

29
21



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

SISTEMA DE PROTECCION CONTRA INCENDIO PARA LA PLANTA COMBINADA DE LA REFINERIA DE TULA, HIDALGO

TESIS

Para obtener el Título de

INGENIERO QUIMICO

presenta:



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

FELIPE DURAN HEREDIA



México, D. F.

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	PAGINA
I) INTRODUCCION.....	1
II) DESCRIPCION DE LA REFINERIA DE TULA HIDALGO.....	7
III) DESCRIPCION DE LA PLANTA COMBINADA.....	17
IV) ANALISIS DE RIESGOS	
4.1) Conceptos.....	24
4.2) Eliminación de riesgos.....	25
4.3) Evaluación de riesgos.....	27
4.4) Métodos de administración de riesgos.....	31
4.5) Determinación de riesgos.....	33
4.6) Clasificación de áreas peligrosas.....	37
4.7) Areas peligrosas en la Planta Combinada.....	45
V) DISEÑO DEL SISTEMA CONTRA INCENDIO PARA LA PLANTA COMBINADA.	
5.1) Descripción del sistema de protección contra incendio.	
5.1.1) Fuentes de abastecimiento de agua contra incendio.....	47
5.1.2) Equipo de bombeo.....	48
5.1.3) Red de distribución de agua contra incendio.....	48
5.1.4) Equipo complementario.....	51
5.2) Criterios básicos de diseño	
5.2.1) Tuberfa.....	52
5.2.2) Válvulas.....	53
5.2.3) Bombas.....	54

5.3.4)	Hidrantes.....	56
5.2.5)	Monitores.....	57
5.2.6)	Aspersores.....	58
5.3)	Condiciones de diseño	
5.3.1)	Capacidad de la fuente primaria.....	61
5.3.2)	Capacidad de almacenamiento de la fuente secundaria.....	61
5.3.3)	Calidad del agua.....	61
5.3.4)	Cargo y capacidad de las bombas.....	62
5.3.5)	Capacidad y espaciamiento máximo entre hidrantes y monitores.....	63
5.3.6)	Diámetro de la tubería.....	63
5.3.7)	Presión de operación.....	63
5.3.8)	Velocidad del agua.....	64
5.3.9)	Aspersores.....	64
5.4)	Criterios de cálculo.....	65
5.5)	Cálculo del sistema contra incendio de la Planta Combinada.	
5.5.1)	Estimación del gasto y número de aspersores.....	71
5.5.2)	Determinación de los requerimientos de flujo y presión para los hidrantes y monitores.....	76
VI)	CONCLUSIONES.....	88
VII)	BIBLIOGRAFIA.....	91

CAPITULO I

INTRODUCCION

La refinación del petróleo se inició hace aproximadamente 134 años y su larga vida se ha caracterizado por el rápido progreso en el desarrollo de la técnica de refinación. Este progreso en parte se debe al avance correspondiente en la ciencia y técnica de la protección contra incendio.

El vocablo "Protección Contra Incendio" es a veces mal interpretado. Para muchos es sinónimo de "Maniobras Contra Incendio". Sin embargo, la protección contra incendio es una expresión que abarca todas las medidas para la prevención, control, investigación y extinción de incendios, así como la protección de la vida humana y la conservación de los equipos, materiales, instalaciones y edificios.

La protección contra incendio en las refineries incluye muchos problemas que difieren de aquellos que se presenten en otras plantas industriales. Esta protección se ha desarrollado sobre bases sólidas aconsejadas en la experiencia, a través de un estudio cuidadoso e incansable vigilancia de parte del personal dedicado a estas funciones en muchas empresas refinadoras.

El estudio y desarrollo de medidas de protección contra incendio por refineries o compañías individualmente puede ser lento y a veces resulta desastroso dando lugar a que se cometan errores muy costosos y que estos errores se repitan en otras refineries antes de que se conozcan en términos generales las causas específicas de los incendios y se apliquen las medidas preventivas correspondientes.

La protección contra incendio abarca tres etapas distintas que se complementan una con otra; investigación, prevención y el combate de incendios.

La investigación de los incendios que se presentan, nos sirve para encontrar las causas que los motivaron, eliminar las condiciones peligrosas existentes y evitar los actos peligrosos que se cometieron, dictando las medidas necesarias para evitar su repetición.

La prevención es la etapa de aplicación de todas las medidas tendientes a evitar la iniciación de un incendio. Se debe decir de manera enfática que las medidas de prevención de incendios constituye la fase más importante en la protección contra ese elemento. La prevención de incendios se logra por medio de indicaciones pertinentes al ejecutar trabajos peligrosos tales como: colocar cortinas de agua o de vapor, colocación de juntas ciegas, vaporización de recipientes, colocación de lonas, tapar o ahogar registros etc., tipo de extinguidor más adecuado al trabajo a realizar, --

lugares en que debe tenerse especial cuidado como purgas, drenajes, bombas, tipos de combustibles que se manejan. Es parte complementaria de la prevención mantener siempre en condiciones de uso todos los equipos e instalaciones de contra incendio tales como Extinguidores, Hidrantes, Monitores, Mangueras, Bombas y Camiones de Contra Incendio.

El combate de incendios en la acción directa para extinguir un fuego o incendio cuando se ha iniciado, bien sea por medio de extinguidores, vapor, agua o espuma según el caso.

El combate de incendios básicamente consta de tres pasos:

1.- Localización 2.- Confinación 3.- Extinción

Durante el combate de incendios se debe tener en cuenta la dirección del viento para la colocación del equipo, avance del personal y los equipos a proteger; así como la topografía del lugar, vías de acceso y la más importantes de todas, -- las características de los combustibles incendiados.

INCENDIO

El uso de la palabra "Incendio" lo hemos relacionado únicamente con la destrucción indebida de combustibles, principalmente petróleo y sus derivados. El carbón -- e hidrógenos de los combustibles se unen al oxígeno del aire para formar el bióxido de carbono, vapor de agua, y a veces monóxido de carbono.

Estas reacciones químicas constituyen el proceso de combustión y producen -- energía en forma de calor.

LOCALIZACION DE LAS REFINERIAS

La importancia del sistema de protección se tiene desde la localización de la refinería, aunque factores de carácter Técnico-económicos y sociales generalmente-determinan donde se construyen refinerías. Estos sitios deben ser analizados desde el punto de vista de costo de producción recepción de materias primas y distribución de productos y la protección adecuada contra incendio, antes de tomar una decisión final. Alguno de los factores que constituyen las Bases de diseño que se deben de tomar en consideración son: Topografía, abastecimiento de agua, la frecuencia con que se registren tormentas fuertes e inundaciones, equipo contra incendio -- del servicio público disponible y ocupantes de los terrenos adyacentes. Es posible adaptar cualquier tipo de terreno a la instalación de refinerías tomando muy en -- cuenta el riesgo de incendio, pero en algunos casos el costo de construcción pro--piamente dicho hace que el uso de tales terrenos sean prohibitivos. Al considerar-estos factores las siguientes observaciones pueden ser de utilidad:

Topografía

El terreno puede ser plano o accidentado.

El terreno plano, por otra parte simplifica el trazo de una refinería.

Deben descartarse, hasta donde sea posible, terrenos pantanosos, así como aquellos que estén sujetos a inundaciones. Las fallas en el funcionamiento del sistema de drenaje debido a las inundaciones aumenta grandemente el peligro de incendio, cosa que posiblemente pueda significar la destrucción completa de -- una planta a consecuencia de un incendio que en su origen no haya sido de gran magnitud.

Abastecimiento de agua.

El abastecimiento de agua de proceso debe ser estudiado cuidadosamente, -- tomando en cuenta la cantidad que sea necesaria para el sistema contra incendio, Tormentas e Inundaciones

La inundación del área que ocupa una refinería puede ocasionar peligro mucho mayores que los que ocurren en otro tipo de industrias. Con frecuencia estas inundaciones pueden preverse y como resultado las refinerías pueden protegerse con diques u otros medios para controlar las inundaciones.

Al hacer los trazos del terreno deben considerarse los derrames de productos de manera que éstos no lleguen a las corrientes de agua que pasen por las -- propiedad. El flujo de aceite hacia las corrientes de agua pueden ocasionar que éste llegue a zonas peligrosas dentro de la propia refinería o a los terrenos -- adyacentes.

Area de la refinería

Debe adquirirse un terreno de tamaño apropiado y así de esta manera se podrá contar con espacio suficiente entre una y otra unidad de acuerdo con API, -- ASTM, NFPA y otros códigos para aislarlas y además se contemplarán las ampliaciones en el futuro. Sin embargo cualquier modificación no implicará necesariamente protección inadecuada contra incendio.

Protección Contra Incendio. Servicios Públicos

Debe investigarse las proporciones, eficiencia y disponibilidad del servicio público contra incendio, así como las redes de tubería para agua. Un cuerpo de bomberos contra incendio eficiente aumentará, naturalmente la seguridad de -- una planta y afectará favorablemente el costo de la protección de dicha planta; así como la prima de seguro contra incendio.

Legislación y reglamentos contra incendio

Deben ser investigados los requisitos legales relativos a la protección -- contra incendio aplicables al área que se desee destinar para la erección de una refinería. Los requisitos demasiado severos o no razonables pueden hacer --

prohibitivos los costos de adquisición del terreno y construcción.

Después de elegir el terreno y preparar el plano general, en el cual se hayan localizado las plantas, con arreglo a la operación de las mismas, es necesario considerar el diseño y localización de unidades individuales dentro de otras unidades, tomando en cuenta la protección contra incendio, así como el aislamiento entre una y otra planta.

La localización, espaciamento y área de las plantas de proceso pueden variar grandemente, según sea el tipo de la unidad, plan general de operación de una refinería, topografía, etc. Es de recomendarse segregar las unidades por manzanas u otro tipo de espaciamento. Para los fines de operación económica es recomendable agrupar unidades que tengan las mismas funciones generales y en tal área las unidades individuales deben ser protegidas unas de otras, a la vez que la sección completa debe ser protegida de las demás secciones.

Las unidades de proceso comprenden torres, calentadores, tanques, edificios y otras instalaciones, cada una de las cuales debe ser considerada separadamente por lo que toca a protección contra incendio. Es ventajoso separar edificios como oficinas, laboratorios, hospitales, etc., de las plantas de operación. Tales edificios pueden ser de construcción no adaptable para las unidades de proceso y por lo tanto, constituyen riesgo de incendio. También es conveniente protegerlos de los incendios que pueden ocurrir en las plantas a fin de salvaguardar las estadísticas, archivo, etc.; y evitar las interferencias con las operaciones vitales.

Si se pretende separar los edificios para oficinas de las áreas de proceso aquellos pueden ser construidos con los diseños que prevalezcan en los terrenos vecinos y no requieren mayor resistencia al fuego al acostumbrado en edificios similares. Se recomienda la instalación de un sistema automático de espreado de agua. Las estadísticas demuestran que las inversiones hechas en edificios protegidos en esta forma constituyen a la larga una ganancia en lo que respecta a primas por concepto de pólizas de seguro.

Cuando no se cuente con espacio suficiente para aislar los edificios para oficinas de las plantas de proceso o tanques, se recomienda construirlos con materiales resistentes al fuego.

UNIDADES DE PROCESO

Las áreas ocupadas por unidades de destilación, desintegración u otras plantas de proceso, donde se manejen grandes cantidades de petróleo, deben ser pavimentados con materiales que ofrecen una superficie dura. Estas áreas deben también ser subdivididas para localizar y controlar cualquier derrame

de petróleo por roturas o fallas del equipo. Los muros de protección o bordes generalmente son suficientes para este objeto. El control de tales derrames asegura el acceso a las casas de bombas o válvulas de control cercanas a un incendio o derrame de aceite caliente. Cada subdivisión debe tener una fosa de capacidad amplia y declive para drenar el área completamente.

Los talleres mecánicos, por regla general, se localizan en grupos, lejos de las unidades de proceso. Esto facilita la expansión sistemática y elimina un peligro de incendio. Los talleres juegan un papel de gran importancia después de un incendio, puesto que en ellos se hacen las reparaciones a las unidades dañadas. Es por lo tanto importante que estén debidamente protegidos.

A parte del cuidado y buen juicio con que se proceda en el diseño, construcción y operación de refinерías, la implantación de las medidas adecuadas para la protección de las diversas unidades de refinación, así como evitar la pérdida de productos y seguridad del personal, también se requiere una completa protección contra incendio.

La industria petrolera ha crecido a grandes pasos y con este continuo crecimiento ha venido aumentando las responsabilidades en el área de la protección contra incendio, debido a: a) Grandes volúmenes almacenados de sustancias inflamables, b) Procesos a altas temperaturas y presiones, c) El manejo de nuevos y más raros productos.

El adelanto técnico en el proceso de obtener diferentes productos con diversas materias primas a alta, mediana o bajas temperaturas, nos puede causar serios problemas, en los cuales el incendio se inicie debido a productos o sobreproductos obtenidos cuando éstos salen fuera de control debido a fugas, fallas de material o errores humanos.

Este adelanto en la técnica industrial de obtener nuevos productos partiendo de una materia prima con los riesgos subsecuentes de incendio hayan mejorado para tratar de controlar y combatir al mismo.

Las técnicas de contra incendio han mejorado debido a los conocimientos de los procesos que se están usando en la industria.

Toda área de proceso o de almacenamiento de productos inflamables está sujeta a riesgos de incendio debido a las condiciones de operación a que está sujeto el equipo, por lo tanto debe existir una protección adecuada contra incendio. Por consiguiente, las condiciones de temperatura y presión pueden cambiar por completo el panorama de la protección contra incendio.

Un planeamiento cuidadoso del manejo del tablero de control y de los procedimientos establecidos en los manuales de operación de la planta, puede hacer mucho para asegurar una protección contra incendio y para ahorrar dinero.

Los objetivos de la protección contra incendio son disminuir los accidentes la pérdida del personal, daños en las instalaciones e interrupciones de la producción. Es tos objetivos son ejecutados por medio de la prevención, control y extinción. Cada uno será considerado con particular énfasis sobre un diseño económico para prevención y control de incendios involucrando la economía real del proyecto.

El combate de incendios reviste de una gran importancia fundamental la distribución y cálculo de redes hidráulicas, así como los sistemas de sustancias químicas ya se trate de instalaciones industriales o petroleras, el correcto diseño permitirá el que se combata en forma eficaz una emergencia.

Cuando éste tipo de instalaciones son inadecuadas a los riesgos que pretende proteger, además de no cumplir con su objetivo, ponen en peligro las vidas de las personas que las emplean.

No importa el tipo de incendio que se presente, para combatirlo se va a requerir agua, ya sea en la extinción o bien para proteger vidas e instalaciones.

C A P I T U L O I I

DESCRIPCION DE LA REFINERIA DE TULA HIDALGO

El año 1972 se inició la construcción de la Refinería para reforzar las ya existentes en el altiplano y así cubrir los requerimientos de combustible en la parte central de México.

La refinería fue inaugurada el 18 de marzo de 1876, por el Sr. Lic. Luis -- Echeverría Alvarez, Presidente Constitucional de los Estados Unidos Mexicanos, -- celebrándose en esa misma ocasión el XXXVIII aniversario de la nacionalización -- de la industria Petrolera Mexicana.

Su localización fue motivada por razones socio económicas para desarrollar industrialmente la zona.

En su primera etapa, la Refinería tiene capacidad de refinación de petróleo crudo de 150 000 barriles por día, la cual será duplicada en un futuro a 300 000 barriles por día.

Area ocupada por la Refinería.

El área total que comprende la Refinería es de 700 hectáreas, en la cual -- se encuentran construídas las siguientes instalaciones.

- o Plantas de Proceso
- o Servicios Auxiliares
- o Plantas de Protección Ambiental
- o Area de Tanques
- o Talleres
- o Almacenes
- o Laboratorios
- o Edificios de Oficinas
- o Auditorio, aulas y talleres de capacitación del Instituto Mexicano del Petróleo.
- o Instalaciones para elaborar y distribuir productos por ductos.
- o Recepción, almacenamiento y distribución de productos por carros y autotankers.
- o Colonia de empleados
- o Zona recreativa

Crudo

La Refinería fue proyectada para procesar petróleo crudo procedente de los campos del sur del Estado de Veracruz, de Tabasco y de Chiapas. El cual se bombea por oleoducto de 24" O con capacidad total de 280 000 B/D, de los cuales 130 000 B/D, van a la Refinería de Salamanca, Glo., y el resto a esta Refinería por un ramal de 20" O, localizado en las cercanías de la población de Juandhó, Edo. de Hidalgo.

También existe la posibilidad de recibir crudo de Poza Rica, Ver., por el mismo oleoducto.

PLANTAS DE PROCESO

La Refinería consta de las siguientes Plantas:

1.- Planta de Destilación Combinada:

Esta planta fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo, con ingeniería básica proporcionada por PEMEX y su objetivo es la obtención de productos de destilación fraccionada atmosférica y de vacío.

La planta cuenta con tres secciones:

La sección de Destilación Atmosférica, de 150 000 B/D de capacidad, en la cual se produce la gasolina, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado primario y residuo primario.

La sección de vacío, que tiene una capacidad de 61 000 B/D y en la cual se obtiene a partir del residuo primario; el gasóleo ligero de vacío y el residuo de vacío de una viscosidad muy elevada.

La tercera sección es la de Tratamiento Cáustico de Gasolinas, de 20 000 B/D, de capacidad, en la cual se eliminan los compuestos de azufre indeseables.

La producción de la planta es la siguiente: (Base 150 000 B/D de crudo)

Gasolina	42 000 B/D
Turbosina	15 000 B/D
Kerosina	17 550 B/D
Diesel	9 750 B/D
Gasóleo pesado primario	3 900 B/D
Gasóleo ligero de vacío	14 214 B/D
Gasóleo pesado de vacío	14 214 B/D
Residuo de vacío	33 372 B/D

2.- Planta Reductora de Viscosidad:

Esta planta fue diseñada por el IMP con ingeniería básica de M.W. Kellog Co., con una capacidad para procesar 41 000 B/D de residuo de vacío y su objeto es abatir la viscosidad de éste para la producción de combustóleo con el ahorro consiguiente de diluentes, por medio de una desintegración térmica controlada, efectuada en dos hornos de reacción.

Durante el proceso parte de la carga se desintegra, produciendo gas, gasolina y gasóleos. Estos gasóleos se adicionan en el combustóleo.

La producción de la planta es la siguiente:

(Base 41 000 B/D de residuo de vacío)

Gas amargo	18 802 lb/h
Gasolina	2 564 B/D
Combustóleo	38 366 B/D

La gasolina es enviada a la planta de tratamiento cáustico.

El gas amargo se envía a planta catalítica.

3.- Planta Catalítica Fluida:

La Ingeniería básica de Proceso de esta planta es de M.W. Kellog Co., y la Ingeniería de detalle fue hecho por Bufete Industrial, firma de Ingeniería Mexicana.

Tiene una capacidad de proceso de 40 000 B/D y su objeto es: desintegrar por medio de temperatura y un catalizador los gasóleos de vacío y gasóleo pesado primario que son los compuestos de alto peso molecular, para obtener productos más valiosos, como: gas seco, propano-propileno, butano-butileno, gasolina estabilizada de alto octano y aceite cíclico ligero. El residuo de este proceso es un aceite pesado que se utiliza como diluyente en el combustóleo.

La planta consta de las siguientes secciones:

a).- Desintegración:

Esta sección es el corazón de la planta y sus principales equipos son el reactor y Regenerador. La carga es alimentada al reactor después de precalentarse, éste es del tipo ORTHO FLOW de lecho fluido, donde la carga se pone en contacto con el catalizador, llevándose a cabo la desintegración y los vapores de hidrocarburo pasan a la sección de fraccionamiento. El catalizador gastado pasa al regenerador, -- donde se quema el carbón depositado por la reacción efectuada y quedando preparado para volverse a utilizar. Todo este proceso es continuo.

b).- Fraccionamiento:

Los productos obtenidos en el reactor son separados por destilación fraccionada en gas humedo, gasolina, aceite cíclico ligero, pesado y residuo.

c).- Estabilización:

Los gases son comprimidos y llevados junto con la gasolina a la sección de estabilización. Esta sección está compuesta de una torre de deetanizadora; otra debutanizadora y otra depropanizadora.

d).- Tratamiento de Amina:

Los productos obtenidos en estabilización son enviadas al tratamiento con dietanol amina, donde se remueven los compuestos CO_2 y H_2S en dos absorbedoras, una para gases secos y otra para gases licuados.

e).- Tratamiento Merox:

La gasolina ya estabilizada es enviada a esta sección para eliminar los compuestos de azufre con sosa. El gas L.P.G., es también en esta sección, después de haber pasado por la sección amina; ya tratado el gas, es fraccionado en la torre depropanizadora.

f).- Tratamiento de Aguas Amargas:

El agua de desecho del proceso tiene compuestos de azufre y son eliminados en esta sección para evitar la contaminación ambiental.

Los productos que se obtienen en la planta desintegradora Catalítica son los siguientes:

(Base 40 000 B/D de gasóleos)

Gasolina	26 000 B/D
Butanos	6 400 B/D
Propanos	3 640 B/D
Gas seco	25 111 lb/h
Aceite cíclico ligero	3 840 B/D
Aceite Clarificado	3 160 B/D

4.- Planta Hidrodesulfuradora de gasolinas:

Esta planta, con una capacidad de 36 000 B/D, de ingeniería básica y diseño del - IMP, recibe como carga gasolina primaria de planta combinada, con objeto de eliminar los compuestos de azufre mediante la reacción catalítica con hidrógeno a 352°C y 28.14 Kg/cm^2 y acondicionar la gasolina para la Planta Reformadora. La planta consta de una sección de reacción que usa catalizadores a base de compuestos de cobalto y molibdeno y otra sección de estabilización por fraccionamiento de la gasolina.

5.- Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios:

Existen dos plantas para eliminar los compuestos de azufre de la turbosina, diáfano y diesel, mediante la reacción catalítica con hidrógeno a una temperatura de 350°C y una presión de 52 Kg/cm^2 . Estas plantas fueron diseñadas por el IMP y son de una capacidad de 25 000 B/D cada una.

La carga de estas plantas proviene de la Planta Combinada. Esta carga pasa a la zona de reacción al igual que en la hidrodesulfuradora de gasolina con catalizador a base de cobalto y molibdeno, y ahí a la zona de agotamiento para obtener los productos dentro de especificaciones.

6.- Planta Reformadora de Gasolina:

Esta planta recibe como carga la gasolina desulfurada, para obtener mediante su reformación catalítica a 543°C y 19 Kg/cm^2 de presión, con catalizador a base de platino, gasolina de alto octano (98 clear). Al igual que las plantas hidrodesulfuradora, fue diseñada por el IMP y la U.O.P., su capacidad de proceso es de 30 000 B/D

La reacción de reformación se lleva a cabo en tres reactores en serie, colocados uno sobre otro formando un solo cuerpo. Intercalados entre reactores, hay calentadores que aumentan la temperatura del fluido, dando así la energía necesaria para la reacción de reformación.

EL hidrógeno producido en la reacción, es manejado por las compresoras, las cuales lo envían a las plantas hidrodesulfuradoras para ser utilizado en a reacción que se lleva a efecto en esas unidades.

7.- Planta de Tratamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos:

Esta planta, con una capacidad total nominal de 11,063 B/D de líquidos y 364 millones de ft^3/d de gases, consta de una sección de tratamiento con amina para líquidos y gases provenientes de las plantas hidrodesulfuradora, para eliminarles el ácido sulfhídrico y de la sección de fraccionamiento que consiste en dos trenes de torres de destilación, uno destinado al fraccionamiento de hidrocarburos ligeros y el otro para el fraccionamiento de componentes más pesados.

La sección de fraccionamiento de hidrocarburos ligeros recibe como carga líquidos provenientes de tratamiento y del domo de la estabilizadora de la planta reformadora, obteniéndose como productos: gas combustible, propano, isobutano, y butano normal.

La sección de fraccionamiento de hidrocarburos pesados consta de una torre desisopentanizadora y dos torres fraccionadoras.

La carga a la desisopentanizadora proviene del domo de la desisohexanizadora de la planta hidrodesulfuradora de naftas, obteniéndose isopentano, pentano o isohehexano.

Una parte de los fondos de la desisohexanizadora de la planta hidrodesulfuradora de naftas constituye la carga a las otras dos torres de la sección de fraccionamiento obteniéndose gasolvente, gas nafta y gasolina incolora, como productos.

El diseño fue hecho por el IMP y su producción es:

(Base 11 063 B/D de líquidos y 364 millones pies³/D de gases)

Gas seco	4,818 lb/h
Propano	731 B/D
Isobutano	713 B/D
Nebutano	2,381 B/D
Isopentano	1,727 B/D
Pentano e isohexano	3,633 B/D
Gasolvente	450 B/D
Gas nafta	478 B/D
Gasolina incolora	270 B/B

8.- Planta recuperadora de Azufre:

Esta planta tiene una capacidad de 160 Ton/D de producción de azufre.

Está basada en el proceso CLAUS y fue diseñada por Latinoamérica de Ingeniería S.A., firma Mexicana.

La planta cuenta con dos trenes de producción:

El objeto de esta planta es convertir el ácido sulfhídrico contenido en las corrientes gaseosas de las unidades de amina de la Planta catalítica FCC y de la planta fraccionadora y tratadora de hidrocarburos que constituyen su carga.

Para ello las corrientes gaseosas indicadas se queman en dos hornos y el ácido-sulfhídrico es parcialmente oxidado. El calor de la combustión es aprovechado para producir vapor de 18 Kg/cm² man.

Los gases de combustión son pasados a través de una cama de catalizador (alúmina) donde se completa la reacción de producción de azufre. El azufre es separado por condensación y se recibe en fosas, para embarcarse en forma líquida o bombearse a un patio para su solidificación.

PLANTAS DE SERVICIOS AUXILIARES

1.- Termoeléctrica:

La energía eléctrica es generada por un sistema de 2 turbogeneradores, marca -- Siemens accionados por vapor de 850 lb/in², su capacidad total es de 50,000 KW, a un voltaje de 13,800 volts, siendo esta capacidad suficiente para el consumo de la Refinería.

Para su distribución se cuenta con 9 subestaciones con alimentación doble para la confiabilidad de servicio.

2.- Calderas:

La generación de vapor se lleva a cabo mediante 3 calderas marca Babcock & Wilcox de México, de alta presión (60 Kg/cm²) y una capacidad de 200 Ton/h cada una. Una de estas calderas aprovecha como combustible el monóxido de carbono producido en la planta catalítica, al regenerar el catalizador.

El vapor obtenido es usado para la generación de corriente eléctrica, el accionamiento de turbinas y como vapor de proceso. El combustible usado es com bustóleo pesado y gas seco. Estas calderas son las primeras en el sistema en usar quemadores de bajo exceso de aire.

3.- Tratamiento de Aguas:

El agua usada en la Refinería se obtiene de 11 pozos, localizados al margen de la carretera Tula-Tlahuelilpan, a 4.8 Kms. de la Refinería aproximadamente, estos pozos descargan en dos tanques de balance localizados en la estación de rebombes de los cuales succiona el equipo de bombeo que envía agua al acueducto que llega a dos tanques de almacenamiento de 50,000 m³ cada uno, de concreto localizados en la Refinería. El consumo de agua es de 48,000 M³/D. Parte de este volúmen de agua pasa a una planta de pretratamiento a base de cal y sulfato de aluminio de una capacidad de 500 M³/h; y de ahí, a una planta de desmineralización a base de resinas catiónicas y aniónicas para ser usada como alimentación a calderas.

La mayor parte de agua cruda después del pretratamiento es utilizada como re- puesto en las tres torres de enfriamiento y en sistemas de contra incendio.

La recirculación de agua cruda en las torres de enfriamiento es como sigue:

Torre	500	11,500 M ³ /h	50,000 GPM
Torre	501	23,000 M ³ /h	100,000 GPM
Torre	502	6,900 M ³ /h	30,000 GPM

Se cuenta además con una planta potabilizadora de agua, con una capacidad de 57.50 m³/h la cual opera a base de filtración hecha por carbón activado, suavización efectuada por medio de resinas catiónicas y en equipo complementario se ae- rea y clora. El agua así obtenida se utiliza para uso doméstico.

4.- Aire

La refinería cuenta con tres compresoras centrífugas de aire marca Centac, con una capacidad de 2,000 ft³/min., cada una para uso general y aire de instrumentos a una presión de 100 lb/in².

SISTEMA DE PROTECCION AMBIENTAL

1.- Planta de Carbonatación:

Los productos cáusticos gastados que se usaron para eliminar compuestos de -- azufre en el proceso, se tratan en esa planta con gases de combustión convirtien- do la sosa en carbonato.

2.- Plantas de Tratamiento de Aguas Amargas:

Las aguas de desecho, con gran cantidad de compuestos de azufre se tratan en esta planta eliminándose dichos compuestos y retornándolas a la Planta Combinada para desalar el crudo.

3.- Sistemas de Tratamiento de Efluentes:

El agua del sistema de drenaje de la Refinería se trata antes de enviarla al río de Tula para eliminarle el aceite y otros compuestos que lleva. Para ello el agua se pasa por dos separadores de Placas Corrugadas para recuperar el aceite que se reprocesará.

Posteriormente el agua se envía a dos fosas de retención que pueden trabajar en forma independiente; en estas fosas se elimina la pequeña cantidad residual de aceite que no se recuperó en los separadores. De aquí el agua fluye a una laguna de oxidación que cuenta con aereadores mecánicos y posteriormente a una laguna de estabilización. En ambos se mejora su demanda bioquímica de oxígeno, resultando un afluente dentro de las normas de protección ambiental, el cual se envía al río de Tula a través de un emisor. También puede ser usada como alimentación a la red de agua contra incendio y para trabajos de limpieza de equipos.

4.- Quemadores sin humo:

Para evitar que haya emanaciones de hidrocarburos a la atmósfera y evitar todos los riesgos que esto significa, todos los desfuegos de las plantas de proceso se mandan a cuatro quemadores de campo, que en condiciones normales no producen humo y así evitan la contaminación por productos tóxicos y humo.

ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION

La Refinería cuenta con 5,000,000 barriles de capacidad de almacenamiento, desglosado en la siguiente forma:

Crudo	800,000	barriles
Gas L.P. Alta presión	90,000	"
Gas L.P. Baja Presión	60,000	"
Gas licuado (Criogénico)	190,000	"
Isopentano	20,000	"
Gasolinas	1,400,000	"
Gasolvente	20,000	"
Gasolina incolora	10,000	"
Gas Nafta	20,000	"
Turbosina	220,000	"
Kerosina	220,000	"
Diesel Nacional	310,000	"
Diesel Especial	310,000	"

Diluentes	110,000	Barriles
Gasóleos a FCC	400,000	"
Combustóleo	610,000	"
Recuperado	170,000	"

Para recibo de Crudo y otros productos y para la distribución de las mismas la Refinería cuenta con los siguientes ductos:

- o Gasoducto de 14" Ø CD.PENEX-TULA
- o Oleoducto de 20" Ø TUXPAN-POZA RICA-TULA
- o Poliducto TULA-PACHUCA
- o Poliducto de 16" Ø TULA-SAN JUAN IXHUATEPEC-AZCAPOTZALCO
- o Poliducto de 12" Ø AZCAPOTZALCO-SAN JUAN IXHUATEPEC
(que entronca con el anterior)
- o Poliducto de 14" Ø SALAMANCA-TULA
- o Combustoleoducto Refinería Tula-Planta Termoeléctrica Tula
(C.F.E.)

La refinería cuenta además para la distribución de sus productos con las instalaciones y terminales de llenado de autos y carros tanque.

TALLERES

Con el fin de operar la Refinería con un máximo de eficiencia y seguridad, es necesario llevar a cabo programas de mantenimiento preventivo y regular a las diferentes unidades de proceso así como reparaciones de emergencia de equipo.

Para llevar a cabo estos programas, la Refinería tiene los siguientes Talleres:

- | | |
|-----------------------------------|---|
| o Eléctrico | o Mecánico |
| o Instrumentos | o Tubería |
| o Soldadura | o Carpintería |
| o Albañilería | o Pintura |
| o Combustión Interna | o Reparación de Cambiadores de Calor. |
| o Pailería | o Almacenes de Materiales y Materias Primas |
| o Reparación de Máquinas F.F.C.C. | |

PRODUCTOS

Los productos que elabora la Refinería son:

Propano, Isobutano, Isopentano, Gas Licuado, Gasolina (nova) Gasolina (extra),

Gasolvente, Gas Nafta, Turbosina, Diáfano, Diesel nacional, Diesel Especial, Combustóleo y Azufre.

INSTALACIONES CONTRA INCENDIO

La refinería cuenta para su protección con sistemas contra incendio instalados en todas las unidades de proceso y de servicios auxiliares con capacidad para aportar hasta 5,000 GPM de agua, contra incendio en una emergencia, así como las facilidades de drenaje para manejar ese volúmen de agua. En el área de tanques se tienen instalaciones para combatir eficazmente incendios en todos y cada uno de ellos, asimismo para confinar derrames. Se cuenta además con extinguidores portátiles distribuidos de acuerdo a las necesidades de cada área.

Por otra parte se mantiene una guardia permanente de un cuerpo de bomberos adiestrados y equipados que dispone para auxiliar en emergencias de los auto bombas de contra incendio. Este cuerpo de bomberos auxilia diariamente durante labores de supervisión y aplicación de medidas preventivas de seguridad.

CAPITULO III

DESCRIPCION DE LA PLANTA COMBINADA

La planta Combinada consta de una Sección de Destilación Atmosférica, una de Destilación al Vacío y una de Tratamiento Cáustico. La función de la Sección Atmosférica es la separación primaria del crudo, obteniéndose los siguientes productos: Mezcla de Naftas (Nafta de despunte y Nafta ligera), Nafta Pesada, Kerosina, Gasóleo ligero primario, Gasóleo pesado primario y residuo primario. Los productos podrán ser llevados a almacenamiento ó bien a otras plantas para continuar su procesamiento.

La mezclas de Naftas se enviará a una Planta Hidrodesulfuradora. Las corrientes de nafta pesada, Kerosina y gasóleo ligero se enviarán a una Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios.

La corriente de gasóleo pesado se enviará a la Planta de Desintegración Catalítica. El residuo primario se pasará a la Sección de Destilación al Vacío. La función de la Sección de Destilación al vacío será la de procesar el residuo primario y obtener por destilación fraccionada: gasóleo ligero de vacío (GOL V), gasóleo pesado de vacío (GOP V) y residuo de vacío. Los gasóleos de vacío se enviarán conjuntamente con el gasóleo pesado primario como carga a la Planta de Desintegración Catalítica. El residuo obtenido se enviará a la Planta Reductora de Viscosidad, la función de la Sección de Tratamiento Cáustico será la de procesar parte de la mezcla de Naftas cuando la Planta Hidrodesulfuradora esté fuera de operación.

La planta deberá ser diseñada para poder procesar crudos tanto del tipo Istmo como Poza Rica e inclusive una mezcla de Poza Rica y Faja de Oro aunque en menor cantidad.

Capacidad.

