.235	0.286	0.429 R=(T <sub>1</sub> -T <sub>2</sub> )/(t <sub>2</sub> -t <sub>1</sub> )
LMTD CORREGIDO (F x LMTD)		215	256	311 LMTD x F
COEF.GLOBAL REQUERIDO U <sub>dreq</sub>	BTU/HR-FT <sup>2</sup>			6.92 U <sub>d</sub> = Q/ (A <sub>o</sub> F x LMTD); "Q" en Btu/hr

**Tabla 5.35 (CONTINUACIÓN)**

**EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL CIRCUITO DE ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO**

**CÁLCULO DEL COEF. GLOBAL DE TRANSF. CALOR**

**DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA CALORICA**

TEMP.SALIDA AIRE (t2)	°F	153	153	153	
COEF. LADO CALIENTE (U2)	BTU/HR-FT2	5.863	5.863	5.863	$U2 = Q/Ao/\Delta t2$
COEF. LADO FRIO (U1)	BTU/HR-FT2	16.515	11.594	7.966	$U1 = Q/Ao/\Delta t1$
(U2-U1)/U1 (kc)		0.645	0.494	0.264	$kc = (U2-U1)/U1$
$\Delta t1 / \Delta t2$ (r)		0.355	0.506	0.736	$r = \Delta t1 / \Delta t2$
VALOR FACT. DE PONDERACIÓN (Fc)		0.375	0.411	0.455	$Fc = ((1/kc) + (r/(r-1))) / (1 + \ln(kc+1)/\ln r) - 1/kc$
TEMP.CALÓRICA LADO TUBOS (Tc)	°F	326	368	427	$Tc = T2 + Fc(T1 - T2)$
TEMP.CALÓRICA LADO AIRE (tc)	°F	107	110	113	$tc = t1 - Fc(t2 - t1)$
FLUJO MASICO ASFALTO XTUBO	LB/HR-TUBO	490.91	581.82	836.36	
FLUJO MASICO TUBO/AREA TUBO (G)	LB/HR-FT2	129,399	153,362	220,458	
VISCOSIDAD A TEMP.CALOR ( $\mu$ )	cP	102.50	50.79	21.19	interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
NUMERO REYNOLDS (Re)		36	78	299	
CALOR ESP.ASF. A TEMP.CALOR Tc.	BTU/LB°F	0.498	0.521	0.552	interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
COND.TERM. A TEMP.CALOR Tc. (K)	BTU/HRFT°F	0.059	0.057	0.055	interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
COEFICIENTE FILM TUBO ( $hi/\emptyset$ )	BTU/HR-FT2	12.76	13.44	15.00	corr. $(hi/\emptyset) = 1.86 (Re * Pr / (DI/L))^{1/3} * (K/DI)$
COEFICIENTE FILM AIRE (ho)	BTU/HR-FT2	17.40	17.40	17.40	del diseño original del intercambiador
COEFICIENTE FILM TUBO ( $hio/\emptyset$ )	BTU/HR-FT2	10.64	11.21	12.51	$(hio/\emptyset) = (hi/\emptyset) * (DI/DO)$
TEMP.ESTIM.PARED TUBO (ts)	°F	328	365	421	$T2 + (hio/\emptyset) / ((hio/\emptyset) + ho) * (T1 - T2)$
VISCOSIDAD A TEMP.PARED ( $\mu s$ )	cP	98.26	52.34	22.69	interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
COEF.CORR. FILM TUBO (hio)	BTU/HR-FT2	10.70	11.16	12.39	$hio = (hio/\emptyset) * \emptyset ; \emptyset = (\mu/\mu s)^{0.14}$
RESIST.ENSUCIAMIENTO (Ri)	FT2-HR-°F/B	0.005	0.005	0.005	de tabla ensuciamiento TEMA para fuel oil (**)
COND.TERM. PROMEDIO ACERO (Kacero)	BTU/HRFT°F	26.00	26.00	26.00	de tablas de prop. Físicas
RESIST. PARED TUBO (Rs)	FT (FT2-HR-°	0.00111	0.00111	0.00111	$\ln (Do/Di) / (2 * \pi * k \text{ acero})$
COEF. GLOBAL CALCULADO (Ud)	BTU/HR-FT2			6.92	$1 / (1/hio + 1/ho + Rs * Ao + Ri(Do/DI))$

**EL ENFRIADOR PUEDE OPERAR EXTRAYENDO 2.17 MMBTU/HR CON UN FLUJO DE 23,000 Lb/hr SÓLO EMPLEANDO UNA DE SUS DOS SECCIONES**



**Tabla 5.35 (CONTINUACIÓN)**

**EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL CIRCUITO DE ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO**

**CÁLCULO CAIDA DE PRESION**

NUMERO DE REYNOLDS (Re)		36.26	77.92	298.76
FACTOR DE FRICCIÓN (f)	FT <sup>2</sup> /PULG <sup>2</sup>	0.0123	0.0057	0.0015 $f=64/Re$
FLUJO MASICO/AREA TUBO (G)	LB/HR-FT <sup>2</sup>	129.399	153.362	220,458
LARGO NETO TUBOS (L)	FT	10.00	10.00	10.00
NUMERO DE PASOS (n)		14.00	14.00	14.00
FACTOR DE VISCOSIDAD (∅)		1.01	1.00	0.99 $∅=(μ/μs)^{(0.14)}$
DENSIDAD PROM.DEL ASFALTO (ρ)	LB/FT <sup>3</sup>	55.16	54.56	53.54 interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
CAIDA DE PRESION TUBOS (ΔPt)	PSI	8.93	5.96	3.29 $ΔPt=f*G^2*n*L / (2*g*ρ*Dl*∅) ; g=4.18x10^8 FT/HR^2$
VELOCIDAD TUBOS (vt)	FT/SEC	0.65	0.78	1.14 $vt= G/ρ$
CAIDA DE PRESION RETORNOS (ΔPr)	PSI	0.18	0.26	0.58 $ΔPr=4*n*vt^2 *ρ / (2*g)/144$
CAIDA PRESION TOTAL (ΔP)	PSI	9.11	6.22	3.87

(\*): Para el diseño se considera que los tubos no están aleteados.

(\*\*):extraido de F. Incropera /D. Dewit, "Fundamentos de Transferencia de Calor", 1999, Prentice Hall , Fig 11.13 para intercambiador de flujo cruzado con un fluido mezclado y el otro sin mezclar.

(\*\*\*):extraido de M. Necati Ozisik, "Transferencia de Calor", 1979, McGraw Hill, Tabla 15.1

#### 5.14.8.3. Cálculo para el Enfriamiento de Asfalto para Despacho.

Cuando el enfriador es usado para enfriar el producto para su envío a envasado en el área de despachos, el cálculo es similar pero a diferencia del caso anterior, **se tantea la carga calórica** manteniendo las condiciones de temperatura de ingreso del asfalto al enfriador (considerada en 500 °F) y las características constructivas del equipo, suponiendo un flujo de asfalto de 23 000 lb/hr para una sección y 46 000 lb/hr para las dos secciones del enfriador, de tal manera que el coeficiente global “Ud” calculado sea el mismo tanto por el balance de energía como por el obtenido de la transferencia de calor

El coeficiente “Ud” que satisface es de 6.93 Btu/hr ft<sup>2</sup> °F

El resultado es que se puede operar el enfriador con una sección y 23,000 lb/hr de asfalto o dos secciones y 46,000 lb/hr liberando una carga calórica de 2.06 MM Btu/hr en el primer caso y 4.13 MM Btu/hr en el segundo caso, con una temperatura de salida del asfalto en ambos casos de 336 °F.

En forma similar al caso de recirculación se estima la caída de presión a través del enfriador que resulta igual a 4.61 psi.

Los cálculos se muestran en la Tabla 5.36

#### 5.14.8.4. Hoja de Especificación del Enfriador

En la Tabla 5.37 se muestra la Hoja de Especificación del Enfriador que recoge la información y los cálculos desarrollados para las opciones de servicio en recirculación y despacho.

**Tabla 5.36****EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO A DESPACHO****CARACTERISTICAS DEL ENFRIADOR**

TIPO VENTILADOR DE AIRE. TIRO FORZADO

CONSTA DE DOS SECCIONES IGUALES QUE PUEDEN ARREGLARSE INDEPENDIENTES, EN SERIE O PARALELO

VER HOJA DE ESPECIFICACIÓN ADJUNTA.

**EVALUACION DEL ENFRIADOR**

TEMP.DE ENTRADA ASF.(T1)	°F	500
TEMP.DEL AIRE AMBIENTE (t1)	°F	80
<b>CARACTERÍSTICAS POR SECCIÓN</b>		
ANCHO NETO	FT	4.5
LARGO NETO (L)	FT	10
PASOS POR SECCION (n)		14
TUBOS POR SECCION		385
NÚMERO DE SECCIONES		2
<b>TUBOS</b>		
PRESION ENTRADA TUBOS (P )	PSIG	100
MATERIAL DE TUBOS		ACERO AL CARBONO
LARGO NETO TUBOS (L)	FT	10
DIAMETRO EXTERIOR TUBOS (DO)	PULG.	
CALIBRE BWG	#	14
ESPEJOR DE PARED DE TUBO (eS)	PULG.	0.083
DIAMETRO INTERNO TUBOS (DI)	PULG.	0.834
AREA DE FLUJO DEL TUBO (a t)	PULG <sup>2</sup>	0.5463
SUPERFICIE EXTERIOR (ao)	FT <sup>2</sup> /FT LIN.	0.2618
SUPERFICIE INTERIOR (ai)	FT <sup>2</sup> /FT LIN.	0.2183

**Tabla 5.36 (CONTINUACIÓN)**

**EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO A DESPACHO**

**OBTENCIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DESDE EL BALANCE DE ENERGÍA**

		UNA SECCIÓN DOS SECCIONES		
FLUJO POSIBLE?		SI	SI	
FLUJO DE ASFALTO AL ENFRÍADOR	LB/HR	23,000	46,000	establecido
FLUJO MASICO ASFALTO POR SECCIÓN (W <sub>asf</sub> )	LB/HR	23,000	23,000	
DUTY DISEÑO (Q)	MMBTU/HR			valores de prueba y error
AREA DE FLUJO AIRE	FT2	45	45	ancho x largo de la sección
SUPERFICIE DE TUBOS	FT2	1,007.93	1,007.93	de la sup. exterior x pie de tubo x núm. de tubos
FLUJO MASICO AIRE (W <sub>aire</sub> )	LB/HR	119,286	119,286	de las características del enfriador
DENSIDAD DEL AIRE IN.	LB/FT <sup>3</sup>	0.074	0.074	cálculo como gas ideal
FLUJO VOL. AIRE	FT <sup>3</sup> /HR	1621,309	1621,309	del diseño original de l intercambiador
VELOCIDAD AIRE	FT/MIN.	600.48	600.48	flujo volumétrico entre área
CALOR ESPECIFICO AIRE (C <sub>paire</sub> )	BTU/LB°F	0.25	0.25	de tablas de propiedades físicas
TEMP. DE SALIDA DEL AIRE (t <sub>2</sub> )	°F	149	149	t <sub>2</sub> = t <sub>1</sub> - Q / C <sub>paire</sub> /W <sub>aire</sub> ; "Q" en Btu/hr
TEMP. SALIDA ASFALTO ESTIM.	°F	336	336	valor de prueba verificado por balance abajo
TEMPERATURA PROMEDIO ASFALTO	°F	418	418	Promedio aritmético
CALOR ESPECÍFICO PROMEDIO ASFALTO (C <sub>pasf</sub> )	BTU/LB°F	0.5470	0.5470	De interpolación de Tabla 5.14 de propiedades físicas
TEMP. DE SALIDA ASFALTO (T <sub>2</sub> )	°F	336	336	T <sub>2</sub> = T <sub>1</sub> - Q / C <sub>pasf</sub> /W <sub>asf</sub> ; "Q" en Btu/hr
LMTD	°F	301	301	diferencia de temperatura logarítmica media
TERM. FRIO (Δt <sub>1</sub> )	°F	256	256	T <sub>2</sub> -t <sub>1</sub>
TERM. CAL (Δt <sub>2</sub> )	°F	351	351	T <sub>1</sub> -t <sub>2</sub>
FACTOR DE CORRECCION F		0.982	0.982	de gráficos con "P y "R" vs F(*)
VALOR P		0.391	0.391	P = (t <sub>2</sub> -t <sub>1</sub> )/(T <sub>1</sub> -t <sub>1</sub> )
VALOR R		0.422	0.422	R = (T <sub>1</sub> -T <sub>2</sub> )/(t <sub>2</sub> -t <sub>1</sub> )
LMTD CORREGIDO (F x LMTD)		295	295	LMTD x F
COEF. GLOBAL REQUERIDO U <sub>dreq</sub>	BTU/HR-FT <sup>2</sup> -°F	6.93	6.93	U <sub>d</sub> = Q / (A <sub>0</sub> F x LMTD); "Q" en Btu/hr

**Tabla 5.36 (CONTINUACIÓN)**

**EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO A DESPACHO**

**CÁLCULO DEL COEF. GLOBAL DE TRANSF. CALOR**

**DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA CALORICA**

TEMP.SALIDA AIRE (t2)	°F	149	149
COEF. LADO CALIENTE (U2)	BTU/HR-FT2-°F	5.838	5.838 $U2 = Q/Ao/\Delta t2$
COEF. LADO FRIO (U1)	BTU/HR-FT2-°F	8.001	8.001 $U1 = Q/Ao/\Delta t1$
(U2-U1)/U1 (kc)		0.270	0.270 $kc = (U2-U1)/U1$
$\Delta t1 / \Delta t2$ (r)		0.730	0.730 $r = \Delta t1 / \Delta t2$
VALOR FACT. DE PONDERACIÓN (Fc)		0.454	0.454 $Fc = ((1/kc) + (r/(r-1))) / (1 + \ln(kc+1)/\ln r) - 1/kc$
TEMP.CALÓRICA LADO TUBOS (Tc)		410	410 $Tc = T2 + Fc(T1 - T2)$
TEMP.CALÓRICA LADO AIRE (tc)		111	111 $tc = t1 - Fc(t2 - t1)$
FLUJO MASICO ASFALTO XTUBO	LB/HR-TUBO	836.36	836.36
FLUJO MASICO TUBO/AREA TUBO (G)	LB/HR-FT2	220,458	220,458
VISCOSIDAD A TEMP.CALOR ( $\mu$ )	cP	26.36	26.36 interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
NUMERO REYNOLDS (Re)		240	240
CALORESP.ASF. A TEMP.CALOR Tc.	BTU/LB°F	0.543	0.543 interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
COND.TERM. A TEMP.CALOR Tc. (K)	BTU/HRFT°F	0.055	0.055 interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
COEFICIENTE FILM TUBO (hi/Ø)	BTU/HR-FT2-°F	15.05	15.05 corr. $(hi/\varnothing) = 1.86 (Re \cdot Pr / (DI/L))^{1/3} \cdot (K/DI)$
COEFICIENTE FILM AIRE (ho)	BTU/HR-FT2-°F	17.40	17.40 del diseño original del intercambiador
COEFICIENTE FILM TUBO (hio/Ø)	BTU/HR-FT2-°F	12.55	12.55 $(hio/\varnothing) = (hi/\varnothing) \cdot (DI/DO)$
TEMP.ESTIM.PARED TUBO (ts)	°F	404.67	404.67 $T2 + (hio/\varnothing) / ((hio/\varnothing) + ho) \cdot (T1 - T2)$
VISCOSIDAD A TEMP.PARED ( $\mu s$ )	cP	28.37	28.37 interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
COEF.CORR. FILM TUBO (hio)	BTU/HR-FT2-°F	12.42	12.42 $hio = (hio/\varnothing) \cdot \varnothing$ ; $\varnothing = (\mu/\mu s)^{0.14}$
RESIST.ENSUCIAMIENTO (Ri)	FT2-HR-°F/BTU	0.005	0.005 de tabla ensuciamiento TEMA para fuel oil (**)
COND.TERM. PROMEDIO ACERO (Kacero)	BTU/HRFT°F	26.00	26.00 de tablas de prop. Físicas
RESIST. PARED TUBO (Rs)	FT (FT2-HR-°F/B1	0.00111	0.00111 $\ln (Do/Di) / (2 \cdot \pi \cdot k \text{ acero})$
COEF. GLOBAL CALCULADO (Ud)	BTU/HR-FT2-°F	6.93	6.93 $1 / (1/hio + 1/ho + Rs \cdot Ao + Ri(DO/DI))$

**EL ENFRIADOR PUEDE OPERAR EXTRAYENDO 2.064 MMBTU/HR CON UN FLUJO DE 23,000 Lb/hr POR UNA SECCIÓN  
4.13 MMBTU/HR CON UN FLUJO DE 46,000 LB/HR CIRCULANDO POR LAS DOS SECCIONES DEL ENFRÍADOR.**

**Tabla 5.36 (CONTINUACIÓN)**

**EVALUACION DE ENFRIADOR E-11 PARA EL ENFRÍAMIENTO DE ASFALTO A DESPACHO**

**CÁLCULO CAIDA DE PRESION**

NUMERO DE REYNOLDS (Re)		240.19	240.19
FACTOR DE FRICCION (f)	FT2/PULG <sup>2</sup>	0.0019	0.0019 $f=64/Re$
FLUJO MASICO/AREA TUBO (G)	LB/HR-FT <sup>2</sup>	220458.29	220458.29
LARGO NETO TUBOS (L)	FT	10.00	10.00
NUMERO DE PASOS (n)		14.00	14.00
FACTOR DE VISCOSIDAD ( $\phi$ )		0.99	0.99 $\phi=(\mu/\mu_s)^{0.14}$
DENSIDAD PROM.DEL ASFALTO ( $\rho$ )	LB/FT <sup>3</sup>	54.13	54.13 interpolación de Tabla 5.14 de Prop. Físicas
CAIDA DE PRESION TUBOS ( $\Delta P_t$ )	PSI	4.05	4.05 $\Delta P_t=f*G^2*n*L / (2*g*\rho*Dl*\phi)$ ; $g=4.18 \times 10^8$ FT/HR <sup>2</sup>
VELOCIDAD TUBOS ( $v_t$ )	FT/SEC	1.13	1.13 $v_t= G/\rho$
CAIDA DE PRESION RETORNOS ( $\Delta P_r$ )	PSI	0.56	0.56 $\Delta P_r=4*n*v_t^2*\rho / (2*g)/144$
CAIDA PRESION TOTAL ( $\Delta P$ )	PSI	4.61	4.61

(\*):extraido de F. Incropera /D. Dewit, "Fundamentos de Transferencia de Calor", 1999, Prentice Hall , Fig 11.13 para intercambiador de flujo cruzado con un fluido mezclado y el otro sin mezclar.

