

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO



**“APLICACIONES DE LA INGENIERÍA
DE FACILIDADES DE SUPERFICIE EN
LA INDUSTRIA PETROLERA”**

TITULACIÓN POR EXAMEN PROFESIONAL

Para optar el Título Profesional de:

INGENIERO DE PETRÓLEO

ALFREDO IRINEO VILCA SIHUE

**LIMA- PERÚ
2001**

*Dedicado a mis padres
Irineo y Cristina
y a mi familia.*

AGRADECIMIENTO

En este acápite quiero expresar mi agradecimiento de manera muy especial a los directivos, funcionarios y gerentes de Occidental Peruana Inc., que me dieron la oportunidad y un buen ambiente de trabajo para ejercer mi profesión durante los veintiún años de labor ininterrumpida. También, quiero agradecer de forma muy distinguida a los Ingenieros: Orlando Pereira, Jorge Rumiche, Manuel Zavala, Ricardo Díaz y Marco Fernández-Dávila; quienes contribuyeron con su experiencia a mi desarrollo profesional en esta especialidad de la Ingeniería de Facilidades. Agradezco a todos los Ingenieros, al personal administrativo, técnico y obrero de la empresa; que me apoyaron de una u otra manera, en todos los trabajos que me tocó participar como ingeniero, como jefe y como supervisor de campo.

APLICACIONES DE LA INGENIERIA DE FACILIDADES DE SUPERFICIE EN LA INDUSTRIA PETROLERA

CONTENIDO

1. INTRODUCCION

- a) Antecedentes**
- b) Objetivos del trabajo**

2. INGENIERIA DE FACILIDADES

- a) Herramientas de la Ingeniería de Facilidades**
- b) Labor del Ingeniero de Facilidades**
- c) Aplicaciones Prácticas**

3. CONCLUSIONES

4. RECOMENDACIONES

5. ANEXOS

- a) Fórmulas de uso frecuente**
- b) Cálculos de volumen en Tratadores Horizontales**
- c) Tablas de Unidades de uso frecuente**

1. INTRODUCCION

a) Antecedentes

Según reglamento de otorgamiento de grados académicos y títulos profesionales de la Universidad Nacional de Ingeniería, con base legal en la Ley Universitaria N° 23733, Estatuto UNI y el Decreto Legislativo N° 739 para obtener el título profesional de Ingeniero de Petróleo por examen profesional y de acuerdo al reglamento del capítulo V, artículos N° 13° y 14° , es requisito que el graduando haya laborado en actividades de Ingeniería de su especialidad por un período no menor de 3 años consecutivos y presente un informe de Ingeniería sobre uno o más trabajos profesionales.

Presento este informe de Ingeniería, dado que mi ejercicio profesional en esta especialidad está sustentado por 21 años de labor ininterrumpida y considerando que esta experiencia pueda servir de consulta a los estudiantes de la Facultad de Petróleo y profesionales de la actividad petrolera por sus aplicaciones prácticas.

b) Objetivos del trabajo

Hacer conocer la Ingeniería de Facilidades de superficie como una especialidad del Ingeniero de Petróleo.

Señalar los procedimientos y técnicas aplicados en la Ingeniería de Facilidades de superficie en la industria petrolera para incrementar la información y el conocimiento del estudiante y el profesional.

2. INGENIERIA DE FACILIDADES

La especialidad de la Ingeniería de Facilidades cubre el diseño, especificación y construcción de instalaciones de superficie necesarias para la explotación eficiente de petróleo y gas. Incluye también las operaciones de mantenimiento de tales instalaciones, equipos y sistemas; en condiciones óptimas para maximizar la producción de estos fluidos.

Esta especialidad surge entonces como un complemento de la Ingeniería de Petróleo, donde se aplican un conjunto de principios físico-químicos y tecnológicos a los procesos de producción de hidrocarburos, para resolver los problemas de tratamiento y separación de gas, petróleo y agua, transporte por tuberías, almacenamiento y medición de fluidos.

Uno de los objetivos principales del Ingeniero de Facilidades es dimensionar, diseñar y especificar los equipos e instalaciones de superficie, desde la cabeza del pozo hasta la entrega en las plantas de almacenaje, y redimensionarlas de acuerdo a las necesidades de producción.

La Ingeniería de Facilidades aplicada en la industria petrolera, puede ser considerado, como una carrera profesional; conformada por 10 especialidades de la ingeniería, cuyo porcentaje de incidencia; considero la siguiente:

ESPECIALIDAD	% DE INCIDENCIA
1- Ingeniería de Petróleo.	26
2- Ingeniería Civil.	12
3- Ingeniería Mecánica.	12
4- Ingeniería de Seguridad Industrial y Medio Ambiente.	10
5- Ingeniería Petroquímica.	10
6- Ingeniería Química.	10
7- Ingeniería Eléctrica.	7
8- Ingeniería Industrial.	7
9- Ingeniería Electrónica.	3
10- Ingeniería de Sistemas.	3
TOTAL	100

La Ingeniería de Facilidades de Superficie en la Industria Petrolera, podría definirse asimismo, como una rama complementaria de aplicación científica y tecnológica para mejorar los métodos de recolección y tratamiento, transporte y almacenamiento de hidrocarburos.

El presente trabajo se basa sobre la experiencia profesional en esta especialidad y pretende resumir las aplicaciones prácticas; durante los 15 años de labor en los campos petrolíferos de Talara y 6 años en el Lote 1-AB de la Selva Amazónica.

a) Herramientas de la Ingeniería de Facilidades.

- Mecánica de Fluidos.
- Resistencia de Materiales.
- Termodinámica y Fuerza Motriz.
- Química Orgánica y Físico - Química.
- Matemáticas Aplicadas.
- Principios de Diseño de Plantas.
- Instrumentos de Control.
- Métodos de Producción de Hidrocarburos.
- Procesamiento y Acondicionamiento de Hidrocarburos.
- Procesos de Automatización y Control Remoto

b) Labor del Ingeniero de Facilidades.

- Diseño la instalación de nuevos equipos de producción en superficie y proporcionar la lista de materiales.
- Determinación de la mejor ruta para líneas de producción e inyección.
- Evaluación y recomendación de las modificaciones, en plantas de tratamiento y en campo, de acuerdo a los requerimientos de producción y calidad del producto.
- Formulación y evaluación de estudios de factibilidad de proyectos; solicitados por la gerencia.
- Conducción de los estudios de manejo de la seguridad del proceso y análisis de riesgo en plantas.
- Preparación de planes de trabajo y supervisión de las obras de construcción de los contratistas.
- Planificación, organización, dirección, coordinación y control de los programas de mantenimiento preventivo de los equipos y facilidades de superficie.
- Planificación, dirección, coordinación y control de las operaciones de apoyo a las áreas de producción en forma segura y óptima con los recursos disponibles

- Construcción, reparación y cambio de oleoductos, gasoductos, líneas de inyección y de agua fresca; siguiendo las normas de seguridad y sin contaminación ambiental.
- Mantenimiento de tanques de fiscalización, tratadores, tanques de residencia, tanques de prueba, múltiples de distribución y demás equipos de producción e inyección de las operaciones.
- Control del flujo de petróleo, gas, agua de inyección y agua fresca; sin pérdida en el sistema y evitar la contaminación ambiental.
- Inspección y realización de análisis de laboratorio, recomendación de cambios en el sistema de producción por corrosión de equipos y conductos de distribución de fluidos.

c) Aplicaciones Prácticas.

Capítulo 1: Medición de flujo de gas en bridas de orificio.

Capítulo 2: Caídas de presión en tuberías

Capítulo 3: Mantenimiento y reparación de tuberías

Capítulo 4: Cementación de tanques con fuga en el fondo.

Capítulo 5: Rediseño y ampliación de una planta de tratamiento de crudo pesado en un campo de la Selva Norte

Capítulo 6: Plantas y Procesos: planta de destilación primaria, planta de deshidratación de gas, planta de mezclado de químicos y planta de absorción.

Capítulo 7: Estación de compresores de gas natural.

Capítulo 8: Facilidades de inyección en un proyecto de recuperación secundaria.

Capítulo 9: Pintado de recipientes en la industria petrolera.

Capítulo 10: Ingeniería de Riesgos, Salud, Seguridad Industrial y Protección Ambiental.

CAPITULO 1

MEDICION DE FLUJO DE GAS EN BRIDAS DE ORIFICIO

I. ECUACION BASICA

La ecuación matemática más conocida para calcular el caudal de gas (Q) en MMCSF/D (millones de pies cúbicos a condiciones estándar, 60°F y 14.7 psi) en una **brida de orificio**; se basa en el reporte AGA No 3 o ANSI/API 2530 (Orifice Metering of Natural Gas, 1982). Para hacer esta ecuación más práctica y simplificada, se consideran, cuatro de los once factores que intervienen en la constante del gas "C". Estos factores son: el factor básico de orificio (F_b), factor de temperatura de flujo (F_{Tf}), el factor de gravedad específica (F_g) y el factor de super-compresibilidad (" F_{pv} ") ; los demás factores se consideran igual a la unidad por razones prácticas.

Toda medición de flujo de gas natural, implica necesaria y obligatoriamente, un **análisis cromatográfico** para determinar su **composición molar** y encontrar sus propiedades físicas, tales como: gravedad específica, poder calorífico, contenido de vapor de agua y gases no combustibles (N_2, CO_2, H_2S).

Para calcular el flujo de gas a través de un medidor de orificio, tal como se muestra en la figura 1.1, la fórmula a utilizarse será:

$$Q = C \times \sqrt{h_w \times (P_s + 14.7)} \quad (1.0)$$

Donde:

$$C = F_b \times F_{Tf} \times F_g \times F_{pv} \times 24 / 1000000$$

h_w = presión diferencial en “in. water” (pulgadas de agua)

P_s = presión estática, psi

Q = caudal en MMSCF/D

La ecuación (1.0) se ha programado en Microsoft Excel (versión 97) de tal manera que, sólo se necesita ingresar los siguientes datos de campo:

D = diámetro interno de la línea de flujo en pulg.

d = diámetro del orificio en el plato en pulg.

G = gravedad específica del gas (aire = 1).

T_f = temperatura del flujo en °F.

Z = factor de compresibilidad del gas.

II. APLICACIONES DE CAMPO EN TALARA Y LA AMAZONIA PERUANA

Los ejemplos 1.1 y 1.2 son aplicaciones para los campos de Talara y los ejemplos 1.3 y 1.4 para los campos del Lote 1-AB de la Selva Peruana.

CALCULO DEL FACTOR BASICO DE ORIFICIO

El factor básico de orificio (F_b) es el más importante de todos los factores porque su valor varía entre 12 y 30348; tal como se puede apreciar en la tabla 1.1, mientras que, los demás factores su variación es cercana a la unidad.

Por lo general, en el campo hay que determinar el diámetro de orificio “ d ” para un flujo de gas estimado “ Q ”, que pasa a través de un tubo de diámetro “ D ”, de tal manera que, la presión diferencial sea 2/3 del rango

máximo del diferencial (en pulgadas de agua) del medidor de flujo a usarse (marca Barton).

Los ejemplos 1.2 y 1.4 son una aplicación para este caso, donde primero hay que calcular el factor básico de orificio “ F_b ” y luego usar la tabla 1.1 para determinar el diámetro del orificio a usarse.

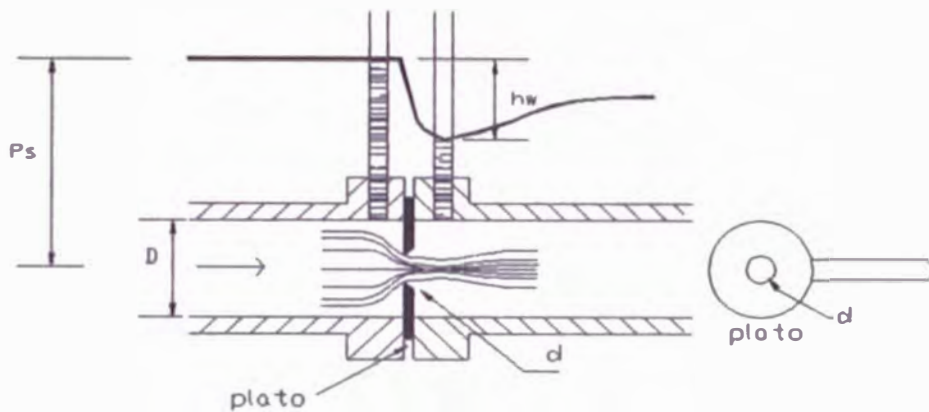


Figura 1.1

Esquema de una Brida de Orificio, indicando sus parámetros

III. IMPORTANCIA DE LA MEDICION DE GAS

En la industria petrolera, medir y fiscalizar la producción de gas natural es vital e importante, dado que sirve para hacer una evaluación más precisa de los hidrocarburos en el reservorio, de tal forma que permita una producción eficiente para aprovechar su energía y valor de un recurso energético no renovable, como el proyecto de gas de Camisea y los que se encuentran en operación: Lote 1-AB de la Amazonía, Aguaytia, Talara y

otros que tenemos en el Zócalo Continental. La medición de gas tiene múltiples aplicaciones, entre las cuales tenemos:

CONSUMO DE GAS EN GENERADORES

1. Determinación del consumo de gas en generadores. Variando la potencia del generador en un banco de carga, se obtiene una tabla Kw (Kilowatt) v.s MSCF/D; ver tabla 1.2 y su respectivo gráfico en la figura 1.2. Es importante indicar que estas curvas no se pueden extrapolar ya que tienen una capacidad máxima de carga estampado en la placa del generador. Esta prueba se hizo en los campos de Talara, donde el gas es de buena calidad y toda la red eléctrica para las unidades de bombeo mecánico, es alimentado por generadores a gas.

BALANCE DE GAS EN UN PROYECTO DE RECUPERACION SECUNDARIA

2. Todo el gas producido por los pozos productores es, medido, recolectado a través de ductos y comprimido en estaciones de compresión; luego distribuido mediante una red a las plantas de inyección y generadores de campo, como se indica en la figura 1.3.

En este caso, medir el gas diariamente es de vital importancia para detectar las fugas y los des-balances en el sistema.

El principio básico es: “ todo el gas producido es igual al gas consumido”, siempre que no se ventee gas al aire. Para ilustrar este caso ver el ejemplo 1.5 utilizando la figura 1.3.

OTRAS APLICACIONES

3. Medición de gas en pozos gasíferos y pozos con sistema de gas lift.
4. Medición de gas en separadores de prueba, tratadores.
5. Medición de gas en gasoductos para determinar fugas.
6. Medición del consumo de “fuel-gas” en equipos estacionarios con motores a gas (generadores, bombas de inyección, bombas de transferencia), incineradores a gas y otros.
7. Balanceo de gas en baterías de producción, para determinar el gas producido, el gas consumido y el gas venteado.
8. Proyecto de conversión de quemadores de crudo a gas natural para calentamiento de tratadores y desaladores en plantas de tratamiento.
9. Medición de volúmenes muy pequeños de gas contaminado con H_2S , que emanan a través de forros en pozos productores.

Esta situación, se presentó en pozos productores afectados muy seriamente por la inyección de agua salada. Para medir flujos de gas muy bajos entre 500 - 4,200 SCF/D, se diseñó un dispositivo muy especial que se ilustra en la figura 1.4, utilizando orificios marca “Baker”. Las pruebas iniciales con aire para determinar la constante de flujo “ C “ para diferentes tamaños de orificios; tal como, se observa en la siguiente tabla.

TABLA 1.3 ORIFICIOS BAKER PARA MEDIR FLUJOS DE GAS MUY BAJOS

Orificio Pulg.	RANGO PRESION PSI	RANGO DIFERENCIAL pulg. de agua	CAUDAL SCF/D	Constante C
5/64	1 - 3	10 - 45	500 - 1200	0.0520
8/64	1 - 3	3 - 50	800 - 3000	0.1330
10/64	1 - 3	15 - 45	2700 - 4200	0.2080

IV. RECOMENDACIONES

- 1) Determinación de la composición molar del gas, para cualquier estudio o proyecto de gas.
- 2) Todos los balances de gas, deben hacerse a condiciones estándar de presión y temperatura.
- 3) Los registradores de flujo, deben ser calibrados por presión y temperatura antes de ser instalados en las bridas de orificio y recalibrarse periódicamente.
- 4) Los discos de registro en el medidor (Barton), deben indicar la presión estática en color azul, la presión diferencial en color rojo y la temperatura en color verde. Así como, los rangos de presión estática, presión diferencial, temperatura de flujo, diámetro de la línea, el diámetro del orificio, deben estar indicados en el disco para hacer los cálculos, utilizando el integrador para este caso.

- 5) La relación beta “ $\beta = \text{diámetro del orificio} / \text{diámetro del plato}$ ” debe estar dentro del rango entre 0.15 a 0.70.

- 6) Los platos de orificio deben ser de acero inoxidable, manufacturados en fabrica y el bisel debe ser colocado opuesto a la dirección de flujo, como indica la figura 1.1

Medición de Gases através del Medidor de Orificio

A.-Aplicaciones para los campos de Talara.

Ejemplo 1.1	Ejemplo 1.2
<p>Cálculo de la Constante de flujo de gas (C) y el Regimen de flujo (Q)</p> <p>DATOS : Consumo de gas en la planta de Iny.de Zapotal D= 4.026 inch d= 2.174 Inch G= 0.65 (aire=1) Tf= 80 °F β= 0.53999 hw= 21 inch water Ps= 60 psi Z= 1</p> <p>CALCULOS :</p> <p>C= 1229.129</p> <p>Q= 48681.9 SCF/Hr Q= 1.168366 MMSCF/D</p>	<p>Cálculo del Diámetro de orificio (d) para un flujo de gas (Q)</p> <p>DATOS : Estación de Compres. de Organos Norte D= 6.025 Inch Q= 2.25 MMSCF/D G= 0.65 (aire=1) Tf= 80 °F</p> <p>hw= 60 inch water Ps= 70 psi Z= 1</p> <p>CALCULOS :</p> <p>Fb= 1080.453 d= 2.25 Según tabla 1.1 β= 0.373444 C= 1263.151 Q= 90047.7 SCF/Hr Q= 2.161145 MMSCF/D</p>

B.-Aplicaciones para los campos del Lote 1-AB, Selva Peruana.

Ejemplo 1.3	Ejemplo 1.4
<p>Cálculo de la Constante de flujo de gas (C) y el Regimen de flujo (Q)</p> <p>DATOS : Descarga de la planta de Compresores Cap.Sur D= 2.3 inch d= 1.5 inch G= 1.034 (aire=1) Tf= 175 °F β= 0.652174 hw= 111.6 inch water Ps= 1602 psi Z= 0.68</p> <p>CALCULOS :</p> <p>C= 551.3159</p> <p>Q= 234178.7 SCF/Hr Q= 5.620289 MMSCF/D</p>	<p>Cálculo del Diámetro de orificio (d) para un flujo de gas (Q)</p> <p>DATOS : Separador de prueba de Cap.Norte D= 3.068 Inch Q= 0.05269 MMSCF/D G= 1.063 (aire=1) Tf= 187 °F</p> <p>hw= 7 inch water Ps= 50 psi Z= 1</p> <p>CALCULOS :</p> <p>Fb= 118.6405 d= 0.75 Según tabla 1.1 β= 0.244459 C= 99.16805 Q= 2110.44 SCF/Hr Q= 0.050651 MMSCF/D</p>

**Aplicación de Balance de Gas en un Proyecto de Recuperación Secundaria.
en un campo de Talara.**

Ejemplo 1.5

Determine el gas consumido por los Generadores de campos para el sistema mostrado en la Figura 1.3. Los valores medidos están a condiciones estándar (MMSCF/D) y los pozos de gas se mantienen cerrados.

Paso 1 El gas producido al sistema (G_p) lo constituye el gas de forros recolectado mediante una red, el gas de Baterías y el gas producido por los pozos gasíferos que se abren al sistema, cuando hay un déficit y la presión cae en los puntos de suministro. Para este caso, hay tres áreas que suministran gas al sistema :

Area Norte = $^1+2+3$ =	0.950	0.002	0	0.952
A. Centro = $^15+16+17+18$:	0.630	0.030	0.060	1.070
Area Sur = $^20+21+22+23$:	0.000	0.000	0.060	0.540
Gas Producido (G_p) = A.Norte + A.Centro + A.Sur				$G_p = 2.562$

Paso 2 Gas consumido en las Plantas de Inyección (G_I)
 $G_I = 8+11+12 = 0.525 \quad 0.565 \quad 0.365 \quad G_I = 1.455$

Paso 3 Gas consumido por los Generadores de Campo (G_g) = $G_p - G_I \quad G_g = 1.107$
 De acuerdo a la Figura 1.3 note que : $G_g = 6+7+9+10+19+25$
 En el campo cada Estación de Generación debe tener su medidor de gas.

Ejemplo 1.6

Determine el consumo de gas para cada Estación de Generación de la Figura 1.3. Considere que cada generador está trabajando a un 50% de su carga nominal. Utilizando el gráfico de la Figura 1.2 se obtiene el siguiente cuadro.

Ubicación del Generador	Capacidad Kw	50% Carga Kw	Consumo MSCF/D	Numero de Generadores	Consumo MSCF/D
Q - 32	500	250	95	2	190
Q - 27	500	250	95	2	190
O - 27	500	250	95	3	285
K - 12	500	250	95	2	190
Plant.Folche	500	250	95	2	190
Campamento	500	250	95	1	95

Gas consumido por los Generadores de Campo (G_g) = 1140

$G_g = 1.140 \quad \text{MMSCF/D}$

Ejemplo 1.7

Calcular el volumen de gas en SCF/D de un pozo productor que produce gas natural con sulfuro de hidrógeno por forros con una concentración de 50 ppm, con un equipo diseñado de la Figura 1.4, la presión antes del estrangulador Baker de 8/64" es de 1,5 psi y la presión diferencial de 35 pulgadas de agua.

Antes de medir el flujo de gas, el operador del equipo debe conocer el procedimiento a seguir en áreas que contiene H₂S, porque altas concentraciones de hidrógeno sulfurado (1,000 ppm) es mortal, lo máximo que se permite es 20 ppm durante 8 de exposición.

Datos	hw =	35 pulg.de agua
	Ps =	1.5 psig
	C =	0.133
Flujo	Q =	3167.0 SCF/D

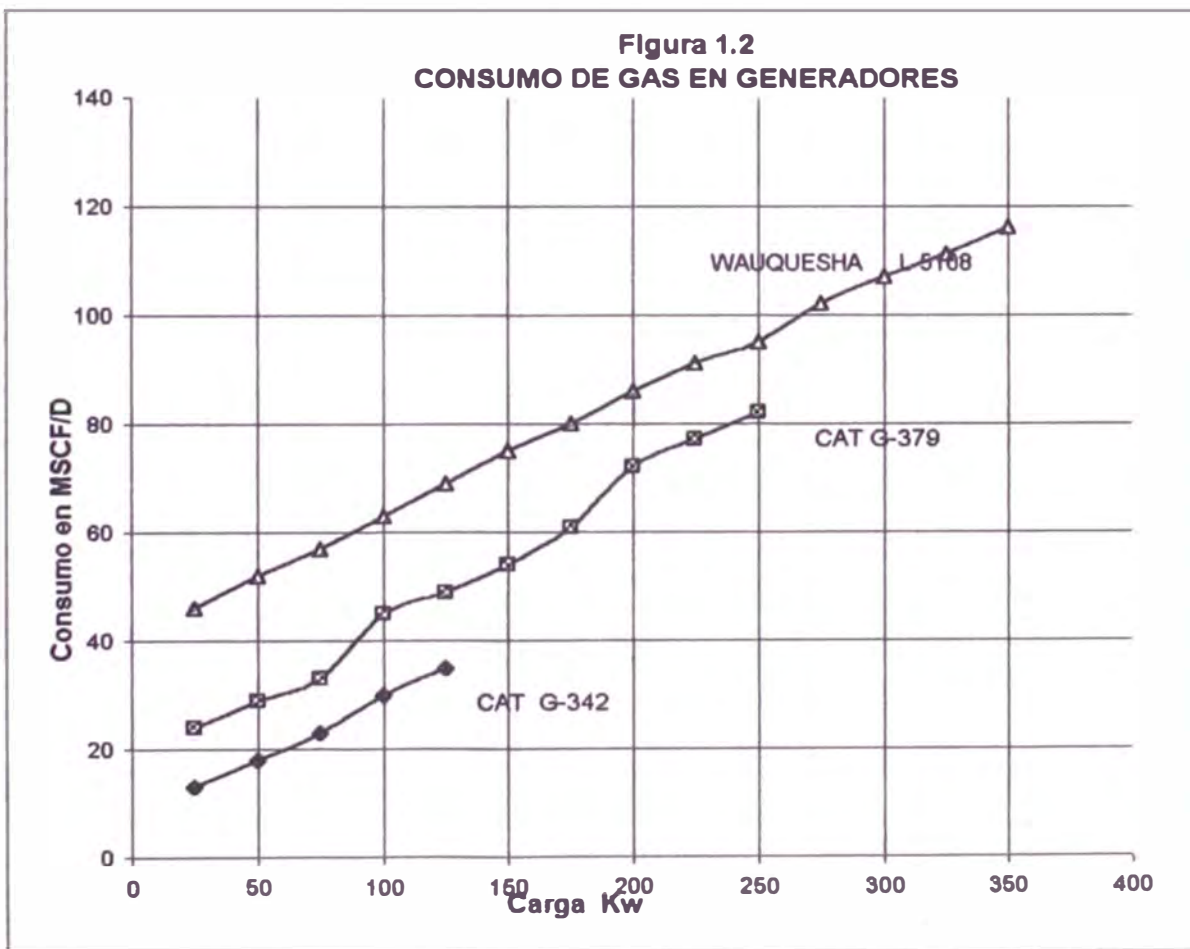
TABLA 1.1
FACTOR BASICO DE ORIFICIO — F_b

diam. orificio In. d	Diametro Interno de la tubería, D _i Inch							
	Tubería Schedule 40							
	2"	3"	4"	6"	8"	10"	12"	16"
	2.061	3.068	4.026	6.065	7.981	10.02	12	15.25
0.250	12.711	12.705	12.889					
0.375	28.428	28.378	28.348					
0.500	50.521	50.282	50.224	50.178				
0.625	79.311	78.825	78.421	78.287				
0.750	115.14	113.56	113.08	112.72				
0.875	158.47	155.14	154.27	153.56	153.31			
1.000	210.22	203.54	201.99	200.85	200.39			
1.125	271.7	259.04	256.33	254.58	253.89	253.48		
1.250	345.13	322.03	317.45	314.72	313.78	313.2	312.83	
1.375	433.5	393.09	385.51	381.37	380.06	379.29	378.79	
1.500	542.28	472.98	460.79	454.57	452.78	451.78	451.1	
1.625		582.58	543.81	534.38	531.95	530.83	529.78	528.94
1.750		683.42	634.39	620.88	617.6	615.9	614.84	613.78
1.875		777.12	733.88	714.19	709.77	707.81	706.28	704.99
2.000		908.01	842.12	814.41	808.5	805.78	804.13	802.55
2.125		1052.5	980.48	921.71	913.88	910.38	908.39	906.49
2.250		1223.2	1089.9	1038.3	1025.9	1021.5	1019.1	1016.8
2.375			1231.7	1158.3	1144.7	1139.2	1136.2	1133.5
2.500			1387.2	1288.2	1270.3	1263.4	1259.8	1256.8
2.625			1558.2	1426	1402.3	1394.2	1389.9	1386.1
2.750			1746.7	1572.3	1542.5	1531.7	1526.5	1522.1
2.875			1955.5	1727.5	1689.3	1675.9	1669.8	1664.5
3.000			2194.9	1891.9	1843.5	1826.9	1819.3	1813.3
3.125				2086.1	2006.2	1984.7	1975.6	1968.8
3.250				2250.8	2174.8	2149.5	2138.6	2130.4
3.375				2446.8	2352	2321.2	2308.2	2298.7
3.500				2654.9	2537.7	2500.1	2484.6	2473.5
3.625				2876	2731.8	2686.2	2667.7	2654.8
3.750				3111.2	2934.8	2879.7	2857.7	2842.7
3.875				3361.5	3148.9	3080.7	3054.6	3037.2
4.000				3628.2	3368.5	3289.3	3258.5	3238.3
4.250				4216.8	3842.3	3730.2	3697.5	3660.5
4.500				4900.9	4380.5	4204.1	4145.5	4108.7
4.750					4928.1	4712.8	4633.4	4586
5.000					5551.1	5259.5	5152.3	5090.1
5.250					6238.4	5843.6	5703.3	5622.3
5.500					6998	6471.9	6287.9	6183.1
5.750					7850	7148.9	6907.8	6773.3
6.000						7873	7564.7	7393.8
6.250						8654.8	8260.7	8044.8
6.500						9498.1	8998.7	8727.9
6.750						10409	9781.8	9444
7.000						11394	10813	10194
7.250						12487	11498	10980
7.500						13658	12434	11803
7.750							13433	12884
8.000							14498	13586
8.250							15833	14511
8.500							16845	15501
8.750							18148	16539
9.000							19565	17628
9.250								18770
9.500								19969
9.750								21230
10.000								22555
10.250								23948
10.500								25416
10.750								26962
11.000								28600
11.250								30348

TABLA 1.2

CONSUMO DE GAS EN GENERADORES

Carga del Gen. en Kw.	Consumo en MSCF/D (G=0,65)		
	Caterpillar G-342 150 Kw	Caterpillar G-379 300 Kw	Wauquesha L-5108 500 Kw
25	13	24	46
50	18	29	52
75	23	33	57
100	30	45	63
125	35	49	69
150		54	75
175		61	80
200		72	86
225		77	91
250		82	95
275			102
300			107
325			111
350			116



ESTACION DE COMPRESION ON-988

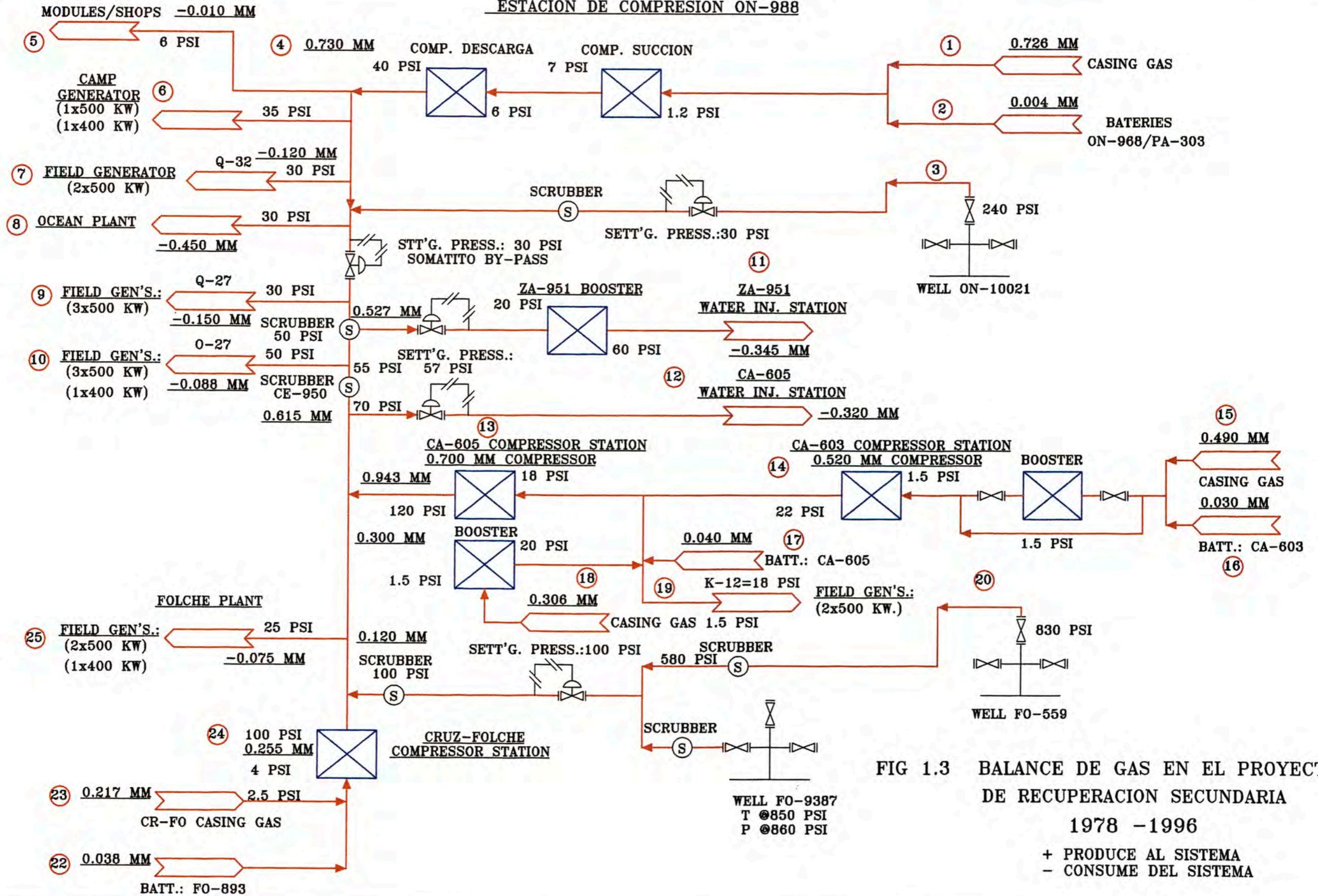
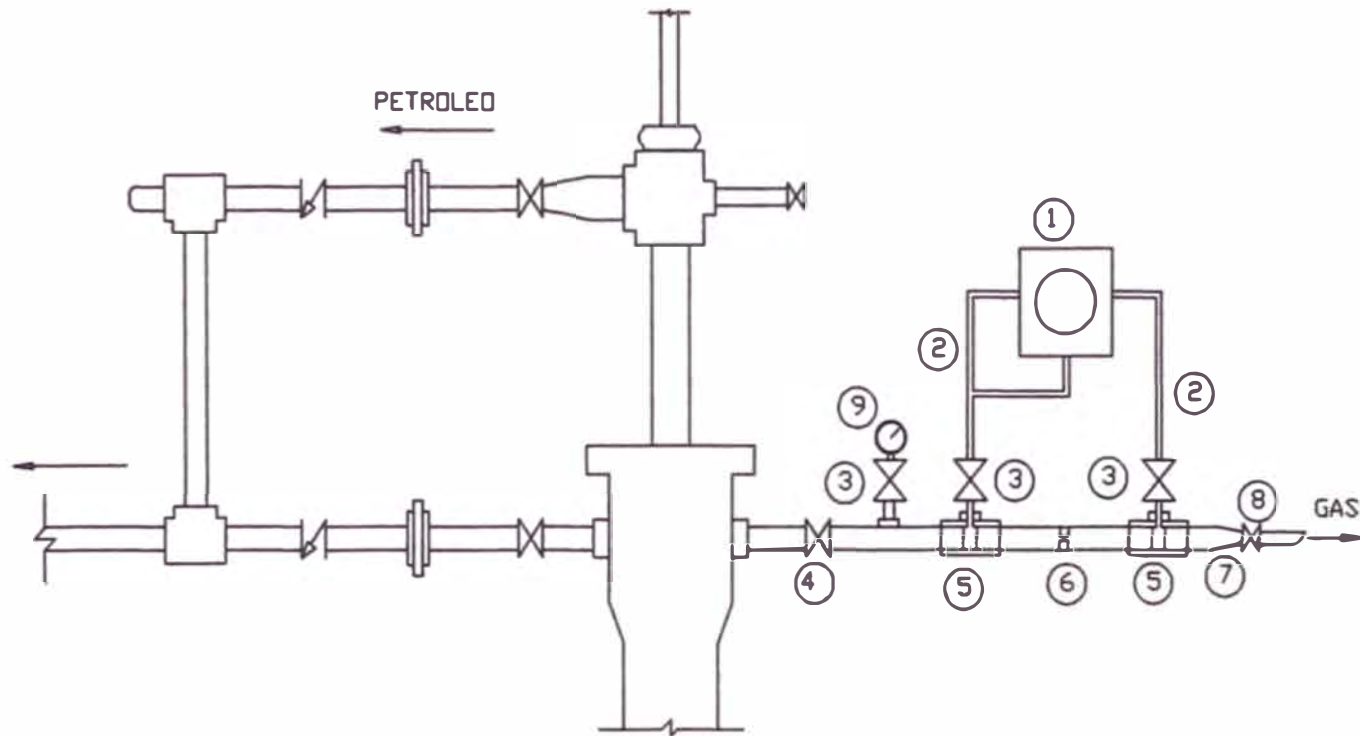


FIG 1.3 BALANCE DE GAS EN EL PROYECTO DE RECUPERACION SECUNDARIA

1978 - 1996

+ PRODUCE AL SISTEMA
 - CONSUME DEL SISTEMA

FIG. 1.4 ORIFICIO BAKER PARA MEDIR FLUJOS DE GAS MUY BAJOS POR FORROS
 EN POZOS PRODUCTORES CON BOMBEO MECANICO.



LEYENDA

- ① REGISTRADOR DE FLUJO RANGO 50 PSI X 50'
- ② TUBING SS 1/4 '
- ③ VALVULA -AGUJA 1/4 '
- ④ VALVULA DE BOLA 2'

- ⑤ COPLA 2'
- ⑥ ORIFICIO BAKER 2' X 6'
- ⑦ REDUCCION 2' X 1'
- ⑧ VALVULA DE BOLA 1' X 150#
- ⑨ MANOMETRO Rango 0 - 15 psi

CAPITULO 2

CAIDAS DE PRESION EN DUCTOS

I. INTRODUCCION

La mecánica de fluidos y su transporte en ductos, es una de las aplicaciones más comunes en la labor del Ingeniero de Facilidades; cuando tiene que diseñar y dimensionar acueductos, gasoductos, oleoductos, troncales principales y secundarias, líneas de flujo del pozo al múltiple de recolección (“manifold”), líneas de fiscalización de crudo, líneas de inyección de agua salada; en general, los ductos del sistema de producción-inyección, transporte de crudo, gas y agua en campos petrolíferos.

Para dimensionar un ducto, es decir, determinar el diámetro más óptimo y económico; se tiene que calcular la caída de presión total (por fricción, elevación y aceleración) entre dos puntos; conocer el tipo de fluido y sus propiedades químicas y físicas; la máxima presión y temperatura de trabajo; el tipo de material a utilizarse según la actividad corrosiva del fluido.

Sabemos, asimismo que el comportamiento de los fluidos en movimiento se puede analizar en forma global considerando un volumen fijo y aplicando en él los principios de conservación de masa, la primera Ley de la termodinámica, la segunda Ley de Newton. Estos se traducen en las ecuaciones de continuidad, energía y cantidad de movimiento. Cuando un líquido escurre está sometido a cambios de presión. Si por efecto del movimiento la presión disminuye más que la presión de vapor, el líquido se gasifica, produciéndose burbujas que son arrastradas por el fluido y colapsándose posteriormente, este fenómeno se llama cavitación (ref. 5, cap. 4).

II. REVISION DE LA TEORIA

Existen diversas ecuaciones simples y complejas para determinar la caída de presión por fricción en un conducto o tubería. Hay factores físicos y de termodinámica, que una ecuación sea más compleja una de otra; pero, ninguna puede cuantificar todos los factores que intervienen en un sistema real; en general, son bastante aproximados para los fines de la ingeniería.

El movimiento de cualquier fluido a través de una línea o tubería, donde no ingresa, ni sale calor, puede ser considerado isotermal y adiabático (ref. 1, cap.10).

Arbitrariamente por conveniencia, se considera que no hay trabajo ($W=0$), el flujo es isotermal ($dT=0$) y la transferencia de calor es ignorado ($Q=0$) en la ecuación general de energía:

$$\int TdS + \int VdP + \Delta P + \Delta E = Q - W$$

Por lo tanto, la ecuación que combina la primera y segunda ley de la termodinámica puede ser escrita como:

$$\int VdP + \frac{g}{g_c} \Delta X + \frac{(\Delta v)^2}{2g_c} = -W_f - W$$

Donde:

V = volumen de fluido

P = presión del fluido

ΔX = cambio en la elevación del fluido

Δv = cambio en la velocidad del fluido

W_f = pérdida de trabajo debido a la fricción.

W = trabajo realizado por el sistema

g = fuerza gravitacional

g_c = constante gravitacional masa-fuerza

La ecuación básica en términos de longitud (L), diámetro (d), factor de fricción (f), llamado ecuación de Bernoulli, puede ser escrita como:

$$\int V dP + \frac{g}{g_c} \Delta X + \frac{(\Delta v)^2}{2g_c} = -\frac{2fLv^2}{g_c d}$$

Durante mi ejercicio profesional en el campo, he encontrado fenómenos de incremento sustancial de presión en oleoductos por encima de los valores calculados; al analizar los factores, observé, que los cambios bruscos de temperatura, cambios de elevación en el perfil y los estados del fluido en el ducto (flujo multifásico?), deben ser considerados en los cálculos para la caída de presión en ductos.

III. EFECTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTAL EN EL INCREMENTO DE PRESION EN OLEDUCTOS

Todos sabemos, que un incremento de presión en una línea de bombeo se debe básicamente a dos factores: un incremento en el flujo y una disminución del diámetro interno de la tubería por la formación de incrustaciones y/o asfáltenos que aumentan la fricción.

Los demás parámetros, como longitud de línea y gravedad específica del fluido permanecen constantes; pero hay un tercer factor que incrementa la presión del oleoducto y es, el aumento de temperatura por efecto de la radiación solar.

La energía interna del sistema aumenta, según la primera ley de la termodinámica, especialmente en zonas donde hay bolsones de gas y en los puntos más altos del perfil del oleoducto; como se muestra en la figura 2.1

La segregación de gas en el crudo bombeado, especialmente en las crestas (cima de la cuesta), incrementa la energía cinética del sistema, cuando la temperatura del ambiente aumenta o disminuye drásticamente por efectos del clima tropical, como en la Amazonía o el fuerte calor en la costa. Se produce una expansión y contracción de los bolsones de gas, atrapados en las crestas, lo que causa un efecto resorte en todo el oleoducto; aumentando gradualmente la presión interna en la tubería y en consecuencia, podría producirse una rotura del oleoducto en el punto más crítico, donde el espesor de pared es mínimo y consecuentemente, se requerirá mayor potencia de bomba para desplazar el crudo.

El efecto resorte, lo he observado en la línea de bombeo de crudo liviano de 6" de las plantas de Huayuri y Dorissa a la planta de Jibarito (lote 1-AB Selva); las fluctuaciones de presión en este sistema se incrementaron de 650 a 800 psi, sin causa aparente de incremento de flujo.

La línea de 6" entre Dorissa y Huayuri tiene una longitud de 13.4 Km. (43952') con un volumen estático de crudo liviano de 1,500 barriles de 29.6°API, está sometido a cambios de temperatura ambiental. Así, la temperatura de un día lluvioso o nublado es de 21°C (70°F) y la temperatura máxima de un día muy caluroso es de 32°C (89°F) y si a esto, agregamos que la tubería está revestida de un recubrimiento PVC negro que absorbe calor, esta variación de 11°C (51.8°F) en la temperatura ambiental genera el efecto resorte.

El gas liberado y atrapado en los desniveles que tiene el oleoducto, produce el efecto resorte; una revisión del perfil topográfico de este oleoducto, indica que hay 46 desniveles; de los cuales, 13 picos o crestas tienen un desnivel entre 30 y 50 metros de altura.

La línea de 6" entre la "T" de Dorissa y Jibarito tiene una longitud de 16.3 Km. (53,400') donde el crudo liviano de 33.5°API está en movimiento por el bombeo de Dorissa; si bien, un incremento de temperatura en todo el sistema ayuda a reducir la viscosidad del crudo, la presión de bombeo en Dorissa se reduce ligeramente; pero la contra-presión que causa el **efecto resorte**, es en algunos casos mayor y la presión de bombeo se incrementa, debido a que los bolsones de gas viajan junto con el crudo; y estos, se liberan en el tanque de llegada. Una manera de verificar esta hipótesis es, instalar válvulas de ¾" en los puntos más altos del oleoducto e instalar registradores de presión y temperatura de flujo.

Es importante indicar, que en los extremos de todo oleoducto se debe instalar una línea de alivio con válvula de ¾" (tipo by-pass) entre la válvula de compuerta y el ingreso al tanque.

El otro caso, de incremento de presión por temperatura ambiental, lo observé en Talara (22/08/92) cuando estuvimos probando hidrostáticamente una línea de bombeo de 6" entre la batería ON-988 y la batería OS-998, durante un mantenimiento programado; la presión se incrementó de 460 a 870 psig sin causa aparente, la temperatura del fluido se incrementó de 27°C (80°F) a 41°C (106°F) por efecto de la radiación solar; lo que causó un cambio en la energía cinética de los gases y el vapor de agua atrapado en un pico o desnivel de 60 metros (200') lo que causó el efecto resorte.

Los cambios de elevación (cuesta arriba y cuesta abajo) en oleoductos horizontales tendidos sobre la superficie de la tierra y los cambios de temperatura ambiental, probablemente genera flujo multifásico en algunos casos; porque la energía del líquido que entra a la catenaria del perfil es insuficiente para arrastrar o levantar los líquidos del fondo hacia arriba, hay un cambio de velocidad en estos puntos, lo que ocasiona una pérdida de presión adicional; mientras, que en la cumbre de la cuesta el gas atrapado incrementa su energía cinética de sus moléculas por efecto de la radiación solar produciendo el efecto resorte; el cual, estoy postulando en este capítulo.

Los cálculos de flujo horizontal de dos fases puede ser estudiado mediante las ecuaciones de Lockhart y Martinelli, Baker, Flanigan, Ducler, Eaton, Andrews, Knowles y Brown que son más sofisticados y algunos de ellos muy poco usados en el campo, actualmente ya están programadas estas ecuaciones en un software.

IV. ALGUNOS EJEMPLOS APLICADOS EN CAMPO

Hoy en día, se dispone de muchos programas de computadora para calcular caídas de presión en gasoductos, oleoductos y acueductos, y se cuenta con una bibliografía amplia. Los 10 ejemplos ilustrativos que presentan al final del capítulo, son problemas que tuvimos que resolver en su debida oportunidad para recomendar lo más técnico y económico, y tomar una decisión inteligente.

Los cálculos están realizados en programa excel, versión 97 de Microsoft y sus respectivos comentarios.

V. CONCLUSIONES

1. El dimensionamiento de un ducto consiste en determinar el diámetro óptimo y económico que cumpla con las especificaciones técnicas de presión y temperatura de operación con un factor de seguridad que sea confiable y seguro. La máxima presión de trabajo no debe exceder el 50% de la presión hidrostática de prueba en tuberías nuevas.
2. Los cambios de temperatura ambiental originan un incremento adicional de presión en los oleoductos, los cuales generan una expansión y contracción de los bolsones de gas segregado del crudo en las crestas del perfil topográfico; originándose un efecto resorte, como consecuencia de la primera ley de la termodinámica y el principio de Pascal de transmisión de presión en todas direcciones. Durante el bombeo los bolsones de gas que se forman, se mueven junto con el líquido.
3. Cuando se diseña y se calcula la caída de presión en ductos, se debe conocer las condiciones de campo y las especificaciones técnicas de la tubería, tales como: el tipo de acero, el número de schedule, la presión máxima de trabajo, temperatura máxima de trabajo, la presión de prueba hidrostática y otros, como se muestra en la tabla I del anexo A de este informe.
4. Los ductos que transportan fluido con alto porcentaje de agua de formación, crudo, gas libre y en solución deben ser considerados como flujos multifásicos y aplicarse las ecuaciones de Lockhart-Martinelli y Flannigan, especialmente en la selva.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Gas Conditioning and Processing, Volumen 1 y 2, by John M, Campbell 7th edition 1985.
2. Petroleum Fluid Flow Systems by O.W.Boyd First Edition 1983, Published by Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma, U.S.A.
3. Boletin API RP 14E Thirt Edition, December, 1981 “Recommended practice for Design and Installation of Offshore Production Plataform Piping Systems.
4. Applied Mathematics for the Petroleum Industry by The University of Texas-Austin, Second Edition, 1990.
5. Introducción a la Mecánica de Fluidos por Bonifacio Fernández L. 2da. Edición, Ediciones Universidad Católica de Chile, 1999.

CAIDA DE PRESION EN LINEAS DE GAS

A.- Aplicaciones para los campos de Talara.

Ejemplo 2.1

Cálculo de la caída de presión para un flujo de gas de 2,5MMscfd que descarga el compresor de la Bat.CA-605 hasta la Bat.CE-950 con una presión de salida de 200psig.

DATOS :

D=	4.028	Inch	
Q=	2500000	scf/d	Cond. stand.
G=	0.85	(aire=1)	
Tm=	85	°F	80 ≤ Ts
L=	47000	Ft.	(1 milla=5280Ft.)
E=	0.92	buena cond.	pág 102 libro Boyd
P1=	200	psi	14.7 ≤ Ps
Zm=	1.0112		

CALCULOS :

Aplicando la ecuación de Panhandle A (pág.108 libro Boyd)

$$Q = 435.87(T_s/P_s)^{1.0788} [(P_1^{1.852} - P_2^{1.852})d^{2.6315} G^{0.9514} L T_m Z_m]^{0.5}$$

Despejando $(P_1^{1.852} - P_2^{1.852})$ se obtiene P2 y variando P1

Calculando por partes se tiene:

18787.4255 133.067726 8666.49343 3395.67021 34096.644

P2= 109.5 psia

P1(psig)	P2(psig)	dP (psi)
350	300	50
300	240	60
250	175	75
200	95	105
190	74	116
180	47	133
170	-11	181 **no válido

Comentarios.-La aplicación de la ecuación de Panhandle A fue la que mejor predijo el comportamiento de presión para este gasoducto, tan vital para abastecer de gas a los generadores de Central,Zapotal y Somatito.

La presión óptima de salida a los generadores debía ser 90 psig en el scrubber instalado en la Bateria CE-950

Cuando la presión de salida en la estación de CA-605 descendía a menos de 180 psi, se tenía que abrir un pozo de gas en Folche para aumentar la presión del sistema.

A.Vilca / 23/06/1986

Ejemplo 2,2

Calcular la caída de presión en un "Looping" de dos líneas de gas de 4" si se propone tender una tercera línea de 3" o 4" entre la Bat.ON-988 y la Bat. OS-998

DATOS

D1=	4.028	Inch	
D2=	4.028	Inch	
D3=	3.068	Inch	
Tf=	80	°F	
P1=	90	psi	en Bat.988
L=	22500	Ft.	
Q=	2.2	MMSCF/D	
G=	0.65	Vis.gas(cp)=	0.0103

CALCULOS :

Caso I.- si se tiende una línea adicional de 3"

Cálculo del diámetro equivalente

De= 5.864 Inch

Cálculo de caída de presión usando la Ecu.FANNING Ver Ref. 3 pág 21

Vg= 21.22 Ft/seg velocidad gas

Cálculo de la Densidad del gas a P y T

d= 0.3403 Lb/Ft3

Cálculo del Factor de Fricción (f)

$$f = 0.0025 + 0.021 / \{(DxVgxd/cp) \times 0.38\}$$

$$f = 0.002513918$$

dP= 10.57 psi

Caso II.- si se tiende una línea adicional de 4"

Cálculo del diámetro equivalente (D3= D1)

De= 6.078

Cálculo de caída de presión usando la Ecu.FANNING Ver Ref. 3 pág 21

Vg= 18.43 Ft/seg velocidad gas

Cálculo de la Densidad del gas a P y T

d= 0.3403 Lb/Ft3

Cálculo del Factor de Fricción (f)

$$f = 0.0025 + 0.021 / \{(DxVgxd/cp) \times 0.38\}$$

$$f = 0.002514936$$

dP= 7.43 psi

Comentario.-Dado que la pérdida de presión no era muy significativa en los dos casos, no se tendió ninguna línea adicional, hasta el final del proyecto, se hizo muchos replazos de tramos por severa corrosión tendiéndose casing de 5-1/2"

CAIDA DE PRESION EN OLEODUCTOS

Aplicaciones para los campos de Talara.

Ejemplo 2.3

Calcular la caída de presión para un flujo de 5,000 BOPD en una línea de 6" de diámetro entre la Estación de localización HCT de Folche y la Estación de bombeo Alto en Talara.

DATOS :

D= 6 Inch
 Q= 5000 bopd 148 gpm
 G= 0.85 (agua=1)

Como referencia se toma la posición de dos pozos que están cerca de las estaciones de bombeo cuyas coordenadas son:

	N	E	G.L
Pozo CE- 10102	39831	12338	913
Pozo CR- 8388	21201	7307	354

CALCULOS :

Aplicando la ecuación de HAZEN-WILLIAMS

$$IP = -\{L \times (Q / (15,1889 \times C \times D^{2.63}))^{1/0.54} + 0,4331 \times dH\}$$

≥ 100 para tuberías con más de 15 años de servicio.

Cálculo de la distancia (L) y el desnivel (dH) en pies, utilizando las coordenadas de los pozos.

C= 100
 L= 19297.4 pies
 dH= 559 pies

dP =	270	psig	625	pies
------	-----	------	-----	------

Considerando que para elevar la presión en 45 psi / etapa se requiere una bomba de 6 etapas con una potencia de

$$HP = \text{GPM} \cdot G \cdot dP / 3960 \times E = 146 \times 1 \times 625 / 3960 \times 0,85$$

HP= 40

Comentarios.-La aplicación de la ecuación de HAZEN-WILLIAMS es para flujo de agua en tuberías a temperatura ambiente con viscosidad cinemática de 31,5 SSU. Por lo general cuando se diseña un oleoducto se toma como fluido ideal el agua.

A.Vilca / 21/12/1991

Ejemplo 2.4

Calcular la caída de presión entre la Bat.CE-975L y la Bat. OS-974L si la línea es de 4"x 27000 pies de nivel entre ambos puntos es de 880 pies y un caudal de 4300 BFPD.

DATOS

D= 4.026 Inch
 Q= 4300 BFPD
 L= 38000 pies
 G= 1
 dH= 874 pies
 C= 120 Tubería nueva
 E= 0.8 Efic.de bomba centrífuga

CALCULOS :

Aplicando la ecuación de HAZEN-WILLIAMS

dP =	578	psig
------	-----	------

Calculo de la potencia en HP.

$$HP = \text{BPH} \times dP / 2450 \times E$$

HP= 70

Observación.-La bomba instalada en la Bat.OS-974L para transferir el crudo hasta la Bat. CE-975L tenía las siguientes características:

Marca:GOULDS
 Modelo: VIC - 4 x 7 AHC - 17 etapas
 Cabeza(Head)= 1509 pies = 653,4 psig
 G.P.M = 66 (2263 BPD)
 Motor Eléctrico : 60 HP

Comentario.-Dado que la producción de crudo LCT en el área de Organos Sur era 220 BOPD, y la máxima producción alcanzada fue 450 BOPD por lo que la bomba estaba sobredimensionada, En general se puede afirmar que la bomba trabajaba un promedio de 3 a 5 horas por día. El diseño original del proyecto contemplaba un rate de producción de 2,250 BOPD con la Recuperación Secundaria y una presión de descarga de 569 psig. El diseño por lo tanto estaba justificado. Finalmente la bomba fue retirada de la Bateria y la línea de 4" recuperada y el transporte se hacía por sistema cuando la producción era de 70 BOPD.(Enero/93)

CAIDA DE PRESION EN OLEODUCTOS

Aplicaciones para los campos de Talara.

Ejemplo 2.5	Ejemplo 2.6																																																									
<p>Cálculo de la caída de presión para un flujo de 5,000 BOPD para una línea de 6" de diámetro entre la Estación de Bombeo Organos Norte-Bat.988 H y la Estación de Fízcalización LCT de Central en Talara.</p>	<p>Calcular la caída de presión para una línea de diesel de 2" con un flujo de 1000 B/D y con un desnivel de 100 pies en contra del flujo entre los dos puntos de desplazamiento.</p>																																																									
<p>DATOS :</p>	<p>DATOS</p>																																																									
<table border="0"> <tr> <td>D=</td> <td>6</td> <td>Inch</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Q=</td> <td>5000</td> <td>bopd</td> <td>208 Bbl/hr</td> </tr> <tr> <td>API=</td> <td>35 °</td> <td></td> <td>G= 0.85</td> </tr> <tr> <td>viscosidad=</td> <td>70</td> <td>SSU</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Distancia L=</td> <td>44300</td> <td>pies</td> <td>8.4 millas</td> </tr> <tr> <td>Elev.inicial=</td> <td>26</td> <td>pies</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Elev.final=</td> <td>940</td> <td>pies</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Máx.Pres.Trabajo</td> <td>1000</td> <td>psig</td> <td>2718 pies</td> </tr> <tr> <td>Pres.Succión</td> <td>2</td> <td>psig</td> <td></td> </tr> </table>	D=	6	Inch		Q=	5000	bopd	208 Bbl/hr	API=	35 °		G= 0.85	viscosidad=	70	SSU		Distancia L=	44300	pies	8.4 millas	Elev.inicial=	26	pies		Elev.final=	940	pies		Máx.Pres.Trabajo	1000	psig	2718 pies	Pres.Succión	2	psig		<table border="0"> <tr> <td>D=</td> <td>2</td> <td>Inch</td> </tr> <tr> <td>Q=</td> <td>1000</td> <td>BPD</td> </tr> <tr> <td>L=</td> <td>10000</td> <td>pies</td> </tr> <tr> <td>API=</td> <td>35</td> <td></td> </tr> <tr> <td>isc.@100°F</td> <td>2.6</td> <td>cstokes</td> </tr> <tr> <td></td> <td>35</td> <td>SSU</td> </tr> <tr> <td>dH=</td> <td>100</td> <td>pies</td> </tr> </table>	D=	2	Inch	Q=	1000	BPD	L=	10000	pies	API=	35		isc.@100°F	2.6	cstokes		35	SSU	dH=	100	pies
D=	6	Inch																																																								
Q=	5000	bopd	208 Bbl/hr																																																							
API=	35 °		G= 0.85																																																							
viscosidad=	70	SSU																																																								
Distancia L=	44300	pies	8.4 millas																																																							
Elev.inicial=	26	pies																																																								
Elev.final=	940	pies																																																								
Máx.Pres.Trabajo	1000	psig	2718 pies																																																							
Pres.Succión	2	psig																																																								
D=	2	Inch																																																								
Q=	1000	BPD																																																								
L=	10000	pies																																																								
API=	35																																																									
isc.@100°F	2.6	cstokes																																																								
	35	SSU																																																								
dH=	100	pies																																																								
<p>Efic.de Bomba 60 %</p>	<p>CALCULOS :</p>																																																									
<p>CALCULOS :</p>	<p>Paso 1 Cálculo de la gr-sp"G"</p>																																																									
<p>Paso 1 Determinar la caída de presión debido a la fricción, utilizando el gráfico de la fig. 30 para un flujo de 625 bbl/hr (eje x) e interceptando la línea de 6" en 70 SSU se encuentra la pérdida de presión en psig/milla y G= 1 (eje y) igual a 45.</p> <p> dP = 40 psig/milla</p>	<p> G= 0.85</p>																																																									
<p>Paso 2 Cálculo de la gradiente hidráulica</p> <p>H = dP / (0,433 x G)</p> <p>H = 109 pie/milla</p>	<p>Paso 2 Cálculo de la densidad.</p> <p> dens.= 53.0 lb/pe3</p>																																																									
<p>Paso 3 Cálculo de la caída de presión total para las 8,4 millas</p> <p>P = 912 pies = 336 psi</p>	<p>Paso 3 Cálculo de la velocidad.</p> <p> v= 3.0 pie/seg</p>																																																									
<p>Paso 4 Cálculo de la altura de presión por desnivel</p> <p>dH= 914 pies = 336 psi</p>	<p>Paso 4 Cálculo de la viscosidad en centipoise</p> <p> cp= 2.21</p>																																																									
<p>Paso 5 Altura de presión total</p> <p>H= 1826 pies = 672 psi</p> <p>En vista que la presión encontrada es menor que la máxima presión de trabajo no se requiere de ninguna estación intermedia.</p>	<p>Paso 5 Cálculo de la viscosidad en lb/pe.seg</p> <p> visc= 0.001485</p>																																																									
<p>Paso 6 Cálculo de la potencia de la bomba.</p> <p> HP= BPH x H/2450xE</p> <p> HP= 95</p>	<p>Paso 6 Cálculo del Número de Reynold.</p> <p> Re= 17856 Turbulento</p>																																																									
<p>Paso 7 Cálculo del número de etapas para bomba centrífuga vertical de 8" de diámetro de Impeler.</p> <p>n =Presión total / 45 psi/etapa</p> <p> n= 15</p>	<p>Paso 7 Cálculo del factor de fricción.</p> <p>f= 0,042/POTENCIA(G36;0,194)</p> <p>f= 0.00629</p>																																																									
<p>Bomba Instalada: Goulds VIC 4" x 8 AHC - 15 etapas Head: 1715 pies(631 psi); 131 GPM; Motor 100 HP.</p>	<p>Paso 8 Cálculo de la caída de presión en psi/100pies</p> <p>dP=0,00115 x f xQxQx G / D**5</p> <p>dP= 0.19 PSI / 100 PIES</p>																																																									
	<p>Paso 9 Caída de presión por fricción.</p> <p> Pf= 19 psi</p>																																																									
	<p>Paso 10 Cálculo de la presión por el desnivel</p> <p> Ph= 37 psi</p>																																																									
	<p>Paso 11 Caída de Presión Total.</p> <p> P= Pf + Ph</p> <p> P= 56 PSI</p>																																																									

CAIDA DE PRESION EN OLEODUCTOS

EFEECTO RESORTE EN OLEODUCTO DE COSTA.

