

24



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

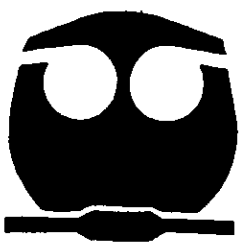


FACULTAD DE QUIMICA

EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUIMICA

DISEÑO DE SERVICIOS AUXILIARES EN UNA  
PLATAFORMA DE PRODUCCION TEMPORAL

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
MIGUEL ANGEL CARMONA LAMADRID



CIUDAD UNIVERSITARIA

28/1/00

JUNIO DE 2000



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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 esta 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.

JURADO ASIGNADO :

PRESIDENTE PROF : CELESTINO MONTIEL MALDONADO

VOCAL PROF : JOSE LUIS LOPEZ MARTINEZ

SECRETARIO : PROFA : PATRICIA HORCASITAS BANDA

1er SUPLENTE PROF : BALDOMERO PEREZ GABRIEL

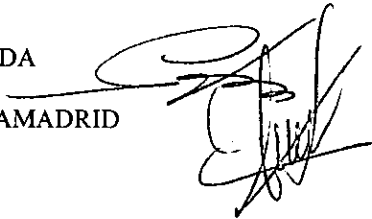
2º SUPLENTE PROF : MARTIN RIVERA TOLEDO

SITIO DONDE SÉ DESARROLLO EL TEMA :

BIBLIOTECA PEMEX , BIBLIOTECA FACULTAD DE QUÍMICA ,  
BIBLIOTECA PERSONAL

ASESOR M EN C. PATRICIA HORCASITAS BANDA

SUSTENTANTE : MIGUEL ANGEL CARMONA LAMADRID

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Miguel Angel Carmona Lamadrid', written over a horizontal line. The signature is stylized and cursive.

A mi padre  
Por su apoyo  
Con la pena de su ausencia

A mi madre  
por su cariño y deseo  
por ver terminado este trabajo

A mi esposa  
por su respeto y apoyo  
por lo que hay entre nosotros

En el transcurso de la vida a veces las metas no se concluyen en los momentos en que se debería, sin embargo nunca es tarde para las metas importantes.

A mis hermanos y familiares en general.

A esos pocos amigos verdaderos.

Por ultimo un reconocimiento a Beatriz Lamadrid, que en los inicios de mi vida despertó en mi el interés por el conocimiento.

A Claudia Patricia  
por que siempre concluya  
todo lo que inicie en su vida



### SOBRE LA IMPERMANENCIA

En la vida de un hombre su tiempo es sólo un instante, su ser un flujo incesante, sus sentidos una débil y fugaz luz, su cuerpo comida de gusanos, su alma un torbellino inquieto, su destino oscuro, y su fama dudosa. En definitiva, todo lo que es del cuerpo es agua que corre, todo lo que es del alma son sueños y vapores; la vida es una guerra, una estancia breve en un país extranjero; y después de la reputación, el olvido ¿Dónde puede el hombre encontrar el poder de guiar y cuidar sus pasos? En una cosa y sólo en una : el amor del **conocimiento**.

**Marco Aurelio** *Meditaciones*

## INDICE

Generalidades sobre plataformas

Objetivo

Introduccion

1

Sistema de aire

3

Sistema de agua de servicios

17

Sistema servicio de diesel

26

Servicio de desfogues

36

Sistema de drenajes

62

Conclusiones

Bibliografia

## GENERALIDADES

El yacimiento de petróleo más importante en México, es el que se encuentra en la sonda de Campeche, este yacimiento lleva el nombre de Cantarell en honor a Rudecindo Cantarell, pescador que descubrió una mancha de petróleo en el mar y que insistió, hasta que logro que lo escuchara un representante de Petróleos Mexicanos.

A partir de este descubrimiento, se inicio en la sonda de campeche un estudio que dio como resultado uno de los yacimientos más importantes de todo el mundo.

Para la explotación del yacimiento, México entro de lleno a la tecnología de las plataformas marinas, y se diseñaron e instalaron, plataformas de Perforación, Permanentes, Temporales, de Rebombear, Habitacionales de Compresión y de Enlace. Cada una de las plataformas tiene una función distinta se instalan en grupos o complejos.

Se a desarrollado una area de 700 kilometros cuadrados donde se han dividido en diferentes campos llamados Akal, Nohoch, Abkatum Ixtoc, Ku, Chuc, Pol Pich y Yum.

Igualmente fue necesario construir tuberias marinas para recolectar, procesar y enviar a tierra el crudo y el gas, habiendose tendido mas de 1260 km de tuberias submarinas con diametros entre 14 y 36 pulgadas.

El diseño de cada una de las plataformas tiene un objetivo particular a saber:

**Plataforma de perforación:** Esta plataforma, perfora el fondo marino hasta el yacimiento y tiene el equipo e instalaciones necesarias para la extracción del crudo.

**Plataforma de producción temporal:** Esta plataforma de producción, recibe el petróleo, lo separa del gas que se extrae con él en dos etapas continuas, para luego ser enviado a tierra y el gas a compresión.

**Plataforma permanente:** esta plataforma recibe petróleo pero a diferencia de la temporal esta equipada para eliminar el azufre del gas ( Endulzamiento) comprimirlo deshumidificarlo y distribuirlo para el consumo local.

**Plataforma de Rebombear:** esta plataforma aumenta la presión en las líneas a tierra permitiendo así la llegada de crudo.

**Plataforma Habitacional:** estas son instaladas en un complejo para dar habitación al personal de las otras plataformas, (cabe aclarar que algunas plataformas están equipadas con módulos habitacionales pequeños dentro de las mismas).

**Plataforma de enlace:** Esta diseñada para unir por medio de tuberías los complejos o plataformas en la zona, en estas plataformas se instalan equipos para lanzar o recibir tapones conocidos como "diablos" para limpiar el interior de las líneas.

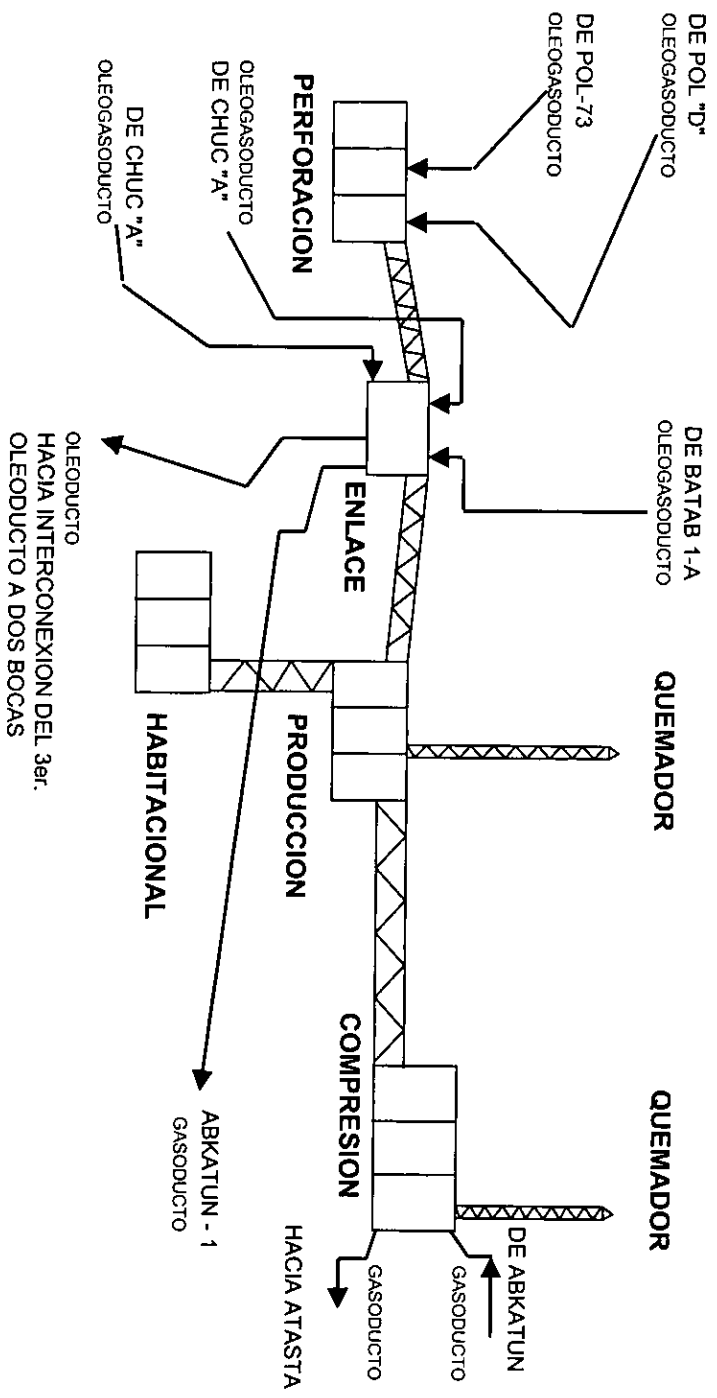
**Plataforma de Compresión.:** estas se instalan con módulos de compresión de gas y como su nombre lo dice

se utilizan para comprimir el gas que se obtiene en el proceso de separación de las plataformas de producción.

Un complejo típico contaría con plataformas de perforación, enlace, producción, habitacional y compresión además de las líneas que llegan o salen hacia diferentes complejos cercanos al final de este capítulo se presenta un arreglo de este tipo

El presente trabajo solo se tratara la llamada plataforma producción temporal, de esta solo se revisara algunos de los servicios necesarios para la operación que son diseñados por un Ingeniero Químico..

COMPLEJO DE PLATAFORMAS POL "A"



## **Objetivo**

- 1.- Este trabajo tiene como principal objetivo proponer una metodología (ver cada capítulo) para el diseño de servicios auxiliares en plataformas marinas.
2. - Mostrar las bases del diseño de servicios auxiliares al estudiante de la carrera de Ingeniería Química, así como el tipo de trabajo que desarrolla un Ingeniero Químico en una firma de Ingeniería.
- 3.- Dejar un trabajo que sirva de guía para desarrollo de trabajos académicos.

~~Faltan~~ faltan paginas

1, 2.



## **SISTEMA DE COMPRESIÓN DE AIRE**

Uno de los sistemas necesarios para la operación de una plataforma marina, es la compresión de aire, el sistema puede diseñarse a presiones de 250 Psig. (Cuando se tienen turbinas instaladas) y para 100 - 125 psig. Esta es la presión para nuestro diseño.

Este sistema, como el de todos los servicios que se instalan debe realizarse sobre la base de las necesidades de la plataforma, o sea realizando un estimado de cada punto en donde se requiere aire. Debe tomarse en cuenta que existen dos tipos de aire que se requieren en una plataforma esto es AIRE DE SERVICIOS Y AIRE DE INSTRUMENTOS.

El uso de aire de servicios, es intermitente y puede ser requerido en herramientas, bombas neumáticas, tratamiento de efluentes etc. por lo que se debe obtener información de proveedores para los requerimientos en equipos. El aire de instrumentos como su nombre lo indica, es usado por algunos instrumentos (ver Cálculos) de la planta y la diferencia con el anterior es que este, debe ser libre de aceite, sólidos y seco ya que los cambios de presión en el sistema puede producir condensados de agua y ser arrastrados produciendo oxidación en algunas partes internas de los instrumentos.

Es necesaria la instalación de un sistema de almacenamiento de aire por la intermitencia antes mencionada y para mantener una presión constante, El sistema de almacenamiento será en un solo tanque para aire de planta y para aire de instrumentos.

La operación para esta plataforma será de 125 psig pero se agregara 10 lb para el diseño, por caídas de presión en el sistema de distribución.

El sistema consta de dos compresores y un tanque de almacenamiento, el sistema de control como se indica en el diagrama se integra al control incluido con los compresores.

En la línea de descarga del tanque receptor de aire se detecta por medio de un instrumento (PSH/L) la baja presión (105 psig) y envía una señal de arranque al compresor que se encuentre listo para operar, el mismo instrumento ordena el paro del compresor cuando la presión llega al nivel de operación del tanque (125 psig).

El compresor toma aire del medio ambiente, a través de un filtro integrado a la línea de succión, en la primera etapa de compresión el aire es llevado a un equipo de enfriamiento, en este paso se mide presión (PI) y temperatura del aire (TI), se instalan también interruptores (TSH) conectados a alarmas de alta (TAH) y muy alta temperatura (TAHH), el aire que sale del sistema de enfriamiento se envía a la segunda etapa de compresión midiendo su presión y temperatura antes de entrar, en la descarga se instala un sistema idéntico al de la primera etapa, finalmente después de la segunda etapa de enfriamiento se instala un interruptor de alta temperatura conectado a una alarma (TAH), a partir de aquí el aire se envía hacia el tanque de almacenamiento, en algún punto en este recorrido se conectara el compresor de reserva instalando válvulas retención y de compuerta en cada línea antes de la "T" de unión para evitar el flujo hacia el equipo en reserva,

El aire se distribuye a partir de la descarga del tanque en dos diferentes cabezales, uno al sistema de secado de aire de instrumentos y otro hacia la distribución del aire de planta.

En cada equipo de enfriamiento de aire y en el tanque de almacenamiento se instala un sistema de alivio (PSV) para evitar sobrepresión, esta válvula se calibra a la presión de diseño del equipo.

## Calculo de el aire requerido para la operación de la plataforma y punto de rocío del mismo

El aire que se requiere para servicios se calculara considerando cada punto que requiera este servicio para obtener un total necesario, es también posible tomar una cantidad recomendada por experiencia\* que este entre 75 y 100 scfm. Debido a que no se dispone de datos suficientes de los requerimientos se tomara este este ultimo dato.

### Aire requerido para instrumentación

Equipo	Cantidad***	(consumo) m3/hr std	consumo total
Controladores**	20	0.48	9.6
Transmisores**	25	0.48	12
Posicionadores*	10	0.9	9
Actuadores*	8	2	16
Pilotos***	2	2	4

Total de aire requerido para instrumentos :                      51 m<sup>3</sup>/hr std.

$$51 \text{ m}^3/\text{hr std} = 29.8 \text{ scfm}$$

El aire necesario para la operación de la plataforma será de

$$At = 29.8 \text{ scfm} + 75 \text{ scfm}$$

$$At = 105 \text{ scfm} = 182 \text{ m}^3/\text{hr std.}$$

### 1.- Calculo del tanque necesario para el tanque almacenamiento.

El diseño de estos tanques se basa en el tiempo de residencia mínimo requerido, por lo que se tomara de \* 15 min. este tiempo es el propuesto después de que los compresores se queden sin

\*Ver (1) Offshore Report

\*\*Ver (2) Sistema de aire de instrumentos

\*\*\* Valor estimado

energía para calcular el volumen real del tanque se deberá corregir el volumen calculado a presión de 125 psig con la ecuación para corrección de volúmenes tomando solo lo requerido por los instrumentos.

$$V_r = 29.8 \text{ ft}^3/\text{min.} \times 15 = 446.7 \text{ Ft}^3 \text{ std}$$

$$V_a = 446.7 \times \frac{14.7}{140+14.7} \times \frac{180+460}{520} = 52 \text{ Ft}^3 \text{ Actuales}$$

Dimensionamiento del tanque :

$$V = \frac{\pi d^2 \times L}{4}$$

Diámetro propuesto 2.6 pies

L/D recomendado <sup>3</sup> = 6 Tomaremos para diseño 4

El cambio de L/D se hará para evitar posibles problemas de espacio.

$$L = 2.6 \times 4 = 10.4 \text{ pies}$$

$$V = \frac{3.14 \times 2.6^2 \times 10.4}{4}$$

$$V = 55 \text{ ft}^3$$

por lo que las dimensiones de nuestro tanque serán

D= 2.6 pies = 0.8 m
L= 10.4 pies = 3.2 m

\*Ver (3) BRUMMERSTED E. F.

El aire que sale de este tanque se divide en dos cabezales aire de planta e instrumentos, el de planta se envía a distribución y el aire de instrumentos deberá enviarse a una secadora, que se selecciona de un proveedor. Para el especificar el equipo solo hace fijar el punto de rocío al que debe trabajar el compresor.

Calculo del punto de rocío al que deberá trabajar el compresor

Datos :

Localización del equipo	Sonda de Campeche
Presión atmosférica del sitio	14.7 Psia
Temperatura mínima anual	32 °F
Presión de descarga del compresor	135 Psig
Presión de entrada a los instrumentos	20 Psig
corrección politropica (no ideal)	0.7

Cálculos:

$$T1 = 32 + 460 = 492 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$P1 = \frac{135 + 14.7}{14.7} = 10.2 \text{ Atm}$$

$$P2 = \frac{20 + 14.7}{14.7} = 2.36 \text{ Atm}$$

$$P3 = \frac{14.7}{14.7} = 1 \text{ Atm}$$

\* Ver apéndice 1

\*\* Ver apéndice 2

$$*H1 = H2 = 218 \text{ Btu/lb}$$

$$*S2 = S3 = .83 \text{ Btu / lb } ^\circ\text{R}$$

$$H3 = 190 \text{ Btu / lb}$$

$$\frac{H2 - H4}{H2 - H3} = 0.7 \quad \frac{218 - H4}{218 - 193} = 0.7$$

despejando H4

$$H4 = 200.5 \text{ Btu / lb}$$

con esta entalpia y a una presión de 14.7 se tiene la temperatura\*

Temperatura de rocío a presión atm.  $-40 \text{ }^\circ\text{F}$

a esta temperatura se recomienda por seguridad restar  $5 \text{ }^\circ\text{F}$

$$-40 - 5 = -45 \text{ }^\circ\text{F}$$

con esta temperatura se convierte en la gráfica\*\* de presión atmosférica a presión de descarga del compresor.

$$\text{T.R.} = -80 \text{ }^\circ\text{F}$$

\* Ver Apendice 1

\*\*Ver apendice 2

## Calculo de compresor de aire

El calculo del compresor esta basado en el método presentado por el libro Applied Procecess Desing For Chemical and Petrochemical Plants Volumen 3 Ernest E. Ludwing.

A .- Datos dictados por el proceso

Flujo	105 SCFM			
SCFM a condiciones estándar de		14.7 psia	y 60 ° F	
Presión de entrada en PSIA		14.7		
Presión de descarga en PSIA		139.7		
Temperatura de entrada en		-4 ° F		
Peso molecular del gas		28		
cv/cp = k		1.4		
Factor de compresibilidad Z		0.99		
Temperatura de rocío		-80 ° F		
Densidad del Aire		0.75 lb/ft <sup>3</sup>		

Propiedades del gas

$$105 \text{ scfm} = 151200 \text{ scfd}$$

Gas a comprimir	Aire
Flujo lbs/min	78.75
Presión de succión Psia	14.7
Presión de descarga Psia	140
Temperatura de succión °F	70
Peso molecular	28.97
Presión critica Psia	547
Temperatura Critica °R	239
$\bar{c}_p$ @ 60 °F	6.95



$$\text{Presión reducida} = \frac{\text{Pres succ}}{\text{Pres critica}} = \frac{14.7}{547} = 0.03$$

$$\text{Temperatura reducida} = \frac{\text{Temp succ}}{\text{Temp critica}} = \frac{460+60}{239} = 2.176$$

$$Z^* = 0.99$$

calculamos el coeficiente adiabatico

$$k = \frac{c_v}{c_p} = \frac{MC_p}{MC_p - 1.985} = \frac{6.95}{4.965} = 1.40 \quad \text{a las condiciones de entrada}$$

Rango de compresión

$$P_1 = 14.7 \text{ psia}$$

$$P_2 = 140 + 15 = 154.7 \text{ psia}$$

$$R_c = \frac{155}{14.7} = 11$$

esto nos indica que podemos usar dos etapas de 5

$$R_c \text{ aproximado por etapa} \quad \sqrt{10.5} = 3.24$$

Primera etapa

$$P_1 = 15 \text{ psia}$$

$$P_{i1} = (3.24)(15) + \frac{5 \text{ psi}}{2} = 47.7 + 3 = 50 \text{ psia}$$

$$P_{i1} V_{i1} = Z n R T_{i1}$$

$$V_{i1} = \frac{Z n R T_{i1}}{P_{i1}} = \frac{0.99 \times 0.34 \times 1.98 \times 745}{50.0} = 9.93 \text{ Ft}^3$$

$$R_c = P_{i1} / P_1 \quad 48 / 15 = 3.24$$

Segunda etapa

$$P_{i2} = 48 - \frac{5 \text{ psi}}{2} = 45$$

$$R_c = P_{i2} / P_{i1} \quad 155 / 48 = 3.24$$

Temperatura de descarga 1a etapa

$$T_{i1} = T_1 R_c^{(k-1)/k}$$

para aire : 1

$$T_{i1} = (70+460) (3.24)^{(1.41-1)/1.41}$$

$$T_{i1} = 745 \text{ } ^\circ\text{R} = 285 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Usando la figura \*

leemos  $T_2 / T_1$

$$\text{entonces } T_2 = (1.4)(530) = 742 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$T_2 = 742 - 460 = 282 \text{ } ^\circ\text{F}$$

la diferencia entre  $T_{i1}$  y  $T_2$  es muy pequeña este valor es aceptado

\* Ver apéndice 4

Temperatura de descarga de la segunda etapa :

Suponemos que el sistema de enfriamiento tiene una buena eficiencia podemos esperar una temperatura de entrada a la segunda etapa de 95 °F

$$T_{i2} = T_2 R_c^{(k-1)/k}$$

$$T_{i2} = (95 + 460) (3.24)^{(1.41-1)/1.41}$$

$$T_{i2} = 780 \text{ } ^\circ\text{R} = 320 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Calculo de potencia:

$$\text{Bhp} = 0.004364 F_L^{(k/k-1)} \left[ P_1 V_1 (P_{i1}/P_1)^{(k-1)/k} - 1 \right] L_{01} + \left[ P_{i1} V_{i1} (P_{i2}/P_{i1})^{(k-1)/k} - 1 \right] L_{02}$$

$F_L$  = Perdidas del motor-impulsor del compresor intervalo recomendado 1-1.05

$L_{01}$  = Perdidas designadas por las etapas del cilindro recomendada 1.23

$$\text{Bhp} = 0.004364 (1.05)^{(1.41/1.41-1)} \left[ 14.7 \times 140 (50/14.7)^{(1.41-1)/1.41} - 1 \right] 1.23 +$$

$$+ \left[ 45.1 \times 10.99 (154.7/45.1)^{(1.41-1)/1.41} - 1 \right] 1.23$$

$$\text{Bhp} = 17.99$$

Se selecciona un motor de 25 caballos de potencia como preliminar

LANTA :Plataforma Temporal  
realizado por : Miguel Angel Carmona

DIMENSIONAMIENTO DE LA LINEA : Cabezal de aire

DATOS :