La sección de Destilación Atmosférica será diseñada para procesar 150,000 BPD de crudo primario, tanto de Istmo como Poza Rica, medidos a 20°C y 0.794 Kg/cm² (68°F y 11.3 lb/in²), para obtener los siguientes productos:

	Crudo Istmo BPD a 15.8°C(60°F)	Crudo Poza Rica BPD a 15.8°C(60°F)
Mezcla de Naftas	42,000	36,000
Nafta Pesada	15,000	12,000
Kerosina	17,550	15,300
Gasóleo Ligero primario (GOL)	9,750	11,700
Gasóleo Pesado primario (GOP)	3,900	5,550

Residuo Primario 61,800 69,450

La sección de Destilación al Vacío será diseñada para procesar 61,800 BPD de residuo primario tipo Istmo a 338°C y 9.8 Kg/cm² man (640°F y 140 psig) ó 69,450 BPD de residuo primario tipo Poza Rica a 348°C y 9.8 Kg/cm² man (647°F y 140 psig)

En esta Sección se obtendrán los siguientes productos:

	Crudo Istmo BPD a 15.8°C(60°F)	Crudo Poza Rica BPD 15.8°C(60°F)
Gasóleo ligero de vacío (GOL V)	14,214	14,445
Gasóleo pesado de vacío (GOP V)	14,214	14,445
Residuo de Vacío	33,372	40,560

La sección de Tratamiento Cáustico será diseñada para procesar 20,000 BPD de las mezclas de Naftas a 37.8°C y 4.9 Kg/cm² man (100°F y 70 psig).

En esta sección se obtendrá:

	Crudo Istmo BPD a 15.8°C(60°F)	Crudo Poza Rica BPD a 15.8°C(60°F)
Nafta Tratada	20,000	20,000

Especificación de la Alimentación a la Planta.

La Sección de Destilación Atmosférica se diseñará para procesar las corrientes de crudo primario con las siguientes especificaciones:

Crudo	Istmo	Poza Rica
°API 60/60°F	32.04	30.04
Factor de caracterización (WATSON)	11.9	11.9
Paso Molecular	204	218
Viscosidad a 37.8°C (100°F) cs	10.1	12.5
Viscosidad a 99°C (210°F) cs	4.3	3.8

Destilación ASTM:

Crudo Istmo

% Vol	0	10	30	50	70	90
OF	153	238	413	568	835	909

Crudo Poza Rica:

% Vol	0	10	30	50	70	90
	165	270	456	633	883	-

DESCRIPCION DEL PROCESO.

Sección de Destilación Atmosférica

El crudo de carga, proveniente de Límites de Batería, es bombeado a través de dos trenes de precalentamiento formado por ocho intercambiadores de calor cada uno, con objeto de elevar su temperatura desde 20°C (68°F) hasta 238°C (460°F) ó -- 243°C (470°F), dependiendo del tipo de crudo ya que la planta está diseñada para procesar crudo tipo Istmo o Poza Rica.

El precalentamiento del crudo se lleva a cabo aprovechando el calor de los diversos efluentes de las columnas de Destilación Atmosférica DA-102 y de Vacío DA-201 así como de los reflujos externos de las mismas. El crudo precalentado hasta una temperatura de 119°C (245°F) aproximadamente, es conducido a las unidades desaladoras FA-103 A y B donde se lleva a cabo un desalado simple o en una etapa.

Antes de entrar a las desaladoras, el crudo se mezcla con agua (4 a 6% en volumen del crudo) para fines de extracción de sales (cloruros de sodio, magnesio, calcio y hierro principalmente). Es conveniente añadir un desemulsificante químico al crudo para una mejor operación en estos equipos, dicho agente se inyecta en la succión de las bombas de carga GA-101 A y B.

Después de pasar por las desaladoras el crudo desalado prosigue su trayecto por los intercambiadores que anteceden a las Torres de Despunte DA-101 A y B. Las corrientes independientes de cada tren se reúnen, para posteriormente alimentarse a cada una de las dos torres de Despunte.

Con el objeto de que entre parcialmente vaporizado a las torres de Despunte, previamente se reduce la presión de la corriente de crudo precalentado hasta las condiciones de operación de la Torre. La reducción de presión del crudo de alimentación a la torre de despunte para producir la vaporización, se da por medio de la válvula de control de nivel de la misma torre.

Las torres de Despunte operan en un rango de presión de 2.6 y 3.5 Kg/cm² man- (37 y 50 psig) dependiendo del crudo. Por la parte superior se alimenta un reflujo a 37.8°C (100°F) proveniente del acumulador de nafta ligera FA-102, con objeto de recuperar la nafta y fracciones más pesadas que van en el vapor de la alimentación de la Torre de Despunte.

Los vapores de la nafta de despunte pasan a los condensadores EA-115 A-D y -- acumuladores de nafta de despunte FA-101 A y B. La nafta se une dentro de Límites de Batería con la nafta ligera para enviarse a la Sección de Tratamiento Cáustico o Hidrodesulfurización.

De las Torres de Despunte se alimenta a los hornos BA-101 A y B a una temperatura de 234°C (454°F) aproximadamente. En los hornos se lleva a cabo la vaporización de las diversas fracciones (nafta ligera, Kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario) más un pequeño exceso de vaporización de residuo, que tiene por objeto mantener un cierto reflujo en la parte inferior de la Torre.

Después de salir de los hornos, el crudo precalentado, hasta una temperatura de 362°C (682°F), se alimenta a la Torre Fraccionadora DA-102, también se alimenta vapor de agua de 2.8 Kg/cm^2 man y 316°C (40 psig y 600°F) para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre, (1.05 Kg/cm^2 man y 361°C ; 15 psig y 682°F) así como contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros.

La primera extracción de la torre, de gasóleo pesado primario, se obtiene del plato 26 y se hace pasar a un Tanque de balance FA-105. Después de intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-106 A y B) una parte se mantiene como reflujo a un plato superior (22) y la otra se manda a Límites de Batería ya sea a procesamiento en la Planta Catalítica o bien a almacenamiento previo enfriamiento.

Del plato 21 se hacen dos extracciones de gasóleo ligero primario, una después de intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-105 A y B) regresa como reflujo a un plato superior (16), la otra se envía al agotador DA-103 C, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros empleando vapor de agua sobrecalentado. Después de intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-103 A y B) se enfría y se envía a Límites de Batería para su almacenamiento.

Del plato 15 se hace la extracción de Kerosina la cual, después de pasar por el agotador DA-103 B, se envía, previa recuperación calor en el tren (EA-102 A y B) y enfriamiento adicional, a Límites de Batería para su almacenamiento.

Por último del plato 9 se hace la extracción de nafta pesada, la cual después de pasar por el agotador DA-103 e intercambiar calor con el crudo en el tren de precalentamiento (EA-101) se enfría y envía a Límites de Batería para su almacenamiento.

Los vapores de la Torre Atmosférica se envían a los condensadores

de nafta ligera EA-115 A-H y de ahí al tanque acumulador FA-102, Parte se envía como reflujo a la Torre Atmosférica y de Despunte.

En la línea de vapores del domo de la Torre Atmosférica se inyecta inhibidor fílmico, amoniaco e inhibidor neutralizante, con el objeto de evitar la corrosión en esta región debido a la posible presencia de HCL en los vapores, originado por la hidrólisis de los cloruros en los hornos.

La nafta de despunte y la nafta ligera provenientes de los Tanques acumuladores respectivos, se mezclan dentro de Límites de Batería para enviarse a la Planta Hidrodesulfuradora o bien a la Sección de Tratamiento Cáustico - cuando aquella está fuera de operación.

Sección de Destilación al Vacío.

El residuo primario (Fondos de la Torre de Destilación Primaria DA-102) - es enviado a un horno de fuego directo BA-201, donde se lleva a cabo una vaporización parcial de los productos.

La mezcla líquido vapor se lleva a la zona de vaporización de la Torre de Destilación al Vacío DA-201. La presión del sistema horno torre de vacío se mantiene el sistema de eyectores PA-201, siendo por lo tanto esta torre -- del tipo llamado de operación "seca".

De la parte inferior de la columna DA-201, se obtiene una corriente de residuo de vacío la cual se envía al tren de precalentamiento (EA-108 A y B). Una parte se recircula a la Torre de Vacío y la otra se manda a Límites de Ba-
tería.

De la torre de Vacío se extrae una corriente de gasóleo pesado de vacío- que se manda al tanque FA-203, donde sale para dividirse en dos partes, una - regresa a la torre de vacío, para lavado y la otra intercambia calor con el - crudo en el tren de precalentamiento (EA-107 A Y B).

A la salida de los cambiadores EA-107 A y B la corriente de gasóleo pesa- do de vacío se divide en dos corrientes. Una parte después de pasar por el - enfriador EA-203, regresa a la torre como reflujo y la otra después de pasar- por el cambiador EA-107 C para intercambiar calor con el crudo se manda a Lí- mites de Batería ya sea para procesamiento en la Planta Catalítica o bien pre- vio enfriamiento se envía a almacenamiento.

De la torre se obtiene una corriente de Gasóleo ligero de Vacío que, - después de pasar por el tren de precalentamiento (EA-104 A y B) se divi- de en dos partes: una de ellas se dirige a los enfriadores EA-201 A y B alimen- tándose como reflujo al domo de la torre de Vacío, la otra se envía a Límites-

de Batería ya sea procesamiento en la Planta Catalítica o bien previo enfriamiento se envía a almacenamiento.

Los gases y vapores ligeros que salen por el domo de la Torre DA-102 son extraídos mediante dos baterías de eyectores en tres etapas provistos de intercondensadores. En dichos cambiadores se condensan los hidrocarburos ligeros remanentes uniéndose con el condensado de los eyectores antes de ser enviados al tanque de sello FA-204.

Los gases de salida del sistema de eyectores descargan al tanque separador FA-202 cuyos fondos son enviados al tanque de sello FA-204, mientras los incondensables de dicho recipiente se envían a los quemadores del horno BA-201.

El condensado aceitoso proveniente del tanque de sello es enviado posteriormente a las desaladoras FA-103 A y B, mediante la bomba GA-204 con el fin de recuperar los hidrocarburos presentes y complementar el agua requerida a las desaladoras.

Con el objeto de evitar la corrosión se inyecta una cantidad dosificada de amoníaco en la parte superior de la Torre de Destilación al Vacío DA-201.

Para evitar la coquización del crudo reducido en el horno BA-201, se inyecta vapor de media, 17.58 Kg/cm^2 man y 310°C (250 psig y 590°F) o los serpientes del crudo en el punto donde se inicia la vaporización.

Sección de Tratamiento Cáustico.

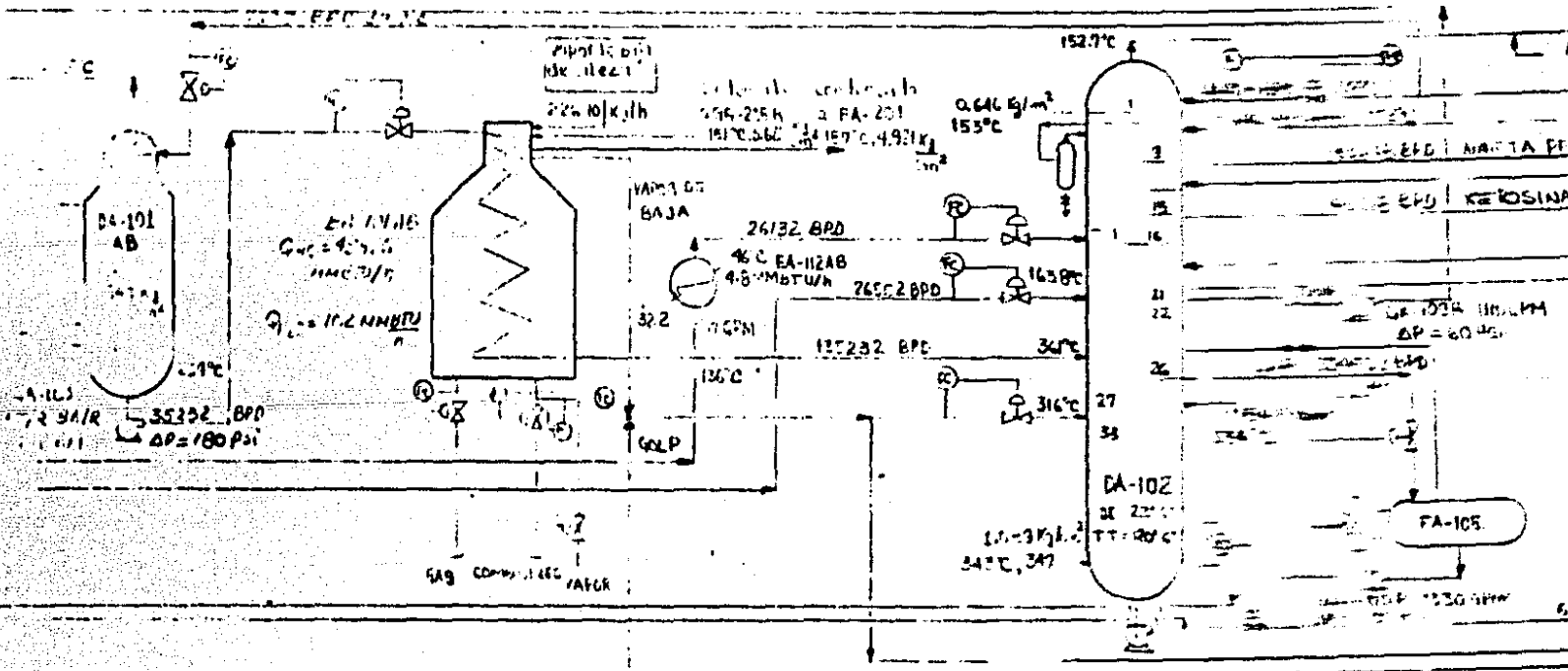
Esta sección normalmente estará fuera de operación, funcionará cuando la Planta Hidrodesulfuradora se encuentra fuera de operación o bien cuando la Planta de Destilación Combinada opera con un crudo tipo Istmo, debido a que se obtienen 42,000 BPD de naftas y la Planta Hidrodesulfuradora tiene una capacidad máxima de 36,000 BPD.

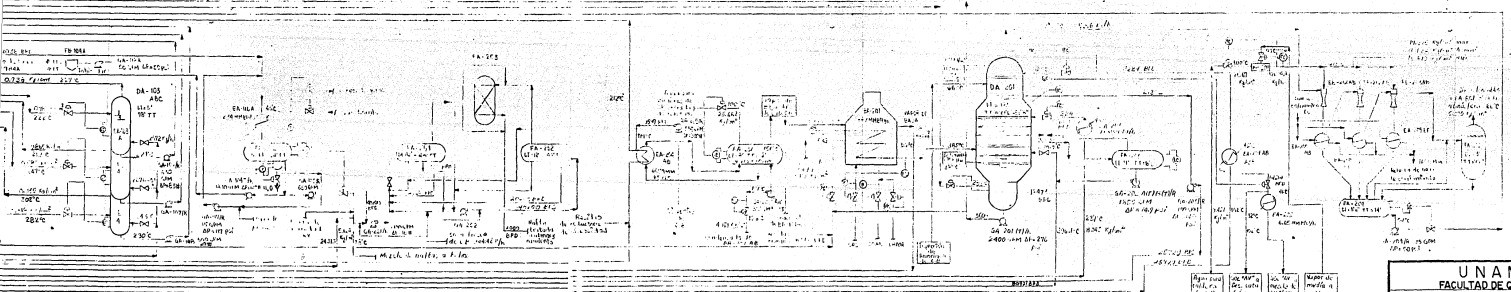
La mezcla de naftas, provenientes de la Sección de Destilación Atmosférica con un contenido total de azufre aproximadamente 800 ppm, se mezclan en línea con un volumen igual de solución acuosa de NaOH al 15% con el fin de eliminar el H_2S y mercaptanos de la mezcla.

La emulsión pasa al tanque asentador de la primera etapa FA-251 donde se separa la emulsión. La corriente de naftas que se obtiene del asentador (Contenido total de azufre aproximadamente 300 ppm), se mezclan nuevamente con un volumen igual de solución acuosa de NaOH al 15% con el fin de eliminar los compuestos de azufre que aún conserve la nafta.

La emulsión pasa al tanque asentador de la segunda etapa FA-252 donde se separa la emulsión. La corriente de nafta tratada que sale del asentador se pasa por un filtro de arena FA-253 con el fin de eliminar la sosa que pudiera haber arrastrado la nafta.

La nafta tratada que se obtiene del filtro de arena se envía a Límites de Bateria para su almacenamiento.





UNAM
 FACULTAD DE QUIMICA
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 PLANTA COMBINADA
 TESIS
 PROFESIONAL: FELIPE DURAN HERRERA
 20100101

LISTA DE EQUIPO
SECCION ATMOSFERICA

BA-101 A y B	Calentadores de Crudo Desalado
DA-101 A y B	Columnas de Despunte
DA-102	Torre de Destilación Atmosférica
DA-103 A	Torre Agotadora de Nafta Pesada
DA-103 B	Torre Agotadora de Kerosina
DA-103 C	Torre Agotadora de Gasóleo Ligero
EA-101	Precalentador de Crudo-Nafta Pesada
EA-102 A	1er. Precalentador de Crudo-Kerosina
EA-102 B	2do. Precalentador de Crudo-Kerosina
EA-102 A	1er. Precalentador de Crudo-Gasóleo Ligero Primario
EA-103 B	2do. Precalentador de Crudo-Gasóleo Ligero Primario
EA-104 A	1er. Precalentador de Crudo-Gasóleo Ligero de Vacío
EA-104 B	2do. Precalentador de Crudo-Gasóleo Ligero de Vacío
EA-105 A	1er. Precalentador de Crudo-Reflujo Gasóleo Ligero Primario
EA-105 B	2do. Precalentador de Crudo-Reflujo Gasóleo Ligero Primario
EA-106 A	1er. Precalentador de Crudo-Gasóleo Pesado Primario
EA-106 B	2do. Precalentador de Crudo-Gasóleo Pesado Primario
EA-107 A	1er. Precalentador de Crudo-Gasóleo Pesado de Vacío
EA-107 B	2do. Precalentador de Crudo-Gasóleo Pesado de Vacío
EA-107 C	Precalentador de Crudo-Producto Gasóleo Pesado de Vacío
EA-108 A	1er. Precalentador de Crudo-Residuo de Vacío
EA-108 B	2do. Precalentador de Crudo-Residuo de Vacío

EA-109 A y B	Enfriadores de Nafta Pesada
EA-110 A y B	Enfriadores de Kerosina
EA-111 A y B	Enfriadores de Producto GasÓleo Ligero Primario
EA-112	Enfriador de Reflujo GasÓleo Ligero Primario
EA-113	Enfriador de Producto GasÓleo Pesado de Vacío
EA-115 A-D	Condensadores de Nafta de Despunte
EA-116 A-H	Condensadores de Nafta Ligera
EA-117 A y B	Calentador Agua a Desaladoras-Salmuera
EA-118	Calentador Agua a Desaladoras-Vapor
EA-119	Condensador de Vapor
EA-120	Calentador de CombustÓleo
EB-101	Caja Enfriadora de Residuos
FA-101 A y B	Tanques Acumuladores de Nafta de Despunte
FA-102	Tanque Acumulador de Nafta Ligera y Reflujo
FA-103 A y B	Desaladoras de Crudo
FA-104	Tanque Separador de Agua
FA-105	Tanque de GasÓleo Pesado Primario
FA-106	Tanque de Solución de Amoniaco
FB-101	Tanque de Desemulsificante
FB-102	Tanque de Inhibidor Neutralizante
FB-103	Tanque de Agua a Desaladoras
FB-104	Tanque de Inhibidor Filmico
FB-105	Tanque de Solución de Sosa
FB-106	Tanque de Decoquizado para BA-101 A y B
GA-101 A, B y R	Bombas de Carga
GA-101 AT y BT	Turbinas de las Bombas de Carga
GA-102 A, B y R	Bombas de Nafta de Despunte

GA-103 A/AR, B/BR	Bombas de Fondos de Torres de Despunte
GA-103 AT, BT	Turbinas de Bombas de Fondos de Torres de Despunte
GA-104/R	Bomba de Reflujo de Nafta Ligera
GA-104 T	Turbina de la Bomba de Reflujo de Nafta Ligera
GA-105/R	Bomba de Nafta Ligera a Almacenamiento
GA-106/R	Bomba de Nafta Pesada a Almacenamiento
GA-107/R	Bomba de Kerosina a Almacenamiento
GA-108/R	Bomba de Gasóleo Ligero Primario a Almacenamiento
GA-109/R	Bomba de Reflujo Ligero Primario
GA-110/R	Bomba de Reflujo Pesado Primario
GA-111/R	Bomba de Gasóleo Pesado Primario a Almacenamiento
GA-112/R	Bomba de Fondos de la Torre Atmosférica
GA-112 T, RT	Turbina de la Bomba de Fondos de Torre Atmosférica
GA-113	Bomba de Inyección de Desemulsificante
GA-114	Bomba de Inyección de Inhibidor Neutralizante
GA-115/R	Bomba de Inyección de Agua a Desaladoras
GA-116/R	Bomba de Retorno de Agua de Enfriamiento
GA-117/R	Bomba de Recirculación de Condensado
GA-118/R	Bomba de Inhibidor Fílmico

SECCION DE VACIO

AD-201	Cisterna para Agua de Enfriamiento
BA-201	Calentador de Cruído Reducido
DA-201	Torre de Destilación al Vacío
EA-201 A y B	Enfriador de Reflujo Gasóleo Ligero de Vacío
EA-202	Enfriador de Producto Gasóleo Ligero de Vacío
EA-203	Enfriador de Reflujo Gasóleo Pesado de Vacío
EA-204 A-D	Enfriador de Residuo-Generador de Vapor

EA-205 A-F	Condensadores del Sistema de Vacío
FA-201	Tanque de Condensado
FA-202	Tanque de Incondensables
FA-203	Tanque de Gasóleo Pesado de Vacío
FA-204	Tanque de Sello
FA-801	Tanque de Relevo Húmedo
FA-802	Tanque Separador Húmedo Gas Combustible
FA-803	1er. Tanque Evaporador de Condensados
FB-201	Tanque de Aceite de Sellos
FB-202	Tanque de Diluyente (Kerosina)
FB-203	Tanque de Fosfatos
FB-204	Tanque de Sulfitos
FB-205	Tanque de Decoquizado para BA-201
FA-804	2do. Tanque Evaporador de Condensados
GA-201/R	Bomba de Fondos de Torre de Vacío
GA-201 T, RT	Turbinas de la Bomba de Fondos de la Torre de Vacío
GA-202 A, B y R	Bomba de Gasóleo Pesado de Vacío
GA-202 AT, BT	Turbinas de la Bomba de Gasóleo Pesado de Vacío
GA-203/R	Bomba de Gasóleo Ligero de Vacío
GA-204/R	Bomba de Condensado Aceitoso
GA-205/R	Bomba de Condensado a Calentadores
GA-205 RT	Turbina de la Bomba de Condensado
GA-206/R	Bomba de Diluyente
GA-207/R	Bomba de Inyección de Fosfatos
GA-208/R	Bomba de Inyección de Sulfitos
GA-209/R	Bomba de Producto Gasóleo Pesado de Vacío
GA-211/R	Bomba de Aceite de Sello

CA-212/R	Bomba de Condensado de Tanques Vaporizadores
GA-801/R	Bomba de Relevo Húmedo
GA-801 T	Turbina de la Bomba de Relevo Húmedo
FA-251	Tanque Asentador Primera Etapa
FA-252	Tanque Asentador Segunda Etapa
FA-253	Filtro de Arena
CA-251/R	Bomba de Recirculación Primera Etapa
CA-252	Bomba de Recirculación Segunda Etapa
GA-119/R	Bomba de Solución de Sosa
GA-120/R	Bomba de Solución de Amoniaco
PA-102	Paquete de Secado de Aire de Instrumentos

CAPITULO IV

ANALISIS DE RIESGOS

4.1

Para el análisis de riesgos se requiere conocer los siguientes términos que se mencionan a continuación:

Peligro.- Es cualquier condición o causa potencial de un accidente, por ejemplo, alta concentración de vapores inflamables en el ambiente.

Riesgo.- Es toda posibilidad de daño o pérdida de los recursos de una planta. Bajo este concepto, el lógico que los riesgos siempre implican una pérdida de la productividad y por lo tanto, deben ser eliminados.

Evento peligroso.- Es aquel evento poco deseado, la combinación de peligro con alguna actividad o persona, la cual puede empezar una secuencia de eventos que terminará en accidente. Por ejemplo, una persona soldando en un ambiente con alta concentración de vapores inflamables.

Secuencia de un accidente.- La cadena de eventos que empiezan con un peligro y termina con la consecuencia de un accidente.

El desarrollo tecnológico en las diferentes ramas de la ingeniería, así como la optimización de los diseños de las plantas de procesamiento industrial han llevado a la concepción de plantas con equipos y sistemas de control cada vez más sofisticados, lo cual trae como consecuencia el tener que analizar los procesos en su etapa de diseño en forma sistemática y con una metodología que este acorde con la complejidad de los mismos, de tal manera que asegure reducir al mínimo posible los riesgos que se tienen tanto en el arranque como en la operación diaria de la planta.

Actualmente el estudio de los riesgos detectados, se basa en las experiencias del personal que analiza los diagramas de flujo de proceso y los diagramas de tubería e instrumentos en el diseño, pero se considera que no es suficiente simplemente con hacer uso de la experiencia que tenemos al respecto o que creemos tener y en muchas ocasiones nos damos cuenta que las evaluaciones hechas no son lo más eficientes, sino que se requiere la implementación de un método de estudio de los riesgos, ya que de no ser así, se puede llegar a sobreproteger la unidad, encareciendo el diseño innecesariamente o bien dejarla deficiente en algunos aspectos.

Por tal razón y considerando la importancia que tiene, explicaremos las técnicas que nos puedan facilitar tanto la evaluación como el análisis

de riesgos en las plantas de proceso.

Se entiende por análisis de riesgos: La estimación de la posibilidad de que un riesgo ocurra, analizando las consecuencias del riesgo y comparar los resultados anteriores, para decidir si se debe de tomar en cuenta una acción o que no reduzca la posibilidad de ocurrencia o se minimicen las consecuencias al dejar correr el riesgo.

El análisis de riesgos es una actividad preventiva e importante en el control de accidentes, es también una herramienta que ayuda al supervisor a desarrollar la habilidad para detectar riesgos, le proporciona guías para eliminar condiciones y actos inseguros. Es aplicable a todas las unidades desde que son proyectos y aún cuando se encuentran en operación, es por lo tanto la base del adiestramiento del trabajo, pero siempre hemos encontrado algunos problemas para la evaluación correcta de los riesgos.

No es una técnica esotérica que puede ser practicada por una élite de iniciados. Puede ser empleada por cualquier tecnólogo competente.

Sin embargo, hablar de análisis de riesgos es hablar de una actividad básica en los programas de seguridad y generalmente determinamos las operaciones ha analizar de acuerdo con nuestras estadísticas de accidentes o las operaciones que creemos más peligrosas, pero cuantas veces nos ha sucedido que las recomendaciones que damos para la corrección de algunos riesgos no son aprobadas por la inversión que requieren y cuantas otras, nos damos cuenta que la inversión que se hizo para controlar otros riesgos fue inútil o exagerada.

4.2 ELIMINACION DE RIESGOS

Es imposible eliminar todos los riesgos en una planta, pero por seguridad de la misma todos los riesgos potenciales deben eliminarse. Entonces debemos establecer lo más importante así como conocer cuales atacar primero.

Existen tres puntos básicos que pueden eliminar los riesgos de incendio y/o explosiones en las plantas de proceso y que acuerdo a la experiencia son responsables directos de la mayoría de los accidentes.

a).- Diseño seguro del proceso, en el cual se deberán considerar las posibles fuentes de ignición y las condiciones extremas del proceso.

b).- Entrenamiento intensivo del personal y supervisión estricta sobre el cumplimiento de procesamiento de operación y control de emergencias.

c).- Aplicar los programas de mantenimiento preventivo principalmente en las áreas de más riesgo.

En la etapa de diseño del proceso se deberá recopilar y analizar la mayor

cantidad de información posible sobre los materiales que se manejan y procesan, lo cual servirá de base para tener un proceso seguro para el personal, las instalaciones y el público.

No siempre es fácil identificar los riesgos (encontrar cuales riesgos están presentes en una planta o proceso), algunos son muy obvios, como los que se denominan condiciones inseguras y otros son tan difíciles como puede ser el comportamiento humano. De ahí que se tenga que observar la actuación del personal.

Mientras que otras veces se utiliza el método tradicional, que fue construir la planta y ver que ocurre, utilizando la experiencia que se tiene de las plantas similares o cercanas para identificar los riesgos.

Otro método frecuentemente usado para identificar los riesgos son los reportes de inspección de un proceso, pero su desventaja principal es que si algún riesgo es olvidado no estará en el reporte y puede fácilmente pasarse por alto. Los reportes de inspección pueden ser satisfactorios si hay o no una pequeña innovación y todos los riesgos ya se conocen de antes. Son menos satisfactorios cuando el diseño es nuevo, a menos que estemos haciendo una copia exacta de una planta existente que ha sido probada satisfactoriamente. Por tal razón, las industrias de los procesos químicos prefieren una técnica más creativa o abierta. Por lo tanto, la identificación de los riesgos en las plantas se enfocan sobre métodos que puedan examinar las interacciones entre el personal y los equipos.

Después que hemos identificado los riesgos, tenemos que decidir que tan lejos vamos a ir en cuanto a su eliminación o protección del personal y de las instalaciones (evaluación de riesgos)..

Algunas veces, hay un método barato y obvio de eliminar los riesgos; algunas otras veces nuestra experiencia o un manual nos dice como hacerlo. Otras veces es menos fácil decidir. Entonces podemos trabajar sobre la probabilidad de una accidente y la extensión de sus consecuencias y compararlo con un objetivo o criterio. Este método es conocido como Análisis de Riesgos. Algunas veces una estimación de 5 minutos es suficiente. En otras ocasiones se requieren estudios más detallados que toman varias semanas.

Analizar una operación no es un trabajo complicado, de hecho la mayoría de los supervisores la realizan actualmente sobre todo cuando analizan un accidente. El Análisis de Riesgos es un estudio crítico y detallado de los métodos maquinaria, herramienta, personal y todas las condiciones que intervienen en la operación. El objetivo del análisis de operación, es enseñar al personal

el ¿Qué, Cómo y Porqué?. El trabajo que realizan y asegurarse de que cada quien haga el trabajo de la misma forma. El ¿Qué? es la tarea que usted asigna a su personal, se debe desglosar paso a paso la operación sin dejar dudas acerca de como hacer el trabajo y señalando claramente la secuencia. El Cómo, el supervisor debe analizar y señalar claramente con que riesgos se hace cada paso de la operación, que condiciones y actos inseguros tiene, debe identificar todas las posibilidades de accidente, considerando tambien fatiga del equipo o rupturas, sin olvidar, polvos, humos, etc., posteriormente va a señalar las medidas preventivas para eliminar los riesgos antes señalados.

El Porqué, es indispensable que todo el personal conozca no tan solo el "qué" y el "cómo", sino también el porqué del trabajo que esta llevando a cabo, siempre estimulandolos para que hagan sugerencias y mejorar las condiciones de trabajo, recuerde los trabajadores deben tener bien definidos todos los pasos y riesgos de la operación ya que como todos sabemos los trabajadores son clientes de los accidentes.

A pesar de todos los esfuerzos, fallaremos en preveer todos los riesgos y algunos causarán accidentes. Podemos aprender de los accidentes no solo de aquellos que causan daño serio, sino también de aquellos que no, por ejemplo la fuga de fluidos inflamables que no se prendieron. Es esencial que estas pequñeses se investiguen y los resultados se hagan saber a las personas que les corresponde o la próxima vez resultará en daños y lesiones.

Todo análisis de riesgos consta de las siguientes etapas:

- 1) Estimar con que frecuencia ocurren los riesgos.
- 2) Estimación de las consecuencias de los riesgos.
- 3) Comparación de los resultados de (1) y (2) con una meta o algún criterio con el fin de decidir si es necesario o no tomar una acción para reducir la posibilidad de que el riesgo ocurra, para minimizar las consecuencias, o bien para decidir si el riesgo puede ignorarse, al menos por un tiempo.

4.3 EVALUACION DE LOS RIESGOS

EL riesgo casi nunca podrá ser eliminado completamente, como ya señalamos anteriormente, pero puede ser reducido y lógicamente el esfuerzo para reducir los riesgos debe ser planificado, es decir tratar primero los riesgos mayores.

Ningún prevencionista puede pasar por alto la situación económica actual que tiene la industria donde labora y por ende los recursos limitados para invertir en la reducción de los riesgos, es por ello que cualquier gasto que se lleve a cabo debe ser valorado eficientemente con el objeto de dar prioridades y sobre todo justificar la inversión a nuestros administradores y principalmente ante nosotros mismos.

El monto del riesgo causado por un peligro específico aumenta con las causas siguientes:

- a) Cuando aumenta la probabilidad que un evento peligroso resulte en pérdida.
- b) Cuando aumenta el grado de exposición.
- c) Cuando aumentan las consecuencias potenciales del evento.

Para calcular el riesgo vamos a considerar tres factores que son:

- Exposición: Frecuencia con la que una persona está expuesta a un riesgo.
- Probabilidad: Ocurrencia de un evento.
- Consecuencia: Daño (pérdida) y/o lesión de un posible accidente.

Por lo tanto si relacionamos estos tres factores llegamos a la siguiente fórmula matemática:

Riesgo (R) = Exposición (E) x Probabilidad (P) x Consecuencia (C).

$$R = E \times P \times C$$

Los valores numéricos se asignan a cada uno de los factores. Estos dan una medida relativa para comparar las magnitudes de riesgos de varios peligros.

- 1.- Exposición: Como ya señalamos anteriormente es la frecuencia con la que una o varias personas están expuestas a un riesgo y por otro lado la frecuencia con la que se presenta este riesgo, mientras mayor sea la exposición a una situación potencialmente peligrosa, mayor es el riesgo asociado con la exposición. Para valorar la exposición establecemos una escala de 0 a 10 a través de varias frecuencias de exposición; así el valor de 10 se da a las exposiciones continuas. Luego, el valor de 1.0 se designa a la situación de exposición rara (por ejemplo, unas pocas exposiciones al año). La estimación de valores para exposiciones entre estos dos puntos de referencia resulta en la estimación de valores intermedios.