Ejemplo 2.7

El Efecto Resorte es una consecuencia de la Primera ley de la termodinámica, donde la segregación del gas disuelto en el crudo se libera en las crestas del oleoducto (partes altas del perfil topográfico), debido a un incremento de la temperatura por radiación solar, lo que causa un cambio en la energía cinética del gas, produciéndose una expansión del bolsón de gas entrampado; lo que se traduce en un incremento de presión en todo el sistema.

DATOS DE CAMPO:

La longitud del oleoducto de 6" entre la Bateria ON-988 y la Bateria OS-998 era de 22,500 pies con un desnivel de 200 pies en la máxima cresta.

1- Volumen del oleoducto: "el cuadrado del diámetro en pulgadas por cada mil pies, da el volumen en barriles"

$$V = 810 \text{ Bbla.}$$

2- El Volumen del bolsón de gas (V1) se determinó drenando un volumen de 160 barriles de agua en la trampa de OS-998.

$$V1 = 160 \text{ Bbla.}$$

3- Presión inicial del oleoducto (P1) antes de bombear 70 barriles de agua en la trampa de ON-988.

$$P1 = 460 \text{ psi}$$

4- Temperatura inicial del líquido (T1) antes de bombear 70 barriles de agua en la trampa de ON-988.

$$T1 = 80 \text{ }^\circ\text{F}$$

5- El Volumen final del bolsón de gas (V2) después de bombear 70 barriles de agua en la trampa de ON-988.

$$V2 = 90 \text{ Bbla.}$$

6- Temperatura final (T2) del líquido medido en la trampa de OS-998.

$$T2 = 108 \text{ }^\circ\text{F}$$

Al comprimirse el bolsón de gas en 58% de su volumen inicial y al aumentar la temperatura del fluido en 28°F por efecto de la radiación solar (temperatura ambiental de la zona 32°C) la presión del gas se incrementa. Aplicando la ley de los gases y considerando que los líquidos son incompresibles, se puede determinar la presión final (P2) del bolsón de gas que se transmite en ambas direcciones de la cresta (principio de Pascal).

$$P2 = 885 \text{ psia} \quad P2 = (V1/V2) \times (T2/T1) \times P1$$

$$P2 = 870 \text{ psig}$$

Fecha: Los Organos, 22 Diciembre de 1992.

CAIDA DE PRESION EN OLEODUCTOS

B.- Aplicaciones para los campos de la Amazonía.

Ejemplo 2,8	Ejemplo 2,9																																																					
<p>Cálculo de la caída de presión para un flujo de 5,000 BOPD para una línea de 6" que se proyecta tender entre la nueva locación de Tambo Sur(Pozo# 4) y la Planta de Capahuari Sur-Andoas.</p>	<p>Calcular la caída de presión para una línea de diesel de 2" con un flujo de 500 B/D y con un desnivel de 364 pies en contra del flujo entre Shliviyacu y Teniente López.</p>																																																					
<p>DATOS :</p>	<p>DATOS</p>																																																					
<table border="0"> <tr> <td>D=</td> <td>6</td> <td>Inch</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Q=</td> <td>5000</td> <td>BFPD</td> <td>208 Bbl/hr</td> </tr> <tr> <td>API=</td> <td>35 °</td> <td></td> <td>G= 0.85</td> </tr> <tr> <td>viscosidad=</td> <td>70</td> <td>SSU</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Distancia L=</td> <td>105000</td> <td>pies</td> <td>19.9 millas</td> </tr> <tr> <td>Elev.inicial=</td> <td>50</td> <td>pies</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Elev.final=</td> <td>180</td> <td>pies</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Máx.Pres.Trabajo=</td> <td>1000</td> <td>psig</td> <td>2718 pies de agua.</td> </tr> </table>	D=	6	Inch		Q=	5000	BFPD	208 Bbl/hr	API=	35 °		G= 0.85	viscosidad=	70	SSU		Distancia L=	105000	pies	19.9 millas	Elev.inicial=	50	pies		Elev.final=	180	pies		Máx.Pres.Trabajo=	1000	psig	2718 pies de agua.	<table border="0"> <tr> <td>D=</td> <td>2</td> <td>Inch</td> </tr> <tr> <td>Q=</td> <td>500</td> <td>BPD</td> </tr> <tr> <td>L=</td> <td>42650</td> <td>pies</td> </tr> <tr> <td>API=</td> <td>35</td> <td></td> </tr> <tr> <td>visc.@100°F</td> <td>2.7</td> <td>cstokes</td> </tr> <tr> <td></td> <td>35</td> <td>SSU</td> </tr> <tr> <td>dH=</td> <td>364</td> <td>pies</td> </tr> </table>	D=	2	Inch	Q=	500	BPD	L=	42650	pies	API=	35		visc.@100°F	2.7	cstokes		35	SSU	dH=	364	pies
D=	6	Inch																																																				
Q=	5000	BFPD	208 Bbl/hr																																																			
API=	35 °		G= 0.85																																																			
viscosidad=	70	SSU																																																				
Distancia L=	105000	pies	19.9 millas																																																			
Elev.inicial=	50	pies																																																				
Elev.final=	180	pies																																																				
Máx.Pres.Trabajo=	1000	psig	2718 pies de agua.																																																			
D=	2	Inch																																																				
Q=	500	BPD																																																				
L=	42650	pies																																																				
API=	35																																																					
visc.@100°F	2.7	cstokes																																																				
	35	SSU																																																				
dH=	364	pies																																																				
<p>Considerando que el flujo es multifásico</p>	<p>CALCULOS :</p>																																																					
<p>CALCULOS :</p>	<p>Paso 1 Cálculo de la gr-sp"G"</p>																																																					
<p>Paso 1 Determinar la caída de presión debido a la fricción, utilizando el gráfico de la fig. 30 del libro <i>Applied mathematics for the Petroleum Industry</i>(pág.228) con 208 bbl/hr (eje x) e interceptando la línea de 6" en 70 SSU se encuentra la pérdida de presión en psig/milla y G= 1 (eje y) igual a 7.</p> <p>$dP = 7 \text{ psig/milla}$</p>	<p>G= 0.85</p>																																																					
<p>Paso 2 Cálculo de la gradiente hidráulica</p> <p>$H = dP / (0,433 \times G)$</p> <p>H = 19 pie/milla</p>	<p>Paso 2 Cálculo de la densidad.</p> <p>dens.= 53.0 lb/pie3</p>																																																					
<p>Paso 3 Cálculo de la caída de presión total para las 19,9 millas</p> <p>P = 378 pies = 139 psi</p>	<p>Paso 3 Cálculo de la velocidad.</p> <p>v= 1.5 pie/seg</p>																																																					
<p>Paso 4 Cálculo de la altura de presión por desnivel</p> <p>dH= 130 pies = 48 psi</p>	<p>Paso 4 Cálculo de la viscosidad en centipoise</p> <p>cp= 2.29</p>																																																					
<p>Paso 5 Altura de presión total</p> <p>H= 508 pies = 187 psi</p> <p>En vista que la presión encontrada es menor que la máxima presión de trabajo no se requiere de ninguna estación intermedia.</p>	<p>Paso 5 Cálculo de la viscosidad en lb/pie.seg</p> <p>visc= 0.001542</p>																																																					
<p>Paso 6 Cálculo de la potencia de la bomba.</p> <p>HP= BPH x H/2450xE</p> <p>HP= 54</p>	<p>Paso 6 Cálculo del Número de Reynold.</p> <p>Re= 8597 Turbulento</p>																																																					
<p>Paso 7 Cálculo del número de etapas para bomba centrífuga vertical de 8" de diámetro de impeler.</p> <p>n=Presión total / 45 psi/etapa</p> <p>n= 4</p>	<p>Paso 7 Cálculo del factor de fricción.</p> <p>f= 0,316/POTENCIA(G36;0,25)</p> <p>f= 0.03282</p>																																																					
<p>Bomba Instalada: Goulds VIC 4" x 8 AHC - 15 etapas Head: 1715 pies(631 psi); 131 GPM; Motor 100 HP.</p>	<p>Paso 8 Cálculo de la caída de presión en psi/100pies</p> <p>$dP=0,00115 \times f \times Q \times Q \times G / D^{**5}$</p> <p>dP= 0.25 PSI / 100 PIES</p>																																																					
	<p>Paso 9 Caída de presión por fricción.</p> <p>Pf= 107 psi</p>																																																					
	<p>Paso 10 Cálculo de la presión por el desnivel</p> <p>Ph= 134 psi</p>																																																					
	<p>Paso 11 Caída de Presión Total.</p> <p>P= Pf + Ph</p> <p>P= 241 PSI</p>																																																					

CAIDA DE PRESION EN OLEODUCTOS

EFEECTO RESORTE EN OLEODUCTO DE LA AMAZONIA.

Ejemplo 2,10

El Efecto Resorte es manifiesta en los sucesivos desniveles del perfil topográfico del oleoducto y es causado por la variaciones climatológicas de la zona, el gas liberado del crudo en las crestas del oleoducto debido a un cambio de la temperatura por radiación solar y lluvias, causa un cambio en la energía cinética del gas, produciéndose una expansión y contracción del bolsón de gas entrampado lo que se traduce en un incremento de presión en todo el sistema.

DATOS DE CAMPO:

El oleoducto de crudo liviano de 6" entre la Planta de Huayuri y Planta de Jibarito tiene 29,7 Km. con más de 46 desniveles que varían entre 30-50m. A este oleoducto se conecta una troncal de 6" de 12,6Km. en la "T" de Dorissa.

1- Presión Inicial del oleoducto(P1) durante un bombeo con tiempo lluvioso.

$$P1 = 650 \text{ psi}$$

2- Temperatura inicial del gas(T1) durante un bombeo con tiempo lluvioso.

$$T1 = 70 \text{ }^\circ\text{F}$$

3- Presión final del oleoducto(P2) durante un bombeo con tiempo caluroso.

$$P2 = 800 \text{ psi}$$

4- Temperatura final del gas(T2) durante un bombeo con tiempo caluroso.

$$T2 = 89 \text{ }^\circ\text{F}$$

Al comprimirse los bolsones de gas por efecto del bombeo y al aumentar la temperatura del fluido por efecto de la radiación solar(temperatura ambiental de la zona 32°C) la presión del gas se incrementa. Aplicando la ley de los gases y considerando que los líquidos son incompresibles se puede determinar la fracción de volumen (V1/V2) del bolsón de gas que se ha formado y transmite presión en ambas direcciones de las crestas(principio de Pascal).

CALCULOS:

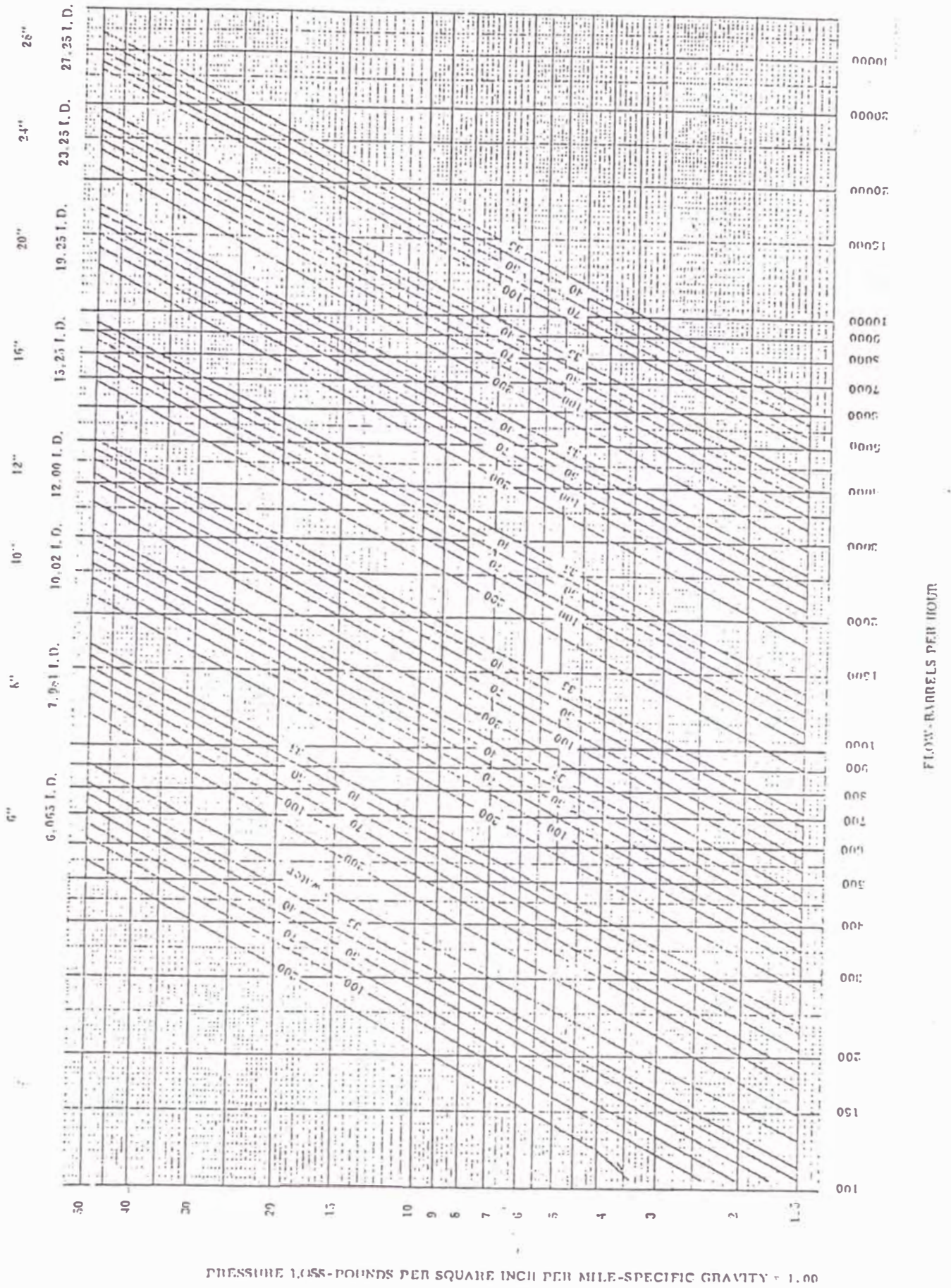
$$\begin{aligned} V1/V2 &= (P2/P1) \times (T1/T2) \\ V1/V2 &= 1.18 \\ 1-(V2/V1) &= 0.15 \end{aligned}$$

Comentarios:

Este resultado nos indica que aproximadamente 15% del volumen del oleoducto puede estar ocupado por gases. Esta es la razón por la que los cálculos de caída de presión en la Amazonía deben considerarse como flujos multifásicos.

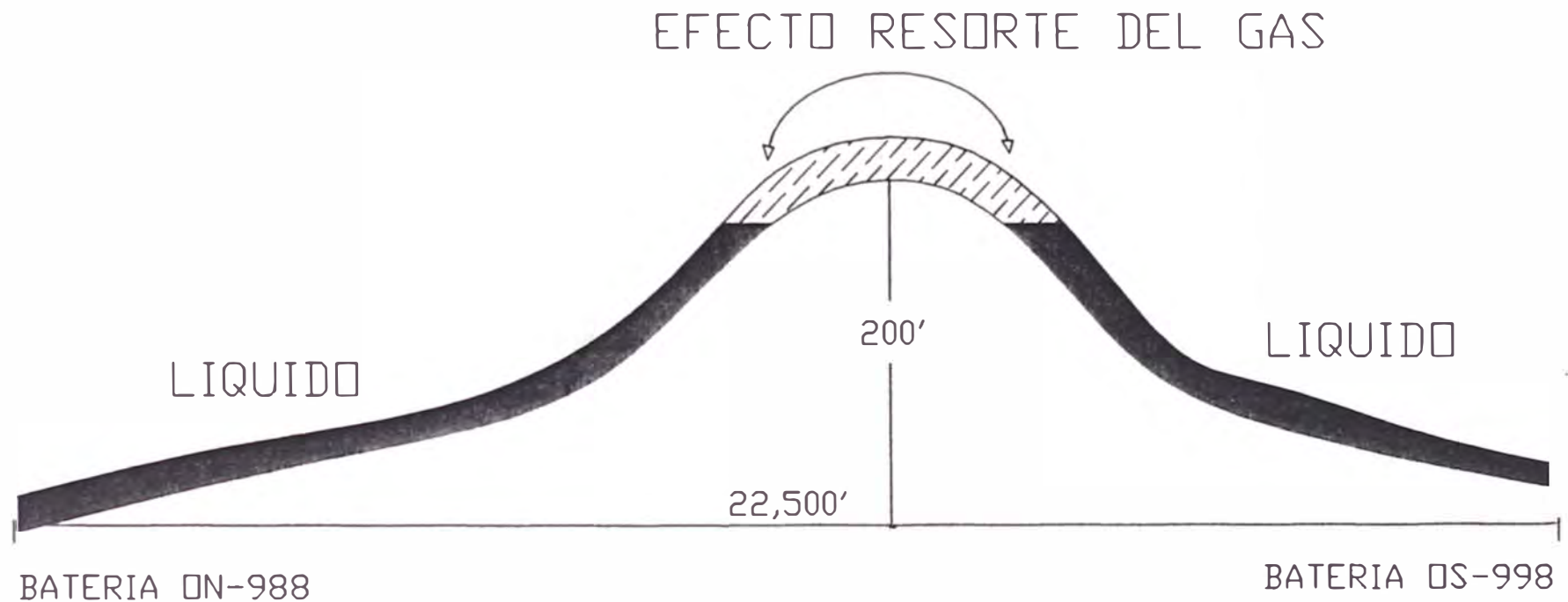
Fecha: Andoas, 20 Agosto de 1997.

FIGURE 10. Flow of Crude Petroleum in Pipe Lines.



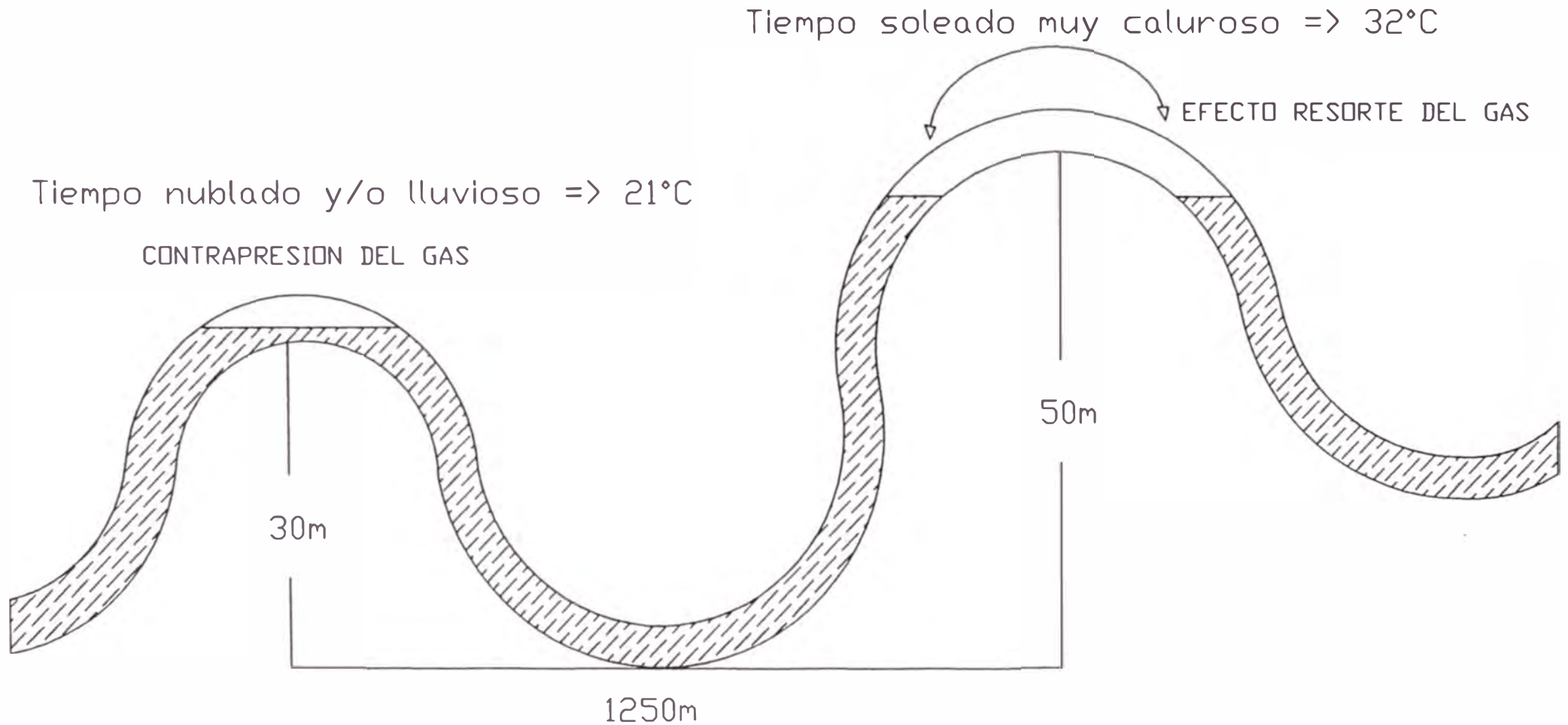
PRESSURE LOSS-POUNDS PER SQUARE INCH PER MILE-SPECIFIC GRAVITY = 1.00

Fig. 2.1 EFECTO RESORTE EN UN OLEODUCTO DE COSTA
Perfil topográfico - oleoducto 6"



Talara, 22 Dic. 92 / A.V.S

Fig. 2.2 EFECTO RESORTE EN UN OLEODUCTO DEL LOTE 1-AB SELVA
Perfil Topográfico en oleoducto 6" HUAYURI-JIBARITO



Andoas, 16 Ago. 97 / A.V.S

CAPITULO 3

MANTENIMIENTO Y REPARACION DE DUCTOS

I. INTRODUCCION

Una de las funciones del Ingeniero de Facilidades es programar la limpieza, mantenimiento y reparación de las tuberías o ductos del sistema de producción y transporte de crudo, gas y agua en campos petrolíferos. En adelante, al decir **ducto** me referiré a oleoductos, gasoductos, acueductos, en general a una tubería de acero, línea o conducto de acero.

Así, como las venas y arterias son vitales para el funcionamiento del cuerpo humano, las tuberías y válvulas son muy importantes para transportar los fluidos en forma económica y deben mantenerse en buenas condiciones de operación.

Otros compuestos e impurezas, como óxidos metálicos, mercaptanos, parafina, asfáltenos, arena y sedimento, se depositan en las líneas de flujo, tratadores, tanques, oleoductos y llegan a la estación de fiscalización y refinerías de crudo, causando severa corrosión de equipos y tuberías, en algunos casos taponamiento del ducto. Por todas estas consideraciones es muy importante aplicar un conjunto de programas de limpieza, protección catódica, tratamiento químico y mantenimiento de ductos.

II. FACTORES QUE AFECTAN EL DESGASTE DE TUBERIAS

Comprender mejor los mecanismos de corrosión, nos ayuda a aplicar un adecuado programa de mantenimiento para cada situación particular, dentro del proceso de producción de hidrocarburos.

El agua de mar contiene: 82% de ClNa , 3% CaCl_2 y 15% MgCl_2 ; lo que le da un carácter corrosivo y agente contaminante. Similarmente el agua de formación es muy corrosiva y su actividad se conoce como dureza del agua y el grado de alcalinidad de los elementos simples y compuestos que están disueltos; tales como: dióxido de carbono (CO_2), oxígeno disuelto (O_2), ácido sulfhídrico (H_2S); los cuales son altamente corrosivos y el régimen de corrosión es función de la concentración del oxígeno; muy ampliamente estudiados por los expertos en la materia.

En general, todo ducto con cualquier tipo de fluido sufre un desgaste interno y externo. El interno es debido al movimiento de los fluidos, por efectos de la corrosión debido a la concentración de celdas galvánicas; corrosión por acción de bacterias sulfo-reductoras (BSR). El desgaste externo es debida a la acción corrosiva de los suelos, a la humedad relativa y a la concentración de oxígeno en la parte inferior de la tubería.

Entre los factores más comunes de desgaste de los ductos está el contenido de sedimento básico y agua (BS & W = Basic Sediment and Water) presente en el transporte de hidrocarburos líquidos.

Los sólidos hidrocarburos como parafinas y asfáltenos se adhieren y depositan en las paredes del tubo disminuyendo el área efectiva al flujo,

mientras las incrustaciones (scale) causan picaduras (pits) que pueden llegar a perforar el ducto o recipiente.

Cuando un oleoducto no trabaja completamente lleno de crudo, se forma un volumen muerto que es ocupado por gas natural que contiene CO₂, H₂S y vapor de agua, causando picaduras en el ducto (generalmente en la posición 12.00 hrs.).

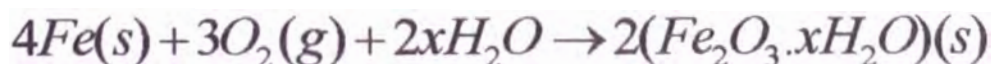
Para mantener libre de sedimentos y agua, a los ductos se les hace una o dos limpiezas mecánicas por mes, según el caudal de flujo y el contenido de B&S.W.

La salinidad del crudo es otro factor muy determinante en el desgaste interno del ducto y debe ser tratado en la planta mediante tratadores y desaladores antes de ser transferido al oleoducto principal.

III. ECUACIONES DE REACCION EN LA CORROSION

La química de la corrosión puede comprenderse mejor mediante las siguientes ecuaciones de reacción:

1. Oxidación del Hierro



2. Ácido Clorhídrico





3. **Ácido sulfhídrico**



4. **CORROSION POR CO₂**



5. **HIDROLISIS DE SALES**



IV. **PROTECCION CONTRA LA CORROSION**

A. **LA OXIDACION**

Es una transformación definida como oxidación o desgaste de los metales (Fe), bajo la acción de un agente o medio contaminante, ya sea como gas, líquido o sólido.

La corrosión es el efecto de un proceso electro-químico basado en las teorías de Svante A. Arrhenius de **disociación electrolítica** (formación de iones en las soluciones llamados electrólitos como el NaCl) y el **principio de aereacción diferencial de Evans-Faraday** que postula la formación de una película superficial invisible de óxido en la superficie metálica que previene el contacto entre el metal y la solución.

B. INHIBIDORES DE CORROSION

Para contrarrestar los efectos mencionados se utilizan inhibidores de corrosión, que son sustancias químicas que estando en pequeñas cantidades retarda o detiene las reacciones en cadena o reacciones de radicales libres durante un periodo de inhibición.

De tal manera, que las reacciones electrolíticas se neutralizan al formarse una barrera o película aceitosa filmica (hidrófoba) que protege la superficie del metal por adsorción; disminuyendo la tendencia del metal a reaccionar con la solución y por lo tanto, reduce la concentración corrosiva porque actúa como un diluyente.

El Ingeniero de Facilidades también diseña los equipos de inyección de productos químicos y por lo tanto, debe conocer los principios básicos de la ingeniería de corrosión.

C. PROTECCION CATODICA

La **corrosión** puede ser definida como la facilidad de oxidación, cuyo mecanismo, aún no se comprende totalmente, pero su naturaleza básica

consiste en un proceso electroquímico. La corrosión puede ser evitada de varias maneras, una de ellas es pintar la superficie metálica o recubrirla con películas anticorrosivas o cambiando las propiedades electroquímicas de un metal propenso a la corrosión. Si por ejemplo, un metal va conectado con otro más activo, éste se corroe preferentemente y se denomina **protección catódica**, en la que el metal protegido viene a ser catódico con respecto al más fácilmente oxidable, y por lo tanto, anódico.

Este tipo de protección está basado en la diferencia de potencial de un flujo de corriente que circula entre el elemento más activo u oxidable (ánodo de Al, Mg o Zn) el cual se corroe fácilmente y el metal menos activo o catódico a ser protegido (hierro). Este método se utiliza para proteger tanques, tratadores, tuberías de acero enterradas, cascos de barcos etc.

V. PROGRAMAS DE TRATAMIENTO QUIMICO

Los programas del tratamiento químico se aplican desde el fondo del pozo hasta la entrega final en la planta de fiscalización. Se inyecta a los equipos de subsuelo, en las líneas de flujo del múltiple de recolección (manifold), en baterías, plantas de separación y tratamiento de crudo, en la planta de captación y tratamiento de agua de mar (Ocean Plant), en las estaciones de inyección (ZA-951, CA-605), en las líneas del sistema de inyección y producción.

En la Lote 1-AB se aplica en todas las plantas sin excepción, líneas de flujo, troncales de recolección, líneas de transferencia entre plantas, es decir, se protege todo el sistema de producción.

TABLA 3.1 TRATAMIENTO QUIMICO EN UN PROYECTO DE RECUPERACION SECUNDARIA, TALARA, PERU.

I. SISTEMA DE INYECCION (MES: ABRIL - 1991)								
ITEM	QUIMICA	Producto	Compañía	CONSUMO MENSUAL EN GALONES	COSTO PRODUCTO U.S \$/GAL	COSTO MENSUAL U.S \$	VOL. TOTAL TRATADO BBLs.	COSTO TRAT. U.S \$/BBL
1	Biocida	B-266		332	13.63	4,525.16		
2	Biocida	CX-7681		275	13.23	3,638.25		
3	Biocida	CX-105		85	14.00	1,190.00		
4	Scale inh.	CW-1213		199.7	7.75	1,547.68		
5	Oxigen-scav.	OS-50		145.1	2.15	311.97		
6	Antifoam	DF-553		33.5	8.95	299.83		
Total						11,512.88	2'016,100	0.00571

La Tabla 3.1 muestra los productos químicos utilizados en el tratamiento químico en el sistema de inyección y producción del Proyecto de Recuperación Secundaria durante el mes de Abril del año 1991 y su respectivo costo por barril de agua y crudo tratado.

II. SISTEMA DE PRODUCCION (MES: ABRIL- 1991)								
ITEM	QUIMICA	Producto	Compañía	CONSUMO MENSUAL EN GALONES	COSTO PRODUCTO U.S \$/GAL	COSTO MENSUAL U.S \$	VOL. TOTAL TRATADO BBLs.	COSTO TRAT. U.S \$ / BL.
1	Inh.Corrosión	COAT-507	Baroid	104	4.59	477.36		
2	Inh.Corrosión	JR-2258	Champion	306	7.33	2242.98		
3	Inh.Incrustac.	CW-1213	Enerlink	15	7.75	116.25		
4	Inh.Corrosión	V-4401	Nalco	15	11.48	172.20		
5	Inh. Incrustac	JDT-44	Champion	45	8.00	360.00		
6	Inh.Incrustac.	JDP-64	Champion	129	11.25	1451.25		
Total						4820.04	170,757	0.0282

VI. PROGRAMAS DE LEVANTAMIENTO DE LINEAS

El factor meteorológico y climático, como la humedad latente del litoral (60-90%) y el ambiente tóxico de los gases es muy corrosivo, por lo que, se utiliza recubrimientos o pinturas anticorrosivas que impida o decelere la velocidad de corrosión.

En los primeros años del proyecto de recuperación secundaria, después del Fenómeno del Niño de 1983; se realizó un amplio programa de levantamiento de tuberías de producción (crudo, gas), líneas de inyección y ductos de agua fresca.

En la zona de Talara el tipo de suelo es muy corrosivo, donde la velocidad de corrosión está en el orden de 10 a 35 mills por año y los sistemas de protección catódica son de aplicación local y son más costosos, mientras que el levantamiento con soportes tipo “H” o tipo “polin” (tubos de 8” o 10” de diámetro por 4’ de longitud) son más prácticos, económicos y efectivos que aíslan la tubería del suelo; esto facilitó la inspección y mantenimiento posterior en caso de fugas y reparaciones.

Un **programa de levantamiento de líneas**, comprende los siguientes pasos:

1. Despresurizar la línea.
2. Desenterrar los tramos enterrados con una retro-excavadora.
3. Levantar la línea con una grúa y dejarla sobre soportes tipo “H” o polin según su ubicación y espaciados cada 33 pies (10m), en zonas de quebradas o lodazales se recomienda dejar sobre soportes tipo “H” de 6 pulgadas.

4. Asegurar la línea con seguros soldados sobre el polín con la finalidad de que no caiga al suelo por efecto de dilatación, contracción y vibración.
5. Las líneas que cruzan carreteras deben quedar enterradas y cubiertas con recubrimientos tipo “coal tar epoxy”, epoxy fenólico Novalaca EPN, poliésteres, y deben aplicarse en superficies bien preparadas para que la adherencia sea buena y protegidos por una conductora que permita la ventilación y drenaje en caso de lluvias. También se puede instalar ánodos de sacrificio en los cruces de carretera, con la finalidad de proteger al metal menos activo (cátodo) y el metal más activo (ánodo) se corroe.

VII. PROGRAMAS DE LIMPIEZA DE DUCTOS

La finalidad básica de la limpieza en oleoductos y gasoductos con tapones de neopreno (“pig”o chancho), llamado en la industria petrolera “chancheo de líneas” es mantener libre de sedimentos, parafina y sólidos la pared interna del ducto y remover las aguas estancadas en las catenarias del perfil del oleoducto.

En las líneas de inyección de agua salada, también se hace limpieza interna con tapones tipo escobilla para remover los sedimentos y sólidos. Cuando no se inyectaba por periodos largos (4 meses o más), se empaquetaba la línea con agua especialmente tratada, a fin de evitar la corrosión y formación de bacterias, cuando esto ocurría, las aguas estancadas salían de un color negro y fétido.

En la figura 3.1 se presenta un esquema de un programa mensual de limpieza de la red de oleoductos "HCT" del proyecto de recuperación secundaria en los campos de Talara, donde se muestra la secuencia y tiempos de viaje del chanco, el periodo de limpieza de la red duraba 10 días y se corría entre el 10 y 20 de cada mes.

En los primeros 12 años del proyecto la limpieza de esta red tenía dos frecuencias de limpieza por mes y la producción alcanzó 12,000 BOPD; cuando se redujo la frecuencia de limpieza a uno por mes durante los últimos 7 años del proyecto y la producción final fue 5,645 BOPD el régimen de corrosión aumentó y la frecuencia de reparación de los oleoductos se hizo más corta.

TABLA 3.2 PROGRAMA DE LIMPIEZA DE OLEODUCTOS.

PROGRAMA MENSUAL DE CHANCO EN OLEODUCTOS "HCT" - TALARA					
ENVIADO DESDE	RECIBIDO EN	L pies	D pulg.	Q BOPD	T DIAS
BATERIA ON-988	BATERIA OS-988	16,000	6	400	1
BATERIA OS-974	BATERIA OS-988	8,600	6	360	1
BATERIA OS-988	BATERIA CE-975	27,600	6	450	2
BATERIA SO-952	BATERIA ZA-951	8,000	4	600	0.2
BATERIA ZA-989	BATERIA ZA-951	7,600	4	250	0.5
BATERIA ZA-951	BATERIA CA-605	61,000	10	600	7
BATERIA CR-846	BATERIA FO-883	8,200	3	200	0.4
BATERIA FO-883	PLANTA HCT	8,500	6	250	1
BATERIA CA-603	BATERIA CA-605	7,600	4	350	0.3
BATERIA CA-605	PLANTA HCT	23,300	10	600	4

Por principio de operación las baterías de producción sólo deben bombear crudo limpio, libre de agua, con la finalidad de proteger internamente las paredes de los ductos.

Cuando se corre un chanco se suelda una cadena en la cola para seguirlo durante su viaje, a fin de determinar su velocidad y ubicación en caso de quedar obstruido en la línea, si así ocurriera se envía otro chanco. Con la aparición de los chancos inteligentes su seguimiento es mediante sistemas electrónicos.

El tiempo de viaje “T” de un chanco de diámetro “D” se puede determinar con la fórmula (3.0).

$$T = \frac{LD^2}{43.2Q} \quad (3.0)$$

Donde:

T= Tiempo de viaje en horas

L= Longitud de la tubería en pies.

D= Diámetro del chanco, en pulgadas.

Q= Barriles de fluido por día bombeados por la planta.

La siguiente tabla muestra la aplicación de esta fórmula para un sistema de inyección que se aplicó en Talara (recuperación secundaria), donde la calidad del agua de mar tenía que estar libre de sólidos en suspensión (TSS=total de sólidos suspendidos) y cuando no cumplían con las especificaciones recomendadas, se corrían hasta tres “chanceos” en una misma línea (chanceo es un término muy usado en el campo).

TABLA 3.3 PROGRAMA DE LIMPIEZA DE LINEAS DE INYECCION.

TIEMPOS DE VIAJE DE LOS CHANCHOS EN UN SISTEMA DE INYECCION DE AGUA DE MAR					PRIMER CHANCHO
DESDE	HASTA	L Pies	D pulg.	Q BWPD	T Horas
OCEAN PLANT	CENTRAL JOINTION	22,000	24	200,000	1.467
CENTRAL JOINTION	ESTACION INYECCION ZAPOTAL	10,000	18	130,000	0.577
CENTRAL JOINTION	ESTACION INYECCION CARRIZO	50,000	18	147,000	2.551
ESTACION INYECCION ZAPOTAL	CENTRAL	10,000	10	40,000	0.579
ESTACION INYECCION CARRIZO	TRAMPA DE LOBITOS	13,000	10	30,000	1.003
ESTACION INYECCION ZAPOTAL	TRAMPA DE ORGANOS SUR	23,000	14	128,000	0.815

VIII. CRITERIO PARA CAMBIAR TRAMOS DE OLEODUCTO.

Cuando el desgaste del ducto es crítico para la operación, el grosor de la pared ha disminuido a menos de 6.3 mm. (248 mills); tal que, la presión interna está cerca al límite de la presión de operación, y con varias fugas ya reparadas con grampas de emergencia, es muy urgente y prioritario, hacer una reparación o reemplazo de tramos críticos; los cuales son determinados por el inspector de Ingeniería Química & Corrosión y el Ingeniero de Facilidades.

El cambio de tramos en oleoductos que se encuentran en operación, se hacen siempre con programas previamente planificados, coordinados, controlados y supervisados por el Ingeniero de Facilidades con todos los departamentos involucrados de la empresa.

La razón principal de una reparación de ducto es el número de fallas por corrosión interna que ha tenido el ducto, debido a que es difícil saber con precisión el grado de desgaste interno del ducto y más aún, la ubicación de los “pits” con grosor mínimo y crítico. Los ingenieros de corrosión estudian este problema, analizando las fallas e instalando cupones de corrosión; y son ellos, los responsables de recomendar los tramos a cambiarse, haciendo mediciones de espesor de pared, aleatorios, de tramos que ya han tenido fallas; por regla general, se cambia los tubos que ya presentan más de tres fallas continuas y el grado de desgaste externo es muy evidente.

IX. COSTOS DE MANTENIMIENTO DE DUCTOS

Los costos de mantenimiento de ductos en cada empresa son variables dependiendo de las condiciones operativas en cada región. Así, en la Lote 1-AB de la Selva, las condiciones climáticas, el exuberante bosque, el tipo de suelo arcilloso y ondulado, hace que la reparación de un oleoducto sea más costoso que en la costa; porque la logística del trabajo implica el uso de equipos costosos, en algunos casos se utiliza helicóptero para transportar los tubos. Mientras que en la costa es más viable y económico los trabajos de mantenimiento de oleoductos, el clima y las condiciones del terreno permiten trabajar con facilidad este tipo de trabajos.

La tabla 3.4 muestra los costos de reparación en el proyecto de recuperación secundaria en Talara durante el año 1992 y comprenden 4 tipos de trabajo (A,B,C,D):

Tipo A = costo de levantamiento sobre polines y limpieza de líneas que están sobre el suelo o semienterradas.

Tipo B = costo de reemplazo de líneas que están sobre el suelo o está semienterradas.

Tipo C = costo de desenterrar, levantar sobre polines y limpiar líneas que están enterradas entre 1' y 4' de profundidad y que no son cruce de carretera.

Tipo D = costo de reemplazo de líneas enterradas de 1' a 4' de profundidad en cruce de carreteras empleando recubrimiento de pvc, marca "Polyken".

TABLA 3.4 COSTOS DE MANTENIMIENTO EN COSTA AÑO 1992

Tubo=40'		Tipo A		Tipo B		Tipo C		Tipo D	
Diám	SCHD	\$/tub	\$/ft	\$/tubo	\$/ft	\$/tub	\$/ft	\$/tub.	\$/ft
3"	40	16.00	0.40	283.90	7.10	114.10	2.85	422.00	10.55
4"	40	16.60	0.42	356.20	8.91	125.60	3.14	525.20	13.13
6"	40	17.70	0.44	622.30	15.56	137.60	3.44	822.20	20.56
8"	40	25.90	0.65	932.40	23.31	156.70	3.92	1,152.60	28.82
10"	40	34.20	0.86	1,192.70	29.82	186.80	4.67	1,459.90	36.50
10"	60	38.10	0.95	1,451.20	36.28	190.70	4.77	1,718.40	42.96
12"	60	43.70	1.09	1,544.80	38.62	207.20	5.18	1,839.00	45.97
14"	60	49.40	1.24	1,641.90	41.05	223.80	5.60	1,963.00	49.08
18"	40	94.50	2.36	2,026.60	50.66	290.70	7.27	2,412.90	60.32
20"	40	149.60	3.74	2,066.00	68.87	367.60	12.25	2,490.00	83.00

X. EJEMPLO DE APLICACION EN COSTA

PROGRAMA DE REPARACION DE UN OLEODUCTO DE 6" EN EL CAMPO, TALARA.

PASO i.- Programación y trabajos previos

1. Se determinan los tramos, ubicaciones y longitudes a ser cambiados en el oleoducto de 6" entre las baterías 974 y 998 de Órganos Sur.

2. Se tiende la tubería en los lugares indicados, se prepara los “tramos” (2 ó más tubos soldados); se debe contar con el equipo necesario para realizar este trabajo como: una retro-excavadora, una grúa, un equipo de soldadura completo. Los tramos a cambiar fueron:

TRAMO	LOCACION		LONGITUD en Pies	No de Tubos (1 tubo=40')
1	0+190	0+430	240	6
2	0+560	0+600	40	1
3	0+780	0+940	160	4
4	1+760	1+900	140	3.5
5	2+290	2+310	40	1
6	2+240	2+440	40	1
7	2+560	2+640	80	2
8	3+590	3+670	80	2
9	3+780	3+840	80	2
10	3+970	4+010	40	1
11	4+540	4+740	200	5
12	4+790	4+850	60	1.5
TOTAL			1200 Ft.	30

PASO ii.- Trabajos de reemplazo

Los trabajos fueron programados para el día 16 de Junio a las 06.00 horas y se terminaron a las 18.00 horas del mismo día.

Miércoles 16 de Junio de 1993

06:00 – 07:30 hrs. Inicia y completa el desplazamiento del oleoducto entre

las baterías OS-974 y OS-998. Se usará 200 barriles de agua de inyección (doble del volumen del oleoducto) y bomba de la batería OS-974.

07:30 – 13:30 hrs. Reemplaza 12 tramos.

13:30 – 15:30 hrs. Limpia línea y prueba hidrostáticamente con 600 psi.

15:30 – 18:00 hrs. Inicia y completa desplazamiento del agua contenida en el oleoducto con 107 barriles de crudo HCT, utilizando la bomba de la batería OS-974.

18:00 hrs. Se reinicia el bombeo normal.

Medidas de seguridad durante los trabajos de reemplazo

1. Realizar, previo a los trabajos (una semana antes), una “**reunión de coordinación**” entre todos los departamentos involucrados (mantenimiento, producción, operaciones, seguridad industrial y comunicaciones) para evaluar los requerimientos y acciones a seguir, según el programa preparado.
2. Designar un ingeniero de facilidades o ingeniero de producción, responsable de dirigir, controlar y fiscalizar todos los trabajos programados, quien coordinará con los otros supervisores de departamentos. Antes de iniciar el trabajo, dar charlas de seguridad relacionado a las labores por ejecutarse.
3. Aislar con platos ciegos los extremos del oleoducto y todas las troncales que ingresan al sistema. Realizar el desplazamiento del crudo con agua (entre 1.5 a 2. veces de su capacidad). Ninguna batería debe bombear crudo al sistema.

4. Todos los trabajos en caliente (soldadura) deben tener la autorización escrita por el personal de seguridad en el mismo lugar de los cortes, previa verificación con el detector de explosímetro, que no existe gas inflamable en la tubería.
5. Contar en el lugar con extintores portátiles de 30 libras y extintores rodantes de 150 libras y demás implementos de seguridad y protección al trabajador.
6. Contar con un plan de emergencia contraincendio y plan de contingencia en caso de derrames.
7. Terminado el trabajo de reemplazo, se efectúa un desplazamiento con agua para limpiar el oleoducto y se hace la prueba hidrostática durante el día (mínimo por 4 horas), se retiran los platos ciegos y se reinicia el bombeo normal.

Comentarios

- A. La batería OS-974H producía 180 BOPD y tenía un tanque de almacenamiento de 2000 barriles (8 días de almacenamiento).
- B. Para este trabajo se utilizó 2 grúas de 20 toneladas de capacidad, una retro-excavadora, dos equipos de soldadura y una cuadrilla de gasfiteros.
- C. Este oleoducto tenía una longitud de 2.6 Km. (8500 Ft.) y se reemplazó el 14% de su longitud total, lo que nos indica el grado de desgaste de la tubería, tanto corrosión externa como interna.

- D. El costo de este trabajo estuvo conformado por tres rubros: costo de materiales (U.S.\$ 13,400), costo de equipos (U.S.\$ 6,800) y costo de mano de obra (U.S.\$ 1,300).
- E. El costo total del trabajo fue de U.S.\$ 21,500 resultando un costo por pie de \$ 17.92, que comparado con la tabla 3.4 hay una diferencia de \$1.92.

XI. EJEMPLO DE APLICACION EN SELVA.

PROGRAMA DE REPARACION DE UN OLEODUCTO DE 10" EN LA AMAZONIA.

Las condiciones del terreno, el clima, el transporte de materiales y equipos pesados en la zona y la operación misma en la Amazonía hacen que los trabajos de reemplazo sean de mayor duración y dificultad; los costos de reparación de los oleoductos en la selva son más caros que en la costa.

Los cambios de tramos en ductos que se encuentran en operación deben hacerse siempre con programas previamente planificados, coordinados, controlados y supervisados por el Ingeniero de Facilidades con todos los departamentos involucrados de la empresa.

Similarmente al caso anterior se preparó un programa de reemplazo y se ejecutó el trabajo bajo la supervisión de un Ingeniero de Facilidades, siguiendo las normas y procedimientos de trabajo establecidos, se tomó placas radiográficas en las costuras y se detectó algunas fallas en el relleno y se subsanó los problemas. Se probó hidrostáticamente con 1,700 psi y finalmente se puso en operación.

Se presenta la tabla 3.5 de costos reales del tendido de 7.825 Km (25,666 pies) con un costo total de U.S.\$ 843,000 (32.95 \$/pie) de línea de 10", donde el 66% del costo total representa los materiales, 18% el costo de equipos y 16 % el costo de mano de obra.

XII. CONCLUSIONES

1. Un adecuado programa de control químico de inhibidores de corrosión en todo el sistema de producción y inyección permitió mantener los ductos en optimas condiciones de operación, dado que este método protege las instalaciones de subsuelo y de superficie.
2. Los programas de protección catódica y/o corriente impresa se utilizaron eficientemente en los primeros siete años del proyecto de Recuperación Secundaria en las tuberías enterradas de producción e inyección, luego del Fenómeno del Niño de 1983 la resistividad del suelo cambió debido a su alta saturación de agua y sales disueltas y la velocidad de corrosión se incrementó, por lo que se inició un programa de desenterramiento y levantamiento de líneas en 1985.
3. Un programa de limpieza periódica y continua para los ductos de transporte de fluido permite alargar la vida útil de la tubería bajo condiciones técnicas de presión y temperatura de operación con un factor de seguridad que sea confiable y seguro.
4. El objetivo de todo mantenimiento predictivo y preventivo en ductos que transportan hidrocarburos es minimizar los riesgos de derrame por falla en los oleoductos, manteniendo la producción constante, una

inspección visual semanal en oleoductos antiguos es recomendable en toda operación petrolera.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Surface Production Operations & Equipment by RIKE SERVICE, INC P.O Box 13788- New Orleans, Louisiana 70185-3786-Telf. 504-827-0161, Edition 1983.
2. Refinery Chemical from the Energy Chemicals Division of Exxon Chemical Company. Seminario sobre control de corrosión dictado en Los Organos el 30-03-89.
3. Operator's Handbook by Tenneco Oil Company, Gulf Publishing Company, 1961 Houston , Texas.

FIG. 3.1 PROGRAM MENSUAL DE LIMPIEZA EN OLEODUCTOS.

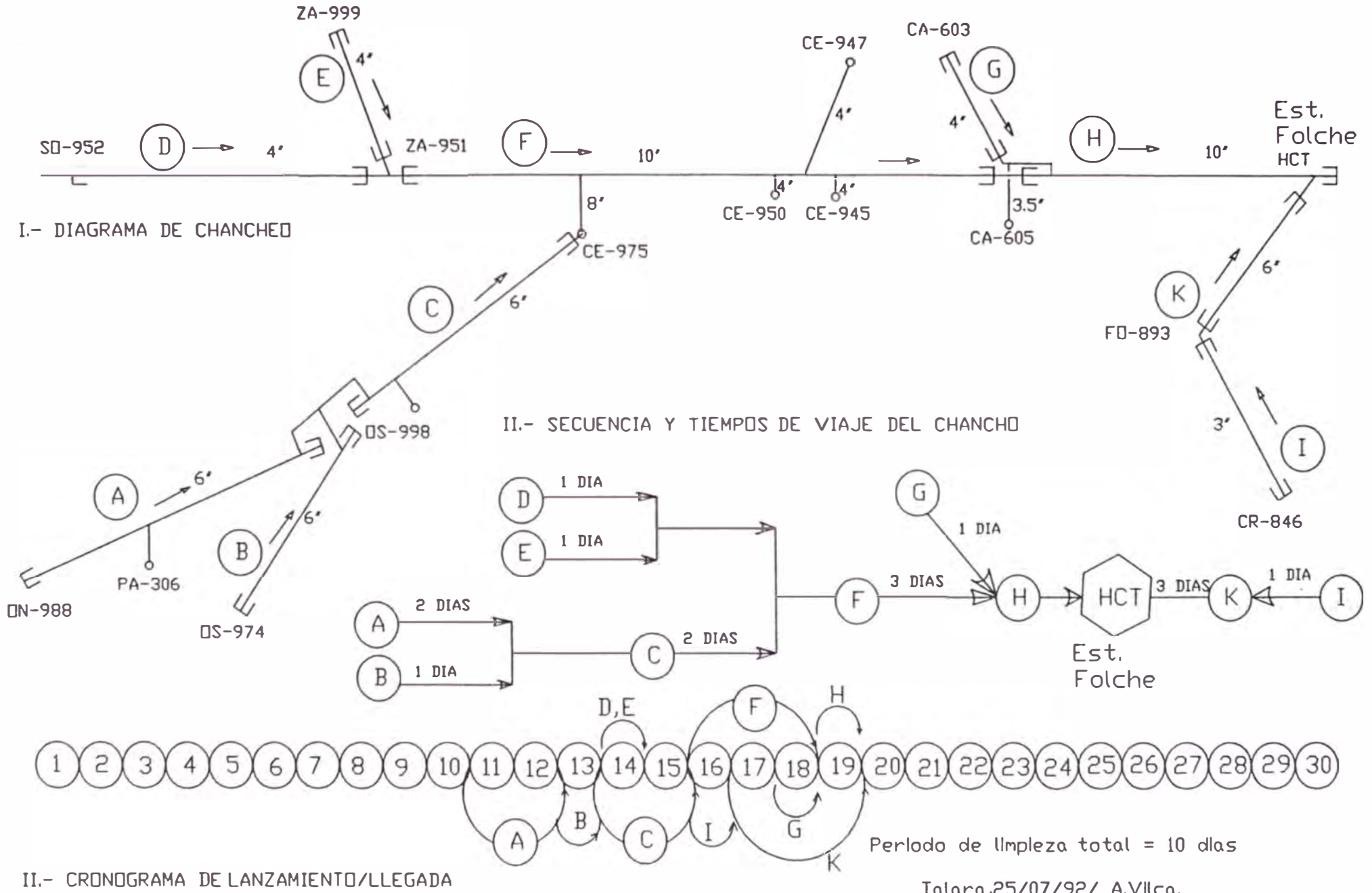




FOTO 3.1 PROGRAMAS DE MANTENIMIENTO DE DUCTOS; Los cambios de tramos en ductos que se encuentran en operación se hacen siempre con programas previamente planificados, coordinados, controlados y supervisados por el Ingeniero de Facilidades con todos los departamentos involucrados de la empresa, porque la logística del trabajo implica el uso de equipos costosos, en algunas casos se utiliza helicóptero para transportar los tubos(caso Selva) mientras que en la costa es más viable y económico; En la foto se observa tres equipos: una grúa, retro-excavadora y unidad de soldadura cambiando un tramo de 18" en Carrizo, Talara,



FOTO 3.2 PROGRAMAS DE LIMPIEZA EN DUCTOS; La finalidad básica de la limpieza en oleoductos y gasoductos con tapones de neoprene ("pig"o chanco), llamado en la industria petrolera "Chanqueo de líneas" es mantener libre de sedimentos, parafina y sólidos la pared interna del ducto y remover las aguas estancadas en las catenarias; En foto se observa una trampa de recepción del "chancho" en la Bateria de Zapotal-951 en Talara.

CAPITULO 4

CEMENTACION DE TANQUES CON FUGA EN EL FONDO

I. INTRODUCCION

Los tanques de acero para almacenamiento de hidrocarburos, en general, sufren un desgaste interno y externo por la corrosión, como se explicó en el capítulo 2. Para que exista corrosión hay cuatro condiciones básicas: polo positivo (cátodo), polo negativo (ánodo), conductor eléctrico y conductor iónico (electrolito).

El electrolito es una solución líquida, por lo general es el agua de formación que también conduce la electricidad; entre el ánodo y el cátodo se produce una diferencia de potencial eléctrico (voltios) que genera un flujo de corriente (electrones), el cual produce siempre una oxidación en el ánodo y una reducción en el cátodo (ref.2). Para detener la reacción redox (corrosión) es necesario aislar el acero del electrolito, aplicando protección catódica o utilizando recubrimientos (pintura), previa preparación de la superficie como se explica en el capítulo 9.

Es práctica común en el campo, cementar la base del tanque cuando presentan muchas perforaciones, siendo esta una solución parcial al problema, como se demostrará con un ensayo experimental y analítico; se cita dos casos reales.

II. CORROSION EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO.

Un tanque de almacenamiento de hidrocarburos sufre corrosión en tres áreas: fondo, cuerpo lateral cilíndrico y techo, la más severa y crítica es generalmente el fondo, en segundo lugar el techo y por último, la zona de contacto permanente con el agua en la pared lateral.

Existen diferentes tipos de corrosión en el tanque mismo, tales como: corrosión galvánica, corrosión por picaduras, corrosión por grietas y corrosión superficial.

La corrosión galvánica ocurre cuando diferentes metales se encuentran en contacto, el metal más activo (ánodo) se corroe para proteger al metal menos activo (cátodo), un ejemplo es la escama de laminación (mill scale) que se forma en el acero (cátodo) y el acero mismo es más activo (ánodo).

La corrosión por picadura ocurre cuando las fuerzas de corrosión se concentran en pequeñas áreas dentro del metal y no en la superficie, produciendo unas perforaciones muy pequeñas llamadas "pits" muy común en el fondo del tanque.

La corrosión por grietas ocurre cuando existe un espacio pequeño entre dos elementos estructurales, cordones de soldadura mal acabados, alrededor de pernos y remaches donde la velocidad de corrosión es mayor que en superficie.

Ya que es imposible eliminar el medio ambiente (electrolito) y el substrato (acero), se utiliza recubrimientos orgánicos y epóxicos para proteger el recipiente.

La corrosión superficial es aquella que se produce en forma homogénea y general sobre la superficie del metal formando óxidos, es causada por el agua, la humedad, el oxígeno y otros agentes como los vapores de agua salada, etc.

Corrosión externa ocurre por la contaminación del suelo por aguas residuales del pozo, el cual cambia la resistividad de un suelo no contaminado de alta resistividad (34,000 a 42,000 ohmio-cm) a un suelo contaminado de baja resistividad (160 a 1,500 ohmio-cm); también ocurre por la humedad más electrolitos y presencia de oxígeno, para reducir este desgaste del metal, los tanques se asientan sobre arena limpia de río sin crudo (**no sand-oil**) y grava; también se diseña un sistema de protección anódico de grafito o fierro-silicio.

Corrosión interna ocurre por el estancamiento del agua de formación con alto contenido de sal, acumulación de sedimentos y sólidos, como sulfuros de fierro (Fe_2SO_3), óxidos de fierro (FeO), productos de la corrosión en las tuberías que son arrastrados finalmente al tanque, o ataques bacterianos en los puntos donde falla primero el recubrimiento epóxico.

Los tanques de almacenamiento de crudo de 10,000 barriles de capacidad del Lote 1-AB de la Selva, después de un periodo de trabajo de 5,5 años a más, sufren un desgaste en el fondo tanto externo como interno.

Los tanques de lavado (ver fig. 4.1) trabajan con 64% de su volumen con agua mezclada (salada y fresca) y con alta temperatura entre 140 a 190 ° F, después de un periodo de trabajo de 3 años a más, sufren también desgaste en el fondo que es necesario cambiarlo.

Normalmente, la velocidad de corrosión general para el acero al carbono en crudo a temperatura ambiente es 2 mils por año (0.05mm por año) y este se incrementa con la temperatura y la concentración del electrolito; cuando la velocidad promedio de corrosión es mayor de 10 mils por año se recomienda aplicar recubrimiento epóxico.

Internamente, los tanques son normalmente protegidos con un recubrimiento tipo epóxico-fenólico para altas temperaturas del fluido porque resisten mejor a los ácidos, y también recomiendan un sistema de protección catódica, instalándole seis ánodos de sacrificio de magnesio o aluminio de 90 libras cada uno.