FLUJO MASICO (LBS/HR)	481.78
FLUJO VOLUMETRICO (SCFH)	6300
PRESION INICIAL (PSIG)	140
TEMPERATURA (GRADOS F)	90
PESES MOLECULAR	29
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	1
DENSIDAD (LBS/PIE <sup>3</sup> )	0.7609
VISCOSIDAD (CP)	1
RELACION DE CALORES ESPECIFICOS (CP/CV)	1
ROUGOSIDAD (PIES)	0.0002

CRITERIO DE DIMENSIONAMIENTO :

DESCARGA DE COMPRESORES	
CRITERIO CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	1

DIAMETRO SELECCIONADO :

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	1.5
DIAMETRO INTERNO (PULG)	1.61
NUMERO DE REYNOLDS	1888
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0338
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	0.321
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	12.45
VELOCIDAD SONICA (PIES /SEG)	971.01
NUMERO DE MACH	0.0128

COMPORTAMIENTO HIDRAULICO CON UN DIAMETRO SUPERIOR

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	2
DIAMETRO INTERNO (PULG)	2.067
NUMERO DE REYNOLDS	1470
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0435
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	0.118
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	7.54
NUMERO DE MACH	0.0077

COMPORTAMIENTO HIDRAULICO CON UN DIAMETRO INFERIOR

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	1
DIAMETRO INTERNO (PULG)	1.049
NUMERO DE REYNOLDS	2898
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.03
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	2.443
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	29.75
NUMERO DE MACH	0.0306

LANTA :Plataforma Temporal  
Realizado por : Miguel Angel Carmona

DIMENSIONAMIENTO DE LA LINEA : Cabezal de instrumentos

DATOS :

FLUJO MASICO (LBS/HR)	137.65
FLUJO VOLUMETRICO (SCFH)	1800
PRESION INICIAL (PSIG)	140
TEMPERATURA (GRADOS F)	90
PESO MOLECULAR	29
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	1
DENSIDAD (LBS/PIE <sup>3</sup> )	0.7609
VISCOSIDAD (CP)	1
RELACION DE CALORES ESPECIFICOS (CP/CV)	1
ROGOSIDAD (PIES)	0.0002

CRITERIO DE DIMENSIONAMIENTO :

DESCARGA DE COMPRESORES	
CRITERIO CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	1

DIAMETRO SELECCIONADO :

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	1
DIAMETRO INTERNO (PULG)	1.049
NUMERO DE REYNOLDS	828
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0772
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	0.51
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	8.39
VELOCIDAD SONICA (PIES /SEG)	971.01
NUMERO DE MACH	0.0086

COMPORTAMIENTO HIDRAULICO CON UN DIAMETRO SUPERIOR

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	1.5
DIAMETRO INTERNO (PULG)	1.61
NUMERO DE REYNOLDS	539
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.1186
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	0.091
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	3.55
NUMERO DE MACH	0.0036

COMPORTAMIENTO HIDRAULICO CON UN DIAMETRO INFERIOR

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	0.75
DIAMETRO INTERNO (PULG)	0.824
NUMERO DE REYNOLDS	1054
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0607
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	1.344
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	13.68
NUMERO DE MACH	0.014

LANTA :Plataforma Temporal  
Realizado por : Miguel Angel Carmona

DIMENSIONAMIENTO DE LA LINEA : Cabezal de servicios

DATOS :

CAUDAL MASICO (LBS/HR)	344.13
CAUDAL VOLUMETRICO (SCFH)	4500
PRESION INICIAL (PSIG)	140
TEMPERATURA (GRADOS F)	90
PESES MOLECULAR	29
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	1
DENSIDAD (LBS/PIE <sup>3</sup> )	0.7609
VISCOSIDAD (CP)	1
RELACION DE CALORES ESPECIFICOS (CP/CV)	1
LONGITUD (PIES)	0.00015

CRITERIO DE DIMENSIONAMIENTO : 1

DESCARGA DE COMPRESORES  
CRITERIO CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)

DIAMETRO SELECCIONADO :

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	1.5
DIAMETRO INTERNO (PULG)	1.61
NUMERO DE REYNOLDS	1348
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0474
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	0.229
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	8.89
VELOCIDAD SONICA (PIES /SEG)	971.01
NUMERO DE MACH	0.0091

COMPORTAMIENTO HIDRAULICO CON UN DIAMETRO SUPERIOR

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	2
DIAMETRO INTERNO (PULG)	2.067
NUMERO DE REYNOLDS	1050
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0609
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	0.084
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	5.39
NUMERO DE MACH	0.0055

COMPORTAMIENTO HIDRAULICO CON UN DIAMETRO INFERIOR

DIAMETRO NOMINAL (PULG)	1
DIAMETRO INTERNO (PULG)	1.049
NUMERO DE REYNOLDS	2070
FACTOR DE FRICCION (DARCY)	0.0309
CAIDA DE PRESION EN 100' (PSI)	1.279
VELOCIDAD FINAL (PIES /SEG)	21.09
NUMERO DE MACH	0.0217

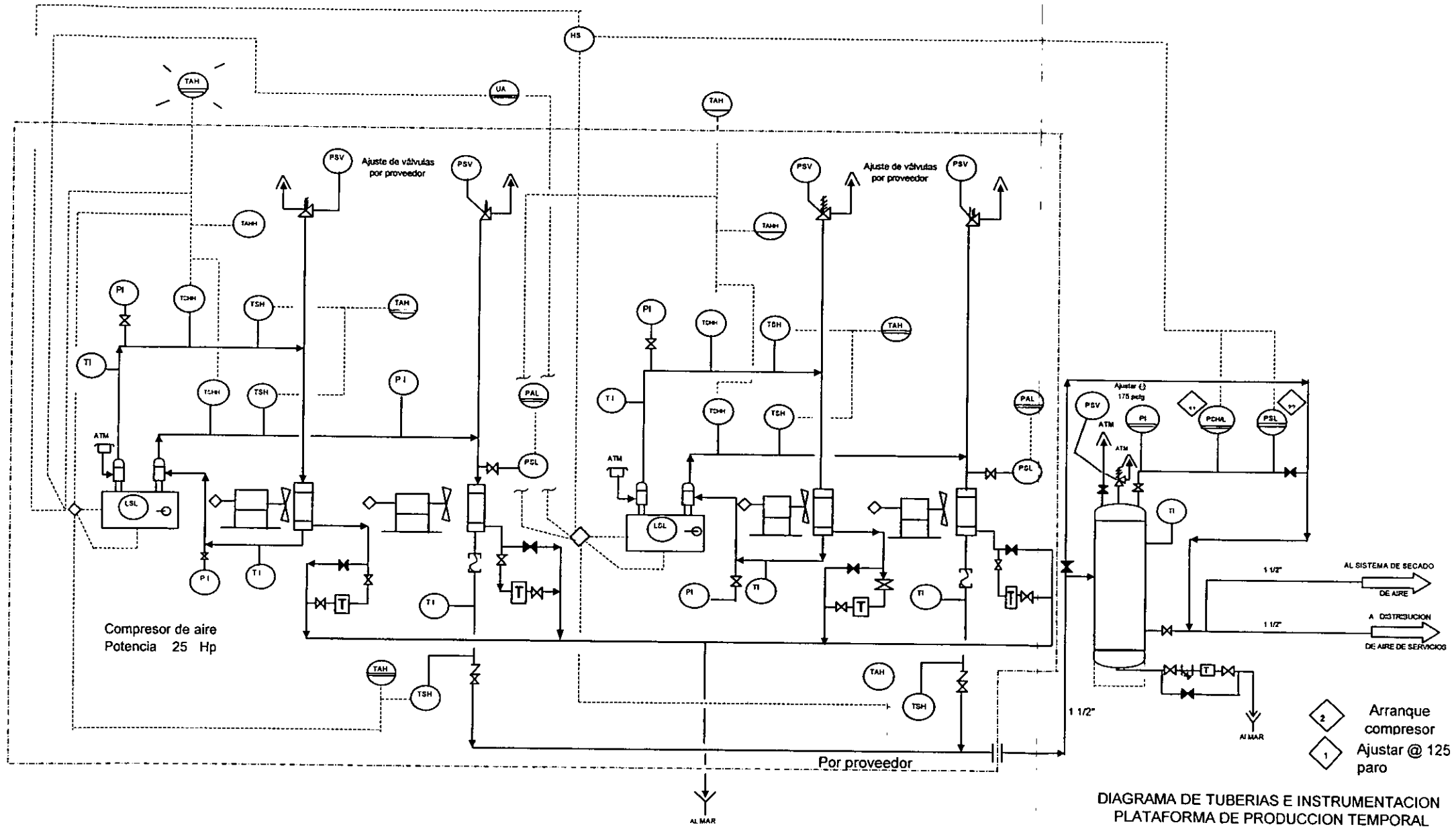


DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION  
 PLATAFORMA DE PRODUCCION TEMPORAL  
 SISTEMA DE MANEJO Y ALMACENAMIENTO  
 DE AIRE

## **SISTEMA DE AGUA DE SERVICIOS**

El agua de mar en una plataforma marina, es usado como medio de enfriamiento, en estaciones de servicio, como agua para las cajas de los baños, para el sistema potabilizador de agua, y para enfriamiento de los motores de bombas y compresores.

Se puede conectar el sistema de agua contra incendio a el sistema de agua de mar a través de una válvula especial, la cual puede ser usada en caso de fallo total del equipo de bombas contra incendio.

Identificados los puntos donde se requiere de agua, procedemos a diseñar el sistema , se inicia por la elaboración del "DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN" en el se integra todo lo que el sistema requiera para su operación (este diagrama se presenta al final del capítulo ) y a partir de aquí se diseñan los equipos y se propone el sistema de control (instrumentación ).

El sistema de manejo y almacenamiento de agua de mar consta de dos bombas verticales una en operacion y otra en reserva, dos filtros tipo canasta tambien uno en operacion y otro en reserva y un tanque de almacenamiento.

El agua de mar se toma del oceano con la bomba en operacion y se envia a traves del filtro que este operando, parte sera almacenada en el tanque hidroneumatico y la mayor parte sera utilizada por los enfriadores de crudo y la potabilizadora de agua, el agua que se almacena en el tanque permite la flexibilidad de no tener las bombas



operando para flujos pequeños que además son requeridos de manera intermitente.

El sistema de control consiste en un manómetro (PI) en la descarga de las bombas, una válvula de alivio (PSV), un sistema de alarma (PDAH) y detección de caída de presión diferencial (DPI) en los filtros con un manómetro (PI) en la línea de descarga de los filtros y un sistema de arranque y paro en el tanque hidroneumático.

Los datos que a continuación se presentan en la tabla son tomados de proyectos de Pemex .

Equipos	gpm req.	No de equipos	Flujo total
Intercambiadores de calor de proceso	30	4	120
Compresores	8	1	8
Sanitarios	8	2	16
Estaciones de servicio	2	2	4
Potabilizadoras de agua	10	2	20
Bombas de agua de enfriamiento	8	1	8

Cantidad de agua Requerida = 176 GPM

Con la cantidad de agua necesaria estimada se procede a calcular los equipos del sistema como sigue :

Primero se calculara la cantidad de agua a almacenar en el tanque hidroneumático que tiene como objetivo mantener la presión constante en el sistema y el abastecimiento temporal de agua.

Este tipo de tanques se calcula suponiendo un tiempo de residencia y tomando una L/D propuesta.

La L/D propuesta será de 2 con la intencion de evitar problemas de espacio en la plataforma.

El calculo se del tanque se realizara tomando un tiempo de residencia de 10 min  
Si requerimos de 136 galones por minuto para los principales servicios

$$136 \text{ gpm} \times 10 \text{ min.} = 1360 \text{ galones} \quad 5.15 \text{ m}^3$$

$$\text{tomando por experiencia } L/D = 2$$

supondremos un diámetro de 2 m tendremos

$$L = 2 \times 1.5 = 3 \text{ m}$$

El tanque quedaría con unas dimensiones de :

$$L = 3 \text{ m} \quad 9.9 \text{ ft}$$

$$D = 1.5 \text{ m} \quad 4.9 \text{ ft}$$

Volumen del tanque con las dimensiones propuestas

El volumen del tanque se calculara en dos partes

1.- Volumen del cuerpo hasta el nivel máximo de operación

$$V_c = 1/4 \pi D^2 L$$

$$V_c = 1/4 \times 3.1416 \times 5.3^2 \times 9.9$$

$$V_c = 189 \text{ ft}^3 \quad 1413.6 \text{ gal} = 5.4 \text{ m}^3$$

2.- Volumen de la tapa inferior \*

( Se considera que nivel máximo del agua no llega a la tapa superior.)

$$V_t = ( 1/6 \pi k D^3 ) 1$$

$$K = 2b/D \quad b = 1/4 \text{ para tapas elípticas}$$

$$K = 0.1$$

$$V_t = 5.9 \text{ ft}^3 \quad 44 \text{ gal} \quad 0.17 \text{ m}^3$$

$$V_{tot} = 194.9 \text{ ft}^3 = 1457.8 \text{ gal} = 5.5 \text{ m}^3$$

Calcularemos a continuación el nivel máximo de operación :

\* Ver (4) Gas Processor Suppliers Association

Volumen disp. - volumen req. 5.5 - 5.15 = 0.35 m<sup>3</sup>

$$L = \frac{Vc}{1/4 \pi D^2}$$

$$L = 0.3 \text{ m}$$

Por lo tanto si la altura total es de 3.0 m

Los niveles operaran a las siguientes alturas:

$$\text{Nivel de paro en el superior} = 3 - 0.3 = 2.7 \text{ m}$$

$$\text{Nivel de paro en la parte inferior **} = 0.4 \text{ m}$$

A continuación se hará una descripción de la forma de operar del tanque hidroneumático con el sistema de control propuesto.

Este equipo operara a presión ( Tanque Hidroneumático ) la cual se mantiene por medio de aire comprimido en el interior y deberá instalarse un sistema de control para la operación del tanque.

Cuando el tanque esta operando en el nivel máximo (LSH) la bomba de agua se encontrara fuera de operación, el nivel de agua disminuirá conforme se requiera agua en diferentes puntos de la plataforma. Al llegar al nivel del agua (LSL) este arranca la bomba y cerrara la válvula de entrada de aire. Conforme el nivel de agua sube nuevamente, la presión del tanque se elevara pero será controlada por la válvula (PCV) ajustada a 125 psig (la válvula desfoga al pasar esta presión). El ajuste de la valvula (PCV) en la línea de entrada de aire permitira que se mantenga la presión en el sistema como minimo a 85 psig.

\*\* Nivel propuesto

# DIMENSIONAMIENTO HIDRAULICO DE LINEAS.

## línea de Descarga

**PLANTA:** Plataforma temporal

**SERVICIO:** agua de mar

**I. CONDICIONES DE OPERACION**

Fluido:

agua de mar

Material de Tubería

[ Tubing - Acero C - Hierro - Hierro Galv ]

Acero C

Flujo Masico : : Agua de mar W

5,842.78 kg/hr

12,869.56 lb/hr

Flujo Volumétrico: q

6 m³/hr

24.96 GPM

Temperatura t

15.0 °C

59.00 °F

Densidad Agua @ T. r

62.400 lb/ft³

1000.272

Densidad del líquido r

1030.473 ka/m³

64.284 lb/ft³

Gravedad Especifica Sp

1.037

Viscosidad: m

1.000 cp

1.000 cp

Presión Barométrica: P

1.0330 kg/cm² A

14.693 psia

Factor Envejecimiento %

0 %

**II. CALCULOS**

**1. DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS**

E =	0.0018	Diam. Nom.	Diam. Interno (in)	Factor Fricc.	Velocidad (ft/s)	Caída Pres. (psi/100 ft)	Caída Pres. (kg/cm²/m)
Ced -	40	2	2.067	0.0247	2.385	0.566	1.306E-03
Ced -	40	3	3.068	0.0257	1.083	0.082	1.888E-04
Ced -	40	4	4.026	0.0269	0.629	0.022	5.071E-05
Ced -	40	6	6.065	0.0292	0.277	0.003	7.117E-06
		<b>Ø Optimo</b>	<b>2</b>	<b>0.0247</b>	<b>2.385</b>	<b>0.566</b>	<b>1.306E-03</b>

**2. Calculo de Caída de Presión.**

**2.1. Caída de Presión en Accesorios & Válvulas.**

Factor de Fricción [ fr ] = 0.02468    Ø Tubería = 2.0 in

Accesorios & Válvulas	Cantidad	K	L/D total
<b>Codo 90°</b>			
Roscado [ Radio Largo ]	0	0.51	0.00
Soldado/Bridado [ Radio Largo ]	0	0.33	0.00
Roscado [ Radio Corto ]	0	0.75	0.00
Soldado/Bridado [ Radio Corto ]	6	0.46	112.20
<b>Codo 45°</b>			
Roscado	0	0.36	0.00
Soldado/Bridado	1	0.20	8.20
<b>Codo 180°</b>	0	1.23	0.00
<b>Válvula Compuerta</b>	4	0.32	51.60
<b>Válvula Check</b>	1	1.23	50.00
<b>Te</b>			
Flujo Recto	1	0.51	20.60
Flujo en Ramal	1	1.50	60.90
<b>Reducción Súbita [ d / D ]</b>			
1/4	0	0.78	0.00
1/2	0	0.59	0.00
3/4	0	0.32	0.00
<b>Expansión Súbita [ d / D ]</b>			
1/4	0	1.62	0.00
1/2	0	1.01	0.00
3/4	0	0.32	0.00
<b>Entrada Tubería</b>	1	0.90	36.50
<b>Salida Tubería</b>	1	1.84	74.60
		<b>L/D Total</b>	<b>414.60</b>

Perdidas de Fricción = (DP)Normal \* (Longitud Total)

Longitud de Tubería Recta (LTR) = 29.2 m = 95.80 ft

Longitud Equivalente (LE) = L/D(I.D. descarga) 21.8 m = 71.41 ft

Longitud Total = LTR + LE = 51.0 m = 167.22 ft

(DP) Total = (DP) Normal \* (Flujo Diseño/Flujo Normal)²

(DP) Normal : 1.31E-03 (kg/cm²/m) = 0.57 (psi/100 ft)

(DP) Diseño : 1.31E-03 (kg/cm²/m) = 0.57 (psi/100 ft)

Perd. Frnc. Total = 0.07 kg/cm² = 0.95 psig

**2.2. Cabeza Estática (CE)= Diferencial en elevación entre el centro de la bomba y el punto final de la línea.**

21.2 m 2.20 kg/cm²

### Calculo de bomba de agua de mar

El calculo de esta bomba se hará con la presión terminal del tanque hidroneumático va que los enfriadores de crudo requieren una presión menor y el sistema debe trabajar a 125 psig. Para cumplir con la versatilidad de poder conectarse al sistema contra incendio

Servicio	: Agua de enfriamiento		
Fluido	: agua de mar		
Temp. Bombeo	: 15	°C	
Densidad	: 1030.47	kg/m <sup>3</sup>	64.2 lb/ft <sup>3</sup>
Viscosidad	: 1	cp	
Gasto Normal	: 5.67	m <sup>3</sup> /hr	24.97 gpm
Gasto Diseño	: 5.67	m <sup>3</sup> /hr	24.97 gpm
Sobrecapac.	: 0	%	
Sp Gr	: 1.03		
Presión de vap	: 0.021	kg/cm <sup>2</sup> A	0.299 lb/in <sup>2</sup>
Presión tanque	: 1	kg/cm <sup>2</sup> A	14.22 lb/in <sup>2</sup>
Presión de llegada	: 8.78	kg/cm <sup>2</sup> M	124.9 lb/in <sup>2</sup>
Presión barométrica	: 1.033	kg/cm <sup>2</sup> A	14.69 lb/in <sup>2</sup>

#### 1) PRESION EN TANQUE

$$P_{\text{recipiente}} = 1 \quad \text{kg/cm}^2\text{A}$$

#### 2) CABEZA DE LIQUIDO

$$\text{Cabeza Liquido} = (H) \times (0.1) \times (\text{SpGr})$$

$$\text{Cabeza Liquido} = \frac{2}{0.1} \times 1.03 \times = 0.21 \text{ kg/cm}^2$$

#### 3) PERDIDAS POR FRICCION (SUCCION)

$$\Delta P_{\text{total}} = 0.000 \text{ kg/cm}^2 \text{ Ver hoja de calculo de tuberia de succ.}$$

#### 4) PRESION DE SUCCION

$$P_{\text{succ}} = P_{\text{tanque}} + \text{Cabeza de liquido} - \Delta P_{\text{fricción}} = 1.206 \text{ kg/cm}^2 \text{ A}$$

#### 5) NPSH DISPONIBLE

$$\text{NPSH disp} = P_{\text{tanque}} + \text{Cabeza de liquido} - \Delta P_{\text{fricción}} - P_{\text{vapor}}$$

$$\text{NPSH disp} = 1 + 0.206 - 0.0 - 1 = 0.206 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{NPSH disp} = 0.206 \text{ m}$$

#### 6) PERDIDAS POR FRICCION EN LA DESCARGA Ver hoja de calculo de tubería

$$\Delta P \text{ fricción total} = 0.07 \text{ kg/cm}^2$$

7) FILTRO

$$\Delta P \text{ Filtro} = 2.00 \text{ Psi} = 0.14 \text{ kg/cm}^2$$

8)  $\Delta P$  DINAMICA

$$\Delta P \text{ dinam} = \Delta P \text{ fricc.} + \Delta P \text{ Filtro} = 0.21 \text{ kg/cm}^2$$

9) CABEZA ESTATICA

$$\text{Cabeza estática} = \frac{\Delta H}{21.000} = \frac{21}{0.10} \times 1.03 = 2.163 \text{ kg/cm}^2$$

10) PRESION TERMINAL

$$P \text{ punto de descarga} = 8.78 \text{ kg/cm}^2$$

$$P \text{ terminal} = P \text{ tanque hidron.} + P \text{ atmosf.} = 9.78 \text{ kg/cm}^2 \text{ A}$$

11) PRESION DE DESCARGA (kg/cm<sup>2</sup> A)

$$P \text{ descarga} = P \text{ dinamica} + \text{Cabeza Estática} + P \text{ tanque hidron.} = 12.15$$

12) PRESION DIFERENCIAL

$$P \text{ diferencial} = P \text{ descarga} - P \text{ succión} = 10.94 \text{ kg/cm}^2$$