FRECUENCIA DE EXPOSICION	VALOR
Continúa (dos o más veces por día)	10
Frecuente (una diaria)	6
Ocasional (una vez a la semana)	3
Poco Usual (una vez al mes)	2
Rara (pocas veces al año)	1
Muy raro (una vez al año)	0.5
Ninguna	0

2.- Probabilidad: Que la secuencia del accidente concluya y consecuentemente la ocurrencia de un daño y/o lesión, la tabla de valores establecida para este concepto es de 10 a 0.1 como sigue:

- a) Puede ser anticipado10
(Es el resultado más esperado o es el que ocurre más frecuentemente)
- b) Muy posible 6
(No es raro)
- c) Poco usual, pero posible 3
(Ha ocurrido)
- d) Muy poco usual 1
(Ha ocurrido en alguna parte)
- e) Imaginable pero muy poco posible0.5
(No ha pasado hasta el momento)
- f) Prácticamente imposible0.1

3.- Consecuencia: Son los daños materiales o las lesiones personales ocasionada a una o varias personas como resultado de un accidente, los valores numéricos que daremos a este factor es de 100 a las mayores consecuencias y de 1 a las consecuencias apenas notables, de acuerdo con la siguiente tabla:

CONSECUENCIAS POSIBLES	VALORES
A) Catástrofe 100 (Más de cinco muertos y daños mayores a \$ 10,000,000)	
B) Desastre 40 (De dos a cuatro muertos y daños mayores a \$ 5,000,000)	
C) Muy seria 25 (Una muerte o daños mayores a \$ 1,000,000)	
D) Seria 15 (Incapacidad permanente o daños mayores a \$10,000.00)	
E) Importante 5 (Incapacidad temporal o daños mayores a \$ 1,000.00)	
F) Leve o menor 1 (Lesión sin pérdida de una jornada de trabajo y daños menores a \$ 1,000.00)	

Las magnitudes de los riesgos que a continuación se enlistan, estan basadas en las experiencias pasadas o actuales, nos indican como podemos tomar una acción

correctiva recomendada de acuerdo con el valor indicado en cada riesgo.

Más de 400 requiere de detener la operación y tomar acciones inmediatas para obtener un valor menor.

De 200 a 400 puntos requiere de una acción correctiva inmediata.

De 70 a 200 puntos es necesario la corrección tan pronto como sea posible.

De 20 a 70 puntos requiere de una acción demorada a menos que cobre importancia.

Menor de 20 puntos aceptable en el estado o situación que se presente.

Con estos factores nosotros podemos enlistar los riesgos de acuerdo a prioridades y así mismo tenemos el análisis valorado de cada factor y para aplicar medidas correctivas necesitamos iniciar disminuyendo los valores de cualquiera de los factores de exposición, probabilidad o consecuencia, ya sea por medio de equipo de protección personal, guardas, señalamientos, cambiando métodos, etc.

Para justificar la inversión de las acciones correctivas de los riesgos se tiene la siguiente fórmula:

$$J = \frac{R}{F_c \times {}^{\circ}C}$$

Donde:

- J = Justificación de la inversión.
- R = Riesgo
- F_c = Factor de costo
- °C = Grado de corrección.

El factor de justificación (J), representa la efectividad del gasto para la acción propuesta. Se puede usar para comparar las efectividades del gasto de varias alternativas de control, para determinar si hay un método de control conocido que éste justificado para el riesgo analizado.

Para calcular el factor de costo tenemos la siguiente tabla con parámetros de 10 a 0.5 de acuerdo al monto de la inversión y es:

- a) Más de \$ 5,000,000 10
- b) De \$ 2,500,000 a \$ 5,000,000 6

c)	De \$ 1,000,000 a \$ 2,500,000	4
d)	De \$ 750,000 a \$ 1,000,000	3
e)	De \$ 500,000 a 750,000	2
f)	De \$ 250,000 a 500,000	1
g)	Menos de \$ 250,000	0.5

Y para calcular el grado de corrección se realiza de acuerdo a que tanto el riesgo es reducido y también se tiene la siguiente tabla:

a)	Riesgo totalmente eliminado 100%.....	1
b)	Riesgo reducido en un 75%	2
c)	Riesgo reducido entre el 50% y 75%	3
d)	Riesgo reducido entre el 25% y 50%	4
e)	Riesgo reducido menor al 25%	6

Por experiencia los investigadores han determinado valores numéricos para métodos que se justifican. Un factor de justificación menor a 10 indica que la alternativa es de un valor dudoso. La reducción del riesgo es tan pequeña que no se justificaría el gasto del esfuerzo y tiempo: tales recursos pueden ser mejor invertidos en otras actividades. Valores entre 10 y 20 indican que la acción está justificada. La experiencia sugiere que un factor de justificación mayor de 20 indica una acción de alto valor para reducir el riesgo.

Esta escala de factores de justificación permite una comparación de controles alternativos, y también ayuda a establecer prioridades para la administración y control de todos los riesgos, indicándonos que existe un mejor método para reducir riesgos con inversiones más efectivas.

Por lo tanto, la evaluación de los riesgos y la justificación de la inversión, son una herramienta que con el juicio y la experiencia nos da como resultado un método para invertir más adecuadamente en la eliminación o reducción de los riesgos presentes en las plantas. Así como también la óptima utilización de los recursos en la prevención y control de los riesgos inherentes en las plantas.

4.4

MÉTODOS DE ADMINISTRACION DE RIESGOS

(TERMINAR - TRATAR - TRANSFERIR - TOLERAR)

Después de identificar y evaluar la exposición a la pérdida, se debe decir como, se es posible, si deben protegerse las plantas de proceso contra las pérdidas que pueden resultar y escoger una o más de las siguientes opciones: (1) eliminar el riesgo, (2) reducir a un mínimo o prevenir la pérdida, (3) transferir el riesgo a otro, y (4) planear y absorber las pérdidas dentro de

sus propios recursos. La última alternativa se le conoce como una simple retención si el administrador de riesgos no se prepara financieramente ha absorber la pérdida. Esto se llama "seguro propio" o sea se ha establecido un fondo para cubrir las pérdidas a medida que ocurran.

1.- EVITAR EL RIESGO (TERMINAR) - Evitar por completo un riesgo no es muy a menudo una alternativa que se pueda utilizar. Por ejemplo, en una planta se pueden evitar todos los riesgos simplemente cerrando sus puertas para siempre.

Los resultados negativos de estas acciones probablemente pesarán más que sus ventajas. Sin embargo, hay ocasiones en que se pueden evitar estos riesgos. Una compañía puede discontinuar la producción de un artículo porque los riesgos pueden ser mayores que las futuras ganancias.

2.- PREVENCIÓN Y REDUCCIÓN DE PERDIDAS (TRATAR) - Si no es posible evitar cierto riesgo, puede ser posible prevenir ciertas pérdidas futuras o disminuir a un mínimo esas que no pueden ser prevenidas.

El sistema automático de aspersores es un buen ejemplo para la reducción de pérdidas. El calor del incendio actúa en la cabeza del aspersor, el cual inmediatamente actúa para extinguir las llamas. Este sistema no evitará los fuegos, ya que no actúa hasta que el incendio empieza. Sin embargo, los aspersores son muy efectivos en reducir la cantidad de pérdidas después de que el fuego ha empezado.

3.- TRANSFERIR EL RIESGO - Si un riesgo no se puede evitar, y es muy severo para mantenerlo o para asegurarlo por cuenta propia este riesgo debe ser transferido. La forma más común de transferir un riesgo es obtener un seguro. Sin embargo, existen otras formas también, como Contratos de Seguridad y mantener acuerdos de indemnización.

Debe mencionarse que transferir usualmente es la forma más cara de administrar un riesgo. Esta forma se le debe considerar como la última opción que el administrador de riesgos debe intentar, y debe ser usada solamente cuando no se puede encontrar otra alternativa más satisfactoria.

4.- RETENCIÓN DEL RIESGO (TOLERAR) - Si todas las medidas prácticas ya se han tomado para prevenir o reducir la pérdida y toda vía no es posible evitar el riesgo, el administrador debe considerar si es factible mantener el riesgo.

Estos riesgos pueden ser mantenidos porque la máxima cantidad de pérdida que puede resultar sería muy pequeña para causar problemas financieros.

Asumir un riesgo voluntariamente es una herramienta del administrador de riesgos, pero mantener un riesgo inadvertidamente o sin intención es un problema muy serio. Retener un riesgo inadvertidamente es el resultado de la falta de

cuidado del administrador por no poder identificar los riesgos a que se encuentran expuestas las plantas de proceso.

Puesto que los riesgos solamente pueden ser: tratados, tolerados, transferidos o terminados; y con base en el sistema laboral de Pemex, sólo pueden ser tratados o tolerados. Dado que el tolerarlos resulta en disminución en la productividad, lo que queda es tratarlos.

Los profesores Mehr y Hedges mencionan tres reglas que se deben seguir en la selección de los métodos para tratar sus riesgos.

Las reglas son:

- 1a. No arriesgue más de lo que puede aceptar perder. No se debe decidir que se puede asumir pérdidas fuera del alcance económico. También nos recuerda cualquier riesgo que asumimos debe ser cuidadosamente evaluado, y debe ser reevaluado frecuentemente para descubrir y corregir modificaciones causa de cambios de circunstancias.
- 2a. No arriesgue mucho por poco. No se debe asumir un riesgo si el costo de transmisión es menor en relación a la pérdida potencial.
- 3a. Considere las Probabilidades. No se debe pagar una gran cantidad de dinero para transferir un pequeño riesgo. Estos pueden ser cuando la pérdida potencial es pequeña o uno en que la probabilidad de pérdida es mínima.

4.5 DETERMINACION DE RIESGOS

Para la determinación de riesgos posibles en caso de incendio, fue necesario clasificar las áreas peligrosas existentes en las instalaciones industriales de la Planta Combinada de la Refinería, debidas a la presencia de gases o vapores inflamables de hidrocarburos ó sus derivados.

A continuación definimos los siguientes términos que serán de gran utilidad:
Temperatura de ignición.

Es la temperatura mínima en la que se inicia la autocombustión de una sustancia.

Mezcla explosiva.

Es la combinación de aire y vapores o gases, en tales proporciones, que el contacto con una fuente calorífica, ocasiona una explosión o fuego.

Temperatura de evaporación.

Es la temperatura mínima en la que un líquido genera suficiente vapor,

para formar una mezcla inflamable con el aire que entra en contacto.

Densidad de vapores o gases.

Es el peso de un volumen de vapor o gas puro, comparado con el peso de igual volumen de aire seco, a la misma presión y temperatura.

Fuente de peligro.

Es la parte o partes de un equipo y sus instalaciones, por donde escapen sustancias explosivas o inflamables al medio ambiente durante su operación, reparación o mantenimiento.

Áreas peligrosas.

Se consideran como áreas peligrosas los lugares en donde se manejen, almacenen o procesen hidrocarburos y sus derivados, en donde existan o puedan existir vapores o gases de esos productos, que, combinados con el aire ambiente, produzcan mezclas explosivas o inflamables.

Equipo intrínsecamente seguro.

Es el que en condiciones normales o anormales de operación, no libera energía calorífica suficiente para inflamar cualquier mezcla adyacente en el que ha sido aprobado.

Equipo a prueba de explosión.

Es el equipo eléctrico que se instala dentro de una caja metálica, la cual es capaz de soportar la explosión que pueda ocurrir dentro de ella, de un gas o vapor específico y evitar que la atmósfera inflamable que la rodea se incendie debido a chispas, arcos, o explosión interior de dicho gas o vapor; su temperatura externa de operación debe ser tal que no incendie la atmósfera inflamable que la rodea.

Equipo de seguridad aumentada.

Es un equipo de uso general, al que incorporan protecciones para asegurar que no producirá calentamientos excesivos, arcos, ni chispas.

Equipo sumergido en aceite.

Es el que mantiene sus partes energizadas que puedan producir arcos, chispas en operación normal o anormal, sumergidas en aceite, para evitar que inflamen cualquier mezcla adyacente.

Equipo con presión positiva.

Es el que en su interior contiene aire limpio o gas inerte a mayor presión que la ambiental y no permite la entrada de mezclas explosivas o inflamables.

En las instalaciones de las Refinerías se manejan, almacenan y procesan líquidos y gases inflamables derivados del petróleo en grandes cantidades y

sometidos a presiones y temperaturas elevadas: y es frecuente que ocurran o puedan ocurrir liberaciones de los mismos a la atmósfera, que al combinarse con el aire en las proporciones adecuadas, dan lugar a mezclas inflamables o explosivas.

Con el objeto de evitar que tanto el equipo como las instalaciones eléctricas constituyan posibles fuentes de ignición de las mezclas inflamables descritas, deben tomarse las medidas de seguridad necesarias al hacer la selección de los equipos e instalaciones eléctricas que deban operar en donde existan o puedan existir mezclas inflamables.

El equipo eléctrico instalado en estos lugares puede causar la ignición de una mezcla inflamable al alcanzar la temperatura de ignición de la misma, ya sea por calentamiento de sus partes, o bien por arcos o chispas que pueden producirse aun durante la operación normal.

Por tal motivo, las partes del equipo eléctrico que produzcan chispas, arcos o altas temperaturas no deberán tener contacto con las mezclas inflamables, instalando en lo posible el equipo eléctrico fuera de donde existan o puedan existir estas mezclas. En los casos en que sea indispensable que el equipo eléctrico se localice donde existan o puedan existir dichas mezclas, deberá encerrársele en cajas o carcazas que soporten sin deteriorarse, una explosión en su interior y a la vez enfríen los gases calientes resultantes de dicha explosión durante su salida al medio circundante, para que no produzcan daños; denominándose al equipo de estas características "a prueba de explosión".

El grado de peligrosidad de las mezclas explosivas depende de:

La concentración de gases o vapores inflamables o explosivos.

Su densidad en relación con el aire, su temperatura de ignición y su temperatura de evaporación, por lo que se hace necesario tomar en cuenta la naturaleza de dichas sustancias, al diseñar las instalaciones eléctricas y seleccionar el equipo.

La naturaleza y extensión de la áreas peligrosas debidas a la liberación de sustancias inflamables, deberán determinarse tomando en cuenta la presencia de :

- a) Gases inflamables que se manejan como tales
- b) Gases de productos licuados del petróleo
- c) Líquidos inflamables

La volatilidad de los líquidos inflamables es variable, y aquí se considerón como líquidos inflamables aquellos que tengan una temperatura de ignición menor de 60°C (140°F) y una presión de vapor absoluta que no exceda de 2.81 Kg/cm² (40 lb/pulg²) a 38°C (100°C), según los define la Asociación Nacional de Protección Contra Incendio (NFPA), quien a su vez los divide en las siguientes clases:

Clase I. Líquidos con temperatura de ignición menor de 38°C (100°F). A su vez esta clase puede dividirse en la forma siguiente.

Clase IA. Incluye aquellos que tienen temperatura de ignición menor de 23°C (73°F) y un punto de ebullición menor de 38°C (100°F).

Clase IB. Los que tienen temperatura de ignición menor de 23°C (73°F) y punto de ebullición de 38°C (100°C) o mayor.

Clase IC. Incluye aquellos que tienen una temperatura de ignición de 23°C (73°F), o mayor, sin llegar a 38°C (100°F).

Clase II. Los líquidos con temperatura de ignición de 38°C (100°C) o mayor, pero menor de 60°C (140°F).

Clase III. Líquidos con temperatura de ignición de 60°C (140°F) o mayor, subdivididos en:

Clase IIIA. Aquellos con temperaturas de ignición entre 60°C (140°F) y 93°C (200°F), y

Clase IIIB. Aquellos con temperatura de ignición de 93°C (200°F) o mayor.

Las mezclas atmosféricas saturadas con vapores de los líquidos inflamables son aproximadamente una y media vez más pesadas que el aire, pero cuando los vapores se diluyen en la atmósfera lo suficiente para crear una mezcla inflamable, la densidad de la mezcla se aproxima a la del aire.

Los líquidos más volátiles de la Clase I tales como las gasolinas naturales generan grandes volúmenes de vapores cuando se liberan a la atmósfera en cantidades apreciables; a diferencia de los más pesados, como los xilenos, determinados solventes y algunos productos intermedios de refinación, que desprenden menor cantidad de vapores a las temperaturas normales de almacenamiento, resultando riesgosos solamente en las cercanías de la superficie del líquido o bien cuando se calienta a temperaturas superiores a las de su punto de ignición.

A menos que la liberación de vapores ocurra en lugares cerrados, éstos tienden a disiparse a la atmósfera, diluyéndose rápidamente hasta los valores de concentración menores al límite inferior de inflamabilidad, acelerándose, esta dilución con el movimiento del aire. Sin embargo, al hacer la selección de equipo eléctrico debe considerarse que las mezclas atmosféricas con vapores de líquidos inflamables de la Clase I se encuentran dentro de los límites de inflamabilidad.

Los líquidos de la Clase II, como son la kerosina, la mayoría de los solventes y algunos aceites combustibles, casi no desprenden vapores a las temperaturas normales de manejo y almacenamiento, por lo que el riesgo que presentan en estas condiciones es bajo. Cuando estos líquidos se calientan, aumenta la cantidad

de vapores desprendidos y el riesgo de ignición debido al equipo eléctrico se acumulan en las cercanías de la fuente de vapores, ya que éstos no alcanzan a dispersarse suficientemente debido a que tienden a condensarse al ser enfriados por el aire circundante. Si estos líquidos se calientan a temperaturas extremadamente altas, los vapores pueden encenderse espontáneamente al ser liberados a la atmósfera, sin necesidad de que intervenga como fuente de ignición el equipo eléctrico. De acuerdo con lo anterior, para efectos de diseño, eléctrico sólo deben considerarse riesgosos los líquidos de clase II en las cercanías de los puntos de liberación, cuando éstos se manejan, almacenan o procesan a temperaturas superiores a las de su punto de ignición.

Los líquidos de la clase III, como los combustibles, desprenden vapores cerca de su superficie, únicamente cuando se les calienta a temperaturas mayores a la de su punto de ignición, pero en cantidad reducida no representa riesgo de ignición debido al equipo eléctrico.

Temperatura máxima en superficies de equipos.

La máxima temperatura que deben alcanzar los equipos en sus superficies en condiciones normales de operación ó con sobrecargas, no debe exceder del 80% de la temperatura de ignición de las mezclas explosivas adyacentes. En los equipos de combustión interna se considerarán únicamente las superficies externas.

En las instalaciones de la Planta Combinada se requiere una atención especial y conocimiento profundo de los riesgos que estan presentes en todas y cada una de sus áreas.

En consecuencia de ello se pretende generar un conocimiento de las áreas que nos representan más riesgo en la planta.

4.6 CLASIFICACION DE AREAS PELIGROSAS

Condiciones de incendio o explosión

Para que pueda ocurrir un incendio o explosión debido al equipo eléctrico, se han de satisfacer las siguientes condiciones:

Debe estar presente un gas o vapor inflamable o explosivo.

Debe estar mezclado con aire en proporciones que produzcan una mezcla inflamable y además próximo al equipo o instalación eléctrica.

Para evitar que el equipo o instalaciones eléctricas constituyan posibles fuentes de ignición de mezclas explosivas, las partes que produzcan chispas, arcos o altas temperaturas, no deben tener contacto con éstas, instalandolas fuera de las áreas peligrosas, cuando el proceso lo permita.

Los factores que han de considerarse para determinar la clasificación y extensión de cada área peligrosa son:

La cantidad de material peligroso que pueda escaparse en caso de accidente.

La eficiencia del sistema de ventilación.

El área total afectada.

La historia de la industria con respecto a explosiones o incendios.

Las áreas peligrosas se consideran divididas en las tres clases siguientes:

Clase I. Areas en las cuales están o pueden estar presentes gases o vapores inflamables en cantidad suficiente para formar con el aire, mezclas explosivas.

En las instalaciones de la Planta Combinada se presentan en los lugares siguientes:

Donde se vierten líquidos inflamables a la atmósfera.

Donde existan recipientes y tuberías que manejan líquidos inflamables que estén previstos de válvulas, medidores, bombas y otros equipos o accesorios a través de los cuales puedan existir fugas.

Clase II. Areas en las que están presentes polvos combustibles.

Clase III. Areas en la que están presentes fibras o materiales que floten en el aire y que son fácilmente inflamables; pero en las que no es probable que se encuentren en suspensión en el aire en cantidad suficiente para producir mezclas inflamables.

Las áreas peligrosas Clase II y III no están presentes en las instalaciones de la planta Combinada.

Cada una de estas clases se divide a su vez en División 1, que comprende las áreas normalmente peligrosas; y en la División 2 que agrupan las áreas que son peligrosas sólo bajo condiciones anormales.

Areas Clase I, División 1 a

Son lugares en donde existen continuamente concentraciones peligrosas de gases o vapores explosivos o inflamables, en condiciones de operación.

Area Clase I, División 1 b

Son lugares en donde:

Existen intermitente o periódicamente concentraciones peligrosas de gases o vapores inflamables, en condiciones normales de operación.

Puedan existir frecuentemente concentraciones peligrosas de los mismos gases o vapores inflamables, a causa de trabajos de reparación o mantenimiento o por causa de escapes.

El equipo es operado y los procesos de funcionamiento se efectuarán en tal forma que la operación defectuosa o la interrupción de los procesos de trabajo, puede provocar la liberación de concentraciones peligrosas de gases o vapores inflamables y al mismo tiempo, la falla del equipo eléctrico.

Area Clase I, División 2

Son lugares en donde:

Se manejan, procesan o usan líquidos volátiles, gases o vapores inflamables que estan normalmente confinados en recipientes o sistemas cerrados, pero de los cuales pueden escapar, en caso de ruptura o avería accidental de los recipientes o sistemas, o en caso de funcionamiento anormal de los equipos por medio de los cuales se manejan dichos líquidos, gases o vapores.

Una ventilación adecuada impide normalmente la concentración de gases o vapores peligrosos, pero que por falla del equipo de ventilación, puedan convertirse en peligrosos, estén contiguos a los de Clase I, Divisiones 1 a o 1 b y a los cuales puedan llegar ocasionalmente concentraciones de gases o vapores peligrosos, a menos que pueda evitarse tal comunicación, por medio de un sistema de ventilación adecuada, provistos de dispositivos seguros que impidan las fallas del sistema de ventilación.

Areas no peligrosas

En las instalaciones de la Planta Combinada existen áreas en que la liberación de sustancias inflamables ocurre tan raramente en algunas operaciones y equipos, que no justifica el considerar como áreas peligrosas sus alrededores, por lo que deben considerarse como áreas no peligrosas, las siguientes:

a) Areas libremente ventiladas en las que se tengan las sustancias inflamables dentro de sistemas cerrados de tubería que estén formados únicamente por los tubos, conexiones, bridas medidores y válvulas (excepto los de control y operación eléctricos, que deben ser del tipo a prueba de explosión); siempre y cuando se les proporcione un mantenimiento adecuado.

b) Areas de ventilación restringida en la que los sistemas de tubería para las sustancias inflamables no contengan válvulas, conexiones, bridas u otros accesorios.

c) Areas de almacenamiento de líquidos inflamables (acumuladores) en recipientes sellados, siempre y cuando no estén expuestos a otras condiciones peligrosas.

d) Areas donde existe permanentemente fuentes de ignición, tales como calentadores de fuego directo, quemadores, etc., siempre y cuando su localización esté de acuerdo con lo establecido en las normas.

Area libremente ventilada

Se considerará como área libremente ventilada a cualquier edificio, cuarto, o espacio a la intemperie, que no presente obstrucciones a la circulación natural del aire a través de él, vertical y horizontalmente. Estas áreas pueden estar techadas, cerradas en uno de sus lados, o tener paredes parciales que no lleguen al piso.

Un ejemplo de ellas son la mayoría de los cobertizos para las bombas existentes en las instalaciones.

Extensión de las áreas peligrosas

Para eliminar las áreas peligrosas deben determinarse las posibles fuentes de peligro, o sea las fugas o escapes de gases o vapores inflamables que resulta prácticamente imposible evitar en forma absoluta durante la operación del equipo o bien durante las reparaciones o trabajos de limpieza, como son las fugas por estoperos, sellos, empaques y uniones mecánicas; así como los sitios en que deliberadamente pueden escapar a la atmósfera productos inflamables, como en los venteos, purgas, válvulas de alivio, etc.

Los límites de las áreas peligrosas dependen de los siguientes factores:

Tipo de líquido o gas de la fuente de peligro, cantidad de líquido o gas fugado, densidad del gas o vapor y tipo de ventilación.

Cada fuente deberá considerarse rodeada por un volumen de atmósfera peligrosa que dependiendo de varias circunstancias, pertenecerá a la División 1 o a la División 2. A su vez, las áreas de la División 1 deberá considerarse rodeadas por áreas de la División 2 de extensión suficiente para garantizar la dilución hasta concentraciones no peligrosas de los gases o vapores inflamables contenidos en la atmósfera del área de División 1.

Para fines prácticos, los volúmenes de la División 2 que rodeen a las fuentes de peligro no necesariamente deben limitarse por círculos en los planos horizontal y vertical, sino que podrán tener la forma de paralelepípedos rectangulares, orientados según ejes que correspondan a la disposición del equipo en la planta; pero en ningún caso estos cuerpos podrán tener dimensiones menores a las distancias que se especifiquen en los párrafos siguientes.

Se considerarán como gases o vapores más ligeros que el aire únicamente aquellos cuya densidad sea menor del 75% de la densidad del aire bajo condiciones normales. Los gases o vapores que tengan una densidad mayor de este valor, deberán considerarse como productos más pesados que el aire.

Las áreas donde se encuentran instaladas tuberías eléctricas y compartimientos conectados a éstas y que están separados de los flúidos de proceso por un sello o barrera, se clasificarán en la División 2, siempre que el lado de salida

de la tubería o compartimientos se encuentren fuera de las áreas peligrosas.

Clasificación de áreas en sitios libremente ventilados.

a) Productos más pesados que el aire.

En términos generales, una fuente de peligro de productos inflamables más pesados que el aire en sitios libremente ventilados o a la intemperie, dará origen en todas direcciones a un área rectangular de la División 2 en el plano vertical, que se extenderá 8 metros hacia arriba y hacia los lados, a partir de la fuente de peligro, a la que se agregará otra área en el mismo plano de la misma División 2, que se extenderá horizontalmente hasta 15 metros de la fuente de peligro y verticalmente hasta 8 metros de altura sobre el piso (fig.E-1). En los sitios en que se considere que el escape o liberación de productos inflamables puede ser de consideración, deberá agregarse otra área de la División 2 de 60 centímetros de altura, que se extenderá hasta 30 metros de la fuente de peligro.

b) Productos más ligeros que el aire.

Las fuentes de peligro de productos inflamables más ligeros que el aire, darán origen a un área rectangular de la división 2 en el plano vertical, que se extenderá 8 metros hacia arriba y 5 metros hacia los lados y hacia abajo de la fuente de peligro o cuando ésta se encuentra colocada a menos de 5 metros de altura, la distancia hacia abajo será limitada por el nivel del piso (fig. E-2).

c) Fuera de las plantas de proceso.

Cuando existan fuentes de peligro en locales ventilados, como por ejemplo, empaques de bombas, juntas de medidores, mezcladores u otros dispositivos similares, que manejen productos que desprendan vapores o gases inflamables, deberá considerarse en cualquier plano vertical un área peligrosa de la División 2, que se extenderá hasta 1.5 metros de la superficie exterior del dispositivo, agregándole un área de la misma división de 1 metro de altura, que se extenderá horizontalmente hasta 8 metros de distancia de la superficie del dispositivo (fig. E-3).

Cuando la ventilación sea inadecuada, las áreas mencionadas deberán considerarse de la División 1 a, y estarán rodeadas por un área de la división 2, que se extenderá a 3 metros de la superficie exterior del aparato o dispositivo y horizontalmente hasta 15 metros de la propia superficie y hasta una de 1.5 metros sobre el piso, así como hasta 30 metros con una altura de 60 centímetros,

también a partir del piso. (fig E-4)

d) Líquidos inflamables a presión.

Las áreas al aire libre que contengan bombas, purgaderos, accesorios de vaciado, medidores y dispositivos similares, colocados en tubería que lleven líquidos inflamables a presión, se consideran como lugares Clase I, División 2, hasta una distancia, en todas direcciones, de 1 metro de la superficie exterior de los dispositivos mencionados. El área Clase I, División 2, se extenderá también 50 centímetros por encima del nivel del piso, dentro de los 3 metros horizontales de cualquier superficie de dichos dispositivos. (fig E-5)

Clasificación de áreas en sitios confinados

1) Los lugares confinados o cerrados inadecuadamente ventilados en que existan o pueden existir fugas de materiales inflamables más pesados que el aire a través de estoperos, sellos o empaques o donde se trasvasen líquidos de esa naturaleza, así como donde se pulvericen o esparsan líquidos inflamables, deberán considerarse como áreas de la división 1 a en su totalidad. A estas áreas de la división 1 a, las rodearán en cualquier plano vertical de la división 2 que llegará hasta 3 metros de distancia en todas direcciones a partir del límite de la división 1, debiéndose agregar una franja de la división 2 de 8 metros de altura sobre el nivel del piso, que llegará hasta 15 metros de distancia de la fuente de peligro (fig. E-6). En los sitios en que se considere que el escape o liberación de productos inflamables puede ser de consideración, deberá agregarse otra área de la división 2 de 60 centímetros de altura, que se extenderá hasta 30 metros de la fuente de peligro.

2) Cuando en los lugares confinados o cerrados inadecuadamente ventilados, las fuentes de peligro sean de productos más ligeros que el aire, estos lugares se considerarán en su totalidad como áreas de la división 1 a, y estarán rodeadas en cualquier plano vertical por un área de la división 2 que llegará hasta 3 metros de distancia en todas direcciones, a partir del límite del área de la División 1 a (fig. E-7).

3) Cuando se manejan productos con temperaturas de inflamación espontánea cercanas a la temperatura ambiente, en lugares confinados o mal ventilados, además de las disposiciones de la norma, deberá existir un sistema de ventilación, forzada, diseñado en tal forma que se asegure la continuidad de su funcionamiento

4) Los lugares cerrados que por sus condiciones deberán ser clasificados en la división 1 a, cuando estén provistos de ventilación forzada en que se asegure la continuidad de su operación, para mantener una presión positiva, serán consi-

derados como área de la división 2, si el aire por la ventilación se toma de un área de esta división, o como sitios no peligrosos, si el aire se toma de un área no peligrosa y además, se desconecta automáticamente la alimentación de energía eléctrica al lugar en caso de fallar dicha ventilación. Cuando el lugar cerrado se encuentre localizado de tal modo que debiera clasificarse como área de la división 2, podrá ser considerado como área no peligrosa, si la presión positiva se mantiene por medio de un sistema de ventilación forzada en que se asegure la continuidad de operación y el aire se toma de un área no peligrosa, puede considerarse que la ventilación es adecuada, cuando el movimiento del aire mantiene a la mezcla vapor-aire, bajo del 25% del límite menor de ignición de ésta.

Estando cerradas todas las puertas y ventanas, la presión positiva que se mantenga en el interior de estos lugares no deberá ser menor de 2.54 mm (0.1 pulg) de una columna de agua.

Estando abiertas todas las puertas y ventanas, debe mantenerse una velocidad de salida del aire de 18m/min (60 pies/min) en todas las salidas y aberturas.

Los cambios de aire deberán calcularse a razón de 0.305 m³/min por metro cuadrado (un pie cúbico por minuto por pie cuadrado de piso), para líquidos que tengan una temperatura de ignición menor de 43°C (110°F).

Para que la ventilación natural sea la adecuada, en locales donde se manejen líquidos con temperatura de ignición mayor de 43°C (110°F), deben tener áreas libres de entrada de aire, en proporción de 0.2 metros cuadrados por cada 100 metros cuadrados de piso. Antes de permitir que se energice nuevamente el sistema eléctrico de uno de estos lugares, después de una falla en la ventilación deberá comprobarse por medio de un explosímetro que no existe atmósfera peligrosa o bien deberá efectuarse el cambio de volumen de aire en el local por lo menos 4 veces.

Los locales cerrados a los que se apliquen las disposiciones de los párrafos anteriores, no deberán tener comunicación con locales de otras divisiones y deberán estar localizados por lo menos a 15 metros de toda fuente de peligro.

5) Cuando los edificios tales como cuartos de control, cuartos de equipo eléctrico, oficinas, laboratorios, etc., se localicen dentro de las áreas consideradas como peligrosas y no sean sitios libremente ventilados, deberán clasificarse de la manera siguiente:

a) Cuando una puerta, ventana o cualquier otra abertura en la pared o techo

del edificio, quede localizada total o parcialmente dentro del volúmen atmosférico considerado como peligroso, todo el interior del cuarto o edificio pertenecerá - a la misma división que el volumen atmosférico exterior peligroso, (Fig. E-8)

b) Cuando no existan puertas, ventanas ni aberturas en las partes del techo y paredes localizadas dentro del volúmen atmosférico considerado como peligroso, todo el interior del cuarto del edificio se clasificará como no peligroso (fig. E-9).

FOSAS

Todas las fosas, trincheras, zanjas y en general, depresiones del terreno que se encuentren dentro de las áreas de las divisiones 1 y 2, deberán considerarse como áreas de la división 1 a.

Cuando las fosas o depresiones no se localicen dentro de áreas de las divisiones 1 o 2, como las definidas anteriormente, pero que contengan tuberías de hidrocarburos, válvulas o accesorios, deberán clasificarse como áreas de la división 2 en su totalidad.

BOMBAS

Cuando las bombas de líquidos volátiles inflamables se encuentren instaladas en lugares a la intemperie sobre el nivel del piso, se considerará que existe un área peligrosa de la división 2, hasta una distancia de 8 metros en todas las direcciones a partir de la superficie exterior de la bomba, además de un área de la misma división que se extenderá horizontalmente hasta 15 m., de distancia de la bomba y hasta una altura de 50 cm., sobre el nivel del piso (fig. E-10).

Cuando las bombas se encuentren instaladas dentro de locales libremente ventilados, deberá considerarse que existe un área peligrosa de la división 2 en todo el interior del local. Las paredes del local limitarán el área peligrosa, siempre que sean totalmente cerradas y no se comuniquen por ningún medio al exterior, ya que de hacerlo, deberá prolongarse el área de la división 2 fuera del local hasta una distancia horizontal de 3 m de la pared con comunicación al exterior y hasta la altura del techo, debiendo agregar otra área de la misma división, que se extenderá horizontalmente hasta 15 m de distancia de la bomba y hasta una altura de 50 cm sobre el nivel del piso (fig.E-11).

Cuando las bombas se encuentren instaladas dentro de los locales cerrados o con mala ventilación, se considerará que existen las mismas áreas peligrosas descritas antes, excepto que todo el interior del local pertenecerá a la división 1 a (fig. E-12).

En locales interiores con ventilación adecuada que contengan bombas de líquidos volátiles inflamables, o líneas de estos productos sometidas a presión con válvulas, medidores u otros dispositivos similares, se considerará que existe un área peligrosa de la división 2 hasta una distancia de 1.5 m en todas direcciones a partir de la fuente de peligro. Debe considerarse, además un área de la división 2, de un metro de altura sobre el piso, que llegará horizontalmente hasta 8 metros de distancia de dicha fuente de peligro (Fig.E-13)

Tanques de almacenamiento elevados

En los tanques de almacenamiento elevados, que contengan productos inflamables, se considerará que existen las siguientes áreas peligrosas indicadas en la figura E-14.

- a) Cualquier registro abierto, venteo o respiradero del tanque, dará origen a un área de la división 1 a, hasta una distancia de 1.5 m en todas direcciones.
- b) Se considerará como área de la división 2, el espacio comprendido desde a superficie exterior del tanque hasta una distancia de 3 m en todas direcciones, debiendo, además, prolongarse el área peligrosa en el plano vertical, hasta el nivel del piso.
- c) Cuando el tanque cuente con un muro de contención, se considerará como área de la división 2 en cualquier plano vertical, toda el área situada dentro del muro de contención, desde el nivel del piso, hasta la altura del muro.