(\*\*):extraido de M. Necati Ozisik , "Transferencia de Calor", 1979, McGraw Hill, Tabla 15.1

**Tabla 5.37**  
**HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL ENFRÍADOR**

Especificado:	MAA
Tag Nro.:	311 E-1 (Ex E-11 RFCO)
Servicio :	Enfriador de asfalto.
Número de unidades	1
Tipo	Ventilador tiro forzado
Número de elementos por unidad	2
Número de secciones	2 en bancos paralelos

DATOS DE DISEÑO POR SECCIÓN		DATOS DE DISEÑO VENTILADOR	
Tipo de cabezal	Caja con tapones	Fabricante	YUBA
Ancho neto por sección (ft)	4.5	Número Total- Fondo	1
Largo Neto por sección (ft)	10	Diámetro (ft)	8
Pasos por seccion	14	Velocidad (RPM)	457
Tubos	1" 14 BWG	HP por ventilador (HP)	7.7
Tubos por seccion	385	Material de las hojas	Aluminio con recubrimiento plastico
Paso de tubos	2" Triangular	Número de Hojas	6
Material de tubos	Acero al carbono sin costura	Angulo de la Hoja	30.5°-pitch ajustable
Temperatura de diseño	545 °F	DATOS DE LA TRANSMISIÓN Y DRIVER	
Presión de diseño	150 psig	Tipo de transmisión	Faja
DISEÑO ESTRUCTURAL		Relación	3.8
Carga del Viento (lb/ft <sup>2</sup> )	15	Tipo de motor	TEFC 440/60/3
DATOS DE CONEXIONES		HP del motor (HP)	10
Entradas por sección	1 de 2" 150# RF		
Salidas por sección	1 de 2" 150# RF		

**CONDICIONES DE SERVICIO Y RENDIMIENTO**

OPERACIÓN	RECIRCULACIÓN (1)		A DESPACHO (2)			
Carga calórica (MM Btu/hr)	2.17		2.064			
LADO TUBOS					LADO AIRE	
(información por sección)	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	(información por sección)	
Fluido	Asfalto		Asfalto		Total air Lb/hr.	238.571
Flujo (lb/hr)	23,000	23,000	23,000	23,000	CFM(14.7 psia/80°F)	1621.309
Flujo Líquido (lb/hr)	23,000	23,000	23,000	23,000	Temp. Entrada (°F)	80
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	51.51	55.49	51.99	55.81	Presión barométrica mmHg.	760
Viscosidad (cp)	8.00	67.16	10.00	86.00	Humedad relativa.%	95
Calor Específico (Btu/lb-°F)	0.6005	0.5114	0.5900	0.5039	Face velocity (ft/sec)	10.1
Conductividad Térmica (Btu/Hr-°F-ft)	0.0509	0.0579	0.0518	0.0585	Temp. Salida en operación recirculación (°F)	153
Velocidad promedio (Ft/sec)	1.14		1.13		Temp. Salida en operación despacho (°F)	149
Temperatura Normal de Operación (°F)	520	350	500	336		
Presión normal de operación (psig)	52.64	48.77	39.77	35.17		
Caida de presión calculada (psi) (3)	3.87		4.61			

**SUMARIO DE TRANSFERENCIA DE CALOR**

"Ud" de servicio (Btu/Hr-SQ FT-°F)	6.92	6.93
Factor de ensuciamiento (Hr-ft <sup>2</sup> -°F/Btu)	0.005	0.005
LMTD (Corregida) °F.	311	295
Superficie base de Transferencia (ft <sup>2</sup> )	1,008	1,008

(1): Una sección operando

(2): Una ó dos secciones pueden operar en paralelo en condiciones idénticas. Información por sección

#### 5.14.9. Diseño del Horno de Pre-calentamiento.

Ver los puntos 5.13.3 y 5.14.4.2 respecto al precalentamiento de la carga.

El horno de precalentamiento se diseña para llevar para llevar al asfalto a la temperatura de oxidación mediante tres pasadas sucesivas de toda la carga, de tal manera que a través de la recirculación se logran los niveles de temperatura requeridos, por incrementos continuos. Esto responde a la necesidad de que el horno debe diseñarse bajo el criterio de mínima inversión y máxima utilización para este proceso que es batch y que se requiere flexibilidad para precalentar la carga desde diferentes temperaturas iniciales.

En una primera pasada (denominada Etapa 1) la carga se precalentará de 250°F hasta 352°F. Luego, en la segunda pasada (Etapa 2) elevará su temperatura hasta 444°F y finalmente en una tercera pasada (Etapa 3) la temperatura se elevará hasta 527°F un lapso estimado de 2.5 hrs con un flujo de 168 barriles por hora (58,478 lb/hr) de asfalto a fin de que toda la carga eleve la temperatura de oxidación a lo más en 2.5 hrs.

Si la carga procediera del fondo de la columna de vacío C-6 (salida del E-35) a 440 °F, sólo será necesaria la Etapa 3 de calentamiento.

El horno 311 H-1 se diseña tipo caja con el quemador horizontal y los tubos también horizontales distribuidos en las paredes y techo de la cámara radiante. Tendrá sólo zona radiante ya que no es económico considerar zona convectiva para hornos de menos de 10 MM Btu/hr de carga como es el caso (Exxon Design Practices - section viiib-1971- pag. 8).

Se ha considerando instalar un quemador de tiro forzado con una capacidad ("QF") de 4.5 MM Btu/hr.

Se han desarrollado hojas de cálculo que aparecen en las tablas 5.38, 5.39 y 5.40 y las tablas auxiliares 5.40.1 hasta la 5.40.11 donde se detallan los pasos y cálculos en el diseño que a continuación se comentan.



#### 5.14.9.1. Cálculo de la Zona Radiante

En general se ha seguido el procedimiento de cálculo de Lobo y Evans.

**La temperatura de salida del asfalto (“T2”) es el primer elemento para prueba y error en el diseño** y en principio permite estimar la carga calórica requerida “Q” que debe ser absorbida por el asfalto.

Como es conocida la temperatura de entrada del asfalto al horno (“T1”) se estima la temperatura de salida de éste (“T2”); la que debe tomar en cuenta la capacidad del quemador “QF” ya definida y una idea de la eficiencia del horno. Los valores “Q” se obtienen del balance de energía  $Q = FAM \cdot Cp \cdot (T2 - T1)$  donde “FAM” es el flujo másico del asfalto y “Cp” es su poder calorífico medio. Este último se obtiene por interpolación de la data de propiedades físicas de la Tabla 5.14.

Los valores calculados de “Q” están en el orden de los 2.8 a 2.9 MM Btu/hr según la etapa de precalentamiento.

Se estima un diámetro del tubo considerando un rango usual de velocidad másica de asfalto por área de flujo (“VM”). Exxon sugiere valores entre 250 y 350 lb/sec-ft<sup>2</sup> (Exxon Design Practices - section viiiB-1971- pag. 1 - tabla 1 "Design Conditions for Process Furnaces"). En nuestro diseño se obtuvo tubos de 4” Sch 80 y una velocidad másica de asfalto de 203.5 lb/sec-ft<sup>2</sup>.

La longitud total de tubos se determina considerando la carga calórica “Q” y valores usuales de tasa de transferencia de calor -flujo de calor por área de transferencia de calor de tubos- (“FL”) que para asfaltos está en el orden de 6 000– 8 000 Btu/hr-ft<sup>2</sup>, según varias referencias bibliográficas. En el diseño las tasas de transferencia de calor están entre 7,500 y 7,700 Btu/hr-ft<sup>2</sup>.

Luego se asume una longitud por tubo (“LT”) la que debe verificar posteriormente sea adecuada para la longitud de la llama calculada

("LF"). Se estimó y luego se verificó adecuada una longitud de tubos de 10 pies. La longitud total y la longitud por tubo permitieron obtener el número de tubos requeridos ("NT") el cual fue hallado igual a 32 tubos.

Para el espaciamientos entre tubos ("DC") usualmente igual a 2 diámetros externos de tubo (Exxon Design Practices - section viiib-1971- pag. 5) se consideró en nuestro diseño un ajuste a 2.5 diámetros, equivalente a 11.25 " entre centro y centro.

Con los tubos requeridos, su diámetro y el espaciamiento entre tubos se configuran las dimensiones de la cámara radiante del horno.

De este cálculo las dimensiones de la cámara radiante del horno se estiman en 12.38 pies de altura por 10.44 pies de ancho y 10 pies de largo, con 11 tubos en cada pared vertical y 10 tubos en el techo de la cámara.

Se estima la longitud de la llama (llamada también espesor efectivo de la capa de gases de combustión "LF") a partir de una correlación que emplea las dimensiones del horno obteniéndose 6.51 pies. En la literatura técnica hay varias correlaciones similares para estimar este parámetro.

Se requiere estimar la emisividad de la llama o de los gases de combustión ("EM") la que es función de la presión parcial de los gases heteropolares CO<sub>2</sub> más vapor de agua ("PP") por la longitud de la llama ("LF") lo que constituye el parámetro ("PPxLF"), de la temperatura exterior de los tubos (TS) y de la temperatura de los gases de combustión (TG).

Para estimar el parámetro "PP" se requiere a su vez el exceso de aire de combustión ("EA") el cual ha sido fijado en 25% y la composición del combustible (relación hidrógeno/carbón. H/C) la que indirectamente se estima del grado API del combustible ("API DEL FUEL") y que en nuestro caso es de 13°API (residual interno en Refinería Conchán para su uso como combustible). Estas dos últimas

variables permiten estimar la composición de los gases de combustión y con ello la presión parcial del CO<sub>2</sub> y vapor de agua.

Se recurre a interpolación de data extraída de gráficas desarrolladas que dan “PP” en función de “EA” con el “API del FUEL” ó la composición H/C como parámetro.

Así se obtiene un valor de “PP” igual a 0.23 atmósferas y por lo tanto un valor del parámetro “PPxLF” igual a 0.456 atm-m.

La temperatura de la superficie de los tubos “TS” se estima sumando al valor medio de “T1” y “T2” (temperaturas de entrada y salida del asfalto respectivamente) 100 °F por efecto de la resistencia de ensuciamiento, convectiva interna y de la pared en el tubo. Esto es usual considerar en el diseño de hornos (prácticas de diseño Exxon). En otra aproximación usual se suele considerar a “TS” 25°C por encima de la temperatura de salida del horno (IFP – Refino y Tratamiento Químico- Tomo II – pág. 1179) o también en base a una fórmula de aproximación (ver nota “e” en las hojas de cálculo). Como se observa “TS” también depende de la asunción del valor de “T2”.

Luego debe asumirse un valor de “TG” ( $TG_{asumido}$ ), para completar la data que permita obtener un estimado de la emisividad del gas “EM”.

**La temperatura de los gases de combustión “TG” es el segundo elemento de prueba y error en el diseño.**

Ahora se calcula la emisividad del gas “EM” la que se obtiene por interpolación de data extraída de gráfico.

Los valores obtenidos están en el orden de EM = 0.38 y varían ligeramente para cada etapa del precalentamiento.

Se debe verificar el valor  $TG_{asumido}$ . Para ello es necesario que se igualen el calor absorbido por el asfalto obtenido del balance de energía con el valor obtenido por ecuación de la transferencia de calor por radiación.

El calor obtenido por el balance de energía para este cálculo es el flujo de calor absorbido por el asfalto por pie cuadrado de superficie efectiva de absorción " $Q/ALxACPxF$ ". Para estimarlo se requiere conocer "AL", "ACP" y "F".

El área del plano frío ("ACP") es la superficie del refractario que está cubierta por los tubos y se obtiene de calcular el área del plano de refractario que tiene tubos delante. Esta área se corrige a una área efectiva del plano frío al multiplicarla por el factor de efectividad de planos paralelos ("AL") que es la fracción de la radiación directa absorbida por los tubos. Se obtiene el área efectiva del plano frío como " $ALxACP$ ".

El factor "AL" sólo es función de la relación "DC/OD" es decir la distancia entre centros de los tubos a su diámetro externo y se obtiene por interpolación de data extraída de gráfico. El valor para nuestro diseño es de 0.79.

De las dimensiones del horno se calcula el área total de refractario que cubre sus paredes, techo y piso, valor consignado en "AT", del cual al restarse del valor de " $ALxACP$ " permite obtener el área efectiva del refractario desnudo ("AR").

El área total de refractario es de  $714.6 \text{ ft}^2$  y la relación " $AR/(ALxACP)$ " tiene el valor de 2.006..

El parámetro "F" ó Factor Total de Intercambio es una función de la emisividad de la llama ("EM"), del factor de absorción de la superficie de los tubos y del coeficiente geométrico ligado a la disposición y a la extensión de la superficie absorbente y de los refractarios.

El Factor "F" corrige a la superficie efectiva del plano frío por considerar que es una superficie real (y no negra), que existen áreas de refractario desnudas o reflectantes y que los tubos tienen su propio factor de absorción (emisividad) de la radiación. Puede calcularse

“F”, empleando una fórmula que agrupa las variables en dos parámetros:

- “EMF” la emisividad efectiva de la cavidad del horno que a su vez depende de “FRC” ó la fracción de la radiación emitida por los refractarios que es captada por los tubos, de “EM” la emisividad de la llama y de “ALxACP” y “AR”
- “ES” o emisividad del tubo el cual se considera para el cálculo un valor promedio e igual a 0.9,

Ahora puede estimarse el valor de “Q/ALxACPxF” que es el flujo de calor absorbido por pie cuadrado de superficie efectiva real de absorción.

El valor de “TG” se obtiene de igualar “Q/ALxACPxF” con la expresión

$$0.173 \left[ \left( \frac{TG + 460}{100} \right)^4 - \left( \frac{TS + 460}{100} \right)^4 \right] + 7(TG - TS)$$

que proviene de las ecuaciones de transferencia de calor por radiación y convección.

Como el valor de “TG” está implícito debe generarse una prueba y error de suposiciones hasta llegar al valor que iguale los dos parámetros. Esto se hace automáticamente a partir del valor inicial considerado y ajustándolo por la relación:

$$TG_{nuevo} = TG_{anterior} - \frac{F(TG)}{F'(TG)}$$

Donde:

$$F(TG) = 0.173 \left[ \left( \frac{TG+460}{100} \right)^4 - \left( \frac{TS+460}{100} \right)^4 \right] + 7(TG - TS) - \frac{Q}{ALxACPxF}$$

y:

$$F'(TG) = \frac{\partial F(G)}{\partial (TG)} = \frac{0.173 \times 4}{100^4} TG^3 + 7$$

Cuando el  $TG_{nuevo} = TG_{anterior}$  se ha obtenido un valor de  $TG_{calculado}$  el cual debe ser igual al  $TG_{asumido}$ . Caso contrario debe asumirse un nuevo valor de "TG" y repetir los cálculos desde la emisividad de llama. Los valores obtenidos para "TG" varían ligeramente según la etapa del proceso (1 269°F, 1264°F y 1289°F para las etapas 1,2 y3 respectivamente).

Con el valor de la temperatura de gases "TG" y el exceso de aire "EA" y conociendo la composición del combustible quemado, se puede obtener el calor disponible a ser absorbido por el asfalto por libra de combustible quemado ("HA").

La cantidad de calor que absorbe el fluido de proceso es igual a la que se extrae de los gases de combustión cuando éstos reducen su temperatura desde la temperatura adiabática de llama ("TF") hasta su temperatura de salida ("TG").

La temperatura adiabática de llama "TF" es aquella que igual a la entalpía de los gases de combustión con el calor liberado por la combustión.

Se hace uso de cartas preparadas por (Exxon Design Practices - Section VIIIM-1971-Figuras 4,5 y 6) que dan el calor disponible por libra de combustible en función de la temperatura de salida de los gases ("TG") y el exceso de aire "EA" como parámetro. Cada carta está preparada para cada composición de combustible expresada como su gravedad API (5,10 y 15 °API).

Se extraen los datos de las cartas en forma de tablas que permiten hacer las interpolaciones requeridas para los parámetros que se emplean ó se calculan en el presente diseño.

En las mismas gráficas se consignan el poder calorífico inferior ("LHV") de cada combustible y por un proceso similar de extracción de datos e interpolación se obtiene el valor "LHV" para el combustible empleado (17,444 Btu/lb).

La temperatura de referencia para los datos de “HA” y “LHV” es de 60°F (15.6°C).