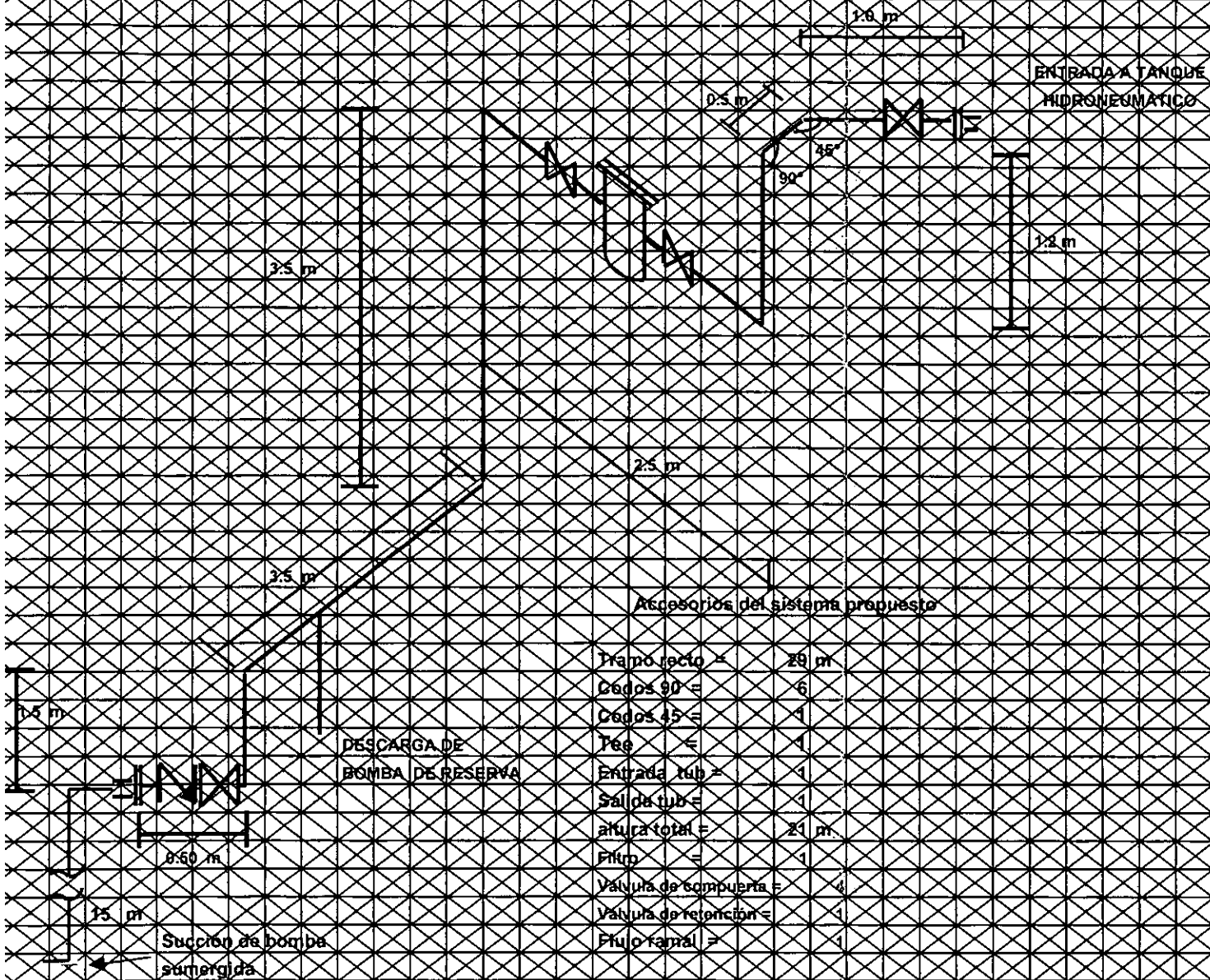
13) CARGA DIFERENCIAL DISENO

$$\begin{aligned} \text{Carga Diferencial Diseño} &= P \text{ diferencial} + \text{Sobrediseño} = 10.94 \text{ Kg/cm}^2 \\ \text{Carga Diferencial Diseño} &= 109.8 \text{ m} \end{aligned}$$

14) POTENCIA HIDRAULICA

$$\text{HHP} = DP * (Q/27.42) = \boxed{2.26}$$

# ISOMETRICO PROPUESTO PARA EL BOMBEO DE AGUA (DESCARGA)



## Accesorios del sistema propuesto

Tramo recto =	29 m
Codos 90° =	6
Codos 45° =	4
Tee =	4
Entrada tub =	4
Salida tub =	4
altura total =	24 m
Filtro =	4
Valvula de compuerta =	4
Valvula de retencion =	4
Flujo ramal =	4



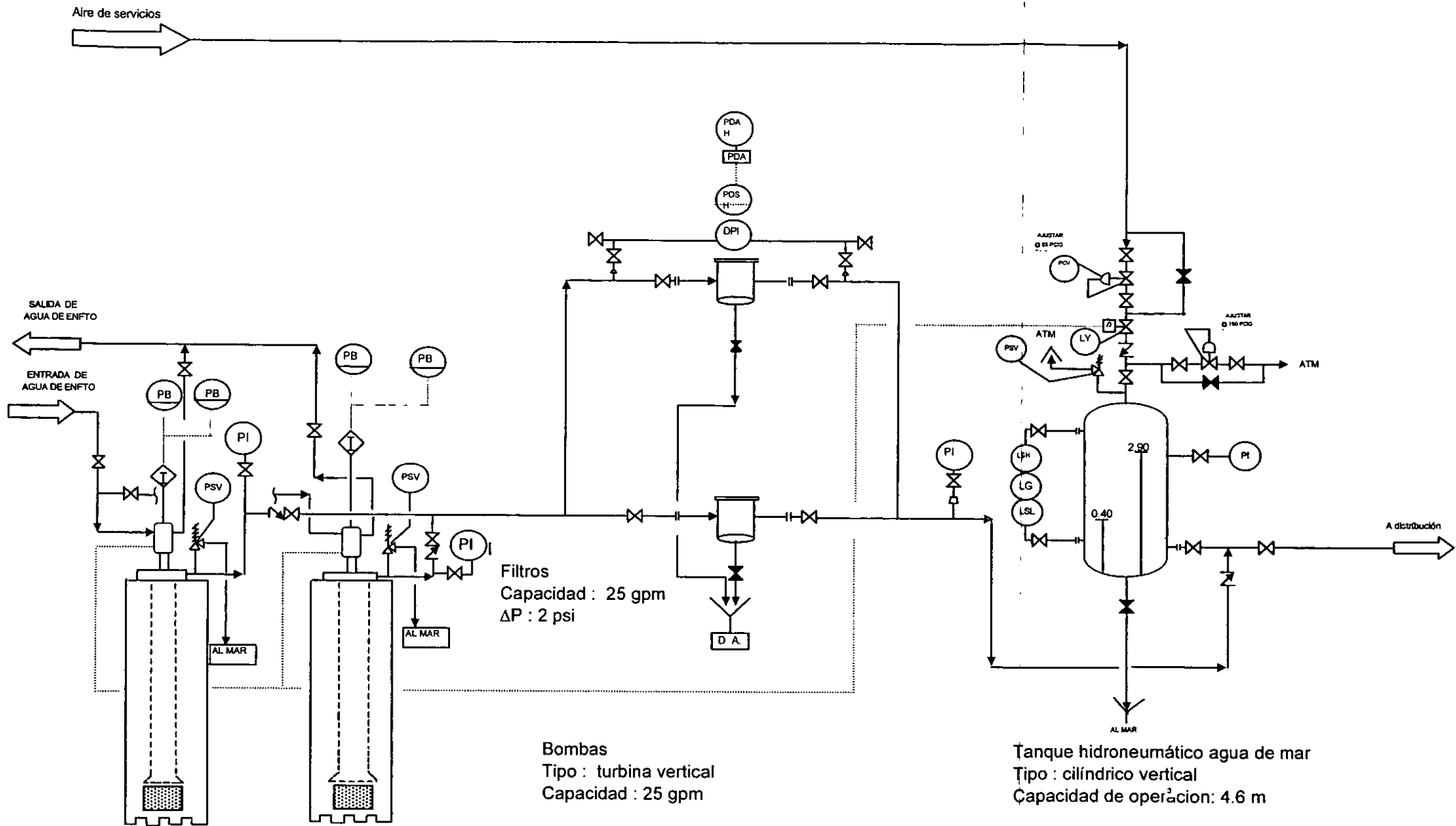


DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
PLATAFORMA DE PRODUCCION TEMPORAL  
SISTEMA DE MANEJO Y ALMACENAMIENTO  
DE AGUA DE MAR

## **SISTEMA SERVICIO DE DIESEL**

En una plataforma de producción temporal, el diesel es requerido para el motor de la grúa, para los generadores, para las bombas contra incendio, y en el helicóptero, es común que los equipos que consumen diesel tengan instalado un sistema de almacenamiento independiente a veces llamado tanque de día, por lo que se considera que el servicio general es intermitente.

El sistema se diseña a partir de las necesidades instaladas de los equipos antes mencionados.

El sistema consiste en dos tanques de almacenamiento una centrífuga y dos bombas de transferencia una en operación y otra de reserva (neumática), y un equipo de filtración,

El diesel se recibe en el embarcadero y se envía a los tanques, de donde se pasa por la centrífuga que limpia residuos en el diesel y retorna a los tanques, de aquí el diesel es bombeado a distribución pasando antes por el equipo de filtración.

El control del sistema de diesel, consistirá de un indicador de nivel (LI) conectado a una alarma de alto (LAH) y bajo (LAL) nivel estos controles se instalan en los tanques de almacenamiento así

como una alarma sonora de alto nivel (LAH) instalada en el embarcadero.

En la línea de descarga de bombeo se instala un indicador de presión (PI) así como un interruptor de baja presión conectado a una alarma, en esta misma línea se instala el sistema de filtración que tiene una alarma (DA) conectada a un indicador de presión diferencial(DPI)



capacidad en dos tanques

$$V_t = 850.38 \text{ ft}^3 = 6361 \text{ gal} \quad 24.08 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Dimensiones finales} \quad D &= 2 \text{ m} \\ L &= 4 \text{ m} \end{aligned}$$

### SISTEMA DE FILTRACION

Los filtros, que se instalan para evitar que alguna impureza en el diesel llegue a alguno de los equipos, no requieren de calculo alguno y solo se especifica las condiciones a las que deben trabajar.

Condiciones de operación del diesel

$$\begin{aligned} \text{Presión de operación} &= 1.98 \text{ Kg/cm}^2 \\ \Delta p \text{ Máxima succión} &= 2 \text{ psi} \end{aligned}$$

### SISTEMA DE CENTRIFUGADO

El sistema de centrifugado se instala para separar la mayor parte de las impurezas que se encuentren en el diesel tampoco se efectúa ningún calculo.

### DIMENSIONAMIENTO HIDRAULICO DE LINEAS.

(Linea de Succión)

PLANTA: Calculo de bomba de diesel SERVICIO: Diesel

#### I. CONDICIONES DE OPERACION

Fluido:	Diesel		
Material de Tuberia	Acero C		
I Tubina - Acero C - Hierro - Hierro Galv I			
Flujo Masico : (Diesel) W	5,874.55	ka/hr	12,939.53
Flujo Volumetrico: a	6.80	m <sup>3</sup> /hr	29.95
Temperatura t	25.0	° C	77.00
Densidad Aqua @ T. r	62.400	lb/ft <sup>3</sup>	1000.272
Densidad del liquido r	863.396	kg/m <sup>3</sup>	53.861
Gravedad Especifica Sg	0.869		
Viscosidad: m	6.800	cp	6.800
Presión Barometrica: P	1.0330	kg/cm <sup>2</sup> A	14.693
Factor Envejecimiento %	0.0%	%	

#### III. CALCULOS

##### 1. DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

	0.0018	Diam. Nom.	Diam. Interno	Factor Fricc.	Velocidad	Caida Pres.	Caida Pres.
			in)		ft/s)	psi/100 ft	kg/cm <sup>2</sup> /mi
Lea -	40	2	2.087	0.0374	2.852	1.035	2.387E-03
Lea -	40	2	2.088	0.0415	1.489	0.160	3.681E-04
Lea -	40	2	4.028	0.0424	0.754	0.043	9.845E-05
Lea -	40	6	6.065	0.0424	0.382	0.004	9.500E-06
	<b>Ø Optimo</b>	<b>3</b>	<b>3.088</b>	<b>0.0415</b>	<b>1.289</b>	<b>0.160</b>	<b>3.681E-04</b>

##### 2. Calculo de Caída de Presion.

##### 2.1 Caída de Presion en Accesorios & Valvulas.

Factor de Fricción [ f ] = 0.04153 Ø Tuberia = 3.0 in

Accesorios & Valvulas	Cantidad	K	L/D total
<b>Codo 90°</b>			
Roscado   Radio Largo	0	0.85	0.00
Soldado/Bridado   Radio Largo	0	0.55	0.00
Roscado   Radio Corto	0	1.26	0.00
Soldado/Bridado   Radio Corto	3	0.78	56.10
<b>Codo 45°</b>			
Roscado	0	0.60	0.00
Soldado/Bridado	0	0.34	0.00
<b>Codo 180°</b>			
Valvula Compuerta	1	0.54	12.90
Valvula Check	0	2.08	0.00
<b>Te</b>			
Flujo Recto	2	0.86	41.20
Flujo en Ramal	0	2.53	0.00
<b>Reducción Subita [ d / D ]</b>			
1/4	0	1.31	0.00
1/2	0	0.99	0.00
3/4	0	0.53	0.00
<b>Expansión Subita [ d / D ]</b>			
1/4	0	2.72	0.00
1/2	0	1.59	0.00
3/4	0	0.53	0.00
<b>Entrada Tuberia</b>			
Entrada Tuberia	1	1.52	36.50
<b>Salida Tuberia</b>			
Salida Tuberia	1	3.10	74.60
		<b>L/D total</b>	<b>221.30</b>

Perdidas de Fricción = (ΔP) Normal \* (Longitud Total)

Longitud de Tuberia Recta (LTR) = 5 m = 15.75 ft

Longitud Equivalente (LE) = L/D (I.D. descarga) = 17.2 m = 56.58 ft

Longitud Total = LTR + LE = 22.0 m = 72.33 ft

(ΔP) Total = (ΔP) Normal \* (Flujo Diseño/Flujo Normal)<sup>2</sup>

(ΔP) Normal = 3.68E-04 (kg/cm<sup>2</sup>/m) = 0.16 (psi/100 ft)

(ΔP) Diseño = 3.68E-04 (kg/cm<sup>2</sup>/m) = 11.54 (psi/100 ft)

Perd. Fric Total = 0.01 kg/cm<sup>2</sup> = 0.12 psig

##### 2.2 Cabeza Estatica (CE) = Diferencial en elevación entre el centro de LA BOMBA y el punto DE SUCCION en el tanque.

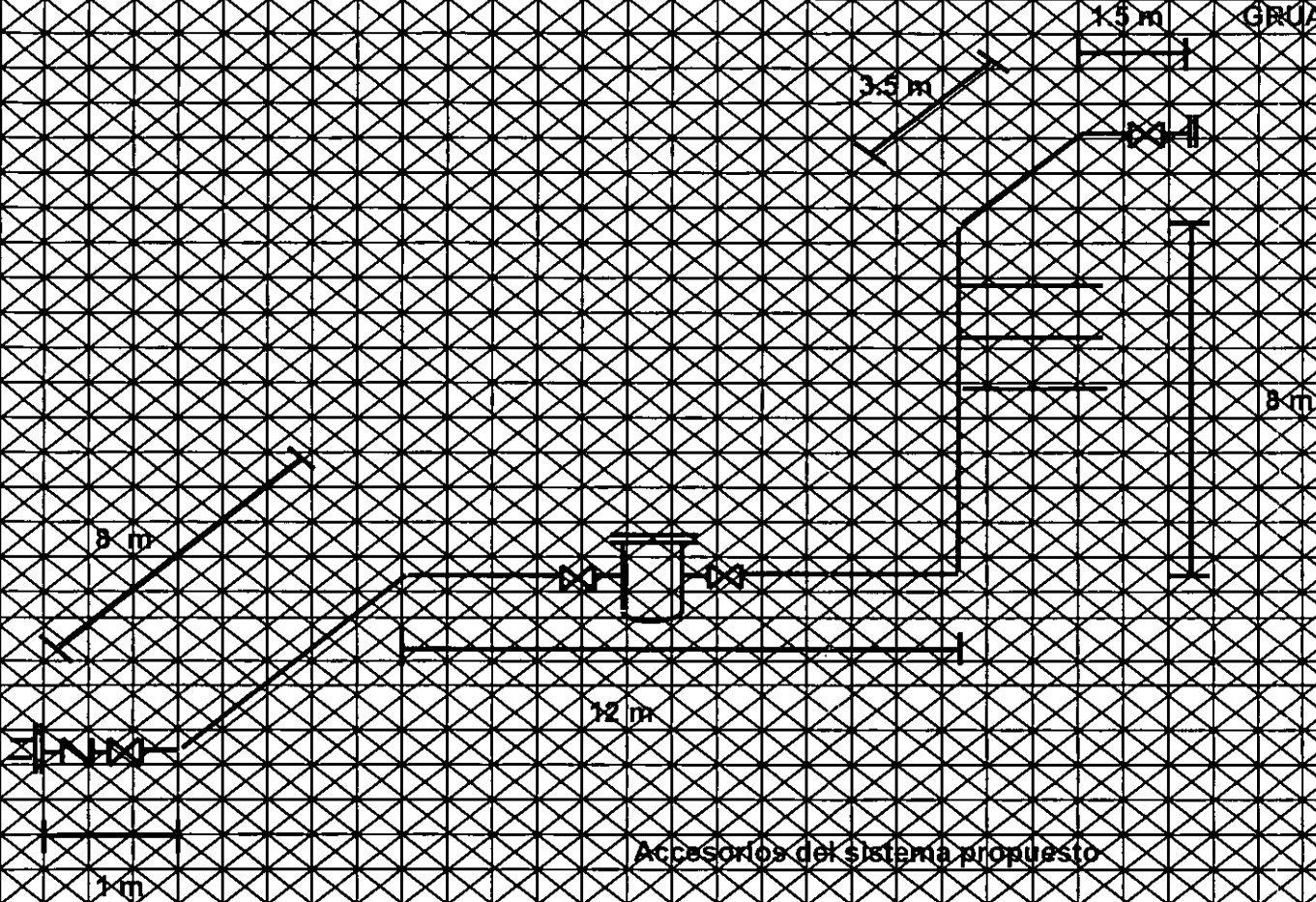
1 m = 0.09 kg/cm<sup>2</sup>

2.3 ΔP total = Δp de fricción + Δp estatica = 0.095 kg/cm<sup>2</sup>



**ISOMETRICO PROPUESTO PARA EL BOMBEO DE DIESEL**

**ENTRADA A TANQUE  
DE OJA DE  
GRUA**



**Accesorios del sistema propuesto**

Framo recto =	34,5 m
Codos 90 =	2
Codos 45 =	3
Te ramal =	4
Valvula Retencion =	1
Valvula de compuerta =	4
Entrada =	1
Salida =	1
altura total =	8,0 m



**DIMENSIONAMIENTO HIDRAULICO DE LINEAS.**

línea de Descarga

PLANTA: Plataforma temporal

SERVICIO: Diesel

**I. CONDICIONES DE OPERACION**

Fluido:		Diesel	
Material de Tubería		Acero C	
[ Tubino - Acero C - Hierro - Hierro Gala ]			
Flujo Masico : Agua de mar	W	5,874.35	12,939.53 lb/hr
Flujo Volumétrico:	q	6.80	29.95 GPM
Temperatura	t	25.0	77.00 ° F
Densidad Agua @ T.	r	62.400	1000.272
Densidad del fluido	r	863.396	53.861 lb/m <sup>3</sup>
Gravedad Especifica	Sg	0.869	
Viscosidad:	m	6.800	6.800 cp
Presión Barométrica:	P	1.0330	14.693 psia
Factor Envejecimiento	%	0	

**II. CALCULOS**

**1. DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS**

E =	0.0015	Diam.Nom.	Diam. Interno	Factor Fricc.	Velocidad	Caida Pres.	Caida Pres.
			in		ft/s	psi/100 ft	kg/cm <sup>2</sup> /m
Ced -	40	2	2.067	0.0374	2.852	1.035	2.387E-03
Ced -	40	3	3.068	0.0415	1.299	0.180	3.881E-04
Ced -	40	4	4.028	0.0432	0.754	0.043	9.845E-05
Ced -	40	6	6.085	0.0324	0.332	0.004	9.506E-06
		<b>Ø Óptimo</b>	<b>2</b>	<b>0.0374</b>	<b>2.852</b>	<b>1.035</b>	<b>2.387E-03</b>

**2. Calculo de Caída de Presión.**

**2.1 Caída de Presión en Accesorios & Válvulas.**

Factor de Fricción [ ft ] = 0.03738 Ø Tubería = 2.0 in

Accesorios & Válvulas	Cantidad	K	L/D Total
<b>Codo 90°</b>			
Roscado [ Radio Largo ]	0	0.77	0.00
Soldado/Bndado [ Radio Largo ]	0	0.50	0.00
Roscado [ Radio Corto ]	0	1.14	0.00
Soldado/Bndado [ Radio Corto ]	2	0.70	37.40
<b>Codo 45°</b>			
Roscado	0	0.54	0.00
Soldado/Bndado	3	0.31	24.60
<b>Codo 180°</b>			
Roscado	0	1.87	0.00
<b>Válvula Compuerta</b>	4	0.48	51.60
<b>Válvula Check</b>	1	1.87	50.00
<b>Te</b>			
Flujo Recto	4	0.77	82.40
Flujo en Ramal	0	2.28	0.00
<b>Reducción Súbita [ d / D ]</b>			
1/4	0	1.18	0.00
1/2	0	0.89	0.00
3/4	0	0.48	0.00
<b>Expansión Súbita [ d / D ]</b>			
1/4	0	2.45	0.00
1/2	0	1.53	0.00
3/4	0	0.48	0.00
<b>Entrada Tubería</b>	1	1.36	38.50
<b>Salida Tubería</b>	1	2.79	74.60
		<b>L/D Total</b>	<b>357.10</b>

Perdidas de Fricción = (ΔP)Normal \* (Longitud Total)

Longitud de Tubería Recta (LTR) = 34.5 m = 113.19 ft

Longitud Equivalente (LE) = L/D(I.D. descarga) 18.7 m = 61.51 ft

Longitud Total = LTR + LE = 53.2 m = 174.70 ft

(ΔP) Total = (ΔP) Normal \* (Flujo Diseño/Flujo Normal)<sup>2</sup>

(ΔP) Normal 2.39E-03 (kg/cm<sup>2</sup>/m) = 1.03 (psi/100 ft)

(ΔP) Diseño 2.39E-03 (kg/cm<sup>2</sup>/m) = 1.03 (psi/100 ft)