En los tanques de agua salada de las estaciones de inyección de Zapotal, Carrizo y la planta de tratamiento (Ocean Plant) en Talara, se aplicó los dos sistemas de protección (recubrimiento y ánodos) y se reemplazó el fondo en uno de ellos por severo desgaste, y en otro caso, se cambió el techo.

Los tanques empernados se corroen más rápidamente que los tanques soldados, debido a que las fallas se presentan en los traslapes o juntas del exterior al interior del tanque.

El techo interno de un tanque debe protegerse de los gases corrosivos aplicándose recubrimiento o pintura. Los gases corrosivos son: anhídrido carbónico (CO₂) en mayor porcentaje, ácido carbónico (H₂CO₃) en pequeñas cantidades y trazas de sulfuro de hidrógeno (H₂S). El gas natural también contiene vapor de agua que se condensa formando gotas y adheridas a la pared son corrosivos. Los tanques de abastecimiento de agua salada en las estaciones de inyección se empaquetan con gas natural (gasket) con 1-2 onzas de presión para que no ingrese oxígeno al tanque.

III. CEMENTACION DE TANQUES CON FUGA EN EL FONDO.

Como experiencia profesional, esta práctica común en el campo, de cementar la base de un tanque cuando presenta muchas perforaciones no es técnica ni viable; como se demostrará con estos dos casos reales.

CASO 1

Se aplicó la cementación al fondo de un tanque de fiscalización de 10,000 barriles (55 pies de diámetro y 24 pies de altura) en la Estación de Folche en Talara; se cementó una altura de 6 pulgadas con una mezcla recomendada por una compañía especialista en cementación de pozos.

Pasado el tiempo de curado (21 días), se hizo la prueba hidrostática y se encontró que había una fuga continua a través de los orificios perforados por la corrosión; por lo tanto, se decidió cambiar totalmente el fondo del tanque con planchas de 3/8 de pulgada, con un costo de U.S \$ 40,000.00.

La razón principal de la falla, fue la carga de fluido sobre el fondo y la temperatura ambiental que generó un micro anillo entre la pared del tanque y el cemento por el cual se filtró el agua.

La aplicación de una masilla epóxica alrededor del anillo, no mostró buena adherencia entre los tres cuerpos diferentes (fierro-masilla-cemento). Sabemos, que cuando el metal es muy liso, no hay anclaje para una buena adhesión de cuerpos químicamente diferentes, como se explicará en el capítulo 9.

CASO 2

Este caso ocurrió en la planta de Jibarito del lote 1AB-Selva, la bota de gas del tanque de lavado de 10,000 barriles, presentó una fuga de petróleo y agua de 63 BPD, a través de un orificio de 3/16" (calculado) en la base, cuya plancha era de una pulgada de espesor.

El 14 de Setiembre de 1998, nos reunimos con el jefe de área de Jibarito y el supervisor de soldadura, para analizar y evaluar la reparación más técnica de la bota de gas del "Wash Tank" T-2702 que presentaba una fuga en el fondo por corrosión interna, como se determinó posteriormente por inspección visual.

Como alternativa de solución se analizó la posibilidad de reemplazarlo con la bota del antiguo "Wash Tank" T-2704 que se encontraba desarmado, pero había el inconveniente que tenía diferente altura (40') y todas sus conexiones había que modificarlos para instalarlo; lo cual era muy costoso.

La otra alternativa era cementar 6" el fondo de la bota, utilizando una mezcla de cemento especial, previamente había que hacer una **prueba testigo de ensayo**, antes de aplicar esta alternativa.

IV. PRUEBA TESTIGO DE CEMENTACION.

El objetivo de la prueba testigo (modelo a menor escala) es estudiar el comportamiento del cemento y el acero con la temperatura. La alta producción de fluidos en los pozos del lote 1-AB, con alto corte de agua (96 %) y la alta temperatura con la que salen del pozo entre 240°F y 210°F, hacen que el tratamiento y mantenimiento de los equipos de separación como separadores, tratadores, tanques, sean de especial consideración, en cuanto a su reparación y mantenimiento preventivo. Un tanque de lavado de 10,000 barriles, trabaja con un colchón de agua de 13 pies de altura y una temperatura de 140°F.

ANALISIS Y DISCUSION

Cuando el agua se calienta de 40 °F a 200 °F se expande 4 % de su volumen y también se dilata el tanque en un volumen proporcional al incremento de temperatura, multiplicado por el factor de expansión del acero que es de 0.0000065 in./ in.°F.

Esta dilatación y expansión del tanque genera un micro-anillo al rededor del cemento fraguado en el fondo del tanque por el cual escurre el agua y sale por el orificio, que también se dilata y aumenta de tamaño. Por otra parte, el concreto también sufre agrietamientos por las contracciones y

dilataciones causadas por la variación de temperatura.

Para comprobar este análisis se preparó un testigo en un tubo de 6" (schedule 40), se soldó la base con una plancha de ¼" y se hizo un orificio de ½" en el centro. Ver el diseño en la figura 4.2, los resultados experimentales y los cálculos matemáticos en el ejemplo 4.1.

PREPARACION Y PRUEBA DEL CEMENTO

Se preparó una mezcla de cemento con 35% de silica-fluor y 2 % de cloruro de calcio, una composición muy parecida a la que se usa para cementar pozos.

Para el ensayo se usó 5.7 Kg. de cemento estándar, 2 Kg. de silica-fluor y 0.100 Kg. de cloruro de calcio y se añadió un galón de agua (3.78 litros) y se llenó el tubo de 6" hasta una altura de 8", al cabo de 12 horas el fraguado era 100% y presentaba cierta dureza; pero se dejó en proceso de curado un tiempo de 4 días, luego del cual, se determinó que el peso específico era de 1.433. El testigo así obtenido se llevó al laboratorio de Capahuari Sur y se rellenó con agua calentada a 170 °F, y al cabo de 3 horas no se observó ninguna fuga de agua a través del orificio.

El siguiente paso fue calentar el testigo con soplete uniformemente hasta alcanzar una temperatura aproximada de 250°F, observándose una dilatación de 0.063 pulgadas con respecto al diámetro, luego se añadió agua fría y al cabo de 3 minutos se observó una pequeña filtración a través del orificio, se dejó el tubo con agua y después de 12 horas el nivel de agua bajó ½ " (175 cc.) y después de 36 horas bajó ¾" (350 cc.).

El siguiente paso fue cerrar el tubo de 6", llenarlo con agua fría y aplicarle una presión de 100 psi y determinar la cantidad de fuga por minuto, obteniéndose 1 cc/min.

Al calentar simultáneamente el tubo y el agua hasta una temperatura de aproximadamente 250°F se observó un incremento rápido en la presión hasta 200 psi, al regularlo a 20 psi se observó una pequeña fuga que no fue posible medirla.

El modelo, descrito líneas arriba intentaba simular y demostrar que un tanque con fondo cementado para sellar los orificios por corrosión, bajo una temperatura de 190°F y una carga hidrostática de 20 pies de altura, sufre una expansión térmica, creándose un micro- anillo alrededor del concreto, siempre aparece una fuga a través de los orificios, por lo que se recomienda no cementar un tanque o Bota de gas.

La conclusión era evidente: dos cuerpos diferentes (cemento y acero) en contacto sufren dilatación diferente, directamente proporcional al cambio de temperatura y al coeficiente lineal de expansión termal.

El procedimiento de reparación consistía básicamente en sellar los orificios con una capa de Resilón (producto químico para pegar concretos) y luego aplicar una lechada de cemento con 35% de silica fluor y 2% de cloruro de calcio, de tal manera que cubra una altura de 6" el fondo de la bota de gas (gas-boot) que tiene 6 pies de diámetro. Este trabajo requería el siguiente material con su respectivo costo:

Material	Costos
	U.S. \$
06 kits de Resilon	354
- 16 Bolsas de cemento	112
- 05 Bolsas de Silica-Fluor	100
- 15 Kg. de cloruro de calcio	<u>14</u>
- Sub total	580
- Mano de obra (3 operarios y supervisor)	<u>420</u>
- Gran total de la obra.	U.S. \$ 1,000

La temperatura de trabajo en la bota de gas era de 188°F, el cual generaría una dilatación del acero alrededor del cemento como demuestran los cálculos teóricos y experimentales del ejemplo 4.1, formando un micro anillo por el cual se filtraría el fluido y salir por el orificio, como nos demostró el ensayo.

Es importante mencionar que el concreto también sufre dilatación y agrietamientos por las contracciones causadas por la variación de temperatura, por lo tanto, esta alternativa no era la mejor solución.

Finalmente se acordó que la mejor solución al problema sería reforzar internamente el fondo con una plancha de 3/8" x 6' de diámetro, para lo cual era necesario ponerlo fuera de servicio el tanque completamente y luego proceder a destaparlo, limpiarlo, inspeccionarlo, hacer la reparación, instalar dos ánodos y pintar la zona reparada. El costo de este trabajo, fue de U.S \$ 2,244.00 que a continuación se detalla:

Material	Costos
	<u>U.S. \$</u>
- 01 plancha de acero, 3/8"x4'x8'	354
- 06 galones de pintura Engard 482	490
- 05 galones de Thinner	<u>55</u>
- Sub total.	899
- Mano de obra	736
- Arenado y pintado	400
- Equipo de grúa	<u>209</u>
Gran total de la obra.	U.S. \$ <u>2,244</u>

V. CONCLUSIONES

1. Los tanques de almacenamiento de hidrocarburos no deben cementarse por razones estrictamente técnicas, como la dilatación diferencial entre el cemento y el acero, formándose un micro anillo internamente entre la base de concreto y la pared del tanque y el fondo mismo de la plancha corroída, lo que ocasionaría una pérdida de crudo y contaminación ambiental.
2. La alternativa más económica no siempre es la más técnica cuando se trata de reparar tanques con corrosión en el fondo, por lo que se recomienda reemplazar el fondo completamente cuando se haya perdido considerablemente el metal y la resistencia a la carga está muy cerca a su límite, pudiendo ocurrir un colapso.

3. Para prolongar la vida útil de un tanque de almacenamiento para hidrocarburos se recomienda programas de mantenimiento periódico para reducir costos, aplicando protección catódica y recubrimientos epóxicos.

REFERENCIA BIBLIOGRAFICA.

1. Marks Standard Handbook for mechanical Engineers by Baumeister, eighth edition.
2. Química, ciencia de la materia, la energía y el cambio por G. Choppin y B. Jaffe, Publicaciones Cultura S.A, México, 1970.
3. Corrosión Interna y externa en tanques por Ing. Jaime Baldeón Garibaldi, Dpto. Técnico de Sherwin Williams Peruana.

DILATACION DE TANQUES - ENSAYO EXPERIMENTAL Y CALCULOS MATEMATICOS

Ejemplo 4.1 .- Determine el diámetro del orificio en el fondo de un tanque que pierde diariamente 63 BPD, con una altura de liquido de 24 pies, trabajando a una temperatura de 188°F. También encuentre la dilatación de la base de 6 pies de diámetro para la Bota de Gas y 55 pies para el diámetro del tanque con una pérdida de 5 BPD.

Determine el espesor del micro anillo que se forma en el fondo del tanque cuando se cimente la base una altura de 6" y la temperatura se incremente de 90 a 188 grados Fahrenheit.

4-13

DATOS	TUBO 6" Ensayo Experimental	GAS BOOT 160 Bbls.	TANQUE 10,000 Bbls.
1.- Altura del cemento en la base	8"		
2.-Diametro de la base en pies.	0.5	6	55
3.- Altura del tanque en pies	1	32	24
4.-Espesor de la plancha en la base en pulgadas	0.25	1	0.25
5.-Altura del liquido " h " en pies	lleno	22	22
6.- Contante de descarga para orificios " C "		0.6	0.6
7.- Pérdida de liquido por el fondo en BPD " Q "	(350cc en 36 hrs.)	63	5
8.- Gravedad en pie/seg.2 "g"		32.2	32.2
9.- Constante "pi"		3.1416	3.1416
10.- Temperatura del liquido en el tanque en " ° F "	250	188	188
11.- Temperatura de referencia (ambiente) en " ° F "	90	90	90
12.- Coef.lineal de expansión termal (acero) en: pulg/pulg.° F @ 212 °F **		0.0000108	0.0000108
13.- Coef.lineal de expansión termal (concreto) en: pulg /pulg.° F@212°F **		0.0000080	0.0000080
CALCULOS			
1.- Orificio en el fondo $d = 12[.00026Q/C.pi.(2.g.h)**.5]**.5$ en pulg.	0.458	0.182	0.051
2.-Dilatación del acero $D = D_o(\text{Coef Term}).(\text{Temp.Trabajo})$ en pulgadas		0.076	0.699
3.-Dilatación del concreto $D = D_o(\text{Coef Term}).(\text{Temp.Trabajo})$ en pulgadas		0.056	0.517
4.- Espesor del anillo formado en pulgadas.	0.03150	0.010	0.091
	1/32"	1/128"	3/32"
** Datos obtenidos de Marks' Standard Handbook, pág 4-7			

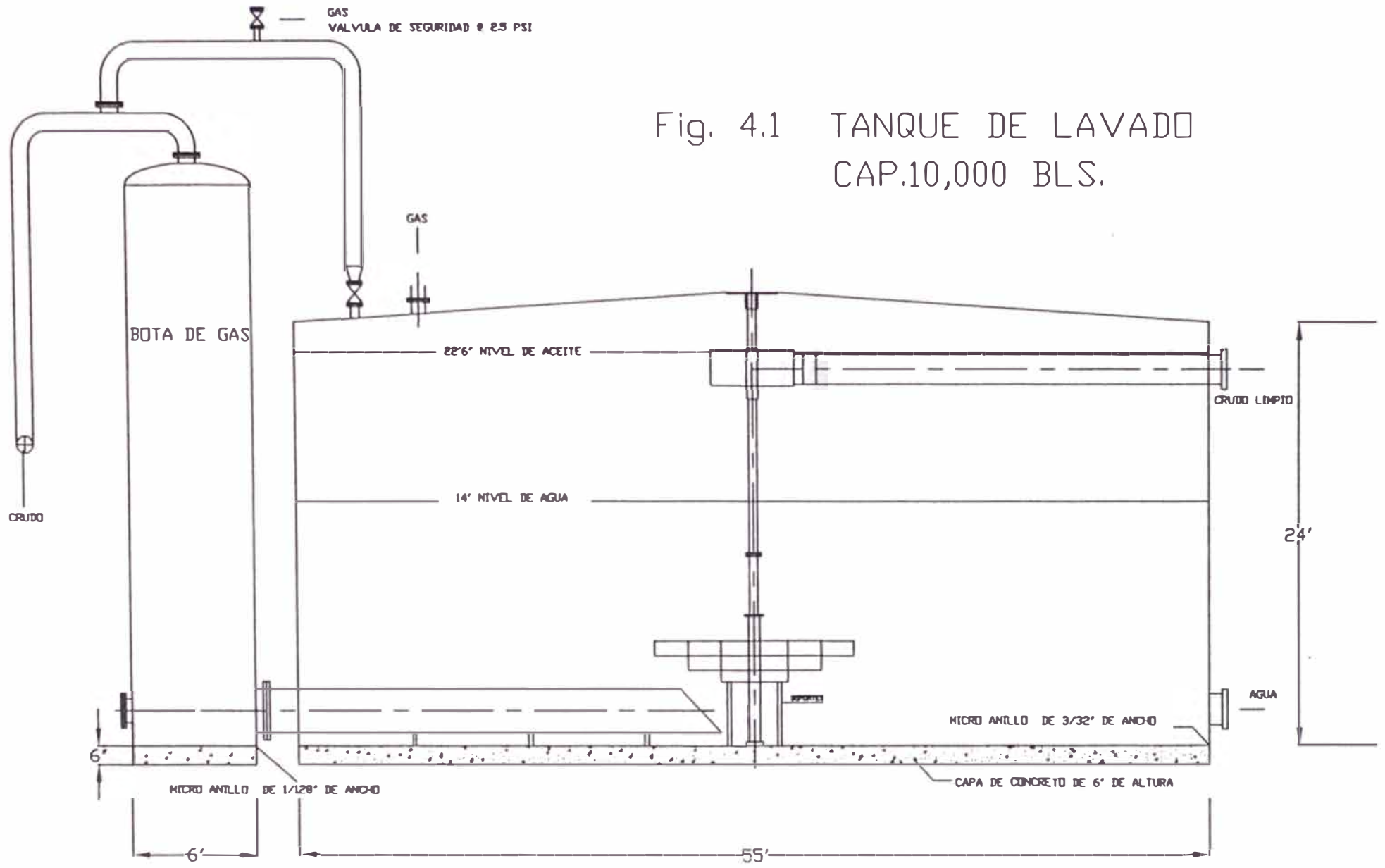


Fig. 4.1 TANQUE DE LAVADO
CAP.10,000 BLS.

JIBARITO PLANTA/SET.1998/A.V.S

FIG. 4.2 ENSAYO EXPERIMENTAL PARA DETERMINAR LA DILATACION DEL TANQUE

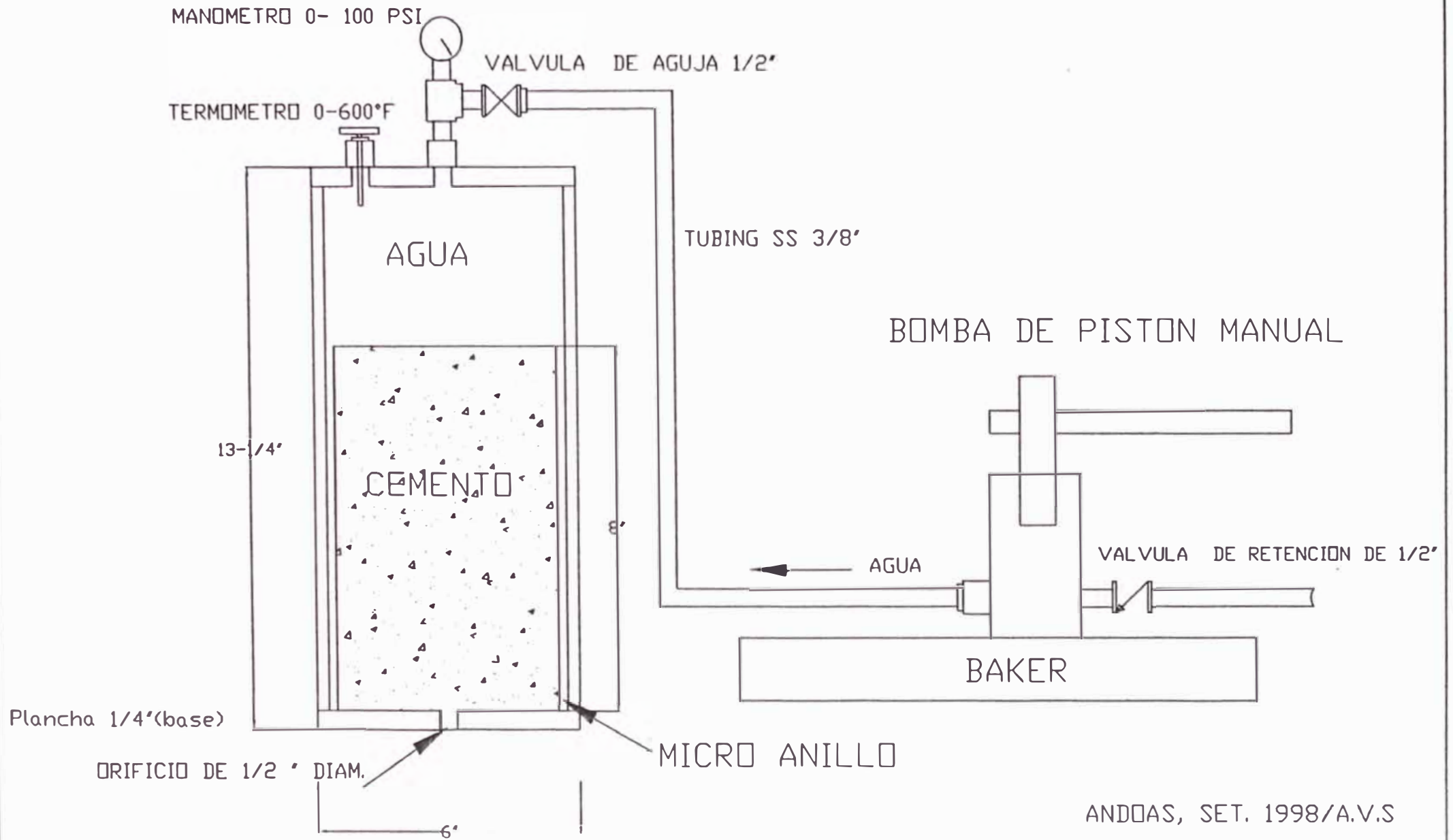




FOTO 4.1 BATERIA SATELITE CENTRAL 975-2 TALARA Las baterías de producción quedaron sobredimensionados y en los últimos años del proyecto se reemplazaron por baterías satélites, ya que a medida que se desarrolló el proyecto se hizo muchas modificaciones sustanciales en el proceso, una batería es un proceso dinámico, planeado y continuo; En la foto un manifold con 24 pozos, un gun-barrel de 150 barriles, un tanque de almacenamiento de 200 barriles, 4 tanques de prueba y una bomba de transferencia.



FOTO 4.2 “EL GRUPO DE APOYO” Fue una división del Dpto. de Operaciones del Proyecto de Recuperación Secundaria y estaba conformado por 5 secciones: Química & Corrosión, gasfitería, soldadura, wireline y Ocean plant con un personal de 60 trabajadores, y todos los que trabajamos en la empresa Occidental estábamos muy conscientes y fuimos responsables de la seguridad, la salud, el medio ambiente y constantemente estuvimos recibiendo cursos de entrenamiento e impartiendo charlas de seguridad industrial a todo el personal que trabajaba en nuestras operaciones tanto contratistas, como personal estable de la empresa; En la foto el personal de gasfitería frente a una batería satélite que construyeron.

CAPITULO 5

REDISEÑO Y AMPLIACION DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE CRUDO DE JIBARITO EN EL LOTE 1-AB DE LA SELVA

I. INTRODUCCION

El planeamiento de un proyecto de ampliación en una planta de tratamiento es generado por la gerencia general y la gerencia de operaciones de campo; los cuales a su vez, encargan su estudio de factibilidad a sus respectivos departamentos de planeamiento e ingeniería; una vez aprobado el proyecto por la gerencia general, se genera una cuenta de gastos (AFE) para cargar todos los gastos del proyecto.

Una de las responsabilidades del Ingeniero de Facilidades es redimensionar las facilidades de producción de una batería o planta. Inicialmente, cuando se diseña una batería, se tiene en cuenta la máxima producción esperada de fluido total (petróleo, agua y gas) de un yacimiento en particular, después de un periodo de producción, la batería se redimensiona, ampliando o reduciendo sus facilidades de producción, según los requerimientos de las operaciones.

Un redimensionamiento de batería implica lo siguiente:

1. Construcción y ampliación de facilidades de producción, programación de trabajos, control de costos, actualización de normas de diseño y técnicas de construcción.

2. Redimensionamiento de líneas de flujo para crudo, gas y agua, líneas de venteo de gas, drenaje de agua, múltiples de recolección, separadores, tratadores, desaladores, intercambiadores de calor, tanques de almacenamiento, etc.
3. Rediseño de bombas de transferencia, compresores, generadores, líneas eléctricas de distribución, unidad de transferencia automática de venta (Lease Automatic Custody Transfer = LACT), medidores de caudal de gas, petróleo y agua.
4. Automatización del sistema de tratamiento, con la finalidad de mejorar la operación y manejo de las variables de control.
5. Ampliación de la red contraincendio y recomendaciones de seguridad industrial, salud y medio ambiente.

Por lo general, una planta de producción se amplía por etapas según requiera la operación, siempre empezando por los trabajos de mayor prioridad, para mantener siempre operativa la planta las 24 horas del día, con seguridad y eficiencia.

En la costa, los reservorios de Talara son de gas en solución (Dissolved Gas Drive) y en la selva los reservorios del lote 1-AB son de impulsión por agua (water drive); lo que implica, que los sistemas de producción y tratamiento no sean los mismos; pero sí, algo parecidos.

Según mi experiencia de campo, las baterías de producción estuvieron sobre-dimensionados en el proyecto de recuperación secundaria.

En los últimos años del proyecto, las plantas se reemplazaron por baterías satélites, ya que a medida que se desarrolló el proyecto, se hizo muchas modificaciones sustanciales en el proceso, y parte de los equipos se transfirieron a la selva, optimizando así, los costos de operación de la empresa.

En los reservorios del Lote 1-AB de la selva, a medida que el corte de agua se incrementa (actual 97%) el volumen de agua aumentará; por consiguiente, fue necesario ampliar la capacidad de tratamiento de la planta. También, cuando se perforan nuevos pozos la producción aumenta, de la misma manera, las facilidades de producción se modifican para mejorar el tratamiento de crudo en cuanto a calidad.

En Abril de 1966, algunos equipos de tratamiento, como tratadores térmicos, desaladores y otros fueron transferidos de la costa a la selva, vía Talara-Panamá-Iquitos-Andoas, para optimizar el tratamiento de crudo y por ende, reducir los costos de operación.

Las plantas de producción ampliadas en el Lote 1-AB son: Capahuari Norte, Dorissa, Huayuri, Jibarito, Shiviayacu y San Jacinto, donde se instalaron muchos equipos adicionales de producción.

En la planta de Jibarito, se amplió la capacidad de tratamiento instalando dos tratadores y dos desaladores al proceso, con el objetivo principal de reducir el contenido de sal para mejorar la calidad del crudo.

II. DESCRIPCION DE UN PROCESO DE TRATAMIENTO.

Una batería de producción es un proceso dinámico, planeado y

continuo, donde periódicamente se hacen modificaciones de sus instalaciones, debido a la variación en sus parámetros de trabajo como: el flujo o caudal, presión, temperatura, contenido de sal en libras por 1000 barriles de petróleo (**ptb** = pounds thousand barrels), velocidad de corrosión, etc.

Las plantas de tratamiento de crudo tienen por finalidad separar el aceite, gas, y el agua de formación que producen los pozos de un determinado reservorio o área de producción, bajo condiciones de operación continua, segura y confiable.

El proceso en superficie se inicia con el mezclado de crudo pesado con liviano en el cabezal del pozo, mediante un mezclador para facilitar el transporte del crudo pesado, a través de las líneas de flujo que llegan a la planta.

El proceso básico de la planta Jibarito, puede ilustrarse en el diagrama de flujo de la fig. 5.3; donde se indica la ampliación de la planta con dos tratadores y dos desaladores.

La producción de los pozos llega a través de sus líneas de flujo a un múltiple de recolección, llamado comúnmente en el campo “manifold”, luego se distribuye a un separador horizontal de tres fases, donde ocurre la primera separación de crudo, agua y gas, este equipo se llama “flow splitter” (V-2718) diseñado para separar por gravedad crudo, agua y gas a 50 psig. Luego pasa a un tratador térmico “heater treater” (V-2701) tipo horizontal, diseñado para romper las emulsiones y atrapar los sólidos, donde ocurre la segunda separación de crudo, agua y gas a 35 psig.

Un **tratador térmico** tipo horizontal permite que las corrientes de flujo sean horizontales (ver dibujo 5.1) y al aplicar calor al proceso se reduce la viscosidad para romper las emulsiones en los crudos pesados (caso selva). Al calentarse hay una mayor diferencia en la gravedad específica de los fluidos lo que permite una mejor separación gravitacional. Su configuración interna permite remover las impurezas del crudo por decantación de óxidos metálicos, sedimentos, mercaptanos, arenas y otros minerales, que se depositan en el fondo del tratador; causando algunas veces, severa corrosión, obstrucción de boyas, taponamiento de válvulas y tuberías.

Antes de la ampliación el crudo pasaba directamente del tratador al tanque de lavado (T-2704) pero con la instalación de dos desaladores electrostático llamado en inglés "desalter" (V-2730 y V-2731) el crudo es procesado mediante un campo de corriente electrostática aplicado en grillas y añadiendo agua de dilución caliente al sistema para reducir aún más el contenido de sal.

En un **desalador electrostático** (ver dibujo 5.2) se inyecta agua fresca caliente en contra corriente para diluir la sal contenido en el crudo y romper la **emulsión** formada entre el aceite y el agua salada no miscibles que se encuentran en suspensión formando finas gotitas en suspensión y al aplicarse un campo electrostático (20,000 voltios) las gotitas se atraen por un dipolo inducido, pierden su estabilidad y **coalescen** es decir se juntan y forman dos fases separadas.

El desalador instalado de 10' x 40' lleva un transformador de 37 KVA, un mecanismo de grillas ajustables, componentes de control y seguridad.

El agua de formación se drena hacia una poza "pit" para desecharla libre de aceite; el gas producido es consumido en generadores y quemadores (flare stacks). El crudo que sale de los desaladores pasa a un tanque de lavado "wash tank" (T-2704) donde se extrae la sal restante en el crudo, para reducir al mínimo el PTB (contenido de sal por mil barriles de crudo), finalmente el crudo limpio es almacenado en un tanque de transferencia llamado "shipping tank"(T-2701) listo para ser desplazado con las bombas de transferencia "shipping pumps" a la planta de fiscalización de Andoas.

La planta cuenta con otros equipos auxiliares básicos como: planta de generación eléctrica, compresores de aire, separadores de gas, tanques de diesel y crudo liviano con sus respectivas bombas de descarga, bombas de inyección de química, válvulas é instrumentos de control, registradores de flujo, presión, temperatura, una red de contra incendio, un sistema de comunicaciones, infraestructura civil para dotar de facilidades al personal de planta.

III. PLANTA DE TRATAMIENTO DE JIBARITO

La planta de producción de Jibarito fue construida en setiembre de 1982, bajo los diseños de la compañía Internacional Pipeline Engineers, Inc. de Houston, Texas, USA. Fue diseñado para procesar petróleo crudo de 21° API (American Petroleum Institute), producto de la mezcla de 25,000 BPD (barriles por día) de 10° API de petróleo pesado y 17,000 BPD de 30°API de petróleo liviano, 35,000 BWPD (barriles de agua por día) y 2.100 MMSCFD (millones de pies cúbicos de gas a condiciones estándar), el crudo liviano proviene de Dorissa, Huayuri y Capahuari Sur y Norte.

Inicialmente se instalaron un “flow splitter” (V-2718), cuatro tratadores (V-2701/V-2702/V-2704/V-2719), un tanque de lavado (T-2704), dos tanques de transferencia (T-2701/T-2702), tres bombas de transferencia (P-2701/P2702/P-2704) y otros equipos y facilidades de producción que toda planta debe tener.

En enero de 1997, antes de iniciarse la ampliación de la planta, la producción era de 14,700 BOPD de 19°API x 132,000 BWPD x 1.530 MMSCF/D con un promedio entre 36.5 a 44.5 de PTB.

A enero de 1999, el reservorio de Jibarito contaba con 11 pozos y el reservorio de Jíbaro con 6 pozos productores en la formación Vivian y para su levantamiento desde el fondo a la superficie se utilizan bombas electrosumergibles (ESP) y toda su producción es tratada en la planta de Jibarito.

La razón principal de la ampliación de la planta fue la alta producción de agua y mejorar la calidad del crudo reduciendo el PTB que contaminaba el resto de petróleo limpio que provenía de otras plantas en la estación de fiscalización de Andoas.

Para alcanzar ese objetivo se recomendó instalar dos desaladores y dos tratadores adicionales.

En enero de 1999, después de la ampliación de la planta, la producción era de 13,800 BOPD de 19°API x 138,400 BWPD x 1.360 MMSCF/D con un promedio entre 15.0 a 20.0 de PTB; reduciéndose a 50 % el contenido de sal.

IV. DISEÑO Y CONSTRUCCION DE TANQUES A PRESION

Los procedimientos de diseño y construcción de tanques y calderos a presión, está reglamentado y estandarizado por el código ASME (American Society for Testing and Materials), Sección VIII, División 1,2. Un tanque a presión está sometido a cargas internas y externas, esfuerzos termales, presión hidrostática, la geometría del recipiente y la naturaleza de las cargas.

En la industria petrolera, los recipientes a presión están diseñados para una Máxima Presión de Trabajo Admisible (MAWP) que es función de la presión normal de operación en el tope, para una temperatura dada. Esta presión se basa en el elemento más débil del recipiente que utiliza los espesores nominales de diseño y sin considerar la corrosión permisible ni el espesor requerido por cargas diferentes de presión (Norma UA-60).

El fabricante de estos recipientes estampa en una placa (nameplate) los parámetros de diseño sobre el recipiente, los mismos que son reportados al ASME boiler and pressure vessel, (ver tabla 5.2 de los recipientes a presión instalados en Jibarito.)

V. CALCULO DE LA MAXIMA PRESION DE TRABAJO ADMISIBLE

La Máxima Presión de Trabajo Admisible (MAWP) y el tamaño óptimo del recipiente se determinó con las ecuaciones obtenidas del Libro de "Pressure Vessel Handbook de Eugene F. Megyesy, 10 edición, Pressure Vessel Publishing, Inc. P.O Box 35365-Tulsa,OK 74153.

El tamaño óptimo del diámetro y longitud de un tanque a presión se puede determinar con la fórmula (5.0) y un gráfico (chart) que se adjunta, para mayor ilustración vea el ejemplo 5.0:

$$F = P / C S E \quad (5.0)$$

Donde:

F= valor para entrar al Gráfico

C= corrosión admisible en pulgadas.

S= valor del esfuerzo del material, en psi.

E= factor de unión ó eficiencia de soldadura

P= presión de diseño, en psi.

La Máxima Presión de Trabajo Admisible interna (MAWP) en psi para el cuerpo (shell) se calcula con las siguiente fórmula:

$$MAWP = S. E. t / (R + 0.6 t) \quad t = P. R / (S. E - 0.6 P) \quad (5.2)$$

Donde:

t= espesor de la pared en pulgadas.

R= Radio interior en pulgadas.

La Máxima Presión de Trabajo Admisible interno (MAWP) para la **cabeza tipo elipsoidal** (head), se calcula con las siguiente fórmula:

$$MAWP = 2S. E. t / (D + 0.2 t) \quad t = P. D / (2S. E - 0.2 P) \quad (5.3)$$

Donde:

D= Diámetro interior en pulgadas.

La aplicación de estas fórmulas se ilustra mejor en los ejemplos 5.0, 5.1 y 5.2 para los recipientes V-2733, V-2730 y V-2731 que se instalaron en la ampliación de Jibarito.

VI. DISEÑO DE LAS INSTALACIONES EN PLANTA Y OBTENCION DE LA LISTA DE MATERIALES

El Ingeniero de Facilidades prepara el plano de ubicación de los nuevos equipos a instalarse, previa coordinación con los jefes de departamentos involucrados, luego hace un levantamiento isométrico con todas las modificaciones, facilidades de control y acceso a la planta.

En la actualidad todos los planos se hacen en computadora utilizando el programa AutoCad 2000 para Windows, de manera que el Ingeniero de Facilidades debe conocer y manejar este programa para hacer los diseños. Para preparar la lista de materiales; en este caso, se usó el programa excel avanzado para windows versión 5.0

Los dibujos de ampliación para la planta de Jibarito se muestran en las figuras 5.4 / 5.5 / 5.6 / 5.7, con las válvulas, tuberías e instalaciones con los recipientes a instalarse y la lista de materiales con su especificación técnica, item por item, en idioma inglés, ya que toda la compra se hace en los Estados Unidos, (ver listado en la tabla 5.4)

Los materiales se fabrican de acuerdo a un sistema de clasificación ANSI (American National Standards Institute) en función a un rango de

presión y temperatura de servicio. Para nuestro caso, se recomendó la compra válvulas con presión de trabajo 600 ANSI para todo lo que se instala antes del tratador V-2733 y válvulas con presión de trabajo 150 ANSI para todo lo que va después del mismo.

VII. ELEMENTOS DE CONTROL EN UN RECIPIENTE A PRESION

Los elementos de control más importantes que aparecen en la lista de materiales son:

1. Válvula de control.- operada eléctricamente, neumáticamente, automáticamente o mecánicamente, sirven para controlar el flujo o caudal, para reducir la presión o mantener una contra-presión en un sistema, la válvula tiene dos partes el actuador y el cuerpo. Para nuestro caso, se recomendó la compra válvulas tipo 667 ED marca Fisher con presión de trabajo 150 ANSI y operada neumáticamente.
2. Válvulas tipo bola, mariposa, globo, aguja, operadas manualmente para controlar y regular el flujo, fáciles de operar y ubicados convenientemente en las tuberías. Estas válvulas cumplen diferentes funciones como: apertura y cierre rápido, regular flujo, permiten el flujo en una sola dirección (válvula de retención o check) y válvulas de interrupción y descarga.

La selección de cada tipo de válvula depende del tipo de fluido, la temperatura del mismo, el grado de corrosividad y la presión de operación, para nuestro caso se seleccionó válvulas tipo bola con asientos tipo viton para temperaturas de 350 ° F.

3. Válvula de parada automática de emergencia (ESD) de 6" x 600# ANSI que va antes del tratador V-2733 cuya función principal es proteger el recipiente de un exceso de presión, cerrándose automáticamente la válvula.
4. Válvula de seguridad (relief valve 4" x 6") que sirve para liberar un exceso de presión (energía cinética del fluido) en el recipiente que contiene líquido, la presión de calibración debe ser 15% mayor que el MAWP o igual y va en la parte superior del recipiente.
5. Controlador de nivel de liquido marca Norriseal modelo 1001 para el crudo y el agua, también alarmas por alto y bajo nivel de liquido (Cemco modelo N 2S-LLC).
6. Indicadores y registradores de Presión y Temperatura muy importantes en todo recipiente a presión, manómetros, termómetros, sensores de presión y temperatura, medidores de gas, etc.
7. Válvula Mezcladora con actuador tipo 657 y cuerpo de 6"x300# ANSI para el mezclado del agua fresca con el crudo, que se instala entre el tratador y el desalador.
8. Medidor de flujo tipo turbina de 1" de diámetro, marca Halliburton, para medir la cantidad de agua fresca caliente que se inyecta al tratador.
9. Intercambiador de calor de 10" de diámetro x 10 pies de longitud con presión de diseño de 150 psi, temperatura de diseño de 300 ° F, con

tubos de 3/8” para calentar el agua fresca que se inyecta al desalador y tanque de lavado.

10. Bomba de recirculación para el agua caliente de 50 gpm, 60 psi de descarga con motor de 5 HP.
11. Quemador modelo North American # 5131-B-CR con su panel de control modelo Superior # HB-13-76.
12. Bomba de inyección de diesel marca Roper de 15-25 gpm y 1.5 HP.
13. Compresor de aire I/Rand modelo 7T- 2 etapas con motor de 7.5 HP.
14. Conexiones en general (Fittings) codos, tees, reducciones, tredolets, bridas, empaques, pernos, conectores de tubings, uniones, etc. los cuales deben cumplir con las especificaciones técnicas de presión, temperatura y tipo de material.
15. Detector de interfase agua-aceite, aceite 100%, agua 100%, para control de nivel de liquido en tratadores y desaladores, marca Agar, modelo OW-101 con conexiones de 2” NPT para control de apertura y cierre en válvulas de control.

VIII. CRONOGRAMA DE TRABAJOS

El departamento de ingeniería de campo prepara el diseño de modificación y ampliación de la planta. El departamento de construcción y mantenimiento planifica el cronograma de trabajos en coordinación con los

departamentos de producción, seguridad industrial, materiales, logística y transportes.

Todos los trabajos se hacen bajo la supervisión del Ingeniero de Facilidades en coordinación y autorización de los respectivos departamentos involucrados.

La ejecución de este proyecto de ampliación tuvo una duración de dos años y dos meses, desde el traslado de equipos de la costa a la selva hasta la puesta en servicio de los recipientes instalados.

Los factores que retardaron el proyecto fue la logística de los equipos y materiales que son comprados en el extranjero, las condiciones meteorológicas de la zona. Los trabajos de ampliación se realizaron con el personal técnico y estable de la planta, que conocía mejor las instalaciones, adicionales a su trabajo de rutina. Se presenta el cronograma de trabajo real (tabla 5.3) dividido en 13 tareas principales y su tiempo de duración en un programa microsoft project.

IX. CONCLUSIONES

1. La ampliación de una planta de tratamiento con un alto costo de inversión inicial es justificada para mejorar la eficiencia de tratamiento del crudo, lo que implica añadir algunos equipos mas al proceso con sus respectivas facilidades. Consecuentemente se protege los oleoductos y recipientes de la corrosión. Y finalmente se obtiene un crudo limpio que cumpla con las especificaciones de calidad para la venta.
2. Los crudos pesados requieren calentarse para separar el agua del petróleo y entre las técnicas de tratamiento en el lote 1AB-selva, para obtener crudo pesado limpio, libre de agua, sal y sedimentos se utilizan tratadores térmicos, desaladores eléctricos y tanques de lavado. El crudo se calienta mediante los quemadores instalados en los tratadores y para diluir la sal se inyecta agua fresca caliente al proceso. La temperatura de tratamiento oscila alrededor de 200 °F.
3. Una modificación, ampliación o reducción de las facilidades de tratamiento en una planta o batería de producción es parte de un proceso dinámico y continuo de toda industria petrolera, donde periódicamente se hacen modificaciones de sus instalaciones debido a la variación en sus parámetros de trabajo como el flujo o caudal, presión, temperatura, **ptb** (contenido de sal en libras por 1000 barriles), velocidad de corrosión, o costo del barril de petróleo a nivel mundial.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Catalogo de Hydrotek: crude oil treating and desalting, Hydrocarbon Tecnology Incorporated, Santa Fe Springs, CA 90670 (213) 944-6456. September, 1979.
2. Basic Surface Production Operations by OGCI(oil & gas consultants International, Inc. 4554 South Harvard, Tulsa, OK 74135 U.S.A. February 25 - March 1, 1991. Instructor Mr. David R. Skinner.
3. Surface production Operatios & Equipment Occidental Petroleum Company of Perú, November 1983, Instructor of RIKE SERVICE INCORPORATED, P.O Box 13786 New Orleans, Luisiana 70185-3786 Phone (504)827-0161.
4. Pressure Vessel Design and Analysis, July 21-24, 1997, Houston, TX, Instructor Dr. J.W.Jones. The Center for Professional Advancement.
5. Manual de Recipientes a Presión. Diseño y Cálculo por Eugene F. Megyesy. Limusa Noriega Editores. 1998

CALCULO DEL TAMAÑO OPTIMO DE UN RECIPIENTE

EJEMPLO 5.0

Determinar el tamaño óptimo de un recipiente a presión para un volumen de 4000 pies cúbicos, con una presión de diseño de 65 psi con una corrosión permisible de 1/16" Considere un esfuerzo del material $S = 16000$ psi y un valor de eficiencia de soldadura de $E = 0,80$

Para encontrar el diámetro y la longitud óptima del recipiente se debe usar el nomograma de K. Abakians publicado en Hydrocarbon Processing, el gráfico se encuentra en la pág. 265. del libro Manual de Recipientes a Presión de Eugene F. Megyesy Se asume cabeza elipsoidal y para presiones limites de 1000 psi.

Datos:

P= presión de diseño,PSI	65
S= esfuerzo admisible (ver Tabla 5.1),PSI	16000
E= Factor de Junta de Soldadura (ver tabla 5.1)	0.8
V= Volumen del recipiente, pies cúbicos	4000
C.A= Corrosion permisible, Pulg	0.0625

Cálculos

$F = P / C S E$	0.081
Con el valor F y del gráfico se obtiene: D = diámetro del recipiente ==>	10
L = Longitud del recipiente en pies ==>	51

Respuesta. - El recipiente debe ser de 10 pies de diámetro por 50 pies de longitud.
Los desaladores V-2730 y V-2731 instalados en Jibarito fueron de 10 pies de diámetro x 45 pies de longitud.

CALCULO DE LA PRESION MAXIMA ADMISIBLE(MAWP) DE UN RECIPIENTE.

EJEMPLO 5.1

Determinar el MAWP para el recipiente V-2733, asumiendo que tiene un desgaste de pared de 3/32" después de 20 años de servicio

Tipo de material:SA-285-C(cuerpo $t=0.313$) y SA-516-55(cabeza $t=0.625$)

Utilizando las fórmulas del Handbook de E. MEGYESY, página 18 para tanques a presión con cabeza helipsoidal se tiene:

A) PARTE CILINDRICA DEL CUERPO (SHELL):

$$t = P R / (S E - 0.6 P) \text{ y } P = S E t / (R + 0.6 t)$$

Datos

P= Presión de diseño o MAWP	65	PSI
S= Esfuerzo del material (Ver tabla 5.1)SA-285-C @ 650°F	13800	PSI
E= Eficiencia de junta. (Ver tabla 5.1)	1	
R= Radio interior	59.7808	Pulg
D= Diámetro interior	119.5615	Pulg
C.A.= Corrosión admisible por desgaste	0.0625	Pulg
t= Espesor de la pared después del desgaste	0.21925	Pulg

Cálculos

$t = P R / (S E - 0.6 P)$	0.282	Pulg
$t = C.A. + t$	0.345	Pulg

$P = S E t / (R + 0.6 t)$ Máx.Pres.Adm.de Trabajo	51	PSI
---	-----------	------------

B) CABEZA ELIPSOIDAL (HEAD):

$$t = P D / (2 S E - 0.2 P) \text{ y } P = 2 S E t / (D + 0.2 t)$$

Datos

P= Presión Máxima de operación	65	PSI
S= Esfuerzo del material (Ver tabla 5.1)SA-516-55	13800	PSI
E= Eficiencia de junta. (Ver tabla 5.1)	1	
R= Radio interior	59.78075	Pulg
D= Diámetro interior	119.5615	Pulg
C.A.= Corrosión admisible por desgaste	0.0625	Pulg
t= Espesor de la pared después del desgaste	0.53125	Pulg

Cálculos

$t = P D / (2 S E - 0.2 P)$	0.282	Pulg
$t = C.A. + t$	0.344	Pulg
$P = 2 S E t / (D + 0.2 t)$	123	PSI

LA MAXIMA PRESION DE TRABAJO ADMISIBLE PARA ESTE TRATADOR LO DETERMINA EL ESPESOR DEL CUERPO Y DEBE SER 51 PSI.

EL TRATADOR V-2733 INSTALADO EN JIBARITO QUEDO TRABAJANDO A 50 PSI Y 206 °F.

CALCULO DEL ESPESOR DE PARED DE UN RECIPIENTE

EJEMPLO 5.2

Determinar el espesor "t" para la cabeza del desalador V-2730 si es tipo ASME bridada y alabeada (flanged and dished head) "toriesférica". Si la máxima presión de operación esperada es 65 psi.

Utilizando las fórmulas del libro de E. Megyesy pág.20 para cabezas tipo ASME bridada y alabeada bajo presión interna

$$t = 0,885 P L / (S E - 0.1 P) \text{ y } P = S E t / (0,885 L + 0,1 t)$$

Cuando $L/r = 16,666$

Datos:

P= presión de diseño,psi

S= esfuerzo admisible (tabla 5.1) psi

E= factor de soldadura (unión)

L= Radio interior del casquete, pulg.

r= radio interior de las curvaturas, pulg.

C.A.= Corrosion permisible, pulg.

65.0 psi
13800.0 psi
1
108
6.5
1/16 in

Cálculos

$t = 0,885 P L / (S E - 0.1 P)$	0.450 in
$t = C.A. + t$	0.513 in
$P = S E t / (0,885 L + 0.1 t)$	65.0 psi

Respuesta.- El espesor mínimo de la pared en la cabeza debe ser 0,51 pulgadas para una presión de trabajo de 65 psi. Los desaladores instalados en la planta de Jibarito V-2730 y V-2731, quedaron trabajando a 22 psi y 200°F, y su MAWP a 60 psi y la pared de la cabeza es 0,5 pulgadas.

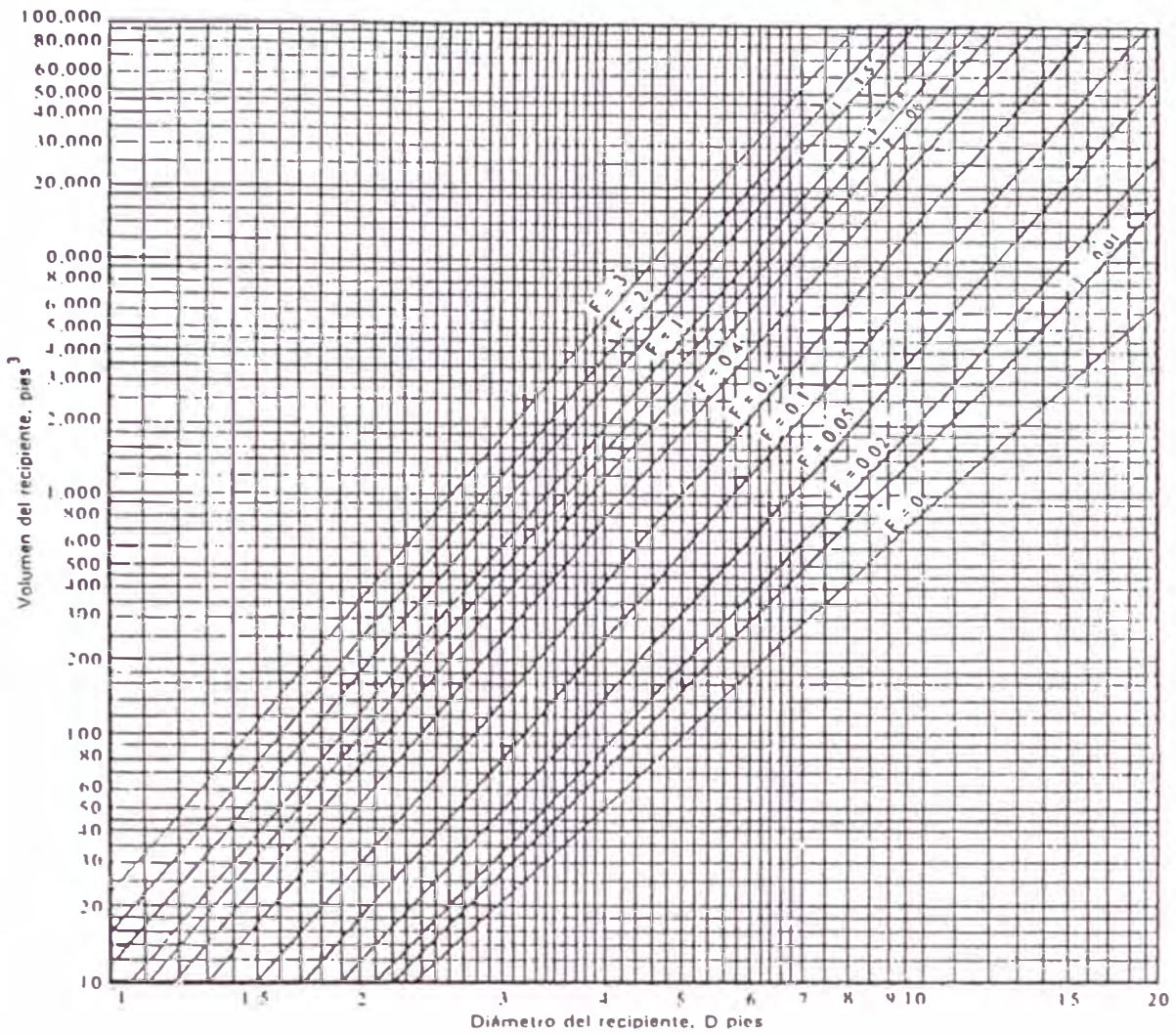
T A B L A 5.1

**PROPIEDADES DEL ACERO AL CARBONO Y DE BAJA ALEACION
VALORES MAXIMOS PERMISIBLES DEL ESFUERZO EN TENSION X 1000 PSI
PARA TEMPERATURAS ENTRE - 20°F @ 650°F, obtenido del libro de R.Chuse
ESPECIFICACION DEL MATERIAL O PLANCHA SEGÚN SU NUMERO Y GRADO.**

NUMERO	GRADO	S
SA-283	C	12.7
SA-285	C	13.8
SA-515	55	13.8
SA-515	60	15
SA-515	65	16.3
SA-515	70	17.5
SA-516	55	13.8
SA-516	60	15
SA-516	65	16.3
SA-516	70	17.5
SA-105		17.5
SA-181	1	15
SA-350		15 - 17.5
SA-53	B	15
SA-106	B	15
SA-193		25
SA-194	2H	
SA-307	B	

JUNTAS DE SOLDADURAS

TIPOS	DESCRIPCION	VALORES DE " E "		
		TOTALMENTE RADIOGRAFIADA	EXAMINADA PARCIALMENTE	NO EXAMINADA
1	JUNTA A TOPE CON DOBLE CORDON DE SOLDADURA INTERIOR Y EXTERIOR A LA SUPERFICIE SI SE EMPLEA RESPALDO ESTA DEBE RETIRARSE DESPUES DE TERMINAR EL TRABAJO.	1.00	0.85	0.7
2	JUNTA A TOPE DE UN SOLO CORDON CON TIRA DE RESPALDO QUE QUEDA EN SU LUGAR DESPUES DE SOLDAR.	0.90	0.80	0.65
3	JUNTA A TOPE DE UN SOLO CORDON Y SIN LA TIRA DE RESPALDO.	-	-	0.60
4	JUNTA A TRASLAPE CON DOBLE FILETE COMPLETO.	-	-	0.55
5	JUNTA A TRASLAPE SOLO CON UN FILETE COMPLETO Y CON SOLDADURA DE TAPON.	-	-	0.50
6	JUNTA A TRASLAPE CON UN SOLO FILETE COMPLETO Y SIN LA SOLDADURA DE TAPON.	-	-	0.45



GRAFICA PARA DETERMINAR EL TAMAÑO OPTIMO DEL
RECIPIENTE

(Ver página opuesta para la explicación)

TABLA 5.2 RECIPIENTES A PRESION INSTALADOS EN LA PLANTA DE JIBARITO

Fecha: Marzo/99

VESSEL	FUNCION	MANUFACTURERO			CABEZAL		CUERPO		MAWP	a TEMP.	C.A	DIAM	LONGITUD	VOLUMEN	PRUEBA
		MFG	AÑO	SERIE	PARED IN.	MATERIAL	PARED	MATERIAL	PSI	° F	in	FT.	FT.	BBLs.	HIDROSTATICA
V-2701	TRATADOR	HYDROTECK	1980	S-0037	0,75 - 0,625		0.375		65	^-20 - 650		12	70	1241	
V-2702	TRATADOR	HYDROTECK	1982	S-0312	0,656-0,531		0.475		65	^-20 - 650	0.0625	12	70	1241	
V-2704	TRATADOR	HYDROTECK	1981	S-0314	0,470-0,400		0.250		65	^-20 - 650		6	30	149	
V-2718	TRATADOR	HYDROTECK	1982	S-0362	0,646-0,674		0.475		65	^-20 - 650	0.0625	13.5	70	1764	
V-2719	TRATADOR		1979	X-4383	0.5	SA-516-70	0.375	SA-285-C	65	650	0.0313	10	60	830	
V-2730	DESALADOR	TRICO	1975	X-3954	0.5	SA-285C	0.375	SA-285C	60	^-20 - 650	0.0625	10	40	552	76 psi / 1,02,98
V-2731	DESALADOR		1979	7963					60	^-20 - 656		10	40	552	62 psi / 22,04,98
V-2732	TRATADOR	ACE BUEHLER	1979	S-5119					65	300	0.0313	8	30	265	
V-2733	TRATADOR	HYDROTECK	1979	2414	0,313-0,625		0.313		65	200		10	60	830	72 psi / 2, 02,98

TABLA 5.3 CRONOGRAMA DE TRABAJOS DE CAMPO EN AMPLIACION DE LA PLANTA DE JIBARITO

Id	Nombre de tarea	Duración	Comienzo	Fin	1996												1997											
					04	05	06	07	08	09	10	11	12	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12	01	02	03
1	Traslado de equipos(tratadores y desaladores) via Talara-Panamá-Iquitos-Andoa	142 días	ma 16/04/96	ma 29/10/96	[Barra de tarea]																							
2	Diseño de Ingeniería de Facilidades y preparación de lista de materiales.	27 días	lu 22/04/96	ma 28/05/96	[Barra de tarea]																							
3	Compra de Lista Materiales en USA y traslado al campo.	141 días	lu 3/06/96	sá 14/12/96	[Barra de tarea]																							
4	Colocación de pilotes e instalación de recipientes en su ubicación final	49 días	vi 8/11/96	ma 14/01/97	[Barra de tarea]																							
5	Modificación interna y Mantenimiento de recipientes(arenado y pintado)	133 días	mi 15/01/97	do 20/07/97	[Barra de tarea]																							
6	Preparación y ampliación de conexiones en planta para conectar a recipientes.	139 días	ma 15/07/97	ju 22/01/98	[Barra de tarea]																							
7	Instalación de Intercambiador de calor- sist. iny. de agua fresca y recirculación a	66 días	vi 17/10/97	do 18/01/98	[Barra de tarea]																							
9	Instalación Sist.Iny. de combustible para quemadores de tratadores	60 días	lu 17/11/97	sá 7/02/98	[Barra de tarea]																							
8	Automatización del sistema de desalamiento	41 días	do 4/01/98	vi 13/03/98	[Barra de tarea]																							
10	Prueba Hidrostática de Recipientes y MOCR(check list)	58 días	lu 2/02/98	vi 29/05/98	[Barra de tarea]																							
11	PARADA GENERAL DE PLANTA	2 días	vi 5/06/98	do 7/06/98	[Barra de tarea]																							
12	Puesta en servicio de los equipos instalados	1 día	sá 6/06/98	do 7/06/98	[Barra de tarea]																							
13	Ampliación de la red contraincendio e instalación de una bomba	34 días	lu 8/06/98	ju 23/07/98	[Barra de tarea]																							

Proyecto: Cap 5 Cronograma P.Jibarit
 Fecha: ju 22/11/01

Tarea		Tarea resumida		Tareas externas	
Progreso		Hito resumido		Resumen del proyecto	
Hito		Progreso resumido			
Resumen		División			