Si bien es cierto que el calor liberado por la combustión es igual al poder calorífico inferior “LHV” del combustible más su calor sensible más el calor sensible del aire de combustión y más el calor sensible del vapor de atomización, desde la temperatura de referencia de 60°F (15.6°C), se supone que los calores sensibles son despreciables dado que se estiman para el combustible y el aire sus temperaturas muy próximas a la de referencia y en el caso del vapor de atomización el valor es usualmente muy pequeño y se desprecia, por lo que se considera sólo el “LHV” como el valor representativo del calor liberado por la combustión.

Luego, al relacionar “HA” con “LHV” se obtiene el porcentaje de calor aprovechado en el proceso, el cual corregido suponiendo un 2% de pérdidas permite obtener la eficiencia del horno basada en el LHV (“EFF”).

Luego se calcula el calor liberado por el quemador dividiendo el calor absorbido por el asfalto “Q” estimado inicialmente, entre la eficiencia “EFF”. Este cálculo debe verificar el valor de liberación de calor del quemador “QF” establecido en 4.5 MM Btu/hr Lo que confirma la temperatura de salida de asfalto “T2” estimada al inicio.

Si no fuera así debe empezarse todo el cálculo nuevamente modificando el valor de la temperatura de salida del asfalto “T2” asumida.

Se calcula el flujo neto de combustible (“FN”) al relacionar el calor liberado por el quemador “QF” y el “LHV” del combustible.

Con el estimado de pérdidas del 2% se estima el flujo real de combustible requerido “FG” el cual resulta en 263 lb/hr.

#### 5.14.9.2. Cálculo de la Chimenea

Se calcula el diámetro de la chimenea considerando una velocidad de gases a través de ésta (“VG”) de 25 ft/s (Exxon Design Practices - section VIII C -1971- pag.17).

Para obtener el diámetro se obtienen las libras de gas efluente por lb de combustible con los parámetros de exceso de aire “EA” y el °API del combustible (Exxon Design Practices - Section VIII M -1971- Pag.14- Figura 12) lo que multiplicado por “FG” permite obtener el flujo másico de los gases de combustión (“MG”).

Obtenida la densidad de los gases (“DG”) a su temperatura “TG” por ley de gases ideales, al multiplicarla por “VG” permite obtener el flujo másico de gas por pie cuadrado de área transversal de flujo (“GG”). Al relacionar “MG” con “GG” obtenemos el área transversal de la chimenea (“ACH”) y de ella el diámetro (“DCH”) que resulta de 1.7 ft.

**Para obtener la altura de la chimenea se requiere un cálculo de prueba y error.** Se asume un valor de prueba de altura mínima de chimenea (“HCHm”).

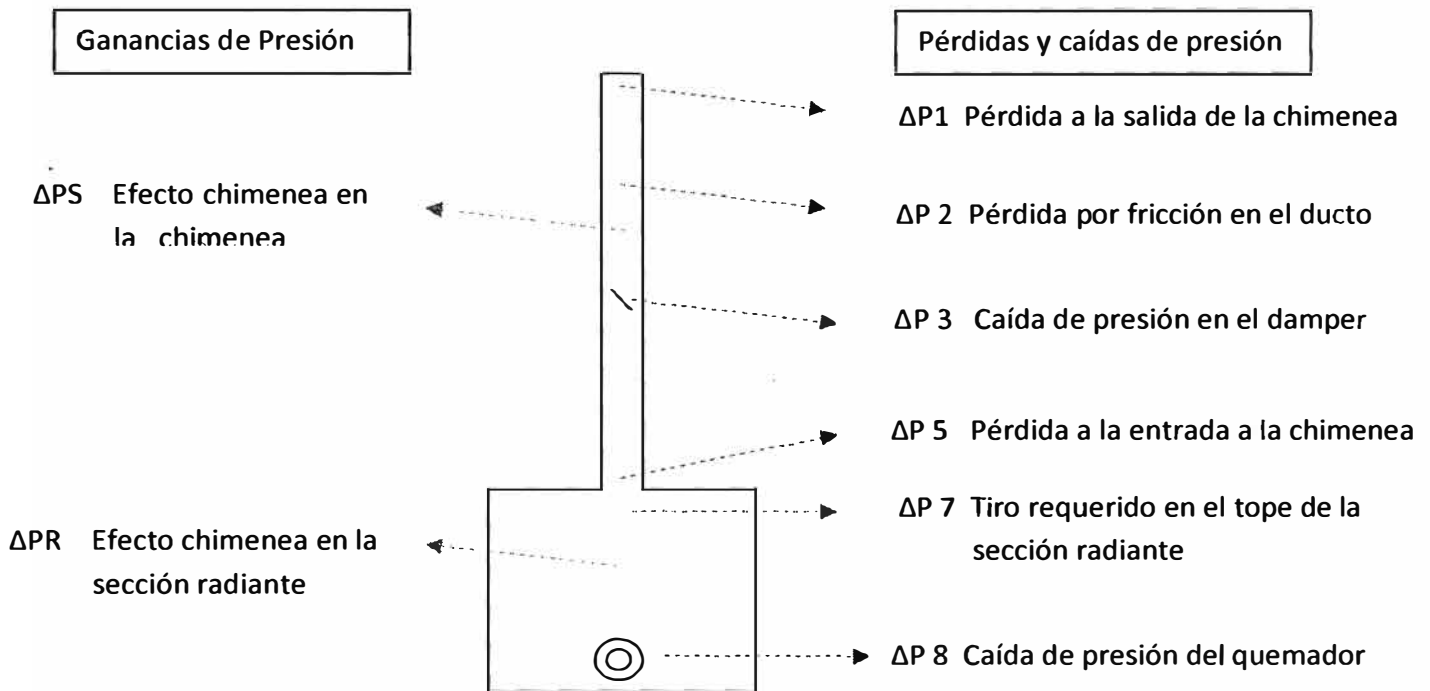
Luego se estima la caída de la temperatura en la chimenea por cada 100 pies de altura (“ $\Delta TU$ ”) a partir de gráfico que entrega este parámetro desde la diferencia de la temperatura de los gases a la entrada “TG” y la del aire ambiental “TA” y el diámetro de la chimenea “DCH”. Los parámetros adicionales que se suponen para este cálculo es que la chimenea es de acero al carbono aislada (para una temperatura estimada de 900°F exterior con 2” de espesor de concreto refractario), la velocidad de gases en la chimenea (“VG”) es de 25 ft/s y la velocidad del viento es de 10 millas/hr (16 km/hr). (Exxon Design Practices - Section VIII C -1971- Pag.19 y 62 -Figura 20).

Se obtienen entonces la temperatura de salida de la chimenea (“TGS”) y la temperatura media (“TGM”).

El cálculo de la altura de la chimenea requiere verificar las pérdidas y caídas así como las ganancias de presión, expresadas en pulgadas de agua:

Las caídas y pérdidas así como las ganancias de presión se muestran en el siguiente esquema:





Desde que no existe sección convectiva no existe caída de presión ( $\Delta P6$ ) ni ganancia de presión ( $C$ ) en la sección convectiva. Así mismo no hay caídas de presión adicionales por expansiones, contracciones o cambios del flujo de gas en la chimenea ( $\Delta P4$ ).

Los parámetros, fórmulas y valores típicos considerados corresponden a lo indicado en Exxon Design Practices - Section VII C -1971- Pags.18-20.

$\Delta P1$  se estima como una cabeza de velocidad a la temperatura de salida estimada "TGS"

$\Delta P2$  se calcula considerando los cálculos usuales de pérdidas por fricción con un factor de fricción de tubería comercial, empleando el diámetro y la altura de chimenea supuesta. La densidad y la viscosidad requeridos se estiman a la temperatura media estimada "TGM"

$\Delta P3$  se estima igual a 0.1 pulgadas de agua para el damper abierto.

$\Delta P_5$  se estima como una cabeza de velocidad a la temperatura de entrada a la chimenea “TG”.

$\Delta P_7$  se estima como 0.1 pulgadas de agua y es requerida para evitar fuga del gas efluente de la cámara radiante.

$\Delta P_8$  es la caída de presión requerida por el quemador

Las ganancias de presión son causadas por la diferencia de densidad entre los gases calientes dentro del horno y la del aire ambiental fuera del horno

$\Delta P_S$  es el tiro generado por la altura de la chimenea y se estima al multiplicar la altura de la chimenea “HCHm” por el tiro teórico por pie de altura (“SECH”) a la temperatura media de los gases “TGM”.

$\Delta P_R$  es el tiro generado por la altura de la sección radiante desde el nivel del quemador hasta el techo de ésta y se estima al multiplicar esta altura por el tiro teórico por pie de altura (“SER”) a la temperatura de salida de los gases de esta sección “TG”.

El valor “SECH” ó “SER” se expresa en pulgadas de agua por pie y se estima en cada caso de la ecuación:

$$SECH \text{ ó } SER = 0.01796 \left[ \frac{M_A P_A}{T_A + 460} - \frac{M_G P_G}{T_{Gas} + 460} \right]$$

Donde  $M_A$  es el peso molecular del aire (tomado como 28.84),

$M_G$  es el peso molecular del gas efluente (tomado como 28.84)

$P_A$  es la presión del aire en psia (tomada como 14.7)

$P_G$  es la presión de los gases efluentes en psia (también tomada como 14.7).

$T_A$  es la temperatura del aire (en el verano) en °F

$T_{Gas}$  es la temperatura del gas efluente que corresponda, en °F.

En general el cálculo de balance obliga a que las ganancias de presión se equiparen o igualen a las pérdidas de presión.

Para el quemador se requiere que se verifique en el cálculo, sólo para quemadores de tiro natural, que la caída de presión requerida por el quemador (“ $\Delta P8$ ”) sea a lo más igual al tiro disponible al nivel de éste (efecto “ $\Delta PR$ ” ó de altura de la cámara radiante más el tiro “ $\Delta P7$ ”):

$$\Delta P8 \geq \Delta PR + \Delta P7$$

En el caso se considere un quemador de tiro forzado, que es el recomendado en este diseño, el ventilador del quemador se dimensiona para vencer la caída de presión a través de éste, usualmente sin considerar el adicional que representa el tiro disponible al nivel del quemador.

El cálculo de la altura mínima de la chimenea está basado en mantener una presión negativa en el tope de la sección radiante ( $\Delta P7 = 0.1$  pulgadas de agua) por lo que se le incluye a éste en el total de caídas de presión de la chimenea (“ $\Delta PCH$ ”) a igualarse con la ganancia  $\Delta PS$ .

$$\Delta PS = SECH * HCHm_{CALC} = \Delta PCH$$

$$HCHm_{CALC} = \frac{\Delta PCH}{SECH}$$

$$\Delta PCH = \Delta P1 + \Delta P2 + \Delta P3 + \Delta P5 + \Delta P7$$

La altura mínima calculada (“ $HCHm_{CALC}$ ”) debe verificarse igual a la asumida con lo que se termina el cálculo de prueba y error. Caso contrario se asume un nuevo valor y se repite el cálculo.

La altura de diseño de la chimenea “ $HCH$ ” se define 5% mayor que la altura mínima calculada con lo cual se termina el proceso.

Dado que existe una variación (muy pequeña) en la alturas calculadas para cada etapa de precalentamiento, se especifica el equipo con la mayor obtenida que resulta igual a 34 ft.

#### 5.14.9.3. Cálculo de la caída de presión a través del horno

La caída de presión se realiza considerando los cálculos usuales de pérdidas por fricción con un factor de fricción de tubería comercial para los tubos del horno y su diámetro interno. Las conexiones entre los tubos son tipo H-bend externas para las que se ha considerado las respectivas longitudes equivalentes.

Se han usado las propiedades físicas de la temperatura media en cada etapa del precalentamiento obtenidas por interpolación de las listadas en la Tabla 5.14.

Las caídas de presión varían considerablemente en cada etapa de calentamiento debido a las fuertes variaciones de la viscosidad del asfalto con la temperatura. Así se han calculado 36, 16 y 11 psi para las etapas 1, 2 y 3 respectivamente.

#### 5.14.9.4. Hojas de cálculo del diseño del horno

Se incluyen a continuación las hojas de cálculo de cada etapa en las tablas 5.38, 5.39 y 5.40 y las tablas auxiliares 5.40.1 hasta la 5.40.11 que son tablas de parámetros y propiedades empleadas en el diseño, las cuales provienen en su mayoría de la extracción de data de los gráficos correspondientes. Esta data escrita en forma de tablas, ha sido de enorme utilidad para los cálculos de prueba y error que se dan en varias etapas del proceso, reportando en forma automática el output requerido gracias a ecuaciones de interpolación para los valores de entrada.

Se muestran en la impresión su estado final al concluirse el diseño de la última etapa (etapa 3) de precalentamiento.

**TABLA 5.38**  
**CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 1 (\*)**

<b>CÁLCULOS: DATOS Y ASUNCIONES INICIALES</b>		
ETAPA N° =	1	
TI, TEMP ENTRADA ASFALTO =	250.00 °F	TEMPERATURA DE ASFALTO EN LA LINEA DE CARGA
T2, TEMPERATURA DE SALIDA DEL ASFALTO ESTIMADA =	352.35 °F	TEMPERATURA DE SALIDA DEL ASFALTO. ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
T3, TEMP. PROMEDIO DEL ASFALTO EN EL HORNO =	301.175 °F	$T3=(T1+T2)/2$
Cp, CALOR ESPECIFICO PROMEDIO A T3	0.4856 BTU/LB°F	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A T1 Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
Q, CALOR ABSORBIDO =	2906513 BTU/HR	$Q= FAM * Cp * (T2-T1)$ CARGA DE CALOR REQUERIDA
OD, DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO =	4.5 PULG	ASUMIDO. CORRESPONDE A UNA TUBERÍA NOMINAL DE 4" DIÁMETRO (a)
ID, DIAMETRO INTERNO DEL TUBO =	3.826 PULG	DE TABLAS DE TUBERÍA 4" SCH 80 (a)
LT, LONGITUD DE TUBO =	10 PIES	ASUMIDA
FL, TASA DE TRANSFERENCIA (CALOR ABSORB/AREA DE TUBOS)=	7927 BTU/HR-PIE2	FIJADO. CALCULADO POR PROPORCIÓN COMO $FL=6000 * Q/2200000$ (b)
SE, SUPERFICIE EXTERNA =	1.178 PIE2/PIE	DE TABLA DE TUBERÍAS PARA 4" SCH 80
DC, DISTANCIA ENTRE CENTROS TUBOS =	11.25 PULG.	2.5 DIÁMETROS EXTERNOS DE TUBO
EA, EXCESO DE AIRE =	25 %	ACEPTABLE PARA OPERACIÓN ESTABLE
API DEL FUEL =	13 °API	DEL COMBUSTIBLE DISPONIBLE PARA QUEMAR
FA, FLUJO DE ASFALTO =	168 BLS/HR	FIJADO. BLS MEDIDOS A 60°F
FAM, FLUJO DE ASFALTO =	58478 LB/HR	FIJADO
VM, VELOCIDAD MASICA DEL ASFALTO =	203.5 LB/SEG-PIE2	ACEPTABLE (a)
<b>CÁLCULO DE LA ZONA RADIANTE (DIMENSIONES Y CONFIGURACIÓN DEL HORNO - TEMPERATURAS DE SALIDA - CONSUMO DE COMBUSTIBLE Y EFICIENCIA)</b>		
NTI ESTIMADO NUM. TUBOS =	31.13	$NTI= Q/(FL * SE * LT)$
NT, NUMERO DE TUBOS =	32	NT=REDONDEO SUPERIOR DE NTI
FL, TASA DE TRANSFERENCIA CALCULADA =	7710 BTU/HR-PIE2	POR EL REDONDEO DE TUBOS. Ok
N1, TUBOS POR PARED =	11	ESTIMADO PARA DISTRIBUCIÓN HOMOGÉNEA EN EL HOGAR
N2, TUBOS EN TECHO =	10	$N2= NT - 2 * NT$
HI ALTO MINIMO DEL HORNO =	9.38 PIES	$=(N1-1) * DC/12$
W1 ANCHO MINIMO DEL HORNO =	8.44 PIES	$=(N2-1) * DC/12$
HA ALTURA ADICIONAL =	3 PIES	FIJADO
WA ANCHO ADICIONAL =	2 PIES	FIJADO
H ALTURA TOTAL DEL HORNO =	12.38 PIES	$H=HI+HA$
W ANCHO TOTAL DEL HORNO =	10.44 PIES	$W=W1+WA$
LF, LONGITUD DE LLAMA =	6.51 FT	$LF=3.6 * L * W * H / AT$ . Ok
LF, LONGITUD DE LLAMA =	1.98 METROS	$LF=3.6 * L * W * H / AT * 0.3048$
PP, PRESIÓN PARCIAL DEL VAPOR DE H2O + CO2 =	0.23 ATM	DE TABLA 5.40.2 EN FUNCIÓN DE EA (EXCESO DE AIRE) Y EL TIPO DE COMBUSTIBLE
PP x LF =	0.456 ATM-M	PP x LF
TS, TEMP. METAL TUBOS =	401.2 °F	$TS=T1+(Q/[FAM]/Cp)/2+100$ (e)
TG, T GASES SUPUESTA =	1239 °F	ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
EM, EMISIVIDAD DE LLAMA A TG SUPUESTA =	0.381	INTERPOLACIÓN DE TABLA 5.40.3 (c)
ACP, AREA PLANO FRIO =	300.0 PIES2	$ACP=LT * NT * DC/12$ . ES LA SUPERFICIE REFRACTARIA CUBIERTA DE TUBOS
DC/OD, DISTANCIA ENTRE CENTROS A DIÁMETRO EXT. TUBOS =	2.50	FACTOR
AL, FACTOR DE EFECTIVIDAD DE PLANOS PARALELOS =	0.79	DE TABLA 5.40.1. FRACCIÓN DE RADIACIÓN DIRECTA ABSORB. POR LOS TUBOS.
AL x ACP AREA EFECTIVA DEL PLANO FRIO =	237.8 PIES2	$=AL * ACP$