Perd. Fric. T 0.13 kg/cm<sup>2</sup> = 1.81 psig

**2.2 Cabeza Estática (CE)= Diferencial en elevación entre el centro de la bomba y el punto final de la línea.**

8 m 0.70 kg/cm<sup>2</sup>

### Calculo de bomba de diesel

El calculo de esta bomba considera que la linea de descarga mostrada es el punto mas lejano

Servicio	:	Diesel	
Fluido	:	Diesel	
Temp. Bombeo	:	25 °C	
Densidad	:	863.40 kg/m <sup>3</sup>	53.79 lb/ft <sup>3</sup>
Viscosidad	:	6.8 cp	
Gasto Normal	:	6.804 m <sup>3</sup> /hr	29.96 gpm
Gasto Diseño	:	6.804 m <sup>3</sup> /hr	29.96 gpm
Sobrecapac.	:	0 %	
Sp Gr	:	0.863	
Presión de vap	:	0.28 kg/cm <sup>2</sup> A	3.998 lb/in <sup>2</sup>
Presión tanque	:	1 kg/cm <sup>2</sup> A	14.22 lb/in <sup>2</sup>
Presión de llegada	:	0 kg/cm <sup>2</sup> M	0 lb/in <sup>2</sup>
Presión barométrica	:	1.033 kg/cm <sup>2</sup> A	14.69 lb/in <sup>2</sup>

#### 1) PRESION EN TANQUE

$$P \text{ recipiente} = 1 \text{ kg/cm}^2\text{A}$$

$$\text{Cabeza Liquido} = (H) \times (0.1) \times (\text{SpGr})$$

$$\text{Cabeza Liquido} = 1 \times 0.1 \times 0.863 = 0.0863 \text{ kg/cm}^2$$

#### 3) PERDIDAS POR FRICCION (SUCCION)

$$\Delta P \text{ total} = 0.095 \text{ kg/cm}^2 \quad \text{Ver hoja de calculo de tubería}$$

$$P_{\text{succ}} = P_{\text{tanque}} + \text{Cabeza de liquido} - \Delta P \text{ fricción} = 0.991 \text{ kg/cm}^2 \text{ A}$$

#### 5) NPSH DISPONIBLE

$$\text{NPSH disp} = P_{\text{tanque}} + \text{Cabeza de liquido} - \Delta P \text{ fricción} - P_{\text{vapor}} \quad (\text{kg/cm}^2)$$

$$\text{NPSH disp} = 1 + 0.0863 - 0.095 - 0.2811 = 0.71$$

$$\text{NPSH disp} = 8.50 \text{ m}$$

#### 6) PERDIDAS POR FRICCION EN LA DESCARGA

Ver hoja de calculo de tubería

$$\Delta P \text{ fricción total} = 0.13 \text{ kg/cm}^2$$

#### 7) Filtro

$$\Delta P \text{ Filtro} = 2.00 \text{ Psi} = 0.14 \text{ kg/cm}^2$$

#### 8) ΔP DINAMICA

$$\Delta P \text{ dinam} = \Delta P \text{ fricc.} + \Delta P \text{ Filtro} = 0.27 \text{ kg/cm}^2$$

9) CABEZA ESTÁTICA

$$\Delta H = 8 \text{ m}$$
$$\text{Cabeza estática} = 8.0 \times 0.10 \times 0.863 = 0.6904 \text{ kg/cm}^2$$

10) PRESIÓN TERMINAL

$$P_{\text{punto de descarga}} = 0.00 \text{ kg/cm}^2$$
$$P_{\text{terminal}} = P_{\text{tanque}} + P_{\text{atmosf.}} = 1.00 \text{ kg/cm}^2 \text{ A}$$

11) PRESIÓN DE DESCARGA

$$P_{\text{descarga}} = \Delta P_{\text{dinámica}} + \text{Cabeza Estática} + P_{\text{tanque hidron.}} = 1.96 = \text{kg/cm}^2 \text{ A}$$

12) PRESIÓN DIFERENCIAL

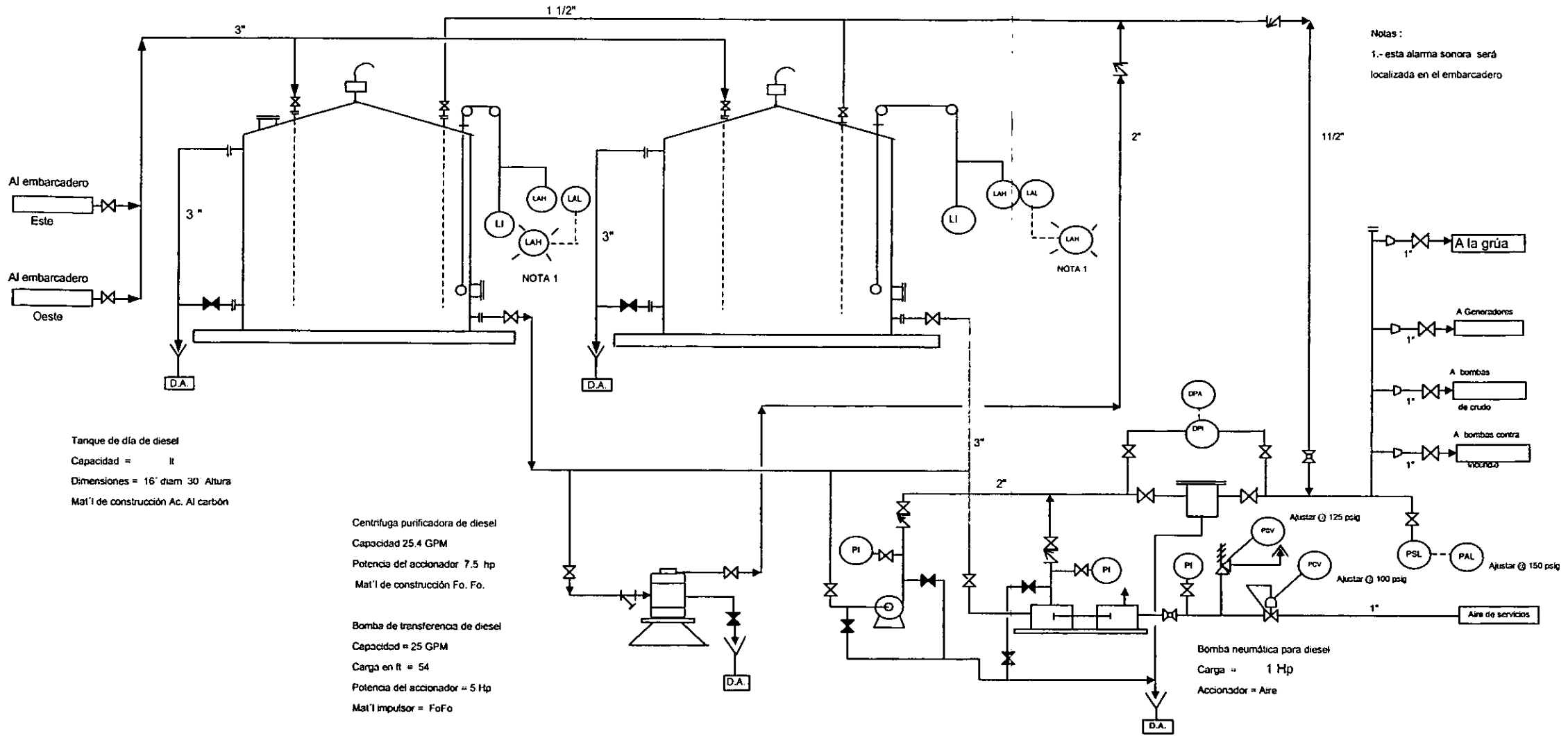
$$P_{\text{diferencial}} = P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}} = 0.97 \text{ kg/cm}^2$$

13) CARGA DIFERENCIAL DISEÑO

$$\text{Carga Diferencial Diseño} = P_{\text{diferencial}} + \text{Sobrediseño} = 0.97 \text{ Kg/cm}^2$$
$$\text{Carga Diferencial Diseño} = 11.6 \text{ m}$$

14) POTENCIA HIDRAULICA

$$\text{HHP} = DP * (Q/27.42) \quad \boxed{0.24}$$



Notas :

1.- esta alarma sonora será localizada en el embarcadero

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 PLATAFORMA TEMPORAL  
 SISTEMA DE MANEJO DE DIESEL

## DESFOGUES Y QUEMADOR

El sistema de desfogues es el seguro de vida de una planta petroquímica, su función es quemar el gas que desfogue algún equipo con exceso de presión. En las plataformas donde se extrae y separa el crudo-gas es necesaria su instalación.

En los tanques separadores de crudo-gas, se instala este sistema para evitar la explosión por exposición al fuego, o en caso de bloqueo de alguna válvula en las líneas de descarga, cuando alguna de estas dos situaciones se presenta se debe poder dar salida a los gases.

El sistema de desfogues consta una red de tuberías colectorá un tanque separador, y un quemador de gas.

Los gases desfogados en el sistema, son llevados a un tanque que opera separando el crudo que pueda haber sido arrastrado por el gas y se envía al separador de crudo gas (2a etapa) el gas es enviado a una bota en donde se recolecta cualquier arrastre sobrante de crudo a partir de aquí el gas se envía directamente al quemador.

El sistema de control consiste en un interruptor de nivel alto (LSH) que hace funcionar una alarma de alto nivel (LAH) y hace funcionar una bomba necesaria para evitar acumulacion de crudo en el tanque separador de y regresarlo hasta el tanque separador de crudo gas 2ª etapa, se instala un manometro (PI) en la misma línea.

Para controlar con mayor seguridad el nivel en el tanque separador, se instala un sistema de descarga al drenaje, por medio de un interruptor de muy alto nivel (LSHH) conctado a un transmisor de nivel (LIC) y que abre una valvula de control de nivel (LV) por medio de una valvula neumática (LY) ademas se instala una mirilla y un

Interruptor de bajo nivel (LSL) que cierra la válvula de control de nivel (LV).

El control del quemador, es un sistema que se adquiere ya integrado y funciona por medio de un generador de flama, que recibe aire y gas y mantiene esta flama por medio de detectores de flama (BE), la entrada de gas y aire a todo el sistema se controla por medio de válvulas controladoras de presión (PCV) ajustadas a la presión operación adecuada, así como también se instalan manómetros (PI) en cada línea para poder verificar la operación de estas líneas.

## 1.- Criterios de Calculo

El API-521 recomienda seleccionar el caso mas critico en cuanto a flujo a desfogar, incluyendo un analisis de situaciones en las que se presentara un problema de sobrepresion. Dos situaciones son aplicables a una plataforma de produccion.

a ) Incendio

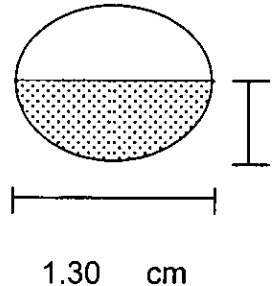
b ) Bloqueo de las válvulas de salida

Caso a ) Incendio

En este caso se calculara la cantidad de vapor que deberá ser desfogada durante una emergencia debida a incendio la recomendación del API-520 es hacer uso del concepto "area mojada" y la aplicación de las ecuaciones de absorción de calor durante un incendio estas ecuaciones están indicadas en el antes mencionado código los recipientes que estarán expuestos a fuego en un incendio son los siguientes:

Separador de 1a etapa \*

Diámetro =	8.50	ft	=	2.59	cm
longitud =	3.50	ft	=	1.07	cm
h= nivel de operación :				4.25	ft =



\*Dato Proyecto Pemex

Area mojada del cilindro

$$\frac{\pi D}{2.00} \times L = \frac{3.1416 \times 8.50}{2.00} \times 35 = 467.31 \text{ ft}^2$$

Area mojada de las tapas :

se tomara el área correspondiente al diámetro operando hasta la mitad y además una secc. que incluya el equivalente a 5 in ( 12.70 cm) de cilindro para tomar en cuenta un área mas cercana a la real.

$$\text{Area de las tapas} = \frac{\text{No de tapas}}{2.00} \times \left[ \pi D L + \frac{\pi D^2}{4.0} \right]$$

$$\text{Area de las tapas} = \frac{2}{2} \times \left[ 3.14 \times 8.5 \times 5.0 + \frac{3.14 \times (8.5)^2}{4.00} \right]$$

$$\text{Area de las tapas} = 67.87 \text{ ft}^2 = 6.31 \text{ m}^2$$

$$\text{Area mojada del cilindro} = 467.31 + 67.87$$

Area mojada del cilindro =

$$535.18 \text{ ft}^2 = 49.72 \text{ m}^2$$

Eliminador de espuma\*

$$\text{Diámetro} = 6 \text{ ft} = 1.83 \text{ m}$$

$$\text{Radio} = 3 \text{ ft} = 0.91 \text{ m}$$

$$\text{Longitud} = 20 \text{ ft} = 6.10 \text{ m}$$

$$h = \text{Altura de operación} = 1.8 \text{ ft} = 0.56 \text{ m}$$

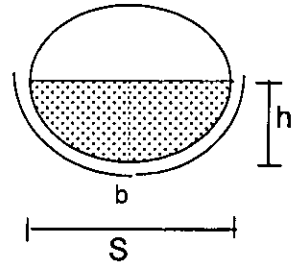
\* Dato proyecto Pemex



Del manual de formulas Kurt Grek

$$S = 2r \operatorname{sen} \alpha / 2$$

$$S = \sqrt{\left(r - \frac{h}{2}\right)^2 - \frac{h^2}{4}}$$



$$S = \sqrt{\left(3 - \frac{1.83}{2}\right)^2 - \frac{1.83^2}{4}}$$

$$S = 5.5277 \text{ ft}$$

$$\operatorname{sen} \frac{\alpha}{2} = \frac{S}{2r} = \frac{5.5277}{2 \times 3} = 0.9213$$

$$\frac{\alpha}{2} = 67.11 \quad \alpha = 134.23^\circ \quad (2.34 \text{ rad})$$

$$b = \frac{r \alpha^\circ \pi}{180} = \frac{3 \times 3.1416 \times 134.23}{180} = 7.03 \text{ ft}$$

$$\text{Area mojada del cilindro} = b \times L = 140.57 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area del segmento del círculo : } \frac{r^2}{2} (\alpha - \text{sen } \alpha) \cdot 2$$

$$\begin{aligned} \text{Area de las tapas} &= 2 \times 7 \times \frac{5}{12} + \frac{3^2}{2} (2.3 - \text{sen } 134.87) \\ &= 5.9 + 14.60 = 20.45 \end{aligned}$$

$$\text{Area mojada} = 140.57 + 20.45 = 161 \text{ ft}^2 = 14.96 \text{ m}^2$$

$$A = 161.02 \text{ ft}^2$$

Separador de la segunda etapa \*

Este separador es igual al separador de la 1a etapa y opera al mismo nivel

$$\text{Area Mojada} = 535.18 \text{ ft}^2 = 49.72 \text{ m}^2$$

## 2.- Calculo del calor absorbido en caso de incendio

El API-520 indica que para determinar el calor recibido por un recipiente expuesto a fuego, durante un incendio se puede calcular

$$Q = 21000 F A 0.82$$

Donde :

Q = Calor Absorbido

BTU / hr

F = Factor de protección

Tanque sin aislamiento = 1

A = Area mojada ft<sup>2</sup>

\* Dato proyecto Pemex

Calor absorbido por los recipientes operando :

50 psig ( separador 1a etapa y eliminador de espuma)\*

Separador 1a etapa

$$A = 535.18 \text{ ft}^2 = 49.72 \text{ m}^2$$

$$F = 1.00$$

$$Q = 21000 \cdot x \cdot 1.0 \cdot x \cdot 535.18 \cdot 0.82$$

$$Q = 3627372.0 \text{ BTU / hr} = 9.14\text{E}+08 \frac{\text{Cal}}{\text{hr}}$$

Eliminador de espuma

$$Q = 21000 \cdot x \cdot 1 \cdot x \cdot 161.02 \cdot 0.82$$

$$Q = 1354710 \text{ BTU / hr} = 3.41\text{E}+08 \text{ Cal / hr}$$

Calor absorbido por el separador de la 2a etapa

$$A = 535.18 \text{ ft}^2$$

$$F = 1.00$$

$$Q = 21000 \cdot x \cdot 1 \cdot x \cdot 535.18 \cdot 0.82$$

$$Q = 3627372 \text{ BTU / hr} = 9.14\text{E}+08 \text{ Cal / hr}$$

$$Q \text{ total} = 8609454 \text{ BTU / hr} = 2.17\text{E}+09 \text{ Cal / hr}$$

\* Dato proyecto Pemex

Se considerara una temperatura de 500 °F como máxima del gas

Calor latente de vaporización del crudo

Se estimara de acuerdo al " PROCESS DATA BOOK"

de Brawn & Rood y al API-520

Liquido en los recipientes operando a 50 psig

$$\lambda \text{ vaporización} = 95.45 \text{ BTU / lb} = 2.41\text{E}+04 \text{ Cal / hr}$$

Liquido en los recipientes operando a 10 psig

$$\lambda \text{ vaporización} = 118.26 \text{ BTU / lb} = 2.98\text{E}+04 \text{ Cal / hr}$$

Calculo del flujo de desfogue

Este valor se puede estimar directamente con los datos del calor absorbido

$$W \text{ (lb / hr)} = \frac{Q \text{ (BTU / hr)}}{I \text{ (BTU / lb)}}$$

Flujo masico del separador de 1a etapa

$$W \text{ (lb / hr)} = \frac{3627372.00 \text{ BTU / hr}}{95.45 \text{ BTU / lb}} = 38003 \text{ lb / hr}$$

Flujo masico del eliminador de espuma

$$W \text{ (lb / hr)} = \frac{1354710.00 \text{ BTU / hr}}{95.45 \text{ BTU / lb}} = 14193 \text{ lb / hr}$$

Flujo masico del separador 2a etapa

$$W \text{ (lb / hr)} = \frac{3627372.00 \text{ BTU / hr}}{118.26 \text{ BTU / lb}} = 30673 \text{ lb / hr} = 13911 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$\text{Flujo total} = 82869 \text{ lb / hr} = 37582 \text{ Kg / hr}$$

Caso b ) Bloqueo

Se considerara la cantidad de gas generado en condiciones de operación :

Separador de la 1a etapa :	64178.0	lb/hr =	29137 kg/hr*
Separador de la 2a etapa :	5688.0	lb/hr =	2582 kg/hr*
Gas a desfogar por bloqueo :	69866.0	lb/hr =	31719 kg/hr

Con los datos obtenidos podemos definir el caso mas critico :

Desfogue por fuego =	82869 lb / hr	=	37582 Kg / hr
Desfogue por bloqueo =	69866 lb / hr	=	31685 Kg / hr

**EL FLUJO PARA DISEÑO SERA POR FUEGO**

Se considera que el vapor tendrá el mismo peso molecular que el gas :

Separador de la 1a etapa y eliminador de espuma  $M = 24.50 \text{ Lb/lbmol}$

Separador de la 2a etapa  $M = 31.80 \text{ Lb/lbmol}$

Flujos molares :

$$W'_1 = \frac{52195.73 \text{ lb / hr}}{24.50 \text{ Lb/lbmol}} = 2130.44 \text{ lbmol / hr}$$

$$W'_2 = \frac{30672.86 \text{ lb / hr}}{31.80 \text{ Lb/lbmol}} = 964.56 \text{ lbmol / hr}$$

$$\text{Total} = 3094.99 \text{ lbmol / hr}$$

$$\text{Peso molecular promedio} = \frac{\text{Flujo Masa ( lb / hr)}}{\text{Flujo Molar (lb / hr)}}$$

$$\text{Peso molecular promedio} = \frac{82868.58 \text{ lb / hr}}{3094.99 \text{ lbmol / hr}}$$

$$\text{Peso molecular promedio} = 26.78 \text{ lb / lb mol / hr}$$

Flujo volumétrico

Separador de la 1a etapa y eliminador de espuma

$$\begin{aligned} Q \text{ (SCFD)} &= W \left( \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{D}} \times \frac{1}{M} \left( \frac{\text{lb mol}}{\text{lb}} \right) \times 379.60 \left( \frac{\text{SCF}}{\text{lb mol}} \right) \\ &= 2130.44 \times 24 \times 379.6 \\ &= 19409140 \frac{\text{SCF}}{\text{D}} \end{aligned}$$

Separador de la 2a etapa

$$Q \text{ (SCFD)} = W \left( \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{D}} \times \frac{1}{M} \left( \frac{\text{lb mol}}{\text{lb}} \right) \times 379.60 \left( \frac{\text{SCF}}{\text{lb mol}} \right)$$

$$Q \text{ (SCFD)} = 964.56 \times 24 \times 379.6$$

$$Q \text{ (SCFD)} = 8787484.00 \frac{\text{SCF}}{\text{D}}$$

$$\text{Flujo volumétrico total} = 28.197 \text{ MMSCFD}$$

Calculo de la presión de operación del separador

La presión de operación del separador deberá permitir que la velocidad sonica sea del orden de 20 a 30 % de la velocidad sonica.

Una vez dimensionada la tubería , la caída de presión en esta será el criterio para seleccionar la presión de operación del separador del quemador. La velocidad sonica esta dada por la siguiente expresión.

$$V_s = \sqrt{k g \frac{R T}{M}} = \sqrt{1.2 \times 32.2 \times \frac{1544 \times 960}{26.78}}$$

$$V_s = 1448.45 \text{ fps} = 441.49 \text{ mps}$$

Para calcular la caída de presión en la línea supondremos un diámetro

$$F = 18'' \qquad \text{Area} = 1.55 \text{ ft}^2$$

Densidad del gas en el quemador :

$$( P = 1 \text{ psig} = 15.7 \text{ psia} )$$

$$r = \frac{P M}{RT} = \frac{15.7}{10.7} \times \frac{27}{960} = 0.04 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Q \left( \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \right) = 82869 \left( \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0.04} = 561 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

$$\text{Velocidad} = \frac{560.61 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{1.55 \text{ ft}^2} = 360.92 \text{ ft/s} = 110.01 \text{ mps}$$

$$\text{No Mach} = \frac{360.92 \text{ ft/s}}{1448.45 \text{ ft/s}} = 0.25$$

**Se aceptara el diámetro de 18"**

Para calcular la caída de presión entre el separador del quemador y el quemador se usara la ecuación de Crocker - Conison, la cual debe ser resuelta por tante y error.



