



ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra



**"DISEÑO BASICO DE UNA ESTACION DE PRODUCCION
DE PETROLEO Y GAS"**

**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

(Campos Pañacocha y Yuturi)

BIBLIOTECA

TESIS DE GRADO



Previa a la obtención del Título de:

**BIBLIOTECA FIC
ESPOL**

INGENIERO EN PETROLEO

Presentada por:

**DOLORES EUGENIA GÓMEZ SANCHÉZ
NIXON VOLTAIRE SOTO MARTILLO
MABEL SUSANA VOCAL CASTELLON**

Guayaquil - Ecuador

1.998

AGRADECIMIENTO



**BIBLIOTECA FIC
ESPOL**



**BIBLIOTECA FIC
ESPOL**

- Al Ing. José Cabezas Paredes profesor de la ESPOL y Funcionario de Petroproducción por su importante guía como Director de Tesis;
- al Ing. Fernando Cevallos, especialista en petróleo, por su asesoramiento en el desarrollo de este Estudio;
- y, demás personas que nos apoyaron en el transcurso de nuestra vida estudiantil.

DEDICATORIA

A DIOS

A NUESTROS HIJOS

A NUESTROS PADRES

A NUESTRA FAMILIA

TRIBUNAL DE GRADUACION



Ing. Miguel Angel Chavez
DECANO DE LA FICT

Ing. José Cabezas Paredes
DIRECTOR DE TESIS

A handwritten signature in dark ink, appearing to read 'Ricardo Gallegos Orta', written in a cursive style.

Ing. Ricardo Gallegos Orta
VOCAL

Ing. Gabriel Colmont
VOCAL

DECLARACION EXPRESA

“ La responsabilidad del contenido y las ideas de esta Tesis de Grado, nos corresponden exclusivamente, y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL”



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)

Dolores Gómez Sánchez



Nixon Soto Martillo



Mabel Vocal Castellón

RESUMEN

En este trabajo se presenta de una manera ordenada la teoría básica y una metodología práctica para el diseño de los equipos de una Estación de Producción de crudo semipesado (18-26°API) en el oriente ecuatoriano. Los campos Pañacocha y Yuturi de Petroproducción (ver Mapa Petrolero Ecuatoriano), los mismos que aún no han sido desarrollados, servirán para la aplicación de la metodología propuesta . Especial interés se pone a la parte de fundamentos teóricos y matemáticos utilizados para el dimensionamiento de los equipos, recopilando información en manuales especializados con normas estandarizadas y experiencias de campo.

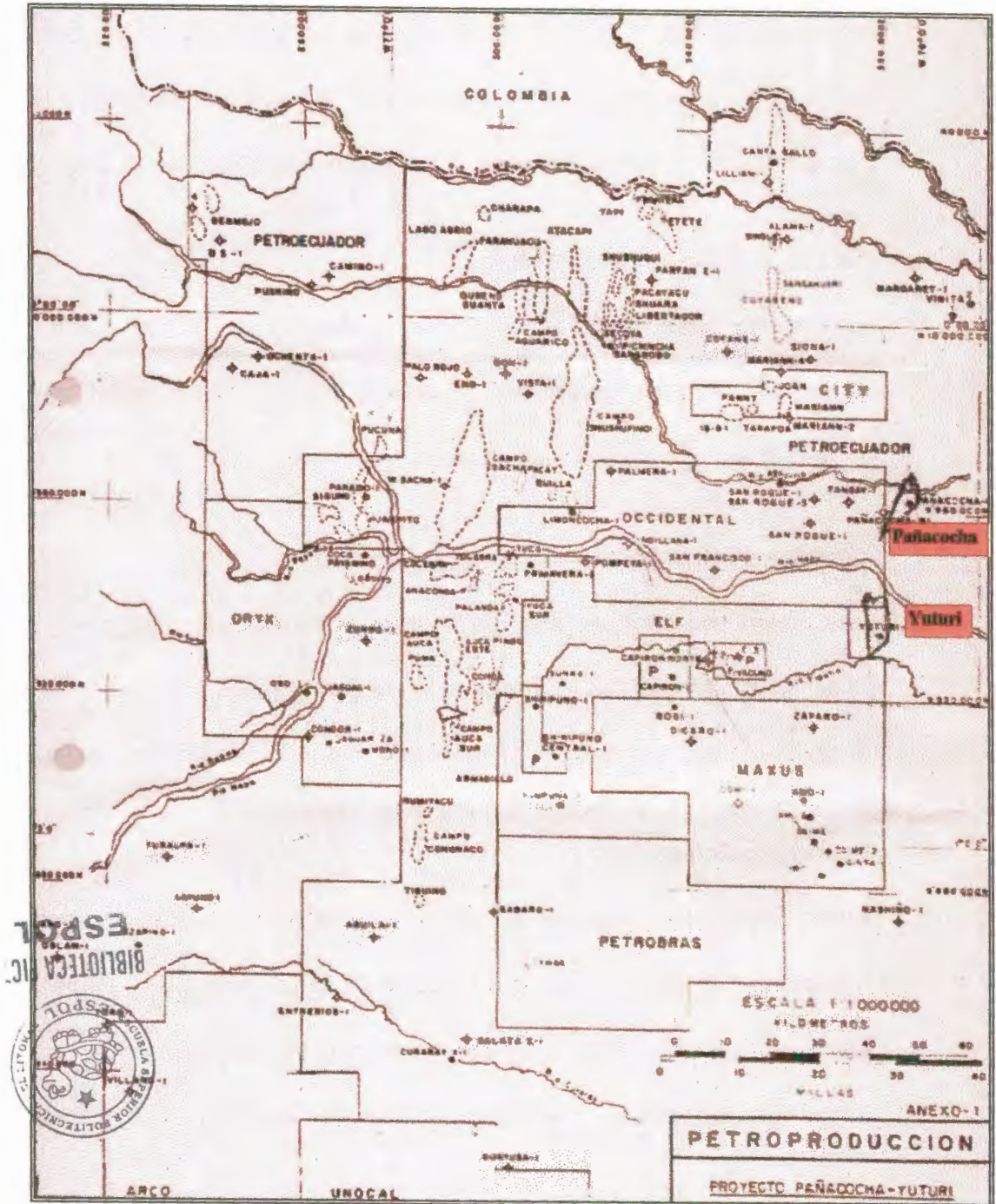
Es necesario indicar que los equipos principales que componen una Estación de Producción son diseñados separadamente para cada campo.

Las dimensiones de los equipos son grandes para la cantidad de crudo producido, pero son las que deben tener para poder separar eficientemente el *crudo semipesado* de estos campos.

La utilización de tablas, gráfico de correlación , ecuaciones , programas de diseño y experiencia de ingenieros en la rama petrolera han sido de mucha ayuda en el desarrollo de este trabajo, el cual se compone de siete capítulos.

En el primer capítulo se describen los parámetros petrofísicos y de fluido de los Campo Pañacocha y Yuturi . Además, se muestra las reservas y predicciones de cada campo.

Mapa Petrolero Ecuatoriano



En el capítulo dos se describen diez alternativas de desarrollo para los dos campos mostrando el recorrido del crudo desde las Estaciones hasta los lugares de destino .

La selección de la mejor alternativa de desarrollo de los campos se realiza en el capítulo tres, y se la hace mediante un análisis técnico y económico. El análisis económico se lo aplica a los costos totales de cada alternativa. Algunos de estos costos son asumidos, pero se los aplica a todas las alternativas de modo que los resultados sean afectados.

El capítulo cuatro muestra los fundamentos teórico y matemático utilizados para el diseño de los equipos , se ha realizado el máximo esfuerzo seleccionando el material bibliográfico con el fin de mostrar al lector la manera mas sencilla de diseñar los principales equipos de una Estación de Producción .

El cálculo de las dimensiones de las facilidades de superficie de la Estación de Producción de cada campo son mostradas en el capítulo cinco aplicando los fundamentos matemáticos descritos en el capítulo cuatro. También, se incluyen criterios de campo para el diseño.


El capítulo seis contiene una lista de los principales equipos de cada Estación de Producción, especificaciones y costos de cada uno de ellos . Los costos de cada item serán utilizados en el análisis económico para el desarrollo de los dos campos, el análisis económico de lo hace en base a datos actualizados de costo de los equipos y otros elementos implicados en el desarrollo de una Estación de Producción.



Finalmente , en el capítulo siete se muestran diagramas de flujo del proceso de separación para los Campos Pañacocha y Yuturi. Además se presenta gráficamente la ubicación de los equipos dentro de la Estación.

A pesar de que aquí se diseñan las bombas de subsuelo para levantamiento artificial , es necesario indicar que no es objetivo de este trabajo la selección del mejor mecanismo de levantamiento artificial y que el Sistema Power Oil aplicado fue escogido sólo como una alternativa como lo pudo ser cualquier otra. En este trabajo no se incluye el diseño de los equipos para el tratamiento del agua de formación.

INDICE GENERAL

		Pág.
RESUMEN		VI
INDICE GENERAL	BIBLIOTECA FIC: ESPOL	VIII
SIMBOLOGIA		XII
INDICE DE FIGURAS		XV
INDICE DE TABLAS		XVIII
INDICE DE DIAGRAMAS		XXII
INTRODUCCION		1

I. PARAMETROS PETROFISICOS Y DE FLUIDOS,

RESERVAS Y PREDICCIONES

1.1 Campo Pañacocha	3
1.2 Campo Yuturi	7
1.3 Campo Pañacocha - Yuturi	12

II. PRESENTACION DE LAS ALTERNATIVAS DE DESARROLLO

2.1 Estaciones en Pañacocha y Yuturi: oleoducto principal	
---	--

Pañacocha - Shushufindi	15
2.2 Estaciones en Pañacocha y Yuturi: oleoducto principal	
Yuturi - Auca	17
2.3 Estación principal en Pañacocha y estación de bombeo	
Yuturi: oleoducto principal Pañacocha - Shushufindi	18
2.4 Estación principal en Yuturi y estación de bombeo en	
Pañacocha: oleoducto principal Yuturi - Auca	19
2.5 Estaciones de bombeo en Pañacocha y Yuturi: oleoducto	
principal Pañacocha - Shushufindi.....	21
2.6 Estaciones de bombeo en Pañacocha y Yuturi: oleoducto	
principal Yuturi - Auca	22
2.7 Estación principal en Pañacocha y estación de bombeo en	
Yuturi: oleoducto principal Pañacocha - Occidental	23
2.8 Estación principal en Yuturi y estación de bombeo en	
Pañacocha: oleoducto principal Yuturi - Elf	24
2.9 Estaciones en Pañacocha y Yuturi: enviar gas de Pañacocha a	
calentar crudo de Yuturi. Oleoducto Pañacocha - Shushufindi ...	25
2.10 Estaciones en Pañacocha y Yuturi: oleoducto principal	
Pañacocha - City	26



BIBLIOTECA-FICT
ESPOL

III. COMPARACION Y SELECCION DE LA MEJOR ALTERNATIVA

3.1 Análisis económico de las alternativas	28
3.2 Selección de la mejor alternativa	35

IV. FUNDAMENTOS TEORICOS UTILIZADOS EN EL DISEÑO

4.1 Sistema de separación	43
4.1.1 Separadores	43
4.1.1.1 Tipos de separadores	44
4.1.1.2 Componentes de un separador	45
4.1.1.3 Factores que afectan la eficiencia de separación ...	57
4.1.1.4 Criterios de diseño	62
4.1.1.5 Pasos para el dimensionamiento de un separador .	66
4.1.1.6 Espesor de las paredes de un separador	74
4.1.2 Bota de gas o desgasificación.....	75
4.2 Sistema de distribución	77
4.2.1 Líneas de producción	77
4.2.2 Líneas de oleoducto	85
4.3 Sistema de bombeo	87

4.4 Sistema de almacenamiento	93
4.5 Sistema de levantamiento artificial por bombeo hidráulico	100

V. DIMENSIONAMIENTO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE DE LAS ESTACIONES DE PRODUCCION



5.1 Campo Pañacocha	108
5.1.1 Líneas de producción	108
5.1.2 Múltiples	113
5.1.3 Separadores	124
5.1.4 Bota de gas	153
5.1.5 Tanques	154
5.1.6 Sistema de levantamiento artificial	162
5.2 Campo Yuturi	173
5.2.1 Líneas de producción	173
5.2.2 Múltiples	178
5.2.3 Separadores	189
5.2.4 Bota de gas	217
5.2.5 Tanques	218
5.2.6 Sistema de levantamiento artificial	224
5.3 Sistema de almacenamiento	234

5.4 Sistema de oleoducto	237
VI. COSTOS DEL PROYECTO	254
VII. PLANOS Y DIAGRAMAS DE FLUJO DE LAS ESTACIONES DE PRODUCCION	262
VIII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	286
BIBLIOGRAFIA	288

SIMBOLOGIA

<u>Simbolo</u>	<u>Descripción</u>
Φ	Diámetro interno de una tubería
ΔP_{100}	Caída de presión, psi/100 ft
ΔP_f	Caída de presión debido a la fricción
$^{\circ}\text{API}$	Gravedad del petróleo
A_g	Area ocupada por el gas, ft ²
A_L	Area ocupada por el líquido, ft ²
A_v	Area del separador, ft ²
A_o	Area ocupada por petróleo, ft ²
β	Factor de expansion térmica
BSW	Corte de agua, %
D_p	Diámetro de la partícula, micrones
D_v	Diámetro del separador, ft
f	Factor de Moddy
γ_g	Gravedad específica del gas
γ_o	Gravedad específica del petróleo



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

γ_w	Gravedad específica del agua
g_c	Constante gravitacional
GOR	Relación gas- petróleo @ stp, ft ³ /bbl
GOR _{op}	Relación gas- petróleo @ presión y temperatura de operación, ft ³ /bbl
H _D	Presión de descarga
H _f	Caída de presión por fricción
H _S	Presión en la succión de la bomba
H _T	Carga total
h _b	Altura de la bota de degasificación
h _L	Espesor de la capa de líquido, ft
h _o	Espesor de la capa de petróleo, ft
h _{Ts}	Altura del tanque de surgencia
h _w	Espesor de la capa de agua, ft
L	Longitud de la línea
L _h	Longitud del header
L _v	Longitud del separador, ft
μ_g	Viscosidad del gas, cp
μ_o	Viscosidad del petróleo, cp
μ_w	Viscosidad del agua, cp
Mw _{aire}	Peso molecular del aire, lb-mol/mol



**BIBLIOTECA FIC:
ESPOL**

MW_g	Peso molecular del gas, lb-mol/mol
N	Velocidad rotativa de la bomba
$NPSH_A$	Cabeza Neta Positiva de Succión Disponible
$NPSH_g$	Cabeza Neta Positiva de Succión Requerida
P_{avg}	Presión promedio
P_h	Presión en la cabeza
P_{man}	Presión manométrica
P_{op}	Presión a condiciones de operación, psi
P_s	Presión de succión
Q_B	Caudal para el diseño de la bomba
Q_g	Caudal del gas, ft ³ /s.
Q_{inj}	Caudal de fluido de inyección, ft ³ /s.
Q_L	Caudal de líquido, ft ³ /s.
Q_{Ln}	Caudal de fluido de formación, ft ³ /s
Q_o	Caudal de petróleo, ft ³ /s
Q_{on}	Caudal de petróleo de formación, ft ³ /s.
Q_w	Caudal de agua, ft ³ /s.
ρ_g	Densidad del gas, lb/ft ³
ρ_o	Densidad del petróleo, lb/ft ³
ρ_l	Densidad del líquido, lb/ft ³



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

ρ_{mix}	Densidad de la mezcla, lb/ft ³
R	Constante Universal de los gases, 10,73
Re	Número de Reynolds
RPM	Revoluciones por minuto
SG _{60°F}	Gravedad específica a 60 °F
SG _{op}	Gravedad específica a condiciones de operación
SG _g	Gravedad específica del gas
SG _o	Gravedad específica del petróleo
SG _{mix}	Gravedad específica de la mezcla
S _t	Esfuerzo hidrostático
SG _w	Gravedad específica del agua
T _{avg}	Temperatura promedio
t _p	Espesor de la pared del tanque
T _{op}	Temperatura de operación, ° F
t _r	Tiempo de retención, min
t _{ro}	Tiempo de retención para el petróleo, min
T _{st}	Temperatura estándar (60°F)
t _{rw}	Tiempo de retención para el agua, min
V _e	Velocidad de erosión
V _o	Volumen de petróleo



**BIBLIOTECA FIC:
ESPOL**

V_o	Velocidad del petróleo
V_T	Volumen total
V_t	Velocidad terminal
V_{Te}	Volumen del tanque deestabilización
V_{ti}	Volumen del tanque de inyección
V_{TI}	Volumen del tanque de lavado
V_V	Volumen del separador (vessel)
V_w	Volumen de agua
V_w	Velocidad del Agua
V_{v-min}	Volumen mínimo requerido, ft ³
ω_g	Flujo másico de gas
ω_l	Flujo másico de líquido
ω_{mix}	Flujo másico de la mezcla
ω_o	Flujo másico de petróleo
ω_w	Flujo másico de agua
Z	Factor de compresibilidad



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

UNIDADES DE LOS SIMBOLOS

Longitud

in	Pulgada
ft	Pie

Tiempo

s	Segundo
min	Minuto
hr	Hora
d	Día

Masa

oz	onza
lb	Libra

Area

in ²	Pulgada Cuadrada
ft ²	Pie Cuadrado



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

Volumen

ft³ Pie Cúbico

Velocidad

ft/s Pie por Segundo

Densidad

lb/ft³ Libra por pie cúbico

Tasa

bbbl/d Barril por día

ft³/s Pie cúbico por segundo

lb/s Libra por segundo

Viscosidad

cp Centipoises

Presión

psia Libra por pulgada cuadrada absoluta

psig Libra por pulgada cuadrada manométrica



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

INDICE DE TABLAS

Tabla # 1	Propiedades petrofísicos y de fluidos.....	4
Tabla # 2	Reservas del Campo Pañacocha	5
Tabla # 3	Predicciones de Producción del Campo Pañacocha	6
Tabla # 4	Parámetros Petrofísicos y de Fluidos de Yuturi	8
Tabla # 5	Reservas del Campo Yuturi	9
Tabla # 6	Predicciones de Producción del Campo Yuturi	10
Tabla # 7	Reservas del Proyecto Pañacocha - Yuturi	12
Tabla # 8	Predicciones de Producción del Proyecto Pañacocha - Yuturi	13
Tabla # 9	Costos estimados de la Estación Pañacocha	29
Tabla # 10	Costos estimados de la Estación Yuturi	29
Tabla # 11	Costos estimados de la Estación de Bombeo Pañacocha	30
Tabla # 12	Costos estimados de la Estación de Bombeo Yuturi	30
Tabla # 13	Costos estimados del Oleoducto Secundario	31
Tabla # 14	Costos estimados del Oleoducto Principal Pañacocha - Shushufindi	31
Tabla # 15	Costos estimados del Oleoducto Principal Pañacocha - Occidental	32
Tabla # 16	Costos estimados del Oleoducto Principal Yuturi - Auca	32
Tabla # 17	Costos estimados del Oleoducto Principal Yuturi - Elf	33
Tabla # 18	Costos estimados del Oleoducto Principal Pañacocha - City	33
Tabla # 19	Costos de las Líneas de Producción Pañacocha	34
Tabla # 20	Costos de las Líneas de Producción Yuturi	34



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Tabla # 21	Costos estimados del Gasoducto Pañacocha - Yuturi	35
Tabla # 22	Análisis Económico de la Alternativa 7	36
Tabla # 23	Análisis Económico de la Alternativa 8	36
Tabla # 24	Análisis Económico de la Alternativa 5	37
Tabla # 25	Análisis Económico de la Alternativa 6	38
Tabla # 26	Análisis Económico de la Alternativa 3	39
Tabla # 27	Análisis Económico de la Alternativa 4	39
Tabla # 28	Análisis Económico de la Alternativa 2	40
Tabla # 29	Análisis Económico de la Alternativa 10	41
Tabla # 30	Análisis Económico de la Alternativa 9	41
Tabla # 31	Análisis Económico de la Alternativa 1	42
Tabla # 32	Propiedades Físicas del Agua	52
Tabla # 33	Factor K para Determinar la Velocidad Máxima Permisible	63
Tabla # 34	Tiempo de Retención para Diferentes Tipos de Crudos	64
Tabla # 35	Tiempo de Retención de Crudo a Diferentes Temperaturas	65
Tabla # 36	Volumen De Separadores Para Medidas Estandarizadas	68
Tabla # 37	Coeficientes para Volúmenes Parciales de Cilindros Horizontales ..	70
Tabla # 38	Coef para Volúmenes Parciales de Cilindros Horizontales (cont) ..	71
Tabla # 39	Tabulación de Esfuerzos Permisibles - Diferentes Tipos de Suelda.	80
Tabla # 40	Tabulación de Esfuerzos Permisibles - Diferentes Tipos de Suelda	81
Tabla # 41	Factor de Junta E	82
Tabla # 42	Espesor mínimo para paredes de tuberías de acero	83



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Tabla # 43	Flujo Gravitacional en las líneas	83
Tabla # 44	Dimensiones y datos de tuberías	84
Tabla # 45	Características de flujo	85
Tabla # 46	Medidas Típicas y Capacidades Non-únales	98
Tabla # 47	Espesor de Planchas para medidas Típicas	99
Tabla # 48	Espesor de Base del Tanque	99
Tabla # 49	Esfuerzos Permisibles de las Planchas	100
Tabla # 50	Volumen de Trabajo para Bombas	163
Tabla # 51	Cálculos y Resultados de Pf	164
Tabla # 52	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.20	165
Tabla # 53	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.25	166
Tabla # 54	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.30	167
Tabla # 55	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.35	168
Tabla # 56	Cálculos y Resultados de Pf	225
Tabla # 57	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.20	226
Tabla # 58	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.25	227
Tabla # 59	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.30	228
Tabla # 60	Análisis de Bombas Jet para un IP = 0.35	229
Tabla # 61	Caída de Presión para Distintas Tuberías	237
Tabla # 62	Costos por Tubería y Equipo de Bombeo	248
Tabla # 63	Caída de Presión en Tubería de 10	250
Tabla # 64	Costos de la Estación de Producción Pañacocha	255



BIBLIOTECA FICT.
ESPOL

Tabla # 65	Costos de la Estación de Producción Yuturi	256
Tabla # 66	Costos de Líneas de Pozos a Estación de Producción Pañacocha	257
Tabla # 67	Costos de Líneas de Pozos a Estación de Producción Yuturi	258
Tabla # 68	Costos del Oleoducto Secundario Yuturi - Pañacocha	259
Tabla # 69	Costos del Oleoducto Principal Pañacocha - Shapabamba	260
Tabla # 70	Costos Totales del Proyecto	261