Tanques separadores

A los tanques separadores con ventilación libre, se les considera rodeados por un área división 2 hasta 3 metros de su superficie y partes componentes (fig. E-15)

4.7 AREAS PELIGROSAS EN LA PLANTA COMBINADA

Para la localización de áreas peligrosas de la Planta combinada se tomo en cuenta la distribución del equipo y las condiciones particulares de operación.

Áreas de la división 1 a

Como los hidrocarburos y sus derivados inflamables se procesan en esta planta en tuberías y recipientes cerrados, se puede considerar que en general el ambiente no estará contaminado con frecuencia con gases o vapores inflamables, reduciéndose la posibilidad de su existencia a los casos en que ocurran fugas por los estoperos de las bombas, o bien se purguen los recipientes o cambiadores de calor.

Como puede verse en la Figura 4-1 las bombas que manejan productos inflama-

bles o relativamente calientes, se encuentran localizados en la casa de bombas, siendo un lugar libremente ventilado, no existiendo por tanto áreas de la división 1 a en este caso.

Las purgas de los recipientes y cambiadores deben considerarse como lugares donde se trasvasan o vacían líquidos inflamables o chorro abierto, ya que durante las reparaciones pueden emplearse para vaciar volúmenes apreciables, por lo que existirá una zona de la división 1 a hasta una distancia de 1.0 m en todas direcciones a partir de la purga, ya que se trata de sitios libremente ventilados.

Por último, deben desde luego considerarse como zonas de la división 1 a las trincheras localizadas dentro de áreas de la división 2; siendo estas trincheras las del área de cambiadores y de la casa de bombas como puede verse en la Figura 4-1.

Area de la división 2

Como ya se dijo, los estoperos de las bombas deben considerarse como fuentes de peligro en un sitio libremente ventilado, por lo que existirá un volumen de la división 2 hasta 8 m de distancia en todas direcciones a partir de las bombas, más otro de la misma división 2 de 8 m de altura sobre el piso, que se extenderá hasta 15 m. de las bombas.

Existirá también un volumen de la división 2 hasta una distancia de 1.5 m en todas direcciones, de las purgas ya mencionadas al tratar de la división 1.

Por último, se considerará perteneciente, a la división 2 el área contenida por la citarilla y hasta la altura de ésta, de los cambiadores ya que la citarilla debe considerarse como un pequeño muro de contención.

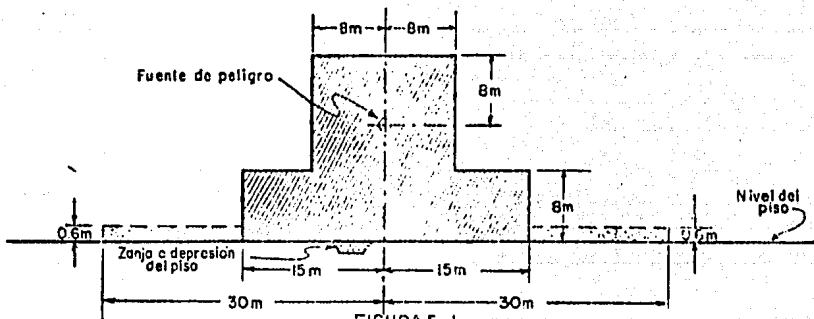






FIGURA E-1

ÁREAS PELIGROSAS EN SITIOS LIBREMENTE VENTILADOS O A LA INTemperIE, EN QUE SE MANEJAN PRODUCTOS MÁS PESADOS QUE EL AIRE.

-  Área Clase I, División 1
-  Área Clase I, División 2
-  Área adicional de la Clase I, División 2, sólo en sitios en que pueden ocurrir liberaciones apreciables de productos inflamables.
-  Área no peligrosa

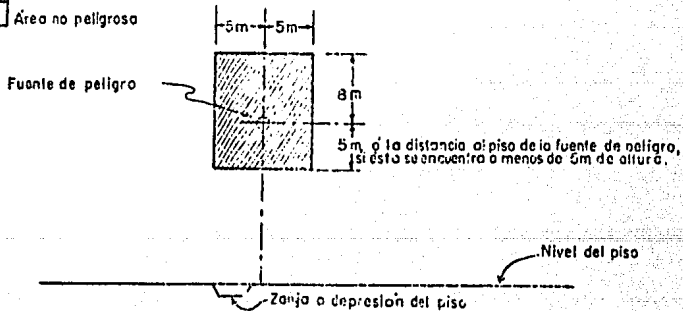
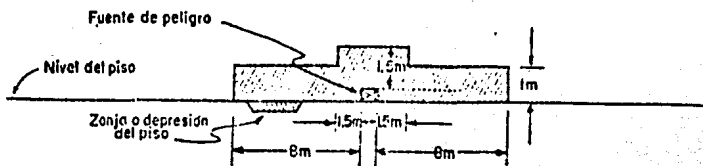






FIGURA E-2

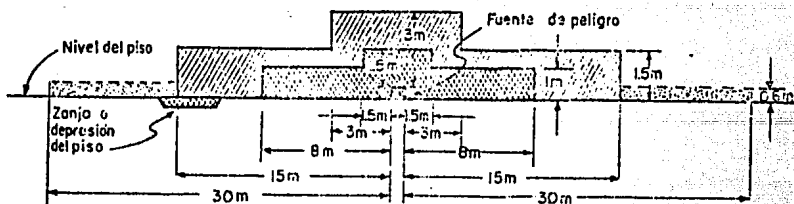
ÁREAS PELIGROSAS EN SITIOS LIBREMENTE VENTILADOS O A LA INTemperIE, EN QUE SE MANEJAN PRODUCTOS MÁS LIGEROS QUE EL AIRE.

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
ÁREAS PELIGROSAS	
FELIPE DURAN HEREDIA	



-  Área Clase I, División 1
-  Área Clase I, División 2
-  Área Adicional de la Clase I, División 2, sólo en sitios en que pueden ocurrir liberaciones apreciables de productos inflamables.
-  Área no peligrosa

— FIGURA E-3 —
 ÁREAS PELIGROSAS EN SITIOS LIBREMENTE
 VENTILADOS FUERA DE LAS PLANTAS DE PROCESO

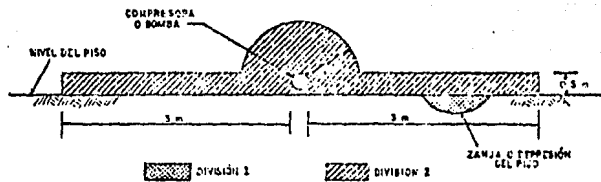


— FIGURA E-4 —
 ÁREAS PELIGROSAS EN SITIOS CONFINADOS
 FUERA DE LAS PLANTAS DE PROCESO

FACULTAD DE QUIMICA UNAN

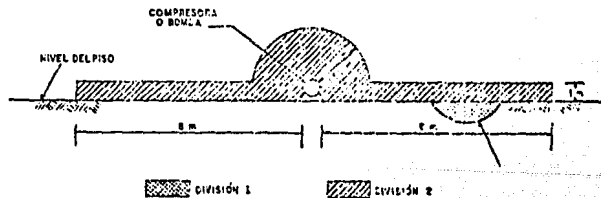
ÁREAS PELIGROSAS

FELIPE DURAN HEREDIA



- Figura E-5 -

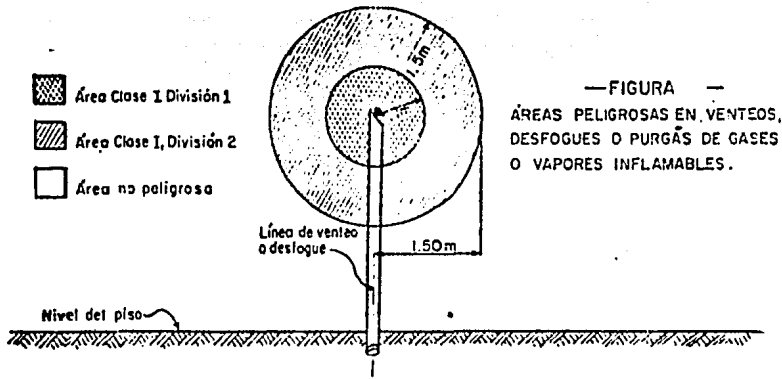
ÁREAS PELIGROSAS EN LAS COMPRESORAS DE GAS Y BOMBAS DE LÍQUIDOS INFLAMABLES INSTALADAS EN LUGARES A LA INTemperIE.



- Figura E-5A -

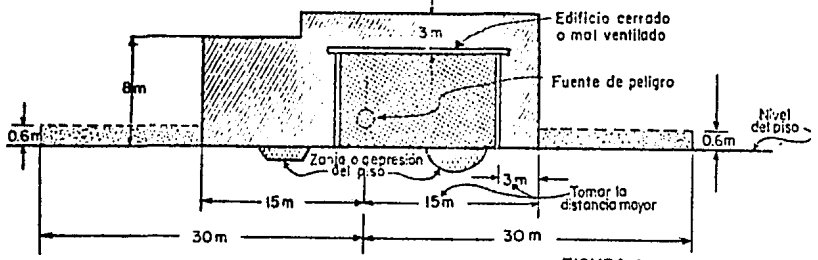
ÁREAS PELIGROSAS EN LAS COMPRESORAS DE GAS Y BOMBAS DE LÍQUIDOS INFLAMABLES INSTALADAS DENTRO DE LOCALES LIBREMENTE VENTILADOS.

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
ÁREAS PELIGROSAS	
FELIPE DURAN HEREDIA	



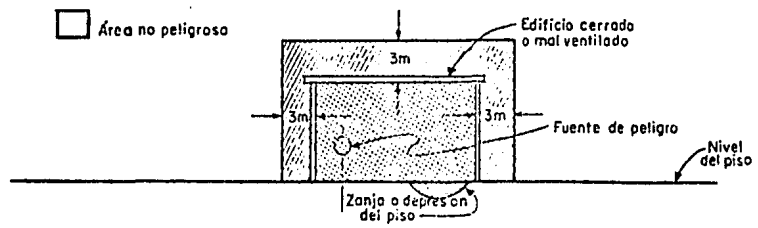
- Área Clase I, División 1
- Área Clase I, División 2
- Área no peligrosa

— FIGURA —
 ÁREAS PELIGROSAS EN VENTEO,
 DESFOGUES O PURGAS DE GASES
 O VAPORES INFLAMABLES.



- Área Clase I, División 1
- Área Clase I, División 2
- Área adicional de la Clase I, División 2, sólo en sitios en que pueden ocurrir liberaciones apreciables de productos inflamables.
- Área no peligrosa

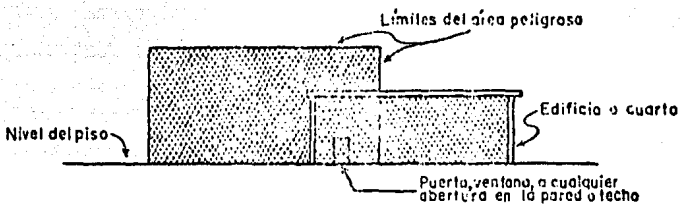
— FIGURA E-6 —
 ÁREAS PELIGROSAS EN SITIOS CONFINADOS
 EN QUE SE MANEJAN PRODUCTOS MÁS PESADOS
 QUE EL AIRE.



— FIGURA E-7 —

ÁREAS PELIGROSAS EN SITIOS CONFINADOS
 EN QUE SE MANEJAN PRODUCTOS MÁS LIGEROS
 QUE EL AIRE.

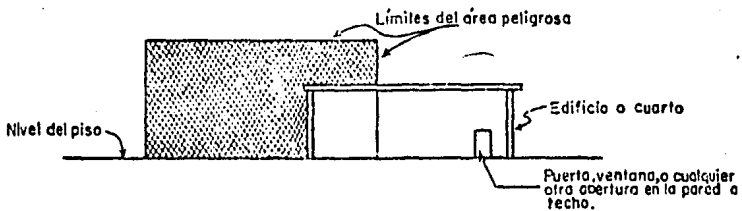
FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
AREAS PELIGROSAS	
FELIPE DURAN HEREDIA	



— FIGURA E-8 —
 CLASIFICACIÓN DE EDIFICIOS CON
 ABERTURAS LOCALIZADAS DENTRO
 DE ÁREAS PELIGROSAS.

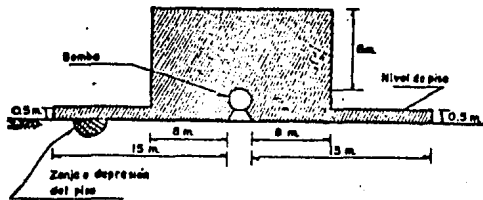
Área peligrosa Clase I, Divisiones 1 ó 2



Área no peligrosa



— FIGURA E-9 —
 CLASIFICACIÓN DE EDIFICIOS SIN
 ABERTURAS LOCALIZADAS DENTRO
 DE ÁREAS PELIGROSAS.

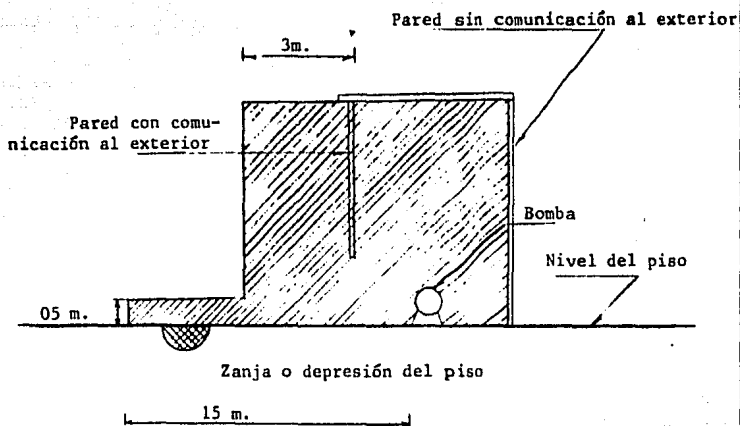
FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
ÁREAS PELIGROSAS	
FELIPE DURAN HEREDIA	



-  Area Clase 1, División 1a
-  Area Clase 2, División 2

AREAS PELIGROSAS EN LAS BOMBAS DE LOS DUCTOS DE TRANSPORTE DE LIQUIDOS INFLAMADLES INSTALADAS EN LUGARES A LA INTemperIE

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
AREAS PELIGROSAS	
FELIPE DURAN H.	FIG. E-10



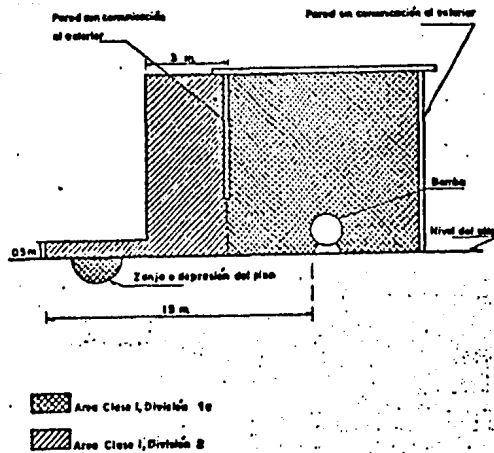
Area Clase 1, División 1a.



Area Clase 1, División 2.

AREAS PELIGROSAS EN LAS BOMBAS DE LOS
 DUCTOS DE TRANSPORTE DE LIQUIDOS INFLAMABLES
 INSTALADAS DENTRO DE LOCALES LIBREMENTE VENTILADOS.

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
AREAS PELIGROSAS	
F.D.H.	FIG. E-11



AREAS PELIGROSAS EN LAS BOMBAS DE LOS DUCTOS DE TRANSPORTE DE
 LIQUIDOS INFLAMABLES, INSTALADAS EN LOCALES CERRADOS MAL VENTILADOS

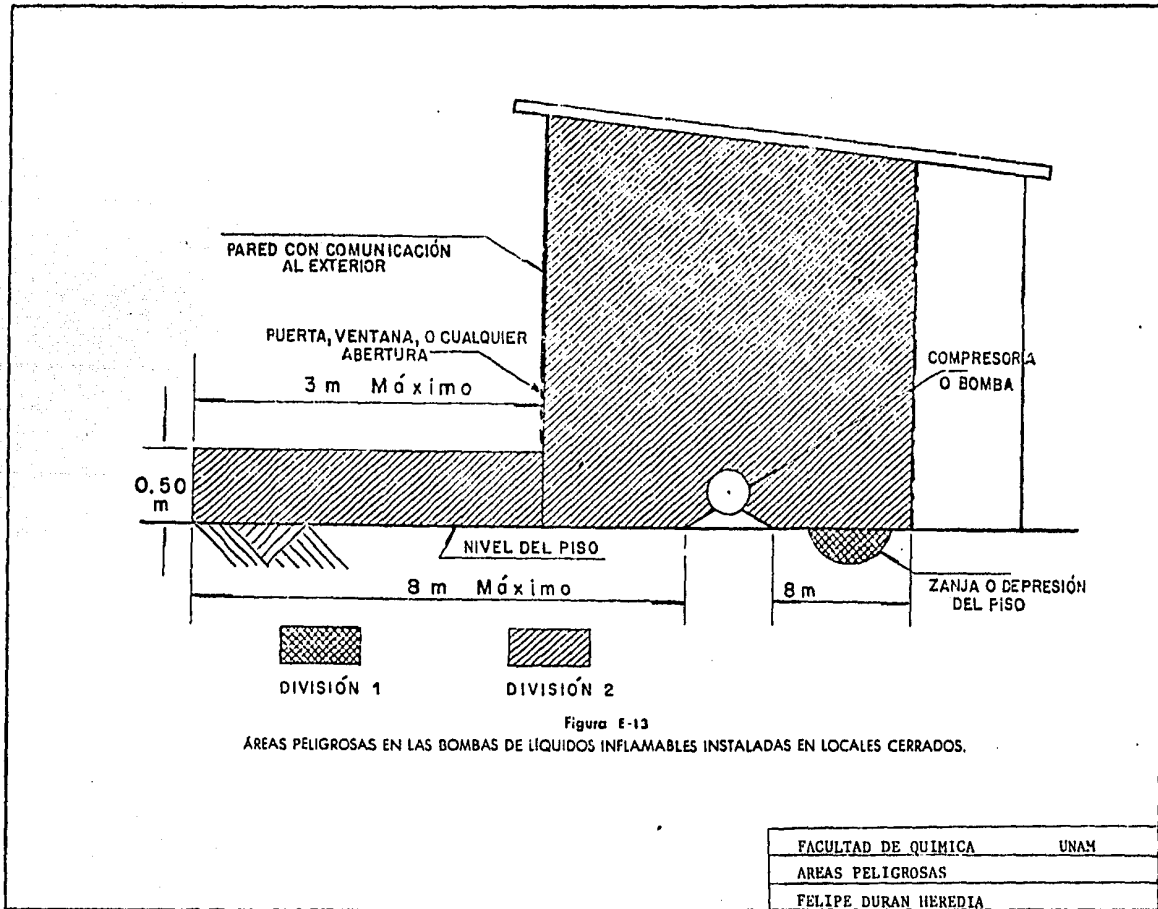
FACULTAD DE QUIMICA

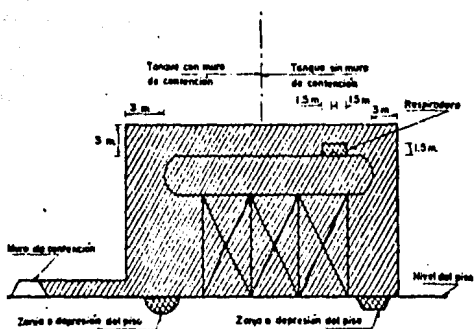
UNAM



AREAS PELIGROSAS

FELIPE DURAN H.

FIG. E-12

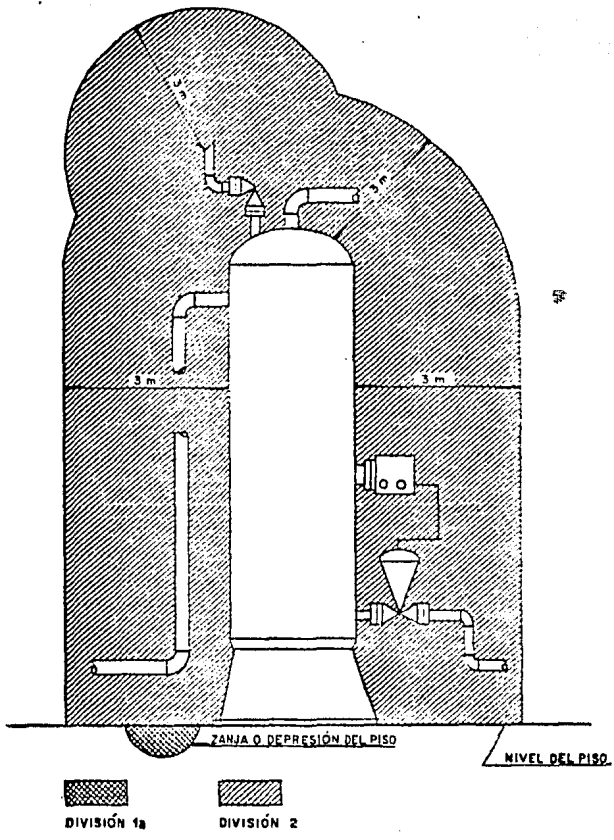




 Área Clase I, División 1
 Área Clase I, División 2

ÁREAS PELIGROSAS EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO ELEVADOS

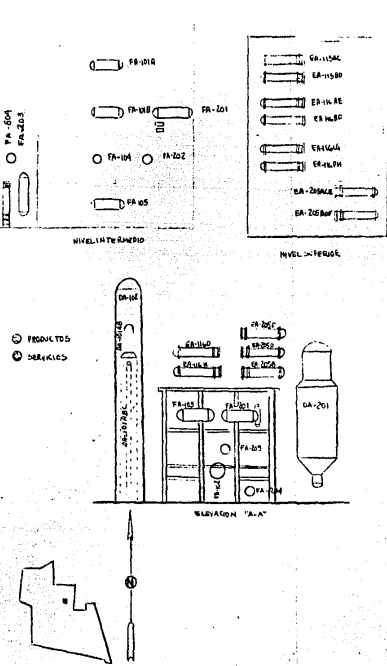
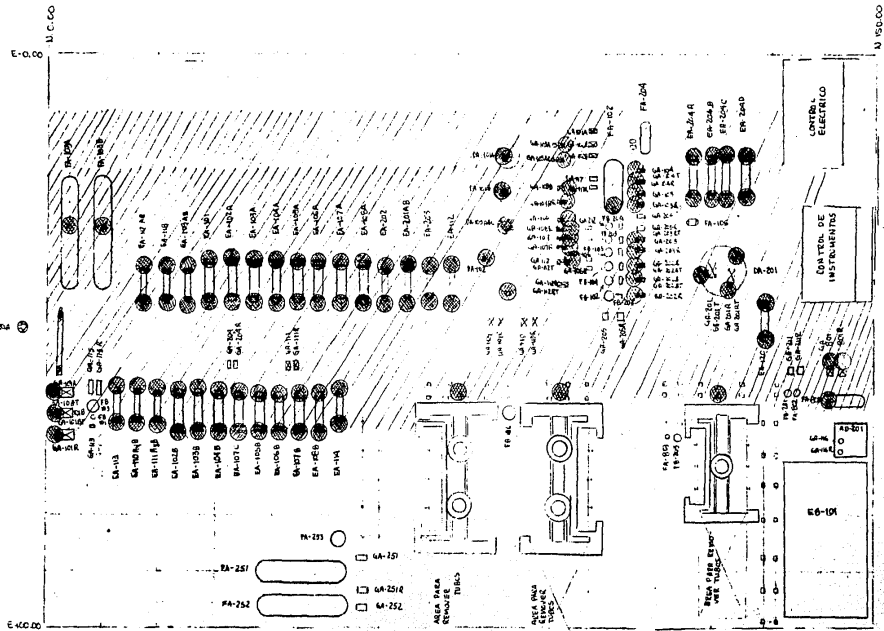
FACULTAD DE QUÍMICA	U N A M
ÁREAS PELIGROSAS	
E.D.M.	FIG. E-14



- Figura E-15

ÁREAS PELIGROSAS EN SEPARADORES DE ACEITE, AGUA, GAS Y SU EQUIPO AUXILIAR.

FACULTAD DE QUIMICA	U N A M
AREAS PELIGROSAS	
FELIPE DURAN H.	



NOTAS:

1. Clasificación de productos por sus características clase I, grupo D, DIVISIONES 1 y 2.
2. En división 1 en los copos de drenaje y ventos tienen un radio de 1.6 m. en todas direcciones.

- copos de drenaje
- Ventos elevados
- △ Drenaje
- x fuente de polvoro

● Área difusión 1
 ● Área difusión 2

FACULTAD DE QUIMICA	U N A M
CLASIFICACION DE AREAS	
E.D.H	FIG. 4-1

C A P I T U L O V

DISEÑO DEL SISTEMA CONTRA INCENDIO PARA LA PLANTA COMBINADA

Los fundamentos de la ingeniería de protección tienen por objetivo minimizar la probabilidad de pérdidas de vidas, daños a la propiedad e interrupciones de la producción. Además de hacer una descripción de los elementos que integran el sistema de protección, tratando de establecer las características principales de los mismos. Sobre estos principios se elaborará la ingeniería básica.

El desarrollo de los fundamentos de ingeniería considera las instalaciones por proteger, desde los siguientes puntos de vista:

- a) Tamaño de las instalaciones
- b) Complejidad del proceso
- c) Localización de áreas de riesgo
- d) Condiciones generales del terreno

A consecuencia del análisis de los puntos anteriores, se pretende generar un conocimiento de los sistemas de protección, dispositivos de seguridad y detalles de diseño que deberán considerarse para que los procesos utilizados se encuentren dentro de las normas de seguridad reconocidas internacionalmente hasta la fecha.

5.1 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO.

Aún cuando lo más importante es la prevención de los incendios cuando estos llegan a surgir es necesario combatirlos de inmediato y no importando el combustible que esté ardiendo, la primera línea de combate es el agua, ya sea para combatir, aislar y proteger otras instalaciones y al personal que lo combate.

De lo anterior podemos concluir que el agua es el agente extintor más extensamente usado, dado las características que presenta, como son su asequibilidad debida a lo ampliamente difundida que se encuentra en la naturaleza, teniendo como consecuencia su bajo costo.

Además el agua tiene la propiedad de absorber una gran cantidad de calor, cada litro de agua a temperatura ambiente (20°C) requiere 8000 calorías para llegar a la temperatura de ebullición (100°C) y 536,000 calorías más para cambiar del estado líquido a vapor a la misma temperatura.

Por todas estas propiedades, el agua resulta un magnífico agente extintor.

Los sistemas de protección contra incendio normalmente están compuestos por los siguientes elementos:

5.1.1. FUENTE DE ABASTECIMIENTO DE AGUA CONTRA INCENDIO

Este aspecto lo determina la localización de la unidad y por lo tanto, el lugar geográfico la definirá.

Lo principal del abastecimiento de agua radica en que garantice suministrar una cantidad de agua apropiada a los riesgos a combatir. La amplia variedad e intensidad de los posibles incendios en la industria de los hidrocarburos obligan a que necesita calcular en forma precisa, los requerimientos de agua, lo cual convierte en una ciencia exacta. La experiencia es un factor de principal importancia en el diseño. Cuando sea posible, se deben conseguir datos de requerimiento de agua en empresas similares como un medio de comprobar los cálculos.

Esta fuente de abastecimiento puede ser:

a) Primaria. Al lugar de donde se toma el agua, tal como ríos, lagos, pozos, etc.

b) Secundaria. Es el abastecimiento del agua dentro de la industria, tal como cisternas o tanques verticales.

En base a los requerimientos de agua contra incendio calculados, deberá establecerse la fuente de suministro.

Algunas plantas de proceso están localizadas cerca de ríos o mares, teniendo la disponibilidad de agua contra incendio garantizada.

Las industrias localizadas en áreas urbanas generalmente no cuentan con fuentes naturales de suministro, por lo que deberá considerarse la perforación de pozos y el abastecimiento municipal, siendo necesarios tanques de almacenamiento con capacidad suficiente para cubrir la demanda máxima esperada.

El sistema ideal es contar con fuentes primaria y secundaria de abastecimiento, siempre y cuando cumplan con las necesidades que permitan hacer frente a la emergencia más grave que razonablemente se puede preveer.

5.1.2 EQUIPO DE BOMBEO

El cual proporcionará el agua en la cantidad y presión adecuada de acuerdo con las necesidades y riesgos a proteger en cada caso.

5.1.3 RED DE DISTRIBUCION DE AGUA CONTRA INCENDIO.

Es el conjunto de líneas de tubería, que sirven exclusivamente para conducir el agua contra incendio a los puntos necesarios, de tal forma que generalmente formen circuitos cerrados en las áreas y zonas a proteger, de tal modo que pueden aislarse por medio de válvulas, contando además con sus respectivas salidas para monitores, hidrantes y sistemas fijos de aspersores.

La localización, la topografía del terreno y el análisis de riesgos donde se instalará la red de distribución de agua contra incendio y el tipo de aparatos usados, deben tomarse en cuenta para la selección del tipo de fuente de suministro y almacenamiento de agua para cada caso especial, por ejemplo:

Si la red de distribución de agua contra incendio se localiza en donde la fuente es un pozo profundo y el terreno es plano se usará el pozo como fuente primaria y un tanque vertical como fuente secundaria.

Si la red de distribución de agua contra incendio está situada cerca de ríos, mar, lago o lugar similar, se considerará a éstos como fuente primaria, y una cisterna y/o tanque vertical que debe considerarse como fuente secundaria, con sistema de bombeo.

Los tanques de almacenamiento de agua (fuentes secundarias) deben estar localizados en lugares seguros.

La red de distribución de agua contra incendio se compone de los siguientes elementos:

a) MONITORES

Se da el nombre de monitor o torrecilla a un dispositivo con una boquilla, de preferencia regulable, para dirigir un chorro de agua compacto o en forma de neblina: con mecanismos que le permitan girar 120° en el plano vertical y 360° en el plano horizontal la posición de la boquilla y a la vez mantenerla estable en la dirección deseada (fig. 5-1).

b) HIDRANTES . Son las tomas para acoplar las mangueras de agua contra incendio, estas tomas están colocadas en la parte superior de un tubo vertical a su vez conectado a la línea o red de tuberías.

c) ASPERSORES. Son las boquillas rociadoras integradas a la red de agua contra incendio. El rocío producido por estas boquillas tienen una mayor superficie de contacto por unidad de volúmen que si se aplicará chorro directo, aumentando la absorción de calor; siendo así mas eficiente el enfriamiento.

Los sistemas de aspersores se usan generalmente en situaciones muy peligrosas en las que es necesario la aplicación inmediata de agua, algunos usos serían a tanques sin aislamiento térmico y que contienen líquidos inflamables bombas que manejan materiales volátiles, particularmente si están localizados en puentes de tubería bajo enfriadores de aire.

Estos sistemas de aspersores pueden instalarse independientemente o en forma complementaria a otros sistemas de protección contra incendio.

En general los sistemas de aspersores usan con efectividad para uno o combinaciones de los siguientes propósitos:

Extinción de incendios.

Control de incendios.

Protección a la exposición.

Prevención de incendios.

Las limitaciones para el uso del sistema de aspersores son:

La naturaleza del equipo que se protege, las propiedades físicas y químicas de los materiales y el medio ambiente del riesgo.

Los sistemas de aspersión se clasifican en manuales y automáticos.

ASPERSORES MANUALES. Funcionan mediante una válvula de bloqueo localizada en la línea de alimentación del sistema.

ASPERSORES AUTOMÁTICOS. Funcionan al producirse un incremento en la temperatura.

Desde su origen, hará cosa de 88 años, los aspersores automáticos han venido a ser los medio más ampliamente usados, confiables y efectivos en la protección contra incendio.

Los aspersores automáticos eliminan los errores y retrasos humanos en el ataque de un incendio. Operan de acuerdo con la necesidad en la inmediata vecindad del fuego y descargan la cantidad de agua necesaria finamente dividida con mucha efectividad.

Los aspersores automáticos son más efectivos que los chorros de agua dirigidos por mangueras.

Los sistemas se operan preferentemente mediante mecanismos automáticos y con actuadores complementarios.

Solo se aceptará la operación manual en los siguientes casos:

- 1.- En aquellos casos en que la operación automática del sistema represente un riesgo para el personal.
- 2.- Cuando un sistema este aislado y no atendido permanentemente por personal entrenado.

En la figura 5-3 se muestran las partes de un aspersor automático.

Principio de operación.- En su posición normal la salida está obstruida por un disco, el que mantenido en su posición por la fuerza ejercida con la palanca, aseguradas mediante una unión. Esta unión puede ser:

Unión fusible.- Al producirse un aumento de temperatura el calor funde la unión, separando las palancas y el disco es desalojado por la presión del agua.

Unión tipo bulbo.- Contiene un líquido que al aumentar la temperatura se expande rompiendo el bulbo y actuando el aspersor.

Unión tipo pastilla.- Consiste en un compuesto químico comprimido que funde a una temperatura determinada.

Existen también otros diseños como es el caso de sensores de temperatura que controlan las válvulas en las líneas de alimentación.

5.1.4. EQUIPO COMPLEMENTARIO

Para operar diversos sistemas de protección contra incendio, se requieren varios accesorios tales como: mangueras y boquillas, que en combinación con el equipo básico de contra incendio y los camiones autobomba forman el equipo principal de combate de incendio.

a) Mangueras. La finalidad principal de las mangueras es llevar agua a presión, desde la fuente de abastecimiento (ya sea un hidrante o una bomba) hasta el punto en que se le ha de utilizar contra un incendio.

Llevada la manguera hasta el lugar del fuego, el agua es lanzada por el espacio hasta la zona ardiente por medio de una boquilla especial que se halla en el extremo de la manguera.

Estos accesorios deben ser resistentes y seguros, capaces de soportar las presiones de trabajo; pero al mismo tiempo, deben ser lo suficientemente flexibles para permitir su fácil manejo. Consisten generalmente de un tubo de hule natural o sintético, reforzado exteriormente por un tejido de algodón o de material sintético, en una o varias capas.

En algunos casos, cuentan con un recubrimiento adicional por la parte exterior del material sintético, que le da a la manguera mayor resistencia a la abrasión y previene la formación de hongos. Que suele presentarse en el caso específico en que la trama es de algodón.

Las medidas más comunes son de 6.35 cm. y 3.81 cm. (2 1/2 y 1 1/2 pulgadas) o de diámetro nominal, con conexiones de bronce cuyas cuerdas tienen 7 1/2 y 9 hilos por pulgada respectivamente; vienen en tramos de 15 y 30 mts. (50 y 100 pies) de longitud.

En cada uno de los extremos llevan conexiones de bronce, una hembra es giratoria, de manera que la manguera se pueda acoplar o desacoplar sin necesidad de hacerla girar.

b) Boquillas para mangueras de agua contra incendio, estos accesorios se utilizan acoplados a las mangueras, para dirigir y dar mayor alcance al agua, se fabrican de varios tipos, para producir un chorro directo, neblinas o combinación de "chorro-neblina". El empleo de un tipo u otro, depende de la clase de incendio, para fuegos de clase "A" (incendios de combustibles sólidos como madera, papel, etc.) requiere de chorro directo por la necesidad de penetración y mayor alcance. El agua utilizada en un incendio de estas características tiene una capacidad de absorción muy pobre que puede ser del 10% en comparación con la neblina; mientras que si combinamos chorro directo con neblina tenemos mayor eficiencia de absorción de calor.