Donde :

- P = Presión corriente arriba psia ( en el separador)
- P = Presión en el quemador psia ( 15.7 psia considerando  $\Delta p = 1.0$  psig para sello del quemador)
- W = Flujo en masa lb / hr
- $\rho$  = Densidad en el quemador lb / ft<sup>3</sup>
- $\phi$  = factor de fricción (para este caso tomaremos 0.013)
- d = Diámetro interior 16.8 in
- g = aceleración de la gravedad 32 ft / s<sup>2</sup>
- L = longitud de la línea \* 450 ft

$$P_1^2 = P_2^2 + 5.6E-07 \frac{W^2}{d^5} \frac{P}{\rho} \left[ 12 \frac{f L}{d} + 4.5 \log \frac{R}{R_2} \right]$$

$$P^2 = 15,7^2 + 5.6E-07 \times \frac{82869^2 \times 15.7}{16.8^4 \times .041} \left[ 12 \frac{5.85}{16.8} + 4.46 \log \frac{18.1}{15.7} \right]$$

$$P^2 = 246.49 + 5.6E-07 \frac{107816157228.}{3274.00} \left[ 4.18 + 0.28 \right]$$

$$P^2 = 246.49 + 5.60E-07 \times 32930999 \left[ 4.46 \right]$$

$$P^2 = 246.49 + 5.60E-07 \times 1.5E+08$$

$$P^2 = 246.49 + 82.2$$

$$P^2 = 328.727$$

48

$$P = 18.1 \text{ psia}$$

$$P = 18.1 \text{ psia} = 3.4 \text{ psig}$$

Dimensionamiento del separador de acuerdo al API-RP-521

El API-RP-521 recomienda dimensionar los separadores con capacidad para eliminar partículas de líquido hasta de 300  $\mu$

Ecuación de la velocidad necesaria para retener estas partículas es :

$$U_d = 0.145 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v C}}$$

Donde :

- $\rho_l$  = Densidad del líquido lb / ft<sup>3</sup>
- $\rho_v$  = Densidad del vapor lb / ft<sup>3</sup>
- C = Coeficiente de arrastre (Adimensional)
- $U_d$  = Velocidad de separación fps

El coeficiente de arrastre C, se obtiene de la figura \*

para la cual se requiere el cálculo del parámetro  $C Re^2$  que está definido por :

$$C Re^2 = \frac{0.95 \times 10^8 (\rho_v) D^3 (\rho_l - \rho_v)}{\mu^2}$$

\* ver apéndice 5

Donde :

$$\begin{aligned}\rho_v &= \text{Densidad del Vapor} && \text{lb / ft}^3 \\ \rho_l &= \text{Densidad del liquido} && \text{lb / ft}^3 \\ \mu &= \text{Viscosidad} && \text{c.p.} \\ D^3 &= \text{Diametro de la particula} && \text{ft}\end{aligned}$$

La densidad del liquido es  $58 \text{ lb / ft}^3$

$$\begin{aligned}\mu &= 0.01 \text{ c.p.} \\ \mu &= 0.00021\end{aligned}$$

por lo que :

$$C Re^2 = \frac{0.95 \times 10^8 \times 0.051 \times 1.19 \times 10^{-10} \times 57.95}{0.00021}$$

$$C Re^2 = 159$$

$$C = \text{Coeficiente de arrastre} = 7.50$$

con lo cual se puede calcular la velocidad.

$$Ud = 0.15 \sqrt{\frac{58 \times 0.05}{0.05 \times 7}}$$

$$Ud = 1.80 \text{ fps} = 0.55 \text{ mps}$$

Se propone un separador tipo horizontal

Para este calculo se suponen las dimensiones del recipiente :

$$D. I. = 10' - 0''$$

$$T - T = 30' - 0''$$

y se procederá con el método propuesto por el API-RP-521 suponiendo que no se permite acumulación de liquido en el recipiente :

$$\text{Sección transversal} = \frac{\pi D^2}{4.00} = \frac{3.14 \times 10^2}{4.00} = 78.54 \text{ ft}^2$$

tiempo de separación de una gota de 300  $\mu$

$$q = \frac{10.00 \text{ ft}}{1.80 \text{ fps}} = 5.56 \text{ seg}$$

$$\text{Flujo de gas : } 82868.6 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0,051 \text{ lb}}$$

$$Q = 451.4 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

$$\text{Velocidad del gas : } \frac{Q}{A} = \frac{451.35}{78.54} \frac{\text{ft}^3 / \text{s}}{\text{ft}^2} = 5.75 \text{ ft/seg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Longitud requerida} &= \text{Velocidad} \times \text{Tiempo} \\
 &= 5.75 \text{ ft/seg} \times 5.56 \text{ seg} \\
 &= 31.98 \text{ ft} = 9.7 \text{ m}
 \end{aligned}$$

por lo tanto las dimensiones son adecuadas el separador tendría las siguientes características

$$D. I. = 10' - 0''$$

$$T - T = 30' - 0''$$

$$\text{Tipo} = \text{cilíndrico horizontal}$$

$$\text{Presión de Operación} = 3.43 \text{ psig}$$

Como se indico en el procedimiento no se permitió en el diseño del separador ningún espacio para liquido pero se deberá permitir drenar el crudo drenado al separar los arrastres hacia abajo. También se incluirá una mampara de choque con el fin de hacer circular el gas hacia abajo permitir la separación del gas por efecto de choque y tiempo de separación .  
 Diseño de la bota para eliminación y drenaje del liquido separado  
 Ya que el diseño de este separador es muy confiable se considera un mínimo de liquido por lo que se tomaran 150 gal

$$V = \frac{150 \text{ gal}}{7.48 \text{ gal / ft}^3} = 20.05 \text{ ft}^3$$

supondremos  $L / D = 1.0$

$$V = \frac{\rho D^2}{4.00} \times L = \frac{\rho D^3}{4.00}$$

$$D = 3 \text{ ft} \quad L = 3 \text{ ft}$$

$$V = 21 \text{ ft}^3 = 0.59 \text{ m}^3$$

### Diseño del quemador de gas

Se usaran los siguientes criterios para el dimensionamiento del quemador.

- a) La velocidad será 20 % de la velocidad sonica
- b) Intensidad del calor por radiación en la plataforma 440 BTU/hr-ft<sup>2</sup>
- c) La velocidad del viento será considerada como 40 fps (32 MPH)\*
- d) La composición que se enviara al quemador se supondrá
- d) Temperatura del gas en el quemador 100 °F

Calculo del calor de combustión :

\* Dato por Pemex

Composición	Hi	Xi (fracción mol)	HiXi
Agua		0.0051	-
C1	1009.70	0.6437	649.94
C2	1768.80	0.1757	310.78
C3	2517.50	0.1019	256.53
iC4	3252.70	0.0081	26.35
n-C4	3262.10	0.0237	77.31
iC5	4000.30	0.0035	14.00
nC5	4009.60	0.0037	14.83
C6	4756.20	0.0031	14.74
C7		-	-
H2S	637.00	0.0157	10.00
Co2	-	0.0006	-
N2	-	0.0156	-
			1374.48

BTU  
SCF

$$\text{Calor de combustión en el quemador} = 1374.48 \frac{\text{Btu}}{\text{SCF}} \times \frac{520}{560} = 1276 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3}$$

$$\Delta P \text{ tip} = 1,0 \text{ psi}$$

El Diámetro se maneja de 18" como en el cabezal principal

Calculo de la emisividad

$$\varepsilon = 0.048 \sqrt{M}$$

$$\varepsilon = 0.048 \sqrt{24,5} = 0.2376 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$F_g = \frac{24.5 \times 15.7}{10.73 \times 560} = 0.064$$

$$\begin{aligned} \text{Calor Ideal de combustión} &= 1.3\text{E}+03 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3} \times 0.064 \frac{\text{ft}^3}{\text{lb}} \\ &= 19942 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \end{aligned}$$

a las condiciones del quemador

$$\text{Flujo normal : } 28.20 \text{ MMSCFD} = 82868.58 \text{ LB/HR}$$

$$Q = 82869 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 2.0\text{E}+04 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 1.7\text{E}+09 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$R^2 = \frac{\varepsilon}{4\pi} \frac{Q}{q} = \frac{0.2376}{4} \times \frac{1.7\text{E}+09}{3.1416 \times 440} = 71014$$

$$R = 266.50$$

$$\text{De la figura* } Q = 1.7\text{E}+09 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$L = \text{longitud de la flama} \quad 105 \quad \text{ft}$$

$$\frac{v w}{v} = \frac{47}{361} = 0.13$$

de la figura\*\*

\* Ver apendice 6

\*\* Ver apendice 7



$$\Sigma \frac{\Delta Y}{L} = 0.38 \quad \Delta Y = 39.9 \text{ ft}$$

$$\Sigma \frac{\Delta X}{L} = 0.82 \quad \Delta X = 86.1 \text{ ft}$$

$$E^2 = R^2 - Y^2$$

$$Y = 0.0 + \frac{39.9}{2} \quad Y^2 = 538.24$$

$$E^2 = 71022.25 - 538.24$$

$$E^2 = 70484.01$$

$$E = 265.49 \text{ ft}$$

$$X = E + \frac{\Delta X}{2} = 265.5 + \frac{86.1}{2}$$

$$X = 308.54 \text{ ft} \quad \text{Longitud final} = 94 \text{ m}$$

Calculo de la altura del quemador de gas de la plataforma

La altura del quemador se calculara con los criterios del API-521.

Calcular la altura tomando como base una radiación de 2000 BTU / hr ft<sup>2</sup> en un radio de 150 ft a partir del centro del quemador

Considerar una radiación de 5000 BTU / hr ft<sup>2</sup> para la estructura del propio quemador.

Usar un factor de disposición de la radiación de 0.20 (F)

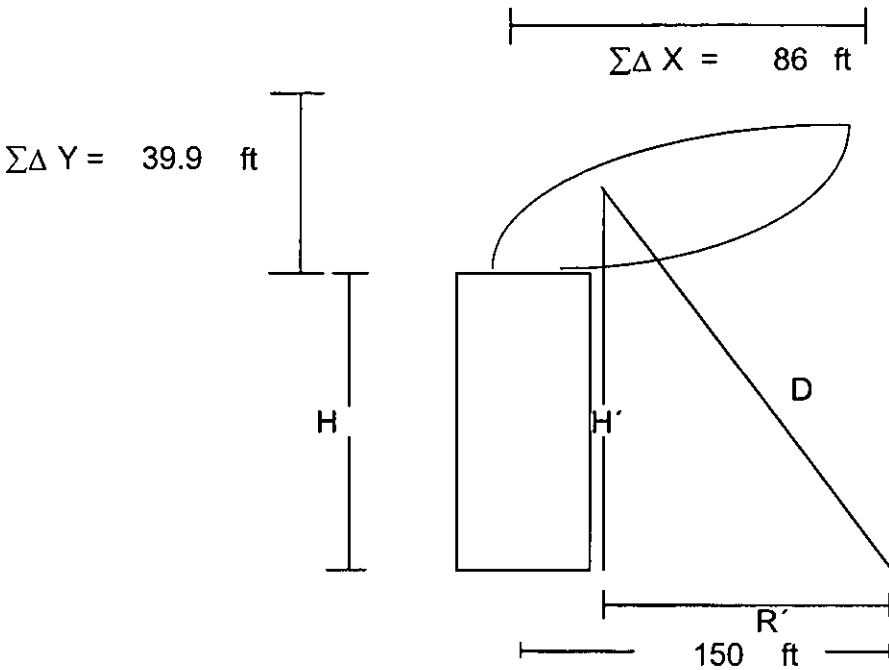
Con los datos obtenidos del diseño del quemador.

$$Q = 1.65E+09$$

$$\sum \Delta X = 86 \text{ ft}$$

$$\sum \Delta Y = 39.9 \text{ ft}$$

La siguiente figura permite analizar el procedimiento de calculo :



en donde :

$$D = \sqrt{\frac{F Q}{4 p K}}$$

usando una radiación máxima  $K = 2000$  BTU / hr a 150 ft del centro del quemador.

$$D = \sqrt{\frac{0.2 \times x \times 1.65E+09}{4 \times x \times 3.1416 \times x \times 2000}}$$

$$D = 115 \text{ ft} = 35.0 \text{ m}$$

de donde :

$$R' = 150 - \frac{1}{2} \times \Sigma \Delta$$

$$R' = 150 - \frac{1}{2} \times 86 = 107 \text{ ft} = 33 \text{ m}$$

$$D^2 = (R')^2 + (H')^2$$

$$(H')^2 = D^2 - (R')^2$$

$$(H')^2 = 14023 - 7744 = 6279$$

$$H' = 79.24 \text{ ft}$$

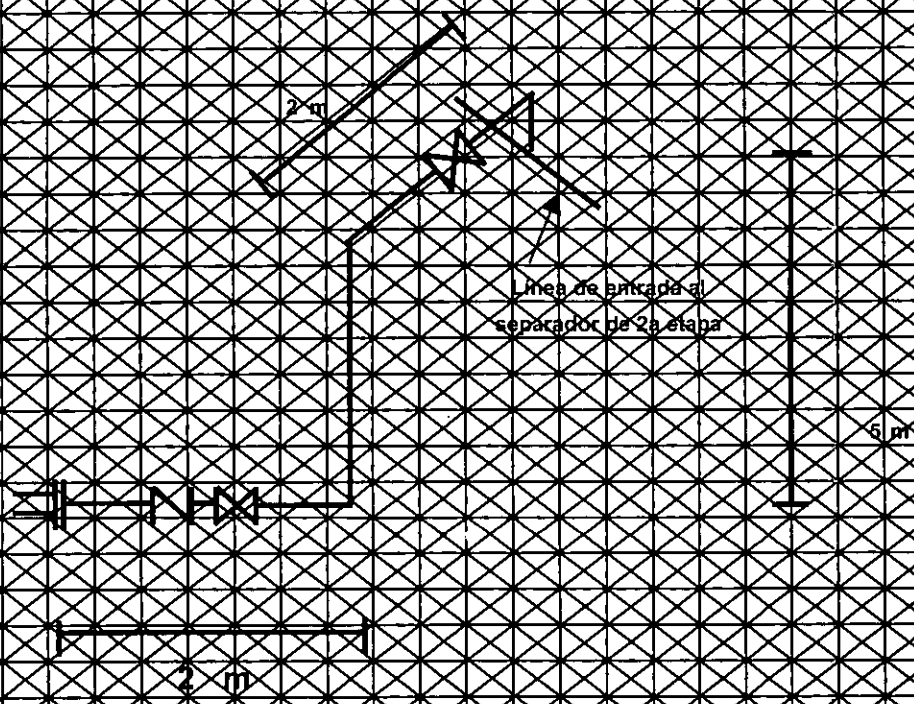
$$H = H' - 0.5 (\Sigma \Delta Y)$$

$$H = 79.24 - \frac{1}{2} \times 39.9$$

$$H = 59 \text{ ft}$$

$$\text{Altura del quemador final} = 59 \text{ ft} = 18.1 \text{ m}$$

# ISOMETRICO PROPUESTO PARA BOMBEO SEPARADOR DEL QUEMADOR



Descarga de Bomba

## Accesorios del sistema propuesto

Tubo recto =	9,0 m
Codos 90° =	3
Codos 45° =	0
Te divisor =	0
Valvula Retención =	1
Valvula de compuerta =	2
Entrada =	1
Salida =	1
altura total =	5,0 m
Te rama =	0

## DIMENSIONAMIENTO HIDRAULICO DE LINEAS, línea de Descarga

PLANTA: Plataforma temporal

SERVICIO: Crudo

### I. CONDICIONES DE OPERACION

Fluido

Crudo

Material de Tubería

[ Tubing - Acero C - Hierro - Hierro Galv ]

Acero C

Flujo Masico : Crudo

W

3,063.21 kg/hr

6,747.15 lb/hr

Flujo Volumétrico:

q

3 m<sup>3</sup>/hr

15 GPM

Temperatura

t

20.0 °C

68.00 °F

Densidad Agua @ T.

o

62.400 lb/ft<sup>3</sup>

1000.272

Densidad del líquido

ρ

900.413 kg/m<sup>3</sup>

56.171 lb/ft<sup>3</sup>

Gravedad Específica

S<sub>r</sub>

0.906

Viscosidad:

u

22.000 cp

22.000 cp

Presión Barométrica:

P

1.0330 kg/cm<sup>2</sup> A

14.693 psia

Factor Envejecimiento

%

0 %

### II. CALCULOS

#### 1. DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

E =	0.0018	Diam. Nom.	Diam. Interno [in]	Factor Fricc.	Velocidad [ft/s]	Caída Pres. [psi/100 ft]	Caída Pres. [kg/cm <sup>2</sup> /m]
Ced-	40	2	2.067	0.0684	1.431	0.493	1.138E-03
Ced-	40	3	3.068	0.1015	0.650	0.102	2.345E-04
Ced-	40	4	4.026	0.1331	0.377	0.034	7.907E-05
Ced-	40	6	6.065	0.2006	0.166	0.007	1.535E-05
		<b>O Óptimo</b>	<b>4</b>	<b>0.1331</b>	<b>0.377</b>	<b>0.034</b>	<b>7.907E-05</b>

2. Calculo de Caída de Presión.

2.1 Caída de Presión en Accesorios & Válvulas.

Factor de Fricción [ ft ] = 0.13315    Ø Tubería \*\* 4.0    in

Accesorios & Válvulas	Cantidad	K	L/D total
<b>Codo 90°</b>			
Roscado [ Radio Largo ]	0	2.73	0.00
Soldado/Bridado [ Radio Largo ]	0	1.77	0.00
Roscado [ Radio Corto ]	3	4.05	91.20
Soldado/Bridado [ Radio Corto ]	0	2.49	0.00
<b>Codo 45°</b>			
Roscado	0	1.92	0.00
Soldado/Bridado	0	1.09	0.00
<b>Codo 180°</b>			
	0	6.66	0.00
<b>Válvula Compuerta</b>	2	1.72	25.80
<b>Válvula Check</b>	1	6.66	50.00
<b>Te</b>			
Flujo Recto	0	2.74	0.00
Flujo en Ramal	0	8.11	0.00
<b>Reducción Súbita [ d / D ]</b>			
1/4	0	4.21	0.00
1/2	0	3.18	0.00
3/4	0	1.70	0.00
<b>Expansión Súbita [ d / D ]</b>			
1/4	0	8.72	0.00
1/2	0	5.43	0.00
3/4	0	1.70	0.00
<b>Entrada Tubería</b>	1	4.86	36.50
<b>Salida Tubería</b>	1	9.93	74.60
		<b>L/D Total</b>	<b>278.10</b>

Perdidas de Fricción \* (ΔP) Normal \* (Longitud Total)

Longitud de Tubería Recta (LTR) \*\* 9 m

29.53 ft

Longitud Equivalente (LE) = L/D(I.D. descarga)

28.4 m

93.30 ft

Longitud Total \*\* LTR + LE \*\*

37.4 m

122.83 ft

(ΔP) Total = (ΔP) Normal \* (Flujo Diseño/Flujo Normal)<sup>2</sup>

(ΔP) Normal = 7.91E-05 (kg/cm<sup>2</sup>/m)

=

0.03 (psi/100 ft)

(ΔP) Diseño = 7.91E-05 (kg/cm<sup>2</sup>/m)

=

0.03 (psi/100 ft)

Perd. Fric. Total 0.00 kg/cm<sup>2</sup>

=

0.04 psia

2.2 Cabeza Estática (CE) = Diferencial en elevación entre el centro de la bomba y el punto final de la línea.

5 m

0.45 kg/cm<sup>2</sup>

### Calculo de bomba de Drenajes

datos del liquido manejado en esta memoria son estimados ya que no se tiene información especifica

Servicio	Drenajes a 2a etapa		
Fluido	Crudo		
Temp. Bombeo	20	°C	
Densidad	900.41	kg/m <sup>3</sup>	56.096 lb/ft <sup>3</sup>
Viscosidad	22	cp	
Gasto Normal	3.402	m <sup>3</sup> /hr	14.98 gpm
Gasto Diseño	3.402	m <sup>3</sup> /hr	14.98 gpm
Sobrecapac.	0	%	
Sp Gr	0.9		
Presión de vap	3.2	kg/cm <sup>2</sup> A	45.514 lb/in <sup>2</sup>
Presión tanque	1	kg/cm <sup>2</sup> A	14.223 lb/in <sup>2</sup>
Presión de llegada	3.5	kg/cm <sup>2</sup> M	49.781 lb/in <sup>2</sup>
Presión barométrica	1.033	kg/cm <sup>2</sup> A	14.692 lb/in <sup>2</sup>

$$SpGr_{100°F} = r_{LIO\ 100°F} / r_{AGUA\ 100°F}$$

$$r_{LIO\ 100°F} = SpGr_{100°F} \times r_{AGUA\ 100°F}$$

$$r_{LIO\ 100°F} = 0.9 \times 62.4 = 56.16 \text{ lb/ft}^3$$

$$r_{LIO\ 100°F} = 900.41 \text{ Kg/m}^3$$

1) PRESION EN TANQUE

P recipiente = 1 kg/cm<sup>2</sup>A

2) CABEZA DE LIQUIDO

$$\text{Cabeza Liquido} = \frac{(H)}{2} \times \frac{(0.1)}{0.1} \times \frac{(SpGr)}{x} \times 0.9 = 0.18 \text{ kg/cm}^2$$

3) PERDIDAS POR FRICCION (SUCCION)

AP total = 0.000 kg/cm<sup>2</sup> Bomba sumergida

4) PRESION DE SUCCION

P<sub>succ</sub> = P tanque + Cabeza de liquido - AP fricción = 1.180 kg/cm<sup>2</sup> A

5) NPSH DISPONIBLE

NPSH disp = P tanque + Cabeza de liquido - ΔP fricción - P vapor

NPSH disp = 1 + 0.18 - 0.000 - 3.2 = 0.49 kg/cm<sup>2</sup>

NPSH disp = 5.60 m

6) PERDIDAS POR FRICCION EN LA DESCARGA Ver hoja de calculo de tubería de descarga anexa

AP fricción total = 0.00 kg/cm<sup>2</sup>

7) Equipo

AP Equipo = 0.00 Psi = 0.00 kg/cm<sup>2</sup>

8) AP DINAMICA

ΔP dinám = ΔP fricc. + ΔP Filtro = 0.00 kg/cm<sup>2</sup>

9) CABEZA ESTATICA

$$\text{Cabeza estática} = \frac{\Delta H}{5.000} \times \frac{5.00}{x} \times 0.10 \times 0.9 = 0.45 \text{ kg/cm}^2$$

10) PRESION TERMINAL

P punto de descarga = 3.50 kg/cm<sup>2</sup>

P terminal = P tanque atm. + P atmosf. = 4.50 kg/cm<sup>2</sup> A

11) PRESION DE DESCARGA

P descarga = ΔP dinámica + Cabeza Estática - P tanque hidron. = 4.95 kg/cm<sup>2</sup> A