TABLA 5.4 COSTOS DEL PROYECTO DE INSTALACION Y AUTOMATIZACION DE 4 RECIPIENTES EN JIBARITO

ITEM	DESCRIPCION	MATERIALES Y EQUIPOS				INSTALACION	
		UNIDAD	COST/UNID	CANTIDAD	COSTO PARCIAL	COSTO UNIT.	COST. PARCIAL
			US \$		US \$	US \$	US \$
1	ESD VALVE 6" ANSI 600	EA	7000.00	4	28000.00	201.00	804.00
2	VALVE BALL 8" ANSI 300 RF, FE	EA	4500.00	1	4500.00	211.00	211.00
3	VALVE BALL 8" ANSI 600 RF, FE	EA	4220.00	1	4220.00	211.00	211.00
4	VALVE BALL 6" ANSI 600 RF, FE	EA	3307.85	12	39694.20	201.00	2412.00
5	VALVE BALL 8" ANSI 150, RF, FE	EA	3733.00	2	7466.00	211.00	422.00
6	VALVE BALL 6" ANSI 300 RF, FE	EA	3000.00	2	6000.00	201.00	402.00
7	VALVE BALL 6" ANSI 150, RF, FE	EA	1600.00	41	65600.00	201.00	8241.00
8	VALVE BUTTERFLY 6" ANSI 150 RF, FE	EA	1000.00	3	3000.00	201.00	603.00
9	VALVE CONTROL 6" ANSI 150	EA	4000.00	3	12000.00	201.00	603.00
10	VALVE MIXER 6" ANSI 300	EA	5000.00	2	10000.00	201.00	402.00
11	VALVE RELIEF 4 x 6" ANSI 150	EA	4800.00	8	38400.00	180.00	1440.00
12	VALVE BALL 4" ANSI 150 RF, FE	EA	1168.00	28	32704.00	150.00	4200.00
13	VALVE CONTROL 4" ANSI 150	EA	2800.00	6	16800.00	150.00	900.00
14	VALVE BALL 4" ANSI 300 RF, FE	EA	1600.00	1	1600.00	150.00	150.00
15	VALVE BALL 3" ANSI 150 RF, FE	EA	927.00	18	16686.00	120.00	2160.00
16	VALVE CONTROL 3" ANSI 150	EA	2000.00	4	8000.00	120.00	480.00
17	VALVE BUTTERFLY 2" ANSI 150	EA	200.00	75	15000.00	100.00	7500.00
18	VALVE BALL 2" ANSI 150 RF, FE	EA	187.00	24	4488.00	100.00	2400.00
19	VALVE CHECK 2" ANSI 150 RF, FE	EA	200.00	11	2200.00	100.00	1100.00
20	VALVE BALL 1" ANSI 150 THREADED	EA	81.79	10	817.90	70.00	700.00
21	VALVE CONTROL 1" ANSI 150	EA	1800.00	4	7200.00	90.00	360.00
22	VALVE BALL 1/2" 2000 PSI SCREWED, CS,350°F	EA	210.00	42	8820.00	52.70	2213.40
23	ELLBOW 10", 90 DEG., WELD, SCH 40	EA	61.81	6	370.86	180.00	1080.00
24	ELLBOW 8", 90 DEG., WELD, SCH 40	EA	55.00	12	660.00	100.00	1200.00
25	ELLBOW 6" 90 DEG., WELD, SCH 40	EA	40.00	74	2960.00	52.50	3885.00
26	ELLBOW 4" 90 DEG., WELD, SCH 40	EA	30.00	61	1830.00	41.00	2501.00
27	ELLBOW 6" 45 DEG., WELD SCH 40	EA	35.00	1	35.00	52.50	52.50
28	ELLBOW 4" 45 DEG., WELD, SCH 40	EA	20.00	15	300.00	41.00	615.00
29	ELLBOW 3" 90 DEG., WELD, SCH 40	EA	20.00	4	80.00	30.00	120.00
30	ELLBOW 2" 90 DEG., WELD, SCH40	EA	12.00	52	624.00	20.00	1040.00
31	TEE 10" WELD, SCH 40	EA	91.04	2	182.08	270.00	540.00
32	TEE 8" WELD, SCH 40	EA	65.00	14	910.00	210.00	2940.00
33	TEE 6" WELD, SCH 40	EA	35.00	29	1015.00	79.00	2291.00
34	TEE 4" WELD, SCH 40	EA	30.00	18	540.00	60.00	1080.00
35	TEE 3" WELD, SCH 40	EA	25.00	2	50.00	50.00	100.00

36	TEE 2" WELD, SCH 40	EA	20.00	16	320.00	35.00	560.00
37	REDUCER 16" x 6" WELD, SCH 40	EA	95.00	1	95.00	220.00	220.00
38	REDUCER 10" x 6" WELD, SCH 40	EA	35.00	3	105.00	140.00	420.00
39	REDUCER 16" x 10" WELD, SCH 40	EA	73.93	1	73.93	250.00	250.00
40	REDUCER 8" x 6" WELD, SCH 40	EA	22.00	9	198.00	172.50	1552.50
41	REDUCER 6" x 4" WELD, SCH 40	EA	11.75	8	94.00	93.50	748.00
42	REDUCER 4" x 3" WELD, SCH 40	EA	13.00	11	143.00	75.00	825.00
43	REDUCER 4" x 2" WELD, SCH 40	EA	11.00	8	88.00	62.00	496.00
44	REDUCER 3" x 2" WELD, SCH 40	EA	9.00	3	27.00	50.00	150.00
45	REDUCER 2" x 1" THREADED, SCH 40	EA	7.00	6	42.00	40.00	240.00
46	FLANGE 16" ANSI 150	EA	173.07	3	519.21	210.00	630.00
47	FLANGE 10" ANSI 150	EA	50.05	2	100.10	180.00	360.00
48	FLANGE 8" ANSI 300	EA	49.70	2	99.40	120.00	240.00
49	FLANGE 8" ANSI 150	EA	29.41	4	117.64	120.00	480.00
50	FLANGE 6" ANSI 600	EA	73.87	25	1846.75	52.50	1312.50
51	FLANGE 6" ANSI 300	EA	35.00	13	455.00	52.50	682.50
52	FLANGE 6" ANSI 150	EA	20.00	97	1940.00	52.50	5092.50
53	FLANGE 4" ANSI 300	EA	25.00	2	50.00	41.00	82.00
54	FLANGE 4" ANSI 150	EA	15.00	74	1110.00	41.00	3034.00
55	FLANGE 3" ANSI 150	EA	12.00	43	516.00	30.00	1290.00
56	FLANGE 2" ANSI 150	EA	8.62	111	956.82	21.00	2331.00
57	FLANGE BLIND 16" ANSI 150	EA	220.00	2	440.00	80.00	160.00
58	FLANGE BLIND 10" ANSI 150	EA	180.00	2	360.00	60.00	120.00
59	FLANGE BLIND 6" ANSI 150	EA	44.37	1	44.37	50.00	50.00
60	FLANGE BLIND 4" ANSI 150	EA	10.36	4	41.44	40.00	160.00
61	TURBINE FLOWMETER 4"	EA	500.00	2	1000.00	40.00	80.00
62	TURBINE FLOWMETER 1"	EA	250.00	4	1000.00	20.00	80.00
63	THREDOLET 1"	EA	10.00	15	150.00	12.00	180.00
64	THREDOLET 1/2"	EA	6.00	9	54.00	8.00	72.00
65	THREDOLET 3/4"	EA	8.00	2	16.00	10.00	20.00
66	GASKET 16" ANSI 150 SPIRAL WOUND	EA	12.00	4	48.00	0.00	0.00
67	GASKET 10" ANSI 150 SPIRAL WOUND	EA	9.00	3	27.00	0.00	0.00
68	GASKET 8" ANSI 300 SPIRAL WOUND	EA	8.00	1	8.00	0.00	0.00
69	GASKET 8" ANSI 150 SPIRAL WOUND	EA	7.00	2	14.00	0.00	0.00
70	GASKET 6" ANSI 600 SPIRAL WOUND	EA	6.00	32	192.00	0.00	0.00
71	GASKET 6" ANSI 300 SPIRAL WOUND	EA	5.00	4	20.00	0.00	0.00
72	GASKET 6" ANSI 150 SPIRAL WOUND	EA	4.00	121	484.00	0.00	0.00
73	GASKET 4" ANSI 300 SPIRAL WOUND	EA	4.50	2	9.00	0.00	0.00
74	GASKET 4" ANSI 150 SPIRAL WOUND	EA	4.00	46	184.00	0.00	0.00
75	GASKET 3" ANSI 150 SPIRAL WOUND	EA	4.00	85	340.00	0.00	0.00
76	GASKET 2" ANSI 150 SPIRAL WOUND	EA	3.00	180	540.00	0.00	0.00

77	BOLT STUD 1" x 5 1/4" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	2.50	132	330.00	0.00	0.00
78	BOLT STUD 7/8" x 4 1/2" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	2.20	36	79.20	0.00	0.00
79	BOLT STUD 7/8" x 5 1/4" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	2.00	12	24.00	0.00	0.00
80	BOLT STUD 3/4" x 4" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	1.70	264	448.80	0.00	0.00
81	BOLT STUD 1" x 6 1/2" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	2.71	284	769.64	0.00	0.00
82	BOLT STUD 3/4" x 3 3/4" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	1.61	458	737.38	0.00	0.00
83	BOLT STUD 5/8" x 4 1/4" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	1.90	1420	2698.00	0.00	0.00
84	BOLT STUD 3/4" x 4 3/4" GRADE B-7 WITH 2 HEX. NUTS	EA	1.80	254	457.20	0.00	0.00
85	PIPELINE 16" SCH. 40	JT.	1207.38	3	3622.14	480.00	1440.00
86	PIPELINE 10" SCH. 40	JT.	576.40	6	3458.40	784.80	4588.80
87	PIPELINE 8" SCH. 40	JT.	450.00	10	4500.00	302.80	3028.00
88	PIPELINE 6" SCH. 40	JT.	350.00	18	6300.00	221.20	3981.60
89	PIPELINE 4" SCH. 40	JT.	150.00	30	4500.00	204.00	6120.00
90	PIPELINE 2" SCH. 40	JT.	60.00	20	1200.00	106.80	2136.00
91	PIPELINE 1" SCH. 40	JT.	40.00	5	200.00	60.00	300.00
92	BOMBAS DE RECIRCULACION DE DESALADORAS	EA	2500.00	2	5000.00	550.00	1100.00
93	SIST.DE AUTOMATIZACION TREN TRAT.(MATERIALES)		35000.00	2	70000.00	0.00	0.00
94	INST.SIST.INSTRUMENTOS TRATADOR/DESALADOR		0.00	2	0.00	10000.00	20000.00
95	TRANSFORMER PRIMARY 37KVA,480 VOLTS, 77 AMP.		7000.00	2	14000.00	0.00	0.00
96	INST.SIST.ELECTRICIDAD TRATADOR/DESALADOR		0.00	2	0.00	7000.00	14000.00
97	INTERCAMBIADOR DE CALOR E INSTALACION	EA	9500.00	3	28500.00	450.00	1350.00
98	BOMBAS DE INYECCION DE DIESEL A QUEMADORES	EA	1500.00	4	6000.00	450.00	1800.00
99	HEATER TREATER 12' x 60' GOOD CONDITION W/15 YEAR	EA	50000.00	1	50000.00	0.00	0.00
100	HEATER TREATER 8' x30' GOOD CONDIT.W/15 YEARS SE	EA	12500.00	1	12500.00	0.00	0.00
101	DESALTER 10' x 40' GOOD CONDT. W/15 YERAS SERVICE	EA	21000.00	2	42000.00	0.00	0.00
102	AIR COMPRESSOR VRAND 7,5 HP WITH INSTALATION.	EA	1750.00	2	3500.00	750.00	1500.00
103	FUNDACION DE VESSELS	EA	5000.00	4	20000.00	0.00	0.00
104	TRANSPORTE DE VESSELS	EA	20000.00	4	80000.00	3500.00	14000.00
105	ESCALERAS , PASARELAS Y SOPORTES		1000.00	4	4000.00	350.00	1400.00
106	ARENADO Y PINTADO DESALADOR No. 2730	EA	9200.00	1	9200.00	0.00	0.00
107	ARENADO Y PINTADO DESALADOR No. 2731	EA	9200.00	1	9200.00	0.00	0.00
108	ARENADO Y PINTADO TRATADOR No. 2732	EA	6700.00	1	6700.00	0.00	0.00
109	ARENADO Y PINTADO TRATADOR No. 2733	EA	11600.00	1	11600.00	0.00	0.00
					758146.46		154021.30
COSTO TOTAL DEL PROYECTO U.S. \$							912167.76

FIG. 5.1 TRATADOR TERMICO

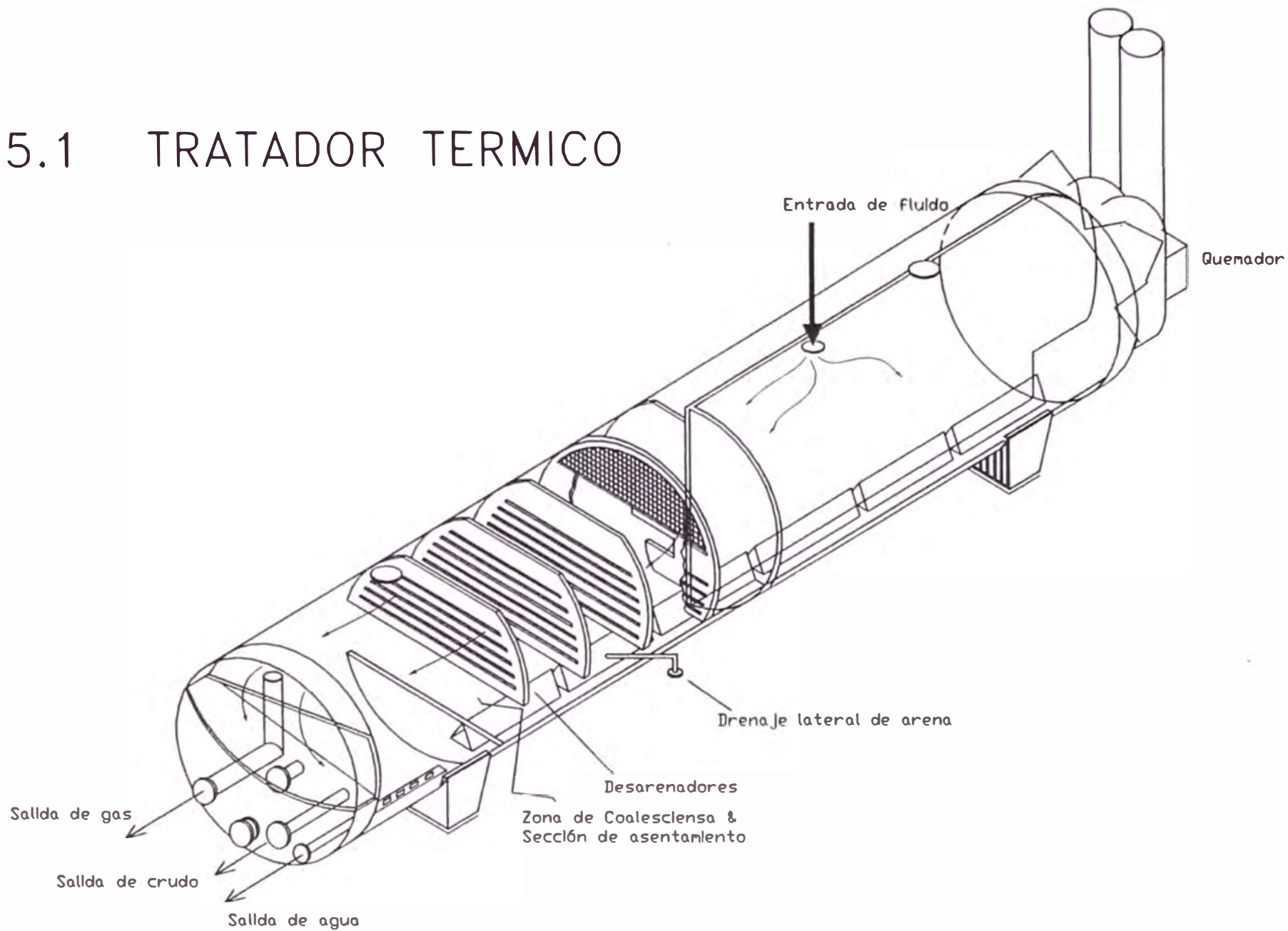


FIG. 5.2 DESALADOR ELECTRICO

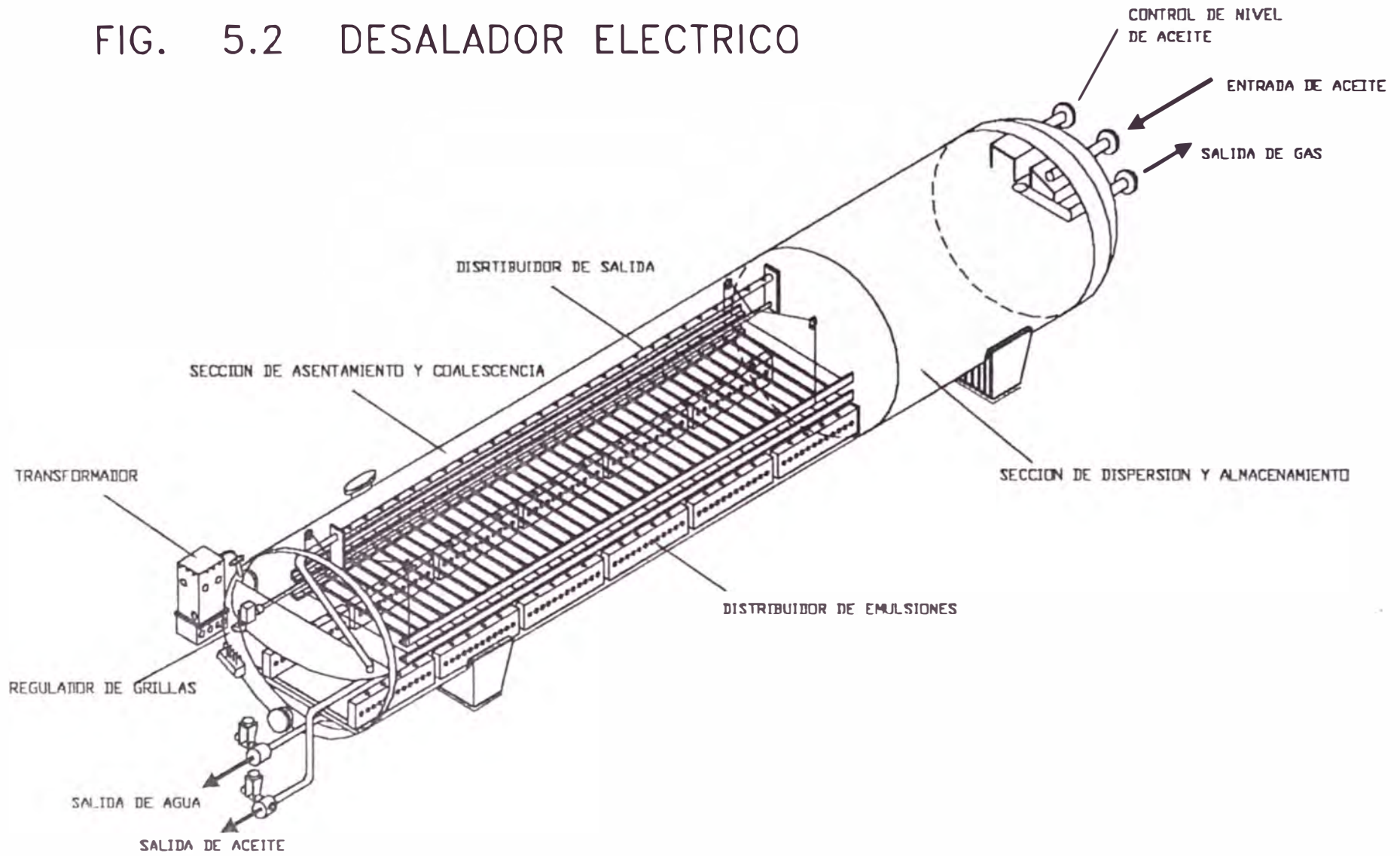


FIG. 5,3

DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE LA PLANTA DE JIBARITO

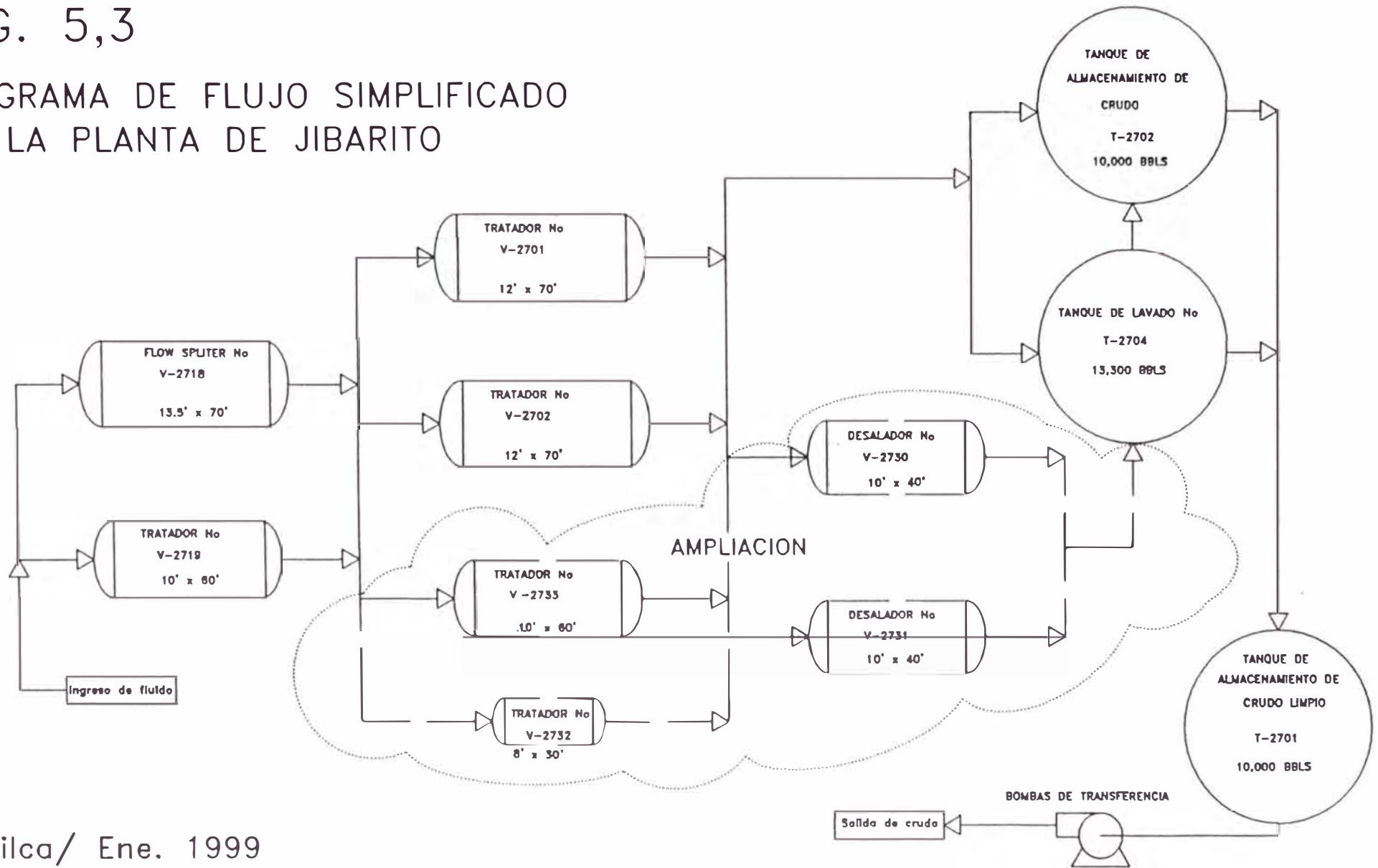


FIG. 5.4 DIBUJO ISOMETRICO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO

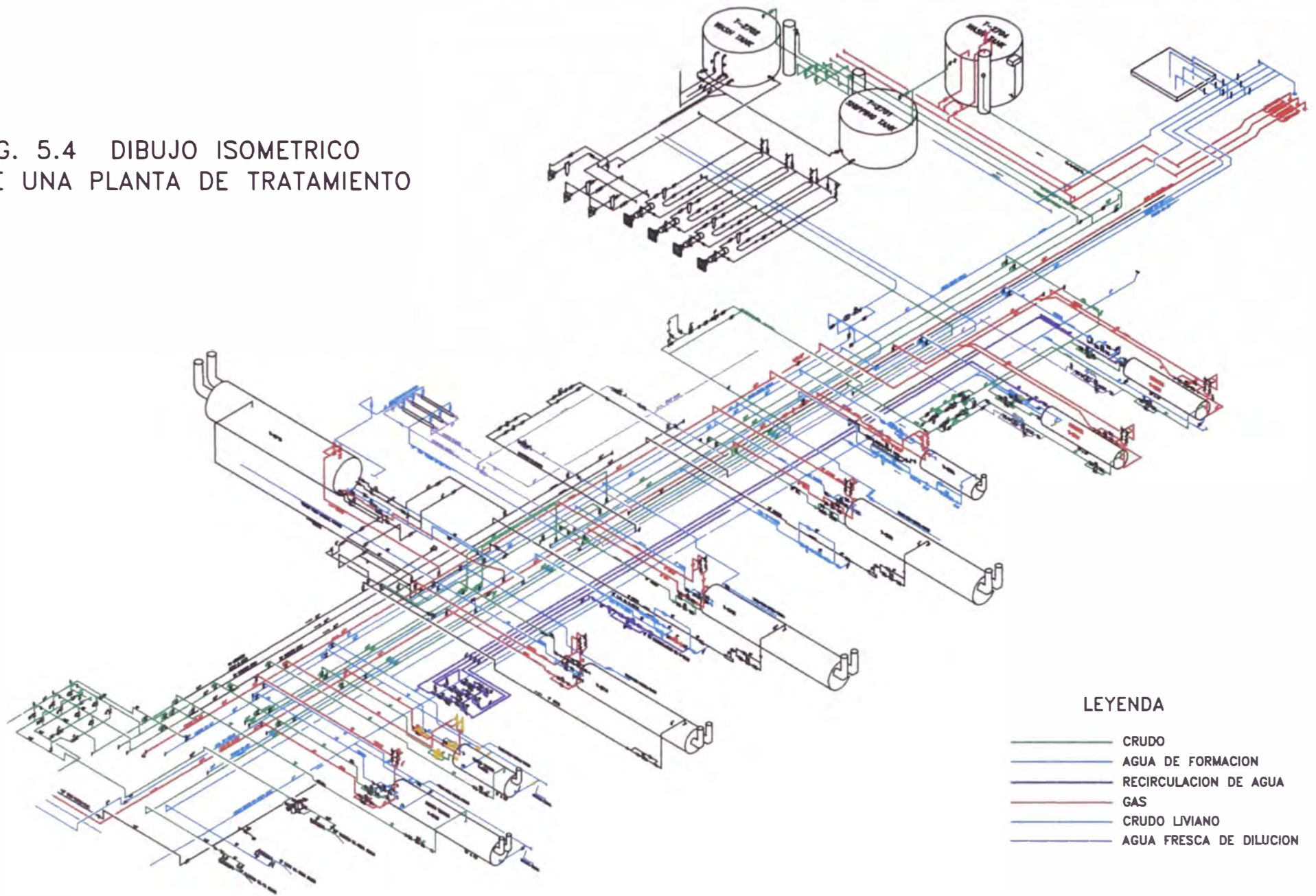
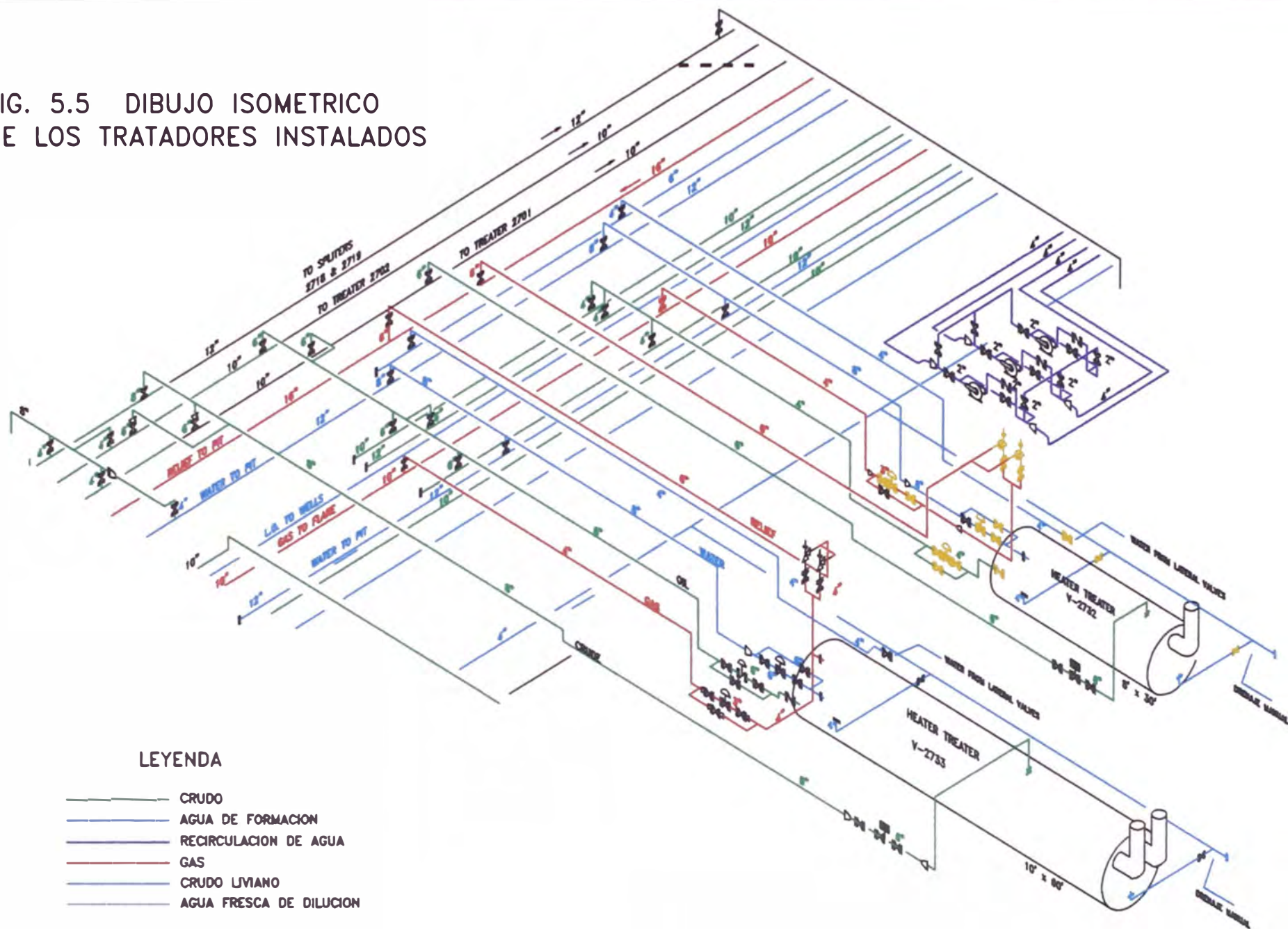


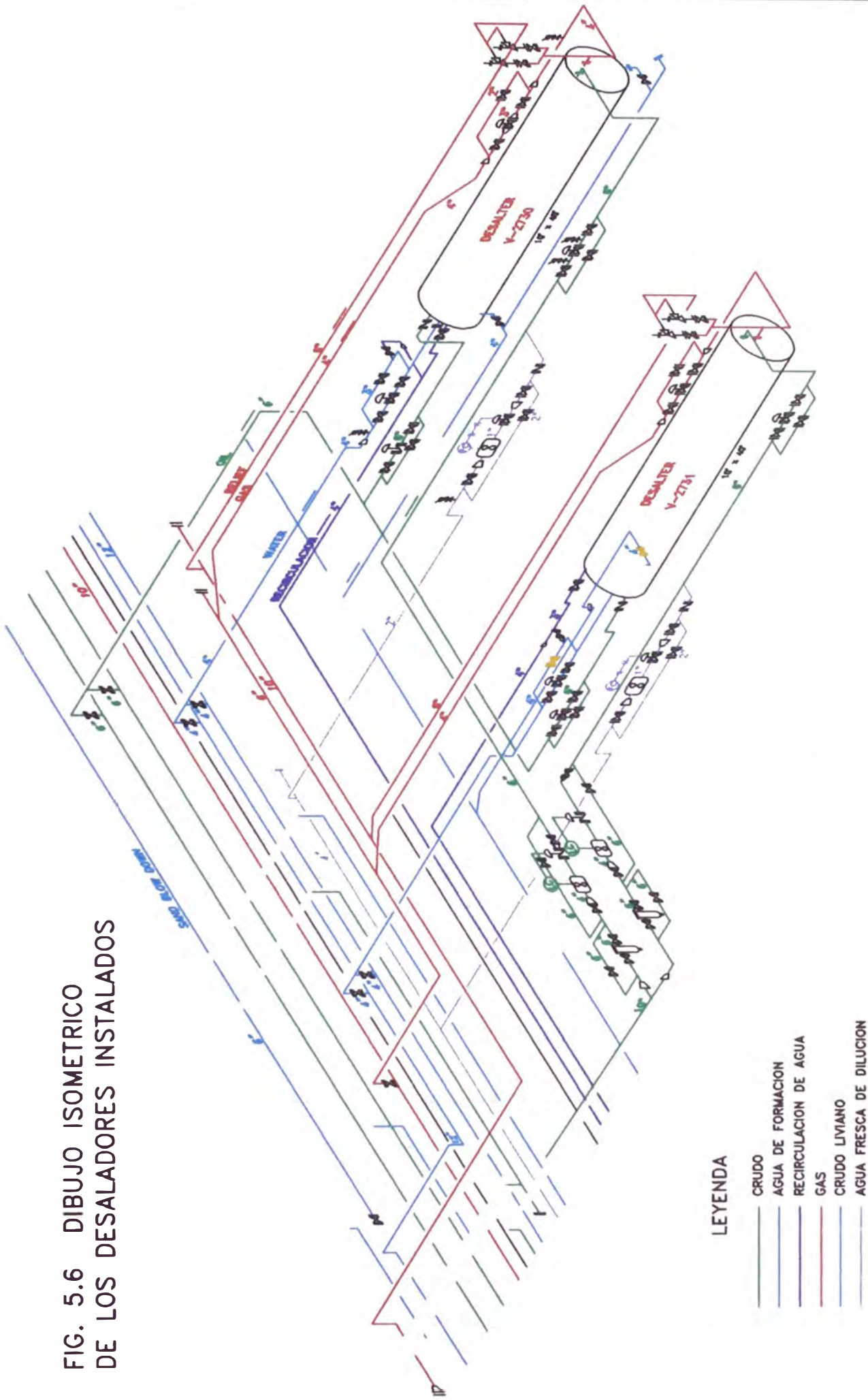
FIG. 5.5 DIBUJO ISOMETRICO DE LOS TRATADORES INSTALADOS



LEYENDA

- CRUDO
- AGUA DE FORMACION
- RECIRCULACION DE AGUA
- GAS
- CRUDO LIVIANO
- AGUA FRESCA DE DILUCION

FIG. 5.6 DIBUJO ISOMETRICO DE LOS DESALADORES INSTALADOS



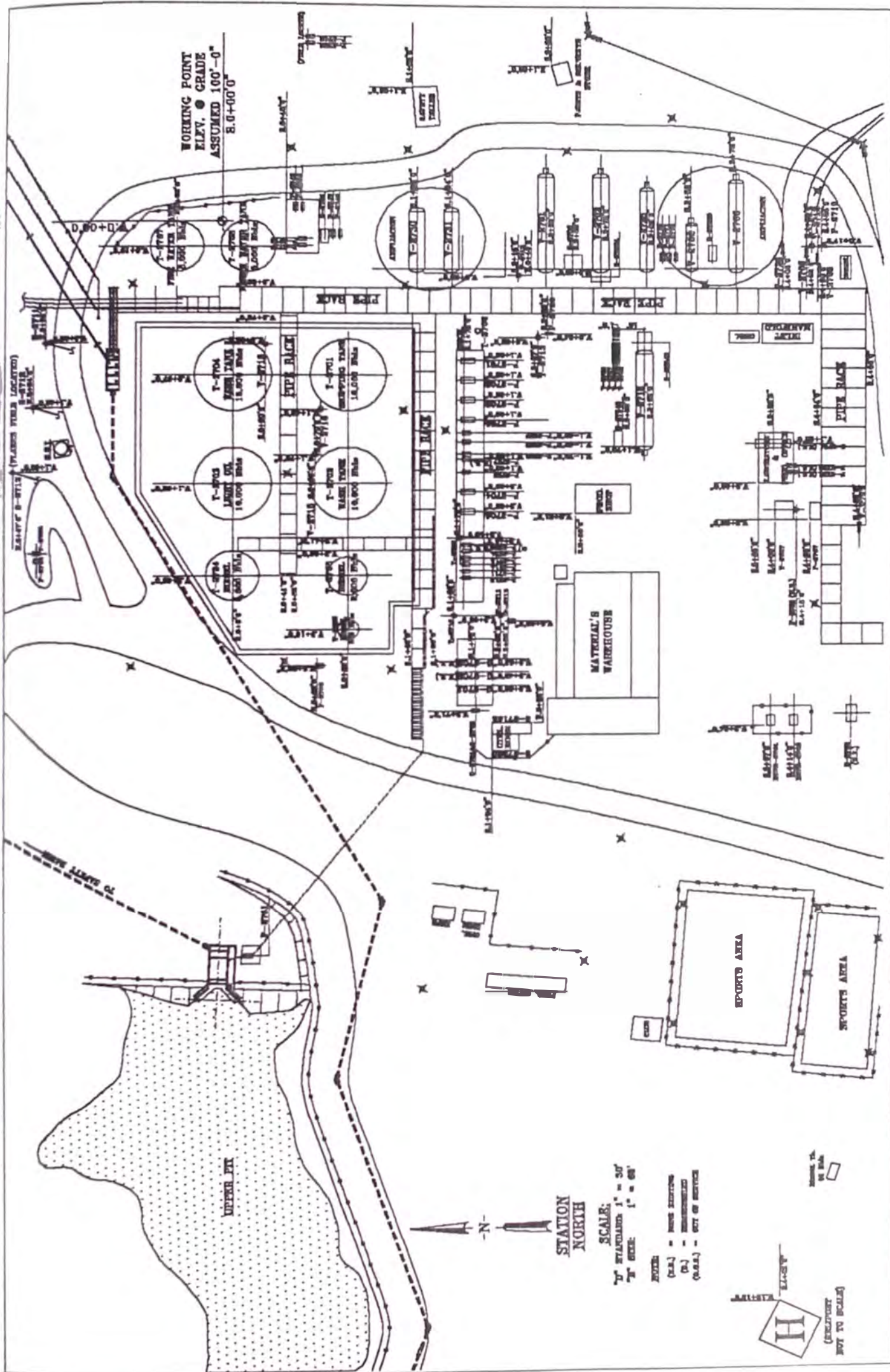


FIG. 5.7 PLANO DE UBICACION DE EQUIPOS EN PLANTA DE JIBARITO



FOTO 5.1 LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE CRUDO, llamadas Baterías en la costa y plantas en la selva tienen por finalidad separar el aceite, el gas, y el agua de formación que producen los pozos de un determinado reservorio ó área de producción, bajo condiciones de operación continua, segura y confiable; Los parámetros de presión, temperatura, caudal y otras características son diferentes en cada región; En la foto se observa la Planta de Dorissa, lote 1-AB Selva.



FOTO 5.2 Una de las funciones del Ingeniero de Facilidades es programar la limpieza y mantenimiento de Baterías, reparación de los ductos del sistema de producción y transporte de crudo, gas y agua en campos petrolíferos, en la foto se observa la Batería de Folche 893H en Talara.



FOTOS 5.3 y 5.4 AMPLIACION DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE JIBARITO, LOTE 1-AB SELVA. En esta planta se amplió la capacidad de tratamiento instalando dos tratadores adicionales y como objetivo principal reducir el contenido de sal (PTB) para mejorar la calidad del crudo se instaló dos desaladores al proceso; En la vista de arriba (izquierda) se observa el lugar donde se instalará los tratadores; En la vista derecha se observa las líneas de flujo para crudo, gas y agua, líneas de venteo de gas, líneas de aire y otros.

FOTOS 5.5 y 5.6 AMPLIACION DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE JIBARITO, LOTE 1-AB SELVA. El Ingeniero de facilidades prepara el plano de ubicación de los nuevos equipos a instalarse, previa coordinación con los jefes de departamentos involucrados, luego hace un levantamiento isométrico con todas las modificaciones y facilidades de control y acceso a la planta, incluyendo la lista de materiales; En la vista de la izquierda se observa los pilotes de 12" donde quedará instalado el tratador; En la vista de la derecha se observa los dos tratadores ya instalados con su mantenimiento respectivo.

CAPITULO 6

PLANTAS Y PROCESOS

I. INTRODUCCION

Para producir los pozos en los campos petrolíferos se requiere energía y esta la obtenemos del petróleo mismo, utilizando generadores a diesel o gas, el primero es obtenido por destilación del crudo y el segundo debe ser previamente acondicionado para ser usado como gas combustible, en ambos casos se requiere de una planta para tratarlo y producirlo, dado que son procesos independientes.

Toda transformación de la materia natural desde el procesamiento hasta la producción de la energía es un proceso químico.

Una de las labores del Ingeniero de Facilidades es la de interpretar, planificar y conducir la instalación de nuevas plantas de procesamiento donde el diseño de equipos y facilidades es muchas veces comprado a empresas consultoras especializadas en el proceso mismo.

II. PROCESO Y PLANTA DE PROCESAMIENTO

Un proceso es una secuencia de operaciones físicas y químicas de producción, refinación y almacenamiento de productos, que forman unidades de proceso con una función predeterminada, llamado “módulos de procesamiento” y para realizar este proceso se requiere de un conjunto de facilidades físicas, equipos, cuartos de control, instrumentos, conexiones, accesorios y líneas de flujo, lo que constituye una planta de procesamiento.

Así, en la industria petrolera las plantas de separación y tratamiento de hidrocarburos son una serie de procesos que tienen por finalidad separar el gas y el agua de formación de los hidrocarburos líquidos, como se explica en el capítulo 5.

Un proceso con que cuenta las operaciones del lote 1-AB de la selva, es la **“Topping Plant”** de Shiviyaçu, **una planta de destilación primaria** para obtener el diesel a partir del crudo liviano (33°API), un combustible básico e importante que se usa en casi todos los motores de equipos estacionarios (generadores, compresores, bombas, etc.) y equipos móviles para toda la operación.

El gas producido para ser utilizado como "gas combustible seco" en plantas de fuerza (generadores) debe ser acondicionado, libre de líquidos (agua y condensados) y vapor de agua, para este proceso se utiliza una **planta de deshidratación de gas** y hay una en San Jacinto del lote 1-AB de la selva.

El tratamiento químico de la producción y el control de corrosión de los equipos de subsuelo y de superficie, requiere de productos químicos especiales que mezclados con solventes o diluyentes se utiliza en el tratamiento del crudo, este proceso se realiza en una **planta de mezclado de químicos**, el mismo que fue instalado en Andoas a principios del año 1999.

El Ingeniero de Facilidades debe prepararse y formarse desde la etapa universitaria, estudiando los cursos relacionados con el perfil propuesto en la introducción y realizando prácticas en plantas y en las operaciones de campo.

Antes de salir como bachiller, tuve la oportunidad de practicar dos meses en plantas de absorción y estaciones de compresión, en las operaciones del nor-oeste (Talara), adquiriendo una mejor comprensión de los procesos físico-químico y su aplicación en la industria petrolera, complementando así mis estudios teóricos en la especialidad de petróleo.

Los trabajos de ingeniería de diseño, sus técnicas y aplicaciones requieren de conocimiento científico y tecnológico, así como de entrenamiento especializado y experiencia de campo.

En el presente capítulo se mostrará tres procesos básicos en la industria petrolera y los diagramas del proceso con una breve descripción del mismo.

III. PLANTA DE DESTILACION PRIMARIA “Topping Plant” DE SHIVIYACU.

La planta fue construida en setiembre de 1993, bajo los diseños de la compañía PETROFRAC, Inc. de Houston, Texas, USA; fue diseñado para destilar crudo liviano de 33.6° API y obtener diesel con una producción de 1,200 a 1,500 BPD.

EQUIPOS Y UNIDADES DEL PROCESO

- 1 Torre de fraccionamiento: C-101
- 1 Atrapador de diesel: C-102
- 1 Horno calentador de petróleo liviano: H-101
- 1 Tanque de almacenamiento de petróleo liviano: T-803
- 1 Tanque de almacenamiento de diesel: T-802
- 1 Tanque de almacenamiento petróleo residual: T-801

- 1 Desalador de petróleo liviano: V-103
- 1 Acumulador de nafta: V-101
- 1 Condensador de nafta: AC-101
- 1 Enfriador de diesel: AC-102
- 1 Separador de gas: V-102
- 2 Intercambiadores de calor: E-101 A/B (crudo liviano/crudo residual)
- 1 Intercambiador de calor: E-102 (crudo liviano/diesel producto)
- 2 Intercambiadores de calor: E-103 A/B (crudo liviano/diesel producto)
- 2 Intercambiadores de calor: E-104 A/B (crudo liviano/residual caliente)
- 1 Rehervidor de diesel: E-105
- 2 Bombas de alimentación: P-109 A/B
- 2 Bombas de carga: P-101 A/B
- 2 Bombas de diesel: P-103 A/B
- 2 Bombas de residual: P-102 A/B
- 2 Bombas de reflujo: P-104 A/B

Descripción del proceso.

El proceso se describe mediante el diagrama de flujo de la figura 6.1. El crudo liviano ingresa a la planta mediante la bomba de alimentación P-109A/B (uno en trabajo y otra en reserva), este flujo entra a dos intercambiadores de calor E-101A/B (crudo liviano / crudo residual frío), donde el calor del crudo residual que sale del fondo de la torre es transferido al crudo liviano hasta alcanzar una temperatura de 208°F.

Seguidamente, el crudo liviano ingresa a través de una válvula de control de flujo y una válvula mezcladora al desalador V-103 para quitar el contenido de agua salada y el BS&W, se añade agua fresca precalentada un

flujo de 6-8% de la carga, mediante dos bombas de carga. La caída de presión a través de la válvula mezcladora se mantiene entre 8-10 psi; la válvula de control está regulada para mantener a una presión de 45-50 psi en el desalador.

El crudo que sale del desalador es inyectado por la bomba de carga P-101A/B (una en trabajo y otra en reserva) al enfriador E-102 (crudo liviano/diesel producto), donde el diesel caliente transfiere su energía calorífica al crudo liviano que luego ingresa al intercambiador de calor E-103A/B (crudo liviano/ diesel producto más reflujo diesel) incrementando aún más la temperatura del liviano para luego ingresar al intercambiador E-104A/B (crudo liviano/ crudo residual caliente), donde el precalentamiento del crudo liviano llega hasta 430 °F y está apto para ingresar al horno H-101 donde se recalienta y se vaporiza las fracciones ligeras (nafta y diesel) parcialmente. El horno usa como combustible parte del gas que sale de la torre de fraccionamiento C-101 y la temperatura de salida de la carga es controlada por el indicador de control de temperatura que fija la posición del control de presión que a su vez acciona la válvula reguladora de combustible a los quemadores del horno.

El crudo liviano recalentado y parcialmente vaporizado que sale del horno a una temperatura de 650°F (343°C) ingresa a la torre de fraccionamiento C-101 de 60" de diámetro interno y 47' de altura, donde la porción líquida cae al fondo de la torre, y la porción vaporizada sube a través de la columna de 16 platos de fraccionamiento, donde se va condensando el diesel y sale por debajo del plato N° 8 e ingresa al tope del atrapador de diesel C-102 (diesel stripper).

El régimen de enfriamiento es controlado por el volumen de reflujo en el tope de los platos de la torre C-101. La bomba de reflujo P-104A/B es controlado por un indicador de temperatura y una válvula de control para alimentar la cantidad correcta de nafta y controlar los vapores que salen del tope de la torre; esta temperatura debe estar entre 280°F y 300°F.

El atrapador de diesel C-102 es un recipiente vertical de 36" de diámetro interno x 18' de altura con 6 platos; los vapores de diesel retornan a la torre de crudo entre el plato N° 8 y 9.

El diesel es bombeado del fondo del atrapador de diesel C-102 por las bombas de diesel P-103A/B pasando por el intercambiador de calor E-103 A/B (crudo liviano/diesel producto + reflujo de diesel), por el enfriador E-102 (crudo liviano/diesel producto) y el enfriador de diesel AC-102 para finalmente almacenarse en el tanque de diesel T-802.

El punto extremo del diesel es controlado por el régimen de reflujo de diesel (29 GPM) y el punto de ignición o inflamación instantánea (flash point) del producto final es controlado por el rehervidor de diesel y la acción de arrastre de los vapores en el atrapador de diesel, el "flash point" del diesel es 128 °F y con 35.5 °API.

El producto residual que sale del fondo de la torre de crudo C-101 pasa por el rehervidor de diesel E-105 y el intercambiador de calor E-104A/B (crudo liviano/ residual caliente) y es bombeado por la bomba residual P-102 A/B al intercambiador de calor E-101A/B (crudo liviano/crudo residual frío) para finalmente llegar al tanque del residual T-801.

Los vapores de nafta y los vapores de agua que salen del tope de la torre de crudo C-101 fluyen al condensador AC-101 donde se condensa y enfría hasta 120 °F prácticamente por completo con los ventiladores de aire para luego ingresar al acumulador V-101, donde el agua es separada de la nafta y drenada del proceso por medio de un control de nivel en la interface de la bota; la nafta a 120 °F es bombeada de regreso al tope de la torre de crudo C-101 por las bombas de reflujo P-104A/B a un régimen de 90 GPM.

IV. PLANTA DE DESHIDRATACION DE GAS

La planta fue construida en San Jacinto-lote 1AB selva en enero de 1996, bajo los diseños de la compañía Gas Technology Corp. Irving, Texas, USA. Fue diseñado para procesar un volumen de gas húmedo de 1.4 MMSCFD de 1.18 de gravedad específica con 1,400 BTU y deshidratarlo hasta obtener un gas seco con capacidad calorífica de 1,000 BTU con el fin de conseguir metano para el funcionamiento de los 4 MEPs (generadores de 1200 KW cada uno, cuyo consumo es alrededor de 840 MSCFD x 0.93 grav. esp. x 1000 BTU por generador) reduciendo la temperatura del gas de 100°F a 38°F para la formación de hidratos en presencia de glicol. La planta procesadora de gas cuyo diagrama de flujo se muestra en la figura 6.2 tiene los siguientes equipos:

- 2 Compresores de gas con su respectivo depurador (scrubber) ensamblados en un patín (skid) C-1/2
- 1 Enfriador de gas (gas cooler) E-6
- 1 Separador V-4
- UNIDAD DE CONDICIONAMIENTO que tiene 6 equipos ensamblados en un patín grande que son:

- 1 Separador en frío (cold separator) V-1
- 1 Tanque de evaporación (Flash tank) V-2
- 1 Intercambiador de calor gas/gas (gas/gas exchanger) E-1
- 1 Intercambiador gas/líquido(gas/liquid exchanger) E-2
- 1 Enfriador (Chiller) E-3
- Unidad de refrigeración con freón E-4
- Unidad regenerador de glicol etileno (E-5) que tiene su horno y su bomba de glicol (P-1)
- Tanque de gas combustible seco (V-3) con sus válvulas de seguridad y sus instrumentos de control.

Descripción del proceso.

El gas húmedo (no procesado) llega de la planta por el depurador instalado en el patín del compresor de gas, donde se retienen los líquidos y el gas sale por la parte superior e ingresa al compresor de gas C-1 con una presión de succión de 21 psig, donde es comprimido hasta 150 psig, luego pasa al enfriador de gas E-6, con la finalidad de disminuir su temperatura de 225 °F a 115 °F y condensar las fracciones de gas pesados cuando ingrese al separador V-4, los líquidos atrapados son drenados automáticamente mediante válvulas de control regulados por el nivel de líquido de los depuradores de gas, de esta manera se reduce el alto contenido de BTU del gas húmedo en una primera etapa.

Del separador V-4 el gas pasa a la unidad de acondicionamiento de gas, ingresando por la parte superior del intercambiador gas/gas (E-1) en donde ocurre el enfriamiento inicial de 115°F hasta 90 °F ($dT=25^{\circ}F$), el gas en esta etapa intercambia calor, es decir el gas no procesado (rico en agua) se

enfria mientras el gas procesado (pobre en agua) se calienta.

A la salida del intercambiador gas/gas (E-1) el gas húmedo se mezcla con el glicol, que es inyectado por la bomba de glicol (P-1) de la unidad de regeneración, la inyección es a través de una tobera (atomizador) insertada en la boquilla de ingreso del forro exterior del intercambiador gas/ líquido (E-2) para prevenir la formación de hidratos cuando el gas sea enfriado, el glicol es altamente higroscópico, absorbe el vapor de agua del gas húmedo, luego la mezcla pasa por el intercambiador gas/líquido (E-2) donde es enfriada por los líquidos del separador de frío (V-1) en flujo contracorriente como se observa en la figura 6.2 y los líquidos calentados son dirigidos al tanque flash (V-2) que es un separador de tres fases.

Mientras la mezcla de gas con el glicol pasa al enfriador de gas (E-3, chiller) donde se realiza el enfriamiento final hasta alcanzar 35 °F mediante la unidad de refrigeración con freón (E-4) en ciclo cerrado para la separación de los líquidos, el gas que sale del E-3 pasa al separador de frío (V-1). El gas combustible seco sale por la parte superior de dicho separador a través de una tubería de 2" pasando por el intercambiador gas/gas (E-1) y es dirigido al tanque de gas combustible seco (V-3), mientras que el líquido depositado en la parte inferior del separador (V-1) sale a través de una válvula controladora de nivel (LC) y es dirigido a la parte inferior del intercambiador gas/líquido (E-2) en contracorriente donde es calentado para luego pasar al tanque flash (V-2) o separador de tres fases.

El líquido ingresa por la parte superior del V-2 donde el glicol y cualquier hidrocarburo condensado son separados del caudal de gas, el glicol mezclado con agua es separado de los hidrocarburos en la parte inferior del

V-2 y fluye de regreso a través de una válvula controladora de nivel (LC) a la unidad de regeneración de glicol (E-5). Este equipo es un rehervidor (marca Energy Weldfab, Inc.), donde se separa el agua del glicol mediante un calentamiento regulado por un termostato a una temperatura de 265°F (máxima temperatura de operación 300°F, ya que el glicol etileno comienza una descomposición lenta a los 328°F), el agua se evapora a la atmósfera y el glicol es enfriado y desplazado por una bomba al intercambiador de calor gas/liquido (E-2).

La interfase glicol/hidrocarburo en el separador de tres fases (V-2) debe ser monitoreada para asegurar que el regulador de nivel de la interfase ha sido ajustado correctamente para evitar un vaciamiento del glicol con el producto del hidrocarburo, esto se realiza mediante dos válvulas controladoras de nivel (LC), el drenaje de los líquidos hidrocarburos va a un tanque sumidero, y el glicol mezclado con agua va a la unidad de regeneración de glicol (E-5).

El tanque de almacenamiento del gas seco y acondicionado (V-3) cuenta con una válvula controladora de nivel para drenar automáticamente los líquidos (LC), un "back pressure valve (B.P)" o válvula de contrapresión que controla la presión atrás (reseteada a 125 psi) y descarga el gas al quemador (flare), en caso de alcanzar el límite de presión máxima de trabajo del tanque o sobrepresiones instantáneas. También cuenta con una válvula de control de presión que trabaja como un reductor de presión o "pressure reducer" (P.R, reseteada a 100 psi) que entrega gas a los generadores marca "MEP", de la planta.

Luego del estudio de peligros/riesgos operacionales (HAZOP=**hazard and operability study**) se recomendó la instalación de una válvula de parada por emergencia (ESD) en la línea de entrada a la planta en caso de un siniestro para aislar del sistema, se dejó una válvula de 4" x 300# ANSI.

EL GLICOL es un producto químico líquido altamente higroscópico, miscible con agua por su tendencia a formar puentes de hidrógeno; el glicol no es corrosivo, no se precipita, son fácilmente regenerados y separables del agua, no son solubles en los hidrocarburos, son relativamente estables en presencia del CO₂ y compuestos sulfurados (SO₄X).

La función básica del glicol es absorber agua del gas con la finalidad de deshidratarlo y utilizarlo como gas seco combustible.

Hay cuatro tipos de glicoles: MONOETILENGLICOL (MEG), DIETILENGLICOL (DEG) que presenta mayor pérdida, el TRIETILENGLICOL (TEG) que es el más recomendable y la temperatura inicial de descomposición es 404 °F y el TETRAETILENGLICOL (TREG) que es más viscoso y costoso. El enfriamiento es la etapa más costosa del proceso.

V. PLANTA DE MEZCLADO DE QUIMICOS-ANDOAS

Los inhibidores de corrosión son sustancias químicas que tienen como propósito disminuir la velocidad de corrosión, retardando o deteniendo la reacción durante un tiempo o periodo de inhibición.

En la selva, el tratamiento químico es continuo y se hace para proteger el equipo de subsuelo, así como las líneas de flujo. El inhibidor concentrado se mezcla con agua tratada, en la planta de mezclado se obtiene dos productos el JRU-263 y el JRN-66.

Los desemulsificantes son compuestos químicos que tienen grupos hidrófilos (afines al agua) y lipófilos (afines a la fase oleosa) que se usan para romper las emulsiones por efecto térmico y químico, con la finalidad de recuperar la fase dispersa (emulsión de petróleo en agua).

En el lote 1-AB de la selva, la separación y tratamiento de crudos emulsionados con agentes desemulsificantes permite obtener un crudo más limpio que cumpla con las especificaciones de venta y mantener los oleoductos libre de agua para evitar la corrosión. El producto obtenido con nafta es JXZ-1233, y el JXZ-1237.

Hasta el año 1998 estos productos químicos eran comprados por cilindros y “bulk-drums” (330 galones), pero con el programa de reducción de costos impuestos por la empresa, hoy se compra el producto concentrado en contenedores especiales tipo “isotanques” y se diluye en la planta de mezclado, el cual fue proyectado y diseñado por la compañía Champion Technologies Inc.

La construcción de las obras civiles y el diseño de las facilidades estuvo a cargo del dpto. de facilidades/mantenimiento/construcción (FMC) de la empresa, un grupo de profesionales al cuál pertenecía y cuyo trabajo en equipo era profesionalidad, experiencia, respeto, con un alto espíritu de entrega y hacer bien las cosas.

Según el diagrama de flujo (fig. 6.4) la planta tiene dos unidades de mezclado independientes una de otra, con control automático por computadora, tiene un compresor de aire montado en un patín que proporciona aire seco a los instrumentos (45CFM a 100 psi) y válvulas de control eléctrico-neumático de mezclado.

También cuenta con una unidad ablandadora de agua fresca, que es abastecido con una bomba de 20 GPM y una bomba de recirculación con rayos ultravioleta (UV) para matar los microorganismos biológicos antes de ser almacenada en el tanque de 200 barriles (T-1101).

En el patín # 1 hay dos bombas centrifugas (30-40 GPM) una para abastecer de agua fresca (P-1105) y la otra para abastecer el inhibidor de corrosión (P-1104) del isotanque T-1103 al mezclador estático, el caudal de cada componente es medido por un medidor de masa tipo Coriolis y regulado por dos válvulas de control eléctrico-neumático respectivamente que son operadas desde el cuarto de control (PC); en esta unidad se obtiene el inhibidor de corrosión diluido en agua designado como JRU-263 y JRN-66.

Es importante mencionar que las bombas P-1104 y P-1106 tienen un sistema de recirculación reguladas por una válvula de control eléctrico-neumático.

Similarmente en el patín # 2 hay dos bombas centrifugas (30-40 GPM) una para abastecer de nafta (P-1107) y la otra para abastecer el demulsificante (P-1106) del isotanque T-1104 al mezclador estático, el caudal de cada componente es medido por un medidor de masa tipo Coriolis y

regulado por dos válvulas de control eléctrico-neumático respectivamente que son operadas desde el cuarto de control (PC); en esta unidad se obtiene el demulsificante diluido en nafta designado como JXZ-1233 y JXZ-123.

Las conexiones entre los tanques y las bombas de mezclado son rápidas y prácticas porque usan mangueras flexibles y conectores rápidos tipo universal.

En 9 meses de operación, la producción de esta planta de mezclado ha producido 286,500 galones (89% de inhibidor de corrosión y 11% de demulsificante) lo cual indica un consumo de 1,061 galones/día para una producción promedio de 37,000 BOPD y 750,000 BWPD.

El tratamiento químico del crudo en esta operación es de vital importancia para la obtención de un crudo limpio que cumpla con las especificaciones de calidad que por contrato se ha establecido.