BIBLIOTECA FICT.
ESPOL

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1	Producción anual del Campo Pañacocha	7
Figura 1.2	Producción anual del Campo Yuturi	11
Figura 1.3	Predicciones de Producción Proyecto Pañacocha Yuturi	14
Figura 2.1	Presentación Esquemática de la Alternativa 1	16
Figura 2.2	Presentación Esquemática de la Alternativa 2	17
Figura 2.3	Presentación Esquemática de la Alternativa 3	19
Figura 2.4	Presentación Esquemática de la Alternativa 4	20
Figura 2.5	Presentación Esquemática de la Alternativa 5	21
Figura 2.6	Presentación Esquemática de la Alternativa 6	22
Figura 2.7	Presentación Esquemática de la Alternativa 7	23
Figura 2.8	Presentación Esquemática de la Alternativa 8	24
Figura 2.9	Presentación Esquemática de la Alternativa 9	26
Figura 2.10	Presentación Esquemática de la Alternativa 10	27
Figura 4.1	Separador Horizontal	46
Figura 4.2	Esquema Interior de un Separador Horizontal	47
Figura 4.3	Curva de Viscosidad vs Temperatura	50
Figura 4.4	Diámetros de Partículas	59
Figura 4.5	Bota De Gas	76
Figura 4.6	Líneas de Producción	78
Figura 4.7	Manifold	79

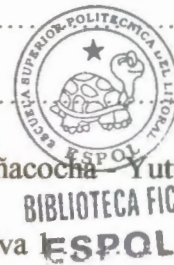


Figura 4.8	Montaje de Oleoducto	86
Figura 4.9	Oleoducto en la Estación de Producción	86
Figura 4.10	Bombas	88
Figura 4.11	Tanque de Almacenamiento	94
Figura 4.12	Tanques	95
Figura 4.13	Tanques con techo flotante	97
Figura 4.14	Sistema Centralizado	101
Figura 4.15	Sistema de Unit Solo	102
Figura 4.16	Unit Solo	103
Figura 4.17	Bombeo de Subsuelo	105
Figura 4.18	Sistema de Fluido Motriz Abierto	107
Figura 5.1	Dimensión del Separador de Prueba Pañacocha	136
Figura 5.2	Dimensión del Separador de Producción Pañacocha	152
Figura 5.3	Tanque de Lavado	154
Figura 5.4	Detalles de Tanque	160
Figura 5.5	Performance de la Bomba D7	169
Figura 5.6	Performance de la Bomba B+5	170
Figura 5.7	Performance de la Bomba B6	171
Figura 5.8	Performance de la Bomba B+4	172
Figura 5.9	Dimensión del Separador de Prueba Yuturi	201
Figura 5.10	Dimensión del Separador de Producción Yuturi	216



Figura 5.11	Performance de la Bomba A+5	230
Figura 5.12	Performance de la Bomba A2	231
Figura 5.13	Performance de la Bomba BB2	232
Figura 5.14	Performance de la Bomba BB1	233
Figura 5.15	Perdidas de Presión en la Tubería	238
Figura 5.16	Curvas de Performance Modelo 3640	241
Figura 5.17	Curva Característica de la Bomba Tipo 4x6-13	242
Figura 5.18	Curvas de Performance Modelo 3700	244
Figura 5.19	Curva Característica de la Bomba Tipo 4x6-13DV	244
Figura 5.20	Curva Característica de la Bomba Tipo 4x6-11	246
Figura 5.21	Curvas de la Caída de Presión y Potencia vs Caudal	249
Figura 5.22	Curva Característica de la Bomba Tipo 3x5-9 DV	252
Figura 6.1	Costos en Porcentajes	261



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

INDICE DE DIAGRAMAS

Diagrama # 1	Diagrama de flujo - Separadores - Pañacocha	270
Diagrama # 2	Diagrama de flujo - Tanques - Pañacocha	271
Diagrama # 3	Diagrama de proceso - Pañacocha	272
Diagrama # 4	Locación - Pañacocha	273
Diagrama # 5	Distribución de equipos - Pañacocha	274
Diagrama # 6	Diagrama de flujo - Separadores - Yuturi	279
Diagrama # 7	Diagrama de flujo - Tanques - Yuturi	280
Diagrama # 8	Diagrama de proceso - Yuturi	281
Diagrama # 9	Locación - Yuturi	282
Diagrama # 10	Distribución de equipos - Yuturi	283
Diagrama # 11	Muros de contención	284
Diagrama # 12	Facilidades de Almacenamiento y Oleoductos	285



BIBLIOTECA EIC
ESPOL

INTRODUCCION

La Estación de Producción desempeña un papel importante en la industria de petróleo, es en ésta donde se realiza el proceso de separación de crudo, antes de ser bombeado para su posterior comercialización. Una Estación de Producción consiste de diferentes sistemas, siendo el sistema de separación el más importante porque en él se separan las fases presentes en el crudo proveniente de la formación (petróleo, agua y gas). Los principales equipos que componen éste sistema se denominan separadores y del adecuado dimensionamiento que se realice de éstos se podrá lograr la producción máxima de hidrocarburos líquidos, en los términos previamente asumidos en el diseño.

El objetivo de este trabajo es básicamente describir paso a paso el procedimiento de diseño de los equipos principales que constituyen una Estación de Producción para el procesamiento del crudo, previamente se realiza un análisis preliminar de algunas alternativas de desarrollo para los campos escogidos (Yuturi y Pañacocha) y un estudio económico de las mismas, excluyendo los costo de exploración, perforación, construcción de campamentos, etc.

Los Campos Pañacocha y Yuturi fueron escogidos para este trabajo por contener crudos semipesados.

El diseño de los equipos de una Estación de Producción para los campos petroleros se basa en las reservas existentes, tasas de producción, propiedades de los fluidos y en las condiciones técnicas y de ubicación de los mismos.

Una Estación de Producción tiene como objetivo fundamental tratar el crudo producido y separarlo del agua y gas que continuamente lo acompañan en superficie. El crudo así separado es bombeado a un centro de almacenamiento o de procesamiento a través de un oleoducto, la presencia de agua y gas en el oleoducto podría provocar en el tiempo la aparición de procesos corrosivos y otros que deteriorarían aceleradamente la tubería, válvulas y demás accesorios del oleoducto, con el consiguiente incremento de los costos.

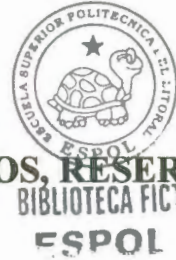


BIBLIOTECA FIC
ESPOL

El dimensionamiento de los equipos de una Estación de Producción sean estos separadores, múltiples, tanques, tuberías, bombas, etc. se lo ha efectuado tomando en consideración un grupo de parámetros petrofísicos de yacimiento y las propiedades del fluidos presentes en él. Por otro lado, es necesario realizar algunas consideraciones de ciertos parámetros que varían durante el tiempo y la ubicación geográfica.

Para el diseño de los separadores en los Campos Yuturi y Pañacocha fue necesario realizar un programa para facilitar los cálculos utilizando un procedimiento que está incluido en éste trabajo. El dimensionamiento de las bombas fue realizado con la ayuda de cartas y tablas mostradas en manuales especializados, también, el dimensionamiento de los tanques es realizado con el uso de tablas en base a las capacidades requeridas.

CAPITULO I



PARÁMETROS PETROFÍSICOS Y DE FLUIDOS, RESERVAS Y PREDICCIONES

Los parámetros petrofísicos, de fluidos, reservas y las predicciones de producción utilizados en este estudio fueron tomados con la debida autorización de Petroecuador del trabajo “Evaluación Geológica y Cálculos de Reservas para los Campos Pañacocha y Yuturi” preparado como informe interno en Junio de 1995 por los Ingenieros Marco Rivadeneira y Edgar Cilio(1).

1.1 CAMPO PAÑACOCHA

Antecedentes

Los datos petrofísicos y de fluidos de este campo se los obtuvo de los análisis de los ripios y núcleos de los pozos exploratorios PAÑACOCHA-01 y PAÑACOCHA-02, perforados entre Abril - Junio de 1972 y Diciembre de 1993 - Enero de 1994, respectivamente.

El pozo PAÑACOCKA-01 se perforó hasta una profundidad de 7840 pies, y al probar la arenisca "U" superior dio como resultado una producción de 1105 BPPD de 30.1 °API; en cambio, en el pozo PAÑACOCKA-02 se encontró petróleo en varios horizontes, habiéndose obtenido una producción de 6383 BPPD de entre 22 y 29 °API, en las areniscas "T" Superior, "U" Inferior, "U" Media, "U" Superior; y, de 903 BPPD de entre 12 y 14.7 °API en los reservorios "M-1" y "M-2".



BIBLIOTECA FIC

56801

Parámetros Petrofísicos y de Fluidos

En la **tabla # 1** se presenta una recopilación de los parámetros obtenidos a partir de registros y pruebas de pozo en Pañacocha-02, siendo las areniscas "U" Superior, "U" Media y "T" Superior las que dieron mejores resultados tanto de producción como de °API.

TABLA # 1

PARAMETROS PETROFÍSICOS Y DE FLUIDOS DE PAÑACOCKA

YACIMIENTO	h arena (ft)	h _o (ft)	Porosidad (%)	Sw (%)	Boi (BY/BN)	°API	PRUEBA DE PRODUCCION (bbl)
M-1	23.00	17.50	20.80	37.00	1.058	12.0	342
M-2	36.50	11.50	17.00	42.40	1.058	14.7	561
"A"	11.50	3.50	19.20	43.50			
"U" SUPERIOR	24.00	24.00	19.90	22.10	1.112	29.0	2720
"U" MEDIA	37.25	36.75	17.20	35.60	1.105	22.0	2067
"U" INFERIOR	6.50	5.50	21.30	34.10	1.105	12.0	674
"T" SUPERIOR	44.50	43.50	16.60	23.20	1.085	26.6	922

Reservas

En el **Tabla # 2** se muestran las reservas probadas, probables, totales, y el $^{\circ}$ API de las areniscas seleccionadas. El total de reservas (probadas + probables) es de 18.6 MM de barriles con un $^{\circ}$ API promedio de 26.18.

TABLA # 2
RESERVAS DEL CAMPO PAÑACOCHA



YACIMIENTO	RESERVAS PROBADAS (MM.Bbl)	RESERVAS PROBABLES (MM.Bbl)	RESERVAS TOTALES (MM.Bbl)	API
ARENA "T"	6.24	1.51	7.75	26.6
ARENA "U" MEDIA	4.08	0.97	5.05	22.2
ARENA "U" SUPERIOR	4.63	1.17	5.80	29.1
TOTAL	14.95	3.65	18.60	26.18

Predicciones de producción

Tomando como base el total de reservas de 18.6 MM de barriles, se propone iniciar la producción de este campo en la primera fase con 6300 bbl/d. En la **tabla # 3**, se muestran las predicciones de la producción de Pañacocha, calculándose un tiempo de estabilización de 2 años, una declinación anual de la producción de 14.1 %, un período de vida del campo de 20 años. Se considera una declinación anual exponencial (ver **figura 1.1**).

Para efecto de nuestro análisis hemos asumido que el campo se desarrollará en su segunda fase mediante levantamiento hidráulico (power oil), por consiguiente los

cálculos para el diseño de las facilidades de producción se realizarán en base a esta consideración. Para el desarrollo de este campo, fué proyectada en 1995 la perforación de un total de 9 pozos, de los cuales 2 ya han sido perforados, 3 pozos de avanzada y 4 de desarrollo. Tomando como referencia la arenisca "T" Superior se obtendrá una producción diaria inicial de 5400 bbl/d, es decir que cada pozo produciría 600 bbl/d en promedio.

TABLA # 3

PREDICCIONES DE PRODUCCIÓN DEL CAMPO PANACUCHA



BIBLIOTECA FIC

AÑO	PRODUCCION DIARIA PROM. (B/D)	PRODUCCION ANUAL (bbl)	PRODUCCION ACUMULADA (bbl)	PORCENTAJE DE RESERVAS (%)
1999	6,300.00	2,299,500.00	2,299,500.00	12.36%
2000	6,300.00	2,299,500.00	4,599,000.00	24.73%
2001	5,471.00	1,997,091.00	6,596,091.00	35.46%
2002	4,752.00	1,734,452.00	8,330,543.00	44.79%
2003	4,127.00	1,506,353.00	9,836,896.00	52.89%
2004	3,584.00	1,308,252.00	11,145,148.00	59.92%
2005	3,113.00	1,136,203.00	12,281,351.00	66.03%
2006	2,704.00	986,780.00	13,268,131.00	71.33%
2007	2,348.00	857,008.00	14,125,139.00	75.94%
2008	2,039.00	744,302.00	14,869,441.00	79.94%
2009	1,771.00	646,418.00	15,515,859.00	83.42%
2010	1,538.00	561,407.00	16,077,266.00	86.44%
2011	1,336.00	487,576.00	16,564,842.00	89.06%
2012	1,160.00	423,455.00	16,988,297.00	91.33%
2013	1,008.00	367,766.00	17,356,063.00	93.31%
2014	875.00	319,401.00	17,675,464.00	95.03%
2015	760.00	277,396.00	17,952,860.00	96.52%
2016	660.00	240,916.00	18,193,776.00	97.82%
2017	573.00	209,233.00	18,403,009.00	98.94%
2018	498.00	181,716.00	18,584,725.00	99.92%



FIGURA 1.1

PRODUCCIÓN ANUAL DEL CAMPO PAÑACOCCHA

1.2 CAMPO YUTURI

Antecedentes

El Campo Yuturi fué descubierto por la Cía. Minas y Petróleo al perforar el pozo Yuturi - 01 entre Julio y Agosto de 1970, llegando a una profundidad total de 7901 pies. Una vez perforado el pozo Yuturi - 01, se realizaron 9 pruebas en las areniscas reservorios, pero sólo en 3 de ellas se detectó crudo, éstas son : Arenisca " M-1", Arenisca "U" Superior y Arenisca "T" Superior.

Parámetros Petrofísicos y de Fluidos



En el **Tabla # 4**, se encuentran los parámetros petrofísicos y de fluidos del pozo Yuturi - 01, donde puede observarse que la arenisca "U" Superior produjo 636 BPPD de 18 ° API, mientras que las areniscas M-1 y "T" Superior dieron, la primera una emulsión de petróleo de 12.7 ° API y la segunda 50 BPPD de 8 ° API, por lo que no intervendrán en el estudio.

TABLA # 4

PARÁMETROS PETROFÍSICOS Y DE FLUIDOS DE YUTURI

YACIMIENTO	harena (ft)	ho (ft)	Porosidad (%)	Sw (%)	Boi (Bb/BN)	°API	PRUEBA DE PRODUCCION bb/d
M2	45.50	10.00	13.60	42.10	1.058	127	Crude emulsionado
U SUPERIOR	20.50	11.50	17.80	32.00	1.112	180	636
T SUPERIOR	48.00	22.50	17.20	34.80	1.055	80	50

Reservas

Las reservas probadas y probables del Campo Yuturi, del yacimiento "U" Superior, son 31.5 MM de barriles de 18 ° API (Ver **Tabla # 5**).

TABLA # 5
RESERVAS DEL CAMPO YUTURI



BIBLIOTECA FIC

YACIMIENTO	RESERVAS PROBADAS (MMBbs)	RESERVAS PROBABLES (MMBbs)	RESERVAS TOTALES (MMBbs)	°API
ARENA "U" SUPERIOR	18.81	12.69	31.50	18.0
TOTAL	18.81	12.69	31.50	18.0

Predicciones de producción

Tomando como base las reservas de 31.5 MMBbl., ha sido propuesto que el Campo Yuturi tenga una producción diaria inicial en la primera fase de 9000 bbl/d. En la **tabla # 6**, se muestran las predicciones de producción del campo Yuturi, con un tiempo de estabilización de 3 años, una declinación anual de la producción de 13.3%, un período de vida del campo de 23 años. De igual forma se considera una declinación anual exponencial (ver **figura 1.2**).

BIBLIOTECA



FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

TABLA # 6

PREDICCIONES DE PRODUCCIÓN DEL CAMPO VETURI



AÑO	PRODUCCION DIARIA PROM. (B/D)	PRODUCCION ANUAL (bb)	PRODUCCION ACUMULADA (bb)	PORCENTAJE DE RESERVA (%)
2000	9,000.00	3,285,000.00	3,285,000.00	10.43%
2001	9,000.00	3,285,000.00	6,570,000.00	20.86%
2002	9,000.00	3,285,000.00	9,855,000.00	31.29%
2003	7,879.00	2,875,903.00	12,730,903.00	40.42%
2004	6,898.00	2,517,753.00	15,248,656.00	48.41%
2005	6,039.00	2,204,204.00	17,452,860.00	55.41%
2006	5,287.00	1,929,704.00	19,382,564.00	61.53%
2007	4,628.00	1,689,389.00	21,071,953.00	66.90%
2008	4,052.00	1,479,001.00	22,550,954.00	71.59%
2009	3,547.00	1,294,813.00	23,845,767.00	75.70%
2010	3,106.00	1,133,564.00	24,979,331.00	79.30%
2011	2,719.00	992,396.00	25,971,727.00	82.45%
2012	2,380.00	868,808.00	26,840,535.00	85.21%
2013	2,084.00	760,611.00	27,601,146.00	87.62%
2014	1,824.00	665,888.00	28,267,034.00	89.74%
2015	1,597.00	582,962.00	28,849,996.00	91.59%
2016	1,398.00	510,363.00	29,360,359.00	93.21%
2017	1,224.00	446,805.00	29,807,164.00	94.63%
2018	1,072.00	391,162.00	30,198,326.00	95.87%
2019	938.00	342,449.00	30,540,775.00	96.95%
2020	821.00	299,802.00	30,840,577.00	97.91%
2021	719.00	262,466.00	31,103,043.00	98.74%
2022	630.00	229,780.00	31,332,823.00	99.47%



FIGURA 1.2

PRODUCCIÓN ANUAL DEL CAMPO YUTURI

Del mismo modo que lo hicimos con en Campo Pañacocha, hemos supuesto que el Campo Yuturi en la segunda fase, el campo se desarrollará mediante levantamiento hidráulico (power oil), razón por la cual el dimensionamiento de las facilidades de producción se calculará bajo ésta consideración.

Se proyectó en 1995 la perforación de un total de 21 pozos, de los cuales 1 ha sido ya perforado, 5 pozos a perforarse serían de avanzada para delimitar las estructuras y 15 de desarrollo. Tomando como referencia la arenisca "U" superior,

la producción diaria inicial propuesta para el campo sería 8000 bbl/d y cada pozo produciría 381 bbl/d en promedio, con un crudo de 18 ° API.

1.3 CAMPO PAÑACOCCHA - YUTURI



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Reservas

Los dos campos dan un total de reservas que asciende a 50.1 MM. de barriles (ver tabla # 7).

TABLA # 7

RESERVAS DEL PROYECTO PAÑACOCCHA - YUTURI

CAMPO	RESERVAS PROBADAS (MM.Bbl)	RESERVAS PROBABLES (MM.BLS)	RESERVAS TOTALES (MM.Bbl)	API
PAÑACOCCHA	14.95	3.65	18.60	26.18
YUTURI	18.81	12.69	31.50	18.00
TOTAL	33.76	16.34	50.10	

Predicciones de producción

En el **tabla # 8**, se presentan las producciones diarias y anuales proyectadas por Petroecuador así como las producciones acumuladas y el grado API de la mezcla de crudos de los dos campos.

TABLA # 8
PREDICCIONES DE PRODUCCIÓN DEL PROYECTO PAÑACOAHA -
YUTURI

ANO	PRODUCCION DIARIA PROM. (MD)	PRODUCCION ANUAL (MD)	PRODUCCION ACUMULADA (MD)	PORCENTAJE DE RESERVAS (%)	TAJE PROMEDIO
1999	6,300.00	2,299,500.00	2,299,500.00		26.2
2000	15,300.00	5,584,500.00	7,884,000.00		21.3
2001	14,471.00	5,281,915.00	13,165,915.00	0.9279	21.0
2002	13,752.00	5,019,480.00	18,185,395.00	0.9295	20.7
2003	12,006.00	4,382,190.00	22,567,585.00	0.9296	20.7
2004	10,482.00	3,825,930.00	26,393,515.00	0.9297	20.7
2005	9,152.00	3,340,480.00	29,733,995.00	0.9298	20.7
2006	7,990.00	2,916,350.00	32,650,345.00	0.9299	20.7
2007	6,976.00	2,546,240.00	35,196,585.00	0.9300	20.7
2008	6,091.00	2,223,215.00	37,419,800.00	0.9300	20.6
2009	5,318.00	1,941,070.00	39,360,870.00	0.9301	20.6
2010	4,644.00	1,695,060.00	41,055,930.00	0.9302	20.6
2011	4,055.00	1,480,075.00	42,536,005.00	0.9303	20.6
2012	3,540.00	1,292,100.00	43,828,105.00	0.9304	20.6
2013	3,091.00	1,128,215.00	44,956,320.00	0.9305	20.6
2014	2,699.00	985,135.00	45,941,455.00	0.9306	20.6
2015	2,357.00	860,305.00	46,801,760.00	0.9307	20.5
2016	2,058.00	751,170.00	47,552,930.00	0.9307	20.5
2017	1,797.00	655,905.00	48,208,835.00	0.9308	20.5
2018	1,570.00	573,050.00	48,781,885.00	0.9309	20.5
2019	938.00	342,370.00	49,124,255.00	0.9465	18.0
2020	821.00	299,665.00	49,423,920.00	0.9465	18.0
2021	719.00	262,435.00	49,686,355.00	0.9465	18.0
2022	630.00	229,950.00	49,916,305.00	0.9465	18.0

* Mezcla de los crudos de ambos campos

En la **figura 1.3** se presenta un esquema de la producción diaria total del proyecto (la suma de las producciones diarias de los dos campos), durante su vida útil.