12) PRESION DIFERENCIAL

P diferencial = P descarga - P succión = 3.77 kg/cm<sup>2</sup>

13) CARGA DIFERENCIAL DISEÑO

Carga Diferencial Diseño = P diferencial + Sobrediseño = 3.77 Kg/cm<sup>2</sup>

Carga Diferencial Diseño = 43.3 m

14) POTENCIA HIDRAULICA

HHP = ΔP \* (Q/27.42) = 0.47

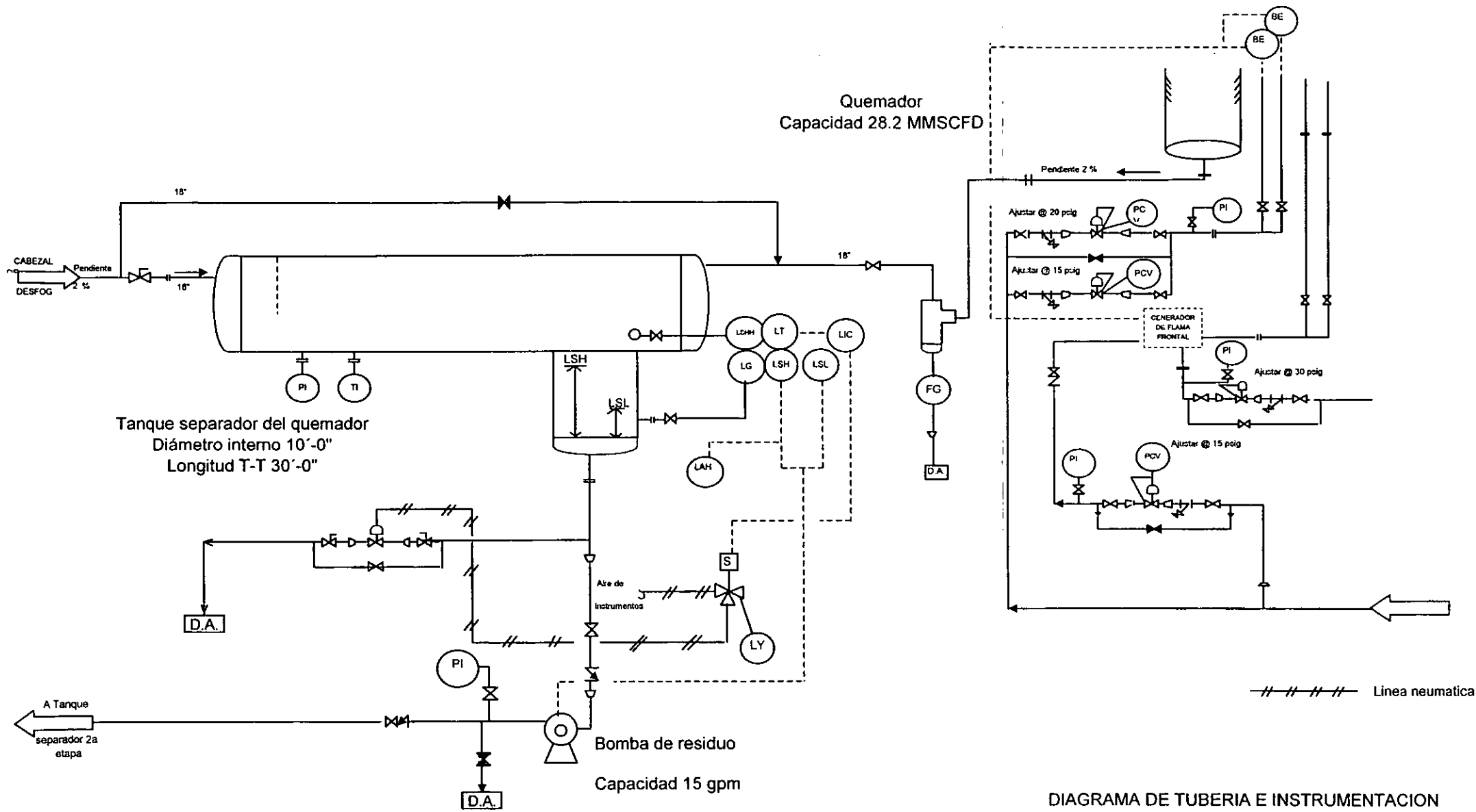


DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 PLATAFORMA DE PRODUCCION TEMPORAL  
 SISTEMA DE DESFOGUES Y QUEMADOR

## **SISTEMA DE DRENAJES**

Cuando se diseña una planta , es necesario considerar el sistema de drenajes como parte importante de una planta y las plataformas no son la excepción, los acuerdos internacionales limitan estrictamente la cantidad de grasa contenida en efluentes hacia el mar a no más de 48 mg/l en 30.

Uno de los sistemas más efectivos para el manejo de drenajes consiste en un tanque sumergido en el mar en el cual se separa el agua del crudo por diferencia de densidades este ultimo es bombeado de vuelta al separador de crudo gas (2a etapa).

El sistema de consta de una red colectora, un tanque de receptor y una bomba de transferencia de crudo.

El drenaje recolectado en las cunetas de toda la plataforma arrastra los derrames que se presenten junto con el agua de lluvia o con el agua de lavado de la plataforma, además debe considerarse que los equipos son descargados para reparaciones y mantenimiento estas descargas pueden ser llevadas por gravedad al tanque recolector que se encuentra sumergido en el agua de mar, lo cual permite que por diferencia de densidades el crudo permanezca en el nivel superior del mismo y de aquí este se bombea a una de las etapas de separación.



El control consiste en un interruptor de muy bajo nivel (LSLL) el cual enciende una alarma (LALL), un interruptor de muy alto nivel (LSHH) también conectado a una alarma (LAHH) esta instalado un interruptor de alto nivel (LSH) que arranca la bomba de transferencia así como un interruptor de bajo nivel (LSL) el cual para la bomba, adicionalmente a esto se instala un indicador de presión (PI) en la línea de descarga.

## Calculo de los drenajes de pluviales para la plataforma

Este calculo se basa en la referencia No (5) para diseño de sistemas de drenaje de las cubiertas de la plataforma, estos drenajes incluyen la captación de lluvia y agua contra incendio y serán enviados sistema de drenajes abiertos ya que arrastra aceite que pudieran haber sido derramado por fugas o mantenimiento por lo que el sistema deberá de manejar cualquier contingencia.

Calculo del diámetro de tubería de drenajes:

1.-Como primer punto a considerar será la lluvia reportada en la zona

1.2 in/hr máximo

2.-El área de la cubierta de la plataforma ( dato por PEMEX).

3000 ft<sup>2</sup>

3.-Para obtener la cantidad de agua máxima por lluvia tenemos que:

$$1.2 \frac{\text{in}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \times 3000 \text{ ft} \times \frac{1 \text{ gal}}{.133 \text{ ft}^2} = 37 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

$$37 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \div 3000 \text{ ft} \text{ ft}^2 = 0.01 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^2}$$

4.- Gasto manejado por el sistema de contra incendio (dato por PEMEX)

1500 GPM          repartidos en los dos niveles

Este gasto se repartirá entre el área total de la plataforma

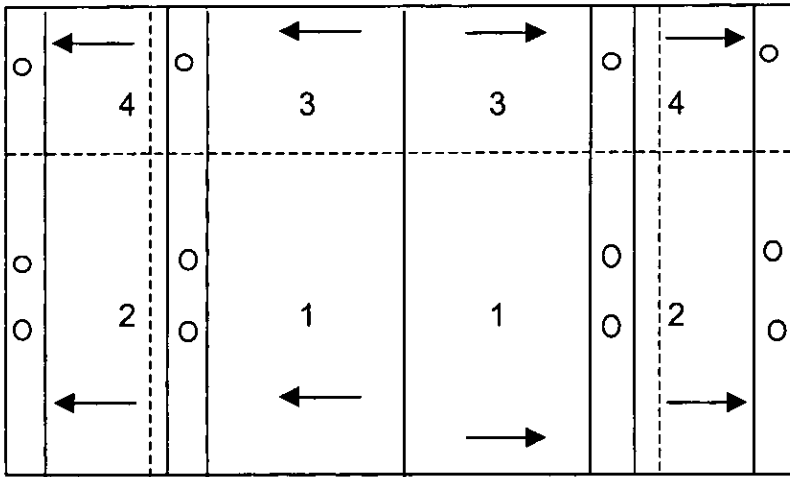
$$750 \text{ GPM} \div 3000 \text{ FT}^2 = 1.15 \frac{\text{GPM}}{\text{FT}^2}$$

$$\text{Flujo total} = 1.15 + 0.012 = 1.162 \frac{\text{GPM}}{\text{ft}^2}$$

5.- Calculo del diámetro de las líneas para el manejo de los flujos

Se dividirá la plataforma de la manera siguiente según el sentido de las pendientes del piso de la plataforma (indicadas por PEMEX).

Pendiente 2% (Recomendada)



1a Sección	22.5 ft	x	25 ft	=	562.5	ft <sup>2</sup>
2a Sección	15.0 ft	x	25 ft	=	375	ft <sup>2</sup>
3a Sección	22.5 ft	x	15 ft	=	337.5	ft <sup>2</sup>
4a Sección	15 ft	x	15 ft	=	$\frac{225}{1500}$	ft <sup>2</sup>

Flujo máximo en la 1a sección =  $(0.842 \text{ gpm/ft}^2 \times 562 \text{ ft}^2) / 4 = 118 \text{ gpm}$

Flujo máximo en la 2a sección =  $(0.842 \text{ gpm/ft}^2 \times 375 \text{ ft}^2) / 4 = 78.9 \text{ gpm}$

Flujo máximo en la 3a sección =  $(0.842 \text{ gpm/ft}^2 \times 337.5 \text{ ft}^2) / 2 = 142 \text{ gpm}$

Flujo máximo en la 4a sección =  $(0.842 \text{ gpm/ft}^2 \times 225 \text{ ft}^2) / 2 = 95.1 \text{ gpm}$

De la gráfica \* obtenemos los siguientes datos

Pendiente ft/100 ft	Velocidad ft / seg.	Diam (in)	Gasto GPM
2	4.30	4	130
2	5.30	6	380
2	6.40	8	800

Diámetros para la 1a sección

4" con el 68 % de su capacidad

\*Ver(5) Fundamental of Sewer Desing

Diámetros para la 2a sección

4 " con el 45 % de su capacidad

Diámetros para la 3a sección

4" con el 81 % de su capacidad

Diámetro para la 4a sección

4" con el 54% de su capacidad

El artículo de referencia indica que el flujo que debe manejarse no será mayor al 75 % de la capacidad máxima y con el fin de estandarizar los diámetros se tomarán de 6 in para todos los drenajes colectores.

Estas líneas se manejarán en la cuneta llamada nivel 72´

Para las líneas de la plataforma nivel 52´ se tomará solo el flujo del sistema contra incendio ya que la cantidad de agua por lluvia, será despreciable. (Se dejará el mismo arreglo).

Flujo máximo en la 1a sección	$= (0.83 \text{ gpm/ft}^2 \times 562 \text{ ft}^2) / 4 =$	117 gpm
Flujo máximo en la 2a sección	$= (0.83 \text{ gpm/ft}^2 \times 375 \text{ ft}^2) / 4 =$	78 gpm
Flujo máximo en la 3a sección	$= (0.83 \text{ gpm/ft}^2 \times 337 \text{ ft}^2) / 2 =$	140 gpm
Flujo máximo en la 4a sección	$= (0.83 \text{ gpm/ft}^2 \times 225 \text{ ft}^2) / 2 =$	93 gpm

En el nivel 52' los diámetros serán :

Diámetros para la 1a sección

4" con el 67 % de su capacidad

Diámetros para la 2a sección

4 " con el 44 % de su capacidad

Dilatamos para la 3a sección

4" con el 80 % de su capacidad

Diámetro para la 4a sección

4" con el 54% de su capacidad

Estos diámetros se conectan en dos cabezales de colección 1 por nivel

En el 1er nivel se maneja como flujo máximo 142.1 gpm Cabezal 4"

En el 2o nivel se maneja como flujo máximo 140.06 gpm Cabezal 4"

## **Calculo de volúmenes de tanques a drenaje abierto**

El volumen a que se captara en el sistema de colección de drenajes abiertos, es variable y difícil de definir, por lo que se harán ciertas consideraciones a saber :

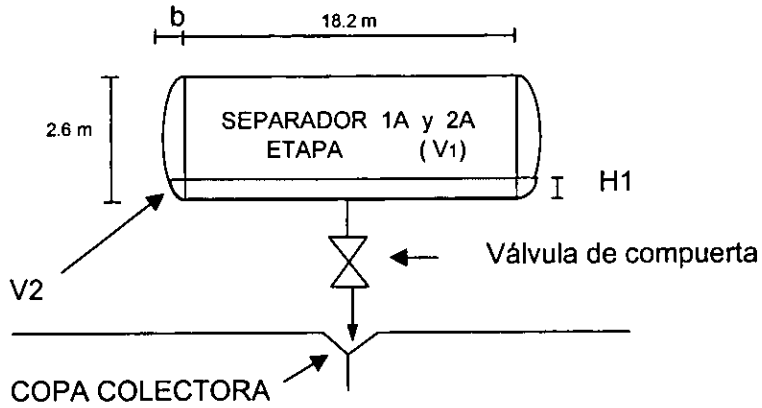
- 1.- Se calculara el volumen de drenado para cada equipo y se considerara solo la operación mas critica ( máximo volumen a drenar ) que será el momento de vaciado del equipo.
- 2.- Se considerara que en el momento del vaciado del equipo no tendrá mas de 5 % de la capacidad total del equipo en cuestión o se tomara el nivel mínimo de operación cuando se tenga definido.
- 3.- La localización del tanque colector será propuesta
- 4.- Las líneas colectores de cada copa se conectaran a diferentes cabezales y de ahí serán llevados a el tanque colector según se indica en el diagrama correspondiente.
- 5.- Las formulas para el calculo del volumen a drenar están basados en el G.P.S.A. Pag 14-6 a 14-10
- 6.- Se considerara que la pendiente será de un 3 % para permitir una cercana a la recomendada.\*

\* ver (5) Fundamental of Sewer Desing

## Separadores de la 1a y 2a Etapa

Dimensiones :

Longitud T-T	18.24	m
Diámetro =	2.69	m
b = 0.25* D	0.67	m
H1 =	1.02	m



Formulas para el calculo del volumen parcial de los tanques\*

$$V_2 = (1/4P D^2 L) \times f(Zc)$$

Volumen parcial del cilindro

$$V_1 = 1/6 P K D^3 \times f(Ze)$$

Volumen para una tapa elipsoidal

Donde :

\*Ver (4) G.P.S.A.



$f(Z_c) =$  Coeficiente elipsoidal  $Z_c = H1/D = 0.3774$   
 $f(Z_e) =$  Coeficiente del cilindro Horiz  $Z_e = H1/D = 0.3774$   
 de tablas\*

$f(Z_c) = 0.34499$

$f(Z_e) = 0.31922$

Calculo del volumen a drenar :

$V_2 = 1/4 PD^2L f(Z_c) = 20.16 \text{ m}^3$

$V_1 = 1/6 PKD^3 f(Z_e) = 1.63 \text{ m}^3$

**$V_{\text{total}} = 21.792 \text{ m}^3$**  Por cada tanque

El volumen obtenido se drenara hacia el sistema de drenajes abiertos en un tiempo no mayor a un hora para evitar tiempos de paro muy prolongados esto nos indica que manejaremos un flujo de :

$V = 22 \text{ m}^3 \times \frac{264 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 5753 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times \frac{0.5 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = \boxed{95.88 \text{ gpm}}$

Teniendo este dato entramos a la gráfica de la referencia\* para obtener el diámetro adecuado para este volumen . El diámetro obtenido de la gráfica es

Se selecciona un diámetro de 4" al 59 % de su capacidad

Capacidad de flujo en tubería \*

Pendiente ft/100 ft	Velocidad ft / seg	Diam (in)	Gasto GPM
3.125	4.30	4	160
3.125	5.30	6	460

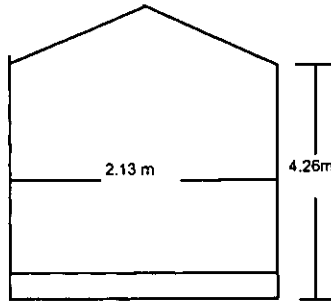
Para cada tanque será el mismo diámetro

\*Ver Apendice 8

\* Ver (5) Fundamental Sewer Desing

## Calculo del volumen a drenar en los tanques de diesel

El volumen a drenar por este tanque en el caso critico seria de :



El nivel minimo se propone de por diseño de 0.3 m por lo que el volumen seria :

$$V_t = \Pi \times r^2 \times h \quad h = \text{nivel minimo de operación} = 0.3 \text{ m}$$

$$V_t = 3.1416 \times 1.065^2 \times 0.3$$

$$V_t = 1.07 \text{ m}^3 \times \frac{264 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} \times 2 \text{ tqs} = 564 \text{ galones}$$

con un tiempo de vaciado de 1/2 hr

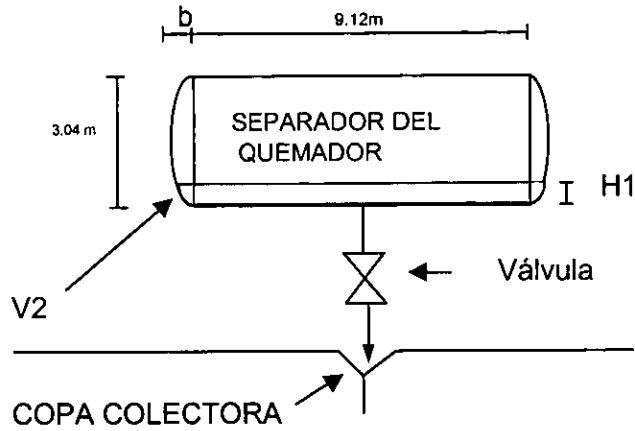
$$564.42 \text{ galones} / 30 \text{ min} = 19 \text{ galones/min}$$

Con 2" estaria trabajando sobradamente de la capacidad

## Separador del quemador

Dimensiones :

Longitud T-T	9.12	m
Diámetro =	3.04	m
b = 0.25* D	0.76	m
H1 =	0.3	m



Formulas para el calculo del volumen parcial de los tanques\*

$$\text{Volumen parcial} = V_1 + V_2$$

Volumen parcial del cilindro

Volumen para una tapa elipsoidal

$$V_2 = (1/4 P D^2 L) \times f(Z_c)$$

$$V_1 = 1/6 P K D^3 \times f(Z_e)$$

\* Ver (4) G.P.S.A.

Donde :

$$f(Z_c) = \text{Coeficiente elipsoidal} \quad Z_c = H1/D = 0.099$$

$$f(Z_e) = \text{Coeficiente del cilindro Hori} \quad Z_e = H1/D = 0.099$$

de tablas \*

$$f(Z_c) = 0.05052$$

$$f(Z_e) = 0.02393$$

Calculo del volumen a drenar :

$$V_2 = 1/4 PD^2L f(Z_c) = 7.58 \text{ m}^3$$

$$V_1 = 1/6 PKD^3 f(Z_e) = 0.18 \text{ m}^3$$

$$V \text{ total} = 7.753 \text{ m}^3$$

El volumen obtenido se drenara hacia el sistema de drenajes abiertos en un tiempo no mayor a una hora para evitar tiempos de paro muy prolongados

$$7.8 \text{ m}^3 \times \frac{264 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 2047 \text{ gal/hr} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}}$$

$$V = 34.11 \text{ gpm}$$

Se selecciona un diámetro de 2" sobrada de capacidad  
Teniendo este dato entramos a la gráfica de la referencia No 1 para obtener el diametro adecuado

Conclusiones generales :

Los datos obtenidos en esta memoria de calculo se tomara para calcular un cabezal que llevara el flujo de estos tanques directamente a el tanque colector por lo tanto el diametro sera :

del sera :

	Flujo en GPM	
Separador 1a etapa (A)	95.88	
Separador 2a etapa	95.58	
Separador del quemador	<u>34.11</u>	
Total a manejar	225.57	GPM

De la gráfica antes utilizada obtenemos que para un flujo de 225.87 GPM

Con un diámetro de 6 " con 55.9 % de su capacidad

## Estimado de volumen a drenar en equipos pequeños

Los equipos restantes que drenan a este sistema de colección, son equipos pequeños con poco flujo (bombas, filtros, centrifugas ) por lo que su contribución no es significativa del equipo, pero se estimara un diámetro, como información general.

Para el calculo de estos flujos partimos de la información de proveedores de equipos los cuales nos indican, que la tubería de drenaje que se instala esta normalmente entre 3/4" y 1".

El equipo a considerar separara esta plataforma temporal :

Equipo	Diámetro de dren
Centrifuga de diesel	1"
Bombas de transferencia de crudo.	1"
Filtros de diesel	3/4"
Motores de generadores de cc	1"

### **Calculo del sumidero de drenajes de proceso**

El manejo de los drenajes es posible hacerlo con diferentes tipos de equipos, como celdas de flotación, interceptores o sumidero de drenajes.

En las plataformas el equipo propuesto es el sumidero de drenajes, este equipo es una tubería de gran diámetro abierta por el lado de abajo, que se sumerge en el océano a lo largo de la plataforma.

El largo de la tubería es como mínimo 6 m por debajo de la línea llamada de lodos (nivel de la interfase crudo - agua). La descarga del fluido en el sumidero deberá introducirse una tercera parte del largo del sumidero, es recomendable instalar mamparas que mejoran la separación del crudo-agua. El aceite separado se recupera entonces en la parte de arriba por medio de una bomba. La principal consideración al diseñar de un sumidero es tener la velocidad del agua en la parte baja de la tubería mas baja que la velocidad de elevación de las gotas de aceite.

Calculo de la velocidad de elevación de las gotas de aceite :

Velocidad de elevación (V) ft/min

$$V_r = 2 \left( \frac{S_w - S_o}{\mu} \right)$$

Donde :

$S_w$  = sp gr agua aceitosa

$S_o$  = sp gr de aceite = 1 (5).

$\mu$  = viscosidad de agua aceitos. cp

$\mu$  = viscosidad del crudo 3 cp (Dato por pemex)

Diámetro de sumidero D

$$D = 0.028 \left( \frac{Q}{V_r} \right)$$

Donde :

Q = flujo de agua aceito m<sup>3</sup>/hr

La tubería de descarga de drenaje deberá diseñarse para una velocidad del fluido de 1 ft/s o menor. Los diámetros normalmente usados en los sumideros varían desde 76 a 152 cm.

Se tomaran el caso extremo y se diseñara para el mas crítico.