**TABLA 5.38 (CONTINUACIÓN)**  
**CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 1 (\*)**

AT, AREA TOTAL DE REFRACTARIO =	714.6 PIES <sup>2</sup>	AT=2(H*W+H*L+W*L)
AR, AREA EFECTIVA DE REFRACTARIO DESNUDO =	476.8 PIES <sup>2</sup>	AR=AT- ALxACP
AR/(AL x ACP) =	2.006	FACTOR
F, FACTOR TOTAL INTERCAMBIO =	0.640	CÁLCULOS DE TABLA 5.40.4 (d)
Q/(AL x ACP x F) =	19110 BTU/HR-PIE <sup>2</sup>	FLUJO DE CALOR POR PIE <sup>2</sup> EFECTIVO DE SUPERFICIE REAL
TG, T GASES CALCULADA =	1239 °F	DE IGUALAR Q/(ALxACPxF)=0.173[(TG/100) <sup>4</sup> - (TS/100) <sup>4</sup> ] + 7(TG-TS) VER TABLA 5.40.7 (f)
HA, CALOR DISPONIBLE A TGYEA =	11614 BTU/LB FUEL	POR INTERPOLACIÓN EN TABLAS DE DATOS 5.40.5 (g)
LHV, PODER CALOR INFERIOR DEL FUEL =	17444 BTU/LB FUEL	POR INTERPOLACIÓN EN TABLAS DE DATOS 5.40.6 (g)
% CALOR A PROVECHADO =	66.6 %	HA/LHV * 100
EFF, EFICIENCIA =	64.6 %	CONSIDERANDO 2% EN PÉRDIDAS (h) (i)
QF, CALOR SUMINIS POR FUEL =	4500586 BTU/HR	QF=Q / EFF
FN, FUEL QUEMADO NETO =	258 LB/HR	FN=QF/LHV
FG, FUEL QUEMADO GROSS	263 LB/HR	FG= 1.02 * FN (i)
GL/BL, FACTOR GAL POR BARRIL	42 GAL/BL	FACTOR DE CONVERSIÓN
GL/FT3, FACTOR GAL POR FT3 =	7.4805 GL/FT3	FACTOR DE CONVERSIÓN
FLUJO DE FUEL QUEMADO NETO =	0.752 BLS/HR	=FN/[(141.5/( "API DEL FUEL" +131.5)*62.4)]*(GL/FT3)/(GL/BL)
<b>CÁLCULO DE LA CHIMENEA DEL HORNO</b>		
DG, DENSIDAD GASES COMB A TG=	0.023 LB/FT <sup>3</sup>	DG= 39.5/(TG+460)
LB DE GAS POR LB DE COMBUSTIBLE =	18.2 LBGAS/LB FUEL	PARA COMBUSTIBLE DE 13°API Y 25% DE EXCESO DE AIRE (j)
MG, FLUJO MÁSIICO GASES COMB =	4797.4 LBS/HR	MG=(LB GAS/LB FUEL)*FG
VG, VELOCIDAD DE GAS EN LA CHIMENEA =	25 FT/SEG	PARÁMETRO DE DISEÑO (k)
GG, FLUJO MÁSIICO DE GAS POR UNIDAD DE ÁREA =	0.581 LB/FT <sup>2</sup> -SEG	GG=VG*DG
ACH, AREA TRANSVERSAL DE CHIMENEA =	2.29 FT <sup>2</sup>	ACH=MG/3600/GG
DCH, DIAMETRO CHIMENEA =	1.7 FT	DCH=(4* ACH/PI) <sup>0.5</sup>
HCHm, ALTURA MÍNIMA DE LA CHIMENEA ESTIMADA =	32.40 FT	ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
TA, TEMP. AIRE AMBIENTE (VERANO) =	80 °F	
(TG - TA) °F	1159 °F	
ΔTU, PÉRDIDA TEMP. EN CHIM. CADA 100 PIES ALTURA =	246 °F	PARA CHIMENEA AISLADA Y 10 MILLAS/HR VELOC. VIENTO (l)
TGS, TEMPERATURA A LA SALIDA DE LA CHIMENEA =	1160 °F	TGS=TG-(ΔTU/100*HCHm)
TGM, TEMPERATURA MEDIA EN LA CHIMENEA	1200 °F	TGM=(TG+TGS)/2
<b>PERDIDAS Y GANACIAS DE PRESIÓN :</b>		
ΔP1, A LA SALIDA DE LA CHIMENEA	0.04577 PULG H2O	ΔP1= 0.1186* [VG <sup>2</sup> /(TGS+460)]
μG, VISCOSIDAD DEL GAS A TEMP. MEDIA TGM =	0.03849 CENTIPOISE	DE TABLA 5.40.9 EN FUNCIÓN DE TG
DGM, DENSIDAD GAS A TEMP. MEDIA TGM =	0.02380 LB/FT <sup>3</sup>	DG= 39.5/(TGM+460)
REG, NÚMERO DE REYNOLDS EN LA CHIMENEA	38372.8	REG= [GG* ACH*(ID/12)]/(μgX2.42)
FFG, FACTOR DE FRICCIÓN FANNING CHIMENEA =	0.00556	DE TABLA 5.40.11
ΔP2, POR FRICCIÓN EN CHIMENEA =	0.01880 PULG H2O	ΔP2=4* FFG*(HCH/DCH)*(VG <sup>2</sup> /2*g)*DGM/144*27.8
ΔP3, A TRAVÉS DEL DAMPER =	0.10 PULG H2O	ΔP3= 0.10 (m)
ΔP5, A LA ENTRADA DE LA CHIMENEA =	0.04362 PULG H2O	ΔP5= 0.1186* [VG <sup>2</sup> /(TG+460)]
ΔP7, PRESIÓN NEGATIVA EN TOPE SEC. RADIANTE =	0.10 PULG H2O	(n)
HQU, ALTURA DEL QUEMADOR DESDE EL SUELO =	2 PIES	DE DISEÑO DEL HORNO
SER, TIRO TEÓRICO POR PIE DE ALTURA EN LA SECCIÓN RADIANTE =	0.00962 PULG H2O/FT	SE=0.01796*[Ma*Pa/(TA+460) - Mg*Pg/(TG+460)] (o)
ΔPR, GANANCIA DE PRESIÓN ZONA RADIANTE =	0.09980 PULG H2O	ΔPR= SER * (H - HQU)
ΔP8, CAIDA MÁX. A TRAVÉS DEL QUEMADOR (TIRO NATURAL) =	0.19980 PULG H2O	ΔP8= ΔPR + ΔP7

**TABLA 5.38 (CONTINUACIÓN)  
CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 1 (\*)**

ΔPCH, TOTAL PERDIDAS DE PRESIÓN EN LA CHIMENEA (INC. ΔP7) =	0.30818 PULGH2O	ΔPCH=ΔP1+ΔP2+ΔP3+ΔP5+ΔP7
SECH, TIRO TEÓRICO POR PIE DE ALTURA EN LA CHIMENEA =	0.00951 PULGH2O/FT	SE=0.01796*[Ma*Pa/(TA+460) - Mg*Pg/(TGM+460)] (o)
HCHm, ALTURA MÍNIMA DE LA CHIMENEA CALCULADA =	32.40 FT	HCHm = ΔPCH / SECH ok
HCH, ALTURA DE DISEÑO DE LA CHIMENEA =	34 FT	HCH = 1.05 * HCHm (p)
<b>CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN DEL ASFALTO EN EL HORNO</b>		
DAM, DENSIDAD DEL ASFALTO A TEMP.MEDIA =	56.59 LB/FT3	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A TI Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
VI, VISCOSIDAD DEL ASFALTO A TEMPERATURA MEDIA =	166.5 CENTIPOISE	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A TI Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
RE, NUMERO REYNOLDS =	580	RE= [VM*3600*(ID/12)]/(VI x 2.42)
FF, FACTOR FRICCIÓN FANNING ASFALTO =	0.027602	DE LA TABLA 5.40.10
LT, LONGITUD TOTAL DE TUBOS=	320 FT	LT=L*NT
Leq/ID, LONG. EQUIVALENTE PARA BEND TIPO H =	100	
NB, NÚMERO DE H-BENDS=	31	
LE, LONGITUD EQUIVALENTE TOTAL =	1308.4	LE=LT+NB *(Leq/ID)*(ID/12)
DP, CAIDA DE PRESION =	35.7 PSI	DP=4* FF*(LE/(ID/12))*(VM <sup>2</sup> /2*g)/DAM/144
<p>(*): PARA HORNO POR DEBAJO DE 10 MM BTU/HR ES ECONÓMICO SOLO CONSIDERAR SECCIÓN RADIANTE (SIN SECCIÓN CONVECTIVA)  EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII B-1971- PAG. 8  (a): PARA CALENTADORES DE ASFALTO EL RANGO SUGERIDO PARA LA VELOCIDAD MÁXICA (VM) DEL ASFALTO ES DE 250-350 LB/SEG FT2  EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII B-1971- PAG. 1 - TABLA 1 "DESIGN CONDITIONS FOR PROCESS FURNACES".  (b): PARA CALENTADORES DE ASFALTO EL VALOR SUGERIDO ES DE FL= 6000 BTU/HR FT2 (EXXON DESIGN PRACTICES  SECTION VIII B-1971- PAG. 1 - TABLA 1 "DESIGN CONDITIONS FOR PROCESS FURNACES".  OTRA LITERATURA ESTABLECE VALORES MÍNIMOS DEL ORDEN DE 7369 BTU/HR FT2 (20,000 K CAL/HR M2) (EL PETRÓLEO-REFINO Y  Y TRATAMIENTO QUÍMICO - INSTITUTO FRANCÉS DE PETRÓLEO - TOMO II- PAG. 1170- CUADRO V.2.6)  (c): DE GRÁFICO DE EMISIVIDAD EN FUNCIÓN DE TEMPERATURA DEL TUBO (TS) Y DE GASES (TG)  (d): DE GRÁFICO DE F EN FUNCIÓN DE (AR/ALXACP) Y EM Ó POR CÁLCULO SEGÚN LA TABLA "D"  (e): PROMEDIO ARITMÉTICO DE LA TEMP DEL ASFALTO MÁS 100°F POR RESISTENCIAS DE ENSUCIAMIENTO,  CONVECTIVA INTERNA Y ESPESOR DE PARED. OTRAS FORMAS PROMEDIAR CON <math>[(T2+460+100)^5 - (T1+460+100)^5] / 5 (T1-T2)]^{1/4} - 460</math> ó CONSIDERAR 25°C POR ENCIMA DE TEMP. DE SALIDA  (f): ECUACIÓN DEL TIPO STEPHAN BOLTSMANN MODIFICADA POR LOBO Y EVANS.  D. KERN-PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR -CECSA-1981- PÁG 794- ECUACIÓN (19.10)  (g): "HA" .CALOR DISP. POR LB. DE COMBUSTIBLE, REPRESENTA LA CANTIDAD DE CALOR QUE HA SIDO EXTRAÍDA DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN Y ABSORBIDA POR EL FLUÍDO DE  PROCESO CUANDO LA TEMPERATURA DEL GAS HA SIDO REDUCIDA DESDE LA TEMP. ADIABÁTICA DE LLAMA ("TF" AL VALOR DE "TG"). LA TEMP. BASE ES 60°F (15.6°C)  (h): SE DESPRECIA EL APORTE DE CALOR SENSIBLE SOBRE 60°F DEL VAPOR USADO PARA LA ATOMIZACIÓN DEL COMBUSTIBLE  (i): 2% DE PÉRDIDAS SEGÚN MAYORÍA DE LITERATURA. EXXON RECOMIENDA 3% PARA HORNO CON MENOS DE 15 MM BTU/HR (EXXON- DESIGN PRACTICES-SECTION VIII B - 1971 - PAG. 2  (j): EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII M -1971- PAG.14- FIGURA 12  (k): EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.17  (l): DESDE EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.19 Y 62 (FIGURA 20).  (m): VALOR A EMPLEARSE PARA DAMPER COMPLETAMENTE ABIERTO - EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.18  (n): REQUERIDO PARA EVITAR FUGAS DE GAS DE COMBUSTIÓN FUERA DEL HOGAR DEL HORNO - EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.19  (o) GANANCIAS DE PRESIÓN POR PIE DE ALTURA CAUSADAS POR DIFERENCIA DE DENSIDAD DEL GAS CALIENTE EN EL HORNO Y LA DEL AIRE AMBIENTAL  EN LA ECUACIÓN DEL EFECTO DE CHIMENEA (SE) SE CONSIDERA Ma=Mg=28.84 - PESOS MOLECULARES DEL AIRE Y GAS DE COMBUSTIÓN RESPECTIVAMENTE  Y Pa=Pg=14.7 PSIA - PRESIONES DEL AIRE Y GAS DE COMBUSTIÓN RESPECTIVAMENTE.  EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C-1971- PAG.64 - FIG 22  (p) EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C-1971- PAG.20</p>		

**TABLA 5.39**  
**CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 2 (\*)**

<b>CÁLCULOS: DATOS Y ASUNCIONES INICIALES</b>		
ETAPA N° =	2	
TI, TEMP ENTRADA ASFALTO =	352.35 °F	DATO PROVENIENTE DEL CASO ANTERIOR
T2, TEMPERATURA DE SALIDA DEL ASFALTO ESTIMADA =	443.90 °F	TEMPERATURA DE SALIDA DEL ASFALTO. ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
T3, TEMP. PROMEDIO DEL ASFALTO EN EL HORNO =	398.125 °F	$T3=(T1+T2)/2$
Cp, CALOR ESPECIFICO PROMEDIO A T3	0.5365 BTU/LB°F	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A T1 Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
Q, CALOR ABSORBIDO =	2872311 BTU/HR	$Q=FAM * Cp * (T2-T1)$ CARGA DE CALOR REQUERIDA
OD, DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO =	4.5 PULG	ASUMIDO. CORRESPONDE A UNA TUBERÍA NOMINAL DE 4" DIÁMETRO (a)
ID, DIAMETRO INTERNO DEL TUBO =	3.826 PULG	DE TABLAS DE TUBERÍA 4" SCH 80 (a)
LT, LONGITUD DE TUBO =	10 PIES	ASUMIDA
FL, TASA DE TRANSFERENCIA (CALOR ABSORB/AREA DE TUBOS)=	7834 BTU/HR-PIE2	FIJADO. CALCULADO POR PROPORCIÓN COMO $FL=6000 * Q/2200000$ (b)
SE, SUPERFICIE EXTERNA =	1.178 PIE2/PIE	DE TABLA DE TUBERÍAS PARA 4" SCH 80
DC, DISTANCIA ENTRE CENTROS TUBOS =	11.25 PULG.	2.5 DIÁMETROS EXTERNOS DE TUBO
EA, EXCESO DE AIRE =	25 %	ACEPTABLE PARA OPERACIÓN ESTABLE
API DEL FUEL =	13 °API	DEL COMBUSTIBLE DISPONIBLE PARA QUEMAR
FA, FLUJO DE ASFALTO =	168 BLS/HR	FIJADO. BLS MEDIDOS A 60°F
FAM, FLUJO DE ASFALTO =	58478 LB/HR	FIJADO
VM, VELOCIDAD MASICA DEL ASFALTO =	203.5 LB/SEG-PIE2	ACEPTABLE (a)
<b>CÁLCULO DE LA ZONA RADIANTE (DIMENSIONES Y CONFIGURACIÓN DEL HORNO - TEMPERATURAS DE SALIDA - CONSUMO DE COMBUSTIBLE Y EFICIENCIA)</b>		
NTI ESTIMADO NUM. TUBOS =	31.13	$NTI= Q/(FL * SE * LT)$
NT, NUMERO DE TUBOS =	32	NT=REDONDEO SUPERIOR DE NTI
FL, TASA DE TRANSFERENCIA CALCULADA =	7620 BTU/HR-PIE2	POR EL REDONDEO DE TUBOS. Ok
NI, TUBOS POR PARED =	11	ESTIMADO PARA DISTRIBUCIÓN HOMOGÉNEA EN EL HOGAR
N2, TUBOS EN TECHO =	10	$N2= NT-2 * NT$
HI ALTO MINIMO DEL HORNO =	9.38 PIES	$=(N1-1) * DC/12$
WI ANCHO MINIMO DEL HORNO =	8.44 PIES	$=(N2-1) * DC/12$
HA ALTURA ADICIONAL =	3 PIES	FIJADO
WA ANCHO ADICIONAL =	2 PIES	FIJADO
H ALTURA TOTAL DEL HORNO =	12.38 PIES	$H=HI+HA$
W ANCHO TOTAL DEL HORNO =	10.44 PIES	$W=WI+WA$
LF, LONGITUD DE LLAMA =	6.51 FT	$LF=3.6 * L * W * H / AT$ . Ok
LF, LONGITUD DE LLAMA =	1.98 METROS	$LF=3.6 * L * W * H / AT * 0.3048$
PP, PRESIÓN PARCIAL DEL VAPOR DE H2O + CO2 =	0.23 ATM	DE TABLA 5.40.2 EN FUNCIÓN DE EA (EXCESO DE AIRE) Y EL TIPO DE COMBUSTIBLE
PP x LF =	0.456 ATM-M	PP x LF
TS, TEMP. METAL TUBOS =	498.1 °F	$TS=T1+(Q/[FAM]/Cp)/2+100$ (e)
TG, T GASES SUPUESTA =	1264 °F	ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
EM, EMISIVIDAD DE LLAMA A TG SUPUESTA =	0.378	INTERPOLACIÓN DE TABLA 5.40.3 (c)
ACP, AREA PLANO FRIO =	300.0 PIES2	$ACP=LT * NT * DC/12$ . ES LA SUPERFICIE REFRACTARIA CUBIERTA DE TUBOS
DC/OD, DISTANCIA ENTRE CENTROS A DIÁMETRO EXT. TUBOS =	2.50	FACTOR
AL, FACTOR DE EFECTIVIDAD DE PLANOS PARALELOS =	0.79	DE TABLA 5.40.1. FRACCIÓN DE RADIACIÓN DIRECTA ABSORB. POR LOS TUBOS.
AL x ACP AREA EFECTIVA DEL PLANO FRIO =	237.8 PIES2	$=AL * ACP$