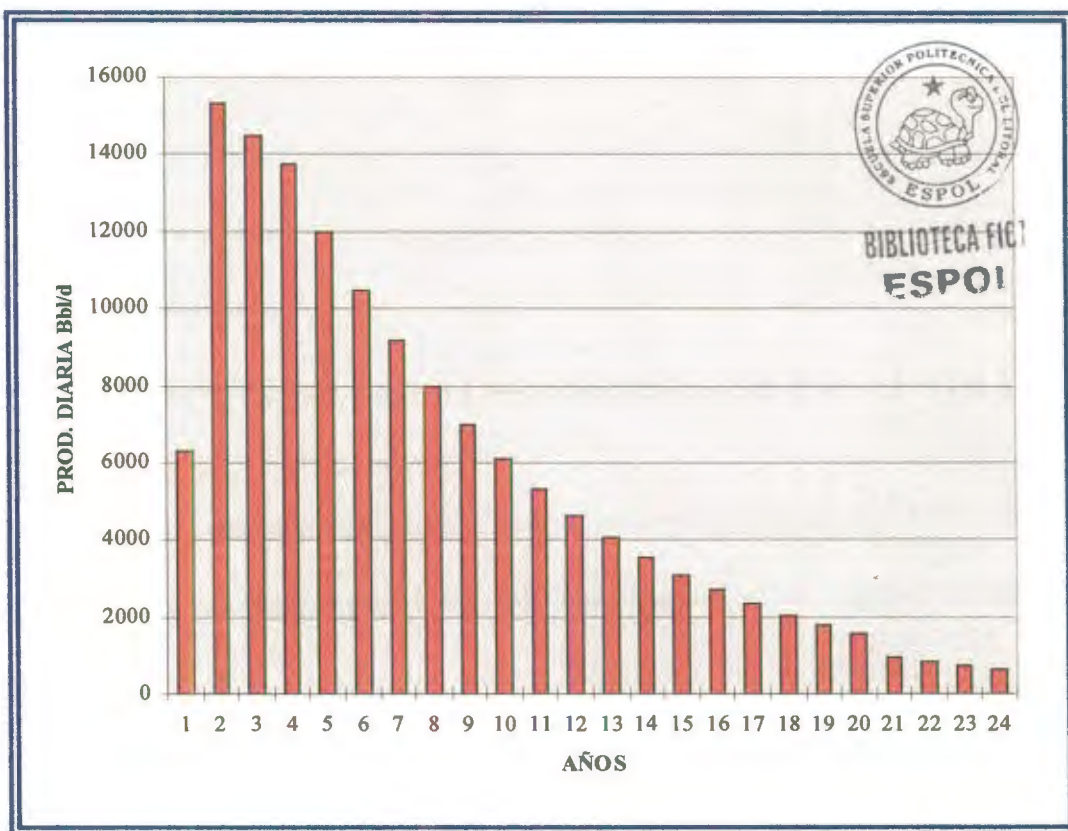


FIGURA 1.3

PREDICCIONES DE PRODUCCIÓN PROYECTO PAÑACOCCHA-YUTURI

CAPITULO II

PRESENTACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE DESARROLLO

Debido a que los campos Pañacocha y Yuturi se encuentran alejados de la Estación de bombeo ubicada en Lago Agrio a la cual debe llegar el crudo producido para su posterior transporte a los sitios de comercialización (Balao), es necesario buscar alternativas para transportar el crudo desde los campos de producción (Pañacocha y Yuturi) hasta un sitio intermedio de bombeo, existente y cercano que permitan disminuir los costos de transporte. A continuación se presentan alternativas de desarrollo, de las cuales se escogerá la más conveniente y rentable, en el Capítulo III.



2.1 ESTACIONES EN PAÑACOCCHA Y YUTURI: OLEODUCTO PRINCIPAL

PAÑACOCCHA - SHUSHUFINDI

Esta alternativa involucra la construcción de un oleoducto secundario de 26 km, que llevaría el crudo de la estación de producción en Yuturi a la estación de producción en Pañacocha; un oleoducto principal de 71 km. para llevar el crudo de los dos campos a la estación Shushufindi, la cual cuenta ya con un ducto hasta

Lago Agrio. En la **figura 2.1**¹ se muestra un esquema del recorrido del crudo desde las estaciones Pañacocha y Yuturi hasta la estación de producción Shushufindi Central y de allí a Lago Agrio. Ambas estaciones contarán con un sistema de calentamiento que facilite el bombeo del crudo a los lugares de destino. Pañacocha contará con un tanque de oleoducto de 60000 bbl donde se calentará y bombeará la mezcla hasta un tanque de almacenaje en Shushufindi.

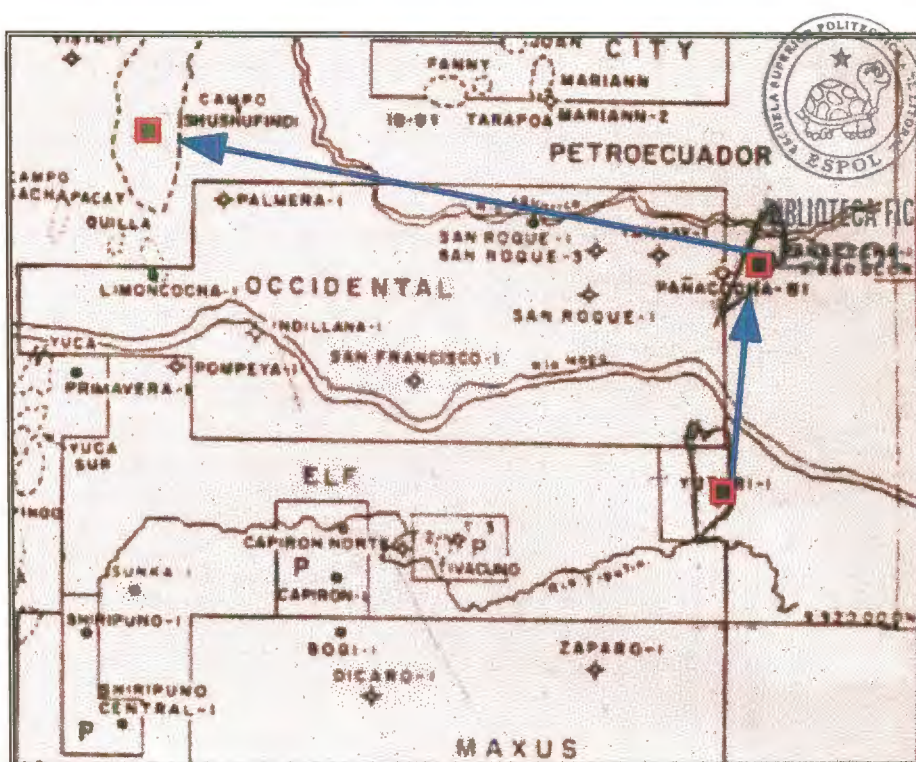


FIGURA 2.1

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 1

¹ Tomada del mapa petrolero Ecuatoriano

2.3 ESTACION PRICIPAL EN PAÑACOCOA Y ESTACION DE BOMBEO EN YUTURI: OLEODUCTO PRINCIPAL PAÑACOCOA - SHUSHUFINDI

Para ésta alternativa de desarrollo se necesitará lo siguiente:

- Estación de producción en el Campo Pañacocha y una estación de bombeo en el Campo Yuturi.
- Oleoducto principal Pañacocha - Shushufindi, 71 km.
- Oleoducto secundario Yuturi - Pañacocha, 26 km.
- Intercambiador de calor en ambos campos.



El oleoducto secundario será utilizado para llevar el crudo desde Yuturi hasta la estación de producción en Pañacocha. El Campo Yuturi constará de 2 tanques de 20000 Bbl., uno de ellos para stand-by, en los cuales se recolectará el crudo proveniente de los pozos para su calentamiento y posterior bombeo. Las facilidades de superficie en Pañacocha serán diseñadas para tratar el crudo de ambos campos y contará con un tanque de oleoducto de 60000 bbl, un intercambiador de calor y dos bombas de transferencia (una de repuesto).

En la **figura 2.3**¹ se muestra el recorrido del crudo de los campos hasta la estación Shushufindi Central.



FIGURA 2.3

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 3

2.4 ESTACIÓN PRINCIPAL EN YUTURI Y ESTACIÓN DE BOMBEO EN PAÑACOCOA: OLEODUCTO PRINCIPAL YUTURI - AUCA

En ésta alternativa de desarrollo se incluirá lo siguiente:

- Estación de producción en Yuturi.
- Estación de bombeo en Pañacocha.
- Oleoducto principal Yuturi - Auca, 90 km.
- Oleoducto secundario Pañacocha - Yuturi, 26 km.
- Intercambiador de calor en Yuturi.

El crudo del campo Pañacocha será almacenado en un tanque para bombeo de 15000 bbl, además se tendrá un tanque de la misma capacidad en stand-by; el crudo será bombeado a la estación de producción en Yuturi mediante un oleoducto secundario de 26 km. En Yuturi se dispondrá de un tanque de oleoducto con capacidad de almacenamiento de 60000 bbl, el crudo será bombeado a través del oleoducto principal desde Yuturi a la estación de producción en Auca.

El recorrido del crudo se muestra en la figura 2.4 ¹.

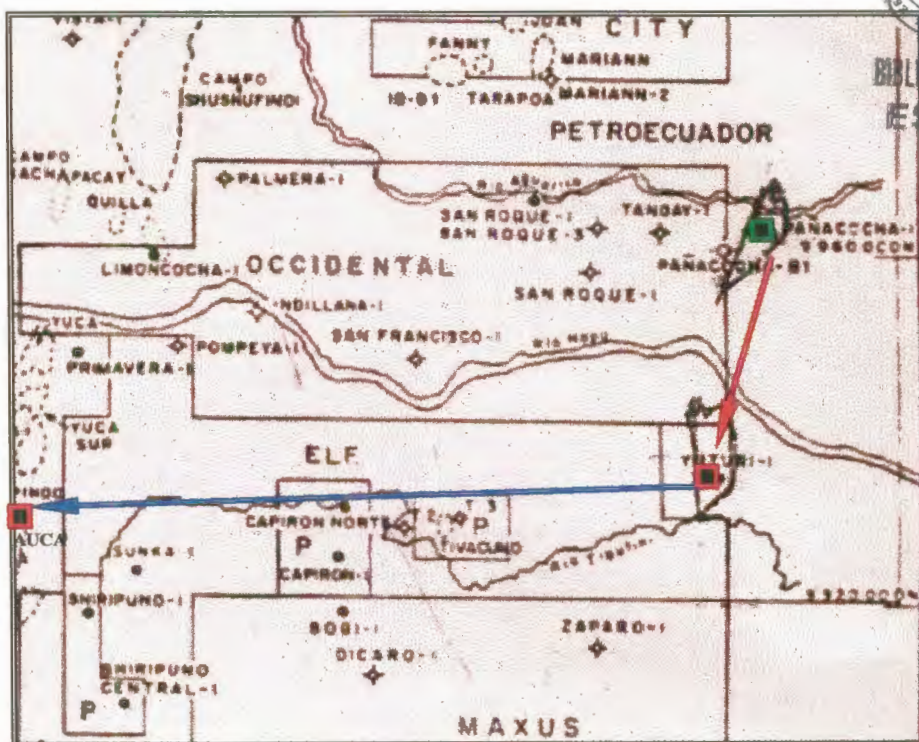


FIGURA 2.4

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 4



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

2.5 ESTACIONES DE BOMBEO EN PAÑACOCHA Y YUTURI : OLEODUCTO PRINCIPAL PAÑACOCHA - SHUSHUFINDI.

Esta alternativa incluye sólo estaciones de bombeo, es decir que cada estación tendrá dos tanques, uno para recolectar el crudo y otro para stand-by. El crudo será bombeado desde Yuturi a Pañacochoa mediante un oleoducto secundario de 26 km. y de Pañacochoa a Shushufindi por un oleoducto principal de 71 km. Para facilitar el bombeo es necesario implementar un sistema de calentamiento. El Campo Pañacochoa dispondrá de un tanque con capacidad de almacenar la producción total de los dos campos. En la **figura 2.5** se presenta el recorrido.

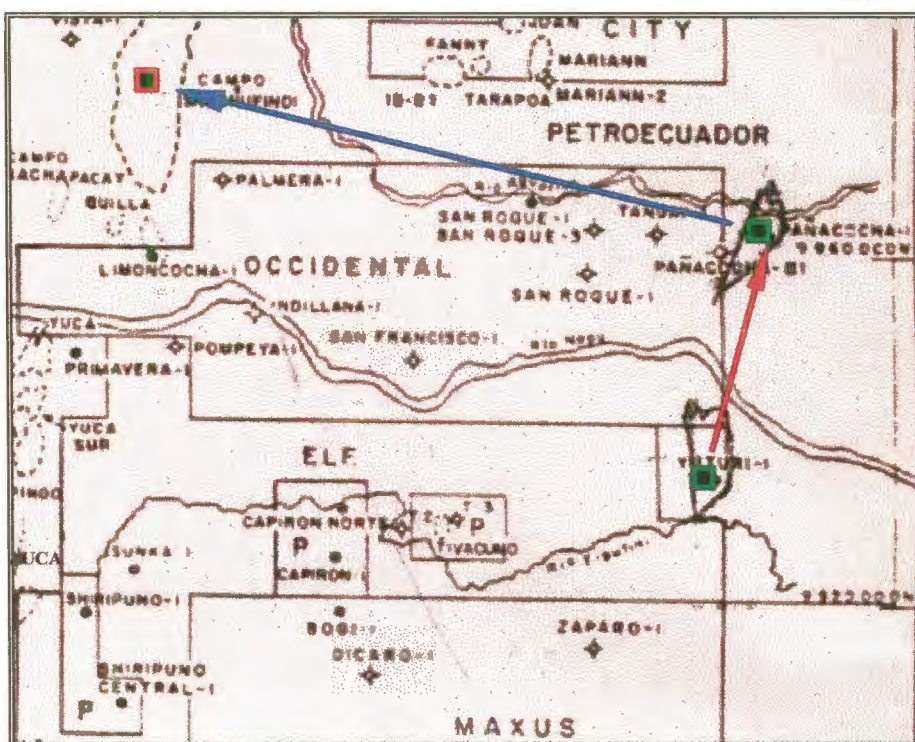


FIGURA 2.5

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 5

2.6 ESTACIONES DE BOMBEO EN PAÑACOCOA Y YUTURI : OLEODUCTO PRINCIPAL YUTURI - AUCA

El desarrollo de ésta alternativa involucra la construcción de dos estaciones de bombeo, una en cada campo; un oleoducto principal desde Yuturi hasta el Campo Auca de aproximadamente 90 km. de longitud, y un oleoducto secundario desde Pañacocha hasta Yuturi. Cada estación de bombeo requerirá de dos tanques, uno para almacenar el crudo y el otro para stand-by. En Yuturi se dispondrá de un tanque que almacenará el fluido de los dos campos. En la **figura 2.6** se muestra el recorrido del fluido para la alternativa presentada.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

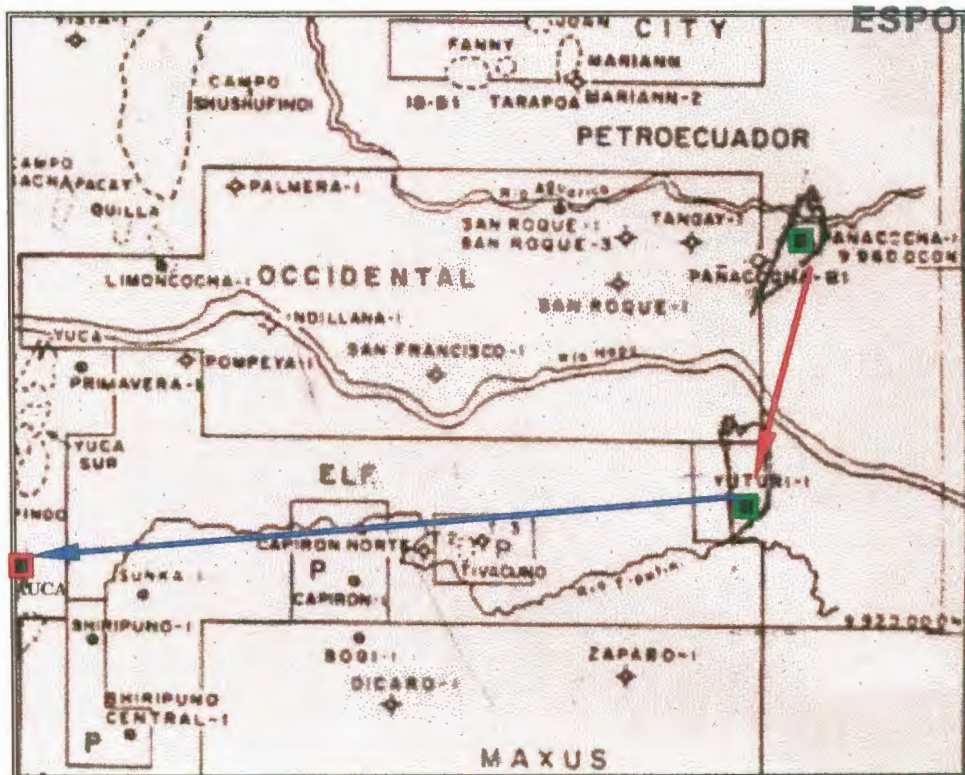


FIGURA 2.6

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 6

2.7 ESTACIÓN PRINCIPAL EN PAÑACOCHA Y ESTACIÓN DE BOMBEO EL YUTURI : OLEODUCTO PRINCIPAL PAÑACOCHA - OCCIDENTAL

Para implementar esta alternativa se necesitará de una estación de producción en Pañacocha la cual recibirá el fluido desde Yuturi, a través de un oleoducto secundario. Yuturi constará de dos tanques, uno para almacenar el crudo y otro en stand-by; mientras que en Pañacocha se instalará un tanque de oleoducto que almacenará el crudo de los dos campos para transferirlos hasta Occidental por un oleoducto principal de 72 km. Tanto en Yuturi como en Pañacocha se instalarán intercambiadores de calor. La **figura 2.7**¹ muestra el diagrama de

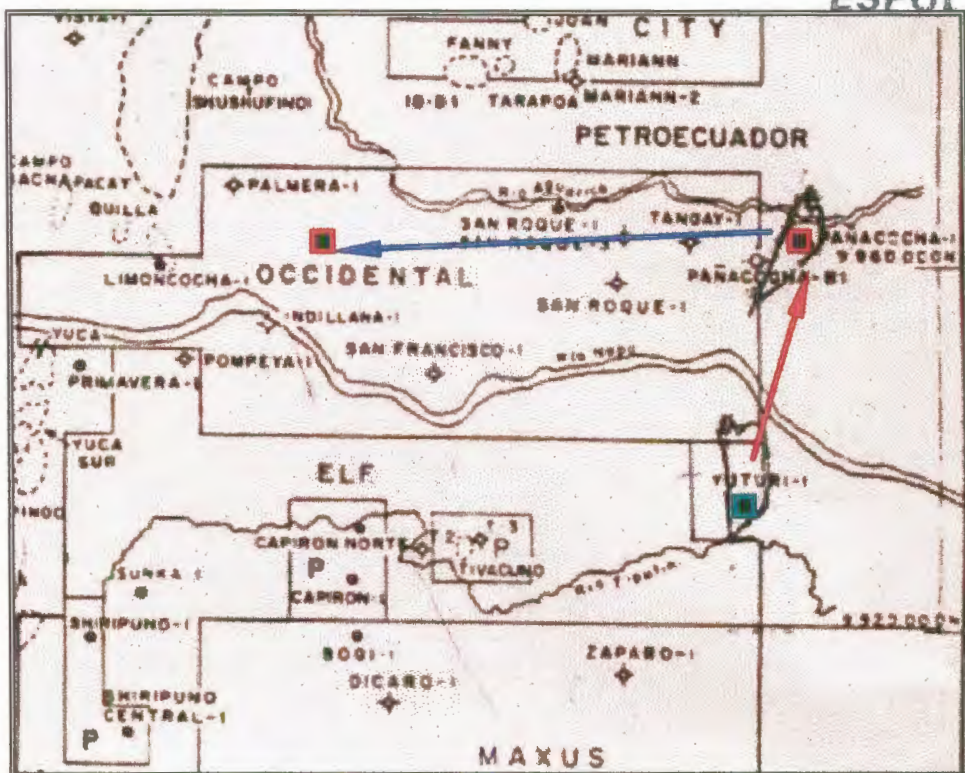


FIGURA 2.7

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 7

2.8 ESTACIÓN PRINCIPAL EN YUTURI Y ESTACIÓN DE BOMBEO EN PAÑACOCHA: OLEODUCTO PRINCIPAL YUTURI - ELF

Para el desarrollo de la alternativa se necesitará del diseño de una estación en Yuturi que recibirá el fluido de Pañacocha mediante un oleoducto secundario de 26 km. En Pañacocha se instalarán 2 tanques de recepción de crudo, uno quedará en stand-by, en tanto que en Yuturi habrá un tanque de almacenaje para el crudo de los dos campos y luego bombearlo hasta la estación de ELF mediante un oleoducto principal de 55 km. de longitud. En Yuturi se instalará un sistema de calentamiento. Un esquema del recorrido del crudo se presenta en la **Figura 2.8**.

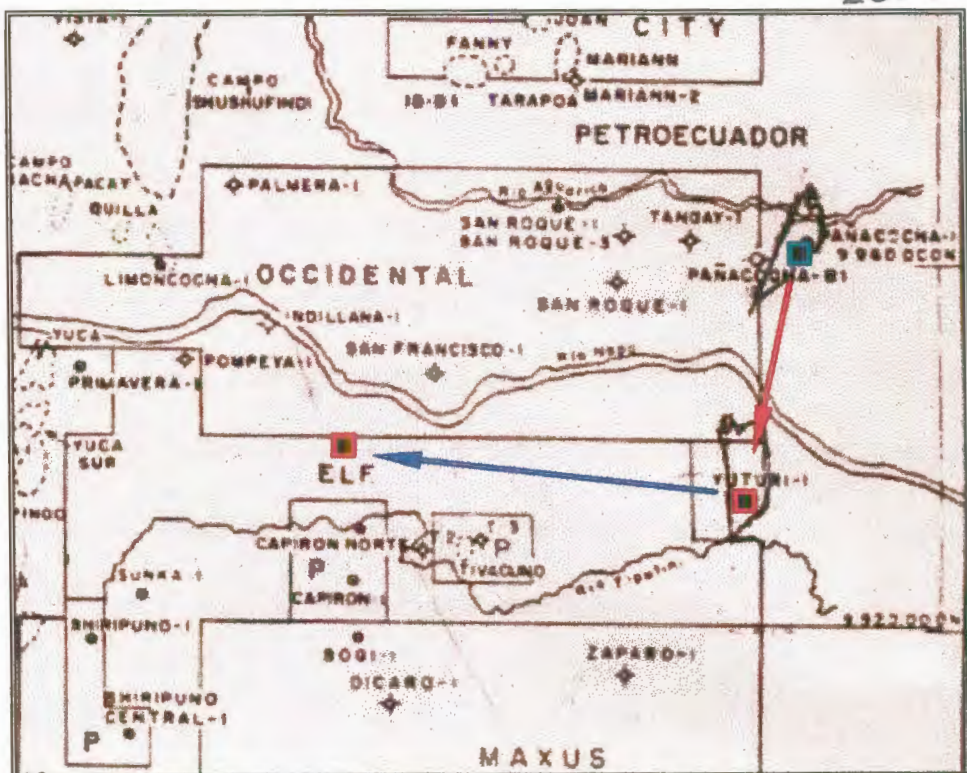


FIGURA 2.8

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 8

2.9 ESTACIONES EN PAÑACOCOA Y YUTURI: ENVIAR GAS DE PAÑACOCOA A CALENTAR CRUDO DE YUTURI. OLEODUCTO PAÑACOCOA - SHUSHUFINDI.

El desarrollo de esta alternativa incluirá lo siguiente:

- Estación de producción en Pañacocha.
- Estación de producción en Yuturi.
- Oleoducto principal Pañacocha - Shushufindi, 71 km.
- Oleoducto secundario Yuturi - Pañacocha, 26 km.
- Sistema de calentamiento en los dos campos.
- Gasoducto de Pañacocha - Yuturi, 26 km.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

El fluido proveniente de los pozos será separado en las estaciones de cada campo, además el gas separado en Pañacocha será comprimido y bombeado a través de un gasoducto hasta Yuturi para calentar el crudo pesado de ese campo antes de ser transferido por el oleoducto secundario hasta Pañacocha. En ésta estación se construirá un tanque de oleoducto para almacenar el crudo de los dos campos y luego bombearlo hasta Shushufindi, previamente calentado.