Cálculos : Se diseñara para el caso de 90 % de aceite y 10 % de agua

$$\bar{\mu} = \mu_{Xac} + \mu_{Xag}$$

$$\bar{\mu} = 3 (1) + 1 (0.1)$$

$$\bar{\mu} = 2.98$$

$$\bar{\rho} = \rho_{Xac} + \rho_{Xag}$$

$$\bar{\rho} = 56.2 (1) + 63.0 (0.1)$$

$$\bar{\rho} = 56.9 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{S. G.} = 0.912$$

$$Vr = 2.41 \left( \frac{1 - 0.9}{2.98} \right)$$

$$Vr = 0.026 \text{ pies / min}$$

$$Q = 98 \text{ GPM} \quad 21.76 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$D = 0.028 \left( \frac{21.76}{0.0258} \right)$$

$$Di = 23.6 \text{ in}$$

$$60.05 \text{ cm}$$

El API recomienda para este tipo de equipos con difusión gravitacional utilizar para el diseño el número de Froude

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

Formula

$$F = \frac{V}{\sqrt{\frac{\Delta \rho}{\rho} g D}}$$

Donde

V = velocidad de salida en la tubería ft/seg

$\Delta \rho$  = S.G. Líquido receptor menos S.G. del efluente

$\rho$  = S.G. Del efluente

D : Diámetro de tubería en el punto de salida

Yo = profundidad de la tubería de salida

$$F = \frac{1.09}{\sqrt{\frac{(1.03 - 0)}{0.91} \cdot 32.2 \times 2}}$$

$$F = \frac{1.09}{2.652}$$

F = 0.411 Con una dilución de 15 supuesta

Leemos de la gráfica\*  $\frac{Y_o}{D} = 22$

$$Y_o = D \times 22$$

$$Y_o = 44 \text{ ft}$$

Si se recomienda usar una profundidad de 3 veces la longitud total calculada\*\* :

El largo del sumidero quedaría de  $44 \times 3 = 132$  ft

\*Ver Apendice 9

\*\* Ver (1) Ofshore Platform

## DIMENSIONAMIENTO HIDRAULICO DE LINEAS.

línea de Descarga

PLANTA: Plataforma temporal

SERVICIO: Crudo

### I. CONDICIONES DE OPERACION

Fluido  
Material de Tubería  
Tubing - Acero C - Hierro - Hierro Galv  
Flujo Masico Agua de mar  
Flujo Volumétrico:  
Temperatura  
Densidad Agua (ρ) T  
Densidad del líquido  
Gravedad Especifica  
Viscosidad:  
Presión Barométrica:  
Factor Envejecimiento

Crudo		
Acero C		
8.168 55	kg/hr	17.992 40
9	m <sup>3</sup> /hr	40
20 0	°C	68.00
62.400	lb/ft <sup>3</sup>	1000.272
900.413	kg/m <sup>3</sup>	56.171
0.906		
22.000	cp	22.000
1.0330	kg/cm <sup>2</sup> A	14.693
0	%	

### II. CALCULOS

#### 1. DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

E =	0.0018	Diam. Nom.	Diam. Interno	Factor Fricc.	Velocidad	Caída Pres.	Caída Pres.
			[in]		[ft/s]	[psi/100 ft]	[kg/cm <sup>2</sup> /m]
Ced-	40	?	2.067	0.0351	3.816	1.802	4.157E-03
Ced-	40	3	3.068	0.0380	1.732	0.271	6.253E-04
Ced-	40	4	4.026	0.0499	1.006	0.091	2.109E-04
Ced-	40	6	6.065	0.0752	0.443	0.018	4.094E-05
		Ø Optimo	4.026	0.0499	1.006	0.091	2.109E-04

#### 2. Calculo de Caída de Presión.

##### 2.1 Caída de Presión en Accesorios & Válvulas.

Factor de Fricción [ fr ] = 0.04993		Ø Tubería = 4.0	in
Accesorios & Válvulas	Cantidad	K	L/D total
<b>Codo 90°</b>			
Roscado [ Radio Largo ]	0	1.02	0.00
Soldado/Bridado [ Radio Largo ]	0	0.66	0.00
Roscado [ Radio Corto ]	3	1.52	91.20
Soldado/Bridado [ Radio Corto ]	0	0.93	0.00
<b>Codo 45°</b>			
Roscado	0	0.72	0.00
Soldado/Bridado	0	0.41	0.00
<b>Codo 180°</b>	0	2.50	0.00
Válvula Compuerta	2	0.64	25.80
Válvula Check	1	2.50	50.00
<b>Te</b>			
Flujo Recto	0	1.03	0.00
Flujo en Ramal	0	3.04	0.00
<b>Reducción Súbita   d / D  </b>			
1/4	0	1.58	0.00
1/2	0	1.19	0.00
3/4	0	0.64	0.00
<b>Expansión Súbita   d / D  </b>			
1/4	0	3.27	0.00
1/2	0	2.04	0.00
3/4	0	0.64	0.00
Entrada Tubería	1	1.82	36.50
Salida Tubería	1	3.72	74.60
		<b>L/D Total</b>	<b>278.10</b>

Perdidas de Fricción (ΔP) Normal \* (Longitud Total)

Longitud de Tubería Recta (LTR) .. 48 m .. 157.48 ft

Longitud Equivalente (LE) \*\* L/D(I.D. descarga) 28.4 m .. 93.30 ft

Longitud Total \*\* LTR + LE .. 76.4 m .. 250.78 ft

(ΔP) Total = (ΔP) Normal \* (Flujo Diseño/Flujo Normal)<sup>2</sup>

(ΔP) Normal \*\* 2.11E-04 (kg/cm<sup>2</sup>/m) = 0.09 (psi/100 ft)

(ΔP) Diseño \*\* 2.11E-04 (kg/cm<sup>2</sup>/m) = 0.09 (psi/100 ft)

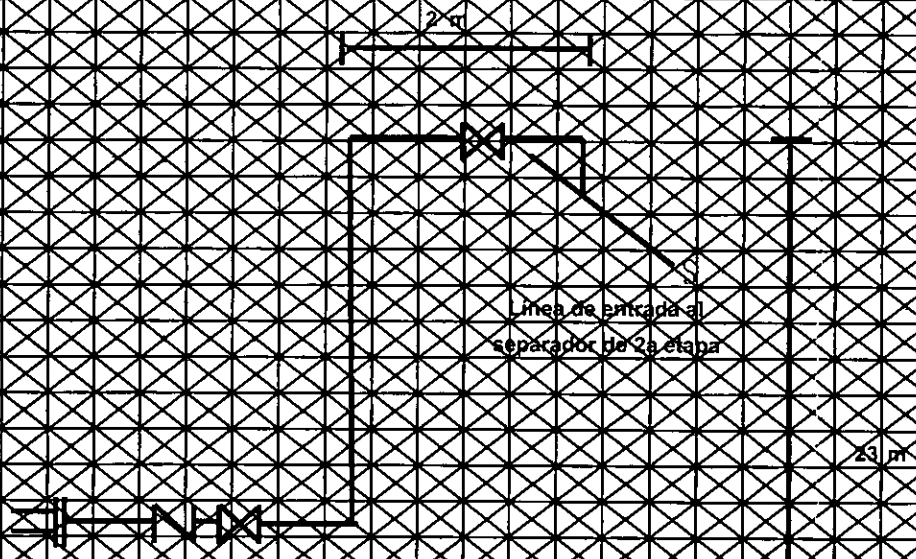
Perd Fric. Total 0.02 kg/cm<sup>2</sup> = 0.23 psia

#### 2.2 Cabeza Estática (CE) = Diferencial en elevación entre el centro de la bomba y el punto final de la línea

48 m

4.35 kg/cm<sup>2</sup>

# ISOMETRICO PROPUESTO PARA BOMBEO SEPARADOR DEL QUEMADOR



## Accesorios del sistema propuesto

Tubo recto =	48.0	m
Codos 90° =	3	
Codos 45° =	0	
Te divisor =	0	
Válvula Retención =	1	
Válvula de compuerta =	2	
Entrada =	1	
Salida =	1	
Longitud total =	48.0	m
Te ramal =	0	

### Calculo de bomba de Drenajes

datos del liquido manejado en esta memoria son estimados ya que no se tiene información especifica

Servicio	Drenajes a 2a etapa		
Fluido	Crudo		
Temp. Bombeo	20	°C	
Densidad	900.41	kg/m <sup>3</sup>	56.096 lb/ft <sup>3</sup>
Viscosidad	92	cp	
Gasto Normal	9.072	m <sup>3</sup> /hr	39.947 gpm
Gasto Diseño	9.072	m <sup>3</sup> /hr	39.947 gpm
Sobrecapac.	0	%	
Sp Gr	0.9		
Presión de vap.	3.2	kg/cm <sup>2</sup> A	45.514 lb/in <sup>2</sup>
Presión tanque	1	kg/cm <sup>2</sup> A	14.223 lb/in <sup>2</sup>
Presión de llegada	3.5	kg/cm <sup>2</sup> M	49.781 lb/in <sup>2</sup>
Presión barométrica	1.033	kg/cm <sup>2</sup> A	14.692 lb/in <sup>2</sup>

SpGr 100°F	=	r LIO 100°F	/	r AGUA 100°F
r LIO 100°F	=	SpGr 100°F	X	r AGUA 100°F
r LIO 100°F	=	0.9	X	62.4 lb/ft <sup>3</sup>
r LIO 100°F	=	56.16	lb/ft <sup>3</sup>	
r LIO 100°F	=	900.41	kg/m <sup>3</sup>	

1) PRESION EN TANQUE

$$P_{\text{recipiente}} = 1 \quad \text{kg/cm}^2\text{A}$$

2) CABEZA DE LIQUIDO

$$\text{Cabeza Líquido} = \frac{(H)}{2} \times \frac{(0.1)}{0.1} \times \frac{(SpGr)}{x} \times 0.9 = 0.18 \quad \text{kg/cm}^2$$

3) PERDIDAS POR FRICCIÓN (SUCCION)

$$AP_{\text{total}} = 0.000 \quad \text{kg/cm}^2 \quad \text{Bomba sumergida}$$

4) PRESION DE SUCCION

$$P_{\text{succ}} = P_{\text{tanque}} + \text{Cabeza de líquido} - AP_{\text{fricción}} = 1.180 \quad \text{kg/cm}^2\text{A}$$

5) NPSH DISPONIBLE

$$NPSH_{\text{disp}} = P_{\text{tanque}} + \text{Cabeza de líquido} - \Delta P_{\text{fricción}} - P_{\text{vapor}}$$

$$NPSH_{\text{disp}} = 1 + 0.18 - 0.000 - 3.2 = 0.49 \quad \text{kg/cm}^2$$

$$NPSH_{\text{disp}} = 5.60 \quad \text{m}$$

6) PERDIDAS POR FRICCIÓN EN LA DESCARGA Ver hoja de calculo de tubería de descarga anexa

$$AP_{\text{fricción total}} = 0.02 \quad \text{kg/cm}^2$$

7) Equino

$$AP_{\text{Equino}} = 0.00 \quad \text{Psi} = 0.00 \quad \text{kg/cm}^2$$

8) AP DINAMICA

$$AP_{\text{dinam}} = AP_{\text{fric.}} + \Delta P = 0.02 \quad \text{kg/cm}^2$$

9) CABEZA ESTATICA

$$\text{Cabeza estática} = \frac{AH}{48.000} = \frac{48.00 \text{ m}}{48.000} \times 0.10 \times 0.9 = 4.32 \quad \text{kg/cm}^2$$

10) PRESION TERMINAL

$$P_{\text{punto de descarga}} = 3.50 \quad \text{kg/cm}^2$$

$$P_{\text{terminal}} = P_{\text{tanque atm.}} + P_{\text{atmosph.}} = 4.50 \quad \text{kg/cm}^2\text{A}$$

11) PRESION DE DESCARGA

$$P_{\text{descarga}} = AP_{\text{dinámica}} + \text{Cabeza Estática} + P_{\text{tanque hidron.}} = 8.84 \quad \text{kg/cm}^2\text{A}$$

12) PRESION DIFERENCIAL

$$P_{\text{diferencial}} = P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}} = 7.66 \quad \text{kg/cm}^2$$

13) CARGA DIFERENCIAL DISEÑO

$$\text{Carga Diferencial Diseño} = P_{\text{diferencial}} + \text{Sobrediseño} = 7.66 \quad \text{kg/cm}^2$$

$$\text{Carga Diferencial Diseño} = 87.9 \quad \text{m}$$

14) POTENCIA HIDRAULICA

$$HHP = \Delta P * (Q/27.42) = \boxed{2.53}$$

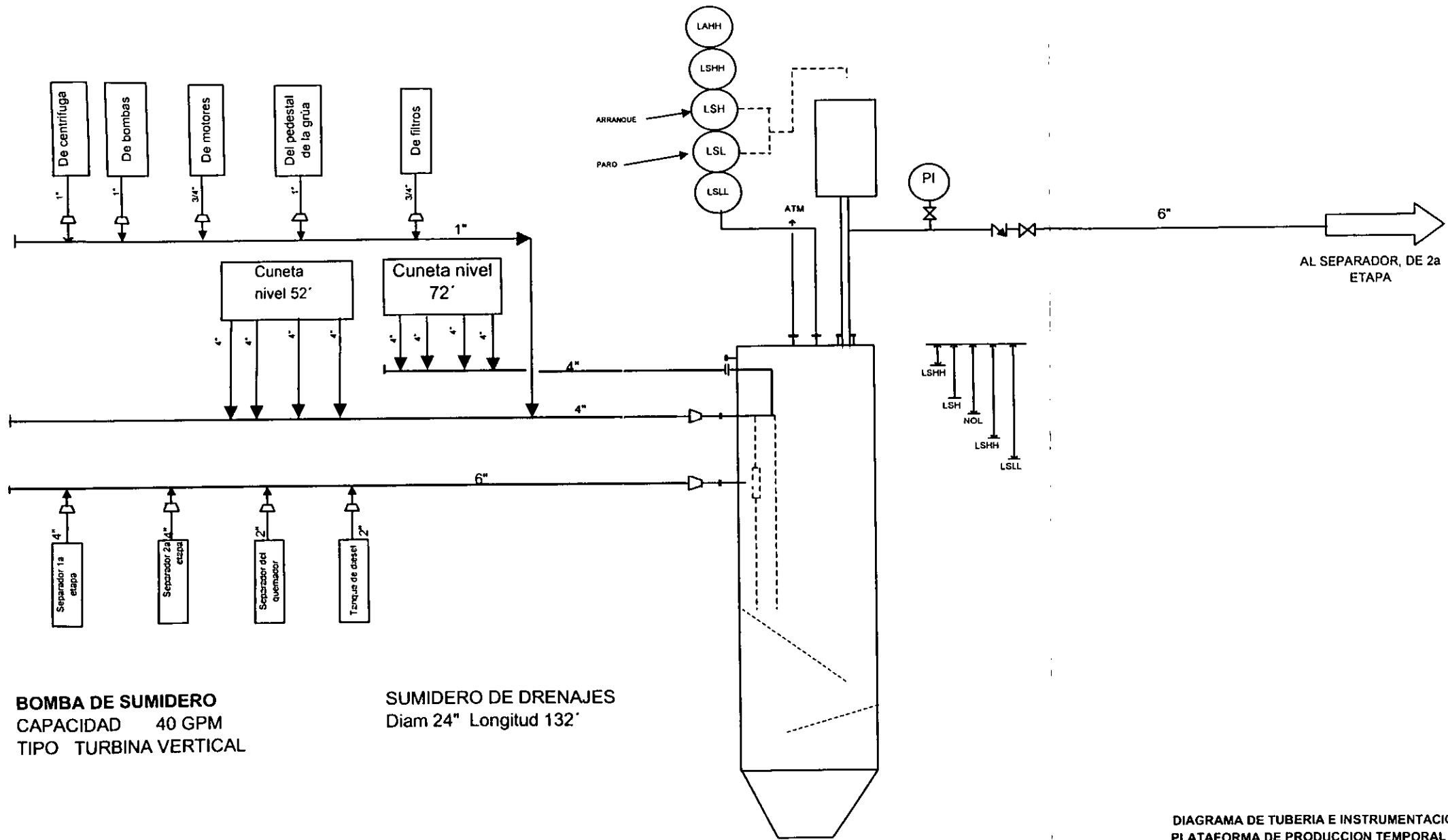


DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
PLATAFORMA DE PRODUCCION TEMPORAL  
SISTEMA DE DRENAJES ABIERTOS

# APÉNDICE 1

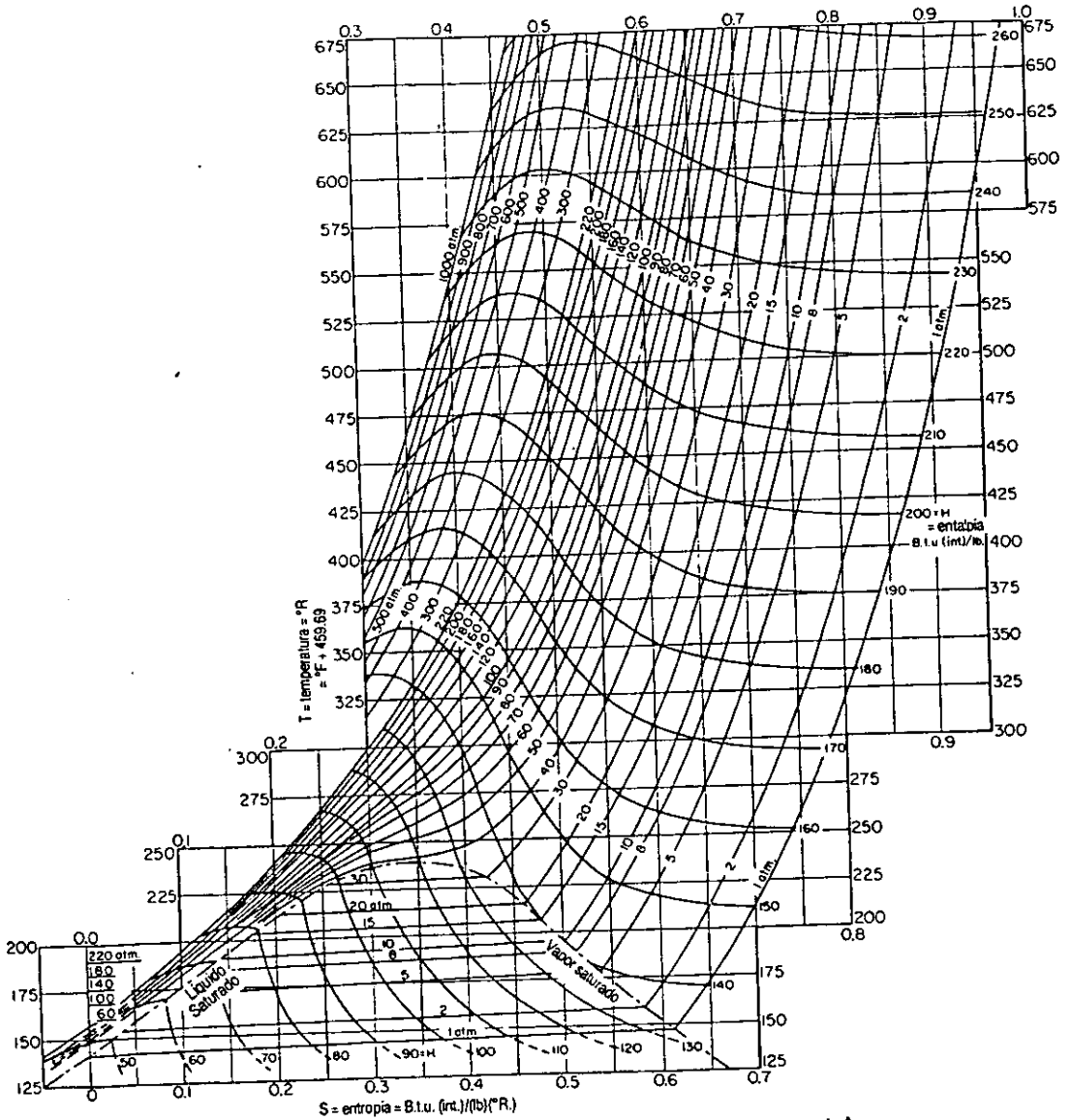
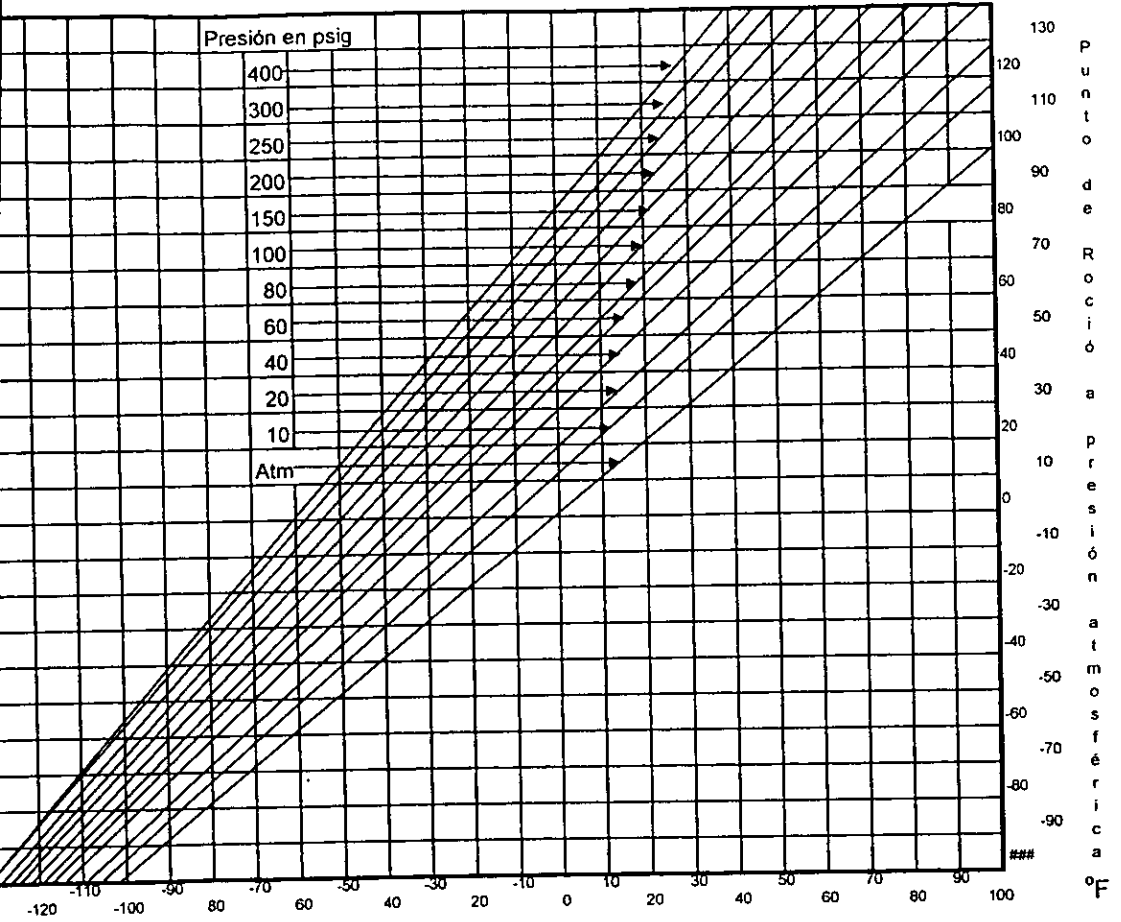