Los incendios de clase "B", (los causados por líquidos inflamables) deberán atacarse únicamente en forma de niebla. Para obtener una gran eficiencia de absorción de calor y así enfriar más rápidamente el área incendiada, igualmente se recomienda para proteger y aislar los equipos cercanos al fuego, evitando la propagación de éste, por radiación. (fig. 5-4).

5.2 CRITERIOS BASICOS DE DISEÑO

Los sistemas de protección contra incendio en las plantas de proceso son de vital importancia que requieren de una consideración cuidadosa de todos los criterios que intervienen en el diseño.

El diseño adecuado permitirá el que se combata en forma eficaz una emergencia; cuando este tipo de instalaciones son inadecuadas a los riesgos que pretende proteger, además de no cumplir con su objetivo, ponen en peligro las vidas de las personas, que las emplean. Por lo tanto, deben determinarse los requerimientos del sistema hidráulico; seleccionando las bombas tomando en cuenta el arreglo de la red de distribución, de tal manera que permita mantener los gastos y presiones necesarias.

A continuación se muestran los criterios básicos de diseño del sistema de protección contra incendio.

5.2.1. TUBERIA

a) Los materiales de tubería recomendados para la construcción de redes de agua contra incendio, deberán ser compatibles con el tipo de agua y se seleccionará de acuerdo con la tabla No. 1.

b) En áreas fuera de instalaciones industriales, caminos de tránsito y en lugares donde el clima lo permite, la tubería se podrá instalar superficialmente o en trincheras poco profundas cubiertas con rejillas. En áreas de instalaciones industriales, caminos o lugares donde la temperatura ambiente baja de 0°C se enterrará a una profundidad mínima de 75 cm.

En las instalaciones de proceso y en áreas de almacenamiento, se debe procurar que la red de agua contra incendio forme anillos que contengan 12 hidrantes como máximo, se deberán instalar válvulas de seccionamiento en lugares adecuados que permitan aislar secciones del sistema de tubería cuando haya necesidad de efectuar reparaciones o ampliaciones. Cuando existe más de una fuente de suministro se instalará válvula de seccionamiento en cada fuente.

c) Para seleccionar la tubería se deberán considerar como mínimo las siguientes condiciones: capacidad, máxima presión de trabajo, condiciones del medio y del terreno, cargas externas y calidad de agua.

En los casos en que se maneje agua salada, se deberá efectuar un estudio que permita determinar el espesor total de pared en los tubos, ya sea aplicando tolerancias de corrosión para acero al carbono o la utilización de otros materiales.

d) Para evitar daños por asentamiento, la tubería no debe pasar bajo construcciones o bodegas y cuando pase bajo vías F.F.C.C., se enterrará a una profundidad de 1.30 m. La profundidad debe ser medida de la parte superior del tubo al nivel de piso terminado.

e) Al colocar la tubería en las cepas o trincheras ésta debe limpiarse por dentro y los extremos abiertos deben ser tapados provisionalmente, con los medios más apropiados, hasta terminar la instalación para evitar que piedras o materiales extraños penetren en ella.

f) La tubería que se instale en cepas o trincheras deberán apoyarse adecuadamente en toda su longitud, para ellos se pueden utilizar soportes de madera o de concreto reforzado de 10 cm., de ancho colocados en el fondo, esparcidos convenientemente para evitar fuertes deflexiones de la tubería.

g) En terrenos cenagosos o pantanosos los soportes pueden apoyarse sobre pilotes o cualquier otro medio que asegure una buena instalación.

h) Las cepas deben prepararse con un colchón de grava y arena bien compactados para evitar que la tubería sufra hundimiento, estos materiales no deben tener cenizas ni otros materiales corrosivos.

i) Para evitar la corrosión galvánica en la tubería debida a las condiciones del terreno o corrientes parásitas exteriores es necesario protegerla, ya sea mecánicamente o catódicamente, debiendo medirse la resistividad del terreno y el potencial conveniente, de acuerdo con las características de las instalaciones adyacentes.

j) Una vez terminada la instalación y antes de cubrir la tubería, se probará durante dos horas, como mínimo, a una presión 50% mayor que la presión máxima permitida de trabajo.

k) Toda la tubería contra incendio que se tienda sin enterrar, deberá protegerse con recubrimiento anticorrosivo y con un acabado de color rojo bermellón.

5.2.2 VALVULAS

a) Los materiales usados en las válvulas para las redes contra incendio deben cumplir con lo establecido en la tabla No. 1.

b) Las válvulas pueden instalarse en la intemperie o en registros.

En el caso de las válvulas enterradas deberán estar equipadas con poste indicador que permita abrir o cerrar la válvula desde el exterior, al mismo

tiempo que señale cuando esté abierta o cerrada. Este poste debe estar colocado de manera que la parte superior quede a una altura máxima de 90 cm., sobre nivel del terreno y con protección contra golpes en lugares donde así se requiera.

Cuando las válvulas se instalen en registros éstos deben ser de tamaño adecuado y fácilmente accesibles para inspección, operación, prueba y mantenimiento. Dichos registros podrán construirse de concreto o tabique, cubiertos con tapas que eviten el paso de agua al interior, debiendo tener drenaje para eliminar los escurrimientos de agua.

c) Todas las válvulas pueden ser de compuerta con vástago saliente o de apertura rápida.

d) En ningún lugar de la red contra incendio se instalarán válvulas de globo ya que provocan una caída excesiva de presión. En los casos de gabinetes para mangueras instaladas en edificios se podrá utilizar válvulas de ángulo.

e) En la descarga de las bombas contra incendio se instalarán válvulas de retención con objeto de evitar que regrese a ésta el agua cuando exista sobrepresión o se tenga otra fuente de alimentación.

f) Para facilitar la reparación de la bomba y/o válvulas de retención sin necesidad de sacar del servicio la red contra incendio, se instalará una válvula de compuerta de vástago ascendente en la descarga de la bomba después de la válvula de retención.

g) Se deberán instalar válvulas de seccionamiento en cada fuente de alimentación, ramal o anillo, teniendo claramente marcada la sección o porción de la red contra incendio que ponen fuera de servicio al estar cerrados. Esto se puede hacer utilizando un sistema práctico de identificación.

Las válvulas de seccionamiento se probarán abriéndolas y cerrándolas totalmente bajo presión; debiendo al mismo tiempo lubricarse.

5.2.3 BOMBAS

a) Deberá haber dos bombas en cada estación, actuadas, una por motor eléctrico y otra por motor de combustión interna o turbina de vapor.

Cuando las bombas esten accionadas por motores eléctricos, estos serán trifásicos, de corriente alterna, tipo jaula de ardilla y con clasificación eléctrica de acuerdo con su localización.

Cuando se utilice motor de combustión interna para mover las bombas, éste debe tener una potencia por lo menos 20% mayor que la máxima potencia requerida por la bomba a la velocidad de régimen.

La selección del motor se debe de basar en el análisis cuidadoso de los requisitos que deben llenarse para tener un equipo confiable en su arranque y operación dependiendo estos factores en gran parte de la peligrosidad del área protegida.

Los motores de combustión interna acoplados a bombas de contra incendio, deberán tener un sistema doble de baterías para arranque o bien un sistema doble de recargas basado en el generados de la propia máquina y una fuente externa de potencia. Además estarán provistos de gobernador de velocidad, generados y regulador de alto voltaje y los aditamentos usuales que indiquen la presión de aceite y otras consideraciones de operación. El agua de la descarga de la bomba debe enfriar el motor. El tanque de combustible debe contener cantidad suficiente del mismo para operación continua durante 8 horas. Si se trata de gasolina, esta no será necesariamente de alto octano. El combustible deberá removerse periódicamente.

Todas las bombas contra incendio deberán tener una placa donde consten sus características.

Si la bomba es accionada por turbina de vapor, esta deberá tener características de operación tales que con una presión de vapor de alimentación de 75% de la especificada, proporcione la potencia requerida por la bomba y en ningún caso estarán diseñadas para operar a más de 3,500 R.P.M.

Para instalaciones pequeñas o medianas, deberá instalarse sólo una casa de bombas contra incendio, la cual deberá estar localizada de preferencia en el centro de área. En las instalaciones grandes se deberán instalar dos o más casas de bombas, de preferencia una central y las otras perimetrales.

Las casas de bomba contra incendio deberán de ser de materiales no combustible, así como situadas y construidas de tal manera que no exista riesgo de explosión o de incendio en las cercanías, ni daños por factores meteorológicos. Estas casas serán lo suficientemente amplias y las bombas y tuberías de succión y descarga deben estar arregladas de tal manera que faciliten la operación, mantenimiento y reparación.

b) Las bombas deberán ser del tipo turbina vertical y/o centrífuga horizontal de caja bipartida, dependiendo de las condiciones de succión.

Estas bombas deben caracterizarse por su fácil acceso a todas sus partes de trabajo, debiendo ser de construcción robusta, pasajes amplios al paso del agua y todas sus piezas de trabajo sujetas a corrosión deben ser fabricadas de material resistente a la misma.

Las bombas horizontales deben ser usadas cuando el nivel mínimo de succión está arriba del eje de la bomba.

Quando no se tenga una carga positiva en la succión, como en aquellos casos en que se deba extraer agua de pozos profundos, cisternas, etc., se recomienda usar bomba tipo turbina vertical, debiéndose tener en cuenta que los impulsores de la bomba deben colocarse abajo del nivel dinámico.

c) Es conveniente que las bombas contra incendio arranquen automáticamente para ello será necesario tener un control que haga funcionar el motor de la bomba. En cada caso, se deberá estudiar cual es la condición más conveniente para accionar el arranque de las bombas.

El tablero de control de equipo de bombeo puede contar con alarmas y señales que indiquen las fallas que se presentan en el equipo, principalmente cuando se controla automáticamente.

d) Las líneas eléctricas de fuerza y control deben ser subterráneas y entubadas hasta la conexión a los motores de las bombas contra incendio. Los dispositivos de control e interruptores de los motores deben ser de la capacidad adecuada, e instalarse dentro de compartimientos que los protejan de cualquier daño físico. Los interruptores deben contar con dispositivos de protección que permitan el arranque del motor, al mismo tiempo que proporcionan la protección de corto circuito requerida; no debiendo existir ningún otro dispositivo de sobre corriente entre el lado de carga del interruptor y el motor.

e) En las líneas de descarga y en el sentido del flujo, debe instalarse una válvula de retención seguida de una válvula de compuerta, de preferencia de vástago ascendente. Además es conveniente instalar un manómetro con límites de presión de acuerdo con la presión de descarga de la bomba, de tal forma que la indicación esté dentro del tercio medio de la escala del manómetro. El tamaño de la carátula debe ser de 152 mm (6 pulgadas) de diámetro con fondo blanco y caracteres negros.

5.2.4 HIDRANTES

a) Se preferirán los hidrantes de tipo convencional con dos tomas.

Quando no se utilicen hidrantes del tipo comercial, éstos se podrán fabricar con tubo de 102 mm (4 pulgadas) de diámetro como mínimo, conectado a la línea de agua directamente y en la parte superior del tubo se colocarán niples de 38 o 63 mm (1.5 ó 2.5 pulgadas) de diámetro nominal con cuerda normal de tubería, opuestos uno al otro y a una altura de 60 cm., sobre el nivel del piso terminado. En los niples se instalarán válvulas de compuerta de bronce con cuerda normal hembra en un lado y en el otro con cuerda macho (ver Fig. 5-2).

Para alimentar camiones contra incendio, se instalarán hidrantes con dos tomas de 114 o 152 mm (4.5 ó 6 pulgadas) donde sea necesario.

b) En zonas donde el clima lo haga necesario, se instalarán hidrantes con válvulas de entrada y purga para vaciarlos evitando así el congelamiento de agua.

Con objeto de absorber el agua descargada, se hará una excavación de 60 cm. de diámetro alrededor del hidrante, rellena con grava gruesa en donde se descargará la purga.

c) Se instalarán hidrantes en todas las áreas donde sean necesarios; pero en las áreas de proceso y almacenamiento de materiales combustibles, se tendrá un mayor número de ellos que en las áreas de almacenamiento general, edificios administrativos y oficinas en general.

d) Los hidrantes, así como otras salidas para mangueras contra incendio deben tener sus conexiones en buen estado para permitir la conexión adecuada de las mismas. Las válvulas de los hidrantes deben ser entregadas y mantenidas en buenas condiciones de operación.

En caso de observarse fugas en los hidrantes, deberán de efectuarse de inmediato las reparaciones necesarias para corregirlas.

5.2.5 MONITORES

a) Se deberán instalar monitores en todas las áreas de las plantas.

Estos monitores, protegidos con barandal, se colocarán sobre plataformas elevadas cuando ellos sea necesario para ampliar el área protegida. La escalera de acceso a los monitores elevados deberán situarse hacia el lado menos expuesto.

La válvula de bloqueo de los monitores deberá quedar cerca del nivel del piso a una altura y disposición tal, que facilite su operación.

b) El número de monitores y su localización se deberá decidir en cada planta, según las necesidades lo ameriten.

c) La línea de alimentación se conectará a la red de contra incendio mediante un codo de 90°, de 4 pulgadas y será de este diámetro hasta el monitor. Se procurará que estos ramales de 4 pulgadas sean lo más cortos posible. Cuando se instalen tomas de agua en la línea de alimentación de los monitores, esta línea deberá ser de 6 pulgadas. Los monitores deberán poder girar 120° en el plano vertical y un círculo completo en el plano horizontal.

d) Los monitores deben estar provistos de boquillas de niebla graduable y chorro.

e) Los mecanismos que permiten el movimiento horizontal y vertical de los monitores se revisarán cuidadosamente poniendo especial atención a la lubricación de dichos mecanismos.

f) A las boquillas de los monitores se les harán las pruebas y revisiones indicadas a continuación:

- Que los empaques estén completos y en buen estado.
- Que todos los mecanismos internos estén completos, en buen estado y operando libremente.
- Que todas las roscas y tuercas estén en buen estado y con libre manipulación.

- Que todas las partes y conexiones estén libres de corrosión o erosión.
- A todas las boquillas se les harán las pruebas necesarias con objeto de comprobar el alcance de los chorros de agua.

5.2.6 ASPERSORES

a) La extinción de los incendios mediante sistemas de aspersores puede realizarse por uno o combinación de los siguientes fenómenos: enfriamiento de las superficies, sofocamiento por el vapor producido, por emulsificación y por dilución. Los sistemas se diseñarán para que, durante un período razonable, se logre la extinción y todas las superficies se enfrien lo suficiente para prevenir la reignición que pudiera ocurrir después de que el sistema suspenda el flujo de agua.

Cuando se pretenda extinguir un incendio por el método de enfriamiento de la superficie, el proyecto proporcionará una cobertura con agua sobre el total de la superficie. Este método no es efectivo en líquidos inflamables que tienen un punto de inflamación inferior a la temperatura del agua aplicada y generalmente no es satisfactorio su empleo en líquidos con puntos de inflamación inferior a 60°C (140°F).

En el método de sofocamiento por el vapor producido, generalmente la intensidad del incendio es suficiente para generar el vapor necesario a partir de la niebla aplicada y bajo estas condiciones producir el efecto de sofocamiento. La niebla se aplicará esencialmente a las áreas donde se espera se desarrolle el fuego. El efecto de sofocamiento no se realizará donde el material protegido pueda generar oxígeno cuando se calienta.

El efecto de emulsificación solamente se obtendrá en el caso de líquidos no miscibles con el agua. El agua se deberá aplicar sobre toda el área de líquidos inflamables. Para aquellos productos con baja viscosidad, la cobertura será uniforme y los valores de aplicación del agua y presión en la boquilla serán los mínimos estipulados en párrafos posteriores. En el caso de materiales muy viscosos la cobertura será completa, pero la distribución del agua puede no ser uniforme.

Cuando se pretenda conseguir el efecto de dilución, los materiales deberán ser miscibles con el agua. Los valores de aplicación del agua deberán lograr la extinción en el menor tiempo posible y su cálculo se basará en el volumen esperado de materiales inflamables y el porcentaje de dilución no será menor al requerido para control y enfriamiento.

b) EL sistema de aspersores será capaz de funcionar efectivamente durante el tiempo que se estime durará la exposición al fuego, de acuerdo con la naturaleza y cantidades de combustible y los probables efectos del combate contra incen-

dio. La operación del sistema puede ser necesaria durante dos horas.

Los sistemas automáticos de aspersores para protección a la exposición, se deberán proyectar para que operen totalmente antes de que los recubrimientos, como la pintura, se carbonicen y depositen sobre las superficies que vayan a proteger y desde luego, antes de que cualquier recipiente que contenga líquidos o gases inflamables pueda fallar como consecuencia de la elevación de temperatura. El sistema y las fuentes de abastecimiento de agua, se diseñarán para que se obtenga la descarga efectiva del agua en todas las boquillas, a más tardar a los 30 segundos siguientes después de que se haya detectado el incendio.

c) Generalmente las paredes superiores de las estructuras soportantes, están menos expuestas al fuego que aquéllas que se encuentran a niveles inferiores, debido a la acumulación de derrames o ruptura de equipo a nivel de piso. En estos casos se podrá reducir el grado de protección con niebla en las paredes superiores de equipos altos o estructuras elevadas, dado que una gran acumulación de combustible o la acción de soplete por tuberías a presión o equipos rotos es menos factible que ocurra a esos niveles y por consiguiente no existirá un alto grado de exposición, como por ejemplo en torres de destilación en alturas superiores a los 10 m y los niveles superiores al 3^o ó 4^o piso de estructuras abiertas de varios niveles, etc.

d) Debe hacerse un cuidadoso estudio de las propiedades físicas y químicas de los materiales que se pretenda proteger con sistemas de aspersores, para determinar la conveniencia de su empleo. Algunos de los factores que se deben considerar son entre otros:

puntos de inflamación, gravedad específica, viscosidad, miscibilidad y solubilidad de los materiales, temperatura del agua, la temperatura normal del equipo protegido, reacción química etc.

En aquellos casos en donde los sistemas de aspersión puedan encontrar materiales contenidos a altas temperaturas o que tengan un amplio rango de destilación se deberá considerar el riesgo de espumación o evaporación súbita.

Los materiales solubles en agua tales como alcoholes, ésteres, requieren de una atención especial, ya que los incendios de derrames tales productos generalmente sólo se pueden controlar hasta que se logra la extinción por dilución. Para proyectar la protección de riesgos que involucren materiales solubles en agua deben realizarse pruebas bajo las condiciones normales en que se encontrarán dichos materiales, a fin de determinar la aplicabilidad de un sistema de aspersores, a menos que se tenga información técnica en relación a la efectividad de su aplicabilidad.

El agua proveniente de los sistemas de aspersores no se aplicará directamente

a materiales que reaccionen con ella, tales como sodio o carburo de calcio, que producen reacciones violentas o incrementan los riesgos como un resultado de la emisión de vapor caliente; o gases licuados a temperaturas criogénicas, tales como gas natural licuado, ya que estos productos pueden hervir violentamente cuando se calientan con el agua.

Cuando los sistemas de aspersores se proyectan para extinguir incendios de materiales sólidos, se deberá tomar en cuenta factores tales como la capacidad del agua para penetrar en ellos, la configuración y estado de los materiales, etc.

En los equipos involucrados que operen a altas temperaturas se deberá tomar las precauciones para evitar la posibilidad de dañarlos, deformarlos o causar su falla por la aplicación del agua.

e) Las tuberías para el servicio de los sistemas de aspersores deberán cumplir con lo especificado en la tabla No. 1.

Tanto las tuberías enterradas, como las superficiales o elevadas y los accesorios de un sistema de aspersores deberán protegerse contra la corrosión causada por el medio ambiente o atmósfera agresivas y por el agua o sus aditivos, etc., empleando para ello recubrimientos exteriores y/o los sistemas de protección anticorrosiva que se juzguen convenientes, como la protección catódica, etc.

La tubería también deberá resistir la exposición a fuego por tiempo limitado sin agua y al cambio brusco de temperatura y generación de vapor por el paso de este elemento.

Debido a que la efectividad de la protección depende de que se tenga agua disponible en la presión y cantidad adecuadas en todas las boquillas, en cada sistema se necesitará determinar las dimensiones de la tubería mediante cálculos hidráulicos, siguiendo alguno de los métodos reconocidos, pero nunca se deberán usar tuberías con diámetro nominal menor a una pulgada.

f) Para la selección del tipo y tamaño de las boquillas aspersoras, además de sus propiedades de estos elementos se tomarán en cuenta factores tales como: las características físicas del riesgo, condiciones climatológicas de la región donde se vaya a instalar el sistema, como vientos, velocidad del viento, corrientes de aire, corrosión, etc., clase del agua, con o sin sedimentos, etc.

Las boquillas de aspersión se colocarán en forma que cubran totalmente el área que se pretende proteger. La distribución y posición de las boquillas con respecto a la superficie a proteger, deberán tomar en cuenta el diseño particular de la boquilla y las características de la niebla que producen; además deberán considerarse los efectos del viento y la succión o tiro producido por el calor del incendio sobre gotas de niebla finamente dividida; o incluso en gotas mayores

dimensiones cuando se trata de boquillas con baja velocidad inicial de flujo, ya que estos factores limitarán la distancia entre boquilla y superficie por proteger y reducirán la efectividad de la exposición, control o extinción del incendio.

g) El agua que se emplee para abastecer sistemas de aspersores de preferencia deberá estar libre de sedimentos y materiales extraños. En las líneas principales de abastecimiento a un sistema de aspersores se deberán colocar las mallas y filtros necesarios para retener los materiales que pueden obstruir las boquillas

La fuente de agua que se emplee para abastecer los sistemas de aspersores deberá garantizar que tendrá ésta en la cantidad, presión y tiempo suficiente para que operen simultáneamente todos los sistemas necesarios para combatir el incendio del riesgo mayor.

Se podrá usar como fuente de abastecimiento de agua para un sistema de aspersores aquélla que garantice la continuidad de servicio como:

- Una red de agua contra incendio en operación.
- Tanque elevado o vertical que presione al sistema por gravedad, siempre y cuando proporcione la presión necesaria para operar el sistema.
- Una bomba de agua contra incendio, succionado de depósitos de almacenamiento de agua.

5.3 CONDICIONES DE DISEÑO

5.3.1 CAPACIDAD DE LA FUENTE PRIMARIA

La fuente primaria debe tener capacidad suficiente para asegurar un suministro continuo. Por ésta razón, es recomendable que en instalaciones de proceso dicha fuente sea capaz de suministrar 150% del gasto necesario para satisfacer el riesgo mayor de la instalación durante un período de ocho horas, mínimo.

5.3.2 CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE LA FUENTE SECUNDARIA

La fuente secundaria debe ser capaz de mantener el gasto necesario en caso de incendio. En general, la capacidad de almacenamiento dependerá de la extensión, localización y peligrosidad del área por proteger. En algunos lugares donde no se tienen líquidos inflamables o materiales combustibles que produzcan fuego persistente la capacidad de almacenamiento deberá ser suficiente para que la bomba o las bombas funcionen 30 minutos sin interrupción, con el gasto máximo previsible en caso de incendio. Para áreas de instalaciones industriales y su almacenamiento de productos inflamables.

5.3.3 CALIDAD DEL AGUA

Los suministros de agua que contengan sal o materiales análogos que afecten los sistemas de protección contra incendios deberán evitarse en todo lo posible.

De preferencia se debe utilizar agua limpia y dulce aunque no sea potable. Esta agua no deberá emplearse para alimentar otras líneas que no sea la red contra incendio. "En instalaciones con sistemas de aspersores siempre deberá usarse agua limpia y dulce".

5.3.4 CARGA Y CAPACIDAD DE LAS BOMBAS

Para alimentar la red de agua contra incendio se instalarán bombas cuyo impulsor tenga una característica tal que cuando el gasto sea cero, la presión desarrollada debe ser del 120% de la carga total requerida, tratandose de bombas horizontales. Para bombas turbina vertical la presión desarrollada debe del 140%.

La presión de descarga de las bombas deberá ser la necesaria en la red, pero en ningún caso será menor que lo indicado en las normas de seguridad, según el tipo de instalación. Cuando la bomba proporcione el 150% del gasto normal requerido, la presión de descarga deberá ser de 65% de la carga total, desarrollada por la bomba con el 100% de gasto, siendo ésta la mínima necesaria para cubrir las necesidades de la red (ver Fig. 5-5).

La línea de succión de la bomba debe tener el diámetro necesario para que pueda circular, el 150% del gasto total con una velocidad no mayor de 1.5 m/seg (5 pies/seg). Este tubo deberá ser tan corto y recto como sea posible, evitando codos y accesorios, procurando que la conexiones resulten perfectamente selladas. Cuando haya necesidad de usar reducciones en la línea de succión horizontales, estan deben ser excéntricas colocadas con la parte recta hacia arriba.

La capacidad de las bombas debe ser tal que permita mantener los gastos y presiones necesarias incluso en el caso de que se tengan abiertos todos los hidrantes adecuados para sofocar el incendio más grande, de acuerdo con los riesgos existentes. Esta capacidad depende del número de hidrantes o tomas alimentadas simultáneamente como se indica a continuación.

capacidad	GPM	250	500	750	1000	1500	2000	2500
nominal	1 ps	16	31	47	63	94	126	158
No. de								
Tomas pa	2 1/2	1	2	3	4	6	6	8
ra mangueras								
de	1 1/2	3	6	9	12	18	18	24

La línea de descarga de la bomba deben ser de los diámetros que se indican en la siguiente tabla.

capacidad	GPM	250	500	750	1000	1500	2000	2500
nominal	l ps	16	31	47	63	94	126	158
Diámetro								
de la tubería	pulg	4	6	8	8	10	10	12
de descarga	mm	102	152	203	203	254	254	305

5.3.5 CAPACIDAD Y ESPACIAMIENTO MAXIMO ENTRE HIDRANTES Y MONITORES

Los hidrantes deben ser diseñados para que por cada toma proporcionen los gastos siguientes:

Diámetro nominal	Gasto l.p.s.	GPM
38 mm (1 1/2")	6	100
63 mm (2 1/2")	16	250

La caída de presión a través del hidrante no deberán ser mayores de 0.14 Kg/cm² (2 lb/pulg²) al estar trabajando con su gasto máximo.

En áreas de instalaciones de proceso y almacenamiento de productos altamente inflamables los hidrantes se colocarán a una distancia de 30 a 50 m uno de otro. En áreas de almacenamiento de productos inflamables a una distancia no mayor de 60 m uno del otro. En áreas de edificios administrativos, oficinas y almacenes de productos no inflamables a distancias de 75 a 90 m uno del otro, en el caso de edificios con varios pisos, cada piso deberá considerarse como área diferente. En otras instalaciones se cumplirá con lo dispuesto por las normas correspondientes.

Los monitores se colocarán de acuerdo con el alcance que tengan con chorro y niebla, disposición, forma inherente del equipo por proteger.

5.3.6 DIAMETRO DE LA TUBERIA

En las instalaciones de proceso y áreas de almacenamiento el diámetro mínimo de tubería en redes contra incendio será de 152 mm (6 pulgadas) y el número máximo de hidrantes y/o motores por anillo serán de 12. En otros casos, el diámetro de la tubería y la colocación de los hidrantes o monitores deberá determinarse tomando en cuenta el número de tomas, distancias y condiciones del lugar, considerando las disposiciones de las normas de seguridad aplicables.

5.3.7 PRESTION DE OPERACION

La presión mínima en las tomas debe ser la necesaria para la operación de aparatos y dispositivos necesarios para cubrir los riesgos a proteger en cada caso particular, pero nunca menor de 7 Kg/cm² manométricos (100 lb/pulg²) en las conducciones más desfavorables y al 100% de la capacidad del sistema.

5.3.8 VELOCIDAD DEL AGUA

La velocidad razonable del agua para la selección del diámetro de la tubería es entre 1.2 a 2.4 m/seg (de 4 a 8 pies/seg).

5.3.9 ASPERSORES

En el diseño de las tuberías para sistemas de aspersores se deberán considerar los siguientes factores:

- Presión de operación.
- Resistencia para trabajar como estructura.
- Resistencia a la corrosión.

Las tuberías, conexiones y accesorios de los sistemas de aspersores se deberán diseñar para soportar como mínimo una presión de operación de 12 kg/cm² (170 lb/pulg²) a una temperatura de 40°C.

Además se deberán diseñar para soportar estructuralmente esfuerzos mecánicos y dinámicos debidos al peso propio de la tubería, cargas de viento, agua, nieve, carg sísmica, vibración y en general aquellas que en cada caso en particular amerite considerarse.

El sistema será capaz de funcionar efectivamente para diluir, dispersar o enfriar las áreas de riesgo de los materiales inflamables. La operación del sistema puede ser necesaria durante dos horas.

Generalmente la cantidad de agua o densidad que se aplica para extinguir la mayoría de los combustibles sólidos o líquidos inflamables ordinarios, deberá ser de 10 lpm/m² a 20 lpm/m² (0.25 gpm/pie² a 0.5 gpm/pie²) de superficie protegida.

Los requerimientos de agua para sistemas de aspersores difieren dependiendo del sistema que se vaya a proteger, en la siguiente forma:

a) En las bombas y los equipos que manejen líquidos o gases inflamables se protegerán las flechas, prensa estopas, conexiones y demás partes críticas con un gasto no menor de 20 l pm/m² (0.5 gpm/pie²) de la superficie expuesta.

b) Recipientes. La protección de los recipientes a la exposición de un incendio toman en cuenta que los dispositivos de relevo instalados en ellos, tienen la capacidad requerida para emergencias, basada hasta el límite permisible de calor de 1627.5 cal/cm²/h de superficie expuesta como máximo.

En recipientes horizontales o verticales, se debe aplicar una densidad de 10 lpm/m² de superficie expuesta sin aislante. Se dará atención especial a la distribución y posición de las boquillas, de tal forma que se traslapen sus patrones, para proteger adecuadamente a las válvulas de seguridad, las conexiones de tuberías y las válvulas de servicio.

Lo que si es conveniente tener en cuenta es que la distancia vertical máxima entre el aspersor y el recipiente a proteger es de 3.65 (12 pies) para evitar arrastre por viento.

c) Estructuras. Los miembros horizontales de estructuras de acero deben protegerse con un gasto mínimo de 4 lpm/m^2 (0.10 gpm/pie^2) de área mojada, entendiéndose por área mojada, la superficie de los dos lados de un perfil estructural más la de uno de los patines de apoyo. Los miembros verticales de estructuras de acero requieren no menos de 4 lpm/m^2 (0.10 gpm/pie^2) de área mojada.

En ambos casos la distancia entre aspersores no debe ser mayor de 3 m entre centros.

d) Tuberías aéreas. Para proteger a los tubos se requieren gastos de 4 lpm/pie^2 (0.10 gpm/pie^2) de superficie de tubo. Sin embargo en aquellos racks donde hay varios niveles de tuberías, el total empleado no debe exceder de 20 lpm/m^2 (0.5 gpm/m^2) de área protegida.

Las boquillas se localizarán en tal forma que el agua moje totalmente las superficies de la tubería y la estructura que la soporte. Para lograr mejor aprovechamiento del agua, se deberán considerar factores tales como los diferentes niveles de tubería en los soportes, el espaciamiento entre tubos, distribución y de la tubería sobre los soportes.

El área se calcula de las dimensiones de la unidad o equipo quedando a su vez determinado el flujo de agua requerido.

No es necesario que todo el equipo este protegido con sistemas de aspersores. Como ejemplo de estas condiciones tenemos: recipientes que pueden depresionarse a control remoto; así como aquellos miembros estructurales, tuberías y recipientes que tienen recubrimiento aislante. Sobre este último punto, conviene hacer una evaluación económica como una solución alterna.

5.4 CRITERIOS DE CALCULO

El cálculo de las redes de tuberías para agua del servicio de Contra Incendio, se basa, como todo flujo de fluidos en el Teorema de Bernoulli que se expresa mediante la siguiente formula:

$$Z_1 + \frac{144 P_1}{\rho_1} + \frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{144 P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2g} + h_L$$

Donde:

- Z_1 = Altura del punto 1 (pies)
- Z_2 = Altura del punto 2 (pies)
- P_1 = Presión en el punto 1 (lb/pul^2)
- P_2 = Presión en el punto 2 (lb/pul^2)
- V_1 = Velocidad en el punto 1 (pies/seg)

v_2	=	Velocidad en el punto 2 (pies/seg)
ρ_1	=	Densidad del fluido en el punto 1 (lb/pie ³)
ρ_2	=	Densidad del fluido en el punto 2 (lb/pie ³)
h_L	=	Pérdida de carga (pérdida de presión)

Esta ecuación es válida para todo fluido y h_L representa las pérdidas de carga que son debidas a la fricción entre el fluido y las paredes del tubo, fricción entre las partículas del fluido, pérdidas causadas por cambios de dirección y las pérdidas debidas a los cambios de diámetro de la tubería.

La ecuación que determina las pérdidas por fricción es la Ecuación de Fanning.

$$h_L = \frac{L v^2}{2 D g}$$

Donde:

h_L	=	Pérdida de carga por fricción (pies)
L	=	Longitud de la tubería (pies)
D	=	Diametro de la tubería (pies)
v	=	Velocidad media del fluido (pies/seg)
f	=	Factor de Fanning o factor de fricción

El factor de fricción "f" depende un número a dimensional que determina las características del flujo, se llama número de Reynolds (Re) y su fórmula es:

$$Re = 123.9 \frac{d v \rho}{\mu}$$

Donde:

d	=	Diametro interno de tubo (pulg)
v	=	Velocidad media del fluido (pies/seg)
ρ	=	Densidad del fluido (lb/pie ³)
μ	=	Viscosidad absoluta (centipoises)

Si el Re es mayor de 4000 el flujo es turbulento y si el Re es menor de 2000 el flujo es laminar.

Para calcular el factor de fricción "f" se emplea la siguiente fórmula:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left[\frac{\epsilon}{3.7 D} + \frac{2.51}{\text{Re} \sqrt{f}} \right]$$

Donde ϵ es el factor de rugosidad del tubo.

Para facilitar el cálculo de "f" existen gráficas para obtenerlo conociendo el Re y la rugosidad del tubo o si este es liso.

En el caso del agua se han desarrollado ecuaciones empíricas.

Para el número de Reynolds:

$$\text{Re}_{60^\circ\text{F}} = 2010 \frac{G}{d}$$

$$\text{Re}_{70^\circ\text{F}} = 3225 \frac{G}{d}$$

$$\text{Re}_{74^\circ\text{F}} = 3410 \frac{G}{d}$$

$$\text{Re}_{80^\circ\text{F}} = 3670 \frac{G}{d}$$

Donde:

G = Gasto (gpm)

d = Diámetro interno del tubo en pulgadas

Para determinar las caídas de presión existen, como en el caso anterior, una ecuación de Hazen y Williams que se puede escribir bajo las siguientes formas:

a) Para velocidad

$$v = C r^{0.63} s^{0.54}$$

Donde:

v = Velocidad del fluido (pies/seg)

C = Coeficiente de Hazen y Williams

r = Radio hidráulico $9d/4$ tubos llenos)

s = Pendiente

b) Para caídas de presión

$$P = \frac{4524 Q^{1.85}}{C^{1.85} d^{4.87}}$$

Donde:

P = Caída de presión (lb/pulg²) por 1000 pies de tubería

Q = Gasto (gpm)

C = Coeficiente de Hazen y Williams

d = Diámetro interno del tubo (pulg)

Para gasto

$$Q = \frac{C d^{2.63} p^{0.54}}{94.19}$$

Donde:

Q = Gasto (gpm)

C = Coeficiente de Hazen y Williams

d = Diámetro interno del tubo (pulg)

P = Caída de presión (lb/pulg²) por cada 1000 pies de tubería

El valor del coeficiente de Hazen y Williams depende del material, los años de uso y el tipo de agua empleada.