El recorrido del crudo se presenta en la **figura 2.9** ¹.

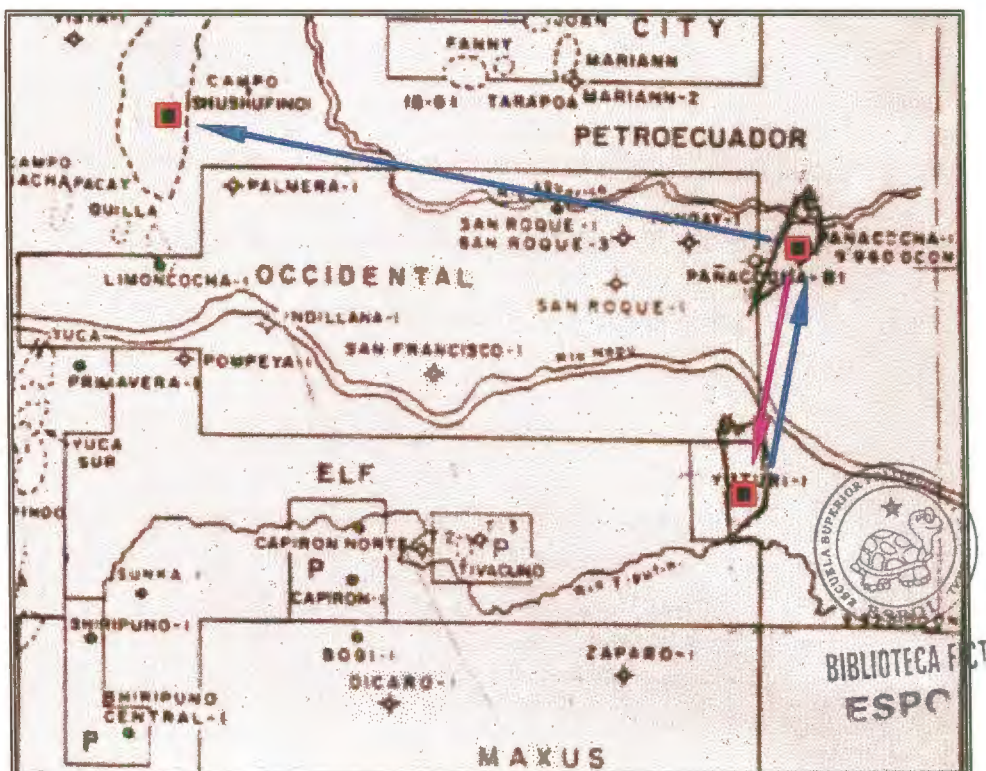


FIGURA 2.9

PRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA ALTERNATIVA 9

2.10 ESTACIONES EN PAÑACOCOA Y YUTURI: OLEODUCTO PRINCIPAL: PAÑACOCOA - CITY

Esta alternativa incluirá lo siguiente:

- Estación de producción en Pañacocha.
- Estación de producción en Yuturi.
- Oleoducto principal Pañacocha - City, 42 km.
- Oleoducto secundario Yuturi - Pañacocha, 26 km.



FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

CAPITULO III

COMPARACIÓN Y SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

3.1 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS

Para el propósito de este análisis de alternativas se han utilizado los costos unitarios presentados por Rivadeneira y Cilio (1) . Estos costos no son actualizados, sin embargo, tratándose de un análisis de alternativas consideramos que son suficientes para seleccionar la alternativa más conveniente para la ubicación de las estaciones de producción y recorridos de oleoductos.

En el capítulo VI se presentan costos actualizados para la alternativa seleccionada, los mismos que pueden servir para estudios económicos posteriores.

TABLA # 9

COSTOS ESTIMADOS DE LA ESTACIÓN PAÑACOCCHA

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- TANQUES DE PRODUCCION				
Tanque de lavado de 38000 Bbl	c/u	1.00	50,000.00	50,000.00
Tanque de estabilización 24000 Bbl	c/u	1.00	350,000.00	350,000.00
2.- SEPARADORES				
Separador de prueba de 6000 b/d	c/u	1.00	150,000.00	150,000.00
Separadores de producción de 12000 b/d	c/u	2.00	200,000.00	400,000.00
3.- MULTIPLES				
	c/u	3.00	40,000.00	120,000.00
4.- CONTADORES DE FLUJO				
	c/u	2.00	60,000.00	120,000.00
5.- BOTA DE GAS				
	c/u	1.00	100,000.00	100,000.00
6.- MECHERO				
	c/u	1.00	20,000.00	20,000.00
7.- TANQUES Y BOMBA ADICIONALES				
Tanque de combustible de 500 bbl y bomba	c/u	1.00	20,000.00	20,000.00
Tanque de agua de 500 bbl y bomba	c/u	1.00	20,000.00	20,000.00
Tanques y bombas de inyección de químicos	c/u	1.00	20,000.00	20,000.00
8.- ENERGIA ELECTRICA				
Generadores	c/u	3.00	150,000.00	450,000.00
Luminaria e instalación, mat. elect.	c/u	8.00	500.00	4,000.00
Tableros de control	c/u	3.00	30,000.00	90,000.00
9.- MOVIMIENTO DE TIERRAS				
	c/u	1.00	100,000.00	100,000.00
10.- CONTINGENCIAS 10%				
	c/u			201,400.00
TOTAL			\$	2,215,400.00

TABLA # 10

COSTOS ESTIMADOS DE LA ESTACIÓN YUTURI

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- TANQUES DE PRODUCCION				
Tanque de lavado de 50000 Bbl	c/u	1.00	700,000.00	700,000.00
Tanque de estabilización 40000 Bbl	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
2.- SEPARADORES				
Separador de prueba de 6000 b/d	c/u	1.00	150,000.00	150,000.00
Separadores de producción de 8000 b/d	c/u	3.00	175,000.00	525,000.00
3.- MULTIPLES				
	c/u	4.00	40,000.00	160,000.00
4.- CONTADORES DE FLUJO				
	c/u	2.00	60,000.00	120,000.00
5.- BOTA DE GAS				
	c/u	1.00	100,000.00	100,000.00
6.- MECHERO				
	c/u	1.00	20,000.00	20,000.00
7.- TANQUES Y BOMBA ADICIONALES				
Tanque de combustible de 800 bbl y bomba	c/u	1.00	25,000.00	25,000.00
Tanque de agua de 600 bbl y bomba	c/u	1.00	25,000.00	25,000.00
Tanques y bombas de inyección de químicos	c/u	1.00	25,000.00	25,000.00
8.- ENERGIA ELECTRICA				
Generadores	c/u	3.00	150,000.00	450,000.00
Luminaria e instalación, materiales eléctricos.	c/u	8.00	500.00	4,000.00
Tableros de control	c/u	3.00	30,000.00	90,000.00
9.- MOVIMIENTO DE TIERRAS				
	c/u	1.00	100,000.00	100,000.00
10.- CONTINGENCIAS 10%				
	c/u			299,400.00
TOTAL			\$	3,293,400.00

TABLA # 11

COSTOS ESTIMADOS DE ESTACIÓN DE BOMBEO PAÑACUCHA

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- Tanque de 20000 Bbl	c/u	2.00	350,000.00	700,000.00
2.- Bomba de transferencia	c/u	1.00	250,000.00	250,000.00
3.- Generador	c/u	1.00	150,000.00	150,000.00
4.- Luminarias e instalaciones eléctricas	c/u	5.00	500.00	2,500.00
5.- Tablero de control	c/u	1.00	30,000.00	30,000.00
6.- Tanque de agua de 500 bbl y bomba	c/u	1.00	20,000.00	20,000.00
7.- CONTINGENCIAS	c/u			115,000.00
TOTAL			\$	1,267,750.00

TABLA # 12

COSTOS ESTIMADOS DE ESTACIÓN DE BOMBEO YUTURI

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- Tanque de 30000 Bbl	c/u	2.00	450,000.00	900,000.00
2.- Bomba de transferencia	c/u	1.00	250,000.00	250,000.00
3.- Generador	c/u	1.00	150,000.00	150,000.00
4.- Luminarias e instalaciones eléctricas	c/u	5.00	500.00	2,500.00
5.- Tablero de control	c/u	1.00	30,000.00	30,000.00
6.- Tanque de agua de 500 bbl y bomba	c/u	1.00	20,000.00	20,000.00
7.- CONTINGENCIAS	c/u			135,250.00
TOTAL			\$	1,487,750.00

TABLA # 13
COSTOS ESTIMADOS DE OLEODUCTO SECUNDARIO

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS De Yuturi - Pañacocha	km.	26.00	20,000.00	520,000.00
2.- TUBERIA Línea de 10" de Yuturi - Pañacocha	m	26,000.00	50.00	1,300,000.00
3.- BLOQUES Y MARCOS H Bloques (26 km*100 bloques./km.) Marcos H (26km*60 marcos/km)	bloques marcos	2,600.00 1,560.00	10.00 200.00	12,000.00 312,000.00
4.- TENDIDO DE LINEAS En superficie sobre marcos y bloques	m	25,400.00	40.00	1,016,000.00
5.- PUENTES DE OLEODUCTO Puente en el Río Napo	c/u	1.00	300,000.00	300,000.00
6.- TUNEL BAJO EL RIO	c/u	1.00	1,295,488.00	1,295,488.00
7.- VARIOS Trampas de raspador (entrada/salida) Prueba hidrostática Medidores de flujo Muro de contención	c/u c/u	2.00 1.00	40,000.00 13,000.00	80,000.00 13,000.00 100,000.00 50,000.00
8.- CONTINGENCIAS (10%)				501,248.80
TOTAL				\$ 5,513,736.80

TABLA # 14

COSTOS ESTIMADOS DE OLEODUCTO PRINCIPAL
PAÑACOCHA - SHUSHUFINDI

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS De Pañacocha a Shushufindi	km.	71.00	20,000.00	1,420,000.00
2.- TUBERIA Línea de 10" de Pañacocha a Shushufindi	m	71,000.00	50.00	3,550,000.00
3.- BLOQUES Y MARCOS H Bloques (71 km*100 bloques/km.) Marcos H (71km*60 marcos/km)	bloques marcos	7,100.00 4,260.00	10.00 200.00	71,000.00 852,000.00
4.- TENDIDO DE LINEAS En superficie sobre marcos y bloques	m	71,000.00	40.00	2,840,000.00
5.- PUENTES DE OLEODUCTO Puentes para quebradas	c/u	10.00	50,000.00	500,000.00
6.- VARIOS Trampas de raspador (entrada/salida) Prueba hidrostática Medidores de flujo Indemnización por terrenos ocupados	c/u c/u	2.00 1.00	40,000.00 35,500.00	80,000.00 35,500.00 100,000.00 750,000.00
7.- CONTINGENCIAS				1,019,850.00
TOTAL				\$ 11,218,350.00

TABLA # 15

COSTOS ESTIMADOS DE OLEODUCTO PRINCIPAL

PAÑACOCCHA - OCCIDENTAL

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS				
De Pañacocha a Occidental	km	72.00	20,000.00	1,440,000.00
2.- TUBERIA				
Línea de 10" de Pañacocha a Occidental	m	72,000.00	50.00	3,600,000.00
3.- BLOQUES Y MARCOS H				
Bloques (72 km*100 bloques/km.)	bloques	7,200.00	10.00	72,000.00
Marcos H (72km*60 marcos/km)	marcos	4,320.00	200.00	864,000.00
4.- TENDIDO DE LINEAS				
En superficie sobre marcos y bloques	m	72,000.00	40.00	2,880,000.00
5.- PUENTES DE OLEODUCTO				
Puentes para quebradas	c/u	10.00	50,000.00	500,000.00
6.- VARIOS				
Trampas de raspador (entrada/salida)	c/u	2.00	40,000.00	80,000.00
Prueba hidrostática	c/u	1.00	36,000.00	36,000.00
Medidores de flujo				100,000.00
Indemnización por terrenos ocupados				750,000.00
7.- CONTINGENCIAS				
TOTAL			\$	11,354,000.00

BIBLIOTECA FIC,
ESPOL

TABLA # 16

COSTOS ESTIMADOS DE OLEODUCTO PRINCIPAL

YUTURI - AUCA

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS				
De Yuturi - Auca	km.	90.00	20,000.00	1,800,000.00
2.- TUBERIA				
Línea de 10" de Yuturi-Auca	m	90,000.00	50.00	4,500,000.00
3.- BLOQUES Y MARCOS H				
Bloques (90 km*100 bloques/km.)	bloques	9,000.00	10.00	90,000.00
Marcos H (90km*60 marcos/km)	marcos	5,400.00	200.00	1,080,000.00
4.- TENDIDO DE LINEAS				
En superficie sobre marcos y bloques	m	90,000.00	40.00	3,600,000.00
5.- PUENTES DE OLEODUCTO				
Puentes para quebradas	c/u	12.00	50,000.00	600,000.00
6.- VARIOS				
Trampas de raspador (entrada/salida)	c/u	2.00	40,000.00	80,000.00
Prueba hidrostática	c/u	1.00	45,000.00	45,000.00
Medidores de flujo				100,000.00
Indemnización por terrenos ocupados				750,000.00
7.- CONTINGENCIAS				
TOTAL			\$	13,909,500.00

TABLA # 17
COSTOS ESTIMADOS DE OLEODUCTO PRINCIPAL
YUTURI - ELF

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS De Yuturi -Elf	km.	55.00	20,000.00	1,100,000.00
2.- TUBERIA Línea de 10" de Yuturi-Elf	m	55,000.00	50.00	2,750,000.00
3.- BLOQUES Y MARCOS H Bloques (55 km*100 bloques/km.) Marcos H (55km*60 marcos/km)	bloques marcos	5,500.00 3,300.00	10.00 200.00	55,000.00 660,000.00
4.- TENDIDO DE LINEAS En superficie sobre marcos y bloques	m	55,000.00	40.00	2,200,000.00
5.- PUENTES DE OLEODUCTO Puentes para quebradas	c/u	5.00	50,000.00	250,000.00
6.- VARIOS Trampas de raspador (entrada/salida) Prueba hidrostática Medidores de flujo Indemnización por terrenos ocupados	c/u c/u	2.00 1.00	40,000.00 27,500.00	80,000.00 27,500.00 100,000.00 750,000.00
7.- CONTINGENCIAS				387,350.80
TOTAL			\$	8,769,750.00

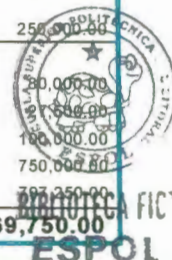


TABLA # 18
COSTOS ESTIMADOS DE OLEODUCTO PRINCIPAL
PAÑACOCOA - CITY

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS De Pañacocha a City	km.	42.00	20,000.00	840,000.00
2.- TUBERIA Línea de 10" de Pañacocha a City	m	42,000.00	50.00	2,100,000.00
3.- BLOQUES Y MARCOS H Bloques (42 km*100 bloques/km.) Marcos H (42km*60 marcos/km)	bloques marcos	4,200.00 2,520.00	10.00 200.00	42,000.00 504,000.00
4.- TENDIDO DE LINEAS En superficie sobre marcos y bloques	m	42,000.00	40.00	1,680,000.00
5.- TUNEL BAJO EL RIO AGUARICO	c/u			1,295,488.00
6.- PUENTES DE OLEODUCTO Puente en el Río Aguarico Puentes para quebradas	c/u c/u	1.00 4.00	300,000.00 50,000.00	300,000.00 200,000.00
7.- VARIOS Trampas de raspador (entrada/salida) Prueba hidrostática Medidores de flujo Indemnización por terrenos ocupados	c/u c/u	2.00 1.00	40,000.00 21,000.00	80,000.00 21,000.00 100,000.00 750,000.00
8.- CONTINGENCIAS				791,248.80
TOTAL			\$	8,703,736.80

TABLA # 19

COSTOS DE LAS LÍNEAS DE PRODUCCIÓN PAÑACOCHA

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS (1.4 km./pozo) * 9 pozos	km.	12.60	20000	252000
2.- LINEAS DE FLUJO				
Línea de 4" (1.4 km/pozo * 9 pozos)	m	12,600.00	18.00	226,800.00
Tendido sobre bloques y marcos H.				
* En superficie (1.2 km. * 9 pozos)	m	10,800.00	30.00	324,000.00
* Bajo tierra 1.8 km.	m	1,800.00	100.00	180,000.00
Marcos H y bloques				
* 60 marcos/km. * 1,4 km. * 9 pozos	marcos	756.00	200.00	151,200.00
* 100 bloques/km. * 1,4 km. * 9 pozos	bloques	1,260.00	10.00	12,600.00
Válvulas y conexiones				45,000.00
Pruebas hidrostáticas				22,500.00
3.- CONTINGENCIAS (10%)				121,710.00
TOTAL			\$	1,335,510.00



TABLA # 20

BIBLIOTECA FIC
ESPOL

COSTOS DE LAS LÍNEAS DE PRODUCCIÓN YUTURI

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS (2,8 km/pozo) * 21 pozos	km.	58.80	20,000.00	1,176,000.00
2.- LINEAS DE FLUJO				
Línea de 4" (2,8 km/pozo * 21 pozos)	m	58,800.00	18.00	1,058,400.00
Tendido sobre bloques y marcos H.				
* En superficie (2,6 km. * 21 pozos)	m	54,600.00	30.00	1,638,000.00
* Bajo tierra 4,2 km.	m	4,200.00	100.00	420,000.00
Marcos H y bloques				
* 60 marcos/km. * 2,8 km. * 21 pozos	marcos	3,528.00	200.00	705,600.00
* 100 bloques/km. * 2,8 km. * 21 pozos	bloques	5,880.00	10.00	58,800.00
Válvulas y conexiones				105,000.00
Pruebas hidrostáticas				52,500.00
3.- CONTINGENCIAS (10%)				521,430.00
TOTAL			\$	5,735,730.00

TABLA # 21

COSTOS ESTIMADOS DEL GASODUCTO PAÑACOCCHA - YUTURI

EQUIPOS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- TUBERIA				
Línea de 4" de Yuturi - Pañacocha	m	26,000.00	18.00	468,000.00
2- BLOQUES Y MARCOS H				
Bloques (26 km*100 bloques/km.)	bloques	2,600.00	10.00	26,000.00
Marcos H (26km*60 marcos/km)	marcos	1,560.00	200.00	312,000.00
3.- TENDIDO DE LINEAS				
En superficie sobre marcos y bloques	m	25,400.00	40.00	1,016,000.00
4- VARIOS				
Trampas de raspador (entrada/salida)	c/u	2.00	40,000.00	80,000.00
Prueba hidrostática	c/u	1.00	13,000.00	13,000.00
Medidores de flujo				100,000.00
Muro de contención		1.00	50,000.00	50,000.00
7.- CONTINGENCIAS (10%)				268,500.00
TOTAL			\$	2,271,500.00



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

3.2 SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA

A continuación se analizarán los aspectos globales de las alternativas detalladas en el capítulo II.

Las alternativas 7 y 8 se descartan en el análisis debido a que los crudos de Occidental (22 °API) y de Elf (21 °API) son pesados y de alta viscosidad que mezclados con el petróleo de los Campos Yuturi y Pañacocha que también son de bajo grado API sería problemático el transporte por el oleoducto pues se necesitaría mezclarse con crudo liviano de alto grado API no disponible. Las tablas # 22 y 23, muestran el análisis económico de las alternativas 7 y 8 respectivamente.

TABLA # 22

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 7

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT. \$	COSTO TOTAL \$
1.- Oleoducto Pañacocha-Occidental (72 km.)	c/u	1.00	11,354,200.00	11,354,200.00
2.- Oleoducto Pañacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de producción Pañacocha	c/u	1.00	30,000.00	30,000.00
4.- Estación de bombeo Yuturi	c/u	1.00	30,000.00	30,000.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bls.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	2.00	1,000,000.00	2,000,000.00
TOTAL				27,879,176.80

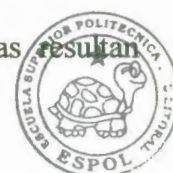
BIBLIOTECA FIC
ESPOL

TABLA # 23

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 8

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT. \$	COSTO TOTAL \$
1.- Oleoducto Yuturi-Elf (55 km.)	c/u	1.00	8,769,750.00	8,769,750.00
2.- Oleoducto Pañacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de bombeo Pañacocha	c/u	1.00	1,267,750.00	1,267,750.00
4.- Estación de producción Yuturi	c/u	1.00	3,293,400.00	3,293,400.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bls.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	1.00	1,000,000.00	1,000,000.00
TOTAL				28,795,876.80

Las alternativas 5 y 6 también se descartan por razones netamente técnicas y económicas. Bombear hidrocarburo con agua salada a través de un oleoducto implica a corto plazo daños en el mismo como consecuencia de los elementos corrosivos presentes, este mismo problema afectaría al sistema de bombeo. Además estas alternativas requerirán del diseño de una estación de producción en Shushufindi ó en Auca, las mismas que pertenecen al mismo dueño (Petroecuador), además, no tienen capacidad de almacenaje ni de bombeo. Desde el punto de vista económico (tablas # 24 y 25) éstas alternativas resultan altamente costosas.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 24

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 5

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT. \$	COSTO TOTAL \$
1.- Oleoducto Pañacocha-Sshushufindi (71 km)	c/u	1.00	11,218,350.00	11,218,350.00
2.- Oleoducto Pañacocha-Yuturi (26 km)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de bombeo Pañacocha	c/u	1.00	1,267,750.00	1,267,750.00
4.- Estación de bombeo Yuturi	c/u	1.00	1,487,750.00	1,487,750.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bbls.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	2.00	1,000,000.00	2,000,000.00
TOTAL				30,438,826.80

TABLA # 25
ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 6

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT. \$	COSTO TOTAL \$
1.- Oleoducto Yuturi-Auca (90 km.)	c/u	1.00	13,909,500.00	13,909,500.00
2.- Oleoducto Pañacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de bombeo Pañacocha	c/u	1.00	1,267,750.00	1,267,750.00
4.- Estación de bombeo Yuturi	c/u	1.00	1,487,750.00	1,487,750.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bls.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	1.00	1,000,000.00	1,000,000.00
TOTAL				32,129,976.80

Las alternativas 3 y 4 no son factibles de desarrollar, pues resultan antitécnicas debido a que el bombeo de hidrocarburo con agua de una estación de bombeo a una de producción provocaría el deterioro del oleoducto secundario.

En el análisis económico de las alternativas 3 y 4 que se muestran en las **tablas # 26 y 27** respectivamente, no se han considerado la ampliación de los equipos que cada estación de producción requerirá para procesar el crudo en bruto proveniente de las estaciones de bombeo en cada caso, esto incrementaría el costo de los equipos.