VI. OTROS PROCESOS EN PLANTAS DE GAS

Como información adicional adjunto tres diagramas de procesos que fueron obtenidos en mis prácticas de campo realizadas en la División de Gas Natural de PetroPerú (O.N.O) entre los años 1978-1979, y la considero muy importante en mi carrera profesional porque fueron mis primeros pasos en la ingeniería de facilidades. En un futuro muy cercano, la industria del gas será una fuente importante de energía para el país. Se adjunta los diagramas de flujo de las plantas de absorción Pozo (fig. 6.5), Pariñas (fig. 6.6), planta de destilación y estabilización de Verdún Alto (fig. 6.7) como procesos básicos de tratamiento y uso del gas natural.

El proceso de absorción consiste en poner el gas húmedo en contacto íntimo con una fracción especial de petróleo llamado aceite de absorción o “aceite rico” que disuelve los componentes pesados del gas (C₃,..C₇+). Los componentes livianos que no se disuelven salen como gas seco, tales como el metano y etano.

Las plantas de absorción reciben el gas húmedo de las baterías y estaciones de compresión y la comprimen hasta 250 psig en varias etapas antes de ingresar al absorbedor, el cual es básicamente una torre de destilación a presión constante con un sistema de reflujo.

VII. RECOMENDACIONES

1. La recomendación básica para conocer un proceso es estudiar y analizar in situ toda la instalación de equipos, controles, conexiones en todos sus detalles levantando un plano en planta y otro plano isométrico, los diagramas de flujo sintetizan el proceso para ser más comprensible y familiar.
2. Las modificaciones que se diseñan en una planta siempre deben ser coordinadas y verificadas con el personal especializado del rubro (instrumentista, electricista, mecánico, jefe de planta, etc.) y aprobadas por los jefes de departamentos involucrados y la aprobación final del superintendente de operaciones.
3. Los distintos productos químicos utilizados en el sistema de producción e inyección deben estar rotulados y etiquetados con sus especificaciones técnicas y sus respectivas funciones.

VIII. CONCLUSION

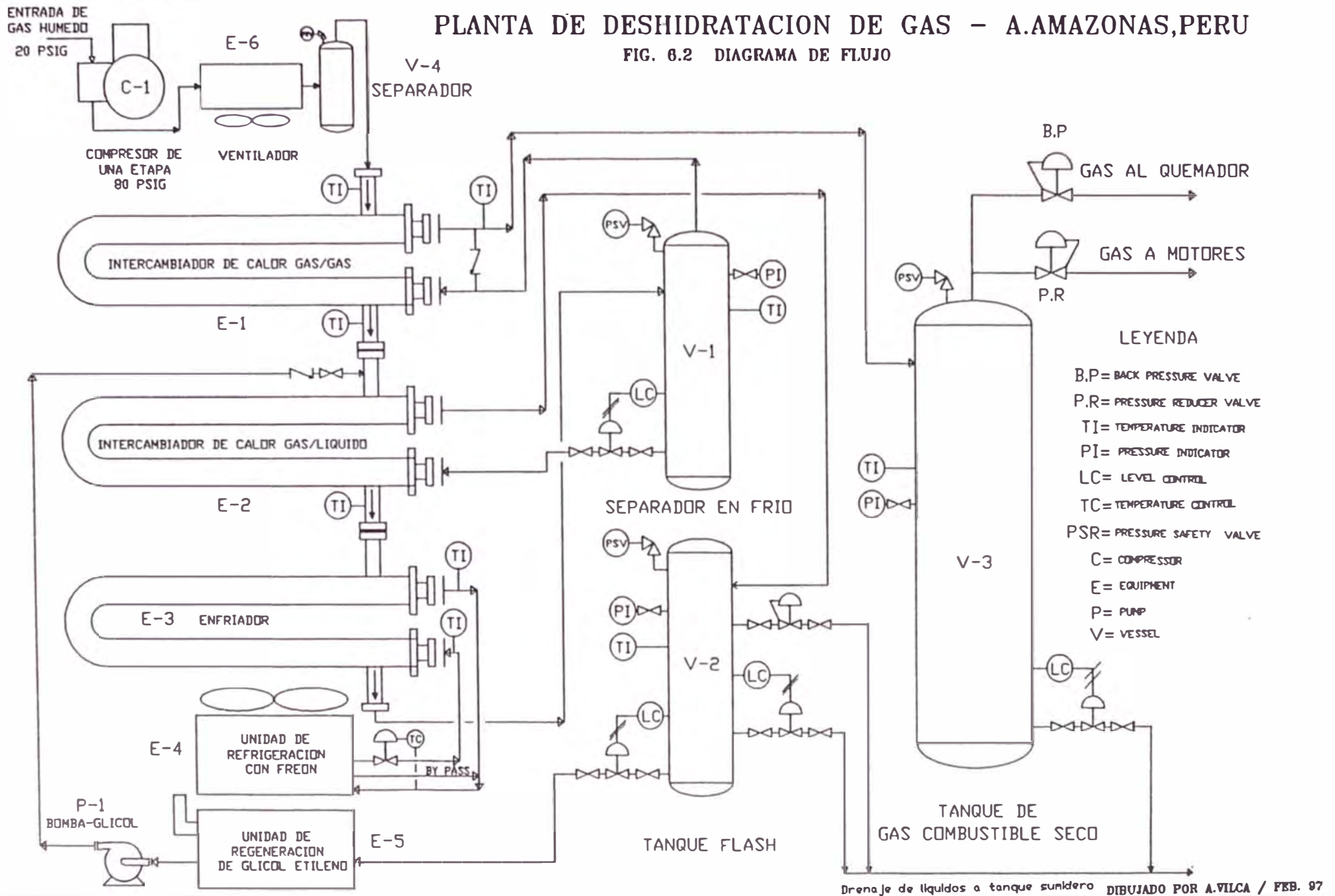
La Ingeniería de Facilidades de Superficie en la industria petrolera es una especialidad de interrelación entre las operaciones de campo y los procesos industriales en plantas de procesamiento: su planificación y diseño, su instalación y operación, su mantenimiento y reparación, su redimensionamiento y ampliación, su seguridad industrial y la preservación y protección del medio ambiente.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Manual de operaciones y diseños de la compañía PETROFRAC, Inc. de Houston, Texas, USA, Enero 1990.
2. Manual de operaciones y diseños de la compañía Gas Technology Corp. de Irving, Texas, USA, Octubre 1995.
3. Manual de operaciones y diseños de la compañía Champion Technologies Inc.

PLANTA DE DESHIDRATACION DE GAS - A.AMAZONAS,PERU

FIG. 6.2 DIAGRAMA DE FLUJO



- LEYENDA
- B.P= BACK PRESSURE VALVE
 - P.R= PRESSURE REDUCER VALVE
 - TI= TEMPERATURE INDICATOR
 - PI= PRESSURE INDICATOR
 - LC= LEVEL CONTROL
 - TC= TEMPERATURE CONTROL
 - PSR= PRESSURE SAFETY VALVE
 - C= COMPRESSOR
 - E= EQUIPMENT
 - P= PUMP
 - V= VESSEL

Drenaje de líquidos a tanque sumidero DIBUJADO POR A.VILCA / FEB. 97

FIG. 8.5 DIAGRAMA DE FLUJO
PLANTA DE ABSORCION POZO - TALARA, PERU

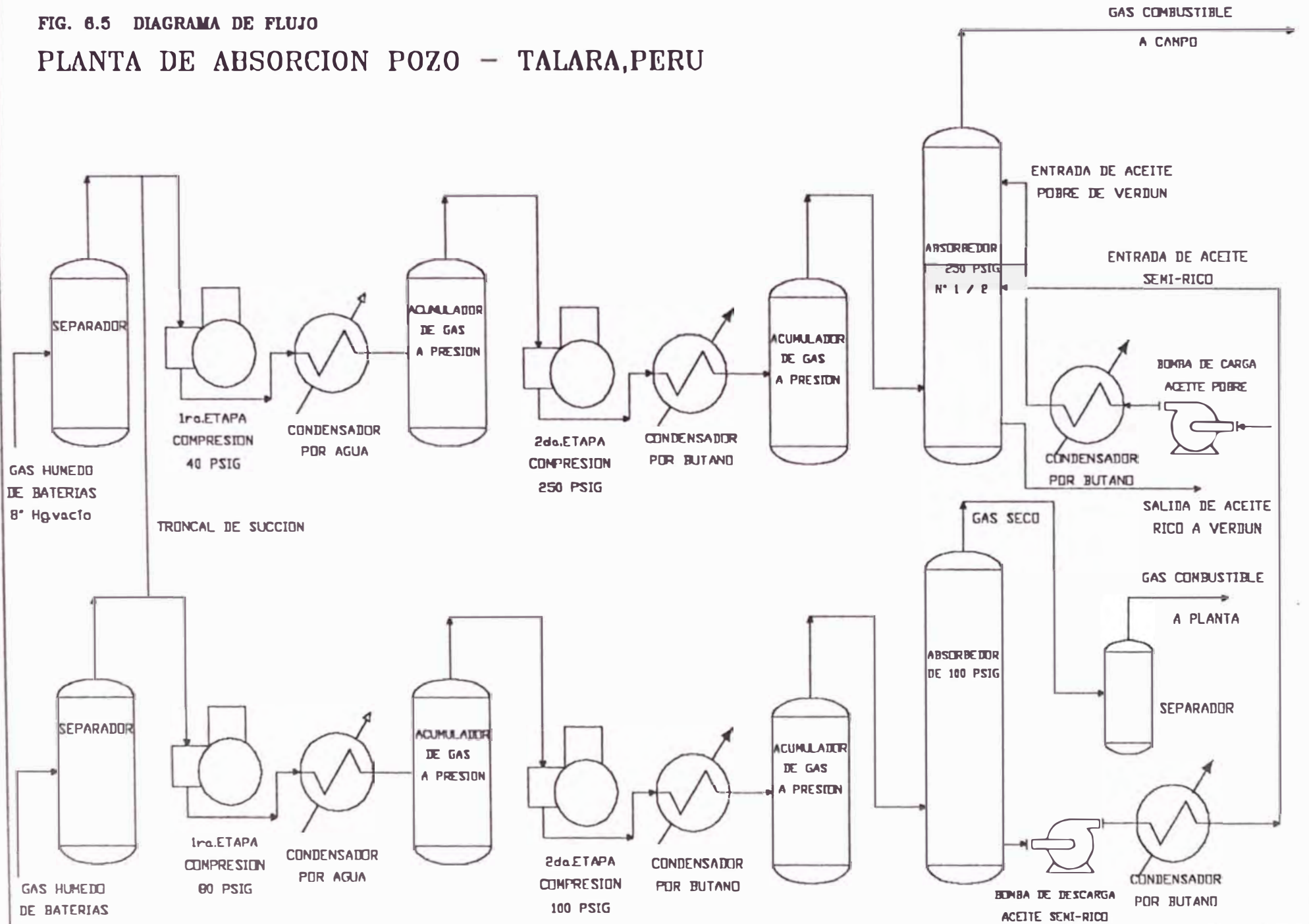
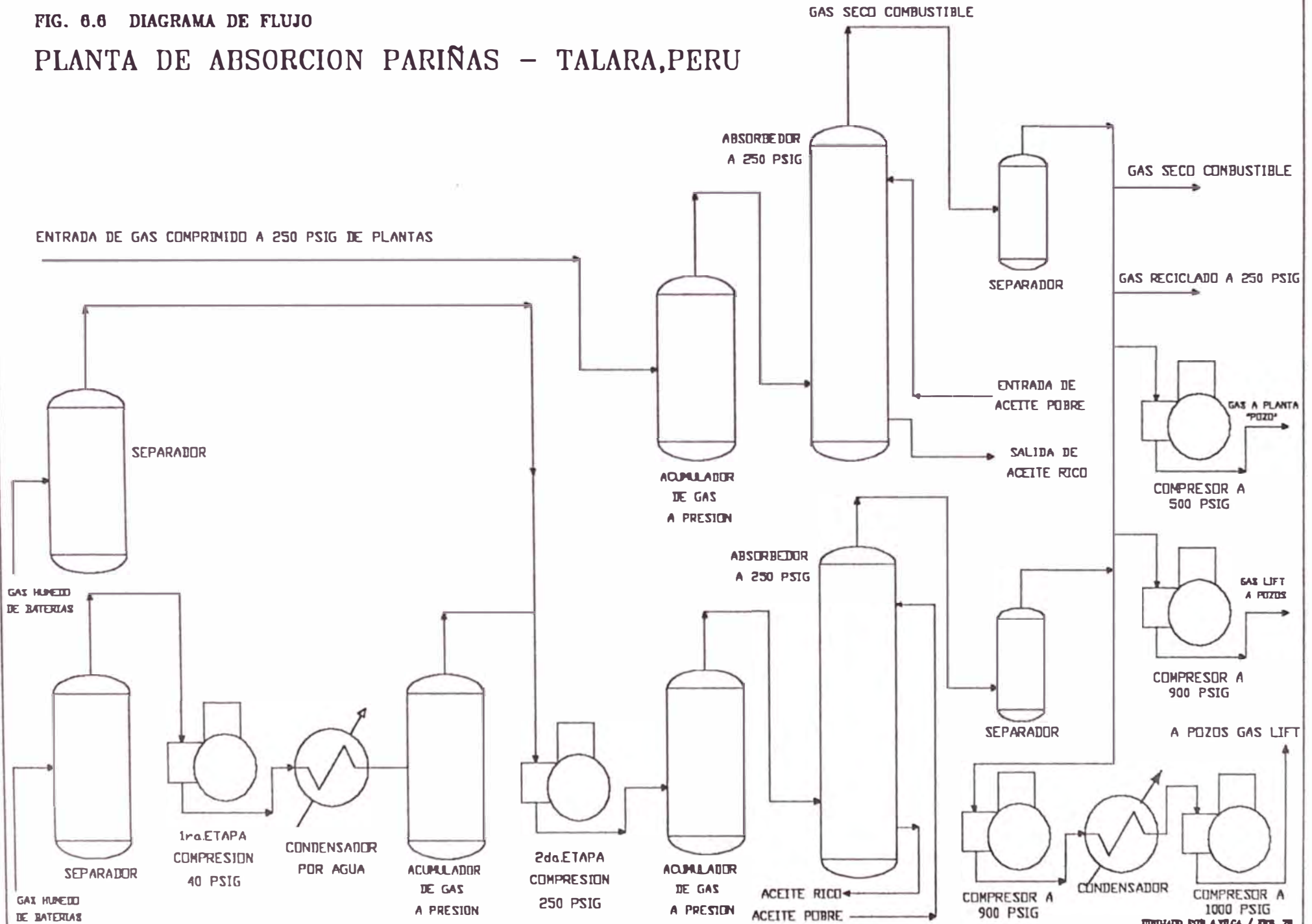


FIG. 8.6 DIAGRAMA DE FLUJO

PLANTA DE ABSORCION PARIÑAS - TALARA, PERU



CAPITULO 7

ESTACION DE COMPRESORES DE GAS NATURAL

I. INTRODUCCION.

Como se explicó en el primer capítulo, el balance de gas de un proyecto de recuperación secundaria dependía básicamente del gas producido y recolectado de los pozos productores y era comprimido en las estaciones de compresión. La distribución mediante una red de gasoductos a las plantas de inyección y generadores de campo, se indica en la figura 1.3 del capítulo 1.

Una estación de compresores tiene el propósito de elevar la presión de un flujo de gas (Q), desde una presión de succión (P_1) hasta una presión de descarga (P_2) para desplazar el gas por una tubería de longitud (L), desde un punto a otro punto y abastecer con la presión necesaria y suficiente el consumo de los motores de generadores de corriente eléctrica, bombas de desplazamiento accionados con motores a gas, compresores de estaciones de inyección, etc. La presión (P_1) en este caso lo determina la presión total del sistema (gas de forros de pozos y gas de baterías) y la presión de descarga (P_2) es la caída de presión en el gasoducto hasta el punto de abastecimiento más una presión de abastecimiento mínimo a la planta (15 a 20 psig).

El Ingeniero de Facilidades debe optimizar el flujo de gas y los fluidos líquidos bajo condiciones de operación segura, cuando se diseña una planta de compresión debe removerse del proceso los condensados (GLP) y el agua contenida en el gas. En este capítulo se describirá el funcionamiento de un estación de compresores.

II. CONSIDERACIONES DE DISEÑO.

Las estaciones de compresión se diseñan en función de un rango de capacidades, presiones y temperaturas. Involucran muchas variables como volumen o peso (pie cúbico/min. o libras/hora), valores de K (relación de calores específicos a presión y constante a volumen constante), relación de compresión (R) , la potencia al freno (BHP) para comprimir un millón de pies cúbicos a condiciones estándar (MMSCFD) y el tipo de material de los equipos y conexiones.

Los caudales de gas, las presiones de operación y los sistemas de control para mantener la presión de operación deben ser previamente analizados y evaluados. Estos parámetros se determinan previos estudios de ingeniería basados en la evaluación de los recursos disponibles y los requerimientos de la operación.

III. ESTACION DE COMPRESION BATERIA ON-988

Para el caso específico de la estación de compresión Organos Norte-Batería 988, Talara, se realizó una evaluación de la producción de gas de forros de todos los pozos de la batería 988 y el gas que producía la batería misma y se encontró que había un volumen de 2.000 MMSCFD (1,388 pies cúbicos por minuto) con una presión de succión de 5 psig.

También se hizo un análisis cromatográfico de la **composición molar** para determinar sus características básicas como capacidad calorífica, gravedad específica, peso molecular, contenido de CO₂, N₂, contenido de líquidos, factor de compresibilidad (Z). La aplicación para la costa se ilustra con los ejemplos 7.1 y 7.2; para el caso de la Amazonía con los ejemplos 7.3 y 7.4 programados en excel 97.

En la Figura 7.2 se muestra un compresor recíprocante de 2 etapas con sus componentes más importantes para una mejor visualización del proceso mismo.

La presión mínima que requería el sistema de abastecimiento de gas para el área norte, “ocean plant” y Zapotal era de 100 psig, por lo que la

Relación de compresión (R) es

R: Presión de descarga (psia) / Presión de succión (psia)(1)

$$R = (100 + 14.7) / (5 + 14.7) = 5.8$$

La relación de compresión está limitado por la temperatura y cuando la relación “R” es mayor que 5 se requerirá dos o más etapas, para este caso se usó dos etapas:

1era. Etapa: $19.7 \text{ psia} \times 2.4 = 47.3 \text{ psia}$

2da. Etapa: $42.3 \text{ psia} \times 2.4 = 101.5 \text{ psia.}$

Nota.- Entre etapa y etapa se considera una pérdida de presión de aproximadamente de 5 psi.

Para la estimación de la potencia en el freno de un compresor recíprocante y considerando la gravedad específica del gas = $G = 0.65$ y $R=2.4$ se puede utilizar la siguiente fórmula:

$$\text{Potencia} = (22 \text{ bhp})(R/\text{etapa})(\# \text{ etapas})(\text{MMSCFD})(F) \quad (2)$$

Donde F = factor de caída de presión por etapa

F = 1.00 una sola etapa de compresión

F = 1.08 para dos etapas de compresión

F = 1.10 para tres etapas de compresión

Aplicando la fórmula (2) para 2.000 MMSCFD se obtiene:

$$\text{Potencia en el freno} = (22)(2.4)(2)(2)(1.08) = 228 \text{ hp}$$

Es decir se necesita 114 hp /etapa.

La capacidad de desplazamiento del pistón (PD) en pies cúbicos por minuto (pcm) para un compresor con dos pistones, se calcula con la siguiente fórmula :

$$PD = 2(\text{stroke})\text{rpm}(2D \cdot D - d \cdot d)\pi / 4(1728) \quad (3)$$

Donde:

PD = desplazamiento del pistón en pies cúbicos por minuto(pcm)

Stroke = carrera del pistón en pulgadas.

D = Diámetro del pistón en pulgadas

d = diámetro del vástago del pistón en pulgadas

rpm = revoluciones por minuto del cigüeñal

Aplicando la ecuación (3) para un compresor Knigth con dos pistones de doble acción y con los siguientes datos se obtiene:

$$\text{Stroke} = 8\text{-}1/2", D = 8\text{-}1/2", d = 2\text{-}1/2", \text{rpm} = 1200$$

$$PD = 2 \times (0.000455)(8.5)(1200)(2 \times 8.5 \times 8.5 - 2.5 \times 2.5) = 1283 \text{ pcm.}$$

Equivalente a 1.847 millones de pies cúbicos por día.

Como se observará, un sólo compresor no podía comprimir todo el volumen; entonces se optó por instalar dos compresores en la succión y dos en la descarga con la finalidad de tener siempre un compresor en espera (stand-by) listo para operar en caso de fallar un compresor.

Como se observa en la figura 7.1, la estación de compresores de la Batería ON-988 muestra dos compresores para la 1era. etapa (K-3 y K-4) con una capacidad total de 2.75 MMSCFD y dos para la 2da. etapa (K-1 y K-2) con una capacidad total de 4.00 MMSCFD.

Las especificaciones de diseño para las tuberías, válvulas y conexiones están en concordancia con el código "**ANSI B31.3 code for Pressure Piping Petroleum Refinery Piping**". En toda la planta se usó conexiones ANSI 150 Lbs. con máxima presión de trabajo 225 psi a 250°F.

Como toda planta de gas, esta contaba con un sistema de seguridad en el compresor mismo, constituido por un tablero de control, el cual indica la falla ocurrida en el equipo (alta y baja presión, alta temperatura, alta vibración, baja presión de aceite, etc.). Todos los recipientes a presión contaban con una válvula de seguridad, también tenía un sistema de parada automática (ESD) operada desde fuera de la planta a 300 pies del centro, el

cual cerraba dos válvulas, de ingreso y salida de gas a la planta; también había 3 extintores portátiles de 30 lbs. y un extintor rodante de 150 lbs.

En todo el proyecto de recuperación secundaria se utilizó compresores reciprocantes por su alta eficiencia de 84 % promedio, para relaciones de compresión (R) entre 2.5 - 6.5 y porque son más durables por su bajo rpm y fácil mantenimiento.

Los compresores centrífugos son máquinas para altas presiones de descarga y alto volumen de gas (rango de 1,000 a 200,000 pies cúbicos por minuto) y se usan en sistemas de transmisión de gas, su aplicación en operaciones de producción es limitado (ref.1).

IV. COSTO DE LOS EQUIPOS.

El costo FOB (Free On Board) de un compresor recíprocante de alta velocidad incluido su motor a gas, a bordo en el puerto de embarque es \$650/HP; para nuestro caso el precio fue = $(\$650/\text{hp})(228\text{hp})=\$148,200.00$. Este costo de referencia está dado a enero de 1981 (ver referencia No 4).

Los compresores Knight (K-1, K-2 y K-3) estaban ensamblados con motor a gas marca Caterpillar modelo G342 de 225 HP a 1200 RPM.

El compresor Gardner-Denver (K-4) estaba equipado con un motor a gas de 50 BHP y su capacidad de compresión era de 1.00MMSCFD.

El valor estimado para estos 4 compresores estaba muy cerca a los U.S \$500 000.00. Como se comprenderá, la empresa tenía recursos financieros para comprar un stock suficiente de todo tipo de materiales de uso común y estándar en la industria petrolera para un proyecto de recuperación secundaria.

Según el diagrama del proceso en la fig.7.1 hay diferentes tamaños de válvulas de bola, válvulas de control, válvulas de seguridad, válvulas de retención, bridas, empaques, pernos, codos, té, tubos, etc. Además hay 5 depuradores de gas, 2 filtros y extintores portátiles.

La valorización de todos estos equipos y conexiones es aproximadamente U.S \$ 120,000.00. Lo que representa casi el 24% del valor de los compresores.

V. DESCRIPCION Y FUNCIONAMIENTO DE UNA ESTACION.

1. PROPOSITO DE SISTEMA.

El propósito de esta estación de compresores en Organos Norte batería 988, era proporcionar gas con la presión suficiente para la planta de captación de agua de mar (“Ocean Plant”) y el exceso ayudaba a la planta de inyección de Zapotal. También alimentaba a los generadores de corriente del campo (Organos Norte, Organos Sur, Patria y la población)

2. EQUIPO.

De acuerdo al diagrama de flujo de la figura 7.1 los equipos de la planta de compresión eran:

- Dos compresores de descarga principales marca Knight con motor a gas de 2.0 MMCFD de capacidad cada uno (K-1 y K-2).
- Un compresor de succión marca Knight que trabajaba como un incrementador o elevador de presión (booster) con motor a gas y de 1.75 MMCFD de capacidad (K-3).
- Un compresor de succión marca Gardner Denver (K-4) con motor a gas que trabajaba como incrementador de presión con capacidad 1.0 MMCFD.
- Un compresor de aire marca Ingersol Rand.
- Dos depuradoras de gas (Scrubbers) para la succión S-1 y S-2.
- Dos depuradoras de gas en la descarga (S-3 y S-4).
- Dos filtros y un depurador de gas de consumo de los motores instalados en planta para mejor secado del gas.
- Dos válvulas de control: (F-1) sistema de retorno (feed back) para asegurar el suministro de gas de succión a los compresores y (F-2) sistema de alivio

al aire (back-pressure) en caso de exceso de presión en la succión.

- Dos válvulas de emergencia de parada automática ESD-1 y ESD-2 (Emergency Shut Down) en caso de ocurrir un siniestro.

3. DESCRIPCION DEL SISTEMA EN OPERACION NORMAL.

Se llama operación normal, cuando los compresores de succión el Knighth (K-3) y el Gardner Denver (K-4) funcionan como booster para los otros dos (K-1 y K-2) es decir para elevar la presión desde 5 ó 7 psig a 20 ó 25 psig. Con esto se consigue bajar la presión de la cabeza de los pozos al mínimo.

El gas llegaba a la estación por dos líneas: del sistema de recolección de 8" (gas de forros) y de la batería 988. Todo el gas llegaba al depurador S-1 donde se elimina automáticamente los líquidos; este "scrubber" tiene un extractor de niebla instalado, para retener las partículas de líquido más finas, también tiene una descarga manual de líquidos.

Los compresores K-3 y el K-4 toman el gas seco con una succión de 5-7 psig y lo descargan a 20-25 psig. A la salida de estos compresores, el gas pasa por el scrubber S-2, donde se extraen los líquidos.

Los compresores K-1 y K-2 toman el gas con una presión de succión de 20-25 psig y la descargan a la presión de 70-75 psi necesaria para llegar directamente a "Ocean Plant", sin necesidad del "Booster de Somatito". Antes de enviar el gas a plantas, pasa por los dos "scrubber" de alta presión (S-3, S-4 y S-5) y se mide el caudal en un medidor de orificio.

4. PROCEDIMIENTO DE ARRANQUE EN CONDICIONES NORMALES DE OPERACIÓN.

Antes de arrancar los compresores K-3 y K-4 todas las líneas instaladas y “scrubbers” deben ser purgadas; verificar los instrumentos de control.

1. Abrir la válvula de descarga B (ver figura 7.1).
2. Abrir las válvulas de succión C y D de los compresores K-3 y K-4.
3. Con la presión de aire del compresor (120 psig) arrancar el compresor K-3 el K-4.
4. Cuando los compresores están trabajando normal, cerrar la válvula A. Observe la variación en las presiones, la succión en el S-1 debe ser entre 5 á 7 psig y la del S-2 de 20 á 25 psig.
5. Los compresores principales K-1 y K-2 pueden requerir menor velocidad para proporcionar la presión de descarga requerida. No se requiere más de 90 psig.

5. OPERACIÓN ALTERNA.

La instalación de los compresores también permitía operar el compresor K-3 como reemplazo de uno de los Knight de descarga, cuando la parada de uno de ellos K-1 ó K-2 sea por mantenimiento o falla mecánica por un tiempo mayor de 30 minutos.

PROCEDIMIENTO PARA OPERAR.

1. Parar el compresor Gardner Denver K-4.

2. Abrir la válvula de descarga E-1 ó E-2 a la entrada a los “scrubbers” de descarga, correspondiente al compresor que se haya parado.
3. Abrir la válvula de bloqueo A.
4. Cerrar la válvula B.
5. Chequear las presiones de succión y descarga.

Cuando la emergencia ha terminado se deberá regresar a operación normal siguiendo el siguiente procedimiento.

6. PROCEDIMIENTO PARA REGRESAR A OPERACIÓN NORMAL.

1. Abrir la válvula B.
2. Cerrar la válvula A.
3. Cerrar las válvulas E-1 ó E-2 según sea el caso.
4. Arrancar el compresor G.D (K.4).
5. Arrancar el compresor reparado.
6. Chequear las presiones de succión y descarga.

7. EQUIPO DE SEGURIDAD.

Válvulas de seguridad (V.S) instalados en los 5 depuradores de gas, llamado en el campo “scrubber”.

Así en el depurador S-1 la válvula de seguridad está regulado a 30 psig y el S-2 a 90 psig.

Válvula de contrapresión F-2 (back pressure) instalado en el depurador de succión S-1 y regulado a 25 psig; y debe abrirse cuando la presión exceda este valor.

- Dos válvulas automáticas de emergencia (ESD) estaban instaladas en la planta y podían ser operadas a distancia; una se encontraba en la línea 8" de entrada a los compresores (ESD-1) y la otra en la línea de 4" de descarga al campo (ESD-2).
- En la descarga de los compresores K-1 y K-2 había 2 válvulas manuales para purgar el gas confinado ("blowdown") en el sistema.
- Válvula automática de realimentación (Feed back) o recírculo del gas en caso de una baja presión de succión en los compresores de descarga K-1 y K-2 (válvula de control F-1).
- El sistema de drenaje de condensado en los depuradores, está conectado a un tanque de producción ubicado en la batería ON-988.
- Extinguidores de contraincendio.

VI. CONCLUSIONES

1. Una control diario y una evaluación constante de la producción y compresión del gas nos permitió optimizar nuestros recursos energéticos de gas durante todo el proyecto de recuperación secundaria, gracias a lo cual no tuvimos necesidad de comprar gas a otras compañías contratistas. Nuestra función y responsabilidad como Ingenieros de Facilidades era esa.
2. Los compresores reciprocantes con motores a gas de alta velocidad (600 a 1200 rpm) con relaciones de compresión entre 2.5 y 6.5 presentaron buena eficiencia (80%) con presiones de descarga entre 20 y 260 psig y volumen de gas entre 1.0 a 2.5 MMSCF/D en el Proyecto de Recuperación Secundaria en Talara.

3. Las cinco estaciones de compresión en el Proyecto de Recuperación Secundaria de Talara entre 1980 y 1995 fueron los pulmones de apoyo en todas las estaciones de generación de energía eléctrica en todo el campo y las 3 estaciones de inyección; lo que nos demuestra cuán importante es el uso y manejo del gas natural.
4. Realizar un programa permanente de mantenimiento de las válvulas de seguridad cada seis meses, inspección por corrosión y prueba hidrostática a los separadores de alta y baja presión, inspecciones periódicas (anuales) de seguridad a toda la planta y realizar un estudio de riesgos operacionales (Hazop) por lo menos una vez cada cinco años.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Engineering Data Book by Gas Processors Suppliers Association, Ninth Edition 1972, Section 4 and 5: Reciprocating and Centrifugal Compressors.
2. Gas Conditioning and Processing, Volume 1 and 2, Seventh Edition, 1994, published by Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma.
3. Field Handling of Natural Gas, Fourth Edition, The University of Texas at Austin, Texas, 1987.
4. Journal of Chemical Engineering April, 1982; Equipment cost data by Richard S. Hall & Jay Matley and Kenneth J. McNaughton.

COMPOSICION MOLAR DE GAS

A.- Aplicacion para los campos de Talara.

Ejemplo 7.1

Del análisis cromatográfico del gas de un pozo gasífero FO-9387 de Folche, Batería No 893

Calcular la densidad del gas a: $P = 1440$ psi $T = 82$ °F
 Calcular el poder calorífico en BTU/Ft³ y el factor de compresibilidad "Z" a P y T
 $R = 10.73$ (psia.ft³/°R.lb.mol)

DATOS :		Mol %	Peso Molec.	Psla		°F		BTU/Ft ³		
Comp.	YI	PMI	YI(PMI)	%Peso	Pc	Pc.YI	Tc	Tc.YI	QI	QI.YI
C1=	90.77	16	14.523	79.825	667.8	606.162	-116.68	-105.910	911.200	827.096
C2=	3.58	30	1.068	5.870	707.8	25.198	90.1	3.208	1621.6	57.729
C3=	1.97	44	0.867	4.764	616.3	12.141	206.01	4.058	2321.4	45.732
iC4=	0.5	58	0.290	1.594	529.9	2.650	274.96	1.375	3008	15.040
nC4=	0.53	58	0.307	1.690	550.7	2.919	305.62	1.620	3017.5	15.993
iC5=	0.37	72	0.266	1.464	490.4	1.814	369.03	1.365	3706.4	13.714
nC5=	0.23	72	0.166	0.910	488.6	1.124	385.6	0.887	3716	8.547
nC6=	0.28	86	0.241	1.324	436.9	1.223	453.6	1.270	4405	12.334
nC7=	0	100	0.000	0.000	396.8	0.000	512.7	0.000	5000	0.000
N2=	1.4	28	0.392	2.155	493	6.902	-232.7	-3.258	0	0.000
H2S=	0	34	0.000	0.000	1036	0.000	212.6	0.000	0	0.000
CO2=	0.02	44	0.009	0.048	1071	0.214	87.77	0.018	0	0.000
H2O=	0.36	18	0.065	0.356	3207.9	11.548	705.5	2.540	0	0.000
Suma	99.99		18.194	99.644		660.347		-92.828		996.184

- 1) Peso Molecular aparente = $\text{Suma}(YI.PMI) \Rightarrow 18.194$
- 2) Gravedad específica del gas = $G \Rightarrow 0.6273724$ (aire=1,000)
- 3) Composición en Peso(5ta.columna)= $YI(MI)/\text{Suma}(YI.MI) \times 100\%$
- 4) Poder Calorífico del gas = $\text{Suma}(YI.QI) \Rightarrow 886.18$ BTU/Ft³
 8866.0377 Kcal/m³
- 5) Calculo de "Z" a P y T $\Rightarrow P_r = P/P_{sr} = 2.203$
 $\Rightarrow T_r = T/T_{sr} = 1.476$

Consultando en tablas se obtiene: $"Z" = 0.81$ ver pág. 52 Vol.I Gas Conditioning and Processing de J.M.Campbell
 6) Densidad del gas a P y T $\Rightarrow "d" = 1.3158$ lb/Ft³

Ejemplo 7,2 Calcular la Presión Fluente de fondo para el pozo de gas FO-9387

DATOS :

- D= 4100 Ft. (Profundidad de la zona gasífera Upper Paríñas unit 1y6)
 Pwh= 1440 psi (Presión de forros en la cabeza del pozo)
 G= 0.62737 (aire=1) (Gravedad específica del gas obtenido del análisis cromatográfico)
 Tf= 82 °F (Temperatura de flujo en superficie en línea de descarga.)
 Z= 0.81 (Factor de compresibilidad)

CALCULOS :

- T= 113.078 °F (Temperatura de flujo en el fondo.) $T = T_f + 0.00758 \times D$
 Pwb= 1613.97 psia (Presión estática de fondo) ver libro de Craft, pág. 45 Ing Aplicada de Yac. Petrolíferos
 Pwf= 1575 psia (Presión fluente de fondo) ver libro de Nind, pág. 162 Fundamentos de Producción y Mantenimiento de Pozos Petrolíferos. Edición 1987
 dP= 121 psi Calda de presión vertical en el espacio anular del pozo
 Grad.= 0.02946 psi/Ft. Comentario.- Durante el proyecto de Recuperación Secundaria había 3 pozos gasíferos que abastecían al sistema solo en casos de baja presión.

COMPOSICION MOLAR DE GAS

3.- Aplicación para los campos del Lote 1-AB Selva.

Ejemplo 7.3

Del análisis cromatográfico del gas de la Estación de Compresores de Capahuari Sur-Andoas

Calcular la densidad del gas a: $P = 1800$ psi $T = 220$ °F
 Calcular el poder calorífico en BTU/Ft³ $R = 10.73$ (psia.ft³/°R.lb.mol)
 el factor de compresibilidad "Z" a P y T

DATOS : Mol % Peso Molec. Psia °F BTU/Ft³

Comp.	YI	PMI	YI(PMI)	%Peso	Pc	Pc.Yi	Tc	Tc.Yi	Qi	Qi.Yi
C1=	50.1	16	8.016	26.820	667.8	334.568	-116.68	-58.457	911.200	456.511
C2=	14.8	30	4.440	14.855	707.8	104.754	90.1	13.335	1621.6	239.997
C3=	7.5	44	3.300	11.041	616.3	46.223	206.01	15.451	2321.4	174.105
IC4=	1.6	58	0.928	3.105	529.9	8.478	274.96	4.399	3008	48.128
nC4=	3.1	58	1.798	6.016	550.7	17.072	305.62	9.474	3017.5	93.543
IC5=	1.2	72	0.864	2.891	490.4	5.885	369.03	4.428	3706.4	44.477
nC5=	1.6	72	1.152	3.854	488.6	7.818	385.6	6.170	3716	59.456
nC6=	2.9	86	2.494	8.344	436.9	12.670	453.6	13.154	4405	127.745
nC7=	0	100	0.000	0.000	396.8	0.000	512.7	0.000	5000	0.000
N2=	4.2	28	1.176	3.935	493	20.706	-232.7	-9.773	0	0.000
H2S=	0	34	0.000	0.000	1036	0.000	212.6	0.000	0	0.000
CO2=	13	44	5.720	19.138	1071	139.230	87.77	11.410	0	0.000
H2O=	0	18	0.000	0.000	3207.9	0.000	705.5	0.000	0	0.000
Suma	100		29.888	100.000		697.403		9.592		1243.961

-) Peso Molecular aparente = Suma(YI.Pm) = 29.888
-) Gravedad específica del gas = G = 1.031 (aire=1,000)
-) Composición en Peso(5ta.columna)=YI(MI)/Suma(YI.MI)x100%
-) Poder Calorífico del gas = Suma(YI.QI) : 1243.961 BTU/Ft³ (gross) 1242 (neto)
11071.3 Kcal/m³
-) Calculo de "Z" a P y T ==> $P_r = P = 2.602$
==> $T_r = T/T = 1.448$
-) Consultando en tablas se obtiene "Z" = 0.76
-) Densidad del gas a P y T ==> "d" = 0.7059 lb/Ft³
11.31 Kg/m³

Ejemplo 7.4 Calcular la Constante de flujo de gas (C) y el Regimen de Flujo (Q) a Condiciones Estandart

DATOS : Nota.- 1 std Ft³ (@ 60°F y 14,7 psi) = 0,0286 std m³ (@ 15°C y 100 kPa = 1 atm)

Descarga de la planta de Compresores Capahuari Sur.

- D= 6 inch (Diámetro de la línea de descarga.)
- d= 2.375 inch (diámetro del plato de orificio)
- G= 1.031 (aire=1) (Gravedad específica del gas)
- Tf= 175 °F (Temperatura de flujo en línea de descarga.)
- β= 0.396 (Relación: d / D)
- hw= 62 inch a_c (presión diferencial en brida de orificio)
- Ps= 1800 psi (Presión en línea de descarga.)
- Z= 0.76 (Factor de compresibilidad)

CALCULOS :

- C= 1186 lb/h = 110 (MMscf/d)(PMgas) = 31394.7
- Q= 4E+05 SCF/Hr lb-mol/h = 110 (MMscf/d) = 1050.41
- Q= 9.549 MMSCF/D Kg/h = 1739 (MMm³std/d) (PMgas) => 14194.8
- Kmol/h = 1739 (MMm³std/d) => 470.29

densidad del GAS
lb/Ft³std= 0.07890
Aire = 0.0764

COMPRESORES DE GAS NATURAL

Cálculo de la Potencia en el freno (BHP) para comprimir un millón de pies cúbicos por día.

Ejemplo 7.5 Estación de Compresores Batería ON-988, Los Organos, Talara.

Se desea comprimir un millón de pies cúbicos por día a condiciones estándar en dos etapas si la presión de entrada es 5 psi a 80°F y la presión de descarga es 70 psi. Calcular el BHP

DATOS

P1 = Presión succión en psi =	5	T1=Temperatura de succión en °F =	80
P2 = Presión descarga en psi =	70	Ts=Temperatura estándar en °F =	60
G= gravedad específica del gas=	0.65	Ps=Presión estándar en psi =	14.7
Regimen de flujo en MMSCF/D=	1		
Considere Factor de compresibilidad promedio (succión y descarga $Z_a = (Z_1 + Z_2)/2 =$			1
Eficiencia total del compresor E =	0.80		

CALCULOS

1.-Cálculo de la Relación de compresión (R) = Presión descarga(psia) / Presión succión (psia)

$$R = 4.30$$

Quando R < 4 usar una sola etapa

Quando R es muy alto no es práctico usar compresores de una sola etapa.

Quando 4 < R < 30 usar dos etapas ==>

$$\text{Raíz cuadrada de } R = 2.074$$

Para este caso se instaló dos compresores(Knight y Garder Denver) para la primera etapa para elevar la presión de 5 a 25 psi y para la segunda etapa dos compresores Knlght para elevar la presión de 20 a 70 psi.

2.-Cálculo de la Relación de Calores específicos K = Cp / Cv

Para este caso puede usarse la ecuación $K = 1,3 - 0,31(G - 0,55)$ ver referencia 1, cap. 15 pág. 202, Vol II.

$$K = 1.27$$

3.-Cálculo de la Potencia en el freno (BHP)

Los KW/etapa pueden ser calculados con la ecuación adjunta de la ref. 1 , o mediante charts de correlación BHP vs. K, R de la Natural Gasoline Supply Men's Association.

$$KW = \left(\frac{2.26}{E} \right) \left(\frac{K}{K-1} \right) Q \left(\frac{P_s}{T_s} \right) T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] Z_\sigma$$

ver pág. 202 Vol.II Gas Processing J.M.Campbell

Calculos previos: ==>

4.71747 0.212 1.36 0.0283 0.481 4.30

KW / etapa = 74

Comparado con la correlación del Natural Gasoline Supply Men's Association se encuentra 44 hp al freno, corregido a 80% de eficiencia da 45hp.

BHP/ etapa = 99

Por lo general esta fórmula da valores más altos que las correlaciones.

4.-Cálculo de Temperatura de descarga T2 °F=

276

Este valor encontrado con la fórmula concuerda

$$T_2 = T_1 \{ R^{(k-1)/k} \}$$

muy aproximadamente al valor real de 240°F

Ejemplo 7,6 Calcular los HP en el freno para un compresor de una etapa en la Estación de CA-603, si la presión de succión es 25 psi a 100°F y la descarga 65 psi, utilizar las correlaciones de la NGSMA que se se adjunta.

DATOS (Tomados en Enero 1984.)

P1 = Presión succión en psi =	25	T1=Temperatura de succión en °F =	100
P2 = Presión descarga en psi =	65	Ts=Temperatura estándar en °F =	60
G= gravedad específica del gas=	0.65	Ps=Presión estándar en psi =	14.7
Regimen de flujo en MMSCF/D=	1.75		
Eficiencia total del compresor =	75%		

CALCULOS :

K= 1.27

Relación de calor específico (Cp/Cv)

R= 2.0

Relación de Compresión

Factor= 43.6

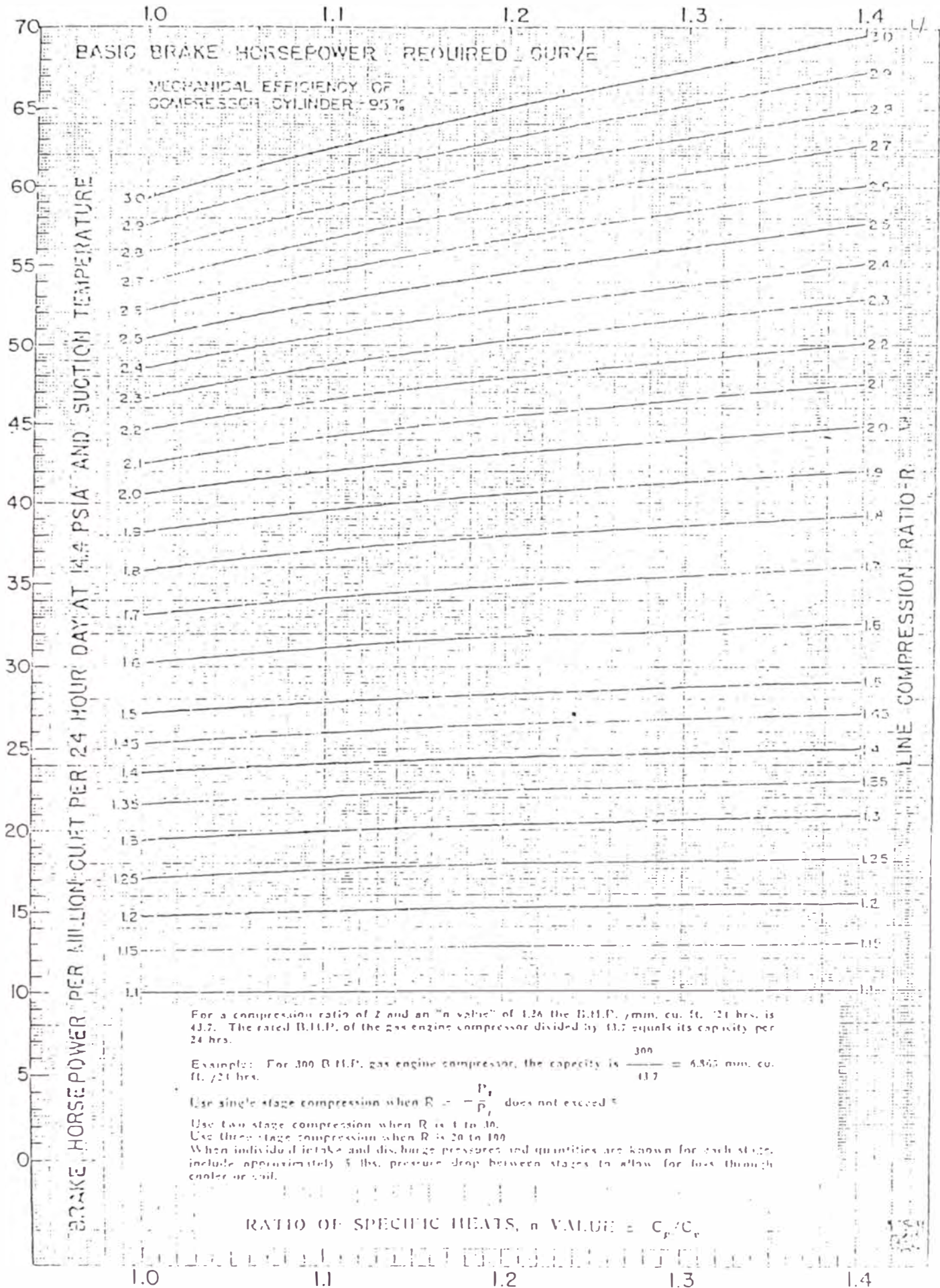
(Valor hallado en la correlación NGSMA con K=1,27 y R=2)

BHP total= 76 hp

Potencia en el freno (BHP) por MMSCF/D a 14,7 psi y a temperatura de succión.

HP = 102 hp

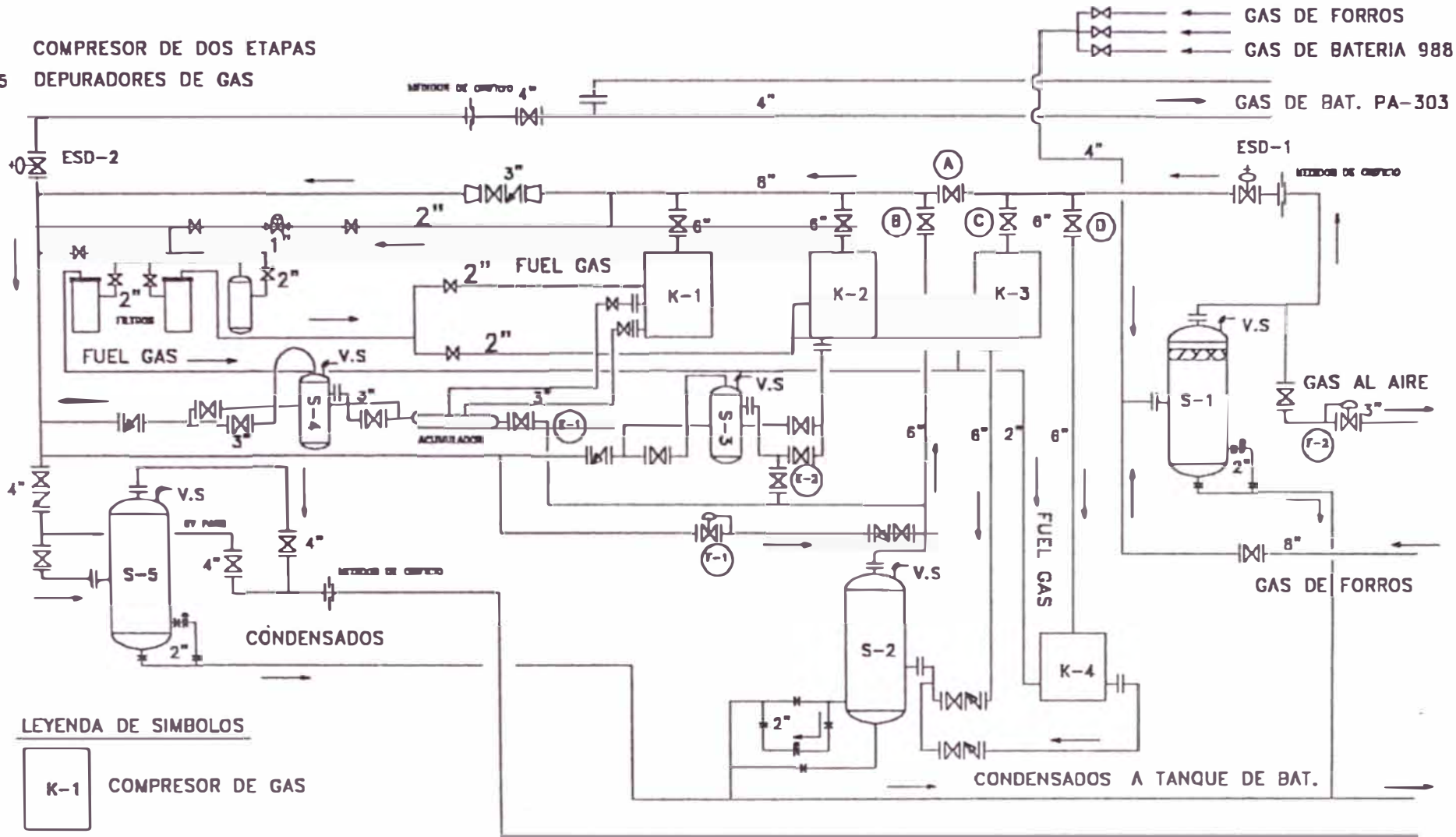
Comentario.- Este valor se aproxima más a la realidad ya que el compresor tenía un motor de 100 HP y trabajó durante todo el proyecto de Recuperación Secundaria.



For Compression Ratios of 2.2 and Lower at High Pressure Levels Ask Your Gas Engine Compressor Supplier For His Correction Factor to be Applied.

Fig.7.1 ESTACION DE COMPRESORES BAT. ON-988

K-1,2 COMPRESOR DE DOS ETAPAS
 S-1,...5 DEPURADORES DE GAS



LEYENDA DE SIMBOLOS



COMPRESOR DE GAS



DEPURADOR DE GAS



FILTRO DE GAS

VALVULA DE SEGURIDAD (V.S.)



VALVULA DE CONTROL NEUMATICO



VALVULA DE BOLA



VALVULA DE RETENCION (CHECK VAL.)



BRIDA DE ORIFICIO



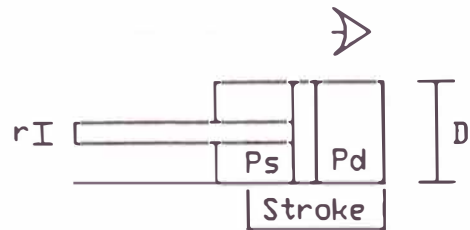
VALVULA DE PARADA DE EMERGENCIA (ESD)

GAS COMPRIMIDO A OCEAN PLANT

PREPARADO POR A.VILCA / 28-11-84

Fig. 7.2 COMPRESOR RECIPROCANTE DE DOS ETAPAS

ESTACION CARRIZO-603, TALARA



PISTON, Cilindro, vástago

- ① Depurador de líquidos
- ② Válvula de Recirculación
- ③ Panel de control
- ④ Válvula de Seguridad
- ⑤ Medidor-orificio

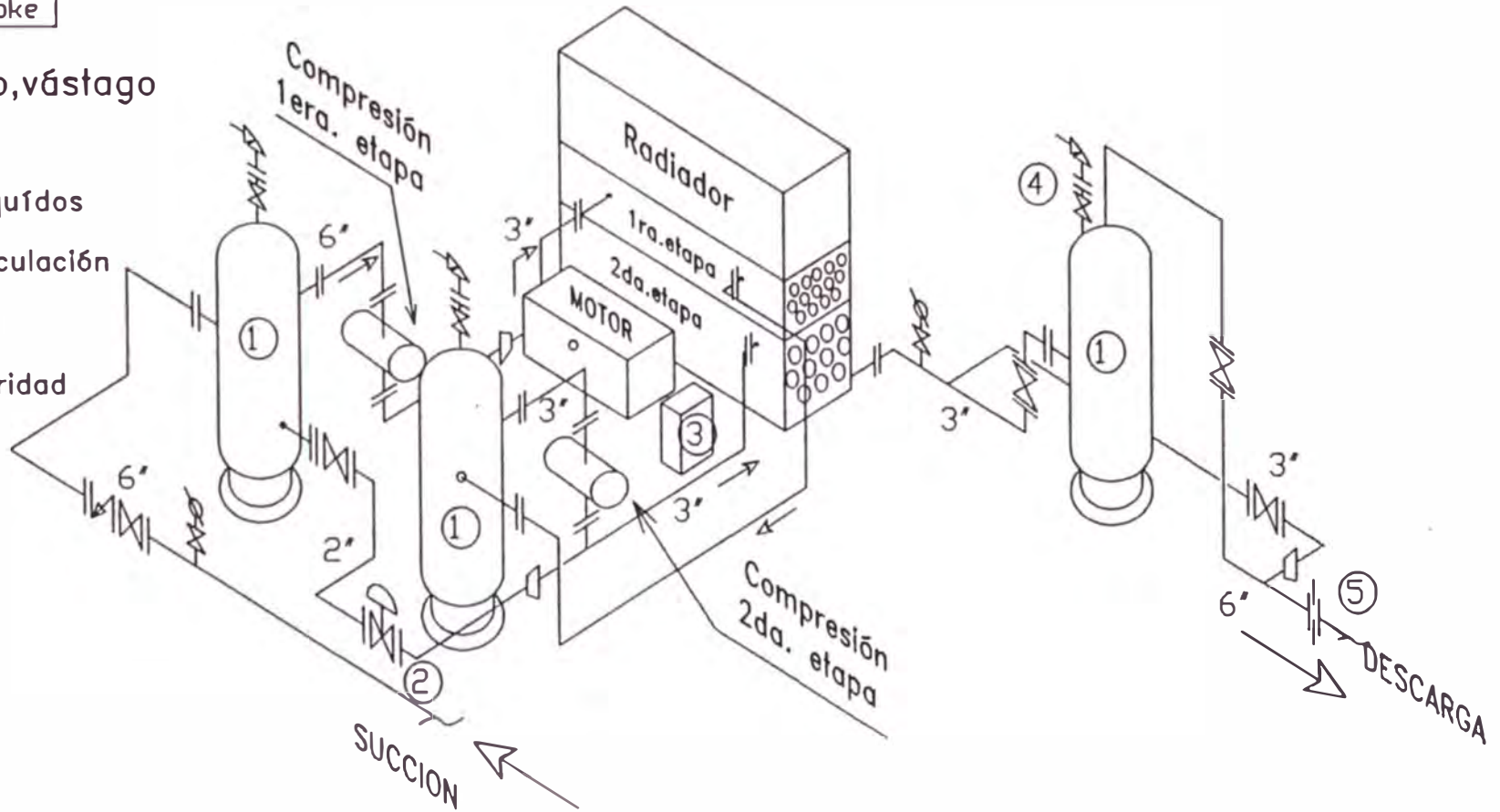




FOTO 7.1 ESTACION DE COMPRESION BATERIA ON-988 Los compresores reciprocantes con motores a gas de alta velocidad (600 a 1200 rpm) con relaciones de compresión entre 2.5 y 6.5 presentaron buena eficiencia (80%) con presiones de descarga entre 20 y 260 psig y volumen de gas entre 1.0 a 2.5 MMSCF/D en el Proyecto de Recuperación Secundaria en Talara.



FOTO 7.2 BRIDA DE ORIFICO En la industria petrolera, medir y fiscalizar la producción de gas natural es tan vital e importante que sirve para valorizar este recurso energético no renovable; Lo más básico es una Brida de orificio con su registrador de presión y temperatura como se observa en la foto de la Batería de Carrizo-605 en Talara.

CAPITULO 8

FACILIDADES DE INYECCION EN UN PROYECTO DE RECUPERACION SECUNDARIA

I. INTRODUCCION

Si se define **facilidades** como un lugar con una o más estructuras, edificios, recipientes, tanques, instalaciones de tuberías, instalaciones eléctricas, equipos asociados con la producción de gas y petróleo, a través de procesos y materiales, para realizar acciones y producir algo.

Las facilidades de inyección en un proyecto de recuperación secundaria es toda infraestructura necesaria para inyectar agua tratada a un conjunto de pozos, bajo parámetros de diseño pre-establecidos por el departamento de ingeniería con especificaciones básicas de los equipos y ductos requeridos para todo el proceso; con la única finalidad de recuperar más petróleo del reservorio, aplicando la ciencia y tecnología, los conocimientos técnicos y la experiencia.

En el proyecto de recuperación secundaria aplicado en los reservorios del distrito de El Alto en la provincia de Talara, el agua de mar era captada, tratada y bombeada a baja presión (520 psig) desde la planta de tratamiento “Ocean Plant” a través de una tubería de 24” hasta un punto de bifurcación llamado “Central Joint”, en donde se dividía en dos ramales de 18” hasta llegar a las estaciones de inyección de Zapotal-951 y Carrizo-605.

En la fig. 8.1 se muestra en forma resumida las facilidades de inyección y producción del proyecto de recuperación secundaria, la ubicación de la planta de tratamiento de agua, las estaciones de inyección y las principales líneas de distribución.

Desde cada una de estas estaciones se bombeaba el agua a alta presión, a 2500 psi en Zapotal y 3100 psi en Carrizo, hacia los múltiples de inyección (manifolds de inyección) y desde allí hasta los pozos individuales de inyección, a través de líneas de 2" (schedule 80).

El agua de mar desde la captación en el litoral, su tratamiento en una planta central (Ocean Plant), su desplazamiento a plantas de inyección, múltiples de inyección hasta el pozo inyector, pasaba a través de cientos de equipos y tuberías de flujo, de manera que el control y medición de la calidad se realizaba en diferentes puntos del proceso con la finalidad de inyectar agua libre de sólidos suspendidos ($TSS < 1.0$ mg/lit), libre de oxígeno disuelto y bacterias que pueden causar taponamiento en la formación petrolífera y corrosión de los equipos de superficie y del subsuelo.

El sistema de inyección de agua de mar en el Proyecto de Recuperación de Talara estaba conformada por cuatro partes básicas: la planta de tratamiento, las estaciones de inyección, el sistema de distribución del agua y los pozos de inyección.