VALOR DEL COEFICIENTE DE HAZEN Y WILLIAMS

Material del tubo	Coeficiente	Factor
Tubo de acero nuevo	120	0.7
10 años de uso ⁺	110	0.8
15 años de uso ⁺	100	1.0
20 años de uso ⁺	90	1.2
30 años de uso ⁺	80	1.5
50 años de uso ⁺	70	1.9
75 años de uso ⁺	60	2.6
Tubo de acero recubierto de cemento	130	0.6

Tubo recubierto de pintura asfáltica	140	0.5
Tubo de asbesto cemento	140	0.5
Tubo de bronce, cobre o plomo	140	0.5
Sistemas para espuma mecánica	120	0.7

+ Varía de acuerdo con la corrosividad del agua.

Hay que tener presente que la ecuación de Hazen y Williams para caída de presión esta desarrollada para tubos rectos y en posición horizontal, así que en todo problema que se desee resolver con ésta ecuación, es necesario agregar la carga por diferencia de nivel y la carga por accesorios; esto último se realiza por medio de nomogramas, convirtiendo el accesorio en una longitud equivalente de tubo recto.

Ahora bien, los criterios de cálculo para aplicar la fórmula de Hazen y Williams son:

a) La velocidad del agua en la tubería no deberá ser mayor de 9 pies/seg para evitar caídas excesivas de presión; la velocidad óptima es de 5 pies/seg.

b) El gasto proporcionado deberá ser suficiente para alimentar los hidrantes y/o monitores que deban emplearse simultáneamente más un 30% de exceso para absorber fugas o conexiones adicionales.

c) La presión disponible en la toma localizada en las condiciones más desfavorables, sea adecuada a los riesgos a proteger (100 lb/pulg^2).

Otro sistema de cálculos es emplear las ecuaciones desarrolladas para todo tipo de líquido, pero para facilitar más su uso existen graficadas en nomogramas como los que se reproducen a continuación junto con las tablas necesarias para emplearlas.

En el nomograma No. 1 se obtiene la velocidad o el diámetro del tubo con el gasto y la densidad.

En el nomograma No. 2 con el gasto, densidad y viscosidad se obtiene el Reynolds y con este el factor de fricción "f".

En el nomograma No. 3 se determina la Caída de Presión en 100 ft de tubería recta por medio del factor de fricción "f", la densidad, el gasto y el diámetro del tubo.

El sistema de cálculo que aquí se propone es muy simplificado, completamente práctico y sus resultados son lo bastante exactos para poderse aplicar a diseñar redes de agua Contra Incendio.

Los sistemas de aspersores de agua se pueden diseñar bajo diversos criterios; para extinguir, combatir o proteger el área donde se encuentran instalados. Para calcular los sistemas de aspersores existe una norma: "Standards of the National Board of Fire Underwriters for Water Spray Systems for Fire protections".

En esta norma se establece el gasto mínimo por superficie que deben dar los aspersores en la siguiente forma:

- a) Protección contra incendio 0.25 gpm/pies^2
- b) Control del incendio 0.50 gpm/pies^2
- c) Extinción del incendio 0.75 gpm/pies^2

En las plantas químicas generalmente se hacen las instalaciones de aspersores bajo el criterio de protección contra incendio, ya que en caso de emergencia el combate y la extinción se hace con mangueras contra incendio.

Así que para calcular el sistema de aspersores lo primero es decidir el tipo de aspersor de acuerdo con el área a proteger.

Para calcular los circuitos de aspersores es necesario hacerlo en forma más exacta y de igual manera para hidrantes y/o monitores.

5.5. CALCULO DEL SISTEMA CONTRA INCENDIO DE LA PLANTA COMBINADA

Las condiciones básicas que se deben tomar en cuenta para lograr un buen cálculo de las redes de distribución de agua contra incendio en las instalaciones industriales, son las siguientes:

Consumo de agua, en litros por minuto.

Tiempo que se debe mantener el suministro.

Presión que debe tener el agua de salida de los hidrantes o monitores (nunca menor a 7 Kg/cm^2 (manométricos)).

Estas tres condiciones se determinarán de acuerdo con las dimensiones de la instalación y riesgos a proteger.

Es razonable suponer que un incendio ocurrirá en una unidad solamente y que las posibilidades de incendios simultáneos en varias plantas es muy remota.

Una unidad de proceso típica se deberá de proteger por medio de un sistema de aspersores y monitores, además de carretes de mangueras e hidrantes como refuerzo.

Después de los sistemas de aspersores, se procede a evaluar las necesidades de agua para los monitores.

Cabe hacer la pregunta, ¿Cuándo se deben seleccionar sistemas de aspersores y cuándo usar monitores? Los sistemas de aspersores se emplean cuando los ries-

gos de incendio son tan elevados que requieren una aplicación inmediata de agua, sin depender de la reacción humana, como son los acumuladores de hidrocarburos volátiles, etc.

Sin embargo, los hidrantes y mangueras son también indispensables en el combate de un incendio.

5.5.1 ESTIMACION DEL GASTO Y NUMERO DE ASPERSORES

Para el cálculo del sistema de aspersores de la Planta Combinada se deberán considerar los siguientes factores: la superficie del equipo por proteger, la cantidad de agua o densidad de aspersión recomendada, el tipo de aspersor y la distribución de los aspersores.

A continuación se enlistan los equipos que se deben de proteger con el sistema de aspersores, tales como aquellos que presentan el mayor riesgo de incendio y que carecen de aislamiento térmico.

Acumuladores de nafta de despunte	FA-101 A y B
Acumulador de nafta ligera y reflujo	FA-102
Tanque de relevo húmedo	FA-801
Bombas de carga	GA-101 A,B y R
Bombas de nafta de despunte	GA-102 A,B y R
Bombas de fondos de torres de despunte	GA-103 A/AR,B/BR
Bomba de reflujo de nafta ligera	GA-104/R
Bomba de nafta ligera a almacenamiento	GA-105/R
Bomba de nafta pesada a almacenamiento	GA-106/R
Bomba de Kerosina a almacenamiento	GA-107/R
Bomba de gasóleo ligero primario a almacenamiento	GA-108/R
Bomba de reflujo ligero primario	GA-109/R
Bomba de reflujo pesado primario	GA-110/R
Bomba de gasóleo pesado primario a almacenamiento	GA-111/R
Bomba de fondos de la torre atmosférica	GA-112/R
Bomba de fondos de la torre de vacío	GA-201/R
Bombas de gasóleo pesado de vacío	GA-202 A,B y R
Bomba de gasóleo ligero de vacío	GA-203/R
Bomba de gasóleo pesado de vacío de almacenamiento	GA-209/R
Bomba de relevo húmedo	GA-801/R

Una vez que se han determinado los equipos a proteger, el siguiente paso es buscar el arreglo óptimo de los aspersores según lo recomendado por la National Fire Protection Association (NFPA), se debe preparar un esquema del arreglo para utilizarlo como referencia en los cálculos del sistema. En este esquema deberá mostrarse los aspersores numerados y puntos de unión de los ramales.

Los cálculos de flujo de agua requieren de la aplicación de los principios comunes de la hidráulica correspondientes a la descarga de orificios circulares y el flujo de agua en tuberías.

La relación entre presión y descarga de los aspersores está dada por la fórmula $Q = R \sqrt{P}$ donde Q es el gasto a la descarga en GPM, P es la presión en psí y R es una constante. El valor promedio de R para los aspersores aceptados es de 5.7.

En este método, el flujo total a través de una línea o ramal o de cualquier otro grupo de aspersores se puede manejar como si este proviniera de un sólo orificio circular.

El sistema de cálculo, exceptuando el aspersor más alejado donde el gasto depende de la presión total (Pt), en los demás aspersores el flujo esta en función de una presión que llamaremos "normal" (Pn), que no es igual a la total, ya que parte de la energía se emplea en mantener el flujo dentro de la línea y no actúa sobre el aspersor, a dicha energía se denomina presión velocidad (Pv).

Para calcular los circuitos de aspersores se excluye el aspersor más alejado de la alimentación debido a que $P_n = P_t$, mientras que los demás se determinan por tanteos, se supone un gasto para el aspersor que se suma a los gastos anteriores para obtener el gasto total de la línea, con este gasto se determina por medio de la gráfica 5-6 la Pv que a su vez se resta de la Pt para obtener la Pn con este valor, en la gráfica de comportamiento del aspersor, se determina el gasto. Si este gasto es igual al gasto supuesto, el tanteo esta correcto y podemos pasar a calcular el siguiente aspersor.

En el cálculo de la presión y el gasto de un sistema de aspersores es necesario considerar (1) las pérdidas por fricción, (2) la presión de la tubería (manométrica) y (3) la presión velocidad. Cuando los aspersores están operando, la presión velocidad en las tuberías entre las boquillas o los ramales cambiará de acuerdo a los cambios en el diámetro de tuberías o la velocidad del flujo.

Consideramos básicas para el cálculo del sistema de aspersores de la Planta Combinada.

a) La boquilla aspersora seleccionada es del tipo 1 HH11W de cono lleno de la Spraying System Co con una capacidad de 115 lpm a 5 kg/cm² (30.42 GPM a 71.12 psi), cubriendo un área cuyo diámetro es de 243 cm (95.67") a una distancia de separación de 70 cm (27.56").

b) El agua se suministrará a una densidad de aspersión de 10 lpm/m² (0.25 GPM/pie²) para los acumuladores y 20 lpm/m² (0.5 GPM/pie²) para las bombas.

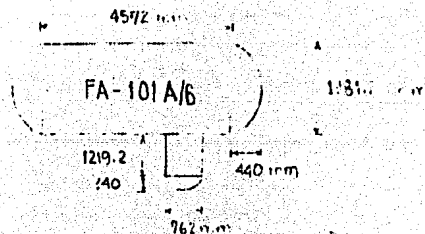
c) Para el diseño de tuberías y selección de las boquillas aspersoras deberá tomarse como base una velocidad de flujo en las líneas que fluctúe entre 1.8 y 3.05 m/seg (5.9 y 10 pies/seg), de tal manera que se eviten las caídas excesivas de presión.

Requerimientos de agua del sistema de aspersores para los acumuladores de naftas y el tanque de desfogue húmedo.

La distribución de los aspersores se hará por medio de ramales colocados en la parte superior, para enfriar la mitad superior del recipiente y por escurrimiento, la mitad inferior del mismo.

A continuación se muestra el procedimiento de cálculo para uno de los acumuladores de nafta de despunte (FA-101 A).

Dimensiones:



El número de ramales necesarios para el sistema de aspersores del acumulador se determina con la siguiente ecuación:

$$R = \frac{Ps}{db} \quad (1)$$

Donde:

R = Número de ramales

Ps = Perímetro de la mitad superior del recipiente

db = Diámetro de cobertura (2.64 m)

$$Ps = \frac{P}{2} = \frac{\pi D}{2} = \frac{\pi (1.9812)}{2} = 3.112 \text{ m}$$

Sustituyendo en (1) tenemos:

$$R = \frac{3.112}{2.43} = 1.28 \approx 2$$

El gasto mínimo requerido se determina multiplicando la densidad de aspersión por el área del recipiente.

Para calcular el área se tiene la siguiente expresión:

$$A = A_e + A_t + A_p \quad (2)$$

Donde:

A = Área del acumulador

A_e = Área del envolvente

A_t = Área de las tapas

A_p = Área de la pierna

Ahora bien,

$$A_e = \pi DL \quad (3)$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} (D^2 + 4H^2) \quad (4)$$

$$A_p = \pi D_p L_p + \frac{\pi}{4} (D_p^2 + 4H_p^2) - \frac{\pi D_p^2}{4} \quad (5)$$

Sustituyendo los respectivos valores a cada una de las formulas anteriores, tenemos:

$$A_e = \pi (1.9812) (4.572)$$

$$A_e = 28.4567 \text{ m}^2$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} [(1.9812)^2 + 4(0.44)^2]$$

$$A_t = 7.3820 \text{ m}^2 \quad (\text{para las dos tapas})$$

$$A_p = \pi (0.762) (1.2192) + \frac{\pi}{4} [(0.762)^2 + 4(0.34)^2] - \frac{(0.762)^2 \pi}{4}$$

$$A_p = 3.2818 \text{ m}^2$$

$$A = 28.4567 + 7.2842 + 3.2818$$

$$A = 39.1205 \text{ m}^2$$

Por lo tanto, el gasto mínimo requerido es:

$$Q = 10 \text{ lpm/m}^2 \times 39.1205 \text{ m}^2 = 391.205 \text{ lpm}$$

El número de aspersores se determina de la manera siguiente:

$$\text{Número de aspersores} = \frac{391.205 \text{ lpm}}{115 \text{ lpm/asp}} = 3.4 \approx 4 \text{ aspersores}$$

Entonces el gasto para los cuatro aspersores será:

$$Q = 115 \text{ lpm/asp} \times 4 \text{ asp} = 460 \text{ lpm}$$

Con el gasto y la velocidad recomendada en la tabla No. 2 obtenemos el diámetro del sistema de aspersores, como se ilustra a continuación:

	Q		d	v	ΔP_{100}
	GPM	lpm			
Ramal	60.84	230	2	1.774	1.22
L.Sum.	121.69	460	2 1/2	2.488	1.85

Los cálculos para el circuito siempre deben iniciarse con el aspersor extremo (1) de la figura 5-8 y reportarse en forma tabular recomendada por la norma NBFU (National Board Fire Underwriters) usando la nomenclatura siguiente: C codo de 90°, R reducción, T te y V válvula automática.

ASPERSOR EXTREMO

Con el gasto en el punto 1 y el diámetro de la tubería, se obtiene la caída de presión.

$$Q = 115 \text{ lpm y } d = 2" \text{ en la tabla No. 2 tenemos un } \Delta P_{100} = 0.34 \text{ Kg/cm}^2$$

En este punto se considera el codo que se encuentra instalado al aspersor extremo.

Para la longitud equivalente usar la tabla No. 4

$$\text{Dos codos de radio grande} \quad 2 \times 1.05 = 2.10$$

$$\text{Longitud recta} \quad 2.55$$

$$\text{Longitud total} \quad 4.65 \text{ m}$$

$$P_f = L_{eq} \times \frac{\Delta P}{100} = 4.65 \times \frac{0.34}{100} = 0.016 \text{ Kg/cm}^2 \text{ correspondiente a la caída}$$

de presión entre el primer y segundo aspersor.

SEGUNDO ASPERSOR

La presión total en el aspersor 2 será entonces:

$$P_t = 5 + 0.016 = 5.016 \text{ Kg/cm}^2$$

Para calcular la Pn en 2 por prueba y error, se usa la P_t = 5.016 Kg/cm² y la figura 5-7 para obtener un primer gasto supuesto.

$$Q_{\text{sup}} = 115 \text{ lpm}$$

Q en 2 = 115 + 115 = 230 lpm y con la figura 5-6 obtenemos $P_v = 0,017 \text{ Kg/cm}^2$ (0.25 psi).

Para determinar $P_n = P_t - P_v = 5,016 - 0,017 = 4,999 \text{ Kg/cm}^2$ y se comprueba utilizando la figura 5-7.

$Q = 115 \text{ lpm}$ (coincide con el valor supuesto)

La caída de presión entre el aspersor 2 y el punto 2A se determina de la manera siguiente:

$$\Delta P_{100} = 1.22 \text{ Kg/cm}^2 \text{ para } Q = 230 \text{ lpm y } 2'' \text{ (tabla No.2)}$$

Un codo de radio grande	1.05
* Una reducción de 2 1/2 x 2	0.28
Longitud recta	0.60
Longitud total	1.89 m

$$P_f = 1.89 \times \frac{1.22}{100} = 0.023 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_t = 5,017 + 0,023 = 5,039 \text{ Kg/cm}^2$$

El punto de suministro (2A en la figura 5-8) sirve a dos ramales iguales por medio de una te, por lo que ambos lados tienen las mismas condiciones de flujo y presión.

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{0.1722}{0.2057} = 0.84 \quad \text{Fig. 5-11 } K = 0.08$$

$$K = 0.08 \text{ y } \phi = 2 \text{ 1/2 Fig. 5-12 } L/D = 4.5$$

$$L = (D) L/D = 0.2057 \times 4.5 = 0.925 \text{ pies} = 0.282 \text{ m}$$

El cálculo del número de aspersores para los demás recipientes se resumen en la tabla No. 3

En las tablas, 5,6 y 7 se muestran los cálculos para el circuito de aspersores en la forma recomendada para los equipos: FA - 101 A/B, FA-102 y FA-801.

5.5.2. Determinación de los requerimientos de flujo y presión para los hidrantes y monitores.

En la industria para procesar hidrocarburos se ha encontrado que las plantas de proceso requieren de mayor cantidad de agua en caso de un incendio, por lo que es sumamente importante el número y distribución de los hidrantes o monitores para la mejor protección de la planta.

Las redes de hidrantes y monitores deben instalarse formando circuitos cerrados con válvulas de seccionamiento para poder efectuar las reparaciones necesarias y ser alimentados por lo menos por dos lados.

Bases de cálculo.

a) En instalaciones de proceso el diámetro mínimo en redes contra incendio será de 152 mm (6") y el número máxima de hidrantes y/o monitores por anillo será de doce.

b) La velocidad recomendada para el diseño de la tubería fluctuará entre 1.2 y 2.4 m/seg (4 a 8 pies/seg).

c) La presión mínima en las tomas será de 7 Kg/cm² manométrico (100 lb/pulg²).

d) Los hidrantes serán diseñados para que por cada toma proporcionen 945 lpm (250 GPM).

e) La caída de presión a través de un hidrante de dos tomas no será mayor de 0.14 kg/cm² (2 lb/pulg²) al estar trabajando a su capacidad máxima.

g) Los monitores se colocaran de acuerdo al alcance que tengan con chorro y niebla.

En primer lugar se determina cuantos hidrantes y monitores será necesario emplear en el circuito para la protección de la planta.

$$\text{Número de hidrantes} = \frac{\text{Perímetro de la planta}}{\text{Distancia entre hidrantes}}$$

$$\text{Número de hidrantes} = \frac{500}{50} = 10$$

$$\text{Número de monitores} = \frac{\text{Superficie a proteger}}{\text{Area cubierta por monitor}}$$

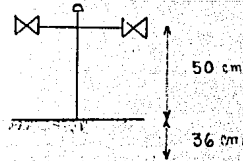
$$\text{Número de monitores} = \frac{13800 \text{ m}^2}{(20)^2} = 11 \text{ monitores}$$

El circuito de la planta combinada (fig. 5-13) será alimentado por la línea I y la línea II, estando constituido por diez hidrantes, once monitores y un sistema de aspersores.

La caída de presión en hidrantes y en monitores se calcula como sigue:

I. Hidrantes con dos tomas.

Cada hidrante con estas características tendrá un gasto de $945 + (945 \times 0.3) = 2457 \text{ lpm (650 GPM)}$



Con $Q = 2457 \text{ lpm (650 GPM)}$ y la velocidad recomendada de 1.2 a 2.4 m/seg (4 a 8 pies/seg) en la tabla No. 2 obtenemos el diámetro y la caída de presión por 100 metros de tubería.

Por tanto,

$$d = 6''$$

$$v = 2.2 \text{ m/seg (7.7 pies/seg)}$$

$$\Delta P = \frac{5.17 \text{ pies de agua}}{100 \text{ pies tubería}} = \frac{5.17 \text{ metros de agua}}{100 \text{ metros tubería}} = \frac{0.517 \text{ Kg/cm}^2}{100 \text{ m}}$$

La longitud del tubo de 6" es 0.86 m. pero además hay dos válvulas de compuerta de 2 1/2", dos entradas con borde afilado de 2 1/2" y una entrada con borde afilado de 6". La longitud equivalente se determina en la forma siguiente:

$$V \quad L/D = 13$$

$$E_{1/2} \quad K = 0.5 \quad L/D = 28$$

$$E_{1/2} \quad K = 0.5 \quad L/D = 33$$

Diámetro interno del tubo 6" en m = 0.1540

Diámetro interno del tubo 2 1/2" en m = 0.0627

$$L_E = D (L/D)$$

$$L_E = 2 (0.0627 \times 13) + 2 (0.0627 \times 28) + (0.1541 \times 33)$$

$$L_E = 10.21 \text{ m}$$

$$L_T = L_R + L_E$$

$$L_T = 0.86 + 10.23 = 11.09 \text{ m}$$

La caída de presión es entonces: $\Delta P = \frac{11.09 \times 0.517}{100} = 0.057 \text{ Kg/cm}^2$

La caída de presión por altura será:

$$\Delta P_z = 0.86 \times 0.1 = 0.086 \text{ Kg/cm}^2$$

Así que, la caída de presión para el hidrante con dos tomas es

$$\Delta P_h = \Delta P + \Delta P_z = 0.057 + 0.086 = 0.143 \text{ Kg/cm}^2$$

II. Hidrantes con tres tomas.

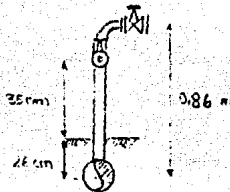
El gasto será ahora de $Q = 2835 + (2835 \times 0.3) = 3865.5 \text{ lpm}$ (975 GPM), empleamos de nuevo la tabla No. 2 para determinar el diámetro y la caída de presión en 100 metros de tubería.

Con $Q = 3865.5 \text{ lpm}$ (975 GPM) y la velocidad recomendada de 1.2 a 2.4 m/seg (4 a 8 pies/seg) obtendremos.

$$d = 8''$$

$$v = 1.86 \text{ m/seg (6.09 pies/seg)}$$

$$\Delta P_{100} = 0.274 \text{ Kg/cm}^2$$



La longitud recta es $L_R = 0.61 \text{ m}$ (ver fig. 2-2A)

Los accesorios son dos válvulas de compuerta de 2 1/2", una válvula de compuerta de 4", dos entradas con borde afilado de 2 1/2", una entrada con borde afilado de 8" y un codo reducción de 90° de 8 x 4. Por lo que la longitud equivalente será:

$$V \quad L/D = 13$$

$$E_{1/2} \quad K = 0.5 \quad L/D = 28$$

$$E_8 \quad K = 0.5 \quad L/D = 35$$

$$C \quad L/D = 30$$

Diámetro interno del tubo 2 1/2" en $\alpha = 0.0627$
 Diámetro interno del tubo 4" en $\alpha = 0.1023$
 Diámetro interno del tubo 8" en $\alpha = 0.2027$

La longitud equivalente del codo reducción se determina de la forma siguiente:

$$L_{E,R} = \frac{(30 \times 0.1023) + (30 \times 0.2027)}{2} = 4.57$$

$$L_E = 18.13 \text{ m}$$

Entonces la longitud total es $L_T = 18.13 + 0.61 = 18.74 \text{ m}$

La caída de presión para esta longitud será:

$$\Delta P = \frac{18.74 \times 0.274}{100} = 0.051 \text{ Kg/cm}^2$$

La caída de presión debido a la altura es $P_z = 0.86 \times 0.1 = 0.086$

Por tanto, la caída de presión para el hidrante con tres tomas es

$$\Delta P_c = 0.051 + 0.086 = 0.137 \text{ Kg/cm}^2.$$

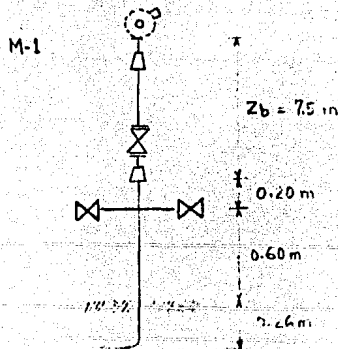
III. Monitores

El gasto bajo condiciones de diseño para el monitor con dos tomas será entonces:

$$Q_{\text{boquilla}} = 2457 \text{ lpm (650 GPM)}$$

$$Q_{\text{tomas}} = 2457 \text{ lpm (650 GPM)}$$

$$Q_{\text{total}} = 9414 \text{ lpm (1300 GPM)}$$



De la tabla No.2 con el gasto total y la velocidad recomendada de 1.2 a 2.4 m/seg (4 a 8 pies/seg), obtenemos la caída de presión y el diámetro de la tubería donde se encuentran instalados los niples de 2 1/2" para las tomas.

$$Q_t = 4914 \text{ lpm (1300 GPM)}$$

Notaremos que hay dos posibilidades:

$$d = 8" \quad d = 10"$$

$$\Delta P_{100} = 0.49 \text{ Kg/cm}^2 \quad \Delta P_{100} = 0.162 \text{ Kg/cm}^2$$

$$v = 2.54 \text{ m/seg (8.33 pies/seg)} \quad v = 1.61 \text{ m/seg (5.3 pies/seg)}$$

La elección en este caso debe estar orientada por el punto de vista económico y para fines del presente trabajo seleccionaremos 8", aún cuando se encuentre ligeramente fuera del criterio de cálculo.

La longitud del tubo de 8" es 1.06 m, pero además se tienen los siguientes accesorios:

$$\text{Un codo estandar de } 90^\circ \text{ de } 8" \quad L/D = 30$$

$$\text{Dos entradas con borde afilado de } 2 \frac{1}{2}" \quad K = 0.5 \quad L/D = 28$$

$$\text{Dos válvulas de compuerta de } 2 \frac{1}{2}" \quad L/D = 13$$

$$\text{Diámetro interno del tubo } 2 \frac{1}{2}" = 0.0627 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro interno del tubo } 8" = 0.2027 \text{ m}$$

Así pues la longitud equivalente es entonces:

$$L_E = 30 \times 0.02027 + 2 (28 \times 0.0627) + 2 (13 \times 0.0627) = 11.22 \text{ m}$$

$$L_T = 1.06 + 11.22 = 12.28 \text{ m}$$

Por lo tanto, la caída de presión para esta longitud es:

$$\Delta P_{100} = \frac{12.28 \times 0.49}{100} = 0.06 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\text{La caída de presión por la altura es } P_e = 1.06 \times 0.1 = 0.106 \text{ Kg/cm}^2$$

Por consiguiente, la caída de presión para las tomas del monitor es

$$\Delta P_a = 0.60 + 0.106 = 0.166 \text{ Kg/cm}^2$$

Utilizando nuevamente la tabla No.2 para determinar el diámetro de la tubería donde esta instalada de torrecilla (boquilla de chorro regulable), para lo cual tenemos como datos:

$$Q_{\text{boquilla}} = 2457 \text{ lpm (650 GPM)}$$

$$v_{\text{recom}} = 1.2 \text{ a } 2.4 \text{ m/seg (4 a 8 pies/seg)}$$

Con estos datos obtenemos:

$$d = 6" \quad \Delta P_{100} = 0.517 \text{ Kg/cm}^2 \quad v = 2.2 \text{ m/seg (7.22 pies/seg)}$$

Los accesorios presentes son:

$$\text{Una reducción concéntrica de } 8 \times 6 \frac{d_1}{d_2} = \frac{0.1541}{0.2027} = 0.76 \quad K = 0.17 \quad L/D = 12$$

Una válvula de compuerta de 6"

$$\text{Una reducción concéntrica de } 6 \times 4 \frac{d_1}{d_2} = \frac{0.1023}{0.1541} = 0.66 \quad K = 0.26 \quad L/D = 18$$

Por tanto la longitud equivalente es:

$$L_{eb} = (12 \times 0.2027) + (13 \times 0.1541) + (18 \times 0.1541) = 7.21 \text{ m}$$

La longitud recta de la tubería de cada uno de los monitores esta función de los equipos a proteger, como ejemplo del procedimiento se calculará la caída de presión para el monitor M-1.

Siendo entonces $Z_b = 7.5$ la longitud recta de la tubería donde esta instalada la torrecilla.

$$L_{tb} = L_{eb} + Z_b = 7.21 + 7.5 = 14.17 \text{ m}$$

Así pues, la caída de presión en la tubería de 6" para el monitor 1 es:

$$\Delta P_b = \frac{14.71 \times 0.517}{100} = 0.076 \text{ Kg/cm}^2$$

De forma similar obtenemos la caída de presión para el ramal de este monitor.

La longitud recta de la tubería de 8" es $L_r = 22.2$ m, pero además se tiene una entrada con borde afilado de 8", por lo que su longitud equivalente es $L_{er} = 35 \times 0.2027 = 7.09$ m.

$$L_{tr} = 22.2 + 7.09 = 29.29 \text{ m}$$

La caída de presión para el ramal del monitor será:

$$\Delta P_r = \frac{29.29 \times 0.49}{100} = 0.143 \text{ Kg/cm}^2$$

La caída de presión debido a la altura es $P_z = 7.5 \times 0.1 = 0.75 \text{ Kg/cm}^2$

Por lo tanto, la caída de presión total para el monitor es entonces:

$$\Delta P_m = \Delta P_a + \Delta P_b + \Delta P_r + \Delta P_z$$

$$\Delta P_m = 0.166 + 0.076 + 0.143 + 0.75 = 1.135 \text{ Kg/cm}^2$$

En la tabla siguiente se resumen los cálculos de caída de presión para los monitores.

Monitor	Z _b (m)	L _{tb} (m)	ΔP _b Kg/cm ²	L _r (m)	L _{tr} (m)	ΔP _r Kg/cm ²	ΔP _z Kg/cm ²	ΔP _m Kg/cm ²
M-1	7.5	14.75	0.076	22.2	29.29	0.143	0.75	1.135
M-2	7.5	14.71	0.076	27.2	34.29	0.168	0.75	1.160
M-3	1.8	9.01	0.046	14.0	21.09	0.103	0.18	0.495
M-4	7.5	14.71	0.076	28.6	35.69	0.140	0.75	1.132
M-5	4.8	12.01	0.062	30.2	43.37	0.212	0.48	0.920*
M-6	4.8	12.01	0.062	25.2	32.29	0.158	0.48	0.866
M-7	1.8	9.01	0.046	6.4	13.49	0.066	0.18	0.458
M-8	1.8	9.01	0.046	29.4	36.49	0.179	0.18	0.571
M-9	5.2	12.41	0.064	19.6	28.97	0.142	0.52	0.892 **
M-10	4.8	12.01	0.062	3.0	10.09	0.049	0.48	0.757
M-11	4.8	12.01	0.062	23.0	32.37	0.159	0.48	0.867 **

Relaciones utilizadas en la elaboración de la tabla:

$$L_{tb} = L_{eb} + Z_b$$

$$L_{tb} = 7.21 + Z_b \quad \Delta P_b = \frac{L_{tb} \times 0.517}{100}$$

$$L_{tr} = L_{er} + L_r$$

$$L_{tr} = 7.09 + L_r \quad \Delta P_r = \frac{L_{tr} \times 0.49}{100}$$

$$\Delta P_z = Z_b \times 0.1$$

$$\Delta P_m = \Delta P_a + \Delta P_b + \Delta P_r + \Delta P_z$$

$$P_m = 0.166 + \Delta P_b + \Delta P_r + \Delta P_z$$

*Los accesorios que recorrerá el ramal del monitor M-5 son:

Una entrada con borde afilado de 8" K=0.5 L/D = 35

Un codo estandar de 90° L/D = 30

La longitud equivalente es:

$$L_{er} = 35 \times 0.2027 + 30 \times 0.2027 = 13.17 \text{ m}$$

Entonces, la longitud total del ramal del monitor M-5 es:

$$L_{tr} = 13.17 + 30.2 = 43.37$$

** La longitud equivalente para la reducción de 16 x 8" en los monitores 9 y 11 será entonces:

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{0.2027}{0.3906} = 0.52 \quad K = 0.3 \quad L/D = 24$$

$$L_{er} = 24 \times 0.3906 = 9.37 \text{ m}$$

El diámetro y la caída de presión del ramal común de los monitores 9, 10 y 11 se determina de la siguiente manera:

$$Q = 3 \times 4914 \text{ lpm (3900 GPM)}$$

$$v_{recom} = 1.2 \text{ a } 2.4 \text{ m/seg (4 a 8 pies/seg)}$$

De la tabla No.2 con estos datos obtenemos entonces:

$$d = 16'' \quad \Delta P_{100} = 1.6 \text{ Kg/cm}^2 \quad v = 2.09 \text{ m/seg (6.85 pies/seg)}$$

La longitud del tubo de 16" es 45.2 m, pero dicho ramal tiene los siguientes accesorios:

$$\text{Una entrada con borde afilado de 16'' } K = 0.5 \quad L/D = 40$$

$$\text{Una te estandard con flujo a cada ramal } L/D = 60$$

$$\text{Diámetro interno de la tubería en m} = 0.3906$$

$$L_e = 40 \times 0.3906 + 60 \times 0.3906 = 39.06$$

$$L_t = 45.2 + 39.06 = 84.26 \text{ m}$$

$$\Delta P = \frac{84.26 \times 1.6}{100} = 1.35 \text{ Kg/cm}^2$$

100

Con la caída de presión en los hidrantes y en los monitores, se puede pasar a determinar el circuito o red contra incendio, tomando como base el mayor riesgo existente en la planta combinada; debiendo efectuar los cálculos del sistema en las condiciones más desfavorables.

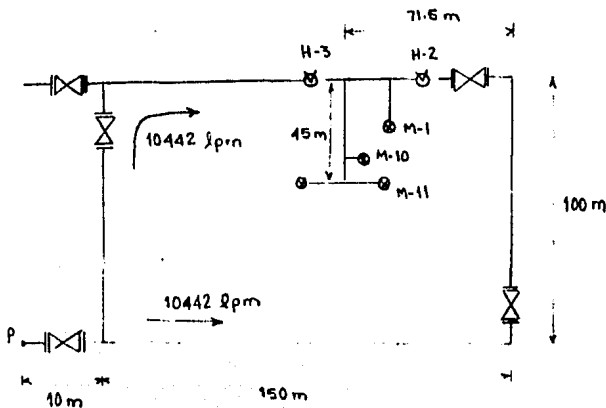
El mayor riesgo se encuentra en la casa de bombas y en el área de torre (fig. 4-1), por lo tanto en caso de emergencia se tiene que emplear los monitores 1, 10, 11 además de los hidrantes 2 y 3.

Para calcular la presión necesaria en el punto P en la figura 5-13 en las peores condiciones, se supone que en este caso, solamente está operando la línea II y en la línea I la válvula de seccionamiento se encuentra cerrada.