FIG. 3-15 Diagrama de temperatura-entropía para el aire. [Landsbaum, Dadds, Stevens y sus colaboradores, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 1(3), 303 (1955). Reproducida con la autorización de los autores y los editores, *Am. Inst. Chem. Engrs.*]

# APÉNDICE 2

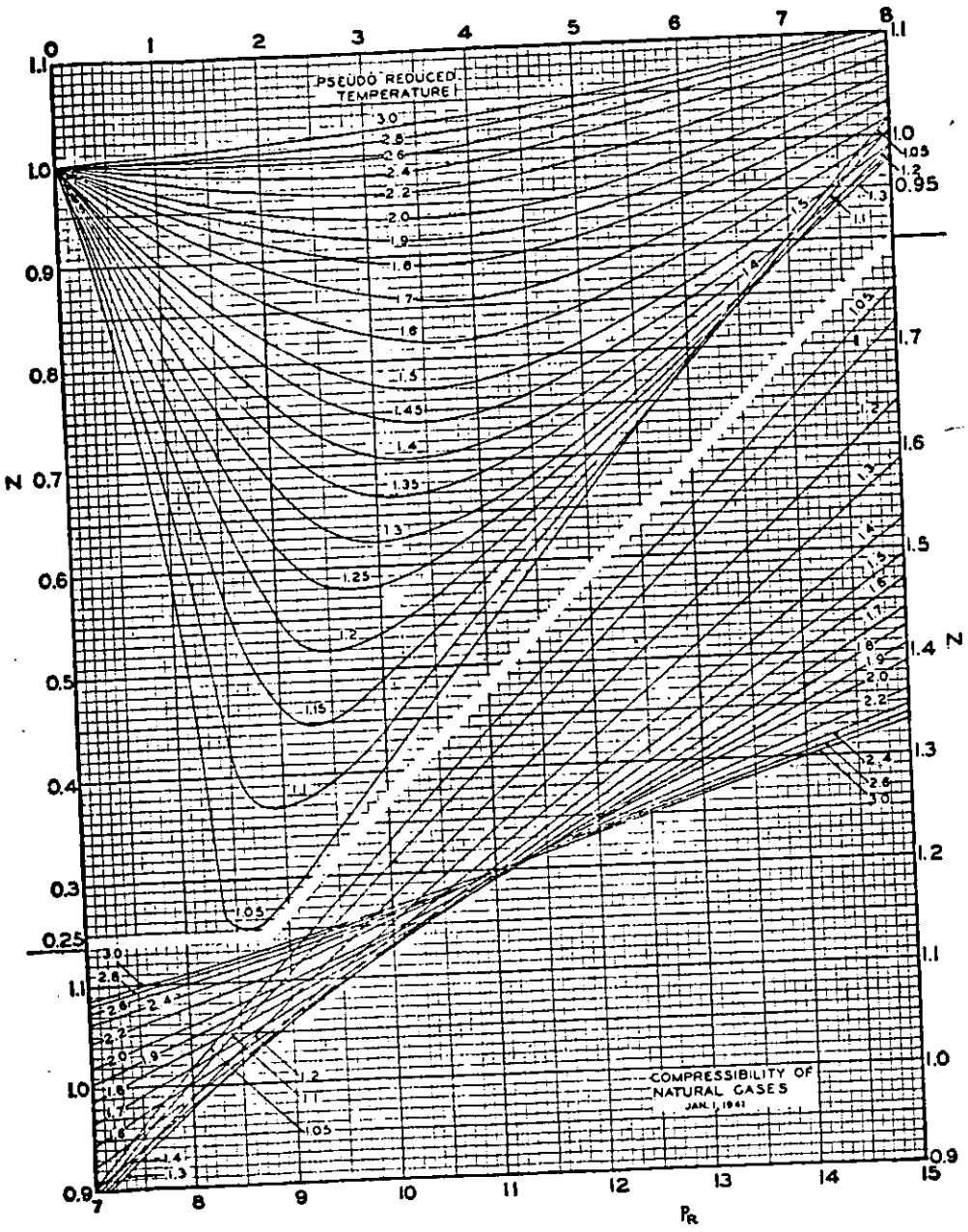
## CARTA DE CONVERSIÓN PUNTO DE ROCÍO



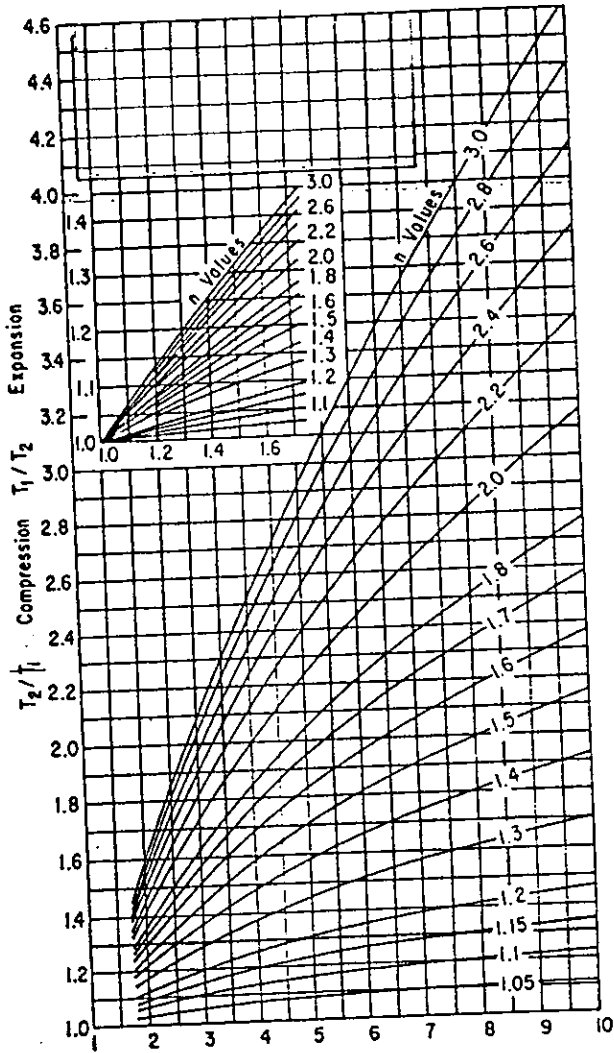
Punto de Rocío a presión atmosférica °F



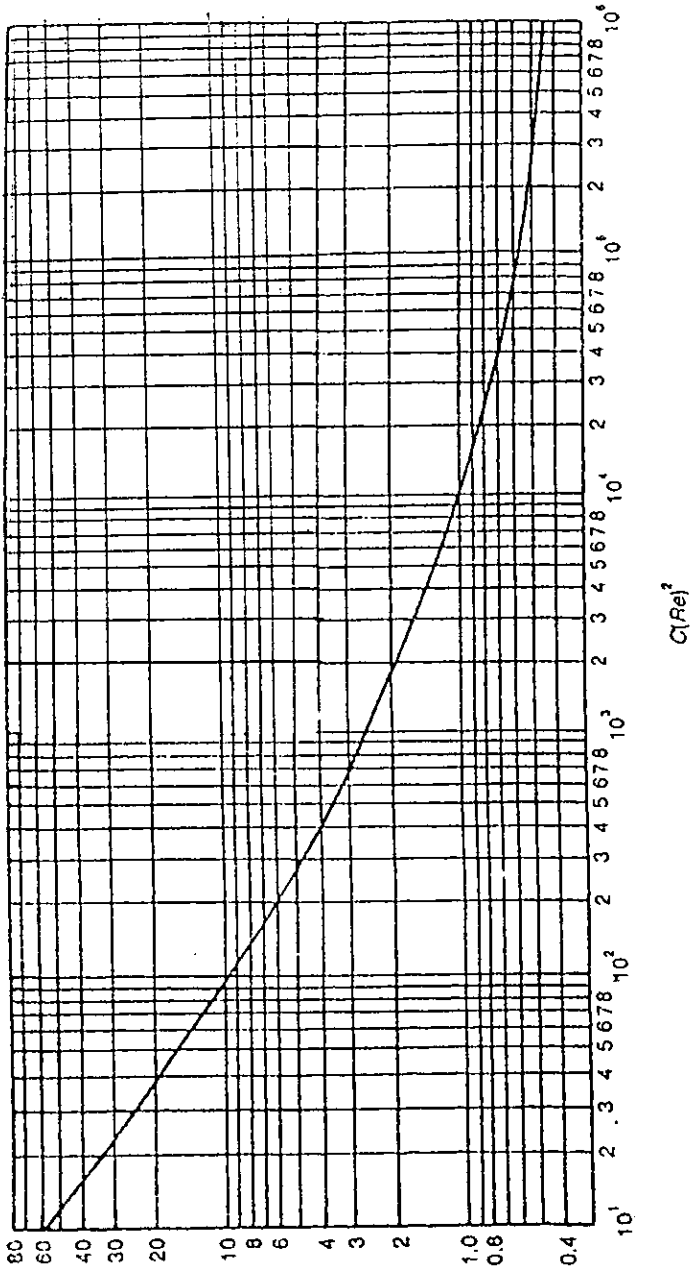
# APENDICE 3



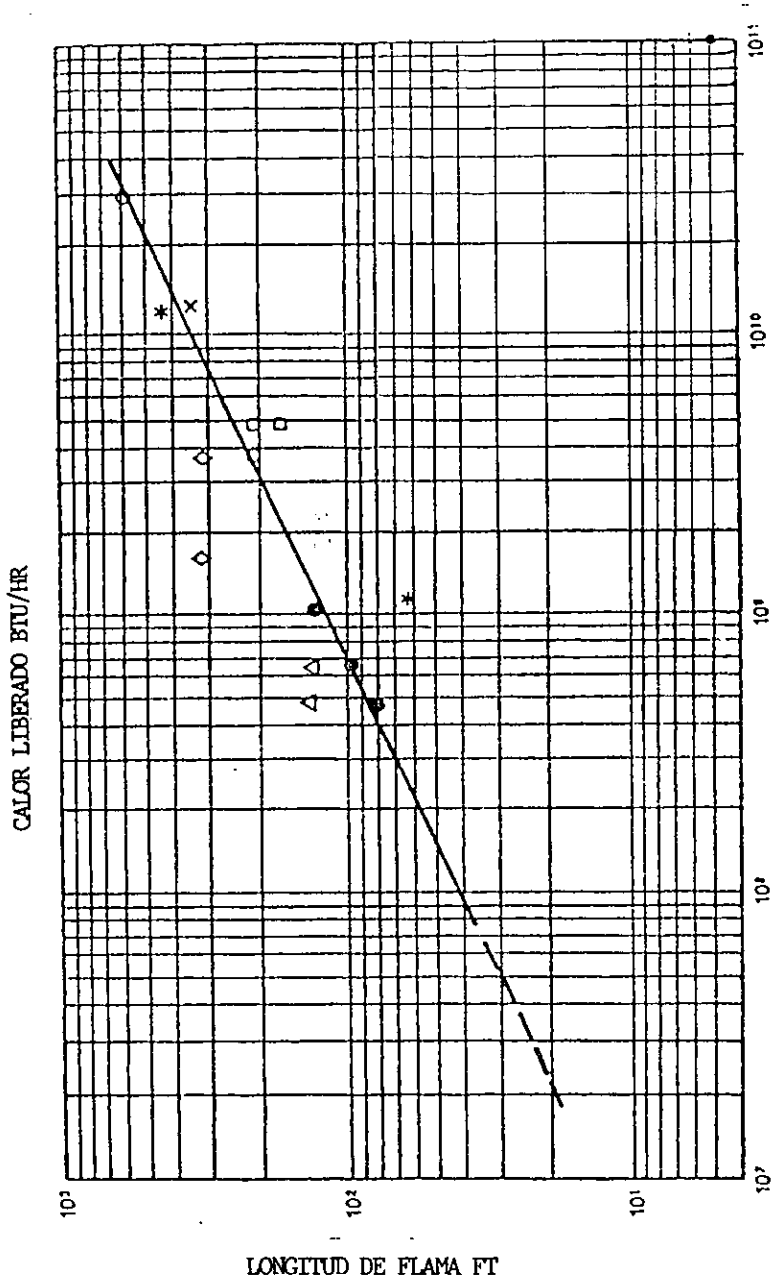
# APÉNDICE 4



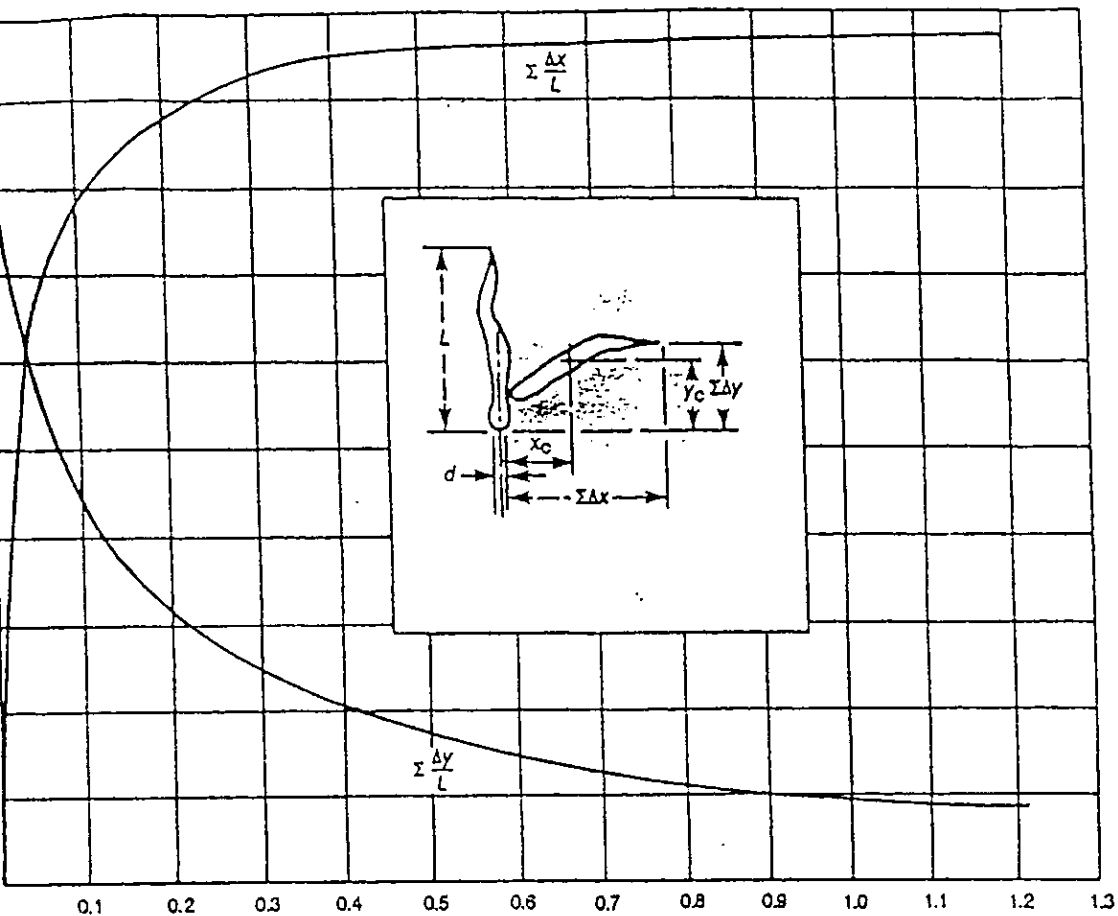
# APÉNDICE 5



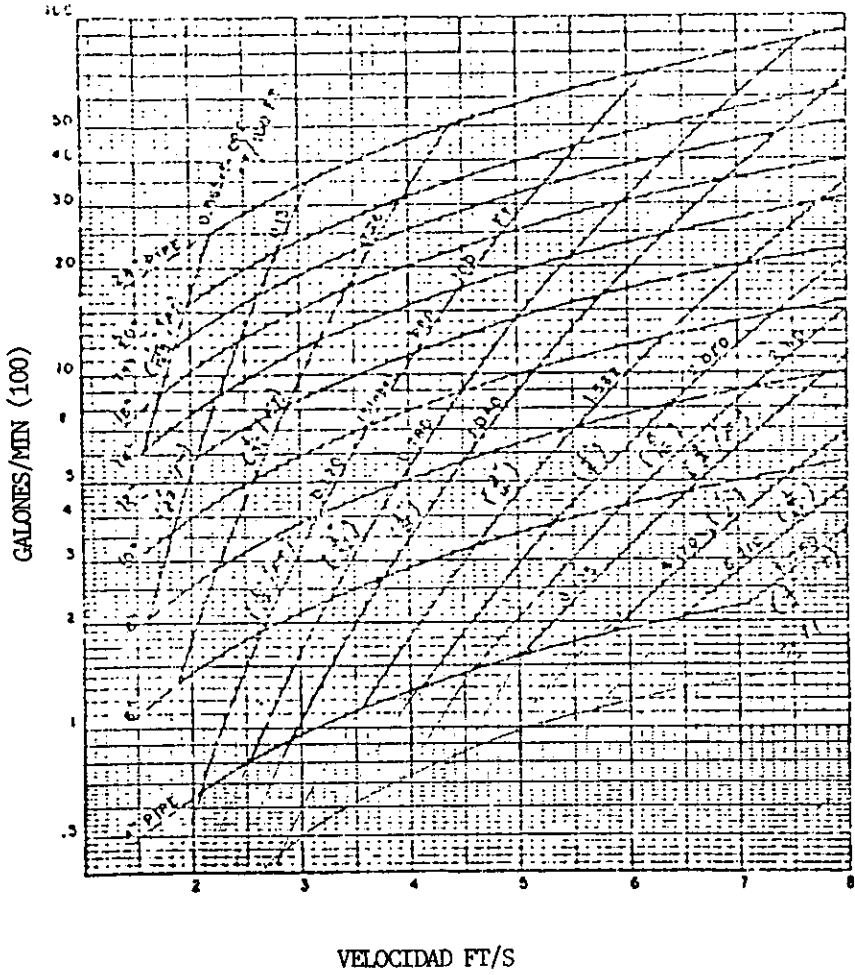
# APÉNDICE 6



# APÉNDICE 7

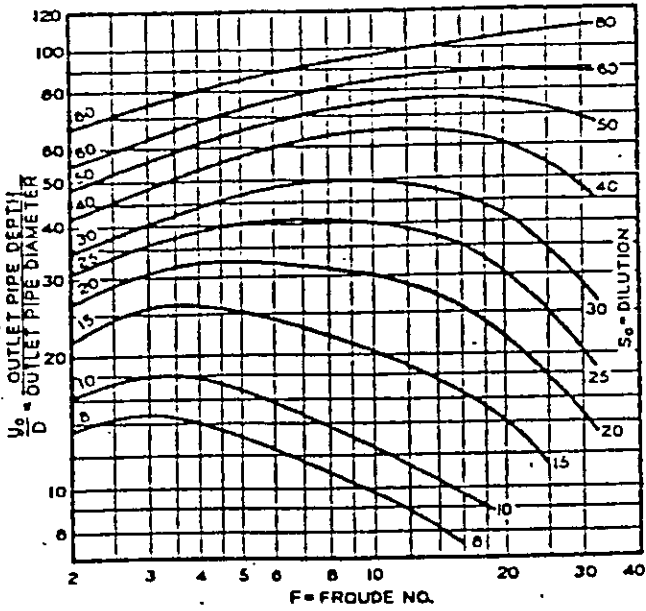


# APÉNDICE 8



# APÉNDICE 9

$$\frac{Y_0}{D} = \frac{\text{PROFUNDIDAD TUBERIA EXTERIOR}}{\text{DIAMETRO TUBERIA EXTERIOR}}$$



## Conclusiones

En el diseño sistemas auxiliares es común encontrarse con problemas de información para poder concluir diferentes cálculos, la experiencia y el sentido común son de gran ayuda para resolverlos, pero siempre que es posible deberá obtenerse datos reales para el diseño.

El diseño de una plataforma, se inicia con los datos proporcionados por los departamentos que realizan los estudios en los pozos, y con los resultados se elabora el balance de materia y energía.

Con estos datos se inicia el diseño del proceso de separación de crudo - gas, a partir del diseño de los separadores de la elaboración de los balances de materia y energía etc., se inicia el diseño de los servicios que complementan las necesidades para la operación la plataforma.

Es siempre necesario para cualquier ingeniero que este involucrado en proyectos, consultar continuamente las revistas especializadas de publicación periódica, como la Chemical Engineering, Hidrocarbon Processing, American Petroleum Institute etc. Ya que continuamente se están mejorando los métodos de calculo para diferentes equipos o sistemas completos,

Para este trabajo en particular, se consiguió información de proyectos de Pemex, que fue muy útil para la estimación de los diferentes servicios, se estimaron algunos datos de los que no se consiguió información, y aunque podrían ser calculados, se salen del alcance del presente trabajo, ya que implicaría cálculos del proceso de separación.



## **BIBLIOGRAFIA**

- (1) Offshore Report - S. Airan - Oil & Gas Journal - Mayo 3 1982 Pag 162
- (2) Sistema de Aire para instrumentos - Petróleos Mexicanos - Norma 2.607.11 Edición 1970 pag 7
- (3) Brummersted E. F. National petroleum News Tech. Sec. 36 Num 18 R-282 Mayo 3 1944
- (4) Gas Processor Suppliers Association - Engineering Data Book
- (5) Fundamental of Sewer Desing - William O. Serpia New York City
- (6) Ernest E. Ludwin Applied Process Densing for Petrochemical plant Vol 3
- (7) American Petroleum Institute - Manual on Diposal of Refinery Wastes Volumen on Liquid Wastes Chapter 3 Collection and Treatment.
- (8 ) Flow of Fluid Crane Co. Engineering Division - Technical Paper No 410 - 1972
- (9) American Petroleum Institute 520 / 521
- (10) Ingeniería de Proyecto Para Plantas de Proceso - Howard F. Rase / M. H. Barrow