II. PLANTA DE TRATAMIENTO

La planta de tratamiento llamado “Ocean Plant” fue construido bajo los diseños de la compañía Crest Engineering en concordancia con el código ANSI B31.3 (Code for Pressure Piping Petroleum Refinery Piping) ubicada a 300 metros del borde de la playa y en la margen izquierda de Quebrada Verde, entre El Ñuro y Cabo Blanco del distrito El Alto en Talara, tenía como finalidad captar y tratar el agua de mar, extraer los sólidos en suspensión, materia orgánica, y oxígeno hasta obtener una buena calidad de agua y transferirlo hasta las estaciones de inyección de Zapotal y Carrizo. En la fig. 8.2 se presenta un esquema de inyección desde la captación del agua de mar hasta la inyección a un pozo. Las partes principales de la planta de tratamiento de agua de mar son:

1. MUELLE Y PLATAFORMA DE BOMBEO

Un muelle de 870 pies de longitud por 15.5 pies de ancho con una plataforma de bombeo mar adentro de 47.5 pies por 52.5 pies que conecta con las instalaciones de tratamiento que se encuentra en la costa. El agua de mar se bombea a través de una tubería de fibra de vidrio de 30” hacia las instalaciones de la planta de tratamiento ubicada en la costa con una presión de descarga de 120 a 90 psig. La capacidad de diseño de cada bomba de levantamiento era de 150,000 Bbls/día, marca Byron Jackson, modelo 20-MOL (VTP) con motor eléctrico de 450 H.P a 1781 r.p.m. y había 4 bombas de levantamiento al inicio del proyecto y se terminó con dos al final del proyecto, dado las condiciones de inyección a lo largo de los 19 años que duró el proyecto.

Para obtener una buena calidad de agua, se inyectaba hipoclorito líquido en el punto de captación (plataforma), mediante un generador de hipoclorito de alto voltaje (4,160voltios), por disociación electrolítica del cloruro de sodio ($\text{NaCl (ac)} \rightarrow \text{Na}^+ + \text{Cl}^-$) disuelto en el agua de mar para matar cualquier bacteria marina.

2. AREA DE FILTROS

Una vez que el agua de mar llega a los tanques de filtrado, está se tamiza o filtra para extraer la materia orgánica y los sólidos en suspensión. El medio filtrante consistía de tres capas básicas, desde el fondo hacia arriba, compuesta de sílice, granate fino y antracita. Había 4 filtros de 150,000 Bbls/día de capacidad c/u y la limpieza se hacía mediante un sistema de contracorriente como indica el diagrama de la fig. 8.2, el tanque para el retrolavado era de 3,000 Bbls con dos bombas de retrolavado marca Warren modelo 12-E-20, con motor eléctrico de 200 H.P c/u. La presión de entrada a los filtros era de 60 psi y salía a 20 psi hacia las torres de vacío.

3. TORRES DE VACÍO

El agua de mar filtrada se enviaba a las torres de vacío a fin de extraer el oxígeno mediante 6 bombas de vacío marca Nash modelo CL-3003, con motor eléctrico de 200 H.P a 530 rpm cada uno. El agua ingresa a la torre en contracorriente con el gas natural, que absorbe la mayor parte del oxígeno transportado por el agua de mar. El oxígeno restante se extrae añadiendo un secuestrante de oxígeno al flujo de agua. La planta contaba con 3 torres de vacío de 150,000 BBls/día c/u.

4. TANQUE DE CEBADO Y BOMBAS DE TRANSFERENCIA

El agua tratada es enviada a un tanque de cebado con capacidad para 12,000 Bbls, en donde una capa de gas o colchón de gas (2 onz. de presión) evita que el agua entre en contacto con el aire.

Para completar el tratamiento, se añade químicas que previenen la formación de bacterias, a la entrada y a la salida de este tanque; entre los productos químicos que se inyectaban tenemos:

- a) Antifoam DF-553 (poliamida-ácido-graso) inyectado a la entrada de las torres de vacío en una concentración de 0.35 ppm para evitar la formación de espumas.
- b) Oxygen-Scaveng OS-50 (bisulfito de amonio) inyectado a la salida de las torres de vacío en una concentración de 1.5 ppm, un secuestrante de oxígeno para evitar la formación de óxidos.
- c) Scale Inhibitor CW-1213 (fosfonato) inyectado a la salida de las torres de vacío en una concentración de 2.5 ppm, era un inhibidor de corrosión para proteger las tuberías de inyección evitando la formación de óxidos.
- d) Biocide B-266 (amonio cuaternario) y biocide XC-105 (glutraldehido) inyectado a la entrada del tanque de cebado en una concentración de 200 ppm, era un biocida para matar las bacterias y algas marinas (inyectado cada tres días).

Cuatro bombas de transferencia de 112,000 Bbls/día de capacidad c/u, marca Bingham modelo 10x10x14 ½ MSD-D-12 Stg. con motores White Superior modelo 12 SGT de 2,000 H.P a 900 r.p.m. enviaban el agua de mar tratada a las plantas de inyección de Zapotal y Carrizo. La presión de descarga de estas bombas era de 520 psig.

5. PLANTA DE FUERZA

Para poner en funcionamiento todos los equipos eléctricos instalados, la planta contaba con cinco generadores a gas marca Waukesha modelo L5790GSIU de 800 Kw c/u y dos generadores a diesel marca Caterpillar modelo 3412 de 400 Kw c/u que servían como reserva (stand by) en caso de fallar un generador a gas, dando una potencia total instalada de 4,800 Kw. Para alimentar el sistema neumático de la planta (válvulas de control y otros) se contaba con dos compresores de aire marca Le-Roi de 60 H.P c/u y un compresor Ingersol rand de 100 H.P.

III. ESTACIONES DE INYECCION

El proyecto de recuperación secundaria contó con dos estaciones de inyección, los cuales fueron construidos según la norma ANSI B31.3 código para tuberías presurizadas en refinerías de petróleo. Las especificaciones de tuberías, válvulas y conexiones eran clase ANSI 1500.

Cada planta estaba diseñada para inyectar a diferente presión, así en la Estación de Zapotal-951 se bombeaba a 2,500 psi a los reservorios de Patria, Organos Sur, Somatito, Zapotal y Central donde las formaciones a inundarse (Equino y Ostrea) están menos profundas a un promedio de 2,100 pies y en la Estación de Carrizo-605 se bombeaba a 3100 psi a los reservorios de Cruz-Folche y Carrizo, y las formaciones a inundarse (Helico, Equino y Ostrea) se encuentran más profundas a un promedio de 5,000 pies; El agua llega a los diferentes múltiples de inyección y desde allí hasta los pozos individuales de inyección, a través de líneas de 2" (schedule 80).

La planta de Zapotal tenía un tanque de cebado de 1,000 barriles y 6 bombas de inyección marca Bingham modelo CMSD que desplazaban 36,000 barriles/día con motores marca MEP de 2,600 H.P a 900 r.p.m

La planta de Carrizo-605 tenía un tanque de cebado de 1,000 barriles y 4 bombas de inyección marca Bingham 3x6x9 CMSD de 13 etapas que desplazaban 27,000 barriles/día con motores marca MEP de 2,600 H.P a 900 r.p.m cada uno. En la figura 8.3 se presenta un diagrama de flujo simplificado a fin de comprender el proceso.

El consumo de gas en cada planta de inyección estaba en función directa al caudal de inyección y la presión de descarga en condiciones normales de inyección, pero durante el periodo de limpieza general de líneas (cada 60 días) se requería más caudal por tres o más días y el consumo de gas era aproximadamente el doble como se ilustra en los ejemplos 8.2 y 8.3. También se ilustra en el ejemplo 8.1, como calcular el consumo de gas en “Ocean Plant”, estaciones de inyección de Zapotal y Carrizo de los motores a gas MEP y el factor de consumo (MSCF/barril).

IV. SISTEMAS DE DISTRIBUCION DEL AGUA

Las líneas de todo el sistema de inyección estaban diseñadas de acuerdo a la norma ANSI B.31.4-1966 código para sistemas de transporte por tuberías para líquidos de petróleo. Es importante mencionar que el grado del acero (definido por las propiedades metalúrgicas) determina la máxima presión de trabajo permitida para la tubería, así un tubo de grado API 5LX-52 significa que el valor del esfuerzo del material es 52,000 libras/pulg.2; en el proyecto hubo dos sistemas de distribución.

Sistema de baja presión.- Constituido por los ductos de gran tamaño entre 24" y 18" de diámetro, con presiones de trabajo de 600 psi. entre la planta principal "Ocean Plant" y las estaciones de inyección (ZA-951 y CA-605)

TABLA 8.1 SISTEMA DE BAJA PRESION.

DESDE	HASTA	DIAMETRO pulgadas	SCHD. API- 5LX	ESPEJOR DE PARED pulg.	MAX. PRESION TRABAJO PSI	LONGITUD Ples
Ocean Plant	Central.975	24	X-52	0.344	1073	22,063
Central.975	Est.Zapotal.	18	X-52	0.250	1040	10,271
Central.975	Est.Carizo.	18	X-52	0.250	1040	50,303

Sistema de alta presión.- Constituido por ductos de 14", 12", 10", 8", 6", 4" y 2" con presiones de trabajo entre 2500-3000 psi. entre las estaciones de inyección y los pozos de inyección.

TABLA 8.2 SISTEMA DE ALTA PRESION.

DESDE	HASTA	DIAMETRO pulgadas	SCHD. API- 5LX	ESPEJOR DE PARED pulg.	MAX. PRESION TRABAJO PSI	LONGITUD Ples
Est.Zapotal	Org.Sur974	14	X-52	0.594	3010	22,959
Org.Sur974	Patria.306	12	X-52	0.562	3300	6,691
Patria.306	ON-988	10	X-52	0.370	2540	5,545
Est.Zapotal	Somatito	12	X-52	0.562	3300	11,093
Est.Zapotal	Somatito	10	X-52	0.370	2540	3,157
Est.Zapotal	Central.975	10	X-52	0.370	2540	10,241
Central.975	Central A.	10	X-52	0.370	2540	5,726
Est.Carrizo	Lobitos Jt.	10	X-52	0.500	3480	10,241
Manifolds	Manifolds.	8	X-52	0.250	2260	
Manifolds	Manifolds.	6	X-46	0.344	3000	
Manifolds	Manifolds.	4	X-42	0.237	3000	

V. POZOS DE INYECCION

En un arreglo o modelo de 6 pozos inyector-productores (área Central) por un pozo inyector había cinco pozos productores a su contorno y en un modelo de 5 había 4 pozos productores (otras áreas).

La línea de inyección era de 2 pulg. (0.218" de espesor de pared, rango 80, especificación API standard 5LX-52 grado B sin costura con una presión de trabajo de 4,626 psi a 250°F), salía del múltiple de inyección y llegaba por superficie hasta la plataforma del pozo, donde se enterraba 2 pies de profundidad por seguridad; luego salía cerca de la cabeza del pozo donde se hacían las conexiones según sea inyector simple (sólo tubos) o dual (tubos y forros) como se indica el diagrama de la figura 8.5.

Todo pozo inyector contaba con un regulador de flujo de 2 pulg. (marca Baker modelo BF-Face Throttle producto No 600-08) con rango de flujo 50-2,500 bls/día, según el diámetro de orificio instalado entre 5/64" y 34/64" respectivamente.

La prueba de los pozos inyector se hacía en el múltiple de distribución mediante una turbina de 1 pulg. tipo Halliburton, instalada en dicho "manifold" o en el mismo pozo.

El control de la calidad de agua se hacía en las plantas de inyección, en el múltiple de inyección y en el pozo más alejado del sistema y debía tener un TSS < 1.0 mg/lit (total de sólidos suspendidos)

VI. IMPACTO DEL FENOMENO DEL NIÑO DE 1983 EN EL PROYECTO DE RECUPERACION SECUNDARIA.

El mejor perfil del proyecto de recuperación secundaria lo puedo resumir con la curva de producción-inyección de la fig. 8.4 que se adjunta en este capítulo, donde podría describir la secuencia del proyecto.

Como comentario personal y haciendo un poco de historia del proyecto de recuperación secundaria, esta se inició el 1ro. de agosto de 1978, recibándose el campo con una producción promedio de 6,100 BOPD. Durante los primeros cuatro años del proyecto la operación fue muy dinámica y de mucha inversión 457 MMUS\$, hubo construcción de baterías, plantas de fiscalización, plantas de inyección, estación de compresores, estación de generadores de campo, tendido de líneas de alta tensión, construcción de oleoductos, gasoductos, líneas de flujo, líneas de inyección, construcción de carreteras, plataformas de pozos, se perforación 1014 pozos, se reactivaron cientos de pozos abandonados mediante trabajos de reacondicionamiento (“workover”) y servicio de pozos (“well service”) alcanzándose la máxima producción de 19,560 BOPD en 1981.

La inyección se inició en julio de 1979 en cinco pozos pilotos y en Julio de 1980 se inicia la inyección por reservorios en forma progresiva y continua hasta alcanzar los 185,000 barriles/día en 1982.

A partir del segundo semestre de 1982 se registró un incremento de la temperatura del agua de mar de 68°F (20°C) a 87.5°F (30.8°) en abril de 1983 como muestra el gráfico de temperaturas de la figura 8.6 y desencadenándose lluvias de alta precipitación pluvial (100 mm /hora)

durante los primeros seis meses de 1983 denominado “Fenómeno del Niño”, destruyéndose casi el 60% de la infraestructura vial de carreteras, plataformas de los pozos, caída de postes de líneas de alta tensión, quema de motores eléctricos de las unidades de bombeo mecánico, destrucción de líneas de flujo, pérdida de pozos y múltiples de inyección.

Históricamente la actividad petrolera en el nor-oeste peruano entre 1891 y 2001 fue afectada por nueve fenómenos del niño y se estima que el último (1998) fue el más devastador en 500 años.

La medición de la temperatura del agua de mar en la planta de tratamiento de El Ñuro se efectuaba tres veces por día (7.00hrs,13.00hrs y 18.00hrs) y con esta información se preparaba un gráfico año por año, esta practica debe continuarse día a día a fin de prever un nuevo fenómeno y tomar las medidas necesarias para mitigar este desastre de la naturaleza,

La inyección se paralizó casi por 9 meses fundamentalmente por el alto contenido de sólidos suspendidos del agua de mar, la reparación de las facilidades de producción e inyección demandó un costo de reparación de 1.562 MM.U.S.\$ y la reactivación fue progresivamente rápida, gracias a un buen “programa de reactivación”.

Pero el efecto más importante de la inyección de agua es el mantenimiento de presión de los reservorios, el cual fue interrumpido por el “Fenómeno del Niño” y la recuperación de crudo disminuyó de 18,700 a 13,200 barriles/día (29 %) entre 1982 y 1983 como se observa en el gráfico.

La inyección de agua se reinició progresivamente en octubre de 1983 hasta alcanzar su máximo caudal de 210,000 barriles/día en noviembre de 1985 que coincide con la máxima recuperación de crudo secundario, a partir de 1986 el régimen de inyección fue disminuyendo gradualmente hasta el final del proyecto, hubo muchos problemas de comunicación entre pozos inyectoros y productores, colapsamiento de forros, bloques muy fallados en el reservorio, bajo índice de inyectividad. La capacidad de inyectar más agua se fue reduciendo fundamentalmente por problemas del reservorio que por las facilidades de inyección.

La declinación anual de la producción durante los siguientes cinco años(84-88) es lineal decreciente con una tasa que varía entre 14% y 23%. En el primer trimestre de 1992 también se produjo otro fenómeno del niño pero de menor intensidad que no causó mayores daños ya que estuvimos preparados para el fenómeno. En los últimos nueve años (89-97) su declinación es propia de un reservorio de gas en solución terminándose el proyecto en julio de 1997 con una producción promedio de 4,200 BOPD.

Como comentario final, me atrevería a afirmar: que el fenómeno del niño causó una pérdida de producción diferida que no se pudo recuperar durante la vida del proyecto; muy similar cuando se para un generador de campo y todos los pozos de la red dejan de producir por un periodo de tiempo corto, pero el crudo acumulando en todas las paradas ya no es recuperado durante el tiempo que dura el contrato sino en un tiempo posterior, para efecto de un proyecto esto significa una pérdida de producción.

VI. CONCLUSIONES

1. Un control permanente y diario de la calidad del agua de mar y la aplicación de un programa de control de corrosión continuo para los equipos y los acueductos de transporte del agua de mar desde la captación hasta la inyección dentro de la formación permitió cumplir la vida útil del proyecto bajo condiciones técnicas de operación y seguridad que fue confiable y seguro.
2. Durante todo el proyecto hubo modificaciones técnicas de las facilidades de inyección y estuvo a cargo de personal peruano entrenado y capacitado para llevar a cabo este tipo de trabajos.
3. El impacto del Fenómeno del Niño del año 1983 en el periodo inicial del proyecto de recuperación secundaria fue en el reservorio en sí, más que los daños causados en la superficie, porque el efecto de recuperación del crudo del reservorio quedó alterado por diferirse el mantenimiento de presión por nueve meses, fundamentalmente por el alto contenido de sólidos suspendidos en el punto de captación.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. OXY- PERU en cifras, información estadística al 31/12/88 editado por la empresa Occidental Peruana Inc. Julio 1989.
2. The Piping Guide, a compact reference for the design and drafting of industrial piping systems by David R. Sherwood and Dennis J. Whistance. Edition 1980, published by Syntek Books Company, San Francisco California.
3. Surface Production Operations & Equipment by RIKE SERVICE, INC P.O Box 13788- New Orleans, Louisiana 70185-3786-Tel. 504-827-0161, Edition 1983.
4. Recommended Practice by NACE Standard RP-04-75 for selection of Metallic Materials to be used in all phases of water handling for injection into oil bearing formations. P.O Box 1499, Houston, Texas 77001. Edition 1975.
5. Practical Petroleum Reservoir Engineering Methods by H.C. Slider. PennWell Books, 1975, Tulsa Oklahoma.
6. Design Manual, Injection Water Processing Facility by International Pipeline Engineers, Inc. March, 1981.

Consumo de Gas en Planta de Tratamiento y Estaciones de inyección en el Proyecto de Recuperación Secundaria.

Ejemplo 8.1

Determine el gas consumido por los motores a gas (MEPs) de las bombas de transferencia de "Ocean Plant" y de las bombas de inyección en las Estaciones de Zapotal y Carrizo.

Datos

Según las especificaciones del fabricante un motor MEP modelo 38-DS-8-1/2 el consumo de gas en condiciones Dema al 100% Torque = 95.5 BMEP LHV btu/hp-hr. Asumiendo que el motor desarrolla una potencia de 217 HP / cilindro, entonces para un motor de 12 cilindros se tiene: 217x12=2604 BHP.

Consumo de combustible por motor=	7400	btu / hp-hr.
Potencia del motor =	2604	hp
Número de cilindros del motor =	12	
Potencia por cilindro del motor =	217	hp / cilindro
Número de horas trabajando(motor) =	24	hr
Equivalencia de 1 pie cúbico de gas = a condiciones estandar(scf)	1017	btu / scf
Número de motores trabajando =	1	
Carga del motor a los RPM trabajando =	100	%
RPM del motor =	850	rpm

FORMULA

Consumo de gas = (BPH / Cilindro)x BTUx No Cilindros x No Horas x No Motores / Constante de Equiv.Gas

Consumo de gas en un motor = **454740 SCF/D**

CALCULOS

A- Gas consumido en la planta de inyección de Zapotal.

Consumo de combustible por motor=	7350	btu / hp-hr.
Potencia del motor =	2600	hp
Número de cilindros del motor =	12	
Potencia por cilindro del motor =	217	hp / cilindro
Número de horas trabajando(motor) =	24	hr
Equivalencia de 1 pie cúbico de gas = a condiciones estandar (scf)	1017	btu / scf
Número de motores trabajando =	3	
Carga del motor a los RPM trabajando =	95	%
RPM del motor =	850	rpm
Caudal descargado por bomba =	36000	Bls/día
Presión de descarga de la planta =	2000	psig

Consumo de gas en planta =	1287252	SCF/D	1.287252	MMSCF/D
Caudal descargado por la planta =	108000	Bls/día		
Factor de consumo =	0.011919	MSCF/Bl.		

B- Gas consumido en la Planta de Inyección de Carrizo.

Consumo de combustible por motor=	7550	btu / hp-hr.		
Potencia del motor =	2600	hp		
Número de cilindros del motor =	12			
Potencia por cilindro del motor =	217	hp / cilindro		
Número de horas trabajando(motor) =	24	hr		
Equivalencia de 1 pie cúbico de gas = a condiciones estandar(scf)	1017	btu / scf		
Número de motores trabajando =	2			
Carga del motor a los RPM trabajando = RPM del motor =	80	%		
	850	rpm		
Caudal descargado por bomba =	27000	Bls/día		
Presión de descarga de la planta =	3100	psig		
Consumo de gas en planta =	742332	SCF/D	0.742332	MMSCF/D
Caudal descargado por la planta =	54000	Bls/día		
Factor de consumo =	0.013747	MSCF/Bl.		

C- Gas consumido en la Planta de Tratamiento de "Ocean Plant".

Consumo de combustible por motor=	7400	btu / hp-hr.		
Potencia del motor =	2600	hp		
Número de cilindros del motor =	12			
Potencia por cilindro del motor =	217	hp / cilindro		
Número de horas trabajando(motor) =	24	hr		
Equivalencia de 1 pie cúbico de gas = a condiciones estandar(scf)	1017	btu / scf		
Número de motores trabajando =	2			
Carga del motor a los RPM trabajando = RPM del motor =	95	%		
	850	rpm		
Caudal descargado por bomba =	112000	Bls/día		
Presión de descarga de la planta =	520	psig		
Consumo de gas en planta =	864006	SCF/D	0.864006	MMSCF/D
Caudal descargado por la planta =	224000	Bls/día		
Factor de consumo =	0.003857	MSCF/Bl.		

D- Total de gas consumido en Plantas = 2893589 SCF/D 2.893589 MMSCF/D

Ejemplo 8.2

(Información obtenida de campo el 14 Nov. 1983)

Determine el gas consumido por los motores a gas (MEPs) de las bombas en las siguientes plantas:

"Ocean Plant" para un caudal 115,000 barriles/día

Estacion de Zapotal para un flujo de 70,000 barriles/día

Estación de Carrizo para un caudal de flujo de 40,000 barriles/día.

Considere 4 generadores de 800 KW c/u con un consumo de 0.451 MMSCF/D. instalados en Ocean Plant.

Solución El consumo de gas en cada planta se calcula multiplicando el caudal en MBWPD por el factor de consumo en MSCF/Barril calculado en el problema anterior.

Planta	Caudal MBWPD	Factor MSCF/Bl.	Gas consumido MMSCF/D
Ocean Plant	115	0.003857	0.44356
Estacion Zapotal	70	0.011919	0.83433
Estacion Carrizo	40	0.013747	0.54988
4 Generadores a gas			0.451
Total de gas consumido en Plantas =			1.82777

(en condiciones normales de operación)

Ejemplo 8.3

(Información obtenida de campo el 25 Octubre 1991)

Cuando se realiza una limpieza general de las líneas del sistema de inyección se requiere mayor caudal de agua durante 3 días, determine el gas consumido en las plantas, según el siguiente caudal:

"Ocean Plant" : 220,000 barriles/día

Estacion de Zapotal: 120,000 barriles/día

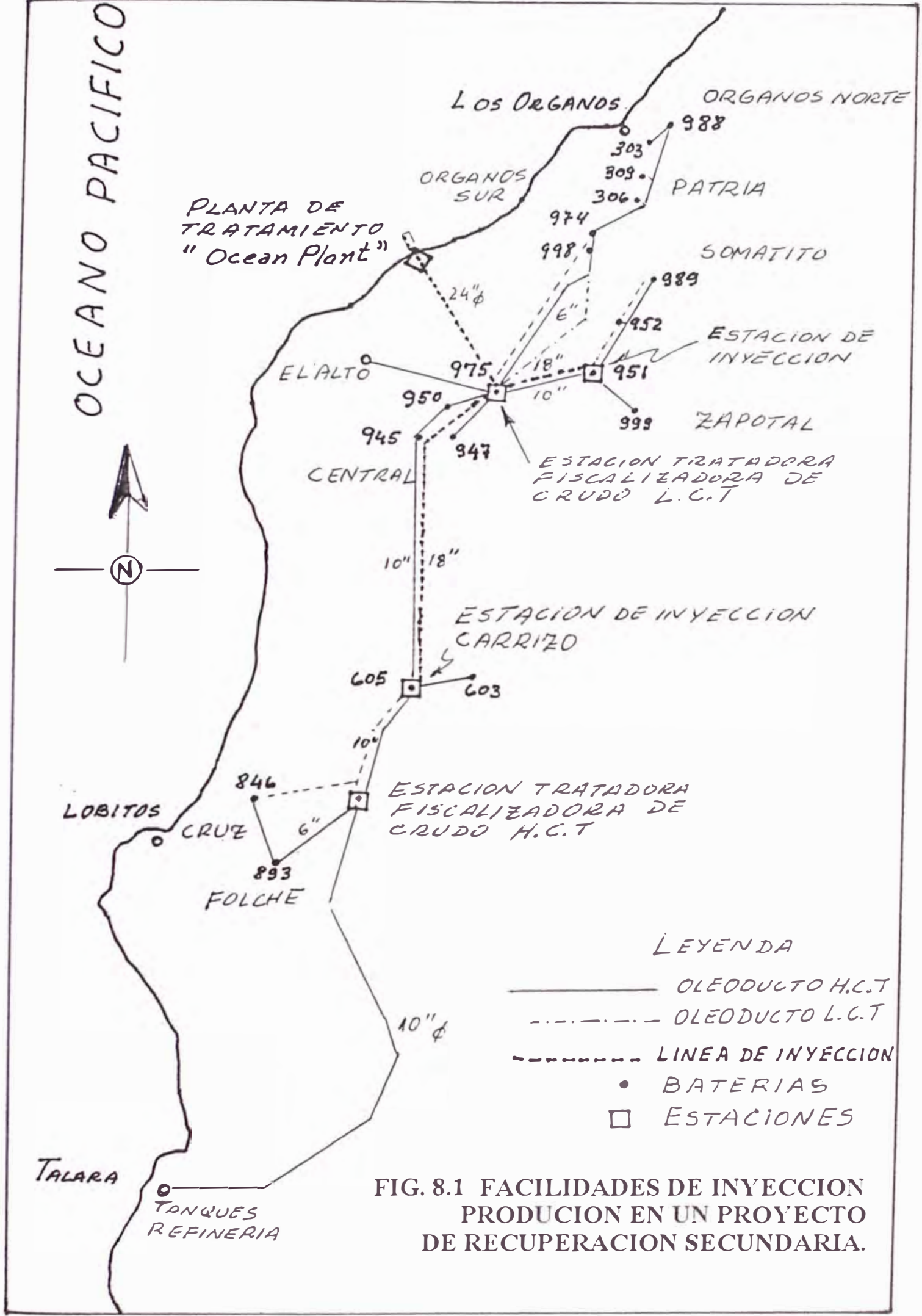
Estación de Carrizo: 70,000 barriles/día.

Considere 4 generadores de 800 KW c/u con un consumo de 0.585 MMSCF/D.

Solución El consumo de gas en cada planta se calcula multiplicando el caudal en MBWPD por el factor de consumo en MSCF/Barril

Planta	Caudal MBWPD	Factor MSCF/Bl.	Gas consumido MMSCF/D
Ocean Plant	220	0.003857	0.84854
Estacion Zapotal	120	0.011919	1.43028
Estacion Carrizo	70	0.013747	0.96229
4 Generadores a gas			0.585
Total de gas consumido en Plantas =			3.24111

(en condiciones de limpieza de líneas)

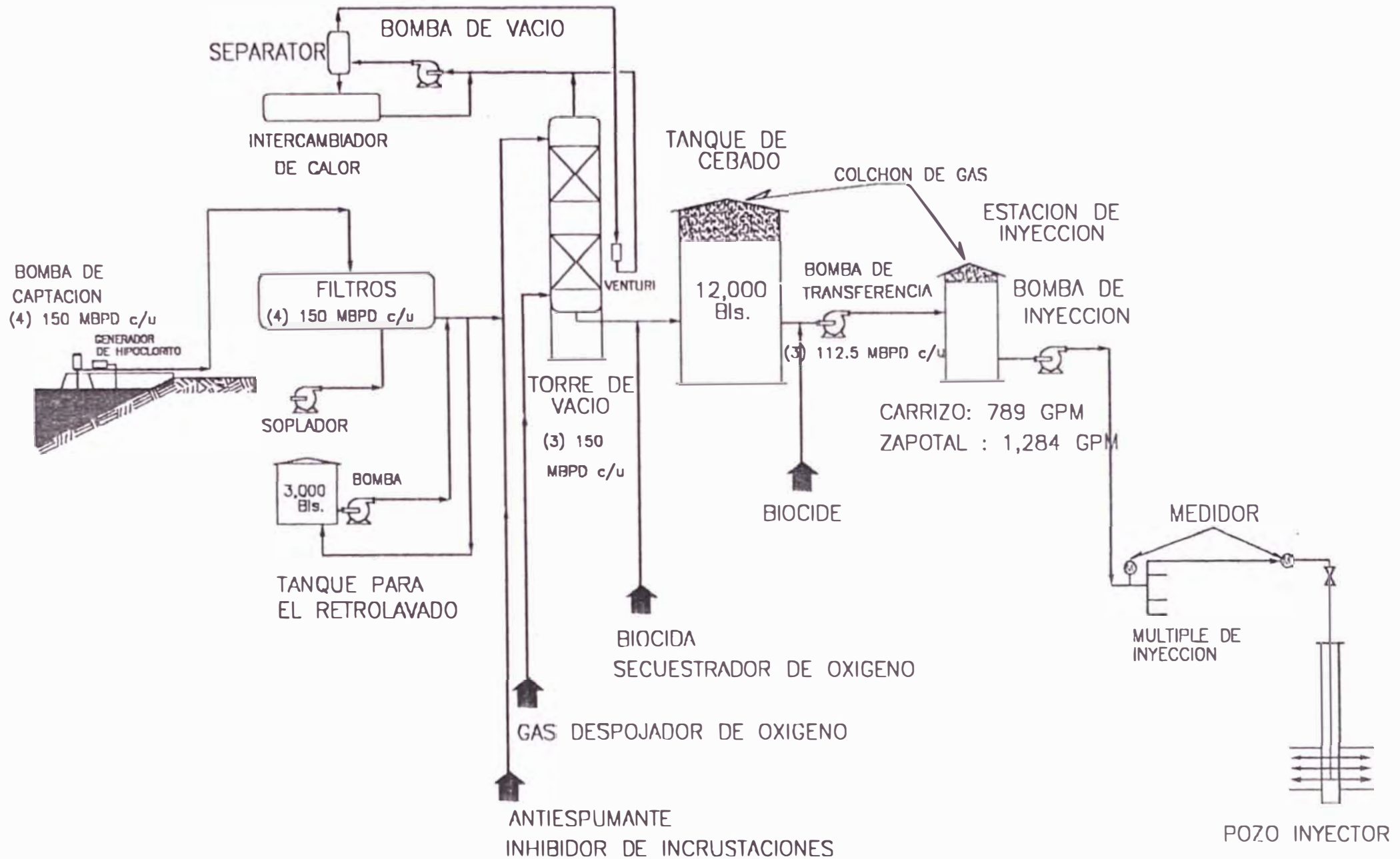


LEYENDA

- OLEODUCTO H.C.T
- OLEODUCTO L.C.T
- · - · - LINEA DE INYECCION
- BATERIAS
- ESTACIONES

FIG. 8.1 FACILIDADES DE INYECCION PRODUCCION EN UN PROYECTO DE RECUPERACION SECUNDARIA.

FIG. 8.2 SISTEMA DE INYECCION DE AGUA DE MAR



PLANTA DE INYECCION CARRIZO - TALARA, PERU

FIG. 8.3 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO

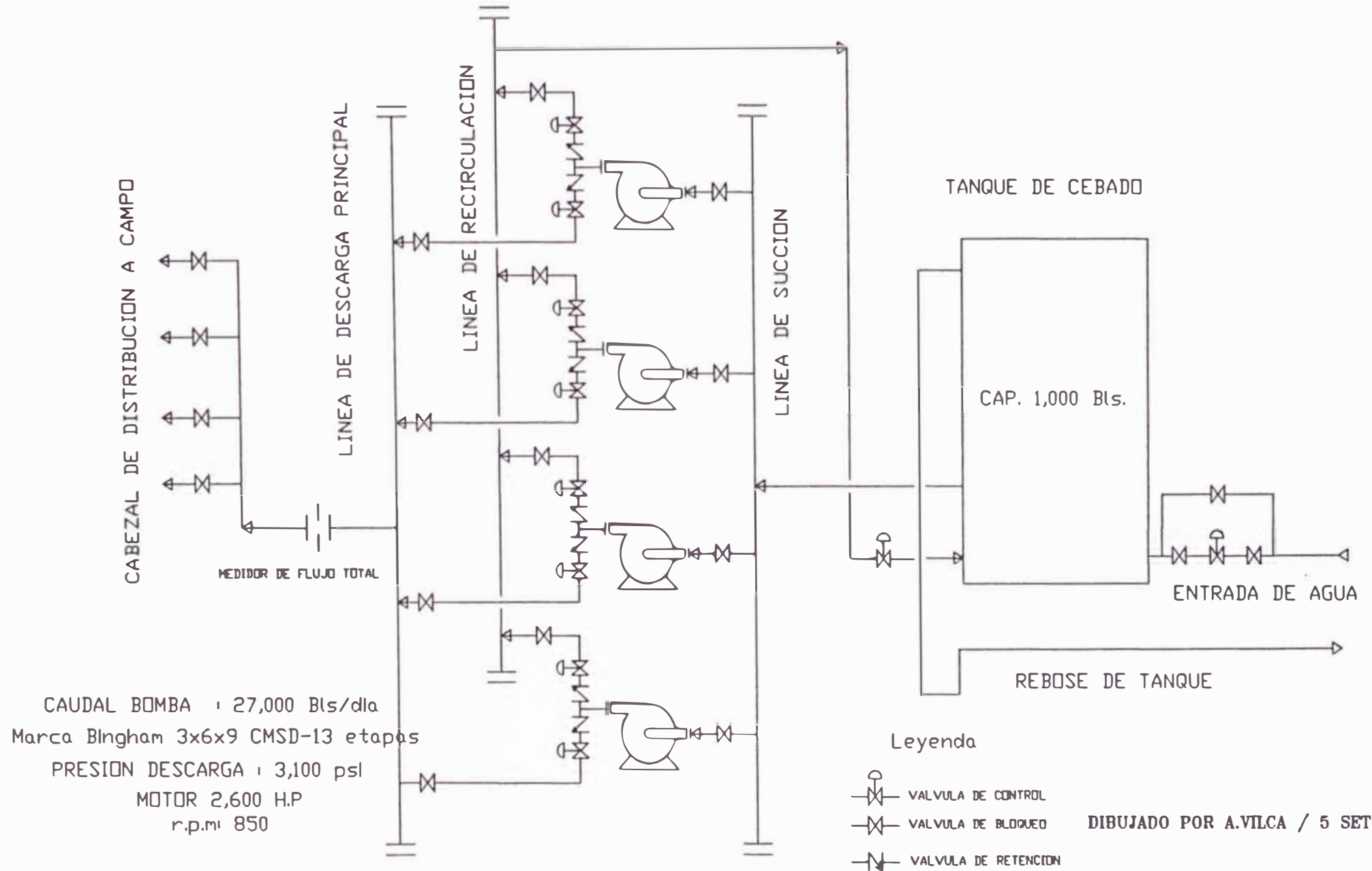


FIG. 8.5 CONEXIONES DE UN POZO INYECTOR - CLASE 3,000 PSI.

- ① Valvula de bola 2000 psi, Full port, roscado, EUE.
- ② Union 2", 3000 psi V/P Flatface w/D-Ring, F.S roscado.
- ③ 2" x 2" x 2" Tee, Standard F.S soldado
- ④ Codo 90°, Standard F.S soldado
- ⑤ 2" INJECTION ASSEMBLY, AL-BR, WHEATLEY No 2100-2-A
- ⑥ Valvula de retención 2", 3000 psi V/P AL-BR, WHEATLEY Fig. 23 w/union.
- ⑦ Tapon 2", STD, F.S, 1/2" SCR, tapped, F.S roscado.
- ⑧ 1/2" TC gauge valve, 10,000 psi V/P, THD. NPT.
- ⑨ BAKER FLOW REGULADOR, 2", 5000 psi V/P SCR.
- ⑩ Niple 2" x 6" Long. XH, BLK, STL Roscado.
- ⑪ Niple 2" x 10" Long. XH, BLK, STL, bicelado en un extremo y roscado en el otro.
- ⑫ Niple 2" x 6" Long. XH, BLK, STL, bicelado en un extremo y roscado en el otro.
- ⑬ Niple 2" x 18" Long. XH, BLK, STL, bicelado en un extremo y roscado en el otro.
- ⑭ Niple 2" x 6" Long. XH, BLK, STL, bicelado en ambos extremos.
- ⑮ Niple 2" x 20" Long. XH, BLK, STL, bicelado en un extremo y roscado en el otro.
- ⑯ Niple 2" x 50" Long. XH, BLK, STL, roscado en los extremos.
- ⑰ Niple 2" x 8" Long. XH, SCR EUE.
- ⑱ 2" Bull plug, F.S. welded, 1/2" SCR, tapped.
- ⑲ Valvula de bola 2000 psi, Full port, roscado, EUE.
- ⑳ Niple 2" x 6" Long. XH, BLK, STL Roscado.

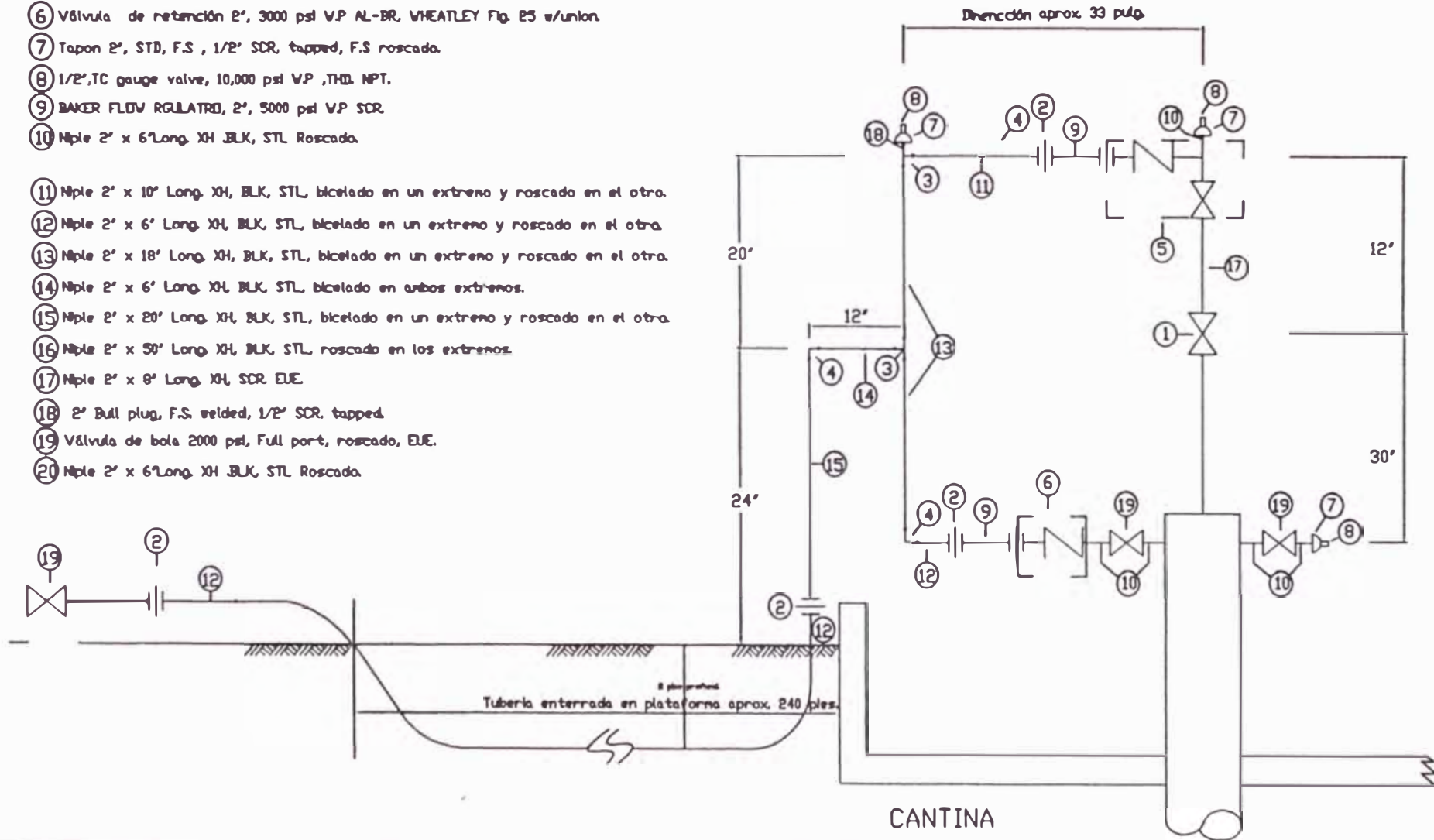


FIG.8.6 TEMPERATURA DEL AGUA DE MAR
1982 - 1991

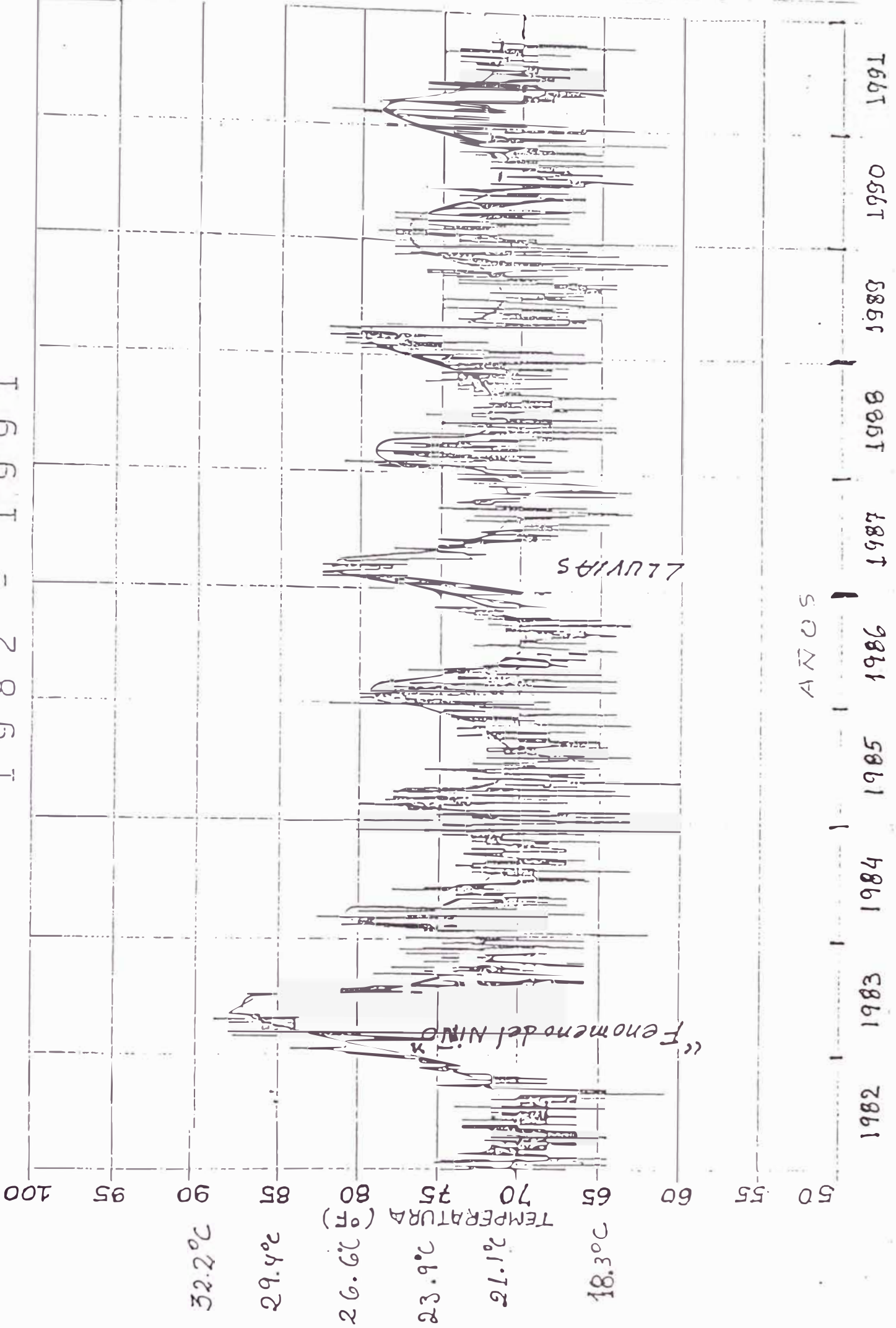




FOTO 8.1 MUELLE Y PLATAFORMA DE BOMBEO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO “OCEAN PLANT” Longitud 870 pies x 15.5 pies de ancho es el punto de captación del agua de mar, mediante las bombas de levantamiento de 150,000 barriles /día c/u con una presión de descarga de 120 psig, la tubería de descarga es de Fibra de vidrio(FRP) de 30 pulgadas de diámetro.

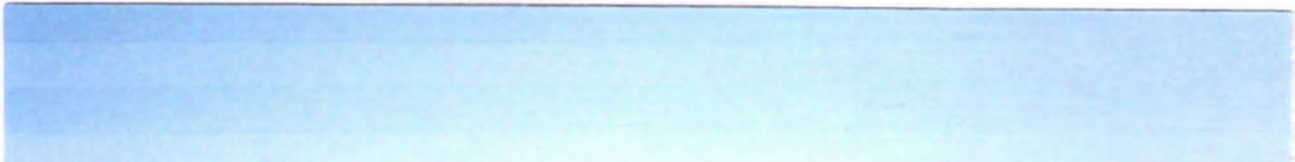


FOTO 8.2 PLANTA DE TRATAMIENTO “OCEAN PLANT” En el nivel superior se encuentra el área de los Filtros, las Torres de vacío, el Tanque de lavado de 3,500 barriles de capacidad, en el nivel inferior se encuentra el Tanque de cebado de 12,000 barriles, las Bombas de transferencia de 112,000 barriles /día c/u con una presión de descarga de 520 psig, la Planta de fuerza con 4 generadores(color rojo) y el cuarto de control al fondo.



FOTO 8.3 PLANTA DE INYECCION DE CARRIZO-605 Al fondo se observa el Tanque de cebado de 1,000 barriles de capacidad y 4 Bombas de inyección marca Bingham 3x6x9 de 13 etapas con un desplazamiento de 27,000 barriles / día con motores marca MEP de 2,600 H.P a 900 r.p.m. c/u con una presión de descarga de 3,100 psig, a campo.

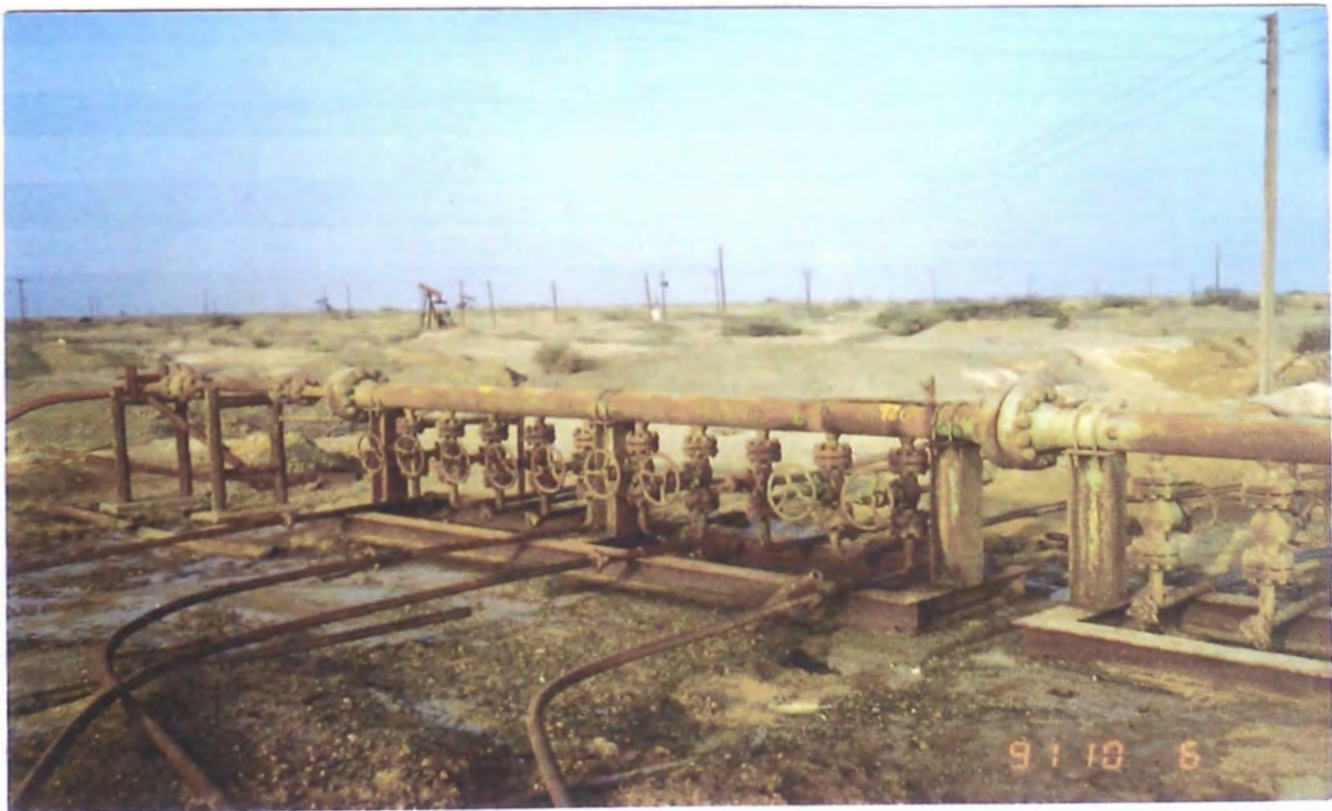


FOTO 8.4 MULTIPLE DE INYECCION EN CAMPO- CLASE 1500 ANSI Con su línea de entrada de 4", su válvula de bloqueo y su medidor de flujo tipo turbina de 4", el manifold presenta dos cuerpos con ocho huecos de salida cada uno, con su respectiva válvula de bloqueo de 2 pulgadas por 1500 ANSI.



FOTO 8.5 COLAPSAMIENTO DE UN TANQUE DE CEBADO EN PLANTA DE INYECCION Cuando las condiciones de operación de un recipiente a presión están fuera de sus parámetros de trabajo ocurre un daño que puede ser de consecuencias incalculables para la empresa; En la foto se observa un tanque de 1,000 barriles que colapsó debido a que la Válvula de seguridad no se abrió al producirse un vacío, no hubo abastecimiento de agua, falló la alarma por bajo nivel y no hubo comunicación entre los operadores de las plantas.



FOTO 8.6 EXPLOSION DE UN TRATADOR POR EXCESO DE PRESION En este caso el llenado del tanque se hizo de noche y no se dejó un desfogue, falló la válvula de seguridad y faltó supervisión y la presión de llenado excedió el límite máximo de la presión de diseño y el tanque explotó. **Recomendación nunca realizar una prueba hidrostática de noche.** En la foto se observa que la falla ocurrió en la pared lateral que siempre es más delgada que en el casquete. Talara.

CAPITULO 9

PINTADO DE RECIPIENTES EN LA INDUSTRIA PETROLERA

I. INTRODUCCION

Los recipientes horizontales a presión (“vessels”) como separadores, tratadores térmicos, desaladores, depuradores de gas y los recipientes verticales que trabajan a baja presión (onzas) como los tanques de almacenamiento, tanques de lavado; todos están sujetos a corrosión, erosión o abrasión mecánica, cuando entran en contacto con los agentes corrosivos y contaminantes, electrólitos del agua de formación del pozo, el gas húmedo con fracciones de H₂S y otros productos como CO, CO₂, SO₂, productos de la transformación por oxidación del hierro y el acero, hacen que el material del recipiente sufra un desgaste por corrosión.

Para prolongar la vida del recipiente se aplica por lo general un sistema de recubrimiento, previamente se prepara la superficie metálica con una limpieza con material abrasivo a presión llamado generalmente arenamiento o “sand-blasting”.

Según la función de uso que realice el recipiente, condiciones de temperatura, presión, caudal, tipo de fluido y el ambiente, se selecciona un sistema de recubrimiento a aplicarse.

II. LA PINTURA

El principal objeto de una pintura es la protección de una superficie. Los componentes de una pintura son los pigmentos y un vehículo constituido por aceites secantes, solventes, resinas y aditivos.

Las pinturas son agentes oxidantes en forma de cristales coloreados (pigmentos), como los óxidos metálicos de la serie de transición (Sc, Ti, V, Cr, Mn, Fe, Co, Ni, Cu, Zn,....Po, Ac), que en combinación con los aceites forma una película o revestimiento sobre el metal, que lo protege de los agentes corrosivos.

Los pigmentos son sustancias pulverizadas en forma de miscelas que poseen propiedades inhibidoras y pasivadoras, actúan como anticorrosivos o antioxidantes, eliminan, inhiben el proceso de oxidación.

El vehículo de la pintura es un líquido transparente e inodoro que lleva partículas y cristales coloreados, al evaporarse (aceite de linaza y tung) parte del mismo se polimeriza u oxida en un aglutinante (ref. 3).

Los solventes y nafta son compuestos volátiles (petróleo destilado) que sirven para darle la viscosidad requerida, se volatilice el diluyente y se seque el medio vehicular.

La aplicación de una pintura en la superficie metálica actúa por dos mecanismos: mecanismo por evaporación y mecanismo por reacción catalítica.

La película se forma por polimerización de los aceites no saturados por acción del oxígeno. El proceso de polimerización y la estructura del polímero son extremadamente compleja y no se conoce bien su mecanismo. Parece que el proceso comprende, en parte, un ataque a los hidrógenos alílicos reactivos por medio de radicales libres, una polimerización por reacción en cadena con radicales y formación de enlaces transversales de oxígeno; similar a la mezcla del caucho con el azufre formando el caucho vulcanizado (ref.2).

El espesor de la película se mide en MILS equivalente a un milésimo de pulgada (1 mils = 0.001 inch = 0.0254 mm = 25.4 μm).

Una pintura a base de zinc como el “Zinrich”, el zinc se convierte como ánodo de sacrificio.

Las pinturas epoxi-fenólico con altos pigmentos sólidos contienen aminas y resinas epóxicas, alcohol, xileno, tolueno, cetonas, esterés, formaldehído e hidrocarburos alifáticos que son extremadamente inflamables en estado líquido y vapor.

La pintura marca “Engard 482” usado por muchos años en las operaciones con buen resultado es un epóxico fenólico con alto contenido de sólidos que forma un recubrimiento catalizado por un activador que da protección a elevadas temperatura y expuesta a condiciones severas, dado que el crudo que tratamos sale del pozo con alta temperatura y aguas de formación con alto contenido de sal.

FUNCION DE LA PINTURA

En nuestras operaciones el objetivo principal de la pintura era la conservación de las superficies del acero, retardando la corrosión. Una pintura al aplicarse sobre la superficie de un recipiente puede actuar cumpliendo una acción inhibidora, acción pasivadora y control de la corrosión.

Acción inhibidora retardando el proceso de oxidación, debido a sus propiedades electroquímicas de que está compuesta la pintura.

Acción pasivadora desacelerando la velocidad de las reacciones redox, formando una película y aislándolo de los agentes corrosivos.

Control de la corrosión retardando las reacciones electrónicas y disminuyendo la tendencia del metal a reaccionar con la solución.

La pintura como agente de protección contra la corrosión de los recipientes debe cumplir varias cualidades, entre las más importantes tenemos:

Abrasión. La pintura debe resistir a la abrasión, es importante que tenga buena adherencia a la superficie metálica y con el espesor de película mínimo de 12 mils y máximo 16 mils en estado seco y aplicado uniformemente.

Las pinturas epóxicas y de polivinilo tienen buena resistencia a la abrasión, además de los uretanos.

La mayor abrasión en un recipiente a presión, ocurre en la descarga del tubo de ingreso, llamado tubo difusor y el mayor desgaste por corrosión ocurre en la parte inferior del casco interno, debido al estancamiento permanente del agua y los sedimentos.

Alta temperatura. Los recipientes a presión utilizados en la separación y tratamiento del crudo, que trabajan a altas temperaturas entre 200°F y 550°F, se recomiendan pinturas con vehículo alquídico o fenólico.

Para recipientes que trabajan a temperaturas superiores entre 550°F y 800°F se recomienda utilizar recubrimientos inorgánicos de zinc, siliconas de aluminio (ref. 1).

III. PREPARACION DE LA SUPERFICIE

La preparación de la superficie consiste en desprender y limpiar el óxido, herrumbre (cascarilla o costra de laminación), escamas, polvillo, grasa, aceite, suciedad, escorias, restos de pintura antigua, y toda materia extraña de la superficie metálica.

Este proceso de limpieza llamado arenamiento o método “blasting o sand blast” se realiza con un chorro de material abrasivo, generalmente: granalla de cobre o arena de río a alta velocidad y presión hasta obtener el metal blanco.

La siguiente tabla 9.1 (ref. 5) muestra la selección de los abrasivos para alcanzar un patrón de anclaje dado.

TABLA 9.1 TIPO DE ABRASIVOS PARA ARENAMIENTO

Mils	Micrones μm	PRESION DEL CHORRO O RUEDA CENTRIFUGA
		Normal: 90 psig de presión en la boquilla a 2 pies de la superficie
0.5	12.7	80/120 –mesh arena silica, 100-mesh garnet, 120 grit óxido de aluminio o G-200 hierro o acero grit (gravilla)
1	25.4	30/60-mesh arena silica, 80-mesh garnet, 100 grit óxido de aluminio o G-80 hierro o acero (gravilla)
1.5	38	16/40-mesh arena silica, 36-mesh garnet 50 grit óxido de aluminio, o G-50 hierro o acero (gravilla)
2	50.8	16/40-mesh arena silica, 36-mesh garnet, 36 grit óxido de aluminio, o G-40 hierro o acero (gravilla)
2.5	63.5	16/40-mesh arena silica, 36-mesh garnet, 24 grit óxido de aluminio, o G-40 hierro o acero (gravilla)
3	76.2	8/20-mesh arena silica, 16-mesh garnet, 16 grit óxido de aluminio, o G-16 hierro enfriado o acero (gravilla)

Los tipos de abrasivos se clasifican en 5 clases:

Abrasivos metálicos: fierro fundido enfriado, acero fundido, hierro maleable, alambre de acero cortado.

Abrasivos no metálicos: siliconas carburadas, óxido de aluminio, garnet.

Silíceos: cuarzo, arena, sílica, pedernal.

Agrícolas: cascarilla de coco, almendra, nuez negra, arroz, etc.

Escorias o conglomerados: escorias refractarias, escorias minerales.

Otros: hielo seco, agua a alta presión, esponja.

La arena es un material granular de cuarzo natural (sílice cristalina) tamizado entre 4.75-mm (No 4) y 75- μm (No 200) que se forma por desintegración y abrasión natural de la roca o por procesamiento de areniscas (ver tamaño de partículas en el Handbook de Marks, pág. 18-9). También se adjunta la tabla 9.2 del tamaño de mallas según su abertura al final del capítulo.

El tamaño de las partículas, la composición y dureza del material que la compone, determina la calidad de anclaje en la superficie metálica.

Una arena de río no es un buen abrasivo porque se rompe con facilidad al impactar contra la superficie metálica, la arena otawa no forma un perfil de anclaje óptimo por la forma casi redonda de sus granos.

Una arena tipo “**Garnet**” de forma angulosa, formada por sílica cristalina de cuarzo de 2.5 mm de diámetro (Nº 8) causa un anclaje de 4 a 6 mils pudiendo ser reusada para un arenado comercial.