El primer paso para el cálculo consiste en determinar los gastos bajo las condiciones de diseño tomando en cuenta el 30% de exceso:

3 monitores con dos tomas	$3 [3780 + (3780 \times 0.3)] = 14742$ lpm (3900GPM)
1 Hidrante con dos tomas	$945 + (945 \times 0.3) = 2457$ lpm (650GPM)
Hidrante con tres tomas	$2835 + (2835 \times 0.3) = 3685.5$ lpm (975GPM)
T O T A L	20884.5 lpm (5500GPM)

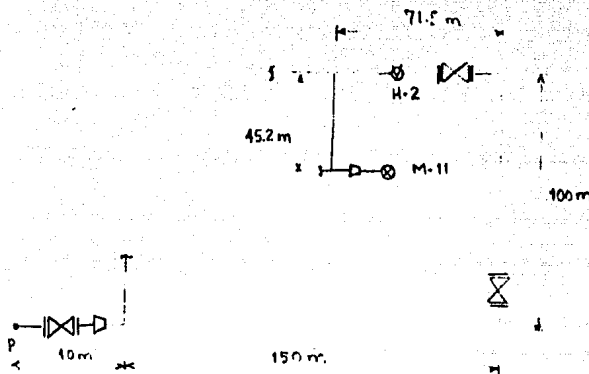
Si observa el esquema del circuito (fig. 5-13), se notará que bajo las circunstancias supuestas el monitor 11 es el que se encontrará en las condiciones más desfavorables. La distribución de gastos es como se muestra en el esquema siguiente:



Con el gasto $Q = 10442$ lpm (2750 GPM) y la velocidad recomendada de 1.2 a 2.4 m/seg (4 a 8 pies/seg) en la tabla No.2 se obtiene el diámetro y la caída de presión en cien metros de tubería.

diámetro elegido $d = 16''$ $v_{real} = 1.47 \text{ m/seg}$ (4.83 pies/seg) $\Delta P_{100} = 0.846 \text{ Kg/cm}^2$

El cálculo de la caída de presión en el circuito se hace por el camino más largo que va a seguir el agua como se muestra en la figura siguiente:



Longitud de la tubería: 366.7 m

Los accesorios que recorrerá serán: dos válvulas de compuerta totalmente abiertas, dos codos estándar de 90° , dos te estándar con flujo a cada ramal y una te con flujo a todo lo largo, por lo que la longitud equivalente será:

V	L/D	=	13	3	V	=	13 X 2	=	26
C	L/D	=	30	2	C	=	30 X 2	=	60
T	L/D	=	60	2	T	=	60 X 2	=	120
T	L/D	=	20	1	T	=	20 X 1	=	20

226

Diámetro del tubo de 16'' en metros = 0.3810 m

LE = (L/D) D = 226 X 0.381 = 86.10 m

LT = 366.7 + 86.10 = 452.80 m

La caída de presión (P_c) en el circuito = $\frac{452.8 \times 0.846}{100} = 3.83 \text{ Kg/cm}^2$

La última parte del circuito que falta calcular es la línea de alimentación II (de la T al punto P).

El gasto será ahora de $Q = 10442 \times 2 = 20884$ lpm (5500 GPM)

Se empleará de nuevo la tabla No. 2 para determinar el diámetro utilizando el mismo criterio de velocidad recomendada y se obtiene:

$$d = 10'' \quad V_{\text{real}} = 2.32 \text{ m/seg (7.61 pies/seg)} \quad \Delta P_{100} = 1.7 \text{ Kg/cm}^2$$

Longitud del tubo = 10 m

Los accesorios son una válvula de compuerta totalmente abierta y una reducción de 18 X 16'', por lo que la longitud equivalente será:

$$\begin{array}{rcl} T & L/D & = 13 \quad 1 T = 13 \times 1 = 13 \\ R \frac{d_1}{d_2} = 0.88, K=0.04 & L/D & = 3.3 \quad 1 R = 3.3 \times 1 = 3.3 \\ & & \hline & & 16.3 \end{array}$$

Diámetro del tubo de 18'' en metros = 0.4287 m

$$LE = (L/D) D = 16.3 \times 0.4287 = 6.98 \text{ m}$$

$$L_t = 10 + 6.98 = 16.98$$

$$\text{La caída de presión en la línea } \Delta PL = \frac{16.98 \times 1.7}{100} = 0.288 \text{ Kg/cm}^2$$

Por último se calculará la caída de presión total (P_t) en el sistema:

$$\Delta P_t = \Delta P_{\text{monitores}} + \Delta P_{\text{Hidrantes}} + \Delta P_c + \Delta PL$$

$$\Delta P_t = (1.135 + 0.757 + 0.867) + (0.143 + 0.137) + 3.83 + 0.288$$

$$\Delta P_t = 7.157 \text{ Kg/cm}^2$$

Ahora bien, con la ΔP_t se sabe cuánta presión se pierde de punto "p" al monitor 11; si en la boquilla del monitor se requiere una presión (P) de 7 Kg/cm² (100 lb/pulg²) la presión en el punto "p" (P_p) será entonces:

$$P_p = \Delta P_t + P = 7.157 + 7 = 14.157 \text{ Kg/cm}^2$$

Si en el punto p se instala la bomba contra incendio, ésta deberá estar diseñada para dar 21000 lpm (5500 GPM) a 15 Kg/cm² (213.35 lb/pulg²) o lo más cercano a estas características que haya en el mercado.

DETALLE DE HIDRANTE

DE DOS TOMAS CON MONITOR

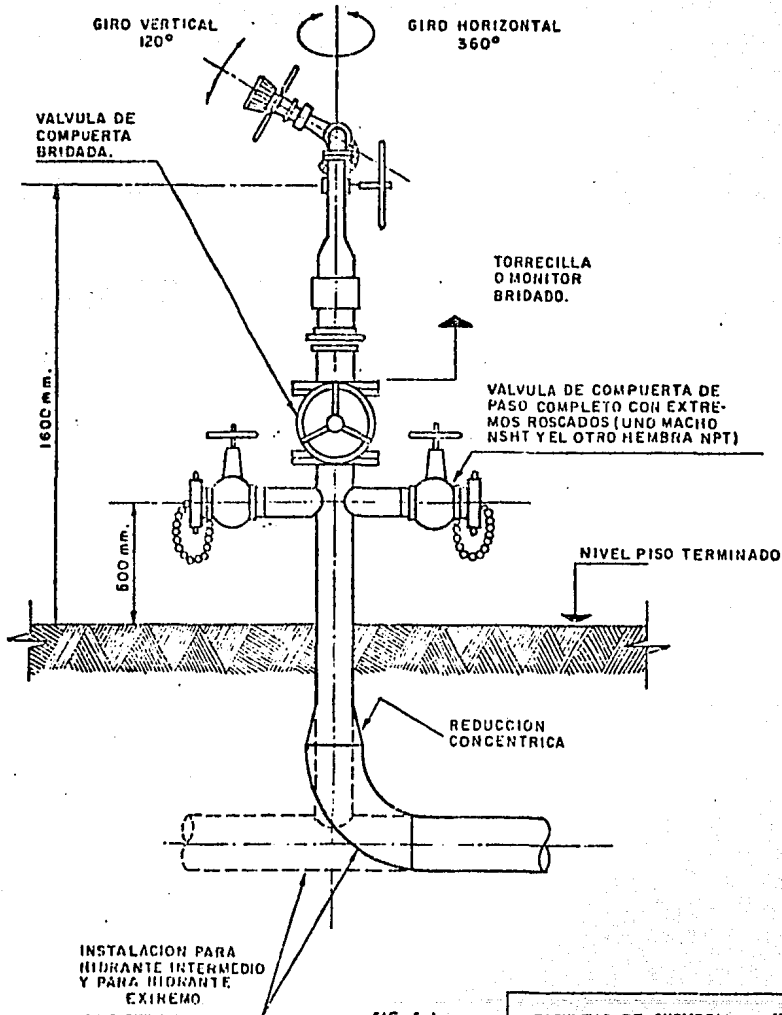


FIG. 5-1

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
MONITOR CON DOS TOMAS	
F.D.H.	FIG. 5-1

**DETALLE DE HIDRANTE
CON DOS TOMAS**

VALVULA DE COMPUERTA DE PASO
COMPLETO CON EXTREMOS ROS-
CADOS (UNO MACHO NSHT Y EL
OTRO HEMERA NPT. O AMBOS
HEMERA NPT. CON ADAPTADOR
MACHO DE NPT.A NSHT.)

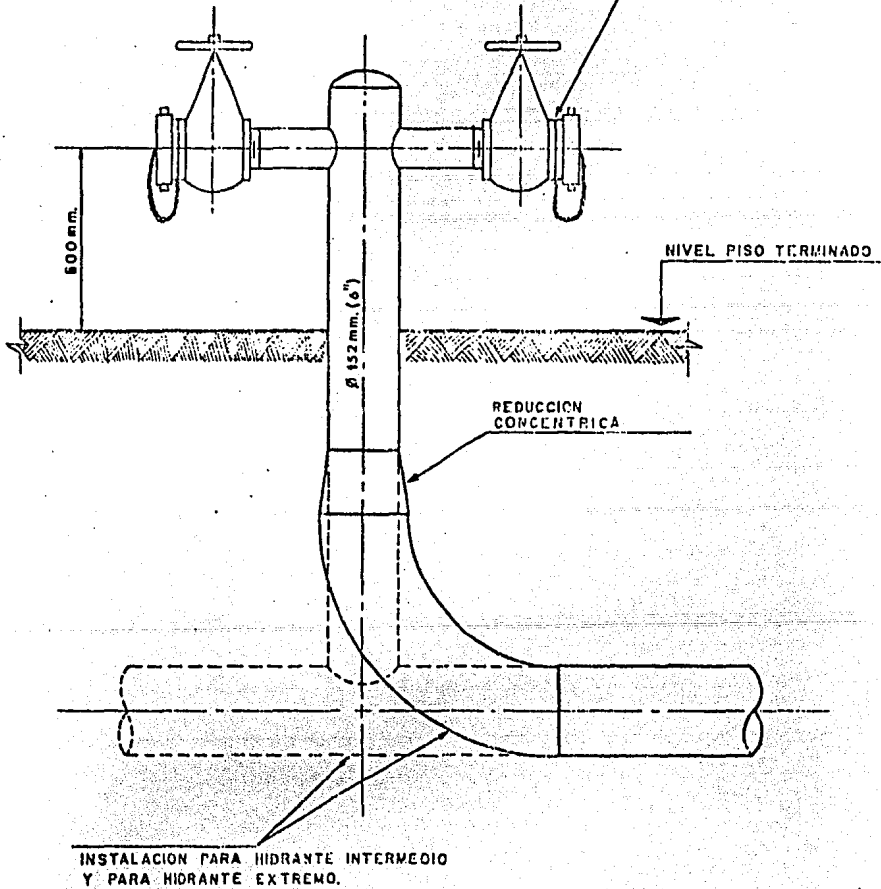
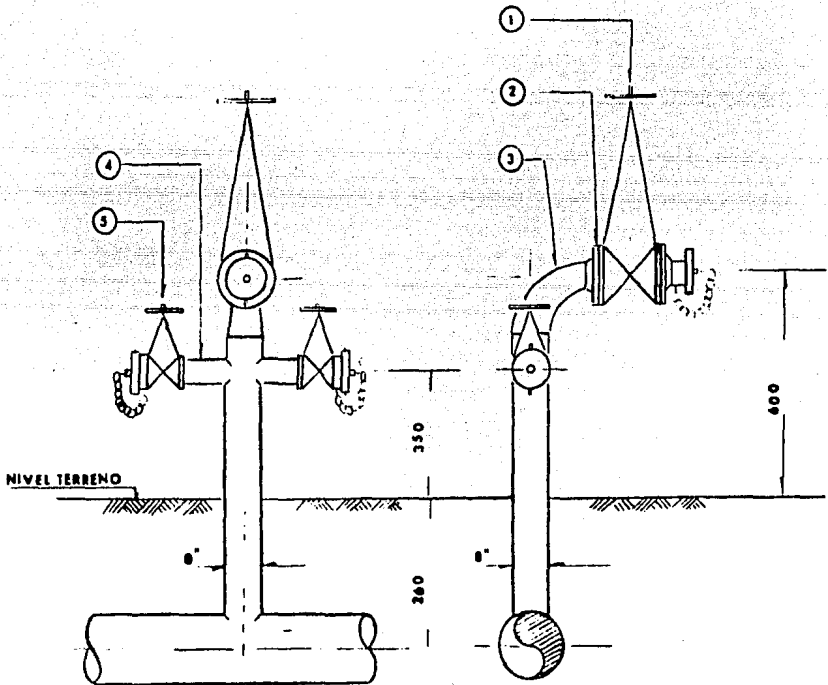


FIG. 5-2

FACULTAD DE QUIMICA	UNAH
DETALLE DE HIDRANTE	
F.D.H.	FIG. 5-2

HIDRANTE CON TRES TOMAS



- 1- VALVULA COMPUERTA DE 4" Ø
- 2- BRIDA DE ACERO FORJADO
- 3- CODO REDUCCION 90° 8X4
- 4- NIPLE DE ACERO
- 5- VALVULA COMPUERTA DE 2 1/2"

FACULTAD DE QUIMICA UNAM

HIDRANTE CON TRES TOMAS

P.D.M.

FIG. 5-2A

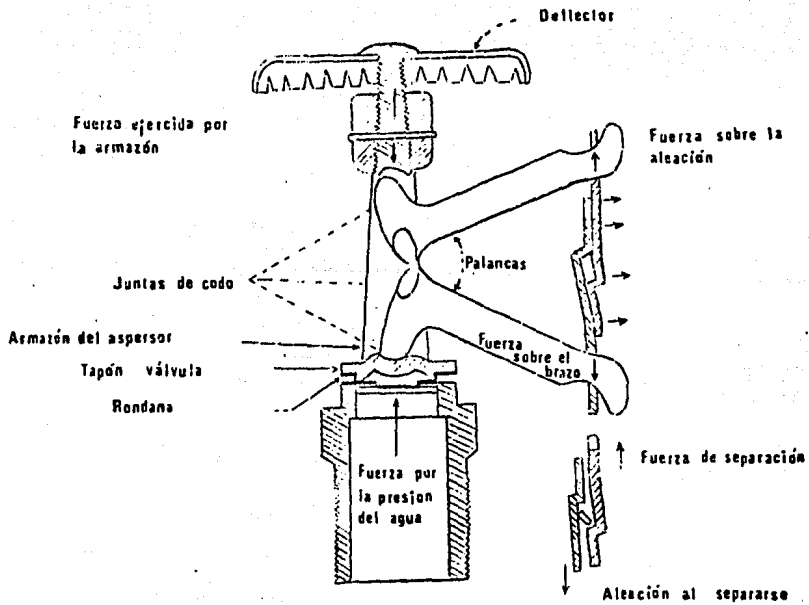


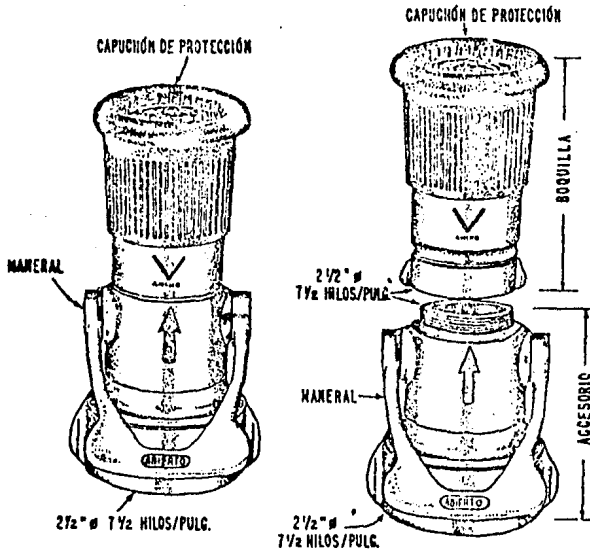
FIG. 5-3 REPRESENTACION ESQUEMATICA DE LAS PARTES DE UN ASPERSOR AUTOMATICO

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
ASPERSOR AUTOMATICO	
F.D.H.	FIG. 5-3

**CARACTERÍSTICAS DE LAS BOQUILLAS PARA MANGUERAS
DE 2½ pulg. DE DIÁMETRO DEL SERVICIO DE AGUA
CONTRAINCENDIO**

	PESO (kg)	LONGITUD (cm)	GASTO MÍNIMO A 7.1 kg/cm ² DE PRESIÓN				ALCANCE MÍNIMO A 7.1 kg/cm ² DE PRESIÓN (m)	
			CHORRO DIRECTO		NEBLA		CHORRO DIRECTO	NEBLA
			lps	gpm	lps	gpm		
Accesorio	2.8-3.6	12.10-20.30						
Boquilla	1.7-3.5	12.50-20.30	7.56	120	13.2	210	40	12
Boquilla con Accesorio	3.6-5.6	20.30-30.00	7.56	120	13.2	210	40	12

Para fines de adquisición, deberá especificarse si se requiere la boquilla sin accesorio, con accesorio integrado o independiente.

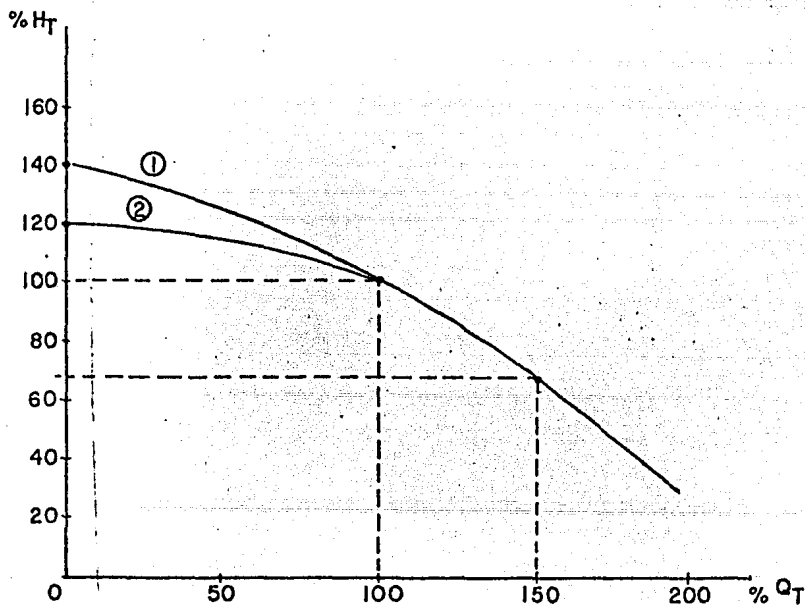


DIBUJO TÍPICO DE UNA BOQUILLA CON ACCESORIO INTEGRADO DE 2 ½ PULG. DE DIÁMETRO PARA MANGUERA DE AGUA CONTRA INCENDIO.

DIBUJO TÍPICO DE UNA BOQUILLA CON ACCESORIO INDEPENDIENTE DE 2 ½ PULG. DE DIÁMETRO PARA MANGUERA DE AGUA CONTRA INCENDIO.

FACULTAD DE QUÍMICA	UNAM
BOQUILLAS PARA MANGUERAS	
F. D. H.	FIG. 5-4

CURVA CARACTERISTICA DEL IMPULSOR
 (INDICANDO LOS PUNTOS MAS IMPORTANTES QUE DEBEN CUMPLIR LAS BOMBAS EN CUANTO A CARGA Y GASTO)



H_T = CARGA TOTAL

Q_T = GASTO TOTAL

① = BOMBA TURBINA VERTICAL

② = BOMBA CENTRIFUGA HORIZONTAL

FIG. 5-5

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
CURVA DE LA BOMBA	
F.D.H.	FIG. 5-5

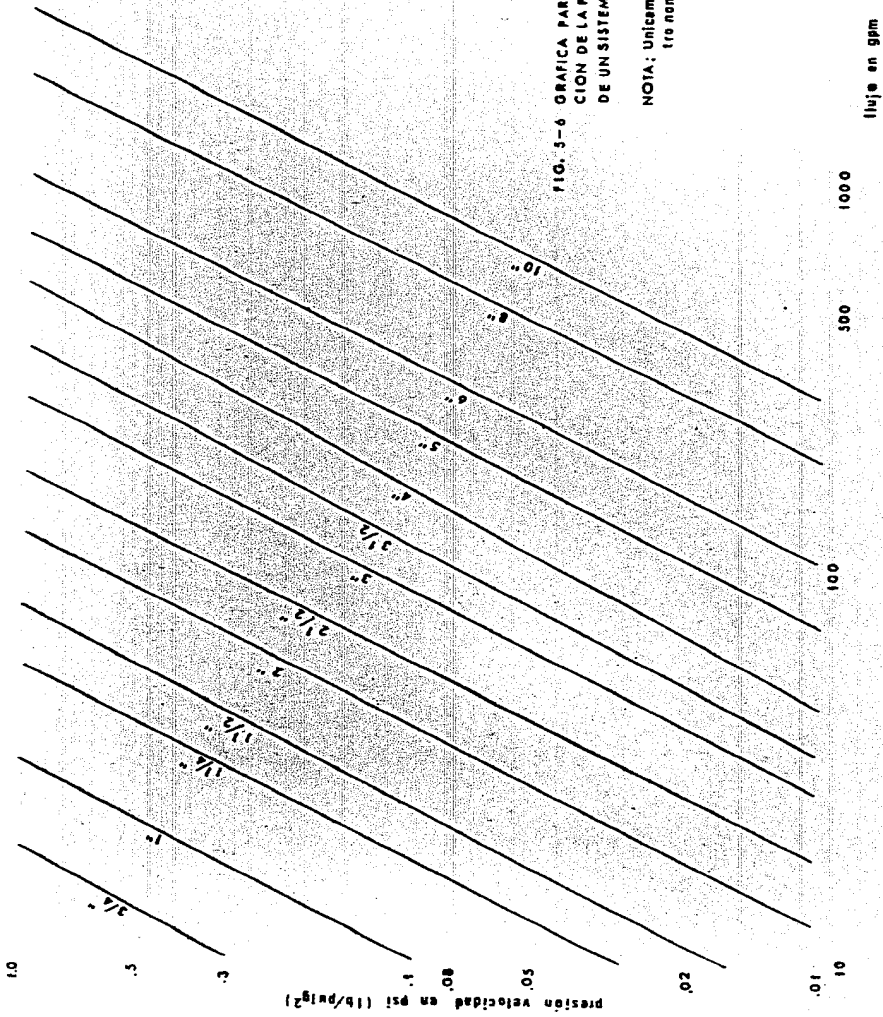
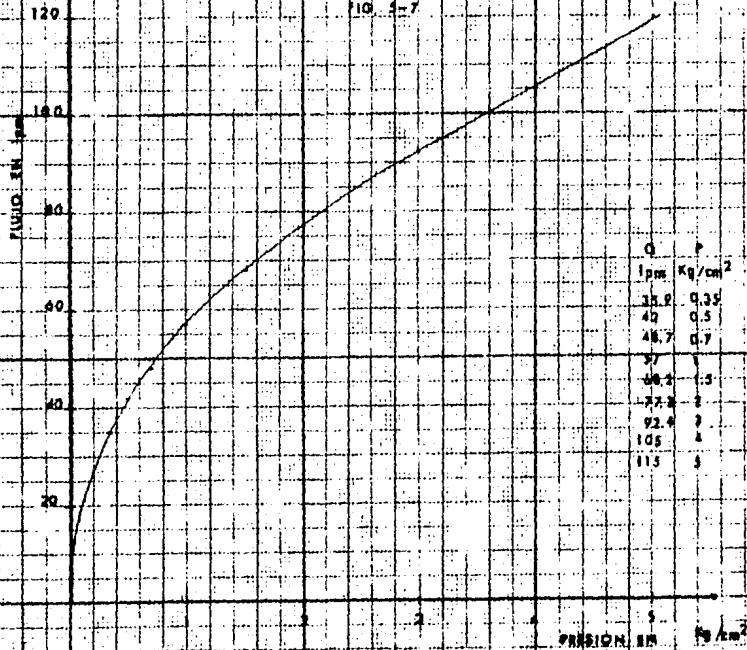


FIG. 3-6 GRAFICA PARA LA DETERMINACION DE LA PRESION VELOCIDAD DE UN SISTEMA DE ASPERSORES.

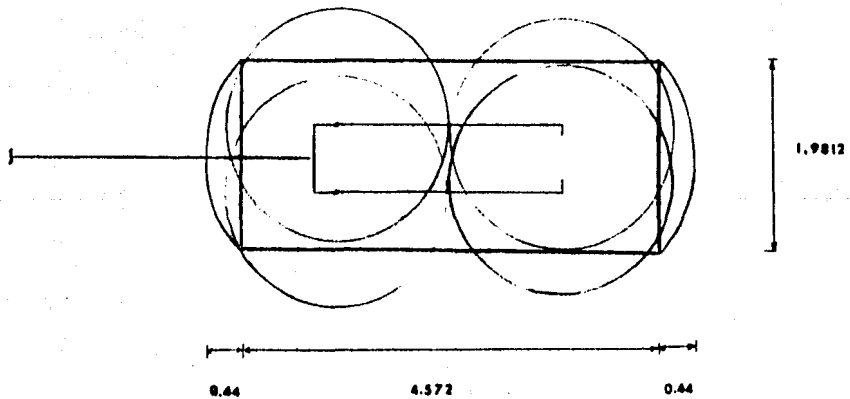
NOTA: Unicamente se dá el diámetro nominal cada 40,

CARACTERÍSTICAS DEL ASPERSOR 1 MH11W

10 5-7



CIRCUITO DE ASPERSORES DE LOS ACUMULADORES DE
NAFTA DE RESPUNTE PA-101 A/B
VISTA DE PLANTA



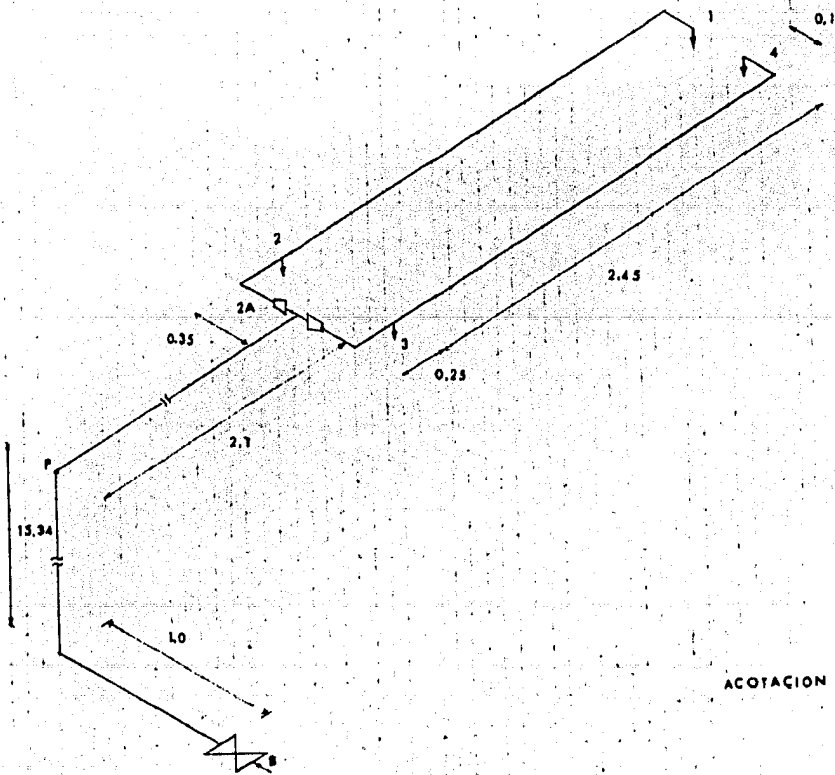
TIPO DE ASPERSOR I HHIW

NUM. DE ASPERSORES 4

ACOTACION EN METROS (m)

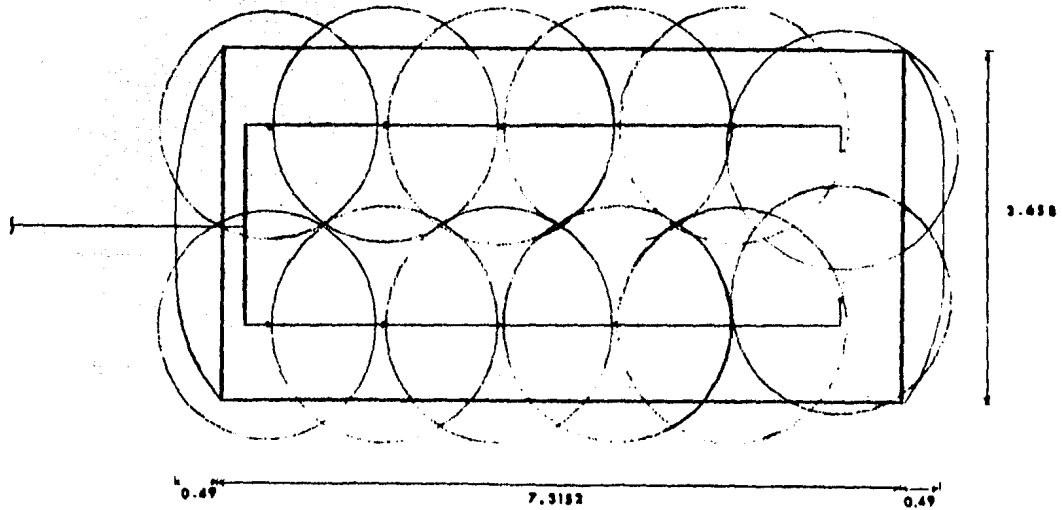
2 CM = 1 m

RED DE TUBERIA DEL CIRCUITO DE ASPERORES DE
LOS ACUMULADORES DE NAFTA
DE DESPUNTE FA-101 A/B
FIG. 5-8



ACOTACION METROS

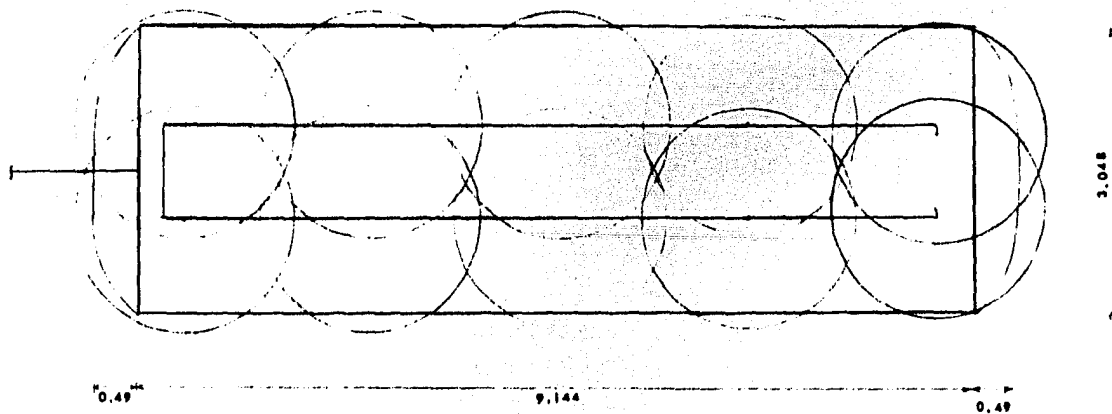
CIRCUITO DE ASPERSORES DEL ACUMULADOR
DE NAFTA LIGERA Y REFLUJO FA-102
VISTA DE PLANTA



TIPO DE ASPERSOR I NH11W
NUM. DE ASPERSORES 12

ACOTACION METROS (m)
2 CENTIMETROS = 1 METRO

CIRCUITO DE ASPERSORES DEL TANQUE DE
RELEVO HUMEDO FA - 801
VISTA DE PLANTA



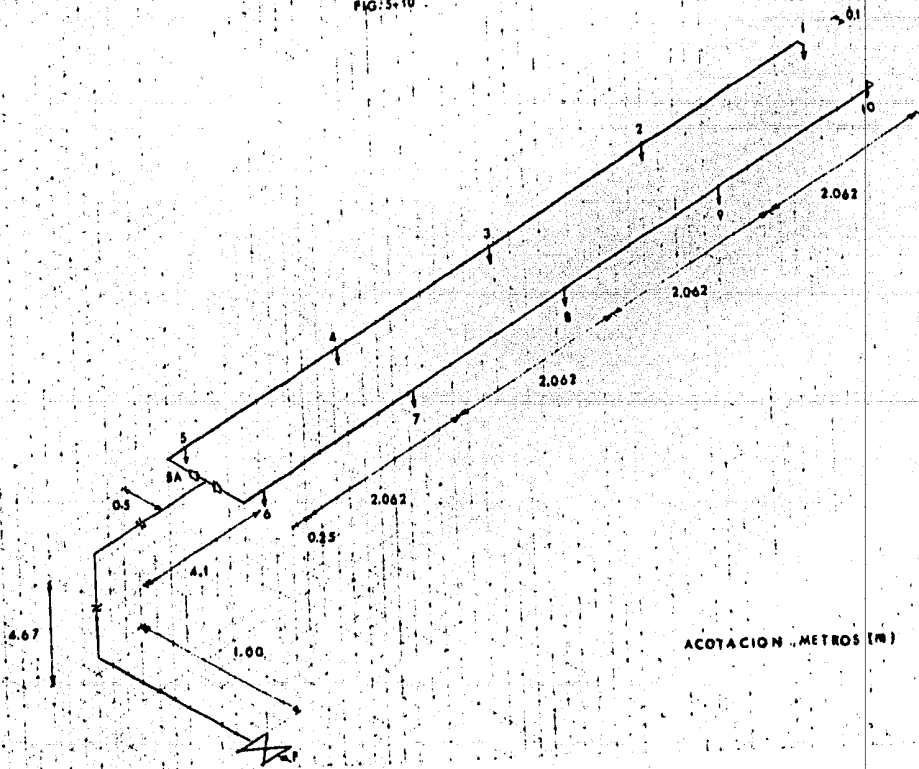
TIPO DE ASPERSOR 1 HHIW

NUM. DE ASPERSORES 10

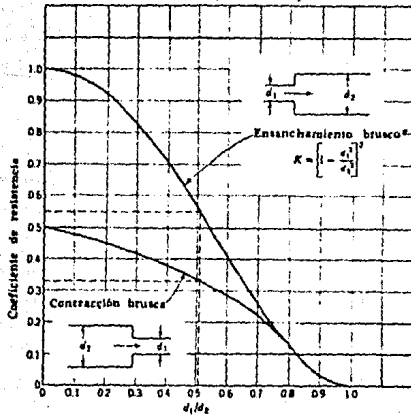
ACOTACION METROS (m)

2 CENTIMETROS = 1 METRO (1/50)

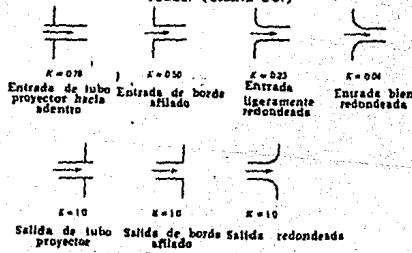
RED DE TUBERIA DEL CIRCUITO DE ASPERSORES
DEL TANQUE DE RELEVO HUMEDO
F.A.-8DL
FIG:5-10



RESISTENCIA DEBIDA A ENSANCHAMIENTO Y CONTRACCIONES
BRUSCAS. (CRANE CO.)



RESISTENCIA DEBIDA A LA ENTRADA Y A LA SALIDA DE LOS
TUBOS. (CRANE CO.)