**TABLA 5.39 (CONTINUACIÓN)  
CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 2 (\*)**

AT, AREA TOTAL DE REFRACTARIO =	714.6 PIES2	$AT=2(H*W+H*L+W*L)$
AR, AREA EFECTIVA DE REFRACTARIO DESNUDO =	476.8 PIES2	$AR=AT-ALxACP$
AR/(AL x ACP) =	2.006	FACTOR
F, FACTOR TOTAL INTERCAMBIO =	0.638	CÁLCULOS DE TABLA 5.40.4 (d)
Q/(AL x ACP x F) =	18946 BTU/HR-PIE2	FLUJO DE CALOR POR PIE <sup>2</sup> EFECTIVO DE SUPERFICIE REAL
TG, T GASES CALCULADA =	1264 °F	DEIGUALAR $Q/(ALxACPxF)=0.173[(TG/100)^4 - (TS/100)^4] + 7(TG-TS)$ VER TABLA 5.40.7 (f)
HA, CALOR DISPONIBLE A TG Y EA =	11483 BTU/LB FUEL	POR INTERPOLACIÓN EN TABLAS DE DATOS 5.40.5 (g)
LHV, PODER CALOR INFERIOR DEL FUEL =	17444 BTU/LB FUEL	POR INTERPOLACIÓN EN TABLAS DE DATOS 5.40.6 (g)
% CALOR A PROVECHADO =	65.8 %	HA/LHV * 100
EFF, EFICIENCIA =	63.8 %	CONSIDERANDO 2% EN PÉRDIDAS (h) (i)
QF, CALOR SUMINIS POR FUEL =	4500269 BTU/HR	$QF=Q/ EFF$
FN, FUEL QUEMADO NETO =	258 LB/HR	$FN=QF/LHV$
FG, FUEL QUEMADO GROSS	263 LB/HR	$FG= 1.02 * FN$ (i)
GL/BL, FACTOR GAL POR BARRIL	42 GAL/BL	FACTOR DE CONVERSIÓN
GL/FT3, FACTOR GAL POR FT3 =	7.4805 GL/FT3	FACTOR DE CONVERSIÓN
FLUJO DE FUEL QUEMADO NETO =	0.752 BLS/HR	$'=FN/[(141.5/(" API DEL FUEL"+131.5)*62.4)]*(GL/FT3)/(GL/BL)$
<b>CÁLCULO DE LA CHIMENEA DEL HORNO</b>		
DG, DENSIDAD GASES COMB A TG=	0.023 LB/FT3	$DG= 39.5/(TG+460)$
LB DE GAS POR LB DE COMBUSTIBLE =	18.2 LBGAS/LB FUEL	PARA COMBUSTIBLE DE 13° API Y 25% DE EXCESO DE AIRE (j)
MG, FLUJO MÁSIICO GASES COMB =	4797.1 LBS/HR	$MG=(LB GAS/LB FUEL)*FG$
VG, VELOCIDAD DE GAS EN LA CHIMENEA =	25 FT/SEG	PARÁMETRO DE DISEÑO (k)
GG, FLUJO MÁSIICO DE GAS POR UNIDAD DE ÁREA =	0.573 LB/FT2-SEG	$GG=VG*DG$
ACH, AREA TRANSVERSAL DE CHIMENEA =	2.33 FT2	$ACH=MG/3600/GG$
DCH, DIAMETRO CHIMENEA =	1.7 FT	$DCH=(4*ACH/PI)^{0.5}$
HCHm, ALTURA MÍNIMA DE LA CHIMENEA ESTIMADA =	31.99 FT	ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
TA, TEMP. AIRE AMBIENTE (VERANO) =	80 °F	
(TG- TA) °F	1184 °F	
ΔTU, PÉRDIDA TEMP. EN CHIM. CADA 100 PIES ALTURA =	256 °F	PARA CHIMENEA AISLADA Y 10 MILLAS/HR VELOC. VIENTO (l)
TGS, TEMPERATURA A LA SALIDA DE LA CHIMENEA =	1182 °F	$TGS=TG-(\Delta TU/100*HCHm)$
TGM, TEMPERATURA MEDIA EN LA CHIMENEA	1223 °F	$TGM=(TG+TGS)/2$
<b>PERDIDAS Y GANACIAS DE PRESIÓN :</b>		
ΔPI, A LA SALIDA DE LA CHIMENEA	0.04514 PULG H2O	$\Delta PI= 0.1186 * [VG^2/(TGS+460)]$
μG, VISCOSIDAD DEL GAS A TEMP. MEDIA TGM =	0.03892 CENTIPOISE	DE TABLA 5.40.9 EN FUNCIÓN DE TG
DGM, DENSIDAD GAS A TEMP. MEDIA TGM =	0.02347 LB/FT3	$DG= 39.5/(TGM+460)$
REG, NÚMERO DE REYNOLDS EN LA CHIMENEA	37684.4	$REG= [GG*ACH*(ID/12)]/(\mu gX2.42)$
FFG, FACTOR DE FRICCIÓN FANNING CHIMENEA =	0.00558	DE TABLA 5.40.11
ΔP2, POR FRICCIÓN EN CHIMENEA =	0.01825 PULG H2O	$\Delta P2=4* FFG*(HCH/DCH)*(VG/2^2*g)* DGM/144* 27.8$
ΔP3, A TRAVÉS DEL DAMPER =	0.10 PULG H2O	$\Delta P3= 0.10 (m)$
ΔP5, A LA ENTRADA DE LA CHIMENEA =	0.04300 PULG H2O	$\Delta P5= 0.1186 * [VG^2/(TG+460)]$
ΔP7, PRESIÓN NEGATIVA EN TOPE SEC. RADIANTE =	0.10 PULG H2O	(n)
HQU, ALTURA DEL QUEMADOR DESDE EL SUELO =	2 PIES	DE DISEÑO DEL HORNO
SER, TIRO TEÓRICO POR PIE DE ALTURA EN LA SECCIÓN RADIANTE =	0.00968 PULG H2O/FT	$SE=0.01796*[Ma*Pa/(TA+460) - Mg*Pg/(TG+460)] (o)$
ΔPR, GANANCIA DE PRESIÓN ZONA RADIANTE =	0.10047 PULG H2O	$\Delta PR= SER * (H - HQU)$
ΔP8, CAÍDA MÁX. A TRAVÉS DEL QUEMADOR (TIRO NATURAL) =	0.20047 PULG H2O	$\Delta P8= \Delta PR + \Delta P7$

**TABLA 5.39 (CONTINUACIÓN)  
CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 2 (\*)**

ΔPCH, TOTAL PERDIDAS DE PRESIÓN EN LA CHIMENEA (INC. ΔP7) =	0.30638 PULG H2O	ΔPCH=ΔP1+ΔP2+ΔP3+ΔP5+ΔP7
SECH, TIRO TEÓRICO POR PIE DE ALTURA EN LA CHIMENEA =	0.00958 PULG H2O/FT	SE=0.01 796*[Ma*Pa/(TA+460) - Mg*Pg/(TGM+460)] (o)
HCHm, ALTURA MÍNIMA DE LA CHIMENEA CALCULADA =	31.99 FT	HCHm = ΔPCH / SECH ok
HCH, ALTURA DE DISEÑO DE LA CHIMENEA =	33.6 FT	HCH = 1.05 * HCHm (p)
<b>CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN DEL ASFALTO EN EL HORNO</b>		
DAM, DENSIDAD DEL ASFALTO A TEMP.MEDIA =	54.42 LB/FT3	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A T1 Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
VI, VISCOSIDAD DEL ASFALTO A TEMPERATURA MEDIA =	31.4 CENTIPOISE	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A T1 Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
RE, NUMERO REYNOLDS =	3073	RE= [VM*3600*(ID/12)]/(VI x 2.42)
FF, FACTOR FRICCIÓN FANNING ASFALTO =	0.011909	DE LA TABLA 5.40.10
LT, LONGITUD TOTAL DE TUBOS=	320 FT	LT=L*NT
Leq/ID, LONG. EQUIVALENTE PARA BEND TIPO H =	100	
NB, NÚMERO DE H-BENDS=	31	
LE, LONGITUD EQUIVALENTE TOTAL =	1308.4	LE=LT+NB *(Leq/ID)*(ID/12)
DP, CAIDA DE PRESION =	16.0 PSI	DP=4* FF*(LE/(ID/12))*(VM <sup>2</sup> /2*g)/DAM/144
(*) PARA HORNO POR DEBAJO DE 10 MM BTU/HR ES ECONOMICO SOLO CONSIDERAR SECCIÓN RADIANTE (SIN SECCIÓN CONVECTIVA)		
EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII B-1971- PAG 8		
(a): PARA CALENTADORES DE ASFALTO EL RANGO SUGERIDO PARA LA VELOCIDAD MÁSCICA (VM) DEL ASFALTO ES DE 250-350 LB/SEG FT2		
EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII B-1971- PAG. 1 - TABLA 1 "DESIGN CONDITIONS FOR PROCESS FURNACES".		
(b): PARA CALENTADORES DE ASFALTO EL VALOR SUGERIDO ES DE FL= 6000 BTU/HRFT2 (EXXON DESIGN PRACTICES SECTION VIII B-1971- PAG. 1 - TABLA 1 "DESIGN CONDITIONS FOR PROCESS FURNACES".		
OTRA LITERATURA ESTABLECE VALORES MÍNIMOS DEL ORDEN DE 7369 BTU/HRFT2 (20,000 KCAL/HR M2) (EL PETROLEO-REFINO Y Y TRATAMIENTO QUÍMICO - INSTITUTO FRANCÉS DE PETRÓLEO - TOMO II- PAG. 1170 - CUADRO V.2.6)		
(c): DEGRÁFICO DE EMISIVIDAD EN FUNCIÓN DE TEMPERATURA DEL TUBO (TS) Y DE GASES (TG)		
(d): DE GRÁFICO DE F EN FUNCIÓN DE (AR/ALXACP) Y EM Ó POR CÁLCULO SEGÚN LA TABLA "D"		
(e): PROMEDIO ARITMÉTICO DE LA TEMP DEL ASFALTO MÁS 100°F POR RESISTENCIAS DE ENSUCIAMIENTO, CONVECTIVA INTERNA Y ESPESOR DE PARED. OTRAS FORMAS PROMEDIAR CON $[(T2+460+100)^5 - (T1+460+100)^5] / 5 (T1-T2)^{1/4} - 460$ ó CONSIDERAR 25°C POR ENCIMA DE TEMP. DE SALIDA		
(f): ECUACIÓN DEL TIPO STEPHAN BOLTSMANN MODIFICADA POR LOBO Y EVANS.		
D. KERN-PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR -CECSA-1981- PÁG 794- ECUACIÓN (19.10)		
(g): "HA" ,CALOR DISP. POR LB. DE COMBUSTIBLE, REPRESENTA LA CANTIDAD DE CALOR QUE HA SIDO EXTRAÍDA DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN Y ABSORBIDA POR EL FLÚIDO DE PROCESO CUANDO LA TEMPERATURA DEL GAS HA SIDO REDUCIDA DESDE LA TEMP. ADIABÁTICA DE LLAMA ("TF" AL VALOR DE "TG"). LA TEMP. BASE ES 60°F (15.6°C)		
(h) SE DESPRECIA EL APORTE DE CALOR SENSIBLE SOBRE 60°F DEL VAPOR USADO PARA LA ATOMIZACIÓN DEL COMBUSTIBLE		
(i): 2% DE PÉRDIDAS SEGÚN MAYORÍA DE LITERATURA. EXXON RECOMIENDA 3% PARA HORNO CON MENOS DE 15 MM BTU/HR (EXXON DESIGN PRACTICES-SECTION VIII B - 1971 - PAG. 2		
(j): EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII M -1971- PAG.14- FIGURA 12		
(k): EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.17		
(l): DESDE EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.19 Y 62 (FIGURA 20).		
(m) VALOR A EMPLEARSE PARA DAMPER COMPLETAMENTE ABIERTO - EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.18		
(n): REQUERIDO PARA EVITAR FUGAS DE GAS DE COMBUSTIÓN FUERA DEL HOGAR DEL HORNO -EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.19		
(o) GANANCIAS DE PRESIÓN POR PIE DE ALTURA CAUSADAS POR DIFERENCIA DE DENSIDAD DEL GAS CALIENTE EN EL HORNO Y LA DEL AIRE AMBIENTAL EN LA ECUACIÓN DEL EFECTO DE CHIMENEA (SE) SE CONSIDERA Ma=Mg=28.84 - PESOS MOLECULARES DEL AIRE Y GAS DE COMBUSTIÓN RESPECTIVAMENTE Y Pa=Pg=14.7 PSIA - PRESIONES DEL AIRE Y GAS DE COMBUSTIÓN RESPECTIVAMENTE		
EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C-1971- PAG.64 -FIG. 22		
(p): EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C-1971- PAG.20		

**TABLA 5.40**  
**CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 3 (\*)**

<b>CÁLCULOS: DATOS Y ASUNCIONES INICIALES</b>		
ETAPA N° =	3	
TI, TEMP ENTRADA ASFALTO =	443.90 °F	DA TO PROVENIENTE DEL CASO ANTERIOR
T2, TEMPERATURA DE SALIDA DEL ASFALTO ESTIMADA =	527.23 °F	TEMPERATURA DE SALIDA DEL ASFALTO. ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
T3, TEMP. PROMEDIO DEL ASFALTO EN EL HORNO =	485.565 °F	$T3=(T1+T2)/2$
Cp, CALOR ESPECIFICO PROMEDIO A T3	0.5824 BTU/LB°F	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A T1 Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
Q, CALOR ABSORBIDO =	2838112 BTU/HR	$Q= FAM * Cp * (T2-T1)$ CARGA DE CALOR REQUERIDA
OD, DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO =	4.5 PULG	ASUMIDO. CORRESPONDE A UNA TUBERÍA NOMINAL DE 4" DIÁMETRO (a)
ID, DIAMETRO INTERNO DEL TUBO =	3.826 PULG	DE TABLAS DE TUBERÍA 4 "SCH 80 (a)
LT, LONGITUD DE TUBO =	10 PIES	ASUMIDA
FL, TASA DE TRANSFERENCIA (CALOR ABSORB/AREA DE TUBOS) =	7740 BTU/HR-PIE2	FIJADO. CALCULADO POR PROPORCIÓN COMO $FL=6000 * Q/2200000$ (b)
SE, SUPERFICIE EXTERNA =	1.178 PIE2/PIE	DE TABLA DE TUBERÍAS PARA 4" SCH 80
DC, DISTANCIA ENTRE CENTROS TUBOS =	11.25 PULG.	2.5 DIÁMETROS EXTERNOS DE TUBO
EA, EXCESO DE AIRE =	25 %	ACEPTABLE PARA OPERACIÓN ESTABLE
API DEL FUEL =	13 °API	DEL COMBUSTIBLE DISPONIBLE PARA QUEMAR
FA, FLUJO DE ASFALTO =	168 BLS/HR	FIJADO. BLS MEDIDOS A 60°F
FAM, FLUJO DE ASFALTO =	58478 LB/HR	FIJADO
VM, VELOCIDAD MASICA DEL ASFALTO =	203.5 LB/SEG-PIE2	ACEPTABLE (a)
<b>CÁLCULO DE LA ZONA RADIANTE (DIMENSIONES Y CONFIGURACIÓN DEL HORNO -TEMPERATURAS DE SALIDA - CONSUMO DE COMBUSTIBLE Y EFICIENCIA)</b>		
NTI ESTIMADO NUM. TUBOS =	31.13	$NTI= Q/(FL * SE * LT)$
NT, NUMERO DE TUBOS =	32	NT=REDONDEO SUPERIOR DE NTI
FL, TASA DE TRANSFERENCIA CALCULADA =	7529 BTU/HR-PIE2	POR EL REDONDEO DE TUBOS. Ok
N1, TUBOS POR PARED =	11	ESTIMADO PARA DISTRIBUCIÓN HOMOGÉNEA EN EL HOGAR
N2, TUBOS EN TECHO =	10	$N2= NT-2 * NT$
HI ALTO MINIMO DEL HORNO =	9.38 PIES	$=(N1-1) * DC/12$
WI ANCHO MINIMO DEL HORNO =	8.44 PIES	$=(N2-1) * DC/12$
HA ALTURA ADICIONAL =	3 PIES	FIJADO
WA ANCHO ADICIONAL =	2 PIES	FIJADO
H ALTURA TOTAL DEL HORNO =	12.38 PIES	H=HI+HA
W ANCHO TOTAL DEL HORNO =	10.44 PIES	W=W1+WA
LF, LONGITUD DE LLAMA =	6.51 FT	$LF=3.6 * L * W * H / AT$ . Ok
LF, LONGITUD DE LLAMA =	1.98 METROS	$LF=3.6 * L * W * H / AT * 0.3048$
PP, PRESIÓN PARCIAL DEL VAPOR DE H2O + CO2 =	0.23 ATM	DE TABLA 5.40.2 EN FUNCIÓN DE EA (EXCESO DE AIRE) Y EL TIPO DE COMBUSTIBLE
PP x LF =	0.456 ATM-M	PP x LF
TS, TEMP. METAL TUBOS =	585.6 °F	$TS=TI+(Q/[FAM]/Cp)/2+100$ (e)
TG, T GASES SUPUESTA =	1289 °F	ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
EM, EMISIVIDAD DE LLAMA A TG SUPUESTA =	0.376	INTERPOLACIÓN DE TABLA 5.40.3 (c)
ACP, AREA PLANO FRIO =	300.0 PIES2	$ACP=LT * NT * DC/12$ . ES LA SUPERFICIE REFRACTARIA CUBIERTA DE TUBOS
DC/OD, DISTANCIA ENTRE CENTROS A DIÁMETRO EXT. TUBOS =	2.50	FACTOR
AL, FACTOR DE EFECTIVIDAD DE PLANOS PARALELOS =	0.79	DE TABLA 5.40.1. FRACCIÓN DE RADIACIÓN DIRECTA ABSORB. POR LOS TUBOS.
AL x ACP AREA EFECTIVA DEL PLANO FRÍO =	237.8 PIES2	$=AL * ACP$