La **granalla de cobre** con tamaño de partículas entre 3-6 de tamizado Tyler (1.7mm) es otro abrasivo de forma granular y angulosa que al impactar contra la superficie del acero se rompe en partículas más finas, creando una rugosidad de 2 a 4 mils de anclaje; este abrasivo metálico a veces se incrusta en la superficie y no da la rugosidad esperada.

El rendimiento promedio de arenado a metal blanco de la granalla de cobre es de 11 libras/ pie². (1 Sx/10 pies cuadrados de superficie) o su equivalente 53.8 kg./m².

La rugosidad de una superficie se mide con el comparador de perfil de superficie Keane-Tator (Grit).

El número de especificación y recomendación de “Steel Structures Painting Council” es el SSPC- SP 5-63 que indica la eliminación del 100% de escamas de laminación, herrumbre de oxidación, pintura o materia extraña por medio de chorro de arena, moyuelo o munición hasta obtener una superficie metálica de color uniforme blanco grisáceo.

Estos trabajos se realizan con un compresor de 136 HP de potencia, con un capacidad de entrega de 230 pies cúbicos por minuto de aire y una presión de 90 a 120 psig. Se adjunta el esquema del proceso en la figura 9.1

IV. APLICACION EN MANTENIMIENTO DE RECIPIENTES

La selección de pintura y la preparación de superficies son muy importantes dado el alto costo que representa la aplicación de este recubrimiento, donde el costo del material representa casi el 50 % del costo total del trabajo, este gasto debe equilibrarse con el incremento de la vida útil del recipiente, que estan diseñados para un servicio de 15 a 20 años; porque según el grado de desgaste por corrosión la vida útil del recipiente será menor.

En el proyecto de recuperación secundaria entre 1979 y 1996 en los campos de Talara los recipientes instalados en las baterías tuvieron un mínimo de tres mantenimientos por recipiente en diecisiete años lo que implicó un pintado promedio cada 5.5 años, es importante mencionar que el primer mantenimiento se hizo después de 8 años de servicio, luego a los 5 años y

finalmente después de 4 años de servicio.

En complemento a los recubrimientos se usa la protección catódica-galvánica usando ánodos de sacrificio tipo aluminio o zinc.

En las operaciones del lote 1-AB de la selva el mantenimiento de los recipientes son cada 3 a 4 años dado la alta producción de agua (7,000 B/D promedio por pozo) con alta salinidad y temperatura de 230°F.

El programa de mantenimiento de recipientes a presión para el año 1999 en el lote 1-AB de la selva fue de 29 recipientes entre tratadores térmicos y separadores de prueba de diferentes tamaños, el porcentaje de avance para el arenado y pintado se hace según la figura 9.2 y en 11 meses de trabajo continuo se completo el trabajo con dos cuadrillas de 6 trabajadores cada grupo, considerando que las condiciones climatológicas de la Amazonía son tropicales.

Una práctica común en la industria petrolera es el mantenimiento predictivo y preventivo de los recipientes a presión. Un procedimiento de trabajo que comprende los siguientes pasos:

1. Aislamiento total del recipiente del resto de instalaciones, utilizando platos y bridas ciegas en las entradas y salidas del recipiente.
2. Lavado y limpieza del interior del recipiente.
3. Inspección preliminar interior y exterior del recipiente.
4. Arenado comercial para inspección de la superficie interior.
5. Reparación y modificación interna del recipiente, reforzando con planchas de acero de 1/4" de espesor roladas, las zonas desgastadas, con

pits, fallas producto de la corrosión interna.

6. Arenar a metal blanco la superficie interior.
7. Aplicar primera y segunda capa de pintura del interior.
8. Arenar y aplicar primera y segunda capa a la superficie exterior.
9. Inspección de calidad y espesor de la capa de pintura.
10. Tiempo de curado del recubrimiento.
11. Reinstalación de conexiones internas y externas a las facilidades de producción.
12. Aplicación del MOCR (Management of Change of record).
13. Llenado de agua del recipiente durante el día a presión atmosférica.
14. Prueba hidrostática por 12 horas mínimo y realizado durante el día.
15. Puesta en operación del recipiente.

V. EJEMPLOS PRACTICOS

En el ejemplo No 9.1 se muestra el cálculo del costo total de arenado y pintado de un tanque empernado de 10,000 barriles por un valor de U.S.\$ 71,548. El porcentaje del costo de materiales es 50% del costo total y el restante 50% es mano de obra.

En los ejemplos 9.2 y 9.3 se muestra el cálculo del costo total de arenado y pintado para dos tamaños de recipientes: 10'x50' y 13.5'x70' (diámetro x longitud), con valores de U.S.\$ 12,578 y U.S.\$ 22,647 respectivamente.

En ambos casos el porcentaje del costo de materiales es 40% del costo total y el costo de mano de obra (arenado y pintado) es 60%.

VI. PROCEDIMIENTO DE APLICACION

El pintado interior del recipiente debe seguir las siguientes consideraciones:

1. El recipiente debe estar completamente limpio y seco, totalmente aislado y ventilado con un extractor de aire de 27" de diámetro y mangas de 80' de longitud, buena visibilidad en el interior con reflector anti-explosión (implusion proof) y con la comodidad instalada y segura para que dos arenadores trabajen simultáneamente, el cuerpo en cuatro partes, dos en el techo y dos en el piso. Tener muy cerca un extintor de polvo de 30 libras ya que este tipo de pintura es inflamable.
2. Los arenadores deben llevar puesto su mascara de respiración alimentada con aire limpio y seco desde el exterior, su mandil de cuero, guantes largos de cuero, protector de oídos, su visor en buenas condiciones, sus zapatos de seguridad.
Contar con el permiso de trabajos en frío del inspector de seguridad industrial antes de iniciar el trabajo y durante su ejecución.
3. El compresor de aire, la botella de abastecimiento de arena o granalla de cobre de 4 sacos de capacidad (6 pie³), las mangueras de 2" con máxima presión de trabajo de 250 psi, todas en buenas condiciones, la boquilla tipo Venturi de carburo de tungsteno o silicón con orificio de 3/8", el equipo de pintado marca "Speeflo Modelo 530-323" limpio, la pistola "TiTan" con boquilla No 517 o 621 en buenas condiciones.

4. Realizar un arenado comercial (SSPC-SP-6) con arena seca de río para una inspección completa del ingeniero químico y de corrosión, quién determina las zonas de reparación y el área a pintarse.

Terminado el proceso de reparación o parchado con soldadura, se limpia todo el recipiente.

5. Realizar el arenado a metal blanco (SSPC-SP-5) con granalla de cobre con tamaño de partículas entre 3-6 de tamiz tipo Tyler, manteniendo la boquilla de 3/8" a una distancia de 8" de la superficie del recipiente, dándole tres pasadas para obtener un buen anclaje. Generalmente, se inicia por el techo en dos partes, de manera que un arenador empiece en un extremo y el otro del centro; para evitar recibir el impacto de las partículas por rebote y el calor que genera este trabajo, el operador debe salir cada 20 minutos para respirar aire fresco al exterior.

6. Terminado el arenado del techo (50% del recipiente) se limpia el polvillo con aire primero y luego con una aspiradora, Se procede a mezclar la pintura Engar 482, mezclando 4 galones de base GRAY (componente B) con 1 galón de catalizador (componente A), esta mezcla debe ser filtrada en una malla si está muy grumoso y succionar con la bomba del equipo.

La aplicación se realiza con una bomba neumática tipo pistón, marca Graco (airless spray pump) y una pistola sin aire "airless spray gun" y debe formar un abanico de 16" y aplicarse uniformemente de manera que no se forme "faldones" es decir sin chorreaduras. Si se requiere añadir un adelgazante usar "Thinner Engar 43" en la proporción de ¼ de galón por 5 galones de la mezcla y aplicar a una presión de 80 psi. El tiempo de secado dura 2 horas a 70°F y 50% de humedad relativa.

7. Generalmente la segunda mano se aplica al día siguiente, después de 12 horas (tiempo de repintado, máximo 24 horas) con buen tiempo.
La alta humedad relativa (mayor de 65%) dentro del recipiente crea burbujas de aire entre la superficie metálica y la película, que al dilatarse con la temperatura se forma “ampollamientos” el cual disminuye la adherencia y rompe la película. Este problema ocurrió en un tanque de retrolavado de 2,000 barriles de la planta de tratamiento de agua salada en Talara.
Para aplicar la segunda capa de Engar 482 se mezcla 4 galones de base IVORY (componente B) con 1 galón de catalizador (componente A) y aplicar de la misma manera que en paso 6.
8. Aplicado las dos capas de pintura, al tercer día se hace la inspección del recubrimiento, medición del espesor de la película seca, debiendo tener un promedio de 12 a 16 mils en toda la superficie interna. La inspección de la continuidad de la pintura se hace con el instrumento “Holiday detector high-voltage DC”, en caso de encontrar espesores menores de 10 mils o encontrar “holidays” se procederá a aplicar una tercera capa o resanar con brocha los puntos donde se encontró bajo espesor o agujeros muy pequeños (holidays).
9. Después de cada aplicación de primera y segunda mano el equipo de pintado debe quedar completamente limpio, para lo cual debe usarse thinner Engard. Para el pintado exterior con sistema alquídico, se arena a metal blanco y se aplica una pintura anticorrosiva rojo óxido como base y una segunda capa de pintura esmalte color aluminio y el zócalo del recipiente color negro esmalte.

Algunos inconvenientes encontrados durante el arenado es el alto contenido de humedad relativa del aire que al comprimirse mancha el arenado, la porosidad de la plancha que atrapa cristales de sal que en contacto con la humedad genera burbujas que se dilatan con la temperatura, rompiendo la adherencia de la pintura.

VII. INSPECCION DE CALIDAD

La rugosidad de anclaje de la superficie metálica debe tener entre 3.5 a 4 mills; por lo general, el fabricante de la pintura determina la rugosidad que requiere su pintura, el espesor de la película se considera cuatro veces la rugosidad de anclaje, para nuestro caso se considera un máximo de 16 mills, esta rugosidad se mide con un comparador de perfil de superficie Keane-Tator (Grit).

Es espesor de la película de pintura debe ser uniforme, continua y sin porosidad. La continuidad de la capa de pintura se determina con un detector de agujeros pequeños “holiday- detector” de alto voltage DC cuyo principio consiste en poner una polaridad al metal y la otra en el extremo del detector, cuando hay continuidad en la película el circuito está abierto y cuando no hay continuidad de película se cierra el circuito y suena la alarma.

Para medir el espesor de la película se usa el “Ecomiter”. El tiempo de curado para la pintura epoxi-fenólica es de cinco días con un ambiente seco de 70°F y 50% de humedad relativa.

El curado es por reacción química entre los componentes de la pintura.

VIII. CONCLUSIONES

1. El éxito de una buena adherencia de pintura a la superficie de un metal, depende exclusivamente de la preparación de superficie mediante el método de “sand-blasting” para obtener un buen anclaje en la superficie del metal, se recomienda 4 mills de rugosidad.
2. El costo de la preparación de la superficie es 60 % del costo total y 40% en materiales para recipientes horizontales a presión.
3. La vida útil de un recipiente se alarga entre 4 a 8 años, si tiene un mantenimiento periódico promedio cada 5 años, teniendo en cuenta que el fabricante lo diseña para 15 a 20 años de servicio, así lo demuestran los recipientes que trabajan en la costa y la selva.
4. Las pinturas Epoxi fenólico con 80% de contenido de sólidos son de buena performance para recipientes que trabajan a temperaturas de 235°F y 40 psig; como son los tratadores térmicos de las plantas de tratamiento de crudo del lote 1-AB de la Selva.
5. El mantenimiento de recipientes en la industria petrolera se realiza bajo un procedimiento establecido y aprobado por la gerencia; bajo normas de seguridad estrictas y supervisión continua. Así, una prueba hidrostática siempre debe hacerse de día y no de noche, para evitar una explosión por causas no detectadas durante la noche.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Manual de Recipientes a Presión de Eugene F. Megyesy, Edición 1998, Editorial Limusa, Noriega editores. Capitulo 14 : Pintura para superficies de acero.
2. Química Orgánica por Morrison y Boyd, Fondo Educativo Interamericano, 1976. Capitulo 13 : Grasas, pág.1089.
3. Pinturas Anti-corrosivas por Beatriz Paredes Lujan, Universidad San Cristobal de Huamanga, 1978.
4. Engard Coatings Corporation, California, USA, hoja técnica de H.S Epoxy Phenolic Coating Engard 482, 1994.
5. Coating Inspector Training and Certification Program, 1995 - NACE Internacional (National Association of Corrosion Engineers) Capítulo 19 Preparación de superficies.
6. Molecules Gigantes por Herman F. Mark, Colección científica de Time-Life, segunda edición, 1985.

Tabla 9.2 TAMAÑOS DE MALLA SEGÚN SU ABERTURA

Tamaño de Malla (mesh)	Abertura en Pulgadas	Abertura en Micrones (µm)	Abertura en Milímetros	S.A.E # Grit
4	0.187	4760	4.76	
5	0.157	4000	4.00	
6	0.132	3360	3.36	
7	0.111	2830	2.83	
8	0.0937	2380	2.38	
10	0.0787	2000	2.00	G-10
12	0.0661	1680	1.68	G-12
14	0.0555	1410	1.41	G-14
16	0.0469	1190	1.19	G-16
18	0.0394	1000	1.00	G-18
20	0.0331	840	0.84	
25	0.0280	710	0.71	G-25
30	0.0232	590	0.59	
35	0.0197	500	0.50	
40	0.0165	420	0.42	G-40
45	0.0138	350	0.35	
50	0.0117	297	0.297	G-50
60	0.0098	250	0.250	
70	0.0083	210	0.210	
80	0.0070	177	0.177	G-80
100	0.0059	149	0.149	
120	0.0049	125	0.125	G-120
140	0.0041	105	0.105	
170	0.0035	88	0.088	
200	0.0029	74	0.074	G-200
230	0.0024	62	0.062	
270	0.0021	53	0.053	
325	0.0017	44	0.044	G-325
400	0.0015	37	0.037	

MANTENIMIENTO DE UN TANQUE

Ejemplo 9.1 DETERMINAR EL COSTO DE ARENAMIENTO Y PINTADO DE UN TANQUE EMPERNADO DE 10,000 BARRILES QUE FUNCIONA COMO TANQUE DE LAVADO.

DATOS TECNICOS:

D =	Diámetro externo en pies =	55.0	
L =	Altura del tanque en pies =	24	
CAP =	10200 BBLs		
	espesor de la base en pulg. =	0.25	Material A-36
	espesor del 1er. anillo en pulg. =	1/4	Material A-36
	espesor 2do. y 3er. Anillo en pulg. :	3/16	

Según Reporte de Inspección.

Presenta recubrimiento interno dañado en un 65%.

El fondo del tanque presenta severa corrosión con pits de 180 mils promedio, ánodos consumidos en 70%

RECOMENDACION: Hacer mantenimiento total al tanque, cambiar base y dos anillos.

Arenar y pintar con pintura tipo epóxi fenólico (Engar 482 HS).

Arenar y pintar exteriormente con pintura (imprimante y esmalte)

CALCULO DEL AREA.

Area de la base interior = $PI \times D \times D/4 =$	2374.03	pie ²
Area del cuerpo = $PI \times D \times L =$	4166.9	pie ²
Area interna sin accesorios =	8915.0	pie ²
Area Total interna con accesorios 13% adicional =	10073.9	pie ²
Area Total externa (techo y cuerpo exterior) con 5% adicional		
no se considera bota de gas y tubos de ingreso =	6868.00	pie ²
AREA TOTAL A ARENAR Y PINTAR =	16941.9	pie²

Rendimiento teórico (ENGARD) = 1,600 pies² / galón con un mils de espesor, estando húmeda.

Rendimiento de un galón de pintura con 60% de contenido sólido cubre 960 pies cuadrados de superficie con una película de 1 milésima de pulgada de espesor, estando seca.

Para pintar los pie² calculados con un espesor de

película de 16 mils será =	167.9	galones
Factor de pérdida 17% =	196.4	galones

Número de kit de pintura interior (engar) = 19.6 Kits

Número de gal de pintura exterior (base y esmalte) = 98.1 galones

Rendimiento teórico (ESMALTE) = 1,600 pies² / galón con un mils de espesor, estando húmeda.

Rendimiento de un galón de pintura con 70% de contenido sólido cubre 1120 pies cuadrados de superficie con una película de 1 milésima de pulgada de espesor, estando seca.

Para un espesor de 8 mils en superficie exterior en el tanque se tiene:

Factor de pérdida 10% = 107.9 galones

Cálculo del Número de sacos de granalla de cobre (50 Kgs / Sx) = 1613.5 Sx

(Rendimiento: 4 Sx / 42 pies².) = 50

Número de pallet (32sx/pallet)
Sin reusar la granalla del interior.

I.- COSTO DE MATERIALES PARA ARENADO Y PINTADO

Cant.		u.s.\$ Cost.Unit	Total U.S.\$
19.6	kits de pintura engar 482	490	9626
12	can de thinner engar	65	766
1614	sacos de granalla de cobre	12	19362
54	gal Pintura-base cromatizado	20	1079
54	gal Pintura esmalte negro 28-400/28-020	20	1079
36.0	gal de thinner estándar	8	288
2999	gal de diesel	1.2	3598
20	Kg de trapo industrial	0.5	10
4	Brochas de 3"	2	8
	TOTAL U.S.\$		35817

NOTA.- 1 kit de pintura (engar 482) = 4 gal. Ivory + 4 gal. Gray + 2 gal. Catalizador = total 10 galones.
1 Can de Thinner engar = 3 gals.

II.- COSTO DE MANO DE OBRA PARA ARENAR Y PINTAR, INSPECCION Y SUPERVISION

	Area pie2.	Cost.Unit	Total U.S.\$
Cuadrilla de 5 trabajadores con equipo completo	16941.9	1.3	21770.4
Inspección y Supervisión del Ingeniero Químico	16941.9	0.12	2033
	TOTAL U.S.\$		23803.4
TIEMPO DE TRABAJO ESTIMADO EN DIAS =			61.4
rendimiento de arenado y pintado en obra 452Ft ² /dia			

III.- COSTO DE EQUIPOS

	Dias.	Cost.Unit	Total U.S.\$
Grúa para desarmado y armado	14	752	10528
Transporte de materiales	5	280	1400
	TOTAL U.S.\$		11928

IV.- GRAN COSTO TOTAL DE ARENAMIENTO Y PINTADO DEL RECIPIENTE

GRAN COSTO TOTAL U.S.\$ 71548.0

Porcentaje del costo en material = 50 %
Porcentaje del costo en arenado y pintado = 50 %

EJEMPLO No 9.2 MANTENIMIENTO GENERAL DE UN TRATADOR EN LA SELVA LOTE 1AB.

Determinar el costo de arenado y pintura para un tratador térmico con una capacidad de tratamiento de 4,200 BOPD X 57,300 BWPD X 1.2 MMSCFD.

DATOS TECNICOS:

D =	Diámetro externo en pies =	10	
L =	Longitud del recipiente en pies =	50	
Tipo de cabezal HELIPSOIDAL			
th =	espesor del cabezal en pulg. =	0.625	Material SA-515-70
ts =	espesor del cuerpo en pulg. =	0.313	Material SA-515-70
Máxima Presión de Trabajo Permissible		65	PSI @ 200 °F
Año de Manufactura : 1979			
Corrosión permisible de diseño =		0.0625	pulg.
Temperatura de Trabajo del tratador =		190	°F
Ultimo mantenimiento 09/1995			

INSPECCION.-Inspección del Ingeniero de Química & Corrosión

Presenta recubrimiento interno dañado en un 80%.

El fondo del recipiente presenta 8 pits de 200 mils, ánodos consumidos en 75%

El tubo difusor de 6" erosionó la pintura en la zona de impacto.

RECOMENDACION: Hacer mantenimiento total al tratador, reforzar con 8 parches de 1' x 2' x 1/4". Cambiar los 8 ánodos de sacrificio de Aluminio de 4"x4"x60"x 100 Libras c/u, cambiar las cajas areneras Arenar y pintar con pintura tipo epóxi fenólico(Engar 482 HS).

CALCULO DEL AREA.

Area de una cabeza elipsoidal =	$1.09 \times D \times D =$	109	pie ²
Area del cuerpo =	$PI \times D \times L =$	1570.8	pie ²
Area interna sin accesorios	=	1788.8	pie ²
Area Total interna con accesorios 15% adicional:	=	2057.1	pie ²
Area Total externa(2 cabezales y parte no cubierta con aislamiento térmico, 3'x 50') =	=	518	pie ²
AREA TOTAL A ARENAR Y PINTAR	=	2575.1	pie²

Rendimiento teórico = 1,600 pies² / galón con un mils de espesor, estando húmeda.

Rendimiento de un galon de pintura con 60% de contenido sólido cubre 960 pies cuadrados de superficie con una película de 1 milésima de pulgada de espesor, estando seca.

Para pintar los pie ² de área con un espesor de película de 16 mils será=(Area total/960)x16 =	42.9	galones
Factor de pérdida 20%	=	51.5 galones

Número de kit de pintura = 5.2 Kits

Cálculo del Número de sacos de granalla de cobre (50 Kgs / Sx) (Rendimiento: 4 Sx / 40 pies² .) = 257.5 Sx

I.- COSTO DE MATERIALES PARA ARENADO Y PINTADO

Cant		u.s.\$ Cost.Unlt	Total U.S.\$
5.2	kits de pintura engar 482	490	2524
3	can de thinner engar	60	180
258	sacos de granalla de cobre	8.5	2189
3	gal Pintura aluminio	10	30
2	gal de thinner estándar	8	16
100	gal de diesel	1.2	120
10	Kg de trapo industrial	0.5	5
2	Brochas de 3"	2	4
	TOTAL U.S.\$		5067

NOTA.- 1 kit de pintura (engar 482) = 4 gal. Ivory + 4 gal. Gray + 2 gal. Catalizador = total 10 galones.
 1 Can de Thinner engar = 3 gals.

II.- COSTO DE MANO DE OBRA PARA ARENAR Y PINTAR.

	Area pie ² .	Cost.Unit	Total U.S.\$
Cuadrilla de 5 trabajadores con equipo completo	2575.1	1.8	4635
Inspección y Supervisión del Ingeniero Químico	2575.1	0.2	515
TOTAL U.S.\$			5150

III.- COSTO DE EQUIPOS

	Hrs.	Cost.Unit	Total U.S.\$
Grúa 40Tn./ sacar y meter	20	70	1400
Tubo de Fuego y otros			
Transporte de materiales	24	40	960
Camión de 18Tn.			
TOTAL U.S.\$			2360

IV.- GRAN COSTO TOTAL DE ARENAMIENTO Y PINTADO DEL RECIPIENTE

GRAN COSTO TOTAL U.S.\$ 12578

Porcentaje del costo en material = 40 %
 Porcentaje del costo en arenado y pintado = 60 %

EJEMPLO No 9.3 MANTENIMIENTO GENERAL DE UN FLOW SPLITER EN EL LOTE 1AB.

Determinar el costo de arenado y pintura para un tratador térmico con una capacidad de tratamiento de 12,200 BOPD X 116,700 BWPD X 2.2 MMSCFD.

DATOS TECNICOS:

D = Diámetro externo en pies = 13.5
 L = Longitud del recipiente en pies = 70
 Tipo de cabezal HELIPSOIDAL
 t_h = espesor del cabezal en pulg. = 0.648 Material SA-515-70
 t_s = espesor del cuerpo en pulg. = 0.475 Material SA-515-70
 Máxima Presión de Trabajo Permisible 65 PSI @ 200 °F
 Año de Manufactura : 1982
 Corrosión permisible de diseño = 0.0625 pulg.
 Temperatura de Trabajo del tratador = 650 °F
 Último mantenimiento 09/1995

INSPECCION.-Inspección del Ingeniero de Química & Corrosión

Presenta recubrimiento interno dañado en un 75%.
 El fondo del recipiente presenta 8 plts de 80 a 140 mils promedio, ánodos consumidos en 75%
 El cuerpo externo del recipiente presenta corrosión con plts de 80 a 120 mils
 Tubos de nivel(1/2")y Caja colectora de crudo sni moderada corrosión.

RECOMENDACION: Hacer mantenimiento total al tratador,reforzar con 8 parches de 1' x 2' x 1/4".
 Cambiar los 10 ánodos de sacrificio de Aluminio de 4"x4"x60"x 100 Libras c/u.
 Arenar el interior y pintar con pintura tipo epóxi fenólico(Engar 482 HS).
 Arenar la parte externa(sin aislamiento térmico) y pintar con una capa de Imprimante Zinc-clad-7 y dos capas de esmalte Aluminio.

CALCULO DEL AREA.

Area de una cabeza elipsoidal = $1.09 \times D \times D$ =	198.7	pie2
Area del cuerpo = $\pi \times D \times L$ =	2968.8	pie2
Area interna sin accesorios =	3366.1	pie2
Area Total interna con accesorios 15% adicional:	3871.0	pie2
Area Total externa(2 cabezales y parte no cubierta con aislamiento térmico, 4'x 70') =	697.3	pie2
AREA TOTAL A ARENAR Y PINTAR =	4568.3	pie2

Rendimiento teórico = 1,600 pies2 / galón con un mils de espesor, estando húmeda.
Rendimiento de un galon de pintura con 60% de contenido sólido cubre 960 pies cuadrados de superficie con una película de 1 milésima de pulgada de espesor, estando seca.

Para pintar los pie2 de área con un espesor de película de 16 mils será=(Area /960)x16 =	76.1	galones
Factor de pérdida 20%	=	91.4 galones
Número de kit de pintura	=	9.1 Kits

Cálculo del Número de sacos de granalla de cobre (50 Kgs / Sx)
= 456.8 Sx
(Rendimiento: 4 Sx / 40 pies 2.)

I.- COSTO DE MATERIALES PARA ARENADO Y PINTADO

Cant		u.s.\$	Cost.Unit	Total U.S.\$
9.1	kits de pintura engar 482		490	4477
6	can de thinner engar		60	360
457	sacos de granalla de cobre		8.5	3883
6	gal Pintura aluminio		10	60
4	gal de thinner estándar		8	32
200	gal de diesel		1.2	240
20	Kg de trapo industrial		0.5	10
4	Brochas de 3"		2	8
	TOTAL U.S.\$			9070

NOTA.- 1 kit de pintura (engar 482) = 4 gal. Ivory + 4 gal. Gray + 2 gal. Catalizador = total 10 galones.
1 Can de Thinner engar = 3 gals.

II.- COSTO DE MANO DE OBRA PARA ARENAR Y PINTAR, INSPECCION Y SUPERVISION

	Area pie2.	Cost.Unit	Total U.S.\$
Cuadrilla de 5 trabajadores con equipo completo	4568.3	1.8	8223.0
Inspección y Supervisión del Ingeniero Químico	4568.3	0.2	913.7
	TOTAL U.S.\$		9136.7

III.- COSTO DE EQUIPOS

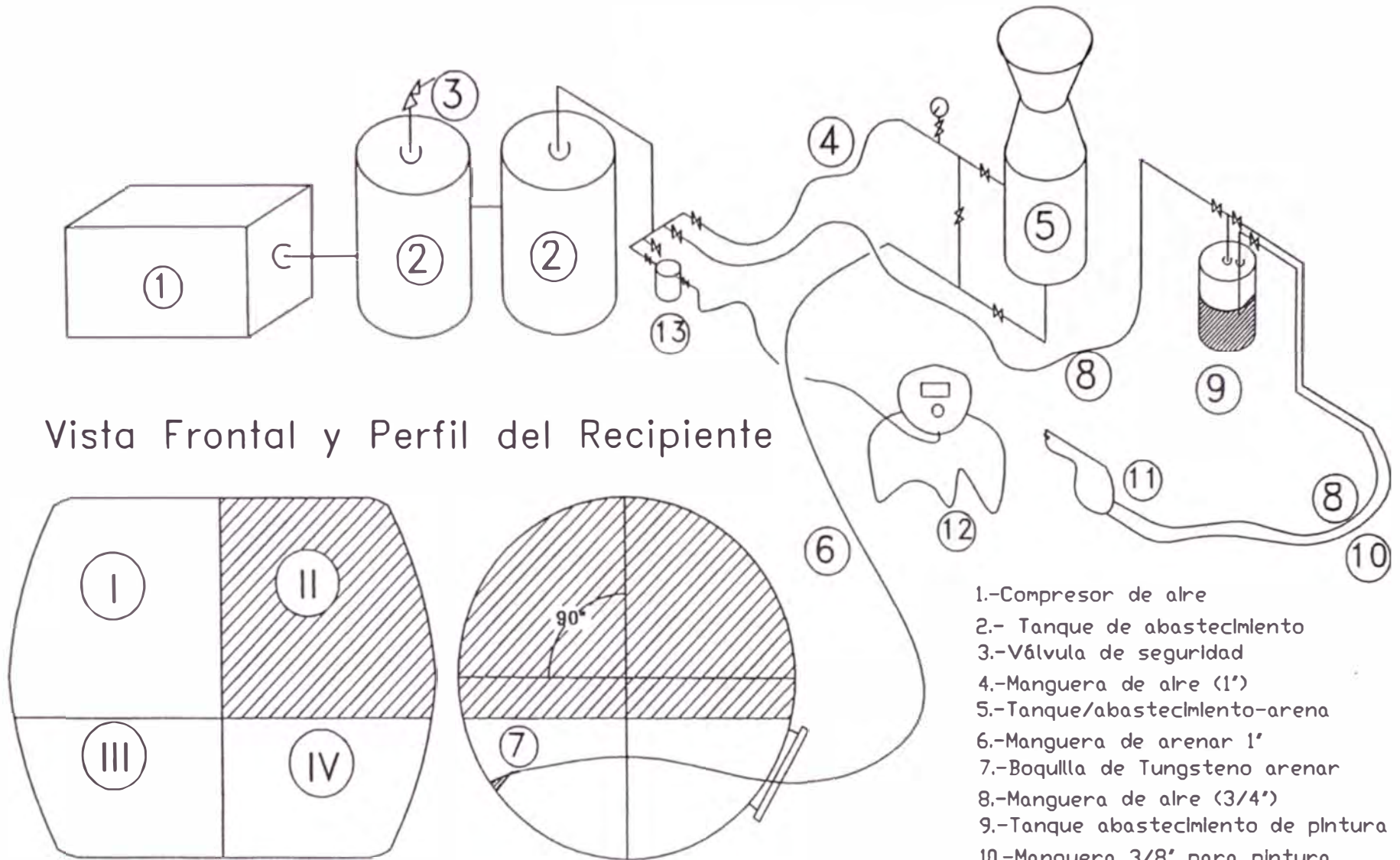
	Hrs.	Cost.Unit	Total U.S.\$
Grúa para sacar y meter	36	70	2520
Tubo de Fuego y otros			
Transporte de materiales	48	40	1920
	TOTAL U.S.\$		4440

IV.- GRAN COSTO TOTAL DE ARENAMIENTO Y PINTADO DEL RECIPIENTE

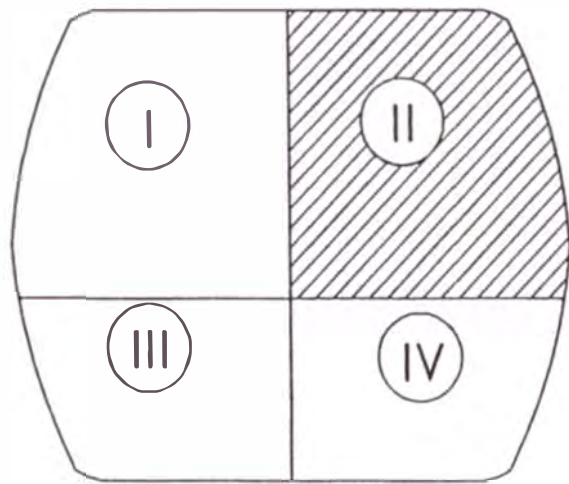
GRAN COSTO TOTAL U.S.\$ 22647

Porcentaje del costo en material =	40 %
Porcentaje del costo en arenado y pintado =	60 %

FIG. 9.1 EQUIPO DE ARENADO Y PINTADO



Vista Frontal y Perfil del Recipiente

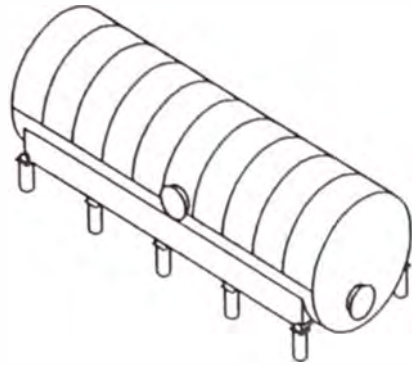


Secuencia de Arenado y Pintado Interior

- 1.-Compresor de aire
- 2.- Tanque de abastecimiento
- 3.-Válvula de seguridad
- 4.-Manguera de aire (1')
- 5.-Tanque/abastecimiento-arena
- 6.-Manguera de arenar 1'
- 7.-Boquilla de Tungsteno arenar
- 8.-Manguera de aire (3/4')
- 9.-Tanque abastecimiento de pintura
- 10.-Manguera 3/8' para pintura
- 11.-Pistola de spray(pintura/aire)
- 12.-Mascara protectora de arenado.
- 13.-Filtro/aire para el arenador.

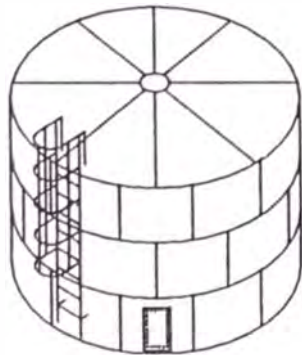
FIG. 9.2 TRABAJOS DE PINTADO
PORCENTAJES DE AVANCE

RECIPIENTE A PRESION



			PARCIAL	TOTAL
MOVILIZACION (4%)	EMBALAJE Y TRANSPORTE		4%	4%
INTERIOR (86%)	ARENADO COMERCIAL	(40%)	31%	35%
	LIQPIEZA		3%	38%
	INSPECCION ING REPARACION SOLDADORES		--	--
EXTERIOR (10%)	ARENADO CON GRANALLA, INSPECCION DE ANCLAJES Y PINTURA 1ra. MANO LIQPIEZA	(45%)	36%	74%
			3%	77%
	PINTURA 2da MANO LIQPIEZA INSPECCION ING	(15%)	10%	87%
			3%	90%
			--	--
	ARENADO COMERCIAL		5%	95%
	PINTADO		5%	100%
			--	--
	INSPECCION ING		--	--

TANQUE



			PARCIAL	TOTAL
MOVILIZACION (4%)	EMBALAJE Y TRANSPORTE		4%	4%
INTERIOR (70%)	ARENADO CON GRANALLA, INSPECCION DE ANCLAJES Y PINTURA 1ra. MANO LIQPIEZA	(76%)	50%	54%
			3%	57%
EXTERIOR (26%)	PINTURA 2da MANO LIQPIEZA INSPECCION ING	(24%)	14%	71%
			3%	74%
			--	--
	ARENADO COMERCIAL		13%	87%
	PINTADO		13%	100%
			--	--
	INSPECCION ING		--	--



FOTO 9.1 ARENADO Y PINTADO DE RECIPIENTES. Los recipientes horizontales a presión (“vessels”) como separadores, tratadores térmicos, desaladores, depuradores de gas y los recipientes verticales que trabajan a baja presión (onzas) como los tanques de almacenamiento, tanques de lavado, están sujetos a corrosión, erosión o abrasión mecánica cuando entran en contacto con los agentes corrosivos y contaminantes, electrólitos del agua de formación del pozo; En la vista se observa un tratador en mantenimiento previamente la producción es recibido en otro tanque instalado en la izquierda.

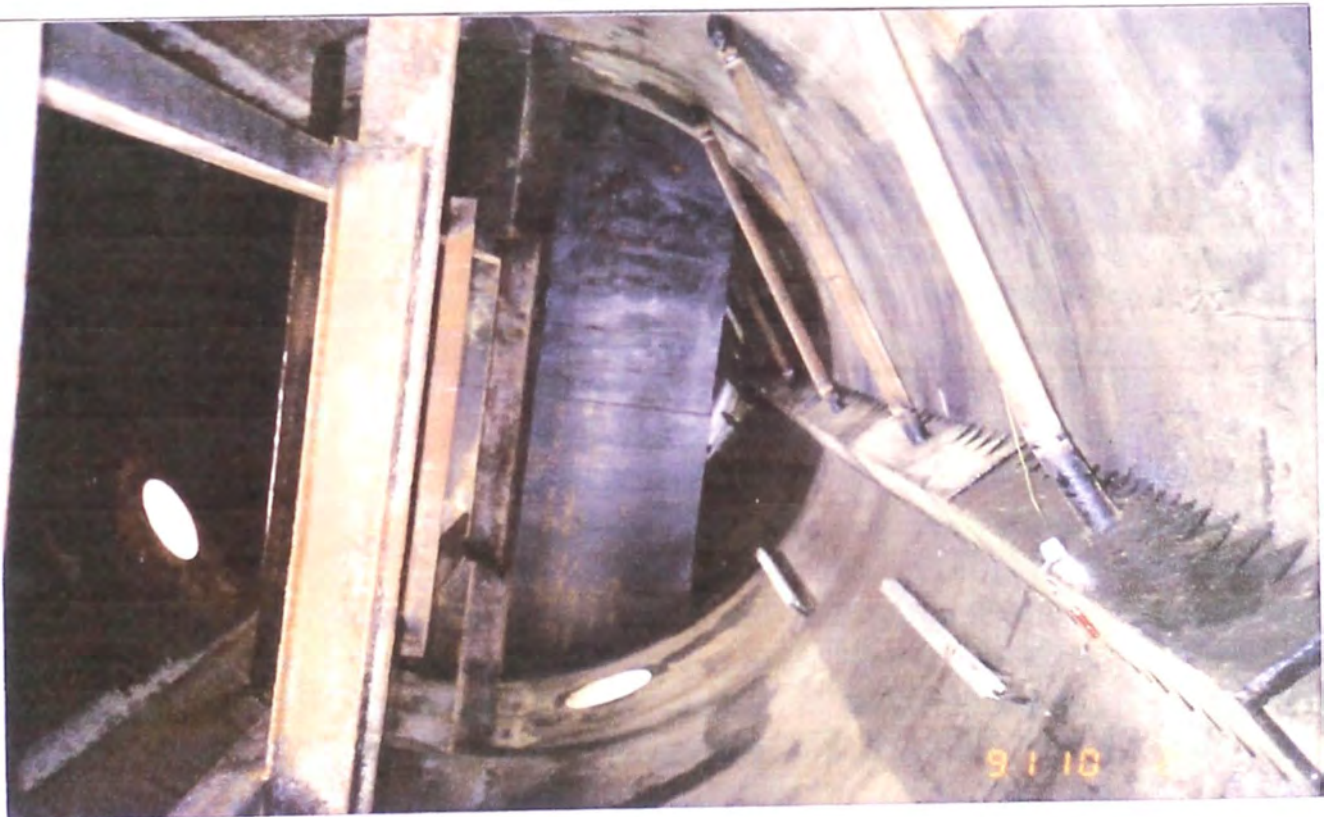


FOTO 9.2 MANTENIMIENTO DE UN TRATADOR El recipiente debe estar completamente limpio y seco, totalmente aislado y ventilado con un extractor de aire de 27” de diámetro y mangas de 80’ de longitud, buena visibilidad en el interior con reflector anti-explósión (implusion proof) y con la comodidad instalada y segura para que los arenadores y pintores trabajen con seguridad; En la foto(rota 90°) se observa los ánodos de sacrificio instalados, los desarenadores conectados a tubos de 2”,el siguiente paso será pintar internamente.

CAPITULO 10

INGENIERIA DE RIESGO, SALUD, SEGURIDAD INDUSTRIAL Y MEDIO AMBIENTE EN LA INDUSTRIA PETROLERA.

I. INTRODUCCION

“La vida y la salud son preciosas y deben ser protegidas”.

Los recursos naturales del mundo son limitados y deben ser conservados y protegidos, la protección del medio ambiente y de la salud humana es la prioridad más alta en toda empresa petrolera y es benéfica para la comunidad logrando un desarrollo sostenible para las nuevas generaciones e indirectamente beneficios económicos para la empresa.

Los accidentes industriales originado por actos inseguros o condiciones inseguras pueden traer como consecuencias lesiones, leves, graves y hasta la muerte al trabajador y daños incalculables a la propiedad. Lamentablemente en el Perú, aún no existen estadísticas integrales que nos muestren la realidad actual en la industria del petróleo, sólo existen estadísticas internas que lleva cada empresa.

Los accidentes industriales ocurridos en el ámbito mundial en los últimos 30 años (más de 170) relacionados con la industria petrolera y química, en refinerías, plantas petroquímicas, plantas de procesamiento de gas, facilidades de producción de gas y petróleo, líneas de transmisión de gas y petróleo, oleoductos, terminales, plataformas, etc. (ver ref. 1); han hecho que se preste mayor atención y se replantee los procedimientos y políticas de la seguridad industrial, el medio ambiente y la salud.

II. MEDIO AMBIENTE

La Declaración de Estocolmo (1972) sobre Medio Humano con 27 principios y 130 recomendaciones. Así mismo, las sesiones de las Naciones Unidas sobre la Protección y Conservación del Medio Ambiente, Desarrollo y Medio Ambiente de Río de Janeiro (1992) donde se generó La Agenda o Programa 21, aprobada por 179 países, el cual contiene más de 2,500 recomendaciones prácticas sobre los problemas urgentes que aquejan a la humanidad y otras sendas reuniones sobre el Desarrollo Sostenible.

Los derrames de crudo de los buques-tanques que causaron desastre ecológico, como el petrolero Exxon Valdez en Alaska, el Ergo Merchant que vertió 32 millones de litros en Massachusetts en 1976, el Amoco Cádiz que derramó 280 millones de litros en el Canal de la Mancha en 1978 (ref.11).

La explosión en la plataforma “Piper Alpha” el 6 de julio de 1988 en el Mar del Norte, donde murieron 167 personas, la explosión de un gasoducto en Venezuela y otros han inducido a los países a dictar leyes y normas que replantean mejor el concepto de seguridad industrial, medio ambiente y salud ocupacional.

En el Perú, también hubo muchos accidentes en la industria petrolera como los derrames de crudo en el oleoducto Nor-Peruano, en oleoductos principales y secundarios de los campos petroleros de costa y selva inclusive, explosiones de tanques y recipientes a presión como tratadores, desaladores y separadores de prueba. Los que llevan como consecuencia contaminación en los ríos y afectado la flora y fauna del ecosistema.

Occidental Peruana Inc. como empresa contratista contaba con una política de Seguridad Industrial y Asuntos Ambientales (procedimiento No. 17) y desde el año 1994 elaboró Programas de Adecuación al Medio Ambiente (PAMA), los cuales fueron presentados y aprobados por la DGH-MEM, en el que indicaban los proyectos de inversión y conservación del entorno de las actividades que realizaban en el Lote 1-AB hasta el 31 de mayo del año 2001 en que se produce una “Cesión de Posición Contractual en el Contrato de Servicios”.

El Plan de Adecuación Ambiental (PAMA) es un conjunto de acciones a seguir para garantizar la preservación del medio ambiente durante la ejecución de un proyecto, así como el programa de monitoreo de los efluentes y emisiones, tanto líquidos como sólidos y gaseosos y el programa de disposición de desechos.

El Estudio de Impacto Ambiental (EIA) es un estudio multidisciplinario cuyo objetivo principal es la evaluación de los efectos que causaría en el medio ambiente, y por ende al ser humano, y la realización de un proyecto, teniendo como principio básico el desarrollo sostenible, Es un documento obligatorio que se presenta al inicio de cualquier actividad o proyecto de obra.

Cuando se perforó el primer exploratorio Tucunare 1-X en el Lote 54 de la Amazonía se presentó el EIA, el cual fue aprobado por la DGH-MEM antes del inicio de operaciones (1997). Cuando se decidió dejar las operaciones porque el pozo salió seco (no comercial) se preparó un Plan de Cierre o abandono de las actividades para la DGH-MEM.

El Plan de Abandono debe contener las recomendaciones para proceder a abandonar la locación al término del proyecto, el programa de recuperación de materiales, las acciones a seguir y el tiempo estimado que requeriran los trabajos de abandono y restauración de las áreas empleadas durante la vida del proyecto.

LEGISLACION AMBIENTAL

La Constitución Política de 1993, en su capítulo “ Del Ambiente y los Recursos Naturales” (art. 66), dice que los recursos naturales renovables y no renovables, son patrimonio de la nación y el estado es soberano en su aprovechamiento. El estado, bajo condiciones que fija la ley, otorga estos recursos a particulares en Concesión. El estado promueve el uso sostenible de los recursos naturales, en armonía con el medio ambiente.

En el Perú la legislación petrolera se basa en la ley Orgánica de Hidrocarburos No 26221 del año 1993 y sus reglamentos, que regulan la seguridad en todas las actividades de los hidrocarburos y son:

Exploración y explotación: DS- 055-93-EM

Almacenamiento: DS-052-93-EM.

Transporte : DS-026-94-EM.

Gas Licuado de Petróleo (GLP): DS-027-94-EM / DS-001-94-EM.

Comercialización : DS-030-98-EM.

Grifo centros: DS- 019-94-EM.

Refinación y procesamiento: DS-051-93-EM.

Ductos: DS-059-97-EM.

Medio Ambiente: DS-046-93-EM / DS-09-95-EM.

Código Ambiental: DL-613

Ley 27133 de Promoción del Desarrollo de la Industria del Gas natural y su Reglamento D.S. N° 044-99-EM.

Reglamento de Transporte de Hidrocarburos por Ductos D.S N° 041-99-EM.

Ley No 26734 del año 1997 del Organismo Supervisor de Inversión en Energía (OSINERG) y su reglamento DS-005-97-EM. Fiscaliza las actividades en el sector de hidrocarburos. Este organismo del estado es el encargado de velar por el cumplimiento de las normas de seguridad y medio ambiente en la industria petrolera.

Reglamento de Fiscalización de las Actividades Energéticas por Terceros DS-029-97-EM.

Escala de Multas y Sanciones del OSINERG: R.M 087-2001-EM/VME.

La aplicación de nuevos conceptos y el progresivo avance tecnológico en los dispositivos de control de protección ambiental y equipos de seguridad personal, están mejorando la seguridad industrial para mantener el medio ambiente y reducir los riesgos de accidentes y lesiones al personal que labora en plantas, equipos e instalaciones petrolíferas en todas sus fases.

Todos los que trabajamos en la industria petrolera estamos conscientes y somos responsables de la seguridad, la salud, el medio ambiente y constantemente estamos recibiendo cursos e impartiendo charlas de seguridad industrial a todo el personal que trabaja en nuestras operaciones, tanto contratistas, como personal estable de la empresa.

Son las personas que finalmente pueden asegurar la seguridad de cualquier operación con su actitud y compromiso para actuar en forma responsable y segura.

III. CONTAMINACION POR HIDROCARBUROS

Durante todo el proceso de extracción de hidrocarburos el productor debe evaluar los riesgos técnicos y la percepción de riesgo (entrever los peligros lo mejor que se pueda) elaborando procedimientos para garantizar que el ambiente no será modificado ni dañado (ref.13).

El proceso de extracción desde la perforación hasta la entrega final en la planta de fiscalización y las medidas de tratamiento se muestra en la figura 10.1 para las operaciones del lote 1-AB de la selva.

En la etapa de explotación de hidrocarburos del subsuelo, su separación y tratamiento en superficie en tres componentes básicos, gas, petróleo y agua de formación con alto contenido de sal en solución; hacen que cada componente sea un contaminante del aire, el agua y el suelo; bajo condiciones y circunstancias predeterminadas por las normas y leyes vigentes.

Hay un cuarto elemento contaminante en la extracción de hidrocarburos, los sólidos y sedimentos con cierto grado de radioactividad llamado material radioactivo de ocurrencia natural (NORM) que son acarreados por los fluidos desde el fondo del pozo hasta la superficie (ref. 7).

Estos sedimentos se depositan en el manifold, separadores y líneas de

flujo, tratadores y tanques; su manipulación y tratamiento se hacen bajo normas y recomendaciones actuales de la industria petrolera

Un vertido o derrame de crudo o agua de formación, dependiendo del volumen y lugar, ya sea un desierto, o un río que abastece de agua fresca a una gran población ribereña, es un contaminante de menor o mayor incidencia al impacto ambiental por la magnitud que implican los daños a la salud y al medio ambiente en general.

Un derrame puede definirse como una pérdida no recuperable al cien por cien de crudo en un sistema cerrado de transporte y almacenamiento de hidrocarburos, según los expertos solo se recupera entre 10 a 20 por ciento por las condiciones adversas de la naturaleza y el poco avance en la tecnología de recuperación (ref.11). La ley de hidrocarburos obliga al contratista reportar una pérdida mayor de 10 m³ (62.89 barriles) según el DS-055-93-EM.

En el lote 1-AB de la selva, las aguas de formación que se extraen de los reservorios con impulsión de agua (water drive) salen con alta temperatura (230°F) y con alto contenido de cloruros en solución, los cuales degradan la flora y fauna de los ríos, cambian la composición de los suelos y afectan el medio ambiente.

Por lo que recomiendan reinyectarse a la formación y cuando se vierten a los ríos se hace un tratamiento previo para reducir la concentración de crudo en agua (oil in water, OIW) y está debe estar por debajo de los niveles permitidos por las normas internacionales y la temperatura de salida al río se reduce a 140°F.

En el proyecto de recuperación secundaria en Talara, el agua de mar inyectado a la formación petrolífera (previo tratamiento de calidad en la planta) se comunicaba a través de las arenas de alta permeabilidad entre pozos productores e inyectores. Al extraerse junto con el crudo también generaban aguas mixtas con H₂S, muy corrosivas y peligrosas para la salud, contaminantes para el medio ambiente; estas eran tratadas y almacenadas en grandes diques de contención cerca de las baterías de producción.

El gas natural que no es utilizado en las operaciones es venteado al aire cuando la gravedad específica es baja ($G=0.60$ caso Talara) y se diluye más rápidamente, pero un gas con alta gravedad específica ($G=1.02$ caso selva) es generalmente quemado para evitar riesgos de incendios en las plantas. pero esto genera CO₂, CO que contamina el aire, provocando el efecto invernadero en el ámbito local; por lo que, siempre debe aprovecharse como combustible por ser más limpio y económico, reinyectarse al reservorio o utilizarse como gas lift o comercializarse previo tratamiento.

IV. MEDIDAS DE TRATAMIENTO Y CONTROL PARA EVITAR LA CONTAMINACION AMBIENTAL POR HIDROCARBUROS

Son los diversos procedimientos físicos, químicos, mecánicos aplicados en la industria petrolera en la etapa de exploración y explotación para extraer el petróleo sin contaminar el ambiente evitando derrames de crudo en superficie que contaminen el aire, el agua y el suelo donde existe vida; es decir sin perturbar el sistema ecológico (ecosistema) del área en explotación.

Entre las medidas de tratamiento y control más comunes aplicados en la industria petrolera de acuerdo a la figura 10.1 aplicado en el Lote 1-AB puedo mencionar los siguientes:

1. POZO EN PERFORACION

1.1 DEFORESTACION

El desmonte de los bosques en la Amazonía para actividades petrolíferas puede causar una perturbación climática local muy significativa reduciendo la lluvia y haciendo más caliente la región.

Las labores de corte de arboles, trochas y accesos se realiza de acuerdo a la normatividad vigente del D.S. N° 046-93-EM (Art. 26 al 28) y a lo dispuesto en el EIA/PMA.

La mitad de la lluvia en la cuenca del Amazonas procede del agua que se evapora de los bosques y cuando se cortan los árboles la evaporación disminuye, esto no sólo reduce la lluvia, sino que la evaporación absorbe calor de la tierra, enfriándola, también hace que la superficie se caliente (ref. 11).

Cuando se perfora un pozo de desarrollo en lote 1-AB de la selva se deforesta un área entre 4 a 8 Hectáreas según el perfil topográfico del terreno, generalmente se busca lugares en donde el Impacto Ambiental sea mínimo normalmente se ubican en las colinas para hacer la plataforma del pozo y todas las facilidades para el equipo de perforación como: carretera de acceso, una poza de agua, una poza de lodos con capacidad suficiente para almacenar todo el fluido de la perforación, dos pozas de seguridad, una poza de detritus, un área para campamento staff, rig-camp, área para generador y tanque de diesel y otros.

1.2 REFORESTACION

Terminado los trabajos de perforación y dejado el pozo en producción se aplica un Plan de Manejo Ambiental (PMA), identificando las áreas potenciales para reforestar y evitar la erosión del suelo por efecto de las lluvias. Se reforesta para regenerar la vegetación, permitir el reciclaje de sus partes muertas, lo que cae de la selva al suelo es por término medio 7 toneladas por hectárea y por año, el área debe cubrirse con plántones nativos del lugar, de fácil crecimiento y mucho follaje para dar la humedad y purma necesaria para que germine las semillas, en zonas de mucha pendiente se hace un sistema de andenes y taludes aplicando un material de reforzamiento llamado “Tensar” para control de erosión y disminuir la velocidad de las aguas.

La reforestación es una tarea vital, lenta pero segura en la industria petrolera. En el lote 1-AB se contaba con vivero para producir plántones y reforestar más de 50 Ha como objetivo por año.

1.3 LA POZA DE DETRITUS Y DE LODOS

La poza de detritus y de lodos se construye con material arcilloso del lugar y se reviste toda la superficie con una resina de cloruro de polivinilo (P.V.C) llamado geomembrana HDPE de 1 mm de espesor para evitar filtración de lodos con químicos.

Cuando se termina de perforar un pozo y se deja en producción se hace un programa de abandono de todas las pozas arriba mencionadas, mezclando el lodo contaminado con cemento al 15% en peso y rellenando la poza con material propio del lugar, finalmente se aplica un programa de reforestación

con plantas nativas de la zona para recuperar áreas deforestadas, de igual forma que cuando se abandona un pozo.

2. POZO EN PRODUCCION

2.1 LÍNEAS DE FLUJO Y TRONCALES

Las líneas de flujo (2", 4" y 6") que se tienden entre el pozo y el múltiple de campo, las troncales (de 8" a 12") entre el múltiple y la planta siguiendo la menor distancia se deforesta un derecho de vía de 30 metros de ancho, las líneas se dejan sobre soportes tipo "H" y soportes tubulares de 10" (polines) según las condiciones del terreno con la finalidad de proteger de la corrosión externa y hacer la inspección periódica y mantenimiento por desgaste de corrosión interna. También hay un programa de limpieza mensual llamado "chaleo" de maleza y hierbas para todas las líneas de flujo, troncales principales y oleoductos entre plantas.

2.2 PLATAFORMA DE UN POZO PRODUCTOR

Cuenta con un tanque sumidero de concreto de 80 barriles de capacidad conectado a la cantina del pozo para recuperar las goteras y fugas cuando se cambian instrumentos de control en la cabeza del pozo. También hay un tanque de diesel de 100 barriles sobre soportes que tiene un dique de contención al contorno de doble capacidad, un grupo electrógeno sobre una losa de hormigón armado con drenajes que va a otro tanque sumidero.

2.3 MANEJO DE MATERIAL RADIOACTIVO DE OCURRENCIA NATURAL.

Llamado en campo “NORM” constituido por los sólidos y sedimentos con cierto grado de radioactividad, estos son acarreados por los fluidos desde el fondo del pozo hasta la superficie. Estos sedimentos se depositan en las líneas de flujo, manifold, separadores, tratadores, tanques de almacenamiento, pozas de tratamiento; su manipulación y tratamiento se hacen bajo normas y recomendaciones actuales de la industria petrolera, ver el boletín E2 de API de abril 92, sobre “Management of Naturally Occurring Radioactive Materials in oil and gas production”; donde han considerado el estándar de emisión de rayos gamma del estado de Louisiana un máximo de 50 uRem/Hr. Para hacer un monitoreo en campo se usa un detector de emisiones gamma marca Ludlum modelo 3-97, previamente calibrado en el IPEN (Instituto Peruano de Energía Nuclear). El material contaminado se clasifica en tres tipos:

Tipo 1: 51-100 Rem/Hr. Baja Contaminación

Tipo 2: 101-1000 Rem/Hr. Mediana Contaminación

Tipo 3 > 1000 Rem/Hr. Alta Contaminación

Las precauciones y recomendaciones para su remoción, transporte, dilución y disposición final estan a cargo del personal del Dpto. de Asuntos Ambientales y las consideraciones que hay que tomar para su manejo y el equipo de protección personal (ref. 7).

En el lote 1-AB se ha realizado este programa en las plantas de Capahuri Sur, Huayuri, Teniente Lopez, Forestal, Shiviya y otros.

3. PLANTA DE TRATAMIENTO

La seguridad en la operación de una planta o batería de producción, depende básicamente de los rangos de diseño (factor de seguridad) para los parámetros de trabajo como: presión, temperatura y caudal máximo y otros; pues excederse de los límites de seguridad es un acto y una condición insegura.

Toda planta debe mantenerse en buen estado, limpia y ordenada, eliminar las condiciones inseguras, hacer inspecciones periódicas en conjunto con los supervisores involucrados, planificar los trabajos, control y supervisión de los trabajos de reparación, modificación y mantenimiento, coordinar previamente con los departamentos involucrados, ningún trabajo en caliente o frío debe hacerse sin la aprobación del jefe del departamento y el superintendente de Operaciones.

En una planta de tratamiento de crudo, todas las unidades del proceso deben tener un estudio de riesgo operacional para evitar la ocurrencia de un accidente industrial de consecuencias no deseables, leves, graves, muy graves, catastrófico o explosivo que pueden causar serios daños al personal y a las instalaciones.

3.1 APLICACION DE HAZOP (hazard and operability study)

Traducido como “estudio de los riesgos operacionales” es un método de evaluación y análisis para identificar las desviaciones técnicas y problemas operacionales; determinar las causas y efectos. Hacer recomendaciones técnicas para eliminar riesgos potenciales de explosión, daño y pérdida de equipos e instalaciones, evitar lesiones y pérdidas de vida humana, daños a la propiedad

y al medio ambiente. Su estudio se hace en base a “**nodos**” (unidad del proceso para ser analizado detalladamente), planos y diagramas de tuberías e instrumentos (Piping and instrumentation diagram P&ID) del proceso. Se consideran todos los parámetros de trabajo; en la discusión y análisis intervienen personas calificadas con experiencia en operación y diseño de procesos (ref. 4). En el lote 1AB-Selva se aplicó “Hazop” a nueve plantas durante los últimos siete años y se continuó con este programa a las demás plantas.

3.2 APLICACION DE MOCR.- (Management of change record)

Traducido al español como “Registro de la Administración de Cambio” es un procedimiento de trabajo que se aplica a toda modificación, rediseño, instalación de un nuevo equipo en planta, mantenimiento de recipientes a presión y tanques. Este procedimiento consiste en determinar el “nivel de riesgo del cambio” basándose en grados de explosividad, inflamabilidad, toxicidad, reactividad, corrosividad, cambio de material, y el significado del cambio propuesto, como secuencia del proceso, límites de operación, balance de masa o energía, inestabilidad: térmica, eléctrica, mecánica, física, química; entrenamiento del personal, exposición del personal a material peligroso.

Según el nivel de riesgo resultante, del 1 al 4, se debe hacer un “Checklist” hasta un “Hazop” que justifique la seguridad del proceso, en esta revisión intervienen los departamentos de seguridad, producción, mantenimiento, ingeniería y con aprobación del Gerente Distrital. En las operaciones del lote 1AB-Selva esta medida de seguridad era una norma básica de trabajo y se aplicaba a todas las plantas.