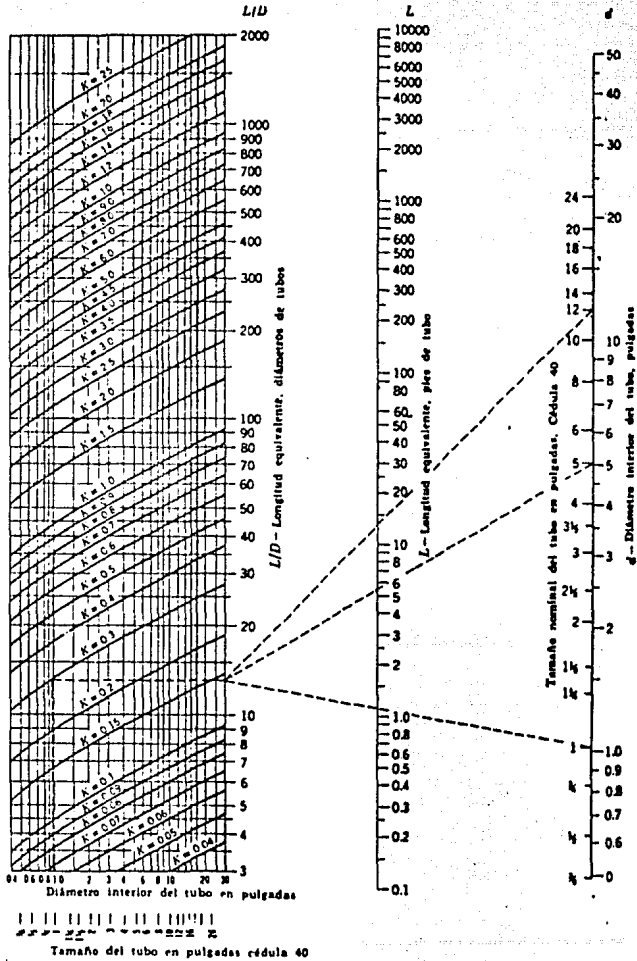
FACULTAD DE QUIMICA U N A M

COEFICIENTE DE RESISTENCIA

F. D. H.

FIG. 5-11

LONGITUDES EQUIVALENTES L Y L/D Y COEFICIENTES DE RESISTENCIA K . (CRANE CO.)

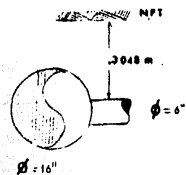
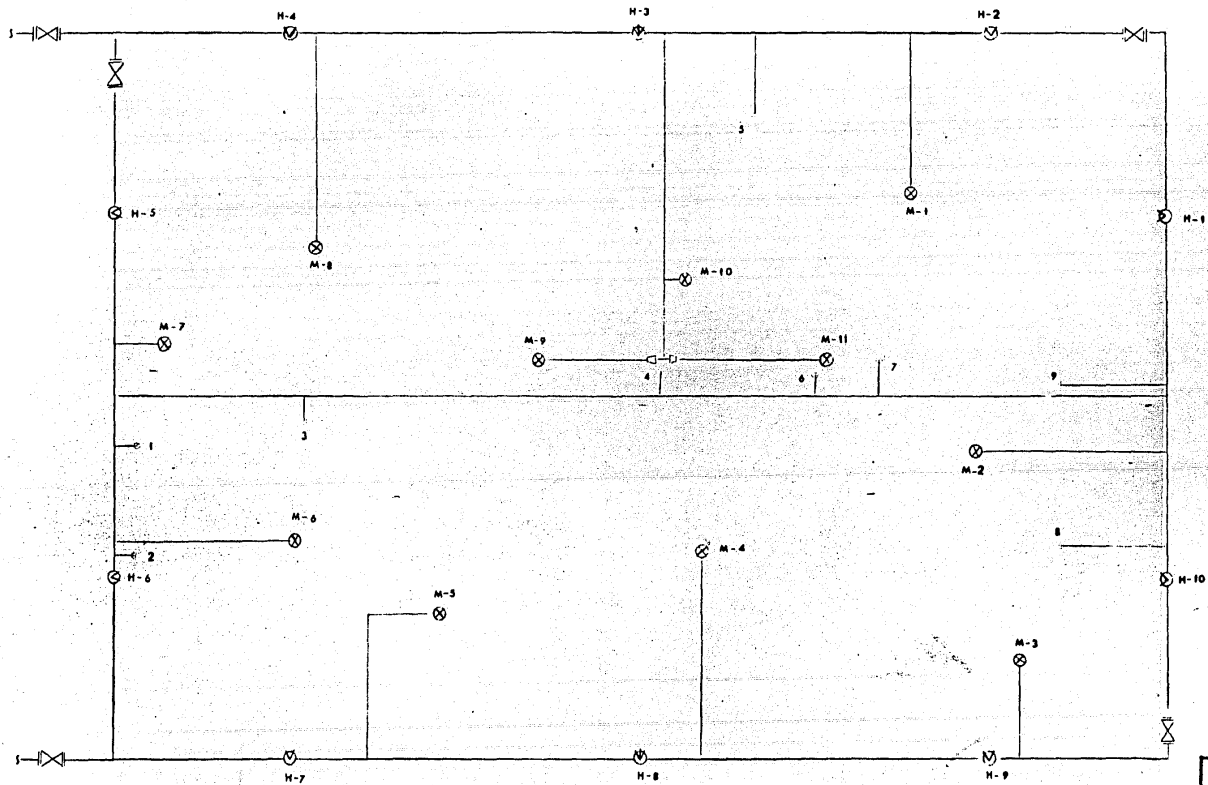


FACULTAD DE QUIMICA UNAM

LONGITUD EQUIVALENTE

F. D. M.

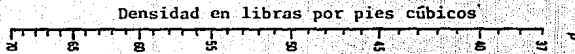
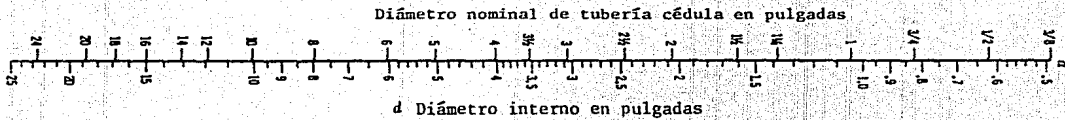
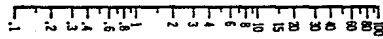
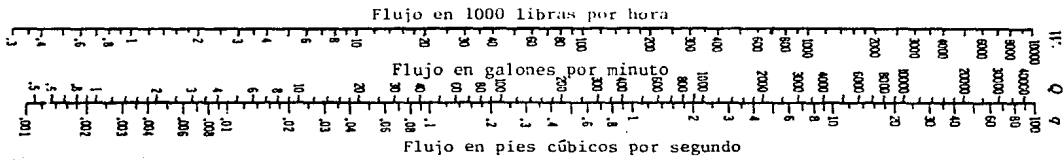
FIG. 5-12



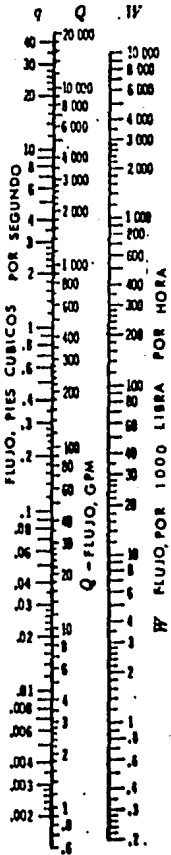
ESC. 1:500

TESIS PROFESIONAL		
FACULTAD DE QUIMICA		UNAM
P.D.M.	TUBERIA SUBTERRANEA	FIG. 8-13

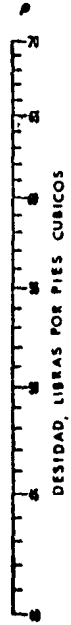
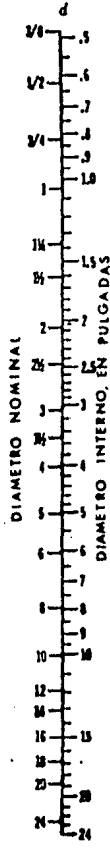
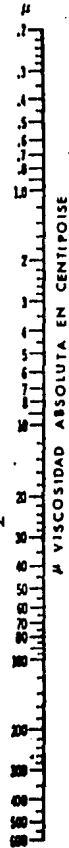
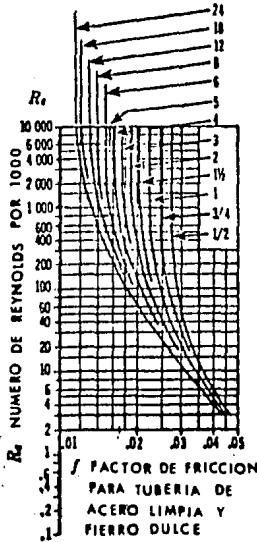
NOMOGRAMA PARA CALCULAR LA VELOCIDAD DE LIQUIDOS EN TUBERIAS



NOMOGRAMA PARA CALCULAR EL FACTOR DE FRICCION Y
EL NUMERO DE REYNOLDS PARA TUBERIA DE HIERRO DULCE
Y ACERO



INDICE



CAIDA DE PRESION PARA LIQUIDOS EN TUBERIAS A FLUJO TURBULENTO

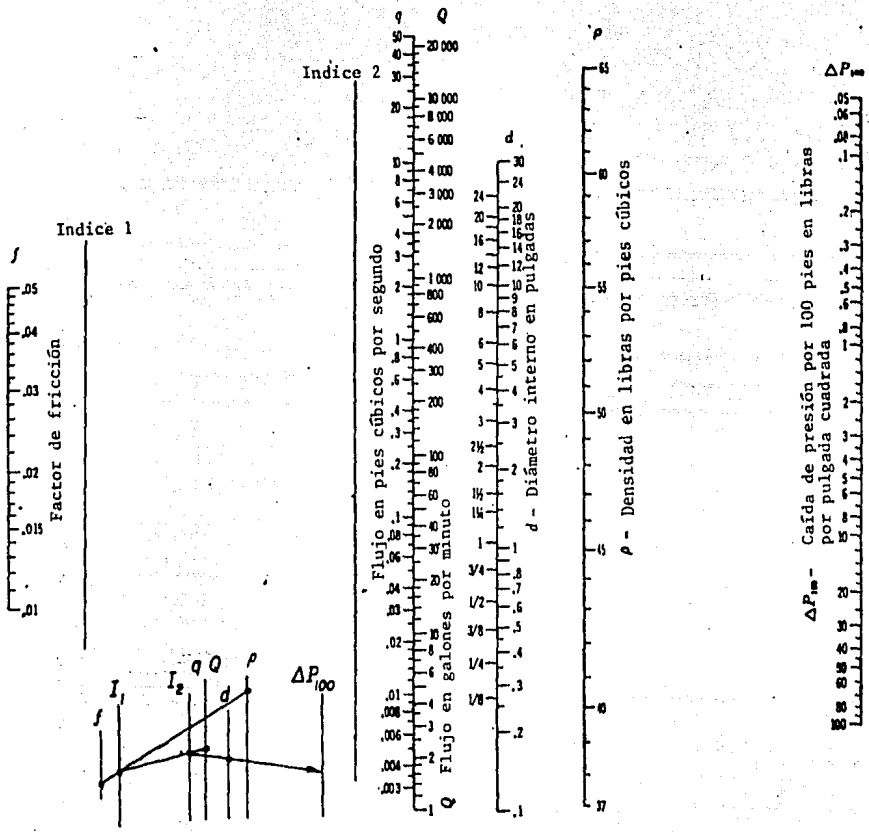


TABLA No. 1
MATERIALES PARA REDES DE AGUA DE CONTRA-INCENDIO

		DESCRIPCION	DIAMETRO	ESPECIFICACION	
TUBO	Extremos roscados	1 1/4" y menores	Sin costura	Ced. 80 ASTM-A53 Gr. B	
	Extremos biselados	2" a 6"	Sin costura	Ced. 40 ASTM-A53 Gr. B	
	Extremos biselados	8" y 10"	Sin costura	Ced. 20 ASTM-A53 Gr. B	
	Extremos biselados	12" y mayores	Con costura	Ced. 20 ASTM-A53 Gr. B	
	Nipples	2 1/4" (Nota 1)	Sin costura	Ced. 80 ASTM-A53 Gr. B	
VALVULAS	ROSCADAS	Compuerta (cuña sólida)	1 1/4" y menores	150 # SWP, RS15, UB	ASTM-B62
		Compuerta (doble disco)	1 1/4" y 2 1/4" (Nota 1)	500 # RS15, UB, Rosca hembra: NPT y rosca macho NS11T (con tapón cachucha y cadens)	ASTM-B62
	Angulo	1 1/4" y 2 1/4" (Nota 1)	500 # SWP, RS15, UB	ASTM-B62	
	Retención (tipo pistón)	1 1/4" y menores	150 # tapa roscada	ASTM-B62, interiores de bronce con níquel	
BRIDAS	BRIDAS	Compuerta (cuña sólida)	2" y mayores	150 # FF, OS & Y, BB	ASTM-A216 Gr. WCB
		Retención (columpio)	2" y mayores	150 # FF, BC	ASTM-A216 Gr. WCB
BRIDAS	BRIDAS	Cuello soldable	2" y mayores	150 # RF (unión entre bridas)	ASTM-A181 Gr. 1
			2" y mayores	150 # FF (unión con válvula)	
CONEXION	Roscadas	1 1/4" y menores	2000 #, tuerca unión con asiento de acero contra bronce.	ASTM-A105 Gr. II	
	Coples roscados	1 1/4" y menores	5000 # tuerca unión con asiento de acero contra bronce.	ASTM-A105 Gr. II	
	Soldables a tope	2" y mayores	Cálculo de acuerdo a la de la tubería	ASTM-A254 Gr. WPB	
	Juntas	Todos	Asbesto comprimido de 1.5 mm (1/16") de espesor	ASTM-D1170	
	Tornillería	Todos	Tornillos máquina de cabeza cuadrada con tuercas hexagonales.	ASTM-A307 Gr. B ASTM-A191 Gr. 211	
UNIONES	Desmontables para mantenimiento	1 1/4" y menores 2" y mayores	Tuerca unión Brida		
	Normal	1 1/4" y menores 2" y mayores	Coplica Soldables a tope		

NOTAS:

- 1) Para usarse exclusivamente en Hidrantes.
- 2) Límites de operación: 20 kg/cm² man y 40° C.
- 3) Abreviaturas:
SWP Presión de operación con vapor (Steam Working Pressure).
RS15 Vástago ascendente con rosca interior (Rising Stem Inside Screw).
UB Bonete de unión roscada (Union Bonnet).
NPT Rosca estándar para tubería (National Pipe Thread).

- NSHT Rosca estándar para conexiones de mangueras (National Standard Hose Thread). (Ver norma de Seguridad de Pemex AV111-15.)
- OS&Y Yugo con rosca exterior (Outside Screw and Yoke).
- BB Bonete atornillado (Bolted Bonnet).
- BC Tapa atornillada (Bolted Cap).
- FF Cara plana - bridas (Flat Face).
- RF Cara realzada - bridas (Raised Face).

TABLA No. 2

PERDIDA POR FRICCION EN TUBERIA CEDULA 40
 C=100, FLUIDO: AGUA

d=2"		
Flujo	velocidad	ΔP_{100}
GPM	Pies/seg.	Pies de agua por 100 pies de tubo
40	3.82	5.60
45	4.30	5.96
50	4.78	8.46
55	5.26	10.1
60	5.74	11.9
65	6.21	13.7
70	6.69	15.8
75	7.17	17.9
80	7.65	20.2
85	8.13	22.6
90	8.61	25.1
95	9.08	27.7
100	9.56	30.5
110	10.5	36.4
120	11.5	42.7
180	17.2	90.5
220	21.0	131.0
240	22.9	154

PERDIDA POR FRICCION EN TUBERIA CEDULA 40

C=100, FLUIDO: AGUA

d=2 1/2"

Flujo GPM	Velocidad Pies/seg.	ΔP_{100} Pies de agua por 100 pies de tubo
60	4.02	4.99
65	4.36	5.79
70	4.69	6.64
75	5.03	7.55
80	5.36	8.5
85	5.70	9.51
90	6.03	10.6
95	6.37	11.7
100	6.70	12.8
110	7.37	15.3
120	8.04	18.0
130	8.71	20.9
140	9.38	23.9
150	10.0	27.3
160	10.7	30.7
180	12.1	38.1
200	13.4	46.3
240	16.1	66.4
280	18.8	86.3
300	20.1	98.1
400	26.8	167
500	33.5	252

PERDIDA POR FRICCIÓN EN TUBERÍA CEDULA 40
 C=100, FLUIDO: AGUA

d=3"

Flujo GPM	Velocidad pies/seg.	ΔP_{100} Pies de agua por 100 pies de tubo
80	3.47	2.96
85	3.69	3.31
90	3.91	3.67
95	4.12	4.06
100	4.34	4.47
110	4.77	5.33
120	5.21	6.26
130	5.64	7.26
140	6.08	8.32
150	6.51	9.48
160	6.94	10.7
180	7.81	13.2
200	8.68	16.1
220	9.55	19.2
240	10.4	22.6
260	11.3	26.2
280	12.2	30.0

PERDIDA POR FRICCION EN TUBERIA CEDULA 40
 C=100, FLUIDO: AGUA

d=4"

Flujo GPM	Velocidad pies/seg.	ΔP_{100} pies de agua por 100 pies de tubo
150	3.78	2.53
160	4.03	2.84
170	4.29	3.18
180	4.54	3.53
190	4.79	3.90
200	5.05	4.29
220	5.55	5.12
240	6.05	6.01
260	6.55	6.97
280	7.06	8.00
300	7.57	9.09
320	8.07	10.2
340	8.58	11.5
360	9.08	12.7
380	9.59	14.1
400	10.1	15.5
420	10.6	16.9

PERDIDA POR FRICCION EN TUBERIA CEDULA 40

C=100, FLUIDO: AGUA

d=6"

Flujo GPM	Velocidad pies/seg.	/P100 pies de agua por 100 pies de tubo
300	3.33	1.24
320	3.56	1.39
340	3.78	1.56
360	4.00	1.73
380	4.22	1.92
400	4.44	2.11
450	5.00	2.62
500	5.56	3.19
550	6.11	3.80
600	6.66	4.46
650	7.22	5.17
700	7.78	5.93
750	8.34	6.74
800	8.90	7.60
850	9.45	8.50
900	10.0	9.44
950	10.5	10.2
1000	11.1	11.5

PERDIDA POR FRICCIÓN EN TUBERÍA CEDULA 40
 C=100, FLUIDO: AGUA

d=8"

Flujo GPM	Velocidad pies/seg.	ΔP_{100} pies de agua por 100 pies de tubo
600	3.85	1.17
650	4.17	1.36
700	4.49	1.56
750	4.81	1.77
800	5.13	1.99
850	5.45	2.23
900	5.77	2.48
950	6.09	2.74
1000	6.41	3.02
1100	7.05	3.60
1200	7.69	4.23
1300	8.33	4.90
1400	8.97	5.62
1500	9.61	6.39
1600	10.3	7.20
1800	11.5	8.95
2000	12.8	10.9

PERDIDA POR FRICCIÓN EN TUBERÍA CEDULA 40

C=100, FLUIDO: AGUA

d=10"

Flujo GPM	Velocidad pies/seg.	ΔP_{100} pies de agua por 100 pies de tubo
1000	4.07	0.998
1100	4.48	1.19
1200	4.89	1.40
1300	5.30	1.62
1400	5.70	1.86
1500	6.10	2.11
1600	6.51	2.38
1700	6.92	2.66
1800	7.32	2.96
1900	7.73	3.27
2000	8.14	3.60
2200	8.95	4.29
2400	9.76	5.04
2600	10.6	5.84
2800	11.4	6.70

PERDIDA POR FRICCION EN TUBERIA CEDULA 40
 C=100, FLUIDO: AGUA

d=16"

Flujo GPM	Velocidad pies/seg.	ΔP_{100} pies de agua por 100 pies de tubo
2000	3.51	0.466
2500	4.39	0.704
3000	5.27	0.987
3500	6.15	1.31
4000	7.03	1.68
4500	7.91	2.09
5000	8.79	2.54
6000	10.5	3.56
7000	12.3	4.73
8000	14.1	6.06

d=18"

Flujo GPM	Velocidad pies/seg.	ΔP_{100} pies de agua por 100 pies de tubo
2500	3.46	0.394
3000	4.15	0.553
3500	4.85	0.735
4000	5.54	0.941
4500	6.23	1.17
5000	6.92	1.42
6000	8.31	1.99
7000	9.70	2.65
8000	11.1	3.39

T A B L A No. 3

EQUIPO	DIMENSIONES (m)						(m)		(m ²)				lpm	
	D	L	H	Dp	Lp	Hp	Ps	R	Ae	At	Ap	A	Q	Nc.Asp.
FA-101 B	1.9812	4.572	0.44	0.762	1.219	0.34	3.112	2	28.45	7.67	3.28	39.12	391.2	4
FA-102	3.658	7.315	0.49	1.372	2.134	0.49	5.746	2	84.06	22.53	9.95	116.54	1165.4	12
FA-108	3.048	9.144	0.49				4.788	2	87.56	16.10		103.66	1036.60	10

OBSERVACIONES:

- | | | | | | |
|----|---|-----------------------|----|---|---------------------|
| D | = | Diámetro | Ae | = | Area del envolvente |
| L | = | Longitud | At | = | Area de tapas |
| H | = | Cabeza | Ap | = | Area de pierna |
| Dp | = | Diámetro de la pierna | A | = | Area Total |
| Hp | = | Cabeza de la pierna | Q | = | Flujo |
| R | = | Ramales | | | |

LONGITUD EQUIVALENTE EN m

Diámetro Nominal	Codo Estándar	Codo de radio grande	Válvula de compuerta
2	1.575	1.05	0.682
2 ½	1.881	1.254	0.815
3	2.337	1.558	1.013
4	3.069	2.046	1.329
5	3.846	2.564	1.667
6	4.620	3.08	2.002
8	6.081	4.054	2.635
10	7.635	5.090	3.308

TABLA No- 5

CIRCUITO DE ASPERSORES DE LOS ACUMULADORES NAFTA DE DESPUNTE FA-101 A/B.

Aspersor Localiza- ción	gasto lpm	Diámetro Tuberfa	Accesorios	Longitudes m	Pérdidas por Fricción 100 m	Sumario Presiones	Pn	Notas
1	115	2"	2C	Recta 2,55 Equiv, 2,10 Total 4,65	0,34	Pt=5 Pe Pf=0,016	Pn=Pt	
2	115 230	2"	1C 1R	Recta 0,60 Equiv, 1,33 Total	1,22	Pt=5,016 Pe Pf=0,023	Pt=5,016 Py=0,017 Pn=5	Qsup=155lpm Qt=115+115 Q=115
2A	230	2 1/2"	1T	Recta 2,1 Equiv, 3,763 Total 5,863	1,85	Pt=5,039 Pe Pf=0,108		
P	460					Pt=5,15Kg/cm ²		

TABLA No-6

CIRCUITO DE ASPERSORES DE ACUMULADOR DE NAFTA LIGERA Y REFLUJO FA-102

Localización	Gasto lpm	Diámetro Tubería	Accesorios	Longitudes m	Pérdida Fricción en 100m	Sumario de Pre- siones Kg/cm ²	Presión normal Pn=Pt	Notas
1	115	3"	2C	Recta 1.35 equiv 3.12 Total 4.47	0.049	Pt=5 Pe= Pf=0.002		
2	115 230	3"		Recta 1.25 Equip 1.25 Total 1.25	0.178	Pt=5.002 Pe= Pf=0.002	Pt=5.002 Pv=0.003 Pn=4.999	QSup=115lpm Qt=230 Q=115
3	115 345	3"		Recta 1.25 Equip 1.25 Total 1.25	0.368	Pt=5.004 Pe= Pf=0.005	Pt=5.004 Pv=0.008 Pn=4.996	QSup=115 Qt=345 Q=114.96 ≈115
4	115 460	3"		Recta 1.25 Equip 1.25 Total 1.25	0.641	Pt=5.009 Pe= Pf=0.008	Pt=5.009 Pv=0.0112 Pn=4.998	QSup=115 Qt=460 Q=114.98 ≈115
5	115 575	3"		Recta 1.25 Equip 1.25 Total 1.25	0.971	Pt=5.017 Pe= Pf=0.012	Pt=5.017 Pv=0.022 Pn=4.995	Qsup=115 Qt=575 Q=114.95 ≈115
6	115 690	3"	C R	Recta 1.25 Equip 3.69 Total 4.94	1.353	Pt=5.029 Pe= Pf=0.067	Pt=5.029 Pv=0.028 Pn=5.001	QSup=115 Qt=690 Q=115
6A	1380	5"	T 2C V	Recta 12.69 Equip 14.49 Total 27.19	0.434	Pt=5.096 Pe=0.759 Pf=0.118		Pe=7.592x0.1
P	1380						Pt=5.973	6

TABLA No- 7

CIRCUITO DE ASPERSORES DEL TANQUE DE RELEVO HUMEDO FA-80

LOCALIZACION	GASTO lpm	DIAMETRO TUBERIA	ACCESORIOS	LONGITUDES m	PERDIDA FRICCION EN 100m	SUMARIO DE PRE- SIONES Kg/cm ²	PRESION NORMAL	NOTAS
1	115	3"	2C	Recta 2.162 Equiv 3.120 Total 5.282	0.049	Pt=5 Pe= Pf=.003	Pn=Pt	
2	115 230	3"		Recta 2.062 Equiv Total 2.062	0.178	Pt=5.003 Pe= Pf=0.004	Pt=5.003 Pv=0.003 Pn=4.999	Qsup=115 Qt=230 Q=115
3	115 345	3"		Recta 2.062 Equiv Total 2.062	0.368	Pt=5.007 Pe= Pf=0.007	Pt=5.007 Pv=0.008 Pn=4.999	Qsup=115 Qt=345 Q=115
4	115 460	3"		Recta 2.062 Equiv Total 2.062	0.641	Pt=5.014 Pe= Pf=0.013	Pt=5.014 Pv=0.011 Pn=5.003	Qsup=115 Qt=460 Q=115
5	115 575	3"	C R	Recta 0.75 Equiv 2.63 Total 3.36	0.971	Pt=5.027 Pe= Pf=0.033	Pt=5.027 Pv=0.022 Pn=5.005	Qsup=115 Qt=575 Q=115
5A	575 1150	4"	T 2C V E	Recta 9.774 Equiv 12.58 Total 22.154	0.930	Pt=5.060 Pe=0.467 Pf=0.206		Pe=4.67x.01
P	1150					5.73 Kgs/cm ²		

CALCULO DE LOS REQUERIMIENTOS DE AGUA PARA EL SISTEMA DE ASPERSORES
DE LAS BOMBAS

CLAVE	SERVICIO	AREA (m2) POR BOMBA	GASTO MINIMO (lpm) POR BOMBA	NUM. DE ASPERSORES
GA-101 A, B y R	BOMBAS DE CARGA	5.4	108	3
GA-102 A, B y R	BOMBAS DE NAFTA DE DESPUNTE	1.12	22.4	3
GA-103 A/AR, B/BR	BOMBAS DE FONDOS DE LA TORRE DE DESPUNTE	1.12	22.4	4
GA-104/R	BOMBA DE REFLUJO DE NAFTA LI GERA	1.0	20	2
GA-105/R	BOMBA DE NAFTA LIGERA A ALMA CENAMIENTO	1.0	20	2
GA-106/R	BOMBA DE NAFTA PESADA A ALMA CENAMIENTO	1.12	22.4	2
GA-107/R	BOMBA DE KEROSINA A ALMACENA MIENTO	1.12	22.4	2
GA-108/R	BOMBA DE GASOLEOS LIGERO PRI MARIO A ALMACENAMIENTO	1.12	22.4	2
GA-109/R	BOMBA DE REFLUJO LIGERO PRI- MARIO	1.6	32	2

CLAVE	SERVICIO	AREA (m ²) POR BOMBA	GASTO MINIMO (lmp) POR BOMBA	NUM. DE ASPERSORES
GA-110/R	BOMBA DE REFLUJO PESADO <u>PRI</u> MARIO	1.6	32	2
GA-111/R	BOMBA DE GASOLEO PESADO <u>PRI</u> MARIO	1.6	32	2
GA-112/R	BOMBA DE FONDOS DE TORRE <u>AT</u> MOSFERICA	2.0	40	2
GA-201/R	BOMBA DE FONDOS DE TORRE DE VACIO	2.0	40	2
GA-202 A, B y R	BOMBAS DE GASOLEO PESADO DE VACIO	1.0	20	3
GA-203/R	BOMBA DE GASOLEO LIGERO DE VACIO	1.0	20	2
GA-209/R	BOMBA DE GASOLEO PESADO DE VACIO A ALMACENAMIENTO	1.0	20	2
GA-801/R	BOMBA DE RELEVO HUMEDO	1.8	36	2

NOTA: DENSIDAD DE ASPERSION = 20 lpm/m²

EL TIPO DE ASPERSOR UTILIZADO PARA LA PROTECCION CONTRA

INCENDIO DE LAS BOMBAS ES 3/4 HH6W (63 lpm a 5 kg/cm²)

EXCEPTO EL DE LAS BOMBAS DE CARGA QUE TIENEN EL TIPO --

1HH11W (115 lpm a 5 kg/cm²)

GASTO TOTAL DE LOS ASPERSORES

DE LAS BOMBAS 2613 lpm

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

La protección contra incendio en las refinерías empieza con la elaboración del proyecto, en el cual deben indicarse las medidas tendientes a eliminar o reducir al mínimo los riesgos de incendio.

Los objetivos de la Ingeniería de protección son los de eliminar la probabilidad de pérdida de vidas, daños a las instalaciones e interrupciones a la producción, estos objetivos se alcanzan básicamente con la prevención, control y extinción.

El término "prevención" se aplica a la fase de diseño del proceso -- que minimiza los riesgos de incendio, explosión o fuga de materiales tóxicos del proceso mientras que el término "control" se refiere a la parte -- que busca dar protección contra siniestros, una vez que estos han iniciado y hasta que la brigada contra incendio entra en acción y domina la situación (extinción).

En la industria de los hidrocarburos, como es el caso de la Planta - Combinada; debido a las características de las materias primas, técnicas de procesamiento y productos, se requiere una atención especial y conocimientos profundos sobre los riesgos que estan presentes en todas y cada una de sus áreas (análisis de riesgos).

Al atacar un incendio en la plantas de proceso, lo primero es evitar que el fuego se extienda. Se emplearán los equipos descritos en el capítulo anterior, a fin de no permitir que el incendio llegue a otras áreas. Una vez logrado ésto, se podran idear con relativa calma la táctica adecuada para extinguir el fuego; este aspecto requiere además de los conocimientos antes explicados, tener en cuenta muchos factores tales como: el

proceso que se lleva a cabo en la planta, equipo afectado, material de - que está constituido de éste, sustancia que maneja, condiciones de opera ción, condiciones a que esta sujeto durante la emergencia, condiciones - del terreno, condiciones climatológicas, número de personas que combati- rán el fuego, equipo de contra incendio disponible, etc.

En muchos casos el extinguir un incendio declarado puede crear peli- gros mayores como es la posibilidad de una explosión o causar algún daño al equipo incendiado durante la extinción (como es el caso de un enfria- miento brusco) que haga necesario cambiarlo totalmente para poner en ope ración a la planta.

Así que se debe recordar, que en los incendios lo primero es aislar- los y controlarlos, posteriormente se procede a la extinción, después de tomar en cuenta todos los factores necesarios para hacerlo en forma segu ra y con un mínimo de daños para la planta.

Ahora bien, se puede afirmar que las plantas donde se procesan hidro- carbuos, llevan como parte inherente a ellas el concepto de riesgo.

Por tal razón y considerando la importancia que tiene la protección contra incendio, se pretende generar un conocimiento de los sistemas de protección y detalles de diseño que deberán considerarse para que los -- procesos utilizados en esta rama de la ingeniería se encuentren dentro - de las normas de seguridad reconocidas internacionalmente hasta la fecha. En consecuencia de ello un diseño correcto del sistema de protección con- tra incendio permite que se combata en forma eficaz una emergencia, brin- dando un elevado de seguridad en las plantas.

Por lo tanto, para lograr lo anterior fué necesario realizar las si- guientes modificaciones al sistema de protección contra incendio de la - Planta Combinada:

- a) Los cinco monitores que se encuentran en la Planta Combinada son insuficientes a los riesgos que pretendemos proteger, por tal motivo fue necesario aumentar la cantidad de ellos a once y reubicarlos totalmente de manera que protegieran mejor al personal así como las instalaciones.
- b) El anillo de enfriamiento perforado para el tanque de desfoque húmedo (FA-801) se sustituyó por uno con boquillas aspersoras del tipo 1 HH11W de la Spraying Systems Co, así de esta manera se logró obtener una mayor efectividad del sistema de protección para tal equipo en los casos de emergencia en esta área.
- c) Otra modificación dentro de la red de agua contra incendio se dio en los circuitos de aspersores de las bombas que manejan líquidos inflamables, siendo necesario agregar una boquilla aspersora por cada bomba, ya que solamente se cuenta con una boquilla aspersora que es insuficiente para proteger toda y cada una de sus partes.

Como consecuencia de los cambios realizados se logró tener un sistema de protección contra incendio más eficaz y más versátil a los riesgos.

V I I . - B I B L I O G R A F I A

- Fire Protection Manual for Hydrocarbon Processing Plants
Charles H. Vervalin
Second Edition
Gulf Publishing Company
Houston, Texas.
- Fire Protection in Refineries
API RP 2001
Fifth Edition
March, 1974
- Basic of Fire Protection Design
Soden J.D., Hydrocarbon Processing, May (1985) P. 157
June (1985) p. 101
- Guidelines for Safety and Loss Prevention
Preddy D.L., Chem. Eng. April 21, 1969 p.94
- Handbook of Industrial Loss Prevention
Factory Mutual System
Second Edition
Mc Graw Hill New York, 1976
- Folleto de Petr6leos Mexicanos
Refineria de Tula, "Miguel Hidalgo"
1976
- Manual de Operaci6n de la Planta Combinada
Instituto Mexicano del Petr6leo, 1972
- Eliminating Potencial Process Hazzards
Kletz, A.T., Chem. Eng., Vol. 92 No.7 p.28. April, 1985
- G.F.Kinney / A.D. Writh
Practical Risk Analysis for Safety Manogement
Naval Weapons Center, Junio 1976
California, E.E.U.U.

- Crane
Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe
1982
- Spraying Systems Catálogo 255
Spraying Systems Co.
- Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants.
Ernest E. Ludwig
Gulf Publishing Company
Houston, Texas.
- Normas de Seguridad de Petróleos Mexicanos
 - AI-1 Protección Contra Incendio de las Instalaciones de Proceso
 - AV-4 Prevención y Equipo Contra Incendio en casos de Compresoras, baterías de separadores, sus áreas de tanques y casas de bombas.
 - AVII-1 Materiales para tubería de agua Contra Incendio.
 - AVII-13 Accesorios para el servicios Contra Incendio.
 - AVII-18 Sistema de Aspersores para Protección Contra Incendio.
 - AVII-29 Clasificación de Areas Peligrosas y Selección de Equipo Eléctrico en las instalaciones de Refinación y Petroquímica.
- Normas de Construcción de Petróleos Mexicanos
 - 2.607.21 Sistemas para agua de servicio Contra Incendio.
 - 2.346.13 Clasificación de Areas peligrosas y Selección de Equipo Eléctrico.