**TABLA 5.40 (CONTINUACIÓN)  
CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 3(\*)**

AT, AREA TOTAL DE REFRACTARIO =	714.6 PIES <sup>2</sup>	AT=2(H*W+H*L+W*L)
AR, AREA EFECTIVA DE REFRACTARIO DESNUDO =	476.8 PIES <sup>2</sup>	AR=AT- ALxACP
AR/(AL x ACP) =	2.006	FACTOR
F, FACTOR TOTAL INTERCAMBIO =	0.636	CÁLCULOS DE TABLA 5.40.4 (d)
Q/(AL x ACP x F) =	18782 BTU/HR-PIE <sup>2</sup>	FLUJO DE CALOR POR PIE <sup>2</sup> EFECTIVO DE SUPERFICIE REAL
TG, T GASES CALCULADA =	1289 °F	DE IGUALAR Q/(ALxACPxF)=0.173[(TG/100) <sup>4</sup> - (TS/100) <sup>4</sup> ] + 7(TG-TS) VER TABLA 5.40.7 (f)
HA, CALOR DISPONIBLE A TG Y EA =	11351 BTU/LB FUEL	POR INTERPOLACIÓN EN TABLAS DE DATOS 5.40.5 (g)
LHV, PODER CALOR INFERIOR DEL FUEL =	17444 BTU/LB FUEL	POR INTERPOLACIÓN EN TABLAS DE DATOS 5.40.6 (g)
% CALOR APROVECHADO =	65.1 %	HA/LHV * 100
EFF, EFICIENCIA =	63.1 %	CONSIDERANDO 2% EN PÉRDIDAS (h) (i)
QF, CALOR SUMINIS POR FUEL =	4499819 BTU/HR	QF=Q / EFF
FN, FUEL QUEMADO NETO =	258 LB/HR	FN=QF/LHV
FG, FUEL QUEMADO GROSS	263 LB/HR	FG= 1.02 * FN (i)
GL/BL, FACTOR GAL POR BARRIL	42 GAL/BL	FACTOR DE CONVERSIÓN
GL/FT3, FACTOR GAL POR FT3 =	7.4805 GL/FT3	FACTOR DE CONVERSIÓN
FLUJO DE FUEL QUEMADO NETO =	0.752 BLS/HR	*=FN/((141.5/( " API DEL FUEL"+131.5)*62.4)*(GL/FT3)/(GL/BL)
<b>CÁLCULO DE LA CHIMENEA DEL HORNO</b>		
DG, DENSIDAD GASES COMB A TG=	0.023 LB/FT3	DG = 39.5/(TG+460)
LB DE GAS POR LB DE COMBUSTIBLE=	18.2 LBGAS/LB FUEL	PARA COMBUSTIBLE DE 13° API Y 25% DE EXCESO DE AIRE (j)
MG, FLUJO MÁSIICO GASES COMB =	4796.6 LBS/HR	MG=(LB GAS/LB FUEL)*FG
VG, VELOCIDAD DE GAS EN LA CHIMENEA =	25 FT/SEG	PARÁMETRO DE DISEÑO (k)
GG, FLUJO MÁSIICO DE GAS POR UNIDAD DE ÁREA=	0.565 LB/FT2-SEG	GG=VG*DG
ACH, AREA TRANSVERSAL DE CHIMENEA =	2.36 FT2	ACH=MG/3600/GG
DCH, DIAMETRO CHIMENEA =	1.7 FT	DCH=(4*ACH/PI) <sup>0.5</sup>
HCHm, ALTURA MÍNIMA DE LA CHIMENEA ESTIMADA =	31.61 FT	ESTIMADO PARA PRUEBA Y ERROR
TA, TEMP. AIRE AMBIENTE (VERANO) =	80 °F	
(TG- TA) °F	1209 °F	
ΔTU, PÉRDIDA TEMP. EN CHIM. CADA 100 PIES ALTURA=	268 °F	PARA CHIMENEA AISLADA Y 10MILLAS/HR VELOC. VIENTO (l)
TGS, TEMPERATURA A LA SALIDA DE LA CHIMENEA=	1204 °F	TGS=TG-(ΔTU/100*HCHm)
TGM, TEMPERATURA MEDIA EN LA CHIMENEA	1246 °F	TGM=(TG+TGS)/2
<b>PERDIDAS Y GANACIAS DE PRESIÓN :</b>		
ΔP1, A LA SALIDA DE LA CHIMENEA	0.04455 PULG H2O	ΔP1=0.1186*[VG <sup>2</sup> /(TGS+460)]
μg, VISCOSIDAD DEL GAS A TEMP. MEDIA TGM=	0.03933 CENTIPOISE	DE TABLA 5.40.9 EN FUNCIÓN DE TG
DGM, DENSIDAD GAS A TEMP. MEDIA TGM =	0.02315 LB/FT3	DG = 39.5/(TGM+460)
REG, NÚMERO DE REYNOLDS EN LA CHIMENEA	37020.2	REG= [GG* ACH*(ID/12)]/(μgX2.42)
FFG, FACTOR DE FRICCIÓN FANNING CHIMENEA =	0.00560	DE TABLA 5.40.11
ΔP2, POR FRICCIÓN EN CHIMENEA =	0.01773 PULG H2O	ΔP2=4* FFG*(HCH/DCH)*(VG/2*g)*DGM/144*27.8
ΔP3, A TRAVÉS DEL DAMPER =	0.10 PULG H2O	ΔP3= 0.10 (m)
ΔP5, A LA ENTRADA DE LA CHIMENEA =	0.04239 PULG H2O	ΔP5= 0.1186*[VG <sup>2</sup> /(TG+460)]
ΔP7, PRESIÓN NEGATIVA EN TOPE SEC. RADIANTE =	0.10 PULG H2O	(n)
HQU, ALTURA DEL QUEMADOR DESDE EL SUELO =	2 PIES	DE DISEÑO DEL HORNO
SER, TIRO TEÓRICO POR PIE DE ALTURA EN LA SECCIÓN RADIANTE =	0.00975 PULG H2O/FT	SE=0.01796*[Ma*Pa/(TA+460)- Mg*Pg/(TG+460)] (o)
ΔPR, GANANCIA DE PRESIÓN ZONA RADIANTE =	0.10111 PULG H2O	ΔPR= SER * (H - HQU)
ΔP8, CAÍDA MÁX. A TRAVÉS DEL QUEMADOR (TIRO NATURAL)=	0.20111 PULG H2O	ΔP8= ΔPR + ΔP7

**TABLA 5.40 (CONTINUACIÓN)  
CALCULO DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO - ETAPA 3(\*)**

ΔPCH, TOTAL PERDIDAS DE PRESIÓN EN LA CHIMENEA (INC. ΔP7) =	0.30468 PULG H2O	ΔPCH=ΔP1+ΔP2+ΔP3+ΔP5+ΔP7
SECH, TIRO TEÓRICO POR PIE DE ALTURA EN LA CHIMENEA =	0.00964 PULG H2O/FT	SE=0.01796*[Ma*Pa/(TA+460) - Mg*Pg/(TGM+460)] (o)
HCHm, ALTURA MÍNIMA DE LA CHIMENEA CALCULADA =	31.61 FT	HCHm= ΔPCH / SECH ok
HCH, ALTURA DE DISEÑO DE LA CHIMENEA =	33.2 FT	HCH = 1.05 * HCHm (p)
<b>CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN DEL ASFALTO EN EL HORNO</b>		
DAM, DENSIDAD DEL ASFALTO A TEMP.MEDIA =	52.33 LB/FT3	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A T1 Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
VI, VISCOSIDAD DEL ASFALTO A TEMPERATURA MEDIA =	11.1 CENTIPOISE	PROMEDIO DE INTERPOLACIONES A T1 Y T2 DE TABLA 5.14. VER TABLA 5.40.8
RE, NUMERO REYNOLDS =	8707	RE= [VM*3600*(ID/12)]/( VI X 2.42)
FF, FACTOR FRICCIÓN FANNING ASFALTO =	0.008001	DE LA TABLA 5.40.10
LT, LONGITUD TOTAL DE TUBOS=	320 FT	LT=L*NT
Leq/ID, LONG. EQUIVALENTE PARA BEND TIPO H=	100	
NB, NÚMERO DE H-BENDS=	31	
LE, LONGITUD EQUIVALENTE TOTAL =	1308.4	LE=LT+NB *(Leq/ID)*(ID/12)
DP, CAIDA DE PRESION =	11.2 PSI	DP=4* FF*(LE/(ID/12))*(VM <sup>2</sup> /2*g)/DAM/144
<p>(*) PARA HORNO POR DEBAJO DE 10 MM BTU/HR ES ECONÓMICO SOLO CONSIDERAR SECCIÓN RADIANTE (SIN SECCIÓN CONVECTIVA)</p> <p>EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII B-1971- PAG. 8</p> <p>(a) PARA CALENTADORES DE ASFALTO EL RANGO SUGERIDO PARA LA VELOCIDAD MÁXICA (VM) DEL ASFALTO ES DE 250-350 LB/SEG FT2 EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII B-1971- PAG. 1 - TABLA 1 "DESIGN CONDITIONS FOR PROCESS FURNACES".</p> <p>(b) PARA CALENTADORES DE ASFALTO EL VALOR SUGERIDO ES DE FL= 6000 BTU/HRFT2 (EXXON DESIGN PRACTICES SECTION VIII B-1971- PAG. 1 - TABLA 1 "DESIGN CONDITIONS FOR PROCESS FURNACES".</p> <p>OTRA LITERATURA ESTABLECE VALORES MÍNIMOS DEL ORDEN DE 7369 BTU/HRFT2 (20,000 KCAL/HR M2) (EL PETROLEO-REFINO Y Y TRATAMIENTO QUÍMICO - INSTITUTO FRANCÉS DE PETRÓLEO - TOMO II- PAG. 1170 - CUADRO V.2.6)</p> <p>(c) DE GRÁFICO DE EMISIVIDAD EN FUNCIÓN DE TEMPERATURA DEL TUBO (TS) Y DE GASES (TG)</p> <p>(d) DE GRÁFICO DE F EN FUNCIÓN DE (AR/ALXACP) Y EM O POR CÁLCULO SEGÚN LA TABLA "D"</p> <p>(e) PROMEDIO ARITMÉTICO DE LA TEMP DEL ASFALTO MÁS 100°F POR RESISTENCIAS DE ENSUCIAMIENTO, CONVECTIVA INTERNA Y ESPESOR DE PARED. OTRAS FORMAS PROMEDIAR CON <math>\frac{((T2+460+100)^5 - (T1+460+100)^5)}{5(T1-T2)} - 460</math> ó CONSIDERAR 25°C POR ENCIMA DE TEMP. DE SALIDA</p> <p>(f) ECUACIÓN DEL TIPO STEPHAN BOLTSMANN MODIFICADA POR LOBO Y EVANS. D. KERN-PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR -CECSA-1981- PÁG 794- ECUACIÓN (19.10)</p> <p>(g) "HA" .CALOR DISP. POR LB. DE COMBUSTIBLE, REPRESENTA LA CANTIDAD DE CALOR QUE HA SIDO EXTRAÍDA DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN Y ABSORBIDA POR EL FLUÍDO DE PROCESO CUANDO LA TEMPERATURA DEL GAS HA SIDO REDUCIDA DESDE LA TEMP. ADIABÁTICA DEL LLAMA ("TF" AL VALOR DE "TG"). LA TEMP. BASE ES 60°F (15.6°C)</p> <p>(h) SE DESPRECIA EL APORTE DE CALOR SENSIBLE SOBRE 60°F DEL VAPOR USADO PARA LA ATOMIZACIÓN DEL COMBUSTIBLE</p> <p>(i) 2% DE PÉRDIDAS SEGÚN MAYORÍA DE LITERATURA. EXXON RECOMIENDA 3% PARA HORNO CON MENOS DE 15 MM BTU/HR (EXXON- DESIGN PRACTICES-SECTION VIII B - 1971 - PAG. 2)</p> <p>(j) EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII M -1971- PAG.14- FIGURA 12</p> <p>(k) EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.17</p> <p>(l) DESDE EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.19 Y 62 (FIGURA 20).</p> <p>(m) VALOR A EMPLEARSE PARA DAMPER COMPLETAMENTE ABIERTO - EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.18</p> <p>(n) REQUERIDO PARA EVITAR FUGAS DE GAS DE COMBUSTIÓN FUERA DEL HOGAR DEL HORNO -EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C -1971- PAG.19</p> <p>(o) GANANCIAS DE PRESIÓN POR PIE DE ALTURA CAUSADAS POR DIFERENCIA DE DENSIDAD DEL GAS CALIENTE EN EL HORNO Y LA DEL AIRE AMBIENTAL EN LA ECUACIÓN DEL EFECTO DE CHIMENEA (SE) SE CONSIDERA Ma=Mg=28.84 - PESOS MOLECULARES DEL AIRE Y GAS DE COMBUSTIÓN RESPECTIVAMENTE Y Pa=Pg=14.7 PSIA - PRESIONES DEL AIRE Y GAS DE COMBUSTIÓN RESPECTIVAMENTE. EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C-1971- PAG.64 -FIG. 22</p> <p>(p) EXXON DESIGN PRACTICES - SECTION VIII C-1971- PAG.20</p>		

**TABLA 5.40.1**

**"AL" - FACTOR DE EFECTIVIDAD(\*)**

DC/OD	AL
1.0	1.000
1.2	0.990
1.4	0.980
1.6	0.950
1.8	0.915
2.0	0.880
2.2	0.850
2.4	0.810
2.6	0.775
2.8	0.750
3.0	0.720
3.2	0.690
3.4	0.660
3.6	0.640
3.8	0.610
4.0	0.590
INTERPOLACIÓN	0.810
	0.775
	0.50
	-0.018
2.50	0.79

(\*): De D. Kern-"Procesos de Transferencia de Calor"- CECSA-pág 782- Fig. 19.11 Curva "total a una única hilera de tubos presente"

**TABLA 5.40.2**

**"PP" PRESIÓN PARCIAL (CO<sub>2</sub>+OH<sub>2</sub>) EN GASES DE COMBUSTION (\*)**

EXCESO DE AIRE EA %	PRESION PARCIAL PP (ATM)
0	0.280
5	0.270
10	0.260
15	0.252
20	0.242
25	0.230
30	0.225
35	0.220
40	0.210
45	0.205
50	0.195
55	0.190
60	0.186
INTERPOLACIÓN	0.230
	0.225
	0.000
	0.000
25	0.230

(\*): Datos extraídos de Exxon Design Practices - Section viiic -1971- pag. 50 - Fig. 11 Para combustible de 13° API: 80% atom-gr de hidrogeno; Rel h/c (peso)= 0.333

**TABLA 5.40.3(\*)**  
**EM - EMISIVIDADES DE LLAMA**

PP x LF ATM-M	TG - TEMPERATURA DE GASES °F					
	1112	1472	1832	2192	2552	2912
0.2	0.290	0.240	0.210	0.175	0.155	0.130
0.4	0.375	0.340	0.310	0.262	0.230	0.206
0.6	0.437	0.408	0.375	0.330	0.295	0.265
0.8	0.495	0.455	0.425	0.380	0.345	0.315
1.0	0.525	0.495	0.465	0.420	0.385	0.355
1.2	0.560	0.535	0.500	0.455	0.420	0.390
1.4	0.590	0.575	0.530	0.485	0.450	0.420
1.6	0.620	0.590	0.560	0.520	0.470	0.455
1.8	0.645	0.620	0.585	0.545	0.505	0.475
INTERPOL.	0.375	0.340	0.310	0.262	0.230	0.206
	0.437	0.408	0.375	0.330	0.295	0.265
	0.062	0.068	0.065	0.068	0.065	0.059
0.456	0.392	0.359	0.328	0.281	0.248	0.223

(\*): tabla para temperatura de tubo de 400°C ó 752°F

Instituto Francés de Petróleo - "El Petróleo-Refino y Tratamiento Químico" - Tomo II - pág 1164 - Tabla V.2.5

PP x LF =	0.456
TG	EM
1112	0.392
1472	0.359
1832	0.328
2192	0.281
2552	0.248
2912	0.223
INTERPOL.	0.392
	0.359
1289	0.376

**TABLA 5.40.4 (\*)**  
**CALCULO DE F (FACTOR TOTAL DE INTERCAMBIO) DESDE HOTTEL (\*)**

FRC1 =	0.333 (ALxACP) / (ALxACP+AR)
FRCP =	0.416 PROMEDIO DE FRC1 Y FRC2
FRC2 =	0.499 (ALxACP)/AR
FRC =	0.416 FRC A APLICAR EN EMF (1)
EMF =	0.684 $EMF = EM * \{ 1 + (AR / ALxACP) * 1 / [( 1 + (EM/(1-EM))* (1/FRC) ]}$ (2)
F =	0.636 $F = 1/[1/0.9 + 1/EMF - 1]$ (3)

(1) FRC = fracción de la radiación proveniente del refractario que alcanza la superficie fría

$FRC = FRC1 = (ALxACP)/(ALxACP+AR)$ , si  $(ALxACP)/(ALxACP+AR) < 0.5$

$FRC = FRC2 = (ALxACP)/AR$ , si  $(ALxACP)/(ALxACP+AR) > 4$

$FRC = FRCP =$  PROMEDIO DE FRC1 Y FRC2 SI  $0.5 < (ALxACP)/(ALxACP+AR) < 4$

(2) EMF = emisividad efectiva de la cavidad del horno siendo EM la emisividad de la llama.