TABLA # 26

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 3

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT.	COSTO TOTAL
			\$	\$
1.- Oleoducto Pañacocha-Shushufindi (71 km.)	c/u	1.00	11,218,350.00	11,218,350.00
2.- Oleoducto Panacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de producción Pañacocha	c/u	1.00	2,215,400.00	2,215,400.00
4.- Estación de bombeo Yuturi	c/u	1.00	1,487,750.00	1,487,750.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bls.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	2.00	1,000,000.00	2,000,000.00
TOTAL				31,986,476.80



TABLA # 27

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 4

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT.	COSTO TOTAL
			\$	\$
1.- Oleoducto Yuturi-Auca (90 km.)	c/u	1.00	13,909,500.00	13,909,500.00
2.- Oleoducto Panacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de bombeo Pañacocha	c/u	1.00	1,267,750.00	1,267,750.00
4.- Estación de producción Yuturi	c/u	1.00	3,293,400.00	3,293,400.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bls.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	1.00	1,000,000.00	1,000,000.00
TOTAL				33,935,626.80

Otro punto que no ha sido considerado en el análisis económico de las alternativas mencionadas , es el costo por uso de químico anticorrosivo que se aplicaría al crudo que se transporta desde la estación de bombeo a la estación de producción. Por todo el análisis realizado se descartan las alternativas mencionadas.

La alternativa 2 se descarta en el análisis económico, por resultar más costosa que las otras(ver tabla # 28).

TABLA # 28

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 2



RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
1.- Oleoducto Yuturi-Auca (90 km.)	c/u	1.00	13,909,500.00	13,909,500.00
2.- Oleoducto Panacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de producción Pañacocha	c/u	1.00	2,215,400.00	2,215,400.00
4.- Estación de producción Yuturi	c/u	1.00	3,293,400.00	3,293,400.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bls.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	1.00	1,000,000.00	1,000,000.00
TOTAL				34,883,276.80

Consecuentemente, del análisis las alternativas se reducen a tres, que son las alternativas 1, 9 y 10; de las cuales la alternativa 10 (ver tabla # 29) se descarta por razón técnica ya mencionadas en el capítulo 2 .

TABLA # 29

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 10

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT. \$	COSTO TOTAL \$
1.- Oleoducto Pañacocha-City (42 km.)	c/u	1.00	8,703,736.80	8,703,736.80
2.- Oleoducto Pañacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de producción Pañacocha	c/u	1.00	2,215,400.00	2,215,400.00
4.- Estación de producción Yuturi	c/u	1.00	3,293,400.00	3,293,400.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 80.000 Bis.	c/u	1.00	960,000.00	960,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	2.00	1,000,000.00	2,000,000.00
TOTAL				30,677,513.60

TABLA # 30

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 9

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT. \$	COSTO TOTAL \$
1.- Oleoducto Pañacocha-Shushufindi (71 km.)	c/u	1.00	11,218,350.00	11,218,350.00
2.- Oleoducto Pañacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de producción Pañacocha	c/u	1.00	2,215,400.00	2,215,400.00
4.- Estación de producción Yuturi	c/u	1.00	3,293,400.00	3,293,400.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bis.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
11.- Gasoducto Pañacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	2,271,500.00	2,271,500.00
12.- Sistema de calentamiento	c/u	1.00	1,000,000.00	1,000,000.00
TOTAL				34,963,626.80

Finalmente si observamos las **tabla # 30 y 31**, por análisis económico se selecciona la alternativa 1, pues resulta la más conveniente en costos y como proyecto técnico.

TABLA # 31

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 1

RUBROS	UNIDAD	CANTIDAD	COSTO UNIT. \$	COSTO TOTAL
1.- Oleoducto Panacocha-Shushufindi (71 km.)	c/u	1.00	11,218,350.00	11,218,350.00
2.- Oleoducto Panacocha-Yuturi (26 km.)	c/u	1.00	5,513,736.80	5,513,736.80
3.- Estación de producción Pañacocha	c/u	1.00	2,215,400.00	2,215,400.00
4.- Estación de producción Yuturi	c/u	1.00	3,293,400.00	3,293,400.00
5.- Líneas de los pozos a la estación Pañacocha	c/u	1.00	1,335,510.00	1,335,510.00
6.- Líneas de los pozos a la estación Yuturi	c/u	1.00	5,735,730.00	5,735,730.00
7.- Tanque de oleoducto 60.000 Bts.	c/u	1.00	980,000.00	980,000.00
8.- Bomba para oleoducto principal	c/u	1.00	500,000.00	500,000.00
9.- Bomba para oleoducto secundario	c/u	1.00	400,000.00	400,000.00
10.- Sistema de calentamiento	c/u	2.00	1,000,000.00	2,000,000.00
TOTAL				33,192,126.80

CAPITULO IV

FUNDAMENTOS TEÓRICOS UTILIZADOS EN EL DISEÑO

4.1 SISTEMA DE SEPARACIÓN



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

En todo campo petrolero el sistema de separación está relacionado con la producción de petróleo por lo tanto, del diseño apropiado de este sistema dependerán las ganancias de las compañías petroleras. En este sistema se separan las fases: aceite , agua y gas y su objetivo es maximizar la producción de hidrocarburos líquidos y minimizar la cantidad de agua presente en el fluido producido. A este sistema corresponden los siguientes equipos:

- a) Separadores (Prueba y Producción)
- b) Bota de Desgasificación.

4.1.1 SEPARADORES

El proceso de separación en estos equipos es el siguiente: el fluido entra a los separadores en donde se separa la mayor cantidad de gas, y se rompe la

emulsión con la ayuda física de placas corrugadas y láminas perforadas existentes en el interior del separador que originan flujos laminares y coalescencia de las partículas de agua.

4.1.1.1 TIPOS DE SEPARADORES

Los separadores se pueden clasificar por su tipo de construcción en:

- a) Horizontales
- b) Verticales
- c) Esféricos y

Por las fases que se separa en:

- a) Bifásicos (gas, líquido)
- b) Trifásicos (gas, aceite, agua)

En este proyecto, el diseño del sistema de separación considerará separadores trifásicos tipo horizontal, por el número de fases presentes en el fluido de producción y por las ventajas que ofrecen en comparación con los separadores verticales y esféricos. A continuación se describen las principales ventajas de los diferentes tipos de separadores.

SEPARADORES VERTICALES



**BIBLIOTECA FIC^T
ESPOL**

- a) Fácil mantenimiento de limpieza. Recomendados para campos con alta producción de lodo, arena o cualquier material sólido.
- b) El control de nivel no es crítico.
- c) Menor tendencia de reevaporación de líquido.

SEPARADORES HORIZONTALES

- a) Mejor estabilización de líquido
- b) Mayor capacidad para manejar gas que un vertical del mismo diámetro.
- c) Fácil para instalar y transportar
- d) Recomendados para aceite con alto contenido de espuma.



BIBLIOTECA FIC

ESPOL

SEPARADORES ESFÉRICOS

- a) Menos costosos que los de tipo verticales u horizontales
- b) Más compacto que los otros.

4.1.1.2 COMPONENTES DE UN SEPARADOR

Los componentes principales de un separador son :

- a) Sección de separación primaria
- b) Sección de separación secundaria
- c) Sección de extracción de niebla y

d) Sección de almacenamiento

El lector interesado en profundizar en cada uno de estos componentes puede referirse al texto Sistema para diseñar Instalaciones Superficiales de Producción por Jorge Manuel Urquiza, capítulo II. La **figura 4.1** y **figura 4.2** muestran un separador horizontal (3).



FIGURA 4.1

SEPARADOR HORIZONTAL

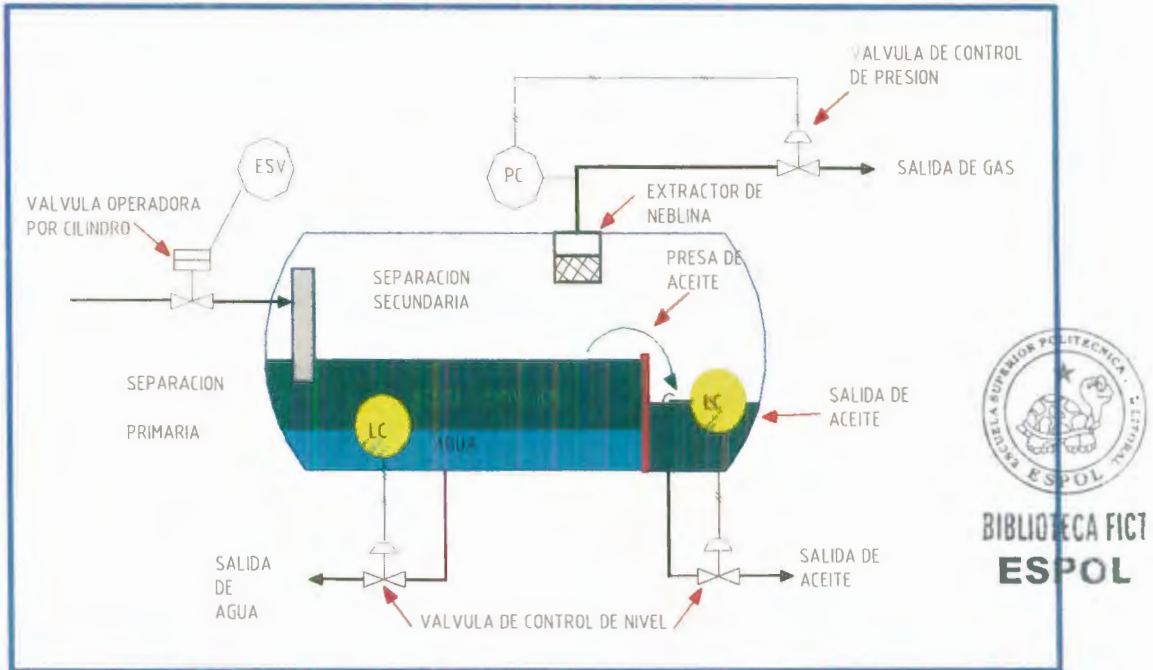


FIGURA 4.2

ESQUEMA INTERIOR DE UN SEPARADOR HORIZONTAL

Para el diseño básico de un separador se considera principalmente las condiciones que se presentan en la sección secundaria de separación tales como el tipo de flujo, precipitación de las partículas, área transversal, etc.

El diseño de una estación de producción requiere de un conocimiento previo de las propiedades físicas de los fluidos en

cuestión. El conocimiento de las propiedades y de las ecuaciones que rigen su comportamiento nos permitirán resolver cualquier problema de flujo de fluido que se presente en las líneas o en cualquier elemento existente en una estación de producción. Valores exactos de las propiedades de los fluidos que afectan a un flujo, principalmente la viscosidad y el peso específico han sido ya establecido por científicos y matemáticos, mucho de estos datos se encuentran en tablas y cuadros en la mayoría de libros y manuales especializados.



BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

La viscosidad por ejemplo expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. La viscosidad absoluta de un fluido, es una medida de su resistencia al desplazamiento ó a sufrir deformaciones internas. El asfalto es un fluido muy viscoso en comparación con el agua; a su vez, los gases son menos viscosos en comparación con el agua. Se puede conocer la viscosidad de los fluidos en base a los estudios que se hayan realizado sobre ellos.

Viscosidad absoluta o dinámica: La unidad de viscosidad dinámica en el sistema internacional es el Pascal segundo (Pa.s) o Newton segundo por metro cuadrado ($N.s/m^2$), esta unidad se conoce también con el nombre de Poiseuille (PL) Francia, pero no

se la debe confundir con el Poise (P), que es la unidad correspondiente al sistema CGS y tiene dimensiones de Dina segundo por centímetro cuadrado ($D.s/cm^2$). El submúltiplo centipoise (cP), 10^{-2} poises, es la unidad más utilizada. La relación de la viscosidad con respecto a la temperatura se presenta en la **figura 4.3** tomada del libro de Crane Flujo de fluidos en válvulas , accesorios y tuberías (4) .

La relación entre el Pascal segundo y el centipoise es:

$$1Pa.s = 1N.s/m^2 = 1Kg/m.s = 10^3 \text{ cP}$$

$$1cP = 10^{-3} Pa.s$$

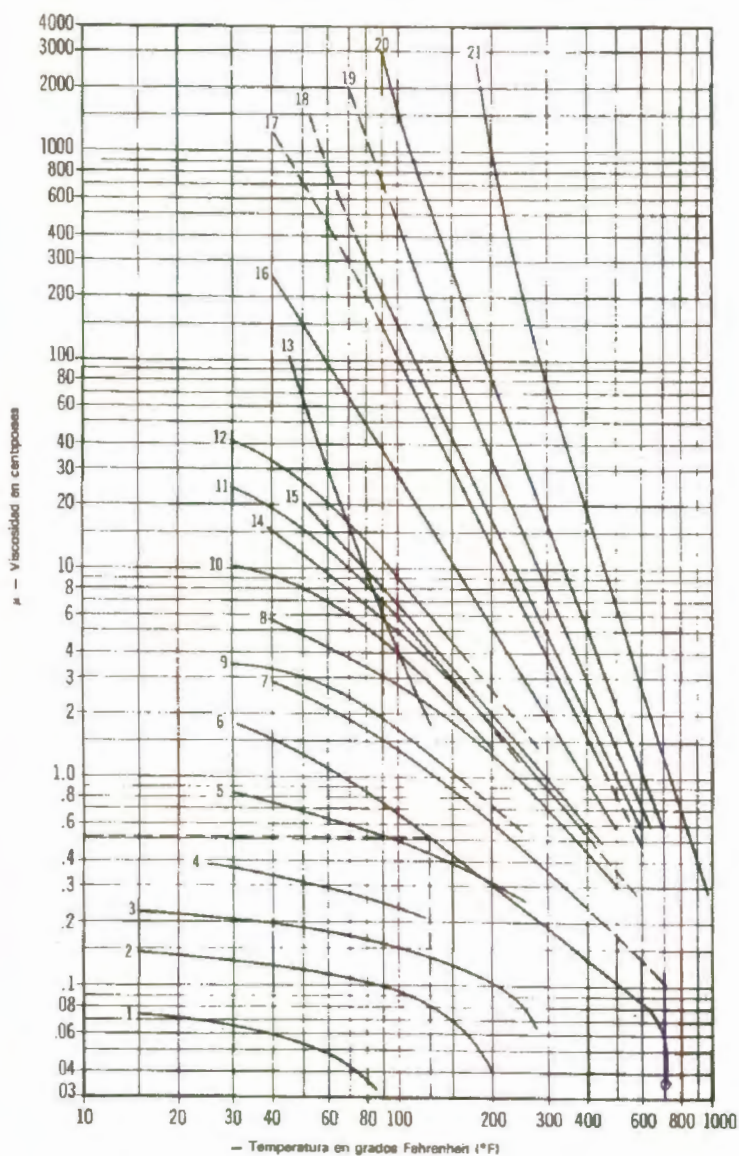


Se acostumbra a utilizar el símbolo (μ) para indicar 1 cP. La viscosidad del agua a $20^{\circ}C$ ($68^{\circ}F$) es de 1.002 centipoise.

Viscosidad cinemática: Es el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. La unidad en el sistema internacional es el metro cuadrado por segundo (m^2 / s) y en el sistema CGS es el Stoke (St) en (cm^2/s), se utiliza muy a menudo el centistoke (cst), 10^{-2} Stokes.

$$1 m^2/s = 10^6 \text{ cst}$$

Viscosidad del agua y de líquidos derivados del petróleo



1. Etano (C₂H₆)
2. Propano (C₃H₈)
3. Butano (C₄H₁₀)
4. Gasolina natural
5. Gasolina
6. Agua
7. Keroseno
8. Destilado
9. Crudo de 48 grados API
10. Crudo de 40 grados API
11. Crudo de 35.6 grados API
12. Crudo de 32.6 grados API
13. Crudo de Salt Creek
14. Aceite combustible 3 (Máx.)
15. Aceite combustible 5 (Mín.)
16. Aceite Lube SAE 10 (100 V.I.)
17. Aceite Lube SAE 30 (100 V.I.)
18. Aceite combustible 5 (Máx.) o 6 (Mín.)
19. Aceite Lube SAE 70 (100 V.I.)
20. Aceite combustible Bunker C (Máx.) y residuo M.C.
21. Asfalto

Los datos se extrajeron con autorización de Oil and Gas Journal

Ejemplo: La viscosidad del agua a 125°F es 0.52 centipoises (curva No. 6)

FIGURA 4.3

CURVA DE VISCOSIDAD VS TEMPERATURA

$$\tau \text{ (centistokes)} = \mu / \rho \quad \text{Ec. (4.1)}$$

$\rho \rightarrow$ densidad en g/cm^3

Densidad, volumen específico y peso específico: La densidad de una sustancia es la relación de su masa por unidad de volumen, su unidad en el Sistema Inglés es libras masa por pie cúbico, se lo representa por ρ (Rho). El volumen específico (v) es el inverso de la densidad cuya unidad es el metro cúbico por kilogramo ~~masa~~ (m^3/Kg)

$$v = 1/\rho$$

Ec. (4.2.a)

$$\rho = 1/v$$

Ec. (4.2.b)

- La densidad y otras propiedades del agua con relación a la temperatura se indican en la **tabla # 32**. El efecto de la presión, a no ser que sean muy altas, sobre la densidad de los líquidos en los problemas de flujo no influye mucho. Sin embargo, la densidad de los gases y vapores, varían grandemente con la presión. Para los gases perfectos, la densidad puede calcularse como se indica a continuación (4).

$$\rho = 144 p/R*T \quad \text{Ec. (4.3)}$$

$$R = 1545/M \quad \text{Ec. (4.3.a)}$$

$R \rightarrow$ Constante individual del gas



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

M→ Peso molecular del gas

T→ Temperatura

TABLA # 32

PROPIEDADES FÍSICAS DEL AGUA

Temperatura del agua °F	Presión de saturación psia	Volumen específico ft ³	Densidad lb/ft ³	Peso lb/gal
32	0.08859	0.016022	62.414	8.3436
40	0.12163	0.016019	62.426	8.3451
50	0.17796	0.016023	62.410	8.3430
60	0.25611	0.016033	62.371	8.3378
70	0.36292	0.016050	62.305	8.3290
80	0.50683	0.060720	62.220	8.3176
90	0.69813	0.016099	62.116	8.3037
100	0.94924	0.016130	61.996	8.2877
110	1.27500	0.016165	61.862	8.2698
120	1.69270	0.016204	61.713	8.2498
130	2.22300	0.016247	61.550	8.2280
140	2.88920	0.016293	61.376	8.2048
150	3.71840	0.016343	61.188	8.1797
160	4.74140	0.016395	60.994	8.1537
170	5.99260	0.064510	60.787	8.1260
180	7.51100	0.016510	60.569	8.0969
190	9.34000	0.016572	60.343	8.0667
200	11.52600	0.016637	60.107	8.0351
210	14.12300	0.016705	59.862	8.0024
212	14.69600	0.016719	59.812	7.9957
220	17.18600	0.016775	59.613	7.9690
240	24.968	0.069260	59.081	7.8979
260	35.427	0.070890	58.517	7.8226
280	49.200	0.017264	57.924	7.7433
300	67.005	0.017450	57.307	7.6608
350	134.604	0.01799	55.586	7.4308
400	247.259	0.01864	53.648	7.1717
450	422.550	0.01943	51.467	6.8801
500	680.860	0.02043	48.948	6.5433
550	1045.43	0.02176	45.956	6.1434
600	1543.20	0.02364	42.301	5.6548
650	2208.40	0.02674	37.397	4.9993
700	3094.30	0.03662	27.307	3.6505

- En líquidos, el peso específico o densidad relativa es una medida relativa de la densidad de una sustancia con respecto a la densidad del agua.

$$\gamma = \rho_l / \rho_w \quad \text{Ec. (4.4)}$$

$\gamma \rightarrow$ gravedad específica

$\rho_l \rightarrow$ densidad de un líquido a cierta temperatura en lbs/ft^3

$\rho_w \rightarrow$ densidad del agua a 62.4 lb/ft^3 a 60°F

Si se utiliza un hidrómetro para medir directamente la densidad relativa de un líquido normalmente se usa escala API para petróleo y la relación entre la escala hidrométrica y la escala API para



ESPOL

$$S.G_{60F} = \gamma = 141.5 / (131.5 + ^\circ \text{API}) \quad \text{Ec. (4.5)}$$

- La densidad relativa de los gases se define como la relación de la densidad de un gas con respecto a la densidad del aire, a las mismas condiciones. Se puede expresar también como la relación de pesos moleculares de un gas con respecto al aire.

$$S.G_g = \gamma_g = M_g / M_{\text{aire}} \quad \text{Ec. (4.6)}$$

$\gamma_g \rightarrow$ gravedad específica del gas

$M_g \rightarrow$ peso molecular del gas

$M_{\text{aire}} \rightarrow$ peso molecular aire (28.94)

Regímenes de flujo en tuberías: Laminar y turbulento :

Un experimento simple que muestra que existen dos tipos de flujo de fluido bien definidos , el experimento consiste en inyectar pequeñas cantidades de fluido coloreado en un líquido que circula por una tubería de cristal y observar el comportamiento de los filamentos coloreados en diferentes zonas, si la velocidad media es pequeña, las láminas de fluido coloreado se desplazan en líneas rectas . A medida que el caudal se incrementa, estas láminas continúan moviéndose en líneas rectas hasta que alcanza una velocidad en donde las lámina comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa, esto ocurre en la llamada velocidad crítica. A velocidades mayores que la crítica los filamentos se dispersan de manera indeterminada a través de la corriente . El tipo de flujo que existe a velocidades más bajas que la crítica se conoce como **régimen laminar** en la cual las capas se desplazan ordenadas una sobre otra, la velocidad del fluido es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en las paredes de la tubería.

A velocidades mayores que la crítica , **el régimen es turbulento** en el cual hay un movimiento irregular de las partículas del fluido, la distribución de la velocidad en este régimen es más regular a través del diámetro de la tubería que en el régimen laminar

Asentamiento de las Partículas: La gotas o partículas líquidas en la sección de separación secundaria se desprenden de la fase de gas si la fuerza gravitacional actuando en las partículas es mayor que la fuerza de arrastre del flujo de gas alrededor de las partículas. Estas fuerzas pueden ser descritas matemáticamente por la ecuación Ec. (4.9).

$$v_t = \left\{ \frac{4 * g * D_p * (\rho_l - \rho_g)}{3 * \rho_g * C} \right\}^{0.5} \quad \text{Ec. (4.9)}$$

Donde,

v_t → velocidad de asentamiento o velocidad terminal ; ft/s

g → aceleración de la gravedad ; ft/s²

D_p → diámetro de la partícula

ρ_l → densidad de la partícula (liquido) ; lbs/ft³

ρ_g → densidad del flujo (gas) ; lbs/ft³

C → coeficiente de arrastre

El coeficiente de arrastre "C" esta en función del número de Reinold, para partículas pequeñas el flujo dentro del separador puede considerarse laminar.