3.3 TANQUES DE LAVADO/DECANTADO

Diseñado para trabajar cumpliendo dos funciones, separar el agua del petróleo y suministrar un adecuado tiempo de retención al agua; de modo que reduzca los niveles de contenido de crudo en agua (promedio de 20-38 ppm) antes de ser descargada a las “pozas de tratamiento” con la mínima cantidad de aceite y después al medio ambiente (río). La capacidad de estos tanques son 10,000 barriles y trabaja conectado con una “bota de gas” con la finalidad que siempre ingrese gas al tanque, a través de una línea igualadora y por lo tanto, minimizar el riesgo de explosión. Estos tanques también tienen un dique de contención con sus facilidades de drenaje.

3.4 POZAS DE TRATAMIENTO

Son grandes diques contruidos de arcilla compactada que sirven para recibir el agua producida de todo el sistema de tratamiento de una planta o batería de producción; por lo general, hay dos, la primera es la poza superior (“upper pit”) que cuenta con un eliminador de vapor, canal de descarga, vertedero, desnatador y tanque; la segunda es la poza de seguridad (“safety base”) aguas abajo que también cuenta con desnatador y tanque para recuperar el petróleo acumulado en la capa superficial que es transferida a la planta mediante bomba o camión cisterna, en ambas pozas hay un tiempo adicional de retención antes de descargar al sistema de quebradas y permitir también la captación de posibles derrames provenientes del área de la planta y la capacidad de la poza de seguridad es el doble de la capacidad de la poza superior, los volúmenes varían entre 30M y 150M barriles, según la producción de agua de las plantas en el lote 1-AB.

3.5 QUEMADO DE GASES

El gas producido en las baterías se utiliza en los pozos de gas lift, plantas de fuerza, generadores a gas, tratadores térmicos con quemador a gas, incineradores para materia orgánica (basura de campamentos), en bombas neumáticas, empaque de gas en tanques (gasket) y otros usos.

El gas residual de las baterías se quema para evitar riesgos de seguridad industrial. En los quemadores (flares) que hay en las nueve plantas de producción del lote 1-AB, se quema un promedio entre 300 a 2200 MSCFD para evitar que el gas (gravedad específica mayor que 1.000) forme una mezcla explosiva con el aire en el área próxima a la planta. El quemador es con encendido automático dadas las condiciones de clima tropical, alta humedad y precipitaciones pluvial constante, estos se ubican a una distancia muy prudencial entre 70 a 100 metros y en una área estéril.

4. SISTEMA DE BOMBEO Y TRANSPORTE

4.1 APLICACION DEL SISTEMA SCADA

La red de bombeo y transporte por tuberías del crudo limpio de las plantas de tratamiento a la planta de fiscalización está controlado por un sistema de detección de fugas llamado “SCADA” que consiste básicamente en **medición de caudales** en intervalos de tiempo pequeño (15 minutos) con presión y temperatura; determinar las diferencias de flujo estandarizados en esos intervalos de tiempo, donde cualquier desviación en la diferencias de flujo en esos intervalos de tiempo, permite reconocer y validar la existencia de una fuga o “leak”; la cual a su vez, acciona una alarma al operador de la estación

central para que tome una acción inmediata. Este “Sistema de Control, Supervisión y Adquisición de Datos” (scada) usa una tecnología moderna de controladores lógicos programables (PLC), unidades terminales remotas (RUT’S), sensores de presión y temperatura, una red de repetidoras, un Computador central con un software diseñado para medir, comparar, alertar y estandarizar los flujos en intervalos de tiempo ya definidos (ref. 8).

El objetivo de este proyecto es evitar daños ecológicos al medio ambiente por fugas de petróleo en las tuberías de transporte y además asegurarle al operador de producción una mejor eficiencia en el control y supervisión del petróleo bombeado y recibido en la planta principal de recolección, tratamiento y fiscalización de Andoas.

En caso de fallar este sistema, siempre se sigue el método tradicional de control y verificación: crudo bombeado igual crudo recibido. Si la caída de presión es anormal, hacer una inspección inmediata del oleoducto en cuestión.

4.2 PLAN DE CONTINGENCIA EN CASO DE DERRAMES

Es la aplicación de todo un conjunto de procedimientos rápidos, logísticos, de acciones coordinadas con personal entrenado y equipo disponible, para mitigar un derrame de crudo en cualquier condición o situación de serio riesgo de contaminación ambiental, donde la respuesta es inmediata, entran en acción todos los comités de crisis tanto de campo como de Lima, Iquitos y Bakersfiel (ref. 5).

El reporte del derrame debe ser muy objetivo y comunicado a PerúPetro, DGH, Osinerg, Capitanía de Puerto dentro las 24 horas de ocurrido el hecho.

La empresa Occidental contaba con un Plan de Contingencia que era revisado y actualizado conforme establece el Art. 23° del D.S 046-93-EM y es conocido por todo el personal de la empresa y ha sido aplicado en varias oportunidades.

4.3 APLICACION DE PAMA

Programa de Adecuación y Manejo Ambiental (D.S. N° 046-93-EM) se aplicó durante el tiempo que Occidental operó el Lote 1-AB, con un conjunto de proyectos y programas ambientales como:

- Programa de Monitoreo de calidad de agua.
- Proyecto de construcción de acueductos y canales.
- Proyecto de mejora de las Pozas de Agua de Producción en 9 Baterías.
- Proyecto de conversión de combustible, usar gas natural en reemplazo de crudo o diesel.
- Programa para el control de la erosión.
- Programa de reproducción de plantas, se cuenta con un vivero en Andoas.
- Programa de Manejo de Residuos.
- Programa de entrenamiento para respuesta ante derrames de hidrocarburos.
- Programa de prevención y control de la corrosión.
- Programa de remediación de suelos.
- Programa de limpieza de derrames de hidrocarburos en Capahuari Sur, Jibarito, San Jacinto, Marsella y Forestal.
- Proyecto de reemplazo de tuberías en el cruce del río Tigre, Jibarito tubería de transferencia de crudo de 7.8 kilómetros de longitud.
- Proyecto de instalación de tanques.

V. SEGURIDAD INDUSTRIAL

La seguridad industrial es una práctica constante de observación dinámica y preventiva de acciones y condiciones en todo el proceso y cualquier anomalía observada debe ser reportado de inmediato, ser inspeccionado y reparado por el especialista del departamento involucrado.

La comunicación y la coordinación entre el personal es muy importante y debe ser directa, clara y fluida; la rutina, el exceso de confianza y la incomunicación son las causas más comunes de los accidentes, lesiones y daños industriales en general.

La Ingeniería de riesgo es un conjunto de normas, estándares, prácticas de la industria petrolera, códigos reconocidos de ingeniería y guías para el diseño nuevas facilidades, evaluación técnica de facilidades, procesos y operaciones; identificando los riesgos y potenciales peligros, estableciendo cualitativamente y cuantitativamente niveles de riesgo; proporcionando las recomendaciones de modificación en las facilidades existentes de un proceso; todos con la finalidad de reducir los riesgos y peligros operacionales (ref.2). Estas guías no reemplaza las regulaciones, códigos o leyes gubernamentales.

Los nuevos conceptos actualizados y modernos de Ingeniería de Riesgos, manejo de la seguridad del proceso (Process Safety Management PSM) aplicados en la industria petrolera son cada vez más importantes para fomentar en sus ciudadanos la conciencia de preservar y conservar la vida en la tierra.

Durante mi labor profesional en los últimos 21 años, la seguridad industrial se ha replanteado bajo conceptos de ingeniería de riesgo, protección ambiental, estudio de los riesgos operacionales (HAZOP), sistema de control, supervisión y adquisición de datos (SCADA), planes de emergencia contra incendio, plan de contingencias para derrames de petróleo y emergencias, manejo de residuos, seguridad en el trabajo por la observación preventiva (STOP) y otros; todos con la única finalidad de eliminar o minimizar actos inseguros y/o condiciones inseguras para evitar accidentes al personal, daños irreversibles al medio ambiente, la propiedad privada e instalaciones industriales.

5.1 PLAN DE EMERGENCIA CONTRA INCENDIO

Los planes de emergencia contra incendio tienen por finalidad emplear adecuadamente al personal, equipos, instrumentos y agentes extintores en caso de un incendio o explosión en cualquiera de las instalaciones de producción, patio de tanques, equipos de perforación, “workover”, “well service”, plantas de gas, talleres, almacenes, viviendas etc.

Las acciones iniciales y prioritarias de una emergencia estarán siempre destinadas a salvaguardar la integridad física de los trabajadores.

Los objetivos de un plan de emergencia son:

a. Identificar los riesgos mayores de incendio o explosión y su localización dentro de la planta y contar con los recursos disponibles para controlar, combatir y extinguir un incendio o emergencia.

b. Disponer permanentemente de una organización de respuesta inmediata con personal entrenado y responsable para el control efectivo de la emergencia o siniestro.

c. Establecer procedimientos estándares de operación para los incendios y explosiones de gran magnitud.

d. Entrenar periódicamente a todo el personal con programas de seguridad y simulacros de emergencia en plantas, con las instrucciones precisas a seguir, asignando responsabilidades y formando cuadrillas de emergencia.

Toda planta de producción en las operaciones debe contar con tanques de agua contraincendio entre 2,000 a 5,000 barriles, bomba contraincendio a diesel con caudales entre 500 a 3500 gpm con una presión de descarga de 180 psi, sistema de inyección bajo superficie SSI (Sub Surface Injection) para inyectar espuma dentro de los tanques, una red contraincendio de diámetros que varían entre 4" a 8" presurizadas a 150 psi, hidrantes, monitores-hidrantes, extintores portátiles de 30 libras y extintores rodantes de 150 lbs. y demás implementos de seguridad y protección al trabajador.

Así mismo, toda planta debe tener un sistema de detección y alarma en caso de una emergencia y la operación puede ser detenida mediante el sistema de parada automática (Emergency Shut Down ESD) este sistema se accionará al romper la placa de vidrio que encapsula al botón pulsador.

También existen en las plantas “sirenas” con potencia de 120 decibeles y un alcance de 100 metros, operadas manualmente y utilizan nitrógeno para su funcionamiento, en caso de una emergencia debe accionarse en forma

continua; y todo el personal debe reunirse inmediatamente en un lugar predeterminado.

5.2 DIQUES DE CONTENCIÓN

Todos los tanques de almacenamiento de líquidos inflamables como petróleo, nafta, diesel, kerosene, etc., cuentan con un dique de contención debidamente impermeabilizado capaz de contener el 110% del tanque del mayor volumen con su respectiva válvula de drenaje instalada a 50 pies y direccionada a la poza de seguridad, los cercos se construyen generalmente de arcilla compactada o concreto según la condición y lugar donde se encuentren, como próximo a una población, un río etc. Todos los tanques deben tener su válvula de venteo (breather valve) y su detenedor de flama (flame arrestor) calibrados a 2 onzas de presión según el tamaño del tanque, su control por alto nivel para detener el ingreso de fluido al tanque y control por bajo nivel para parar la succión de la bomba y su regla de nivel.

La señalización del tanque, indicando su capacidad, número del tanque, tipo de fluido y grado de inflamabilidad. Todos los tanques deben tener un sistema de inyección bajo superficie mínimo de 6" de entrada y una línea a tierra para liberar las cargas estáticas para evitar incendios. Todas las plantas de producción en lote 1-AB cuentan con un plan de prevención y control de derrames.

5.3 SISTEMA DE MANEJO DE RESIDUOS

Es un plan de identificación, clasificación de los residuos industriales, su segregación, almacenamiento temporal, recolección y transporte.

tratamiento, reciclaje y disposición final en rellenos sanitarios o pozas de cenizas.

La instalación de incineradores de materia orgánica en Capahuari Sur y Shiviyaçu con una capacidad de 400 y 750 libras por hora respectivamente y usa gas como combustible, la ceniza de estos incineradores se almacena en unas pozas debidamente aisladas del suelo mediante geomembranas y techados para que no ingrese la lluvia.

5.4 INSPECCIONES DE SEGURIDAD INDUSTRIAL

Entre las funciones y responsabilidades del Ingeniero de Facilidades está las inspecciones periódicas de “seguridad, medio ambiente y salud” que se realiza en conjunción con otros supervisores de producción, mantenimiento, seguridad industrial, logística. El objetivo principal es observar, identificar, determinar los actos inseguros y condiciones inseguras y recomendar técnicamente la remediación de los problemas encontrados en las facilidades de producción de la planta, equipos de perforación, workover y servicio de pozos, campamento y otros. Toda condición insegura debe clasificarse según el nivel de riesgo (A,B,C,, etc de mayor a menor riesgo) así:

CLASE A: (mayor) Una condición o práctica capaz de ocasionar incapacidad permanente, pérdida de la vida o parte del cuerpo y/o pérdida extensa de instalaciones, equipo o material.

CLASE B: (serio) Una condición o práctica capaz de ocasionar lesión o enfermedad seria que resulta en incapacidad temporal, o daño destructivo, pero extenso, a la propiedad.

CLASE C: (menor) Una condición o práctica capaz de ocasionar lesión o enfermedad menor no incapacitante, o daño no destructivo a la propiedad.

5.5 PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO

Son guías de cómo hacer un trabajo en forma segura, utilizando el equipo y las herramientas correctas siguiendo el procedimiento preestablecido por la empresa según normas de seguridad aplicado en la industria petrolera.

Cada departamento de la empresa elabora el procedimiento de trabajo de sus tareas comunes o extraordinarias y si el trabajo involucra otros departamentos se coordinará previamente el procedimiento antes de ser aprobado por el departamento de seguridad industrial y la gerencia.

VI. SALUD OCUPACIONAL

La aplicación de los factores humanos en el diseño, modificación y operación de las facilidades de producción mejorara la seguridad de los trabajos.

Todo trabajo por simple y mínimo que parezca, involucra un riesgo para la salud de quién lo realiza, sea éste de orden físico o mental.

Para los trabajadores en pozos y plantas de procesamiento de petróleo hay riesgos de salud porque están en contacto con agentes químicos, vapores, nieblas y gases. La vía de ingreso de los vapores es a través de la piel y las vías respiratorias.

Los efectos se pueden manifestar en una excitación del sistema nervioso central (SNC), cefalea (dolor de cabeza), mareos, debilidad, fatiga, parestesias (calambres), incoordinación; el naftaleno y derivados producen depresión del SNC, con sueño e hipnosis. La toxicidad sobre el sistema hemopoyético que es el encargado de producir los glóbulos rojos.

Las naftas de petróleo (2000 mgr / m³ aire) producen dermatosis ocupacional, tipo eczemas (ampollas).

Prevención: Cumplir con la ley general de salud N° 26842 (cap. VII sobre la protección del ambiente para la salud) y lo especificado en el reglamento de seguridad industrial del petróleo aprobado por R.M No 0664-EM-DGH del 13-10-1978, las empresas petroleras deben hacer exámenes médicos periódicos y de control al personal.

Otros agentes nocivos para la salud del trabajador petrolero son los rayos infrarrojos producidos por soldadura de arco eléctrico y de oxy-corte.

Ondas o golpes de calor irradiados por equipos que producen calor, los cambios de temperatura producen insolación (ref.14).

El ruido o sonido causado por los equipos estacionarios en una planta es una forma de transmisión de energía a través del aire por medio de ondas de compresión y descompresión y su nivel de intensidad o potencia acústica se mide por la ley de Weber-Fechner según la cual la intensidad de una sensación fisiológica es proporcional al logaritmo del estímulo en decibeles (dB).

El exceso de ruido causa trastornos de salud, como fatiga, pérdida de la alerta, estrés, angustia, insomnio que puede terminar en pérdida de la audición aérea. Un nivel aceptable de ruido en una planta debe estar por debajo de 56 dB y un nivel alto es mayor de 80 dB que puede producir deterioro temporal o permanente de la audición.

La exposición permisible al ruido durante 8 horas de trabajo es 90 dB nivel de sonido adoptado y medido en la escala A, para una respuesta lenta basado en la frecuencia (hertz) y la intensidad de presión que simula el oído humano. Los talleres deben estar protegidos con paneles acústicos para atenuar las ondas de presión generados por los motores de compresores, generadores, bombas etc.

La recomendación básica cuando se ingresa a una planta de tratamiento es usar casco de seguridad, protector de oídos y zapatos de seguridad.

En la empresa que laboré, gracias a un programa de entrenamiento continuo se tomaron todas las medidas de seguridad para cuidar la integridad física del trabajador y de las instalaciones industriales.

En cada uno de los nueve campamento del lote 1-AB, existen postas sanitarias con asistencia medica permanente durante las 24 horas del día para cualquier caso de emergencia en caso de accidente o picadura de ofidios venenosos.

FINAL

Debemos seguir buscando y produciendo hidrocarburos en la Amazonía, corriendo el riesgo de contaminar el área forestal; o debemos descartar el petróleo como posibilidad de desarrollo económico con este recurso?.

El conflicto entre desarrollo económico y protección del medio ambiente siempre existe, pero en la mayoría de los casos la ecología y la economía caminan de la mano, cuidar el medio ambiente es lo mejor desde un punto de vista estrictamente económico; cuidar la ecología es una de las mejores inversiones que podemos hacer y donde existe un conflicto en el corto plazo, encontraremos el camino medio (ref.12).

VII. RECOMENDACIONES.

1. Las empresas deben adoptar una actitud de mejora en el sistema operacional y control del medio ambiente comprometiéndose y estableciendo la política del ISO 14000 ó OSHA 18000.

2. Las compañías petroleras deben aplicar prácticas eficaces de seguridad industrial con la misma importancia y prioridad que cualquier otra tarea de sus operaciones, adoptando una actitud y compromiso con todo su personal para actuar en forma responsable, porque son las personas las que finalmente pueden asegurar la seguridad de cualquier operación.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. Large Property Damage Loses in the Hydrocarbon-Chemical Industries by D.G.Mahoney Editon 1992.
2. Estándares de Ingeniería de Riesgo (Risk Engineering Guides) de Occidental Oil and Gas Corporation (OOGC) Febrero, 1997.
3. Origen y Consecuencias de los Accidentes de Occidental Peruana Inc. Julio, 1997.
4. Manejo de la Seguridad del Proceso y Análisis de Riesgo(Hazop) de Occidental Petroleum Corporation of Perú, Octubre, 1993.
5. Respuesta a Derrames de Petróleo (curso de Occidental Peruana Inc. y Hemphill Engineers & Constructors Inc. Andoas, Octubre, 1997.)
6. Manejo de la Seguridad Industrial de Occidental Petroleum Corporation, Agosto, 1990
7. Programa de Monitoreo de material radioactivo de Ocurrencia natural NORM, Asuntos Ambientales de OXY, Setiembre, 1997.
8. Detección de Fugas de Petróleo en tuberías de transporte(SCADA) preparado por C. Bocanegra para Occidental Peruana Inc., Junio, 1996.
9. Plan de Emergencia Contra incendio de Occidental Peruana, Abril, 1998
10. Seguridad en el Trabajo por la Observación Preventiva (STOP) de Du Pont de Nemours & Co. Wilmington,USA, 1986.
11. Artículos Científicos de “The New York Times” McGraw-Hill, editado por Richard Flaste e impreso en España, 1992, Control del daño (página 248) y Un Amazonas Caliente (página 265).
12. Una Economía muy Peruana por Richard Webb, Ecología versus economía? página 262 Edición Congreso de la República, Marzo 1999.

13. Lo mismo y no lo mismo de Roald Hoffman, Fondo de cultura económica, 1997 (pág. 233, una respuesta a las preocupaciones acerca del medio ambiente)
14. Medicina del trabajo por Colegio Médico del Perú- Programa de Educación Medica Continua, Lima, Perú, 1984.
15. Primer curso de especialización de “Auditor Ambiental en la Industria del Gas y Petróleo” Nov.2001, Facultad de Ingeniería de Petróleo y Petroquímica, Universidad Nacional de Ingeniería.



FOTO 10.1 Un derrame de crudo o agua de formación, dependiendo del volumen y lugar, ya sea un desierto, una laguna, un río que abastece de agua fresca a una gran población ribereña, es un contaminante de menor o mayor incidencia al Impacto Ambiental por la magnitud que implican los daños a la salud y al medio ambiente en general. Un Programa de Adecuación al Medio Ambiente (PAMA) se aplicó en la laguna de Usphayacu-Capahuari Sur, donde se recuperó 2,700 m³ de borra en un área de 15 Ha. (Dic. 1999) La foto muestra el lago limpio y 7 meses después pude comprobar la presencia de un lagarto negro o caíman.



FOTO 10.2 Un derrame puede definirse como una pérdida no recuperable a cien por cien de crudo en un sistema cerrado de transporte y almacenamiento de hidrocarburos, según los expertos sólo se recupera entre 10% a 20% por las condiciones adversas de la naturaleza y el poco avance en la tecnología de recuperación; La ley de hidrocarburos obliga al contratista reportar una pérdida mayor de 10 m³ (62.89 barriles) según el DS-055-93-EM; En la foto se observa un derrame por corrosión en un oleoducto de 6" de la Batería Zapotal 999H en Talara.

ANEXO A

FORMULAS DE USO FRECUENTE

1.- Fórmula para calcular el peso de un tubo de acero:

$$T = 10,68 (D - t) t$$

Donde :
T = peso del tubo en libras/ple
D = diámetro externo (O.D) en pulg.
t = espesor del tubo en pulg.

Nota.- una pulgada cúbica de acero pesa 0,2833 libras.

2.-Fórmula para calcular el peso de una varilla de acero:

$$V = 2,67(D)^{**2}$$

Si hacemos crecer a $t=D/2$ en la fórmula (1) obtenemos:
Donde :
V = peso de la varilla en libras/ple
D = diámetro en pulg.

3.-Fórmula para hallar la capacidad de un tubo:

$$C' = 0,9713 (D - 2t)^{**2}$$

Donde :
C' = capacidad del tubo en (Bls./1000 pies)
D = diámetro externo (O.D) en pulg.
t = espesor del tubo en pulg.

4.-Fórmula Práctica usada en campo para calcular la capacidad de un tubo.

Si aproximamos el coeficiente a 1 y $t=0$ en la fórmula (3) obtenemos:

$$C = D^{**2}$$

Donde :
C = capacidad en Barriles / 1000 pies de longitud.
D = Diámetro nominal del tubo.

5.-Fórmula para calcular el Area Exterior de un tubo :

$$A = 0,2618 (D)$$

Area exterior del tubo en pies cuadrados/por pie lineal de tubo.

D = Diámetro exterior (O.D) del tubo.

6.-Fórmula para calcular el Peso de una Plancha de acero:

$$P = t (e) (L) (a)$$

Donde :
P = Peso de la plancha de acero en libras.
t = peso unitario de la plancha en libras/ple cuadrado.
Base : $t = 10,2 \text{ Lb./ ple}^2$ para plancha de 1/4 "
e = espesor de la plancha en pulg.
L = Longitud de la plancha en pies.
a = ancho de la plancha en pies.

7.-Fórmula para determinar la Máxima Presión de Trabajo en un tubo de acero:

$$WP = 2(0,875 t - 0,050)SE / \{ D - 2(0,875 t - 0,050)Y \} \quad **$$

Donde :
WP = Máxima Presión de Trabajo en psi.
t = espesor nominal de la pared en pulg.(afectado por el factor 0,875 menos 0,050 por corrosión)
S = Resistencia al Esfuerzo permisible en psi entre -20 a 400°F (S= 20,000 psi)
E = Factor de unión longitudinal (E=1 sin costura; E=0,85 para ERW)
Y = Factor de Temperatura (Y=0,4 para materiales ferrosos hasta 900°F)

** Referencia: Recomendación API RP 14E,3ra.Edición,Dic. 1981(pág.22 y 24)

8.-Fórmula para calcular el Area de la Sección Interior de un tubo :

$$A = 0,7854(D)(D)$$

AI = Area Interior del tubo en pulg.²

D = Diámetro Interior (I.D) del tubo.

9.-Fórmula para calcular el Peso de un Recipiente vacío(Vessel) :

$$PR = 15(I.D)(t)$$

PR = Peso del recipiente vacío en Lbs. / pie

I.D = Diámetro interior del recipiente en pulg. (tanques cilíndricos horizontales como tratadores, desalador,

t = espesor de la pared del casco en pulgadas.

10.-Costo promedio de un recipiente (Vessel) = 1 á 3 Dolares/Libra de acero.

11.-Costo de una tubería de acero = C

$$C = c \times D \times L$$

c = Costo unitario en U.S.\$ / pulg-milla = \$ 20000 / pulg-milla.

D = Diámetro nominal en pulgadas.

L = Longitud del ducto en millas.

APLICACIÓN.- Las tablas I, II, III y IV se han preparado con las fórmulas arriba indicadas.

Mientras que la tabla V, VI y VII se usan con frecuencia en campos de petróleo

I. TABLA DE TUBERIAS STANDART (schedule 40)

Dia. Nominal pulg. D	Dia. Externo pulg. O.D	Espesor pared en pulg. t	Diam. Interno en pulg. I.D	Capacidad Bls./1000' C	Peso Lbs./pie T	Area Exterior pie ² /pie Ae	Area sección transv. en pug ² Ai	Grado B *	WP
								Presión de P Hidrostática psl.	MAX. PRESION DE TRABAJO psl.
0.5	0.84	0.109	0.622	0.38	0.85	0.220	0.304	2500	2258
0.75	1.05	0.113	0.824	0.66	1.13	0.275	0.533	2500	1934
1	1.315	0.133	1.049	1.07	1.68	0.344	0.864	2500	2104
1.25	1.66	0.14	1.38	1.85	2.27	0.435	1.496	2500	1810
1.5	1.9	0.145	1.61	2.52	2.72	0.497	2.036	2500	1673
2	2.375	0.164	2.067	4.15	3.65	0.622	3.356	2500	1469
2.5	2.875	0.203	2.469	5.92	5.79	0.753	4.788	2500	1841
3	3.5	0.216	3.068	9.14	7.58	0.916	7.393	2500	1641
3.5	4	0.226	3.548	12.23	9.11	1.047	9.887	2370	1522
4	4.5	0.237	4.026	15.74	10.79	1.178	12.730	2210	1439
5	5.563	0.258	5.047	24.74	14.62	1.456	20.006	1950	1296
6	6.625	0.28	6.065	36.73	18.97	1.734	28.890	1780	1206
8	8.625	0.322	7.981	61.87	28.56	2.258	50.027	1570	1098
10	10.75	0.365	10.02	97.52	40.48	2.814	78.854	1430	1023
12	12.75	0.375	12	139.87	49.56	3.338	113.097	1240	888
12	12.75	0.406	11.938	138.43	53.52	3.338	111.932	1440	976
14	14	0.438	13.124	167.30	63.44	3.665	135.278	1310	971
16	16	0.5	15	218.54	82.77	4.189	176.715	1120	988
18	18	0.562	16.876	276.63	104.67	4.712	223.681	1310	1001
20	20	0.594	18.912	343.73	123.11	5.236	277.848	1600	957
24	24	0.688	22.624	497.16	171.29	6.283	402.002	1310	937
32	32	0.825	30.75	918.42	209.43	8.378	742.643		629
34	34	0.888	32.624	1033.78	244.77	8.901	835.919		658
36	36	0.75	34.5	1156.09	282.35	9.425	934.820		683

Longitud estándar de la tubería = 40 pies (12 m.)

* = Tubería sin costura y eléctricamente soldada Grado B (seamless and Electric-Weld Line Pipe, A53, A106, API 5L y API 5LX)

II. TABLA DE PESO DE VARILLAS CORRUGADAS

Diámetro pulg.	Diámetro pulg. D	Peso Lbs./pie	Peso Kgs./metro
1/4"	0.250	0.167	0.25
3/8"	0.375	0.375	0.56
1/2"	0.500	0.668	1.00
5/8"	0.625	1.043	1.55
3/4"	0.750	1.502	2.24
7/8"	0.875	2.044	3.05
1"	1.000	2.670	3.98
1-1/4"	1.250	4.172	6.22
1-3/8"	1.375	5.048	7.53
1-1/2"	1.500	6.008	8.96

Longitud standart de la varilla corrugada = 9M. (30PIES)

III. TABLA DE PESO DE PLANCHAS DE ACERO

Espesor pulg.	Espesor pulg. t	Factor Base 1/4"	Peso Unitario Lbs./pie ²	PLANCHA 4' X 8'	
				LBS.	KGS.
1/32"	0.031	8.000	1.28	40.8	19
1/16"	0.063	4.000	2.55	81.6	37
1/8"	0.125	2.000	5.10	163.2	74
5/32"	0.156	1.600	6.38	204	93
3/16"	0.188	1.333	7.65	244.8	111
1/4"	0.250	1.000	10.20	326.4	148
3/8"	0.375	1.500	15.30	489.6	223
1/2"	0.500	2.000	20.40	652.8	297
5/8"	0.625	2.500	25.50	816	371
3/4"	0.750	3.000	30.60	979.2	445
7/8"	0.875	3.500	35.70	1142.4	519
1"	1.000	4.000	40.80	1305.6	593
1-1/4"	1.250	5.000	51.00	1632	742
1-1/2"	1.500	6.000	61.20	1958.4	890
1-3/4"	1.750	7.000	71.40	2284.8	1039
2"	2.000	8.000	81.60	2611.2	1187

IV. TABLA DE PESO DE RECIPIENTES (VESSELS)

Diámetro pies D	Longitud pies L	Espesor pulg. t	Peso Libras PR	Peso Toneladas	Costo U.S.\$
6	20	0.375	8016	4	21001
8	30	0.563	24036	11	62975
10	30	0.563	30117	14	78908
10	40	0.563	40156	18	105208
10	50	0.563	50195	23	131510
10	60	0.563	60233	27	157812
12	60	0.750	98188	44	252011
12	70	0.750	112219	51	294013
14	70	0.938	163529	74	428447

V. CAPACIDAD DE GRUAS

Marca	Modelo	Cap. Levant. Toneladas
LINK BELT	LS-318	60
LINK BELT	LS-118	30
LINK BELT	LS-108	25
BUCYRUS	22-B	15
GALION	125-150	12

VI. TABLA DE PESO DE VARILLAS DE POZO.

Sucker Rod

Diámetro pulg.	Diámetro pulg. D	Peso Lbs./pie	Peso Kgs./metro
1/2"	0.500	0.720	1.00
5/8"	0.625	1.135	1.55
3/4"	0.750	1.634	2.24
7/8"	0.875	2.224	3.05
1"	1.000	2.904	3.98
1-1/8"	1.125	3.670	5.04

Longitud estándar de varillas 25 pies.

VII. TABLE OF TUBING AND CASING

	Diámetro O.D pulg.	Diam.Interno en pulg.	Espesor de pared pulg.	Peso Lbs./pie	Capacidad BBls./pie
Tubing J-55	2-3/8"	1.995	0.190	4.70	0.00387
Tubing J-55	2-7/8"	2.441	0.217	6.50	0.00579
Tubing J-55	3-1/2"	2.992	0.254	9.30	0.00914
Tubing J-55	4"	3.476	0.262	11.00	0.01174
Tubing J-55	4-1/2"	3.958	0.271	12.75	0.01522
Casing J-55	4-1/2"	4.000	0.250	11.60	0.01590
Casing J-55	5-1/2"	4.892	0.304	17.00	0.02380

VIII. TABLA DE PRESIONES MAXIMAS DE TRABAJO PARA CONEXIONES.

ANSI	Presión de prueba psig	(válvulas y bridas)**		Tuberías que cumplen con la espec. de max.pres.
		Máx.Pres.Trab. hasta 100°F. psig	Máx.Pres.Trab. a 350 °F. psig	
150	425	275	195	2"-20"Std
300	1100	720	675	2"-12"Std
400	1450	960	900	2"-10"Std
600	2175	1440	1350	2"-4"Std
900	3250	2160	2025	2"-6"XS
1500	5400	3600	3375	2"-8"XXS
2500	9000	6000	5635	2"-3"XXS
API				
800	3000	2000	1875	
2000	4000	2000	1905	
3000	6000	3000	2860	
5000	10000	5000	4765	

12"-14"XS
6"-8"XS 0"-12"Sch 80
3"-10"Sch 100

** Referencia: Recomendación API RP 14E, 3ra. Edición, Dic. 1981 (pág. 31 a 36)

TABLA DE FACTORES DE SERVICIO PARA CONEXIONES

ANSI	Temp.de traj. a 250°F PSIG	Factor Serv. a 250°F	Factor Serv. a 100°F	Factor Serv. a 500°F
150	225	1.5	1.833	1
300	690	2.3	2.4	2.08
400	920	2.3	2.4	2.08
600	1380	2.3	2.4	2.08
900	2070	2.3	2.4	2.08
1500	3450	2.3	2.4	2.08
2500	5750	2.3	2.4	2.08

Ver tabla 3.1 :Pressure-Temp. Rating & FLANGES AND VALVES
Boletín API RP 14E, 3era. Edición, Dic. 1981

IX.- TABLA DE TAMAÑO DE PERNOS PARA BRIDAS SEGÚN ANSI B16-5.

ANSI	Tamaño nominal, pulg.	2	2 ½	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18
150	Nro.de pernos	4	4	4	8	8	8	8	12	12	12	16	16
	Diam.perno,pulg.	5/8	5/8	5/8	5/8	3/4	3/4	3/4	7/8	7/8	1	1	1- 1/8
	Long.perno,pulg	3	3 ¼	3 ½	3 ½	3 ¾	3 ¾	4	4 ½	4 ½	5	5 ¼	5 ¾
	Diam.Circ.perno,pulg	4.75	5.50	6.00	7.50	8.50	9.50	11.75	14.25	17.00	18.75	21.25	22.75
	Espesor min.brida,pulg.	¾	7/8	15/16	15/16	15/16	1	1 1/8	1 3/16	1 1/4	1 3/8	1 7/16	1 9/16
300	Nro.de pernos	8	8	8	8	8	12	12	16	16	20	20	24
	Diam.perno,pulg.	5/8	¾	¾	¾	¾	¾	7/8	1	1- 1/8	1- 1/8	1- 1/4	1- 1/4
	Long.perno,pulg	3 ¼	3 ¾	4	4 ¼	4 ½	4 ¾	5 ¼	6	6 ½	6 ¾	7 ¼	7 ½
	Diam.Circ.perno,pulg	5.000	5.875	6.625	7.875	9.250	10.625	13.000	15.250	17.750	20.250	22.500	24.750
	Espesor min.brida,pulg.	1 ½	1 ½	1 ½	1 ½	1 ½	1 ½	1 5/8	1 7/8	2	2 1/8	2 1/4	2 3/8
400	Nro.de pernos	8	8	8	8	8	12	12	16	16	20	20	24
	Diam.perno,pulg.	5/8	¾	¾	7/8	7/8	7/8	1	1 1/8	1 1/4	1 1/4	1 3/8	1 3/8
	Long.perno,pulg	4	4 ½	4 ¾	5 ¼	5 ½	5 ¾	6 ½	7 ¼	7 ¾	8 1/2	9	9 ¾
	Diam.Circ.perno,pulg	5.000	5.875	6.625	7.875	9.250	10.625	13.000	15.250	17.750	20.250	22.500	24.750
	Espesor min.brida,pulg.	1	1 1/8	1 1/4	1 3/8	1 ½	1 5/8	1 7/8	2 1/8	2 1/4	2 3/8	2 1/2	2 5/8
600	Nro.de pernos	8	8	8	8	8	12	12	16	20	20	20	20
	Diam.perno,pulg.	5/8	¾	¾	7/8	1	1	1 1/8	1 1/4	1 1/4	1 3/8	1 1/2	1 5/8
	Long.perno,pulg	4	4 ½	4 ¾	5 ½	5 ¾	6 ½	7 ½	8 ¾	8 1/2	9	9 ¾	10 1/2
	Diam.Circ.perno,pulg	5.000	5.875	6.625	8.500	10.500	11.500	13.750	17.000	19.250	20.750	23.750	25.750
	Espesor min.brida,pulg.	1	1 1/8	1 1/4	1 1/2	1 ¾	1 7/8	2 3/16	2 1/2	2 5/8	2 ¾	3	3 1/4
900	Nro.de pernos	8	8	8	8	8	12	12	16	20	20	20	20
	Diam.perno,pulg.	7/8	1	1 1/8	1 1/8	1 1/4	1 1/8	1 3/8	1 3/8	1 3/8	1 ½	1 5/8	1 7/8
	Long.perno,pulg	5 ½	6	6 ¾	6 ½	7 1/4	7 ½	8 1/4	8 ¾	9 ½	10 ½	11	12 ¾
	Diam.Circ.perno,pulg	6.500	7.500	8.000	9.250	11.000	12.500	15.500	18.500	21.000	22.000	24.250	27.000
	Espesor min.brida,pulg.	1 1/8	1 1/4	1 1/2	1 ¾	2	2 3/16	2 1/2	2 ¾	3 1/8	3 3/8	3 1/2	4
1500	Nro.de pernos	8	8	8	8	8	12	12	16	16	16	16	16
	Diam.perno,pulg.	7/8	1	1 1/8	1 1/4	1 ½	1 3/8	1 5/8	1 7/8	2	2 1/4	2 1/2	2 ¾
	Long.perno,pulg	5 ½	6	6 ¾	7 ½	9 ½	10	11 1/4	13 1/4	14 ¾	16	17 1/2	19 1/4
	Diam.Circ.perno,pulg	6.500	7.500	8.000	9.500	11.500	12.500	15.500	19.000	22.500	25.000	27.750	30.500
	Espesor min.brida,pulg.	1 1/2	1 5/8	1 7/8	2 1/8	2 7/8	3 1/4	3 5/8	3 1/4	4 7/8	5 1/4	5 ¾	6 ¾

Nota. - ver mayores referencias en :The Piping Guide by David R. Sherwood / Dennis Whistance Edition 1980 Published by Syntek Books Company, USA

TABLA X. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

ESPEORES DE PARED RECOMENDADOS PARA ANILLOS DE TANQUES SOLDADOS

CAP.NOM. (Bbls)	DIAMETRO		ALTURA		CAPACIDAD Bbls/pie	NUMERO de anillos	ESPESOR DE FABRICA (IN)					ESPESOR MINIMO RECOMENDADO (IN)				
	Ft	In	Ft	In			Primero	Segundo	Tercero	Cuarto	Quinto	Primero	Segundo	Tercero	Cuarto	Quinto
100	9	6	8	0	12.62	1	3/16					0.0097				
200	12	0	10	0	20.14	2	3/16	3/16				0.0157	0.0017			
500	15	6	16	1	33.61	2	3/16	3/16				0.0341	0.0160			
1,000	21	6 1/2	16	1	64.91	2	3/16	3/16				0.0473	0.0222			
2,000	29	8 5/8	16	1	123.54	2	3/16	3/16				0.0653	0.0307			
5,000	38	7 5/8	24	1 1/2	208.80	3	3/16	3/16	3/16			0.1301	0.0851	0.0401		
6,700	38	7 5/8	32	0	208.80	4	3/16	3/16	3/16	3/16		0.1745	0.1294	0.0844	0.0394	
10,000	54	11 3/4	24	1 1/2	422.81	3	1/4	3/16	3/16			0.1852	0.1211	0.0571		
13,300	54	11 3/4	32	1 1/2	422.81	4	1/4	1/4	3/16	3/16		0.2493	0.1852	0.1211	0.0571	
15,000	54	11 3/4	36	3 13/16	422.81	4.5	5/16	1/4	3/16	3/16	3/16	0.2828	0.2188	0.1547	0.0906	0.0266

Referencia: API, Standard 650, pag. 3-3

3/16 = 0.1875

1/4 = 0.2500

5/16 = 0.3125

ANEXO B

CALCULO DE VOLUMEN POR NIVELES EN TRATADORES HORIZONTALES

Los recipientes de forma cilíndrica y en posición horizontal son generalmente tratadores, desaladoras, que cuentan con tubos de nivel a diferentes alturas con la finalidad de verificar los niveles de agua, aceite y gas durante la operación, para lo cual es muy necesario saber los volúmenes de cada fase, se presenta a continuación las ecuaciones y como aplicarlas en campo.

Si R = radio interno del recipiente

L = Longitud del recipiente de costura a costura.

h = altura del nivel con respecto a la base (fondo)

V = Volumen a la altura h

dV = diferencial de volumen.

La ecuación del círculo es:

$$x^2 + (y - R)^2 = R^2 \dots\dots\dots(1)$$

El diferencial de volumen es :

$$dV = (2xdy)L \dots\dots\dots(2)$$

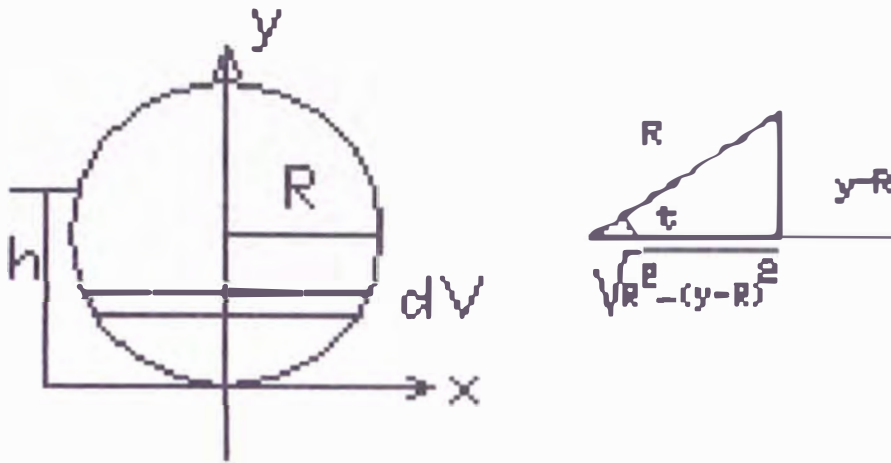
Pero :

$$x = \sqrt{R^2 - (y - R)^2} \dots\dots\dots(3)$$

Reemplazando (3) en (2) se tiene:

$$dV = 2L\sqrt{R^2 - (y - R)^2} dy \dots\dots\dots(4)$$

Representación gráfica del recipiente y origen de coordenadas.



Integrando por sustitución se tiene:

$$\int dV = 2L \int \sqrt{R^2 - (y - R)^2} dy$$

$$y - R = R \operatorname{sen}(t) \dots \rightarrow dy = R \cos(t) dt$$

$$V = 2L \int \sqrt{R^2 - R^2 \operatorname{sen}^2 t} R \cos(t) dt$$

$$V = 2R^2 L \int \sqrt{1 - \operatorname{sen}^2 t} \cdot (\cos t) dt = 2R^2 L \int \sqrt{\cos^2 t} dt$$

$$\cos^2 t = \frac{1}{2} (1 + \cos 2t)$$

$$V = 2R^2 L \int \frac{1}{2} (1 + \cos 2t) dt = 2R^2 L \left[\int dt + \int \cos 2t dt \right]$$

$$V = R^2 L \left[\left(t + \frac{1}{2} \operatorname{sen} 2t \right) \right]_0^h$$

$$\text{sen}2t = 2\text{sent} \cdot \text{cost} \Rightarrow$$

$$V = R^2 L \left[(t + \text{sent} \cdot \text{cost}) \right]_0^h$$

Pero :

$$t = \text{arcsen} \frac{y-R}{R} \rightarrow \text{sent} = \frac{y-R}{R} \rightarrow \text{cost} = \frac{\sqrt{R^2 - (y-R)^2}}{R}$$

Reemplazando estos valores se tiene:

$$V = R^2 L \left[\text{arcsen} \frac{y-R}{R} + \frac{y-R}{R} \sqrt{R^2 - (y-R)^2} \right]_0^h$$

$$V = R^2 L \left[\text{arcsen} \left(\frac{y}{R} - 1 \right) + \left(\frac{y}{R} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{y}{R} - 1 \right)^2} \right]_0^h$$

$$V = R^2 L \left[\text{arcsen} \left(\frac{h}{R} - 1 \right) + \left(\frac{h}{R} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{h}{R} - 1 \right)^2} - \text{arcsen} \left(\frac{0}{R} - 1 \right) - \left(\frac{0}{R} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{0}{R} - 1 \right)^2} \right]$$

Pero $\text{sen}(-1) = -1.570079$

Reemplazando y simplificando se tiene:

$$V = R^2 L \left[\text{arcSen} \left(\frac{h}{R} - 1 \right) + \left(\frac{h}{R} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{h}{R} - 1 \right)^2} + 1.570079 \right]$$

Considerando que el ángulo está en radianes, el nivel (h), el Radio (R) y la Longitud (L) del recipiente está dado en pulgadas y el Volumen en Barriles la constante en la fórmula será:

$$V = \frac{R^2 L}{1000} \left[\text{arcSen}\left(\frac{h}{R} - 1\right) + \left(\frac{h}{R} - 1\right) \sqrt{1 - \left(\frac{h}{R} - 1\right)^2} + 1.570079 \right]$$

Nota: 1 Bbl = 5.615 pie³ y 1 pie³ = 1728 pulgadas³

EJEMPLO DE APLICACION

En el campo, todo operador de planta debe contar con una tabla de calibración del tratador y desalador para que pueda verificar los niveles de agua, crudo y gas cada 4 horas, mediante unos muestreadores dejados a diferentes niveles con respecto a la base, con la finalidad de llevar un buen control de la producción de campo y mantenimiento del recipiente mismo, ya que cuando la sedimentación de borra es crítica la boya que controla la descarga de agua queda sin control y puede descargarse todo el fluido a la poza.

En el Ejemplo B1 se ha preparado un tabla de calibración para un tratador de 10' de diámetro y 30' de longitud, utilizando la fórmula final encontrada por métodos analíticos y programadas en excel versión 7.0 .

CALIBRACION DE UN TRATADOR

Ejemplo B1 : En un tratador térmico de 10' de diámetro x 30' de longitud determinar el volumen de agua al 3er.(52") nivel y aceite al 7mo.(94") nivel. Considere que el tratador tiene un tubo de fuego de 24"x15'

Datos

Diámetro = 10 pies Longitud = 30 pies

e = 0.3125 espesor del cuerpo en pulgadas.

Cálculos Se encuentra el volumen de pulgada en pulgada con la fórmula.

R= 59.6875 Constante = R.R.L/9702,72 = 132.2

h

V

h

V

Nivel (pulg.)	Volumen (Bls)
1	1
2	2
3	3
4	4
5	6
6	8
7	10
8	12
9	14
10	17
11	19
12	22
13	24
14	27
15	30
16	33
17	36
18	39
19	43
20	46
21	49
22	53
23	56
24	60
25	63
26	67
27	70
28	74
29	78
30	82
31	86
32	90
33	93
34	97
35	101
36	106
37	110
38	114
39	118
40	122
41	126
42	130
43	135
44	139

1er.nivel-AGUA

2do.nivel-AGUA

Nivel (pulg.)	Volumen (Bls)
61	213
62	218
63	222
64	227
65	231
66	236
67	240
68	244
69	249
70	253
71	257
72	262
73	266
74	270
75	275
76	279
77	283
78	287
79	292
80	296
81	300
82	304
83	308
84	312
85	316
86	320
87	324
88	328
89	332
90	336
91	340
92	343
93	347
94	351
95	354
96	358
97	361
98	365
99	368
100	371
101	375
102	378
103	381
104	384

5to.nivel-CRUDO

6to.nivel-CRUDO

7mo.nivel-CRUDO

8vo.nivel/GAS

45	143
46	148
47	152
48	156
49	161
50	165
51	169
52	174
53	178
54	182
55	187
56	191
57	196
58	200
59	205
60	209

3er.nivel-AGUA

4to.nivel-CRUDO

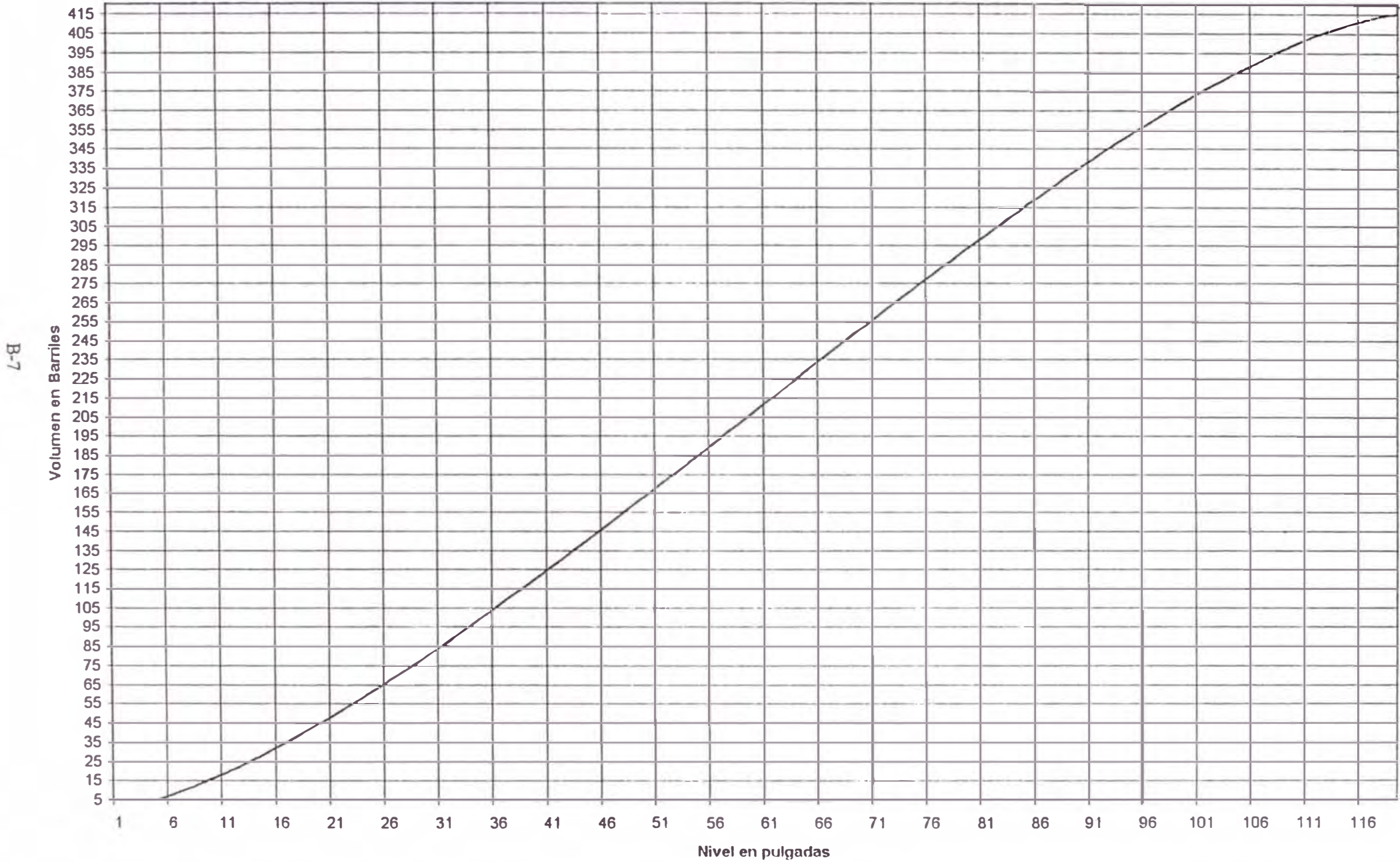
105	387
106	390
107	392
108	395
109	398
110	400
111	402
112	405
113	407
114	409
115	410
116	412
117	413
118	414
119	415
119.4	415

El tubo de fuego (24" diam. X 15' long.) ocupa un volumen muerto que debe ser descontado de la fase de crudo porque se encuentra en dicha fase.

Vol. del tubo de fuego (Bbls) ==> = 8
Vol. de agua (Bbls) al 3er nivel ==> = 174
Vol. de crudo (Bbls) al 7mo. nivel ==> = 169

Nota.- Para efectos prácticos se puede omitir el espesor del cuerpo y el error que se cometerá será + 0,95%

CALIBRACION DE UN TRATADOR HORIZONTAL DE 10' DIAM. X 30' LONG.



ANEXO C

I. TABLA DE UNIDADES DE USO FRECUENTE EN LA INGENIERIA DE FACILIDADES DE SUPERFICIE EN LA INDUSTRIA PETROLERA

En la Industria Petrolera Nacional se utiliza el sistema ingles en la mayoría de mediciones y cálculos de ingeniería, así la unidad de fiscalización del crudo es el barril y del gas es MMPCS/D (millones de pies cúbicos a condiciones estándar por día); Nuestra Industria desde sus inicios y hasta la actualidad está influenciada por la Tecnología Americana.

La densidad relativa de un aceite se expresa en unidades API°

$$\gamma = \frac{141.5}{(131.5 + API^{\circ})}$$

LONGITUD	1 m = 3.281 ft (pies) 1 ft = 12 in = 30.5 cm 1 in = 2.54 mm 1 milla = 5280 ft = 1.609 Km
AREA	1 m ² = 10.76 ft ² 1 Ha = 2.47 acres = 10 000 m ² 1 acre = 0.405 Ha = 43 560 ft ² 1 in ² = 6.45 cm ²
VOLUMEN	1 m ³ = 35.31 ft ³ = 6.285 bbl = 263.95 gal. 1 bbl (API) = 5.615 ft ³ = 42 U.S. gal. = 159 L

1 U.S. gal = 231 in³ = 3.785 L
1 ft³ = 28.3 L = 7.48 gal. = 1728 in³
1 L = 61 in³
1 Buldrum = 330 gal = 6 cilindros

MASA
1 Kg = 2.205 lb = 1000 g
1 lb = 0.454 Kg = 16 onz
1 onz = 28.35 gr
1 Ton (Tonelada métrica) = 1000 Kg = 2205 lb

DENSIDAD
1 g/cm³ = 62.4 lb/ft³ = 1000 Kg/m³
1 lb/ft³ = 16.02 Kg/m³

FUERZA
1 N = 0.225 lbf = 0.102 Kgf
1 Kgf = 9.81 N = 2.205 lbf
1 lbf = 4.45 N = 0.454 Kgf

PRESION
1 bar = 14.50 psi = 0.987 atm = 1.02 Kg/cm²
= 100 000 N/m² = 100 kPa
14.7 psi = 1 atm (std) = 101.325 KPa = 1.01 bar
= 1.03 kg/cm² = 760 mm Hg = 235.2 onz./in²
1 psi = 6.893 kPa

GRADIENTE DEL AGUA = 0.433 psi/ft 1 in H₂O = 0.036 psi

ACELERACION (gravitacional) g = 9.81 m/seg² = 32.2 ft/seg²

TEMPERATURA

$$^{\circ}\text{C} = \frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32) \dots \rightarrow \dots ^{\circ}\text{F} = \frac{9}{5} (^{\circ}\text{C}) + 32 \quad ^{\circ}\text{R} = ^{\circ}\text{F} + 460$$

$$^{\circ}\text{K} = 273.15 + ^{\circ}\text{C}$$

TRABAJO Y POTENCIA

$$1 \text{ J (joule)} = 1.0 \text{ N.m}$$

$$1 \text{ kJ} = 0.001 \text{ MJ} = 737 \text{ ft-lbf}$$

$$1 \text{ HP} = 550 \text{ ft-lbf/seg} = 33\,000 \text{ ft-lbf/min} \\ = 0.746 \text{ kW} = 2686 \text{ kJ/h}$$

$$1 \text{ W (watt)} = 1.0 \text{ J/s}$$

$$1 \text{ kW} = 1.34 \text{ HP} = 3600 \text{ kJ/h}$$

ENERGIA

$$1 \text{ Btu} = 1.055 \text{ kJ} = 778 \text{ ft-lbf} = 7 \text{ cal/seg} \\ = 2.93 \text{ kW} = 3.929 \text{ hp} = 12.97 \text{ lb-ft/min}$$

$$1 \text{ kW} = 3412 \text{ Btu/h}$$

$$1 \text{ kW.Hr} = 3412 \text{ Btu} = 860 \text{ Kcal} = 3600 \text{ kJ}$$

$$1 \text{ hp} = 2545 \text{ Btu/h} = 2686 \text{ kJ/h} = 178.2 \text{ cal/seg}$$

$$1 \text{ Btu/lbm} = 2.326 \text{ kJ/kg} = 6.46 \text{ (E-04)(kW.h)/Kg} \\ = 1.8 \text{ kcal/kg}$$

VISCOSIDAD

$$1 \text{ cp} = 6.72 \times 10^{-4} \text{ lbm / ft - seg}$$

$$1 \text{ cp (centipoise)} = 0.001 \text{ Pa.s} = 0.001 \text{ Kg/(m.s)}$$

$$1 \text{ cSt (centi Stoke)} = 1.0 \text{ mm}^2/\text{s} = 0.0000108 \text{ ft}^2/\text{seg}$$

$$\text{viscosidad del H}_2\text{O a } 60^{\circ}\text{F} = 1.0 \text{ cp}$$

$$\text{viscosidad del H}_2\text{O a } 32^{\circ}\text{F} = 1.75 \text{ cp}$$

CORROSION

$$1 \text{ MPY} = 0.001" \text{ penetraci3n promedio por a\~no}$$

$$1 \text{ mils} = 1/1000 \text{ in} \rightarrow \text{Mils Per Year (MPY)}$$

II. DATOS TIPICOS PARA CALCULOS ENERGETICOS

Producto	°API	lb/gal	lb/Bl	Bl/TM	Btu/lb	BTU/gal	MMBtu/Bl	ft3gas/Bl
G.L.P (gas licuado)	124.6	4.600	193.2	11.41	19637	903301	3.794	3871
Gasolina 84 Oct.	61.3	6.109	256.6	8.59	18920	115582	4.854	4954
Kerosene	41.8	6.798	285.5	7.72	18550	126103	5.296	5404
Diesel No 2	32.8	7.171	301.2	7.32	18300	131229	5.512	5624
Petróleo Ind. No 5	19.0	7.830	328.9	6.70	17740	138904	5.834	5953
Petróleo Ind. No 6	16.5	7.962	334.4	6.59	17600	140131	5.886	6006
Petróleo Crudo	30	7.295	306.4	7.20	18210	132842	5.579	5693
Gas Natural (90% C-1 y 10% C-2)					*(980 Btu/ft3)			
P.I. 500	13.6	8.12			17470	141856		
Briqueta (antracita)					7560			
LENA					6480			

CAUDAL DE FLUJO

GAS

Pie 3 normal a 15.6°C, 1 atm (60°F, 14.7 psi) ==> condición estándar.

kmol/Hr = 1739 MMstd m3/d

kg/Hr = 50372 {MMstd m3/d}(gr-sp gas) = 1739 {MMstd m3/d}(PM gas)

lb.mol/Hr = 110 MMSCF/D

lb/Hr = 3178 {MMSCF/D}(gr-sp gas) = 110 {MMSCF/D}(PM gas)

LIQUIDO

kmol/Hr = 41.7 (m3/d)(gr-sp liquido)(PM liquido)

kg/Hr = 41.7 (m3/d)(gr-sp liquido)

lb-mol/Hr = 14.6 (bbl/d)(gr-sp liquido)(PM liquido)

lb/Hr = 14.6 (bbl/d)(gr-sp liquido)

III. TABLA APROXIMADA DE CONSUMO DE DIESEL EN MOTORES

Item	Descripción de Equipo.	Marca	Modelo (HP)	Gal / Hr
1	Generador	CAT	D-3412	15
2	Generador	CAT	D-379	9
3	Bomba contraincendio	CAT	D-3306	3
4	Generador	Onan	120DJC-3CR	1.5
5	Generador	SCANIA	F674 DSU	8
6	Camioneta	FORD	F-350	2
7	Bomba Gaso w/ motor	LISTER		1.5
8	Bomba w/ motor	GMC		5
9	Tractor	CAT	D5	5
10	Tractor	CAT	D6	6
11	Tractor	CAT	D7	7
12	Cargador Frontal	CAT	936E (120hp)	6
13	Cargador Frontal	CAT	966C (140hp)	7
14	Retro-excavadora	CAT	320L(128hp)	7
15	Motoniveladora	Caterpillar	120G(125hp)	6
16	Side Boom	CAT	D7	7
17	Dump Truck	Mercedez		4