(3) F = factor total de intercambio asumiendo que ES, la emisividad del tubo es igual a 0.9 promedio

(\*): De D. Kern-"Procesos de Transferencia de Calor - CECSA -1981 - pág 796 - Fig. 19.15

**TABLAS 5.40.5**  
**CALOR DISPONIBLE DE COMBUSTIBLE EN FUNCIÓN DEL EXCESO DE AIRE Y LA TEMPERATURA DE SALIDA DE GASES**

EXCESO DE AIRE	CALOR DISPONIBLE DEL COMBUSTIBLE DE 15 °API EN BTU/LB (*)						
	TG (°F)						
	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200
0	13750	12850	11950	11050	10150	9220	8250
10	13450	12500	11550	10550	9550	8550	7500
20	13100	12050	11000	9950	8900	7800	6700
30	12800	11700	10550	9450	8250	7100	5900
40	12450	11300	10100	8900	7650	6390	5150
50	12150	10900	9650	8300	7050	5650	4350
60	11800	10450	9150	7850	6350	4950	3600
INTERPOLACION	13100	12050	11000	9950	8900	7800	6700
	12800	11700	10550	9450	8250	7100	5900
25	300	350	450	500	650	700	800
	12950	11875	10775	9700	8575	7450	6300

(\*): Datos Extraídos De Exxon Design Practices - Section Viiim-1971- Pag. 8 - Figura 6

INTERPOLACION						
11875	10775	1100				
GASES A TG=	1289	°F Y EXC. AIRE	25	% PERMITEN A PROVECHAR	11388	BTU/LB COMB

EXCESO DE AIRE	CALOR DISPONIBLE DEL COMBUSTIBLE DE 10 °API EN BTU/LB (*)						
	TG (°F)						
	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200
0	13650	12750	11800	10950	10050	9150	8200
10	13350	12350	11400	10450	9450	8500	7450
20	13000	11950	10950	9900	8850	7750	6650
30	12650	11550	10500	9350	8200	7050	5850
40	12350	11150	10000	8800	7600	6350	5100
50	12050	10750	9550	8250	7000	5650	4300
60	11600	10350	9100	7800	6300	4900	3500
INTERPOLACION	13000	11950	10950	9900	8850	7750	6650
	12650	11550	10500	9350	8200	7050	5850
25	-350	-400	-450	-550	-650	-700	-800
	12825	11750	10725	9625	8525	7400	6250

(\*): Datos Extraídos De Exxon Design Practices - Section Viiim-1971- Pag. 7 - Figura 5

INTERPOLACION						
11750	10725	1025				
GASES A TG=	1289	°F Y EXC. AIRE	25	% PERMITEN A PROVECHAR	11296	BTU/LB COMB



**TABLAS 5.40.5 (CONTINUACIÓN)**

**CALOR DISPONIBLE DE COMBUSTIBLE EN FUNCIÓN DEL EXCESO DE AIRE Y LA TEMPERATURA DE SALIDA DE GASES**

EXCESO DE AIRE	CALOR DISPONIBLE DEL COMBUSTIBLE DE 5 °API EN BTU/LB (*)						
	TG(°F)						
	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200
0	13450	12600	11700	10850	9950	9000	8100
10	13100	12150	11250	10400	9350	8350	7350
20	12850	11850	10900	9800	8750	7650	6550
30	12550	11400	10350	9250	8100	6950	5800
40	12200	11050	9900	8700	7500	6300	5050
50	11850	10650	9450	8150	6850	5600	4250
60	11500	10250	8850	750	6150	4800	3400
INTERPOLACION	12850	11850	10900	9800	8750	7650	6550
	12550	11400	10350	9250	8100	6950	5800
	300	450	550	550	650	700	750
25	12700	11625	10625	9525	8425	7300	6175

(\*): Datos Extraídos De Exxon Design Practices - Section Viim-1971- Pag. 6 - Figura 4

INTERPOLACION		
11625	10625	1000
GASES A TG=	1289	°F Y EXC. AIRE
	25	% PERMITEN APROVECHAR
	11182	BTU/LB COMB

CALOR DISPONIBLE A TG Y EA EN FUNCIÓN DEL API DEL COMBUSTIBLE			
API DEL COMBUSTIBLE	5	10	15
CALOR DISPONIBLE BTU/LB	11182	11296	11388

INTERPOLACION		
11296	11388	92
CALOR DISPONIBLE A TG Y EA	CON COMBUSTIBLE DE	13
	°API IGUAL A	11351
		BTU/LB COMB

**TABLA 5.40.6 (\*)**

LHV DEL COMBUSTIBLE EN BTU/LB			
API DEL COMBUSTIBLE	5	10	15
PODER CALORÍFICO INFERIOR	17060	17300	17540
INTERPOLACION			
17300	17540	240	3
LHV. PODER CALORÍFICO INFERIOR DEL COMBUSTIBLE DE 13 ° API =			17444
			BTU/LB COMB

(\*): Datos Extraídos De Exxon Design Practices - Section Viim-1971-- Figuras 4,5 y 6

**TABLA 5.40.7**  
**APROXIMACIONES PARA EL CÁLCULO DE TG**

TG ASUMIDO	F(TG) (a)	F'(TG) (b)
1289.0	18.29	44.02
1288.6	0.27	44.00
1288.6	0.00	44.00
1288.6	0.00	44.00
1288.6	0.00	44.00
1288.6	0.00	44.00
1288.6	0.00	44.00
1288.6	0.00	44.00

(a):  $F(TG) = 0.173 \{ [(TG+460)/100]^4 - [(TS+460)/100]^4 \} + 7(TG-TS) - Q/(AL \times ACP \times F)$

(b):  $F'(TG) = \delta F(TG) / \delta(TG) = 4 * 0.173 / (100)^4 * (TG+460)^3 + 7$

$TG_{nuevo} = TG_{anterior} - F(TG) / F'(TG)$

**TABLA 5.40.8**  
**CÁLCULO DE PROPIEDADES FÍSICAS POR INTERPOLACIÓN PARA EL DISEÑO DEL HORNO (DE TABLA 5.14)**

temperatura (°F)	temperatura (°C)	viscosidad (cp)	Specific. Grav. (T/60°F)	densidad (lb/pe3)	viscosidad (cst)	conductividad (btu/hr pie °F)	Calor específico (btu/lb°F)
60	15.56		0.994	62.00		0.0699	0.3590
200	93.33	3480	0.942	58.76	3697	0.0641	0.4325
220	104.44	1680	0.935	58.33	1798	0.0633	0.4430
240	115.56	830	0.928	57.91	895	0.0625	0.4535
260	126.67	460	0.922	57.48	500	0.0617	0.4640
280	137.78	270	0.915	57.05	295	0.0608	0.4745
300	148.89	170	0.908	56.62	187	0.0600	0.4850
320	160.00	110	0.901	56.17	122	0.0592	0.4955
340	171.11	80	0.893	55.72	90	0.0584	0.5060
360	182.22	55	0.886	55.28	62	0.0575	0.5165
380	193.33	45	0.879	54.83	51	0.0567	0.5270
400	204.44	30	0.872	54.38	34	0.0559	0.5375
420	215.56	23	0.864	53.90	27	0.0551	0.5480
440	226.67	18	0.857	53.42	21	0.0542	0.5585
460	237.78	14	0.849	52.95	17	0.0534	0.5690
480	248.89	11.5	0.841	52.47	14	0.0526	0.5795
500	260.00	10	0.834	51.99	12	0.0518	0.5900
520	271.11	8	0.826	51.51	9.7	0.0509	0.6005
540	282.22	5.8	0.818	51.03	7.1	0.0501	0.6110
560	293.33	3.8	0.811	50.55	4.7	0.0493	0.6215
580	304.44	2	0.803	50.07	2.5	0.0485	0.6320
600	315.56	1.6	0.795	49.60	2.0	0.0476	0.6425
INTERPOLACIÓN		8.0	0.826	51.51	9.7	0.0509	0.6005
		5.8	0.818	51.03	7.1	0.0501	0.6110
		0.4	0.361	0.36	0.4	0.3615	0.3615
		-0.8	-0.003	-0.17	-0.9	-0.0003	0.0038
527.23		7.2	0.823	51.34	8.8	0.0506	0.6043
INTERPOLACIÓN		18.0	0.857	53.42	21.0	0.0542	0.5585
		14.0	0.849	52.95	16.5	0.0534	0.5690
		0.2	0.195	0.20	0.2	0.1950	0.1950
		-0.8	-0.001	-0.09	-0.9	-0.0002	0.0020
443.9		17.2	0.855	53.33	20.2	0.0541	0.5605
INTERPOLACIÓN		11.5	0.841	52.47	13.7	0.0526	0.5795
		10.0	0.834	51.99	12.0	0.0518	0.5900
		0.3	0.278	0.28	0.3	0.2783	0.2783
		-0.4	-0.002	-0.13	-0.5	-0.0002	0.0029
485.565		11.1	0.839	52.33	13.2	0.0523	0.5824

**TABLA 5.40.9(\*)**  
**VISCOSIDAD GASES COMBUSTIÓN(\*)**

TEMPERATURA °F	VISCOSIDAD CENTIPOISE
1000	0.03550
1050	0.03640
1100	0.03700
1150	0.03790
1200	0.03850
1250	0.03940
1300	0.04000
1350	0.04075
1400	0.04150
1450	0.04215
1500	0.04290
INTERPOLACIÓN.	0.03850
	0.03940
	0.92442
	0.00083
1246	0.03933

(\*): Exxon Design Practices  
Section VIII-M- Pag 15 - Fig. 13

**TABLA 5.40.10(\*)**  
**FACTORES DE FRICCIÓN TUBOS DE HORNO**

FACTOR FRICCIÓN FANNING Y DARCY RUGOSIDAD $\epsilon/D = 0.0004$ ; $D=4.5''$		
REYNOLDS	FF	FD
3000	0.01200	0.0480
4000	0.01075	0.0430
5000	0.00925	0.0370
6000	0.00900	0.0360
7000	0.00850	0.0340
8000	0.00813	0.0325
9000	0.00795	0.0318
10000	0.00775	0.0310
11000	0.00750	0.0300
12000	0.00743	0.0297
13000	0.00733	0.0293
14000	0.00725	0.0290
15000	0.00713	0.0285
16000	0.00700	0.0280
INTERPOLACIÓN	0.00813	
	0.00795	
8707.2	0.00800	

(\*): Crane-Flow Of Fluids-  
Technical Paper 410 -Gráficos A-23 y A-25

**TABLA 5.40.11(\*)**  
**FACTORES DE FRICCIÓN CHIMENEA**

FACTOR FRICCIÓN FANNING Y DARCY RUGOSIDAD $\epsilon/D = 0.00008$ ; $D=2 FT$		
REYNOLDS	FF	FD
10000	0.00758	0.0303
20000	0.00653	0.0261
30000	0.00585	0.0234
40000	0.00550	0.0220
50000	0.00525	0.0210
60000	0.00505	0.0202
70000	0.00475	0.0190
80000	0.00475	0.0190
90000	0.00460	0.0184
100000	0.00450	0.0180
INTERPOLACIÓN.	0.00585	0.0234
	0.00550	0.0220
37020	0.00560	0.0224

(\*): Crane-Flow Of Fluids-  
Technical Paper 410 -Gráficos A-23 y A-25

**TABLA 5.41  
ESPECIFICACIÓN DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO**

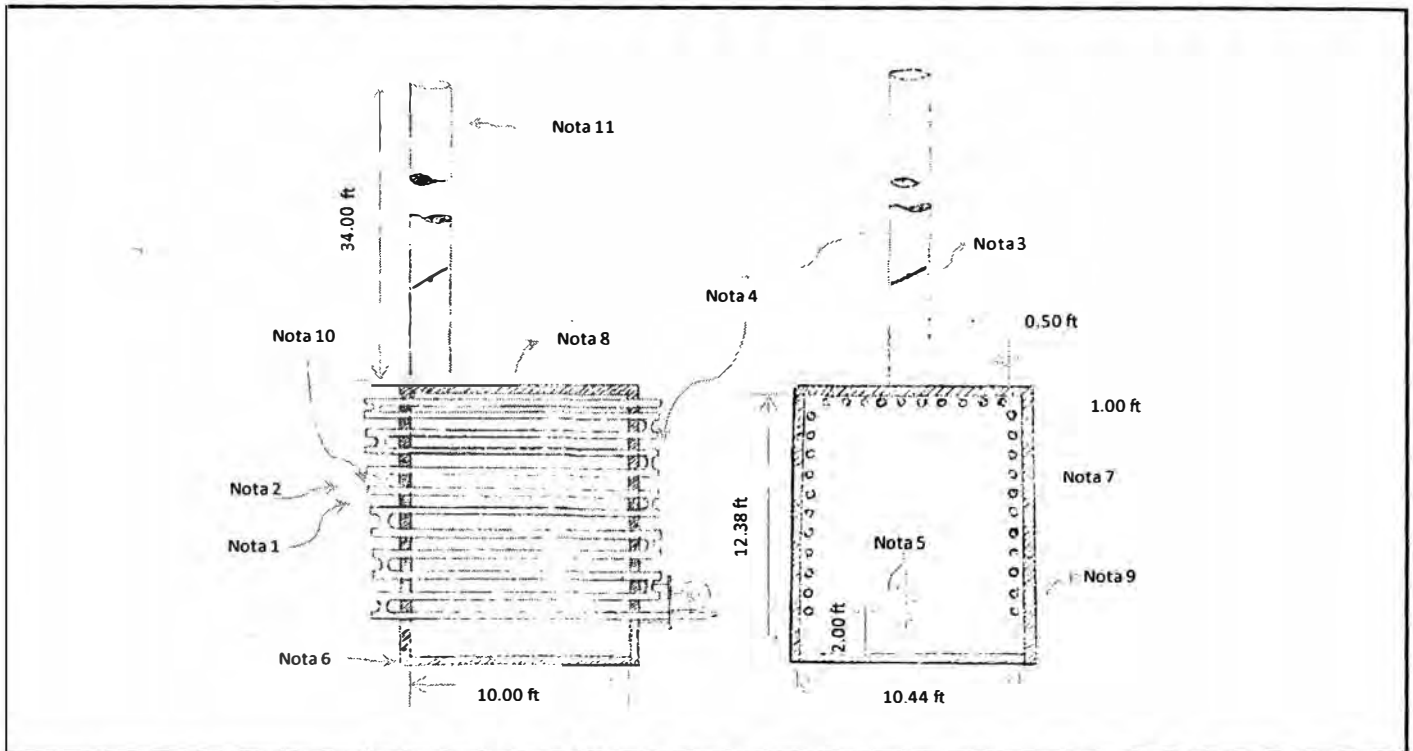
Especificado:	MAA
Proyecto :	Unidad de Oxidación de Asfaltos
Servicio :	Precalentamiento de asfalto.
Observación	Servicio batch en 3 etapas de calentam.