La Ec. (4.9), para las unidades indicada se convierte en la Ec. (4.10) para partículas líquidas que logran asentarse cuando son arrastradas por una línea de flujo de gas, con frecuencia se utiliza la



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

ecuación anterior en la forma presentada por Souders y Brown mostrada en la Ec. (4.11).

$$v_t = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \cdot (\rho_l - \rho_g) / \mu_g \quad \text{Ec. (4.10)}$$

$$v_t = K \cdot ((\rho_l - \rho_g) / \rho_g)^{0.5} \quad \text{Ec. (4.11)}$$

4.1.1.3 FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACIÓN

Los principales factores que afectan la eficiencia de separación gas líquido son:

- Tamaño de las partículas de líquido
- Velocidad del flujo de gas en la sección de separación secundaria
- Presión de separación
- Temperatura de separación
- Densidad de líquido y gas
- Viscosidad del gas

Tamaño de las Partículas de líquido

Este factor incide directamente en la velocidad de asentamiento, la cual calculada para una gota indica la velocidad máxima que debe tener el gas, para permitir que partículas de este diámetro o



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

mayores se separen como se muestra en la **figura 4.4** tomada del Manual de Gas/Liquid Separators (9). El diámetro es normalmente definido en micrones, "μ", (1μ= 1E-6 m y 3,28E-6 ft) y en la producción de petróleo y gas, la mayoría de separadores son diseñados para remover gotas de 150μ de diámetros o mayores por separación gravitacional.

Partículas más pequeñas son separadas mediante extractores de neblinas y métodos electrostáticos los cuales son instalados dentro de los separadores y cuyo diseño no se incluye en este tópico.



Velocidad del Gas

El diseño de separadores debe considerar que las partículas de 150μ o de mayor diámetro sean separadas en la sección secundaria, y la velocidad del gas debe ser calculada bajo estas consideraciones, ya que si se aumenta la velocidad, partículas de mayor tamaño serán arrastradas por el flujo de gas y removidas del separador. La ecuación utilizada para calcular la velocidad es:

$$v_g = q / A_g$$

Ec. (4.12)

Presión de Separación

La presión en las líneas de crudo y en separador deben ser bajas para permitir que las fases se separen y maximizar la recuperación de líquido, así, esta variable es importante para el análisis de la eficiencia del separador.

Temperatura de Separación

La temperatura debe ser mantenida en un rango que permita la mayor recuperación de líquido y a su vez mantener la viscosidad de los fluidos de modo que garantice una velocidad adecuada de asentamiento de las partículas y de esta manera diseñar eficientemente un separador.

Para el diseño de las facilidades de producción de campos con producción de crudos pesados , es necesario instalar intercambiadores de calor antes de los separadores de modo que el crudo se separe eficientemente dentro del separador.

Densidad de Líquido y gas

Como se podrá apreciar en este capítulo la mayoría de las fórmulas involucran el término de densidad, allí la incidencia de esta variable en el diseño y en la eficiencia de un separador.



Viscosidad del Gas

Ya que la velocidad de asentamiento de las partículas líquidas en el espacio de gas depende de la viscosidad, es lógico que al aumentar la viscosidad del gas disminuya la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido con el consecuente arrastre de las mismas por el flujo de gas y como resultado la eficiencia del separador disminuye.

$$v_t = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \cdot (\rho_l - \rho_g) / \mu_g$$

v_t : velocidad terminal (ft/s)

D_p : diámetro de la partícula (μ)

ρ_l : densidad del líquido (ft³/s)

ρ_g : densidad del gas (ft³/s)

μ_g : viscosidad del gas (μ)



Ec.

BIBLIOTECA FICT
ESPOL

En los separadores horizontales la velocidad terminal es aquella para la cual las partículas suspendidas viajan a través de la corriente de gas. La velocidad terminal " v_t " se utilizará para calcular el tiempo de retención requerido para que una partícula líquida de tamaño mayor a 150μ se deposite desde la parte superior hasta la interfase gas-líquido del separador.

4.1.1.4 CRITERIOS DE DISEÑO

La siguiente teoría y ecuaciones serán utilizadas para el diseño y dimensionamiento de separadores trifásicos.

La capacidad de los separadores debe ser determinada con la aplicación de la Ley de Stokes en función del tamaño mínimo de las partículas que pueden precipitarse del flujo de gas que se mueve a cierta velocidad, la cual puede ser calculada por la fórmula:

$$v_g = K * ((\rho_l - \rho_g) / \rho_g)^{0.5} \quad \text{Ec. (4.11)}$$

$v_g \rightarrow$ velocidad máxima permisible en la sección separación secundaria ; ft/seg

$\rho_l \rightarrow$ densidad de líquido a condiciones de operación ; lbs/ft³

$\rho_g \rightarrow$ densidad del gas a condiciones de operación ; lbs/ft³

$K \rightarrow$ constante que depende de las condiciones de diseño y operación algunas de las cuales se muestran en la **tabla # 33**.

En la sección de separación secundaria el tamaño mínimo de partícula que se separarán por gravedad son de aproximadamente 150 μ o mayores. La mayoría de separadores incluyen además extractores de neblina en el cual se separarán hasta partículas de



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

hasta 10μ . La capacidad del separador se dimensiona en función del tiempo de retención y el área de la interfase gas-líquido. El requerimiento fundamental es retener el petróleo lo suficiente para que el gas en él se libere y el agua se precipite.

TABLA # 33

**FACTOR K PARA DETERMINAR LA VELOCIDAD MÁXIMA
PERMISIBLE**

Tipo de Separador	Altura o longitud en ft	Rango de K
Horizontal	10	0,40-0,50
Vertical	5	0,12-0,24
	10	0,18-0,35
Esférico	Todos	0,20-0,35

Para un crudo de 35° API o de mayor viscosidad el tiempo de retención puede ser de 1 min., pero, para crudos de menos de 35° API éste tiempo será mayor siempre y cuando no exista espuma .

Para separadores de tipo horizontal el tiempo de retención generalmente varía de 2 a 5 min.

- La capacidad de líquido del separador depende del tiempo de retención de líquido en el separador. Una buena separación requiere suficiente tiempo para lograr el equilibrio de las fases líquido-gas, así la capacidad de líquido o volumen de asentamiento requerido basado en el tiempo de residencia puede ser determinado por:

$$V = Q_t * t_r \quad \text{Ec. (4.13)}$$

$V \rightarrow$ volumen de asentamiento de líquido ; ft^3

$Q_t \rightarrow$ capacidad de líquido a condiciones de flujo ; ft^3/s .

$t_r \rightarrow$ tiempo de retención ; s.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Criterios básicos de diseño indican que el tiempo de retención para separadores trifásicos ver tabla # 34 tomada de Campbell (5).

TABLA # 34

TIEMPO DE RETENCIÓN PARA DIFERENTES TIPOS DE CRUDOS

Gravedad del petróleo	Tiempo en min.
Mayores a 35 ° API	1
20 - 30 ° API	1 - 2
1° - 20 ° API	2 - 4

- El dimensionamiento del separador para remover el agua es función del tiempo de retención . El tiempo de retención a su vez es función del volumen del separador, la cantidad de líquido y la gravedad específica del agua y del petróleo. Además deben considerarse dos aspectos en el tiempo de retención:

- 1) Tiempo de asentamiento del agua que permita una adecuada remoción de agua del petróleo.
- 2) Tiempo de asentamiento del petróleo que permita una adecuada remoción de petróleo del agua.



Para el diseño se permite que estos tiempos sean iguales a los básicos de diseño para el tiempo de retención de líquido como se muestra en la tabla # 35 tomada del Manual G.P.S.A. (7).

TABLA # 35

TIEMPO DE RETENCIÓN DE CRUDO A DIFERENTES TEMPERATURAS

Gravedad del petróleo	Tiempo de retención en min.
> 35 ° API	3 - 5
< 35 ° API > 100 ° F	5 - 10
> 80 ° F	10 - 20
> 60 ° F	20 - 30

4.1.1.5 PASOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR

- Determine los datos petrofísicos de cada campo necesarios para el diseño, haciendo las consideraciones que sean necesarias
- Calcule la velocidad de diseño para el gas por medio de la Ec.(4.11)

$$v_g = K * ((\rho_l - \rho_g) / \rho_g)^{0.5} \quad \text{Ec.(4.11)}$$

- Calcule el flujo volumétrico del gas mediante la ecuación siguiente

$$Q_g = \text{GOR}_{op} * Q_o \quad \text{Ec.(4.14)}$$

$$\text{GOR}_{OP} = \text{GOR}_{stb} * (P_b T_{op} / P_{op} T_b) \quad \text{Ec. (4.15)}$$

- Calcule el área transversal ocupada por el gas en el separador.

$$A_g = Q_g / v_g \quad \text{Ec. (4.16)}$$

donde ,

$A_g \rightarrow$ área transversal a ser ocupada por el gas; ft^2

$Q_g \rightarrow$ tasa de flujo de gas; ft^3/s .

$v_g \rightarrow$ velocidad del flujo de gas; ft/s

- Calcule el diámetro del separador considerando que el gas ocupa la mitad del separador, luego el área del separador será

dos veces el área ocupada por el gas si la producción de gas es alta .

$$h_g = 0,5 * D_v \quad \text{Ec. (4.17)}$$

$$A_v = 2 * A_g \quad \text{Ec. (4.18)}$$

$$D_v = (0.785 * A_g)^{1/2}$$

$A_v \rightarrow$ área del separador " vessel "; ft^2

$D_v \rightarrow$ diámetro del separador; ft

- Dimensionar el separador utilizando la **tabla # 36**, tomando como base el volumen de líquido retenido.
- Calcule el flujo volumétrico de petróleo y agua si es necesario. Generalmente estos datos son proporcionados u obtenidos de las pruebas de producción.
- Encuentre el espesor de la capa de agua " h_w " y el espesor de la capa de petróleo " h_o " utilizando volúmenes parciales con la ayuda del Manual G.P.S.A. Engineering Data Book , ver **tablas # 37 y 38** y aplicar la fórmula de volumen parcial

$$V_{\text{parcial}} = V_v * \sum Z_c \quad \text{Ec. (4.19)}$$

$$h_l = Z_c * D_v \quad \text{Ec. (4.20)}$$

$$h_o = h_l - h_w \quad \text{Ec. (4.21)}$$

- Calcule la velocidad de ascenso de una partícula de a través de la fase de agua, para un diámetro de partícula de 150μ ó mayores utilizando la ecuación :

$$v_o = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \cdot (\rho_l - \rho_g) / \mu_w \quad \text{Ec. (4.22)}$$

v_o → velocidad de una partícula de petróleo en un medio acuoso; ft/s

D_p → diámetro de la partícula; μ

μ_w → viscosidad del agua; cps

$$v_w = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p \cdot (\rho_l - \rho_g) / \mu_o \quad \text{Ec. (4.23)}$$

μ_o → viscosidad del petróleo; cps.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

- Calcule el tiempo mínimo de retención de petróleo y de agua

$$t_o = h_o / v_w \quad \text{Ec. (4.24)}$$

t_o → tiempo de retención de petróleo; s

h_o → espesor de la capa de petróleo; ft

v_w → velocidad con que una partícula de agua se desplaza en un medio aceitoso; ft/s.

$$t_w = h_w / v_o \quad \text{Ec. (4.25)}$$

t_w → tiempo de retención del agua; s

h_w → espesor de la capa de agua; ft

TABLA # 37

COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CILINDROS
HORIZONTALES (f_{Zc})

Z_c	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0.00	0.00000	0.000053	0.000151	0.000279	0.000129	0.000600	0.000788	0.000992	0.001212	0.001445
0.01	0.001692	0.001952	0.002223	0.002507	0.002800	0.003404	0.003419	0.003743	0.004077	0.004421
0.02	0.001773	0.005134	0.005503	0.005881	0.006267	0.006660	0.007061	0.007470	0.007886	0.008340
0.03	0.008742	0.009178	0.009625	0.010076	0.010531	0.010999	0.011470	0.011917	0.012432	0.012920
0.04	0.013417	0.013919	0.014427	0.014910	0.015459	0.015985	0.016515	0.017052	0.017593	0.018141
0.05	0.018692	0.019250	0.019813	0.020382	0.020955	0.021533	0.022115	0.022703	0.023296	0.023894
0.06	0.024496	0.025103	0.025715	0.026331	0.026952	0.027578	0.028208	0.028812	0.029181	0.030124
0.07	0.030772	0.031421	0.032081	0.032740	0.033405	0.034073	0.034747	0.035423	0.036104	0.036789
0.08	0.037478	0.038171	0.038867	0.039569	0.040273	0.040981	0.041694	0.042410	0.043129	0.043852
0.09	0.044579	0.045310	0.046043	0.046782	0.047523	0.048268	0.049017	0.049768	0.050524	0.051283
0.10	0.052044	0.052810	0.053579	0.054351	0.055105	0.055905	0.056688	0.057474	0.058262	0.059054
0.11	0.059850	0.060648	0.061449	0.062253	0.063062	0.063872	0.064687	0.065503	0.066323	0.067147
0.12	0.067972	0.068802	0.069633	0.070469	0.071307	0.072147	0.072991	0.073836	0.074686	0.075539
0.13	0.076393	0.077251	0.078112	0.078975	0.079841	0.080709	0.081581	0.082456	0.083332	0.084212
0.14	0.085094	0.085979	0.086866	0.087756	0.088650	0.089545	0.090443	0.091343	0.092246	0.093153
0.15	0.094061	0.094971	0.095884	0.096799	0.097717	0.098638	0.099560	0.100486	0.101414	0.102343
0.16	0.103275	0.104211	0.105147	0.106087	0.107029	0.107973	0.108920	0.109869	0.110820	0.111773
0.17	0.112728	0.113686	0.114616	0.115507	0.116452	0.117358	0.118306	0.119277	0.120250	0.121225
0.18	0.122403	0.123382	0.124361	0.125347	0.126333	0.127321	0.128310	0.129302	0.130296	0.131292
0.19	0.132290	0.133291	0.134292	0.135294	0.136302	0.137310	0.138320	0.139332	0.140345	0.141359
0.20	0.142378	0.143398	0.144419	0.145413	0.146468	0.147494	0.148521	0.149551	0.150587	0.151622
0.21	0.152659	0.153697	0.154737	0.155779	0.156822	0.157867	0.158915	0.159963	0.161013	0.162062
0.22	0.163120	0.164476	0.165233	0.166292	0.167200	0.168416	0.169480	0.170546	0.171613	0.172682
0.23	0.173753	0.174825	0.175900	0.176976	0.178053	0.179131	0.180212	0.181291	0.182378	0.183463
0.24	0.184550	0.185639	0.186729	0.187820	0.188942	0.190007	0.191102	0.192200	0.193299	0.194400
0.25	0.195501	0.196604	0.197709	0.198814	0.199922	0.201031	0.202141	0.203253	0.204368	0.205483
0.26	0.206600	0.207718	0.208837	0.209957	0.211079	0.212202	0.213326	0.214453	0.215580	0.216708
0.27	0.217839	0.218970	0.220102	0.221235	0.222371	0.223507	0.224645	0.225783	0.226924	0.228065
0.28	0.229209	0.230352	0.231498	0.232644	0.233791	0.234941	0.236091	0.237212	0.238395	0.239548
0.29	0.240703	0.241859	0.243016	0.244173	0.245333	0.246491	0.247655	0.248819	0.249983	0.251148
0.30	0.252315	0.253483	0.254652	0.255822	0.256992	0.258165	0.259338	0.260512	0.261687	0.262863
0.31	0.261039	0.265218	0.266397	0.267578	0.268760	0.269942	0.271126	0.272310	0.273495	0.274682
0.32	0.275869	0.277058	0.278247	0.279437	0.280627	0.281820	0.283013	0.284207	0.285401	0.286598
0.33	0.287795	0.288992	0.290191	0.291390	0.292591	0.293793	0.294995	0.296198	0.297403	0.298605
0.34	0.299814	0.301021	0.302228	0.303438	0.304646	0.305857	0.307069	0.308280	0.309492	0.310705
0.35	0.311918	0.313134	0.314350	0.315566	0.316783	0.318001	0.319219	0.320439	0.321660	0.322881
0.36	0.324104	0.325326	0.326550	0.327771	0.328999	0.330225	0.331451	0.332678	0.333905	0.335134
0.37	0.336363	0.337593	0.338823	0.340051	0.341286	0.342519	0.343751	0.344985	0.346220	0.347455
0.38	0.348690	0.349926	0.351164	0.352402	0.353640	0.354879	0.356119	0.357359	0.358599	0.359840
0.39	0.361082	0.362325	0.363568	0.364811	0.366056	0.367300	0.368545	0.369790	0.371036	0.372282
0.40	0.373530	0.374778	0.376026	0.377275	0.378524	0.379774	0.381024	0.382274	0.383526	0.384778
0.41	0.386030	0.387283	0.388537	0.389790	0.391014	0.392298	0.393553	0.394808	0.396063	0.397320
0.42	0.398577	0.399834	0.401092	0.402350	0.403608	0.404866	0.406125	0.407384	0.408645	0.409901
0.43	0.411165	0.412426	0.413687	0.414922	0.416214	0.417473	0.418736	0.419998	0.421261	0.422525
0.44	0.423788	0.425052	0.426316	0.427582	0.428846	0.430112	0.431378	0.432645	0.433911	0.435178
0.45	0.436445	0.437711	0.438979	0.440216	0.441514	0.442782	0.444050	0.445318	0.446587	0.447857
0.46	0.449125	0.450394	0.451663	0.452932	0.454201	0.455472	0.456741	0.458012	0.459283	0.460554
0.47	0.461825	0.463096	0.464367	0.465638	0.466910	0.468182	0.469453	0.470725	0.471997	0.473269
0.48	0.474541	0.475814	0.477086	0.478358	0.479631	0.480903	0.482176	0.483449	0.484722	0.485995
0.49	0.487269	0.488512	0.489814	0.491360	0.492360	0.493633	0.494906	0.496179	0.497452	0.498726



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 38

COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CILINDROS
HORIZONTALES $\{Z_c$ (continuación)

Zc	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0.50	0.50000	0.501274	0.502548	0.503821	0.505094	0.506367	0.507640	0.508914	0.510186	0.511458
0.51	0.512731	0.514005	0.515278	0.516551	0.517824	0.519097	0.520369	0.521642	0.522914	0.524186
0.52	0.525459	0.526731	0.528003	0.529275	0.530547	0.531818	0.533090	0.534362	0.535633	0.536904
0.53	0.538175	0.539446	0.540717	0.541988	0.543259	0.544528	0.545799	0.547068	0.548337	0.549606
0.54	0.550875	0.552143	0.553413	0.554682	0.555950	0.557218	0.558486	0.559754	0.561021	0.562289
0.55	0.563555	0.564822	0.566089	0.567355	0.568622	0.569888	0.571154	0.572418	0.573684	0.574948
0.56	0.576212	0.577475	0.578739	0.580002	0.581264	0.582527	0.583786	0.585048	0.586313	0.587574
0.57	0.588835	0.590099	0.591355	0.592616	0.593875	0.595134	0.596392	0.597650	0.598908	0.600166
0.58	0.601423	0.602680	0.603937	0.605192	0.606447	0.607702	0.608956	0.610210	0.611463	0.612717
0.59	0.613970	0.615222	0.616474	0.617726	0.618976	0.620226	0.621476	0.622725	0.623974	0.625222
0.6	0.626470	0.627718	0.628964	0.630210	0.631455	0.632700	0.633944	0.635189	0.636432	0.637675
0.61	0.638918	0.640160	0.641401	0.642641	0.643881	0.645121	0.646360	0.647598	0.648836	0.650074
0.62	0.651310	0.652545	0.653780	0.655015	0.656249	0.657481	0.658714	0.659949	0.661177	0.662407
0.63	0.663637	0.664866	0.666095	0.667322	0.668549	0.669775	0.671001	0.672229	0.673450	0.674674
0.64	0.675896	0.677119	0.678340	0.679561	0.680781	0.681999	0.683217	0.684434	0.685650	0.686866
0.65	0.688082	0.689295	0.690508	0.691720	0.692931	0.694143	0.695354	0.696562	0.697772	0.698979
0.66	0.700186	0.701395	0.702597	0.703802	0.705005	0.706207	0.707409	0.708610	0.709809	0.711008
0.67	0.712205	0.713402	0.714599	0.715793	0.716987	0.718180	0.719373	0.720563	0.721753	0.722942
0.68	0.724131	0.725318	0.726505	0.727690	0.728874	0.730058	0.731240	0.732422	0.733603	0.734782
0.69	0.738961	0.737137	0.738313	0.739488	0.740662	0.741835	0.743008	0.744178	0.745348	0.746517
0.7	0.747685	0.748852	0.750017	0.751181	0.752345	0.753509	0.754672	0.755837	0.756994	0.758150
0.71	0.759297	0.760452	0.761605	0.762758	0.763909	0.765059	0.766209	0.767356	0.768502	0.769648
0.72	0.770791	0.771935	0.773076	0.774217	0.775355	0.776493	0.777629	0.778765	0.779898	0.781031
0.73	0.782161	0.783292	0.784420	0.785547	0.786674	0.787798	0.788921	0.790043	0.791163	0.792282
0.74	0.793400	0.794517	0.795632	0.796747	0.797859	0.798969	0.800078	0.801186	0.802291	0.803396
0.75	0.804499	0.805560	0.806601	0.807700	0.808798	0.809893	0.811058	0.812180	0.813271	0.814361
0.76	0.815450	0.816537	0.817622	0.818709	0.819788	0.820869	0.821947	0.823024	0.824100	0.825175
0.77	0.826247	0.827318	0.828387	0.829454	0.830520	0.831584	0.832640	0.833708	0.834767	0.835824
0.78	0.836880	0.837934	0.838987	0.840037	0.841085	0.842133	0.843178	0.844221	0.845263	0.846303
0.79	0.847341	0.848378	0.849413	0.850449	0.851479	0.852506	0.853532	0.854557	0.855581	0.856602
0.8	0.857622	0.858639	0.859655	0.860668	0.861680	0.862690	0.863698	0.864704	0.865708	0.866709
0.81	0.867710	0.868708	0.869704	0.870698	0.871690	0.872679	0.873667	0.874653	0.875639	0.876618
0.82	0.877597	0.878575	0.879550	0.880523	0.881494	0.882462	0.883428	0.884393	0.885354	0.886314
0.83	0.887272	0.888227	0.889180	0.890131	0.891080	0.892027	0.892971	0.893913	0.894853	0.895789
0.84	0.896725	0.897657	0.898586	0.899514	0.900440	0.901362	0.902283	0.903201	0.904116	0.905029
0.85	0.905939	0.906847	0.907754	0.908657	0.909557	0.910455	0.911350	0.912244	0.913134	0.914021
0.86	0.914906	0.915788	0.916668	0.917544	0.918419	0.919291	0.920159	0.921025	0.921888	0.922749
0.87	0.923607	0.924461	0.925314	0.926164	0.927009	0.927853	0.928693	0.929531	0.930367	0.931198
0.88	0.932028	0.932853	0.933677	0.934497	0.935313	0.936128	0.936938	0.937747	0.938551	0.939352
0.89	0.940150	0.940946	0.941738	0.942526	0.943312	0.944095	0.944875	0.945654	0.946421	0.947190
0.9	0.947956	0.948717	0.949476	0.950232	0.950983	0.951732	0.952477	0.953218	0.953957	0.954690
0.91	0.955421	0.956148	0.956871	0.957590	0.958306	0.959019	0.959727	0.960431	0.961133	0.961829
0.92	0.962522	0.963211	0.963896	0.964577	0.965253	0.965927	0.966595	0.967260	0.967919	0.968579
0.93	0.969228	0.969876	0.970519	0.971158	0.971793	0.972422	0.973048	0.973669	0.974285	0.974897
0.94	0.975504	0.976106	0.976704	0.977297	0.977885	0.978467	0.979045	0.979618	0.980187	0.980750
0.95	0.981308	0.981859	0.982407	0.982948	0.983485	0.984015	0.984541	0.985090	0.985573	0.986081
0.96	0.986583	0.987080	0.987568	0.988083	0.988530	0.989001	0.989469	0.989924	0.990375	0.990822
0.97	0.991258	0.991660	0.992114	0.992530	0.992939	0.993340	0.993733	0.994119	0.994497	0.994866
0.98	0.995227	0.995579	0.995923	0.996257	0.996589	0.996896	0.997200	0.997493	0.997778	0.998048
0.99	0.998308	0.998555	0.998788	0.999008	0.999212	0.999400	0.999571	0.999721	0.999840	0.999947
1.00	1.000000									



$v_o \rightarrow$ velocidad con que una partícula de petróleo se desplaza en un medio acuoso; ft/s.

El tiempo no debe ser menor a 3 minutos

- Calcule la longitud requerida del separador asumiendo que sólo la 2/3 partes están disponible para el asentamiento de las partículas.

$$L_w = 3/2 * Q_w * t_w / A_w$$

Ec.(4.26)

$$L_o = 3/2 * Q_o / t_o / A_o$$

Ec.(4.27)



$L_w \rightarrow$ longitud de separador requerida por el agua; ft **BIBLIOTECA FICT ESPOL**

$L_o \rightarrow$ longitud de separador requerida por el petróleo; ft

Dimensionar con el valor más grande de las dos longitudes calculadas.

Ajuste el nivel de líquido si es necesario para obtener un diseño adecuado, considerando que L/D_v está entre 2.5 y 6 ft.

Los orificios de entrada y salida del separador deben ser dimensionados mediante el empleo de las ecuaciones de flujo bifásico deducidas por Watkins y que se muestran en los pasos que a continuación se explican:

- Calcule la densidad de la mezcla mediante la ecuación

$$\rho_{mix} = (\omega_l + \omega_g) / Q_t \quad \text{Ec.(4.28)}$$

donde,

$$\omega_l = Q_w * \rho_w + Q_o * \rho_o \quad \text{Ec.(4.29)}$$

$$\omega_g = Q_g * \rho_g \quad \text{Ec.(4.30)}$$

$$Q_t = Q_w + Q_o + Q_g \quad \text{Ec. (4.31)}$$

$\omega_l \rightarrow$ flujo másico de líquido; lb/s

$\omega_g \rightarrow$ flujo másico de gas; lb/s.

- Calcule la velocidad permisible de la mezcla a la entrada del separador

$$v_{mix} = A / \sqrt{\rho_{mix}} \quad \text{Ec. (4.32)}$$

$v_{mix} \rightarrow$ velocidad de la mezcla (fluido que viene de los pozos);
ft/s

A \rightarrow constante cuyo valor a utilizarse será 100

La velocidad de la mezcla debe estar en un rango entre 10 a 30 ft/seg y será calculada con un 80% así,

$$v_{mix} = 80\% * A / \sqrt{\rho_{mix}} \quad \text{Ec.(4.33)}$$



- En su defecto el producto de la densidad de la mezcla por la velocidad de la mezcla al cuadrado debe ser menor a 4026 lb/ft-s.

$$\rho_{\text{mix}} * (v_{\text{mix}})^2 < 4026 \text{ lb/ft-s.} \quad \text{Ec.(4.34)}$$

- Escoja un diámetro de tubería de entrada al separador verificando que se cumpla el criterio para el cálculo de la velocidad permisible de la mezcla.

- La velocidad de salida del gas debe estar entre 60 a 90 ft/s también:

$$\rho_g * v_g^2 < 2516 \text{ lb/ft-s.} \quad \text{Ec.(4.35)}$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

- La velocidad de salida para líquidos a través de orificios no debe ser mayor a 1m/s (3.28 ft/s).

4.1.1.6 ESPESOR DE LAS PAREDES DE UN SEPARADOR

Para el cálculo del espesor de un separador horizontales se utilizan las especificaciones A.S.M.E.

$$t = p * R / (2 * S * E - 0.4 * p) + CA \quad \text{Ec.(4.36)}$$

$$p = 2 * S * E * t / (R + 0.2 * t) \quad \text{Ec.(4.37)}$$

$$R = (D_i + 2*t)/2 \quad \text{Ec.(4.38)}$$

donde,

t → espesor; pulg.

p → presión; psig.

D_i → diámetro interno del separador; pulg.

S → máximo esfuerzo permisible

E → eficiencia de la junta, adimensional

CA → corrosión en pulg.

Campbell recomienda utilizar “S” como 25% de la resistencia a la tensión del acero común y E un 85% para juntas de doble soldadura. Para presiones de diseño que no excedan los 3000 normalmente debe añadirse 1/8 ó 1/16 pulg. al espesor de las paredes del separador como un valor de corrosión permisible (5).



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

4.1.2 BOTA DE GAS O DESGASIFICACION

Las botas de gas son recipientes cilíndricos verticales elevados que tienen la finalidad de separar los hidrocarburos livianos que vienen en suspensión desde los separadores de producción, es decir, que el crudo que ya ha sido procesado ingresa a la bota de desgasificación en la que se recupera gas; y el crudo ingresa a los tanques. De esta forma se controlará la estabilidad de las presiones en los tanques de crudo (ver **figura 4.5**).

Para el dimensionamiento de la bota de gas se utilizará la Ec. (4.39) para calcular la altura y la Ec. (40) para calcular el diámetro .



FIGURA 4.5

BOTA DE GAS

$$h_b = 4/3 * h_{Ts} \quad \text{Ec. (4.39)}$$

donde :

h_{Ts} → altura del tanque; ft

h_b → Altura de la bota; ft

$$D_b = h_b / 14 \quad \text{Ec. (4.40)}$$

donde:

D_b → diametro de la bota; ft.

4.2 SISTEMA DE DISTRIBUCION

4.2.1 LINEAS DE PRODUCCION

Un esquema de las líneas de producción desde los pozos hasta la estación correspondiente se presentan en la **figura 4.6 y 4.7**. Generalmente son tuberías diseñadas en función del caudal que se transporte a través de ella, a una velocidad de 5ft/s. El fluido a que nos referimos es hidrocarburo, el cual puede ser bifásico o monofásico. Los fluidos como el gas, petróleo y agua pueden ser considerados como fluidos Newtonianos, cuyas ecuaciones se utilizan para resolver problemas que se presentan en tuberías. En el capítulo V esta detallado el dimensionamiento y diseño de las líneas de producción.

Todas las tuberías están conforme a las normas de American National Standard Liquid Petroleum Transportation Piping Systems . De acuerdo a los volúmenes transportados, condiciones de trabajo (temperatura, presión, tipo de fluido,...) se ha de calcular el diámetro de la tubería requerida para cada caso en particular según los requerimientos de la estación de producción a diseñar. Algunas de las normas y consideraciones serán mencionadas a continuación.

401.1.- Condiciones de diseño : define la presión y la temperatura , también considera otros puntos como condiciones ambientales, fuerzas externas, etc.

401.2.- Presión: determina el tipo de material con que debe ser hecha la tubería para soportar las presiones internas de trabajo, sea en condiciones dinámicas o estáticas de trabajo.

401.3.- Temperatura: Se considera el metal usado de acuerdo a las temperaturas de trabajo, así como el esfuerzo del metal debido a los cambios de temperatura.

401.4.- Ambiente: considera el medio ambiente, la expansión del fluido por consecuencias de éste, y la presión a consecuencia de las condiciones estáticas que se producen en la tubería.



FIGURA 4.6

MULTIPLE

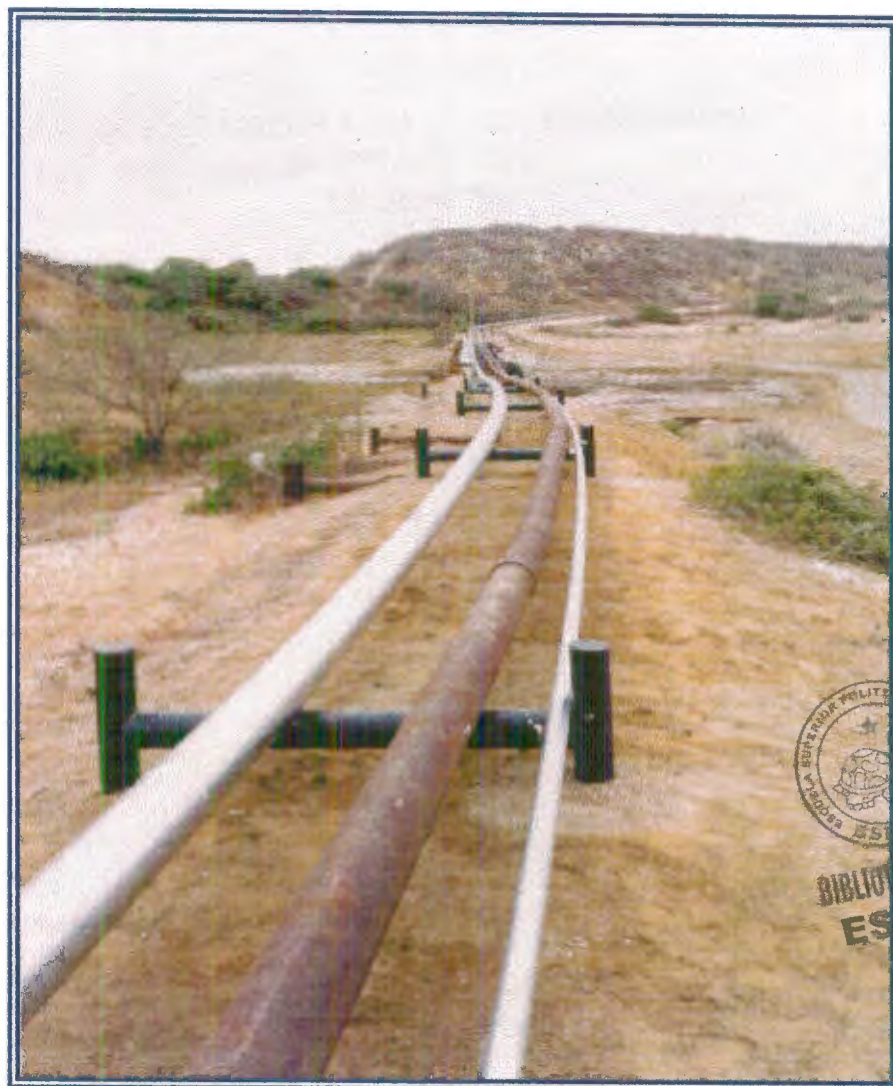


FIGURA 4.7

LÍNEAS DE PRODUCCIÓN

Se puede ver las condiciones de trabajo y críticas de las diferentes tuberías en las tablas # 39 a la tabla # 45 (16).

TABLA # 39

**TABULACIÓN DE ESFUERZOS PERMISIBLES PARA DIFERENTES TIPOS
DE SUELDA**

TABULATION OF EXAMPLES OF ALLOWABLE STRESSES FOR REFERENCE USE IN PIPE SYSTEMS WITHIN THE SCOPE OF THIS CODE						
SPECIFICATION	Grade	Specified Min Yield Strength		(E) Weld Joint Factor	(S) Allowable Stress Value -20°F to 250°F (-30°C to 120°C)	
		psi	(MPa)		psi	(MPa)
Seamless						
API 5L	A25	25,000	(172)	1.00	18,000	(124)
API 5L, ASTM A53, ASTM A106	A	30,000	(207)	1.00	21,600	(149)
API 5L, ASTM A53, ASTM A106	B	35,000	(241)	1.00	23,200	(174)
ASTM A106	C	40,000	(278)	1.00	28,800	(199)
ASTM A524	II	35,000	(241)	1.00	25,200	(174)
ASTM A524	II	30,000	(207)	1.00	21,600	(149)
API 5LU	U80	80,000	(551)	1.00	57,600	(397)
API 5LU	U100	100,000	(689)	1.00	72,000	(496)
API 5LX	X42	42,000	(289)	1.00	30,250	(208)
API 5LX	X46	46,000	(317)	1.00	33,100	(228)
API 5LX	X52	52,000	(358)	1.00	37,450	(258)
API 5LX	X56	56,000	(386)	1.00	40,300	(278)
API 5LX	X60	60,000	(413)	1.00	43,200	(298)
API 5LX	X65	65,000	(448)	1.00	46,800	(323)
API 5LX	X70	70,000	(482)	1.00	50,400	(347)
Furnace Welded-Butt Welded						
ASTM A53		25,000	(172)	0.60	10,800	(74)
API 5L Class I & Class II	A25	25,000	(172)	0.60	10,800	(74)
API 5L (Bessemer), ASTM A53 (Bessemer)		30,000	(207)	0.60	12,950	(89)
Furnace Welded-Lap Welded						
API 5L Class I		25,000	(172)	0.80	14,400	(99)
API 5L Class II		28,000	(191)	0.80	16,150	(111)
API 5L (Bessemer)		30,000	(207)	0.80	17,300	(121)
API 5L Electric Furnace		25,000	(172)	0.80	14,400	(99)
Electric Resistance Welded and Electric Flash Welded						
API 5L	A25	25,000	(172)	1.00	18,000	(124)
API 5L, ASTM A53, ASTM A135	A	30,000	(207)	0.85	18,360	(127)
API 5L, API 5LS, ASTM A53, ASTM A135	A	30,000	(207)	1.00	21,600	(149)
API 5L, ASTM A53, ASTM A135	B	35,000	(241)	0.85	21,420	(148)
API 5L, API 5LS, ASTM A53, ASTM A135	B	35,000	(241)	1.00	25,200	(174)
API 5LS, API 5LX	X42	42,000	(289)	1.00	30,250	(208)
API 5LS, API 5LX	X46	46,000	(317)	1.00	33,100	(228)
API 5LS, API 5LX	X52	52,000	(358)	1.00	37,450	(258)
API 5LS, API 5LX	X56	56,000	(386)	1.00	40,300	(278)
API 5LS, API 5LX	X60	60,000	(413)	1.00	43,200	(298)
API 5LS, API 5LX	X65	65,000	(448)	1.00	46,800	(323)
API 5LS, API 5LX	X70	70,000	(482)	1.00	50,400	(347)
API 5LU	U80	80,000	(551)	1.00	57,600	(397)
API 5LU	U100	100,000	(689)	1.00	72,000	(496)



TABLA # 40

TABULACIÓN DE ESFUERZOS PERMISIBLES PARA DIFERENTES TIPOS
DE SUELDA (continuación) .

TABULATION OF EXAMPLES OF ALLOWABLE STRESSES FOR REFERENCE USE IN PIPE SYSTEMS WITHIN THE SCOPE OF THIS CODE						
SPECIFICATION	Grade	Specified Min Yield Strength		(E) Weld Joint Factor	(S) Allowable Stress Value -20°F to 250°F (-30°C to 120°C)	
		psi	(M Pa)		psi	(M Pa)
<u>Electric Fusion Welded</u>						
ASTM A134				0.80		
ASTM A139	A	30,000	(207)	0.80	17,300	(119)
ASTM A139	B	35,000	(241)	0.80	20,150	(139)
ASTM A155				0.90		
ASTM A155				1.00		
<u>Submerged Arc Welded</u>						
API 5L, API 5L	A	30,000	(207)	1.00	21,600	(149)
API 5L, API 5L	B	35,000	(241)	1.00	25,200	(174)
API 5LS, API 5LX	X42	42,000	(289)	1.00	30,250	(208)
API 5LS, API 5LX	X46	46,000	(317)	1.00	33,100	(228)
API 5LS, API 5LX	X52	52,000	(358)	1.00	37,450	(258)
API 5LS, API 5LX	X56	56,000	(413)	1.00	40,300	(278)
API 5LS, API 5LX	X60	60,000	(386)	1.00	43,200	(298)
API 5LS, API 5LX	X65	65,000	(448)	1.00	46,800	(323)
API 5LS, API 5LX	X70	70,000	(482)	1.00	50,400	(348)
API 5LU	U80	80,000	(551)	1.00	57,600	(398)
API 5LU	U100	100,000	(689)	1.00	72,000	(496)
ASTM A381	Y35	35,000	(241)	1.00	25,200	(174)
ASTM A381	Y42	42,000	(290)	1.00	30,250	(209)
ASTM A381	Y46	46,000	(317)	1.00	33,100	(228)
ASTM A381	Y48	48,000	(331)	1.00	34,550	(238)
ASTM A381	Y50	50,000	(345)	1.00	36,000	(248)
ASTM A381	Y52	52,000	(358)	1.00	37,450	(258)
ASTM A381	Y60	60,000	(413)	1.00	43,200	(298)
ASTM A381	Y65	65,000	(448)	1.00	46,800	(323)

TABLA # 41
FACTOR DE JUNTA E

<i>WELD JOINT FACTOR E</i>			
SPECIFICATION NUMBER	PIPE TYPE	PIPE MFRD. BEFORE 1959	PIPE MFRD. AFTER 1958
ASTM A 53	Seamless	1.00	1.00
	Electric-Resistance-Welded	0.85	1.00
	Furnace Lap-Welded	0.80	0.80
	Furnace Butt-Welded	0.60	0.60
	Seamless	1.00	1.00
ASTM A 106	Seamless	1.00	1.00
ASTM A 134	Electric-Fusion (Arc)-Welded single or double pass	0.80	0.80
ASTM A 135	Electric-Resistance-Welded	0.85	1.00
ASTM A 139	Electric-Fusion -Welded single or double pass	0.80	0.80
ASTM A 155	Electric-Fusion -Welded	0.90	1.00
ASTM A 381	Electric-Fusion -Welded.Duoble Submerged Arc-Welded		1.00
API 5L	Seamless	1.00	1.00
	Electric-Resistance-Welded	0.85	1.00
	Electric-Flash-Welded	0.85	1.00
	Electric-Induction-Welded		1.00
	Submerged Arc-Welded		1.00
	Furnace Lap-Welded	0.80	0.80
	Furnace Butt-Welded	0.60	0.60
API 5LS	Electric-Resistance-Welded		1.00
	Submerged Arc-Welded		1.00
API 5LX	Seamless	1.00	1.00
	Electric-Resistance-Welded	1.00	1.00
	Electric-Flash-Welded	1.00	1.00
	Electric-induction-Welded		1.00
	Submerged Arc-Welded	1.00	1.00
API 5LU	Seamless		1.00
	Electric-Resistance-Welded		1.00
	Electric-Flash-Welded		1.00
	Electric-induction-Welded		1.00
	Submerged Arc-Welded		1.00
	Known	Known	
Unknown	Seamless	1.00	1.00
Unknown	Electric-Resistance or Flash-Welded	0.85	1.00
Unknown	Electric-Fusion-Welded	0.80	0.80
Unknown	Furnace Lap-Welded or over NPS 4	0.80	0.80
Unknown	Furnace Butt-Welded or NPS 4 and smaller	0.60	0.60



TABLA # 42

ESPESOR MÍNIMO PARA PAREDES DE TUBERÍAS DE ACERO

LEAST NOMINAL WALL THICKNESS FOR STEEL PIPE				
Nominal	Outside Diameter		Least Nominal Wall Thickness	
	(Inches)	(mm)	Plain End Pipe	
Pipe Size	(Inches)	(mm)	(Inches)	(mm)
2	2.375	(60)	0.078	(2.0)
2 1/2	2.875	(73)	0.083	(2.1)
3	3.500	(89)	0.083	(2.1)
3 1/2	4.000	(102)	0.083	(2.1)
4	4.500	(114)	0.083	(2.1)
5	5.563	(141)	0.083	(2.1)
6	6.625	(168)	0.083	(2.1)
8	8.625	(219)	0.104	(2.6)
10	10.75	(273)	0.104	(2.6)
12	12.75	(324)	0.104	(2.6)
14	14.0	(356)	0.133	(3.3)
16	16.0	(406)	0.133	(3.3)
18	18.0	(457)	0.133	(3.3)
20	20.0	(508)	0.133	(3.3)



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 43

FLUJO GRAVITACIONAL EN LAS LÍNEAS

FLOW IN GRAVITY LINES					
BARREL PER HOUR					
CRUDE OIL, VISCOSITY = 80 SSU					
FALL GIVEN IN FEET PER 1000 FEET					
Fall	Pipe Diameter (ID)				
	2.067"	3.068"	4.026"	6.065"	7.981"
0.5	1	6	20	70	150
1.0	2	13	37	110	230
2.0	5	25	54	160	340
4.0	11	36	80	240	500
6.0	16	45	100	300	630
8.0	19	53	117	355	750
10.0	21	60	132	400	850

TABLA # 44

DIMENSIONES Y DATOS DE TUBERÍAS

PIPE LINE DIMENSIONS AND DATA								
Plain-end Pipe								
Nominal	Diameter in inches		Wall Thickness inches	Weight Pounds/foot	Volume in Barrel		Cross Sect. Square inches	Wt/Ft 38° Oil
	Outside	Inside			Per Mile	Per 10 Feet		
2	2.375	2.067	0.154	3.75*	21.91	4.15	3.35	1.21
2 1/2	2.875	2.469	0.203	5.90 *	31.27	5.92	4.79	1.73
3	3.500	3.068	0.216	7.70*	48.28	9.14	7.39	2.67
4	4.500	4.026	0.237	10.79	83.14	15.75	12.73	4.60
5	5.563	5.047	0.258	14.62	130.65	24.74	20.01	7.23
6	6.625	6.065	0.280	18.97	188.67	35.73	28.89	10.45
6	6.625	5.761	0.432	28.57	170.23	32.24	26.07	9.43
7	7.625	7.000	0.312	24.41	251.33	47.60	38.48	13.91
8	8.625	7.625	0.500	43.39	298.21	56.48	45.66	16.51
8	8.625	7.981	0.322	28.55	326.71	61.88	50.03	18.09
8	8.625	8.125	0.250	22.36	338.60	64.13	51.85	18.75
10	10.750	9.750	0.500	54.74	487.59	92.35	74.66	27.00
10	10.750	10.020	0.365	40.48	514.97	97.53	78.86	28.52
10	10.750	10.250	0.250	28.04	538.88	102.06	82.52	29.84
12	12.750	11.750	0.500	65.42	708.14	134.12	108.43	39.21
12	12.750	12.000	0.375	49.56	738.59	139.88	113.10	40.89
12	12.750	12.250	0.250	33.38	769.69	145.78	117.86	42.61
14	14.000	13.250	0.375	54.57	900.48	170.55	137.89	49.86
14	14.000	13.500	0.250	36.71	934.78	177.04	143.14	51.76
16	16.000	15.250	0.375	62.58	1,192.84	225.92	182.66	66.04
16	16.000	15.500	0.250	42.05	1,232.27	233.38	188.69	68.23
18	18.000	17.250	0.375	70.59	1,526.24	289.06	233.71	84.50
20	20.000	19.250	0.375	78.60	1,900.66	359.97	291.04	105.23
22	22.000	21.250	0.375	86.61	2,316.12	438.66	354.66	128.24
24	24.000	23.250	0.375	94.62	2,772.62	525.12	424.56	153.81
26	26.000	25.250	0.375	102.63	3,270.06	619.33	500.73	177.21
28	28.000	27.250	0.375	110.64	3,808.60	721.32	583.21	210.60
30	30.000	29.250	0.375	118.65	4,388.18	831.09	671.96	242.84
36	36.000	35.000	0.500	189.57	6,283.03	1,114.21	962.11	347.36
42	42.000	41.000	0.500	221.61	8,621.85	1,632.93	1,320.21	476.84
48	48.000	47.000	0.500	253.65	11,329.96	2,145.82	1,734.95	626.60

Bbl/Mile = $\frac{X}{2} \times 5.129$
 Bbl/1,000' = $\frac{X}{2} \times 0.9714$

Weight 38° Oil = Cross Sect. X 0.3616

*Weights are for pipe with threads and couplings.