RENDIMIENTO					
Tipo de carga	Asfalto		Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Pases de flujo	1	Eficiencia (LHV) %	64.6	63.8	63.1
Exceso de aire %	25	Temperatura salida chimenea (°F)	1,239	1,264	1,289
Flujo de carga (bls/hr)	168	Bridge wall Temperature (°F)	1,239	1,264	1,289
Tipo de combustible	Líquido 13°API	Caída de presión (psi)	35.7	16.0	11.2
Calor Liberado por quemador MMBtu/hr (LHV)	4.5	Caída de presión chimenea (pulg. OH2)	0.30818	0.30818	0.30818
Número de quemadores	1	Caída de presión máx quemador tiro natural (pulg. OH2)	0.19980	0.19980	0.19980
Flujo de combustibe (Lb/hr)	263				

Condiciones de flujo	Etapa 1		Etapa 2		Etapa 3	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Líquido (Lb/Hr)	58,478	58,478	58,478	58,478	58,478	58,478
Densidad (Lb/ft <sup>3</sup> )	57.69	55.45	55.45	53.33	53.33	51.34
Liquid. Sp. Gr. @ 60°F	0.98	0.98	0.98	0.98	0.98	0.98
Calor específico (Btu/lb°F)	0.45875	0.51248375	0.5125	0.5605	0.5605	0.6043
Líquido Viscosidad (cst)	697.3	72.6	72.6	20.2	20.2	8.8
Vapor (lb/hr)	-	-	-	-	-	-
Temperatura (°F)	250	352	352	444	444	527
Presión (mínima operativa), (psig).	92.3	56.6	66.1	50.1	61.2	50.0
<b>Superficie Sq.ft.</b>	<b>Radiación</b>	<b>Convección</b>	<b>Radiación</b>	<b>Convección</b>	<b>Radiación</b>	<b>Convección</b>
Base (ft <sup>2</sup> )	376.96	-	376.96	-	376.96	-
Extendida (ft <sup>2</sup> )	-	-	-	-	-	-
Total (ft <sup>2</sup> )	376.96	-	376.96	-	376.96	-
Absorción (MMBtu/hr).	2.91	-	2.87	-	2.84	-
Tasa de Transferencia (MMBtu/ hr / ft <sup>2</sup> )	7,710	-	7,620	-	7,529	-

CONSTRUCCIÓN			
Cámara Radiante		Chimenea	
Tipo de horno	Caja (Box)	Diámetro de chimenea (interno), ft	1.7
Configuración	Tubos y quemador horizontal	Altura de Chimenea, ft	34
Alto (interno) (ft)	12.38		
Largo (interno) (ft)	10		
Ancho (nterno) (ft)	10.44		
Diámetro del tubo, pulg	4.5" sch. 80, seamless	Tipo de quemador recomendado	Tiro forzado con vapor de atomización.
Especificación ASTM tubo	ASTM A-285	Soporte de chimenea	proveer
Número de tubos	32		
Long efectiva del tubo, (ft)	10		
Tipo de accesorio	H bends		
Soporte de tubos	Externos		

**TABLA 5.41 (CONTINUACIÓN)  
ESPECIFICACIÓN DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO**



Especificado:	APR
Nota 1: Mirillas	Cuatro ventanas de observación de 4" x 10" c/u instaladas en las paredes posterior y anterior del horno.
Nota 2: Termocuplas e indicadores de temperatura	Dos termocuplas de contacto serán instaladas para medir la temperatura de tubos. Una termocupla será instalada para medir la temperatura de los gases de combustión.
Nota 3 : Damper	El damper será fabricado con SS 304 18 Cr - 8 Ni y serán previstas facilidades para la operación del damper desde el nivel del suelo
Nota 4: Soportes de Tubos y chimenea	Serán definidos en la etapa de diseño detallado
Nota 5: Manhole	Un manhole de acceso para trabajos de mantenimiento seán previstos en la instalación del quemador
Nota 6: Piso del Horno	6" de concreto refractario y plancha ASTM A285 de 1/4" de espesor
Nota 7: Paredes laterales del Horno	Paredes laterales recubiertas con fibra cerámica (tipo fiber fac o equiv.) de 3" de espesor conformada por 2 capas de 1" de espesor c/u con fibra cerámica de 0.096 gr/cc, una lámina de aluminio de 0.2 mm y una capa de fibra cerámica de 1" de espesor de 0.064 gr/cc. Pared del horno construída con plancha ASTM A285 de 1/4" de espesor
Nota 8 : Paredes posterior, anterior y techo del horno	Paredes anterior, posterior y techo recubiertas con fibra cerámica (tipo fiber fac o equiv.) de 4" de espesor conformada por 3 capas de 1" de espesor c/u con fibra cerámica de 0.096 gr/cc una lámina de aluminio de 0.2 mm y una capa de fibra cerámica de 1" de espesor de 0.064 gr/cc. Pared del horno construída con plancha ASTM A285 de 1/4" de espesor
Nota 9: Limpieza de Tubos	Deberán preverse conexiones de vapor para limpieza de tubos.
Nota 10: cobertura de extremos de tubos	Los extremos de los tubos y los H-bends serán cubiertas por una caja metálica de de plancha ASTM 285 de 3/16" d espesor
Nota 11: Paredes de Chimenea	Recubierta con 2" de espesor de concreto refractario y fabricada con plancha ASTM A285 de 3/16" de

## 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 6.1. Conclusiones referidas a la Empresa y al Trabajo Profesional

Petróleos del Perú fue una compañía integrada de la industria petrolera hasta 1991 en que se reformó para liquidar el monopolio por parte de la empresa y sus filiales. Esta medida fue crucial para la empresa y permitió un mayor dinamismo en la industria por el acceso de compañías privadas nacionales y extranjeras a los negocios propios de la industria petrolera.

Fue muy positivo que dentro de la organización de la empresa se considerara hasta 1991 una función R&D (Centro de Investigación y Desarrollo) a fin de soportar su operatividad y su futuro, con las limitaciones de acceso a tecnología que en esos tiempos se daban. Así mismo la categoría profesional de contratación diferente a la de “empleado” y el reconocimiento de la “Progresión Técnica” para los que optaban por ésta, permitió un mejor desarrollo profesional.

Las dependencias dentro de la organización de Petroperú a las que estuve asignado, fueron siempre de apoyo técnico a las operaciones de producción industrial conformadas por las refinerías y plantas petroquímicas del país, prestando servicios técnicos en investigación de procesos y desarrollo de productos, desarrollo de proyectos, y planeamiento, lo que fue una experiencia muy enriquecedora para mi actividad profesional.

### 6.2. Conclusiones referidas a la Actividad Profesional Expuesta

#### 6.2.1. Referidas al Producto Asfaltos Oxidados

El asfalto oxidado está dirigido a usos que no son de pavimentación y que podrían denominarse en forma general “industriales” y dentro de ese espectro cada vez más se han propuesto reemplazos de asfaltos oxidados por polímeros sintéticos (compósitos epóxicos, acrílicos, poliésteres, plásticos termoplásticos como polietileno, PVC y polipropileno, etc).

Si bien los polímeros sintéticos pueden en general tener una mejor performance su precio es mucho más elevado a pesar de las grandes reducciones de costos que se han venido dando en los últimos años por lo que el asfalto oxidado sigue siendo en muchos casos de uso, la alternativa económica y suficiente, entre los que podríamos citar la

impermeabilización de techos y canales, pegado de pisos, aglomerante para fabricación de láminas, modificador en formulación de pinturas, etc.

Cabe mencionar la tendencia que, por esta diferencia de costos, consiste en modificar asfaltos oxidados con polímeros o al revés según sea el uso y el componente mayoritario

En el Perú se dejó de producir asfalto oxidado a gran escala, más que por razones de mercado, por razones de requerimiento de inversión en la modernización de las instalaciones existentes.

En algunos usos se ha tratado de reemplazar el asfalto oxidado poniendo en el mercado asfaltos straight run de baja penetración (ejemplo el cemento asfáltico PEN 10/20) cuando esto no es posible se ha recurrido a la producción informal o a baja escala y a la importación.

Lo cierto es que a un mismo nivel de penetración un asfalto oxidado tiene un mayor punto de ablandamiento que un cemento asfáltico común o menor susceptibilidad a la temperatura por lo que para un mismo grado de dificultad de procesamiento en alguna aplicación (consistencia del asfalto ó penetración)el asfalto oxidado ofrece mejor comportamiento con la temperatura más alta, lo que puede ser crítico en algunas aplicaciones.

Por otro lado un asfalto oxidado es por decirlo de una manera un asfalto estabilizado en el sentido que el proceso de envejecimiento, el cual origina fracturas y falla del material y por ende menor durabilidad del asfalto aplicado, es de mucho menor intensidad que en un cemento asfáltico straight run.

El envejecimiento que sufren los asfaltos se debe a la continua y lenta reacción con el oxígeno atmosférico del aire durante su vida útil y en el caso del asfalto oxidado el potencial de oxidación de los componentes del asfalto ha sido sustantivamente reducido por su conversión durante la oxidación.

Por último cabe mencionar el rubro de los asfaltos modificados para uso en pavimentación.

Un asfalto modificado es un asfalto en el cual se ha incorporado uno ó más polímeros sintéticos para mejorar su comportamiento sobre todo mecánico otorgándole mejores propiedades plásticas y elásticas.

El efecto de la adición del polímero en el asfalto se resume en una reducción de la penetración y un incremento en el punto de ablandamiento, los cuáles sufren una variación prácticamente lineal con el porcentaje adicionado del polímero, mientras que la viscosidad se incrementa en forma exponencial con el mismo. El polímero forma una red tridimensional que aloja a las moléculas del asfalto.

El objeto de adicionar polímero es mejorar la resistencia del asfalto reduciendo su susceptibilidad a la alta temperatura (propiedades plásticas) lo que en su uso de pavimentación se traduce en una mejor resistencia de la capa asfáltica a una deformación permanente originada por climas calientes, zonas de tránsito pesado y zonas de estacionamiento. También previene la fractura a bajas temperaturas (propiedades elásticas) la que podría darse en climas fríos o a cargas aplicadas con alta rapidez. Los polímeros empleados son diversos como por ejemplo SBS (estireno-butadieno-estireno), SBR (estireno-butadieno-caucho), EVA (etilén vinil acetato), PBD (polibutadieno), etc. y los porcentajes añadidos normalmente están entre 3 y 6% en peso.

Si consideramos el asfalto oxidado, no como producto sino como proceso, que incrementa la penetración y el punto de ablandamiento, dentro del esquema de una refinería y de una calidad específica requerida, una oxidación suave podría representar una optimización económica para la producción de asfaltos modificados para pavimentación.

#### 6.2.2. Referidas al Trabajo de Investigación a Nivel Piloto

Se resalta que el desarrollo de experimentos debe hacer uso del diseño experimental para comprender adecuadamente los efectos de las variables del experimento sobre la respuesta medida, pudiendo identificar y cuantificar con la técnica, los efectos primarios y de interacción de éstas. Un conocimiento adecuado del proceso permite determinar las variables del experimento y los procedimientos para llevar a cabo los experimentos.



### 6.2.3. Referidas al Diseño de Equipos Principales

El diseño se ha realizado a fin de que se requiera la mínima inversión, lo cual ha sido posible sobre todo por la naturaleza batch del proceso, que ha permitido por ejemplo diseñar la bomba principal para usos múltiples así como el horno de precalentamiento por etapas de calentamiento sucesivas.

Las opciones de diseño deben de ser ampliamente revisadas antes de realizar el diseño propiamente dicho, tal como se ha mostrado al plantear un diseño conceptual del proyecto. Al respecto debe considerarse esencial cubrir aspectos de seguridad y de protección ambiental.

En el diseño de equipos se observa importante conocer parámetros de diseño fruto de la experiencia, además de procedimientos de diseño propiamente dichos. Por ejemplo tener criterios de dimensionamiento para el diseño de líneas de proceso basados en caídas de presión o velocidades de flujo usuales, en los equipos, los parámetros de arranque del diseño, como rangos de velocidades críticas, velocidades másicas, cargas calóricas, etc y conocer recomendaciones para optar por una u otra alternativa de equipo o de procesamiento cuando éstas se dan.

Es necesario recalcar la necesidad de contar con una buena base de información de propiedades físicas requeridas para el diseño. En este caso, al manipular asfalto, la variación de la viscosidad con la temperatura resulta muy importante para los resultados que se obtengan.

Finalmente debe recalcar la necesidad de hacer análisis de sensibilidad de diseño respecto a los valores de los parámetros y valores empleados y conocer los órdenes de magnitud que deben obtenerse en los resultados.

### 6.3. Recomendaciones

Se recomienda incluir dentro de la currícula de la carrera un curso de carrera o electivo de procedimientos de diseño de equipos de transferencia de calor, adicionales a los intercambiadores, dada su amplia variedad y su amplio uso en la industria manufacturera como hornos, calderas, evaporadores, torres de enfriamiento, chillers, serpentines y chaquetas, enfriadores de aire, etc.

Igualmente en los cursos de operaciones unitarias dar mayor conocimiento al estudiante de órdenes de magnitud de parámetros y variables más importantes

en cada diseño así como valores usuales o criterios de dimensionamiento, los cuales complementan los procedimientos de diseño impartidos.

Otro aspecto importante es considerar en la currícula talleres o cursos del diseño experimental y la estadística asociada, para enfrentar adecuadamente la solución de problemas en el ámbito de laboratorio, operación de planta e investigación.

## 7. BIBLIOGRAFÍA

- 7.1. Abraham H.: "Asphalt And Allied Substances, Their Occurrence, Modes Of Production, Uses in the Art's, and Methods of Testing", Princenton, N.Y, 1962.
- 7.2. ASTM-IP National Standard Petroleum Oil Tables: "Petroleum Measurement Tables", 1952.
- 7.3. American Petroleum Institute (A.P.I.), Technicall Data Book , Agosto 1964, fig. 2B21
- 7.4. American Petroleum Institute (A.P.I.), Publication 2023: "Guide For Safe Storage And Handling Of Heated Petroleum-Derived Asphalt Products And Crude Oil Residua ", 1976
- 7.5. ASTM, "Anual Book of ASTM Standards", 1997.
- 7.6. British Standard Bitumen Safety Code IP
- 7.7. Crane - "Flow of Fluids "- Technical Paper N° 410- A-3, A-21, A-22, A-23, A-25, A-27.
- 7.8. Exxon Research Engineering Company – "Blue Book", 1979, fig. 8-31
- 7.9. Exxon Research Engineering Company – "Blue Book" 1980, fig.12-21.
- 7.10. Exxon Research Engineering Company – "Blue Book" 1980, fig. 7-32.
- 7.11. Exxon Design Practices - Section VIII B - "Design Conditions for Process Furnaces", 1971- pag. 1 y tabla 1
- 7.12. Exxon- Design Practices- Section VIII B - 1971 - pags. 2 y 5 a la 14
- 7.13. Exxon – Design Practices – Section D y H – 1971
- 7.14. Exxon Design Practices - Section VIII C -1971- págs.17, 18, 19, 20
- 7.15. Exxon Design Practices - Section VIII C -1971- pág.19 y 62 –fig. 20.
- 7.16. Exxon Design Practices - Section VIII C -1971- pág. 50 - Fig. 11
- 7.17. Exxon Design Practices - Section VIII C -1971- pág.64 -Fig. 22

- 7.18. Exxon Design Practices - Section VIII M -1971—págs. 6, 7 y 8 ,fig. 4, 5 y 6
- 7.19. Exxon Design Practices - Section VIII M -1971- págs. 14- y 15, fig.12 y 13.
- 7.20. Exxon Design Practices - Section VIII M – pág. 15 - fig. 13
- 7.21. Exxon Design Practices “Safety In Plant Design”, Vol 15, 1981
- 7.22. Incorpora F. y otros: “Fundamentos de Transferencia de Calor”, Prentice Hall, 1999, fig 11.13
- 7.23. International Petroleum Company, ‘Master Flow Plan Asphalt Oxidizer Talara Refinery’ - December 1961.
- 7.24. Instituto Francés de Petróleo, “ El Refino Y Tratamiento Químico”- -Tomo II- pags. 1164 y 1170 y 1179 - Cuadros V.2.5 y V.2.6
- 7.25. Kern D. “Procesos de Transferencia de Calor” -Cecsa-1981- pág 794- Ecuación 19.10
- 7.26. Kern D. “Procesos de Transferencia de Calor” -Cecsa-1981-págs. 782 y 796- figs. 19.11y Fig.19.15
- 7.27. Litz W.J: “Design of Gas Distributors”- Chemical Engineering – Nov 13 - 1972
- 7.28. Ministerio de Transportes y Comunicaciones- Petróleos del Perú, “Especificaciones y Problemas de Calidad de Asfaltos” – documento interno - 1986
- 7.29. Özisik N., “Transferencia de Calor”, Mc Graw Hill. 1979. Tabla 15.2
- 7.30. Petróleos del Perú, “Manufactura de Asfaltos Oxidados en Lima GER-PIN-723-83 “, documento interno, 1983
- 7.31. Petróleos del Perú, “Aspectos Técnicos para la Instalación de una Unidad de Oxidación de Asfaltos en Refinería Conchán TCPI-097-83”-documento interno, 1984.
- 7.32. Perry Robert H., "Manual Del Ingeniero Quimico" 5ta. Edicion, , Mcgraw Hill, Mexico, 1982. Secciones 2,4 y 9

- 7.33. Petróleos del Perú, "Manual de Especificación de Productos", 1985.
- 7.34. Petróleos del Perú, "Guía de Asfaltos PetroPerú-Area Comercial", 1985.
- 7.35. Petróleos del Perú, "Especificaciones de Asfaltos PetroPerú", 1992.
- 7.36. Petróleos del Perú – Centro de Investigación y Desarrollo, Informe Técnico: "Estudio a Nivel Piloto de Oxidación de Asfaltos", 1992.
- 7.37. Petróleos del Perú, "Análisis Típicos de Productos" – 1992, 1993
- 7.38. Petróleos del Perú, "Boletín de Productos" – 1995.
- 7.39. TECHNIP- Nota Técnica : "Especificaciones de Asfaltos Oxidados y Esquema Típico Para Unidad de Soplado de Asfalto" – documento interno, Ago1982.
- 7.40. Traxler R, "Asphalt. Its Composition, Properties And Uses", Reinhold Publishing Corporation, N.Y., 1961.
- 7.41. Universal Oil Products, U.O.P. "Design Engineering Seminar- Production Of Asphalts", April 1980.
- 7.42. Villavicencio P. y otros, "Oxidacion Catalitica de Asfaltos", 4to. Congreso Nacional y 1ro. Latinoamericano de Petroquímica. Bariloche. Argentina, Tomo V, 1976.
- 7.43. Wang I., "Oxidation Chemistry In Asphalt", Fuel Science & Technology International, 1993, 11(1), 1-28