BIBLIOTECA FICTICIA
 ESPOL

TABLA # 45
CARACTERÍSTICAS DE FLUJO

FLOW CHARACTERISTICS						
Nominal Size Inches	Outside Diameter Inches	Inside Diameter Inches	Volume Barrels Per Mile	Flow Barrels Per Hour	Velocity	
					Miles Per Hour	Feet Per Second
2	2.375	2.067	22	17	0.8	1.1
3	3.500	3.068	48	50	1.0	1.5
4	4.500	4.026	83	105	1.3	1.8
6	6.625	6.065	189	320	1.7	2.5
8	8.625	7.981	327	675	2.1	3.0
10	10.750	10.020	515	1280	2.5	3.6
12	12.750	12.000	738	2000	2.7	4.0
14	14.000	13.250	900	2640	2.9	4.3
16	16.000	15.250	1193	3850	3.2	4.7
18	18.000	17.250	1526	5350	3.5	5.1
20	20.000	19.250	1900	7200	3.8	5.4
22	22.000	21.250	2316	9350	4.0	5.7
24	24.000	23.250	2773	11800	4.3	6.0



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

4.2.2 LINEAS DE OLEODUCTO

En este trabajo, son consideradas como líneas de oleoducto las tuberías que transportan el crudo desde el Campo Yuturi al Campo Pañacocha (oleoducto secundario) y desde Pañacocha a Shushufindi Central (oleoducto principal), los cuales se presentan en la **figura 4.8 y 4.9**.



FIGURA 4.8

MONTAJE DE OLEODUCTO



FIGURA 4.9

OLEODUCTO EN LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN

FIGURA 4.10

BOMBA

BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

4.3.1 TIPO DE BOMBAS

En términos generales estos equipos se clasifican básicamente en :

1. Bombas de tipo dinámico o cinético, y
2. Bombas de desplazamiento positivo .

Las bombas de tipo dinámico serán implantadas en los Campos Pañacocha y Yuturi y serán diseñadas posteriormente.

El procedimiento para la selección del diámetro óptimo de oleoducto, es la siguiente:

1. Calcular la caída de presión en la tubería (H_f), para diferentes caudales y diámetros.
2. Graficar H_f vs. Q (caudal).
3. Calcular la cabeza total de succión (H_T) y seleccionar un tipo de bomba de las curvas presentadas en el Manual de Bombas Goulds, para cada diámetro de tubería.
4. De las curvas características de las bombas seleccionadas, determinar los HP requeridos.
5. Realizar una evaluación de costos por diámetro de tubería y por HP requeridos.
6. Análisis técnico y económico y selección del diámetro de oleoducto.



BIBLIOTECA FIC?
ESPOL

4.3 SISTEMA DE BOMBEO

Este sistema proporcionará la energía requerida para que un fluido pueda fluir a través de una línea de transmisión. Esta energía es el incremento de una carga hidrostática o presión lograda mediante el uso de bombas, (ver **figura 4.10**).

Bombas de tipo dinámica o cinética: Las características de estas bombas es convertir la energía cinética (velocidad) en energía de presión tan pronto como el líquido sale del rotor. Estas bombas se utilizan por lo general para manejar grandes volúmenes a presiones moderadas. El tipo de bombas cinéticas que se diseñarán en éste trabajo son las centrífugas.

Bombas de desplazamiento positivo: A este tipo corresponden las bombas reciprocantes y rotacionales que funcionan mecánicamente y en cada revolución desplazan un volumen determinado de líquido, incrementando la presión. El volumen que desplazan dependen de la velocidad y su comportamiento es independiente de la viscosidad “ μ ” y la densidad de líquido “ ρ ”. Generalmente, se utilizan para manejar pocos volúmenes pero el rango de presión que se logra es alto.

4.3.2 CRITERIOS PARA EL DISEÑO DE BOMBAS

- Tipo de bomba que se adapte mejor a las necesidades del proyecto
- Diseño de las características que deberá cumplir la bomba
- Tipo de material en que deberá ser construida la bomba, que dependerá de las características del fluido a ser bombeado; el tipo de material utilizado en la construcción de la bomba influirá directamente en el costo de la misma.
- Tiempo de vida útil de la bomba dentro de la vida del proyecto



BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

- Rendimiento
- Costo. Todos los costos implicados en la implantación del sistema de bombeo deben ser analizados minuciosamente.
- Flexibilidad. Se requiere la disponibilidad de bombas adicionales que permitan siempre bombear el volumen establecido, mientras se este reparando otra en mal estado.
- Mantenimiento. Es necesario disponer de los equipos necesarios para el mantenimiento del sistema, además, debe considerarse la fuente de energía de las bombas (combustible) .

4.3.3 Información requerida para el diseño.

Las bombas centrífugas son apropiadas para casi todo tipo de servicio, se caracterizan por manejar tasas bajas de flujo combinadas con diferenciales de presiones muy altos. Para una adecuada selección y dimensiónamiento de una bomba la siguiente información es requerida por el fabricante:

a) Característica del fluido

- Tipo de fluido
- Temperatura de bombeo
- Gravedad específica ($S.G_w = 1$ a temperatura de bombeo)
- Si hay presencia de elementos corrosivos presentes y cuales son ellos.

- Presión de vapor a temperatura de bombeo .
- b) Tasa de bombeo deseada a temperatura de bombeo; considerar si la producción de un campo varía a futuro
- c) Condiciones de presión requeridas
- Presión de descarga , P_d
 - Presión de succión , P_s
 - Diferencial de presión en "psi" o en "ft" de cabeza ($h = 2.31\Delta p/\gamma$)
 - Condiciones a futuro de presión
 - Si a futuro las bombas operarán en serie o en paralelo con otras unidades
 - N.P.S.H disponible
 - Tipo de bombeo (horizontal o vertical)



Se acostumbra en a industria del petróleo , en lugar de términos de utilizar cargas hidrostáticas para poder utilizar las cartas de los manuales para el diseño de bombas. Es necesario, profundizar en algunos conceptos básicos para el diseño de bombas y las fórmulas o ecuaciones a ser utilizadas.

Carga o diferencial de presión

Se denomina con este término a la carga hidrostática de una columna de fluido y se expresa en unidades de longitud.

$$H = \rho * h \quad \text{Ec.(4.41)}$$

$$\Delta p = h / (2.31 * \gamma) \quad \text{Ec.(4.42)}$$

H → carga en ft.

h → altura en ft.

Δp → caída de presión; psi.

γ → gravedad específica o densidad relativa

ρ → densidad del fluido; lb/ft³

Carga total.

Se denomina así a la diferencia entre la carga de descarga y de succión, se debe incluir la carga por fricción en caso de existir.

$$H_k = H_d - H_s \quad \text{Ec.(4.43)}$$

$$H_s = P_1 * (2.31 * \gamma) + H_2 - P_{fl} * (2.31 * \gamma) \quad \text{Ec.(4.44)}$$

$$H_d = P_2 * (2.31 * \gamma) + H_2 + P_{f2} * (2.31 * \gamma) + H_c \quad \text{Ec.(4.45)}$$



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

Cabeza Neta de Succión Disponible (N.P.S.H.A.)

Es determinado por el usuario de la bomba y debe cumplirse que:

(N.P.S.H.A) ≥ (N .P.S.H.R) para evitar cavitación, la cual se forma cuando el líquido a cierta temperatura libera pequeñas burbujas de gas provocando una disminución en la capacidad de bombeo, vibraciones, eficiencia baja, y en casos crítico puede ocasionar daños severos en la bomba.

$$\text{N.P.S.H.A} = (P_s + P_a - P_v - \Delta P_f) * 2.31 / \gamma + (H_s - H_p) \quad \text{Ec. (4.46)}$$

P_s → presión en la cámara de succión; psig.

P_a → presión absoluta; 14.7 psi

P_v → presión de vapor del líquido a temperatura de bombeo; psia

ΔP_f → pérdida por fricción en la línea y accesorio entre la cámara de succión y la brida en la succión de la bomba.

H_s → elevación del nivel de fluido en la cámara de succión durante la operación de bombeo; ft.

H_p → elevación del centro de la línea de succión de la bomba; ft.

4.4 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO

4.4.1 TANQUES

Los tanques de almacenamiento pueden ser de diferentes tipos, como ser empernados o soldados, generalmente, los empernados pueden ser de mucha capacidades, diámetros y pesos, pero están limitados por el esfuerzo en ¼ pulgada de espesor, ver **figura 4.11 y 4.12**. Para transportar estos tanques no es un problema, se los ensambla en el campo, se los protege con pintura en ambos lados y recubrimiento galvánico, de esta forma se los protege de la corrosión. Los soldados también tienen un gran rango de



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

capacidad, son fabricados generalmente con espesor de pared de 3/16 pulg. está prohibido el movimiento de estos tanque cuando sea mayor a 400 bbl.

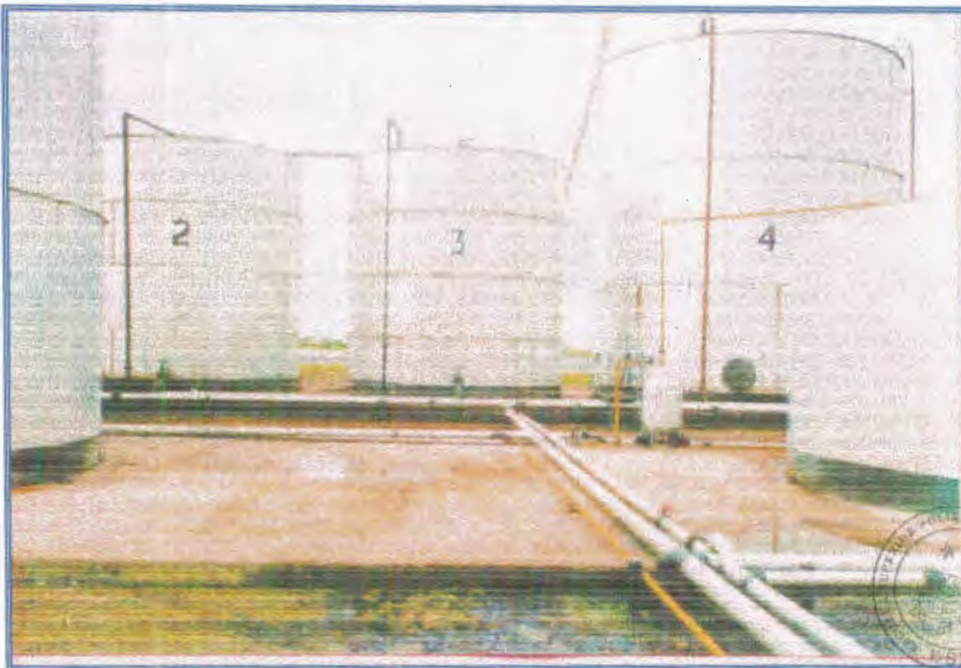
FIGURA 4.11

TANQUE DE ALMACENAMIENTO



FIGURA 4.12

TANQUES



BIBLIOTECA FIC:
ESPOL

Todos los tanques están regidos por especificaciones del Instituto Americano del Petróleo (API), estos cubren los materiales, diseño, fabricación, controles de fabricación en tanques verticales, cilíndricos, tanques con soldadura, etc.

Existen tanques en medidas de capacidad estándares para presiones aproximadamente atmosféricas, con adecuada seguridad y razonable costo, que son usados para almacenamiento de crudo, y otros líquidos comúnmente manejables en las industrias. Las capacidades nominales en tanque cilíndricos son desde 100 bbl hasta 10000 bbl, en medidas

estandares . Si el tanque requerido no está contemplado dentro de los establecidos anteriormente, existen tamaños de tanques permisibles (Tabla # 46), por lo tanto, se puede seleccionar una medida adecuada para un requerimiento específico.

Se tienen diferentes alternativas para los tanques que tienen diferentes componentes de esfuerzos (planchas de acero, planchas reforzadas , y otras) estas tienen un máximo espesor para las paredes de $\frac{1}{2}$ pulgada nominal (ver Tablas # 47 y 48) incluido disminución por corrosión, estas especificaciones están regidas por las Especificaciones API 650.

Existen recomendaciones importantes fundamentos para el diseño construcción de la base de los tanques de almacenamiento de petróleo (Tabla # 49)



También, son importantes las reglas correspondientes a el tipo de techo del tanque, como tipo de tapa, techo flotador, etc (ver figura 4.13).

El fabricante es responsable de cumplir con todos los requerimientos e indicaciones de los reglamentos. El interesado puede hacer todas las pruebas necesarias para verificar la correcta manufactura, por lo tanto es conveniente una inspección independiente del comprador , siguiendo de cerca los detalles de fabricación , la construcción en el campo, y la seguridad completa de la estructura.



FIGURA 4.13

TANQUES CON TECHHO FLOTANTE



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Los materiales o productos usados en la construcción de tanques deben estar sujetos estrictamente a las reglamentaciones API , debiendo tener todas las especificaciones necesarias para el requerimiento determinado. Las planchas del piso y techo pueden ser indicadas por el espesor, o el peso en libras por pie cuadrado, basadas en lo siguiente : el espesor no debe ser menor al mínimo permisible (0.01 pul), el peso debe

corresponder al espesor requerido , el máximo espesor no debe ser mayor a 1.75 pulgadas , normalmente un máximo de 1.5 pulgadas .

TABLA # 46
MEDIDAS TÍPICAS Y CAPACIDADES NOMINALES

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)
Diámetro de tanque (pies)	Capacidad por pie de altura (barriles)	ALTIMA DE TANQUE (PIES)								
		12	18	24	30	36	42	48	54	60
		NÚMERO DE PLANCHAS PARA COMPLETAR EL TANQUE								
		2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	14.0	170	250	335	420	505				
15	31.5	380	565	755	945	1130				
20	56.0	670	1010	1340	1680	2010	2350	269		
25	87.4	1050	1570	2100	2620	3150	3670	4200	4720	5250
30	128	1510	2270	3020	3780	4530	5290	6040	6800	7560
35	171	2060	3080	4110	5140	6170	7200	8230	9250	10280
40	224	2690	4030	5370	6710	8060	9400	10740	12100	13430
45	283	3400	5100	6800	8500	10200	11900	13600	15300	17000
50	350	4200	6300	8400	10500	12600	14700	16800	18900	21000
60	504	6040	9060	12100	15110	18130	21150	24190	27220	28260
70	685	8230	12340	16450	20580	24700	28800	32930	30970	D = 64
80	895	10740	16120	21500	26880	32260	37600	35810	D = 73	
90	1133	13600	20400	27220	34030	40820	40150	D = 83		
100	1399	16800	25200	33600	42000	48400	D = 98			
120	2014	24190	36290	48380	58480	D = 118				
140	2742	32930	49350	65860						
160	35581	43000	64510	74600						
180	4532	54430	81650	D = 149						
200	5595	67200	100800							
220	6770	81310	102830							
			D = 202							



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 47
ESPEOR DE PLANCHAS PARA MEDIDAS TÍPICAS

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)
Diámetro de tanque (pies)	ALTIMETRO DE TANQUE (PIES)										Máxima altura permisible para el diámetro (pies)
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	NÚMERO DE PLANCHAS PARA COMPLETAR EL TANQUE										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
ESPESOR DE LA PLANCHA (PULGADAS)											
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16					
15	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16					
20	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16			
25	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.20	0.22	
30	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.21	0.24	0.26	
35	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.21	0.24	0.27	0.30	
40	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	
45	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	
50	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	
60	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47		58.2
70	1/4	1/4	1/4	1/4	0.30	0.36	0.42	0.48			50.0
80	1/4	1/4	1/4	0.27	0.34	0.41	0.48				43.9
90	1/4	1/4	1/4	0.31	0.38	0.46					39.1
100	1/4	1/4	1/4	0.34	0.43						35.3
120	5/16	5/16	5/16	0.41							29.6
140	5/16	5/16	0.35	0.47							25.5
160	5/16	5/16	0.40								22.5
180	5/16	5/16	0.45								20.3
200	5/16	0.32	0.50								18.2
220	3/8	3/8									16.6



BIBLIOTECA FICT ESPOL

TABLA # 48

ESPESOR DE BASE DEL TANQUE

ESPESOR DE BASE DEL TANQUE					
Nominal Thickness First Shell	Hydrostatic Test Stress in First Shell Course (pounds per square inch gage)				
	Course (inches)	≤ 27.000	≤ 30.000	≤ 33.000	≤ 36.000
t ≤ 0.75		1/4	1/4	9/32	11/32
0.75 < t ≤ 1.00		1/4	9/32	3/8	7/16
1.00 < t ≤ 1.25		1/4	11/32	15/32	9/16
1.25 < t ≤ 1.50		5/16	7/16	9/16	11/16
1.50 < t ≤ 1.75		11/32	1/2	5/8	3/4

TABLA # 49

ESFUERZOS PERMISIBLES DE LAS PLANCHAS

ESFUERZOS PERMISIBLES DE LAS PLANCHAS (lb/in ²)							
Placa Especificación	Grupo	Minimum Tensile Strength	Minimum Tensile Strength	Permitted Design Stress S _d		Hydrostatic Test Stress S _t	
				T ₁ (Lower)	Upper Design	T ₂ (Lower)	Upper Design
ASTM							
A283	C	30,000	55,000	20,000	20,000	22,000	22,500
A285	C	30,000	55,000	20,000	20,000	22,000	22,500
A131	A, B, C, S	34,000	58,000	21,800	22,700	23,200	24,900
A131	EH36	51,000	71,000	26,600	28,400	28,400	30,400
A36		36,000	58,000	21,800	23,200	23,200	24,900
A442	55	30,000	55,000	20,000	20,000	22,200	22,500
A442	60	32,000	60,000	21,300	21,300	24,000	24,000
A573	58	32,000	58,000	21,300	21,300	23,200	24,000
A573	65	35,000	65,000	23,300	23,300	26,000	26,300
A573	70	42,000	70,000	26,600	28,000	28,000	30,000
A516	55	30,000	55,000	20,000	20,000	22,000	22,500
A516	60	32,000	60,000	21,300	21,300	24,000	24,000
A516	65	35,000	65,000	23,300	23,300	26,000	26,300
A516	70	38,000	70,000	25,300	25,300	28,000	28,500
A662	B	40,000	65,000	24,400	26,000	26,000	27,900
A662	C	43,000	70,000	26,300	28,000	28,000	30,000
A537		50,000	70,000	26,300	28,000	28,000	30,000
A537	2	60,000	80,000	30,000	32,000	32,000	34,000
A633	C, D	50,000	70,000	26,300	28,000	28,000	30,000
A678	A	50,000	70,000	26,300	28,000	28,000	30,000
A678	B	60,000	80,000	30,000	32,000	32,000	34,000
A737	B	50,000	70,000	26,300	28,000	28,000	30,000
CSA Standards							
G40 21	38	38,000	60,000	22,500	24,000	24,000	25,700
G40 21	44	44,000	65,000	24,400	26,000	26,000	27,900
G40 21	50	50,000	70,000	26,300	28,000	28,000	30,000
National Standards							
	37	30,000	52,600	19,700	20,000	21,000	22,500
	41	34,000	58,300	21,900	22,700	23,300	25,000
	44	36,000	62,600	23,500	24,000	25,000	26,600
ISO-R630 Standards							
Fe42	B, C	34,000	60,000	22,500	22,700	24,000	25,500
Fe44	B, C	35,500	62,500	23,400	23,700	25,000	26,600
Fe52	C, D	48,500	71,000	26,600	28,400	28,400	30,400



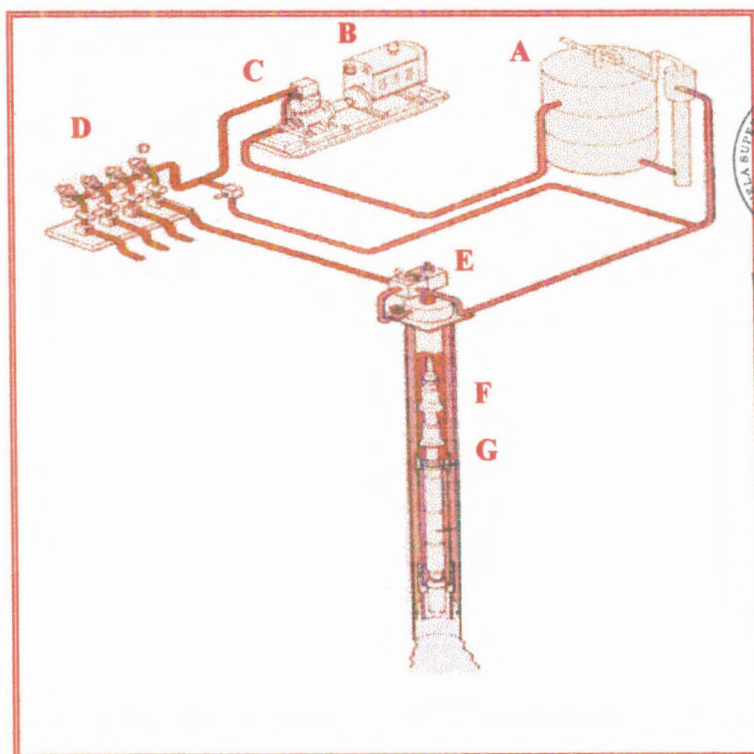
BIBLIOTECA FICT
ESPOL

4.5 SISTEMA DE LAVANTAMIENTO ARTIFICIAL POR BOMBEO HIDRAULICO

En el sistema de Bombeo Hidráulico, el fluido motriz petróleo es tomado del tanque de surgencia y alimenta a la bomba triplex o quintuplex (Central de

Poder). El fluido motriz, ahora a presión creada por la bomba es controlado mediante reguladores de presión y caudal en la **Central de Control**, para su distribución a uno o más pozos.

El fluido motriz pasa entonces por el cabezal del pozo y se dirige a la bomba de profundidad; la cual consiste en un motor y una bomba combinados en un solo conjunto denominado **Unidad De Producción**. El fluido motriz impulsa al motor el cual hace funcionar el extremo de bombeo. El fluido motriz retorna a la superficie junto con el petróleo extraído y es conducido hacia la Estación de Producción para su separación.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

FIGURA 4.14

SISTEMA CENTRALIZADO

Este sistema de levantamiento artificial puede ser diseñado en centralizada (figura 4.14) o con un equipo individual en el pozo (Unit Solo), (ver figura 4.15 y 4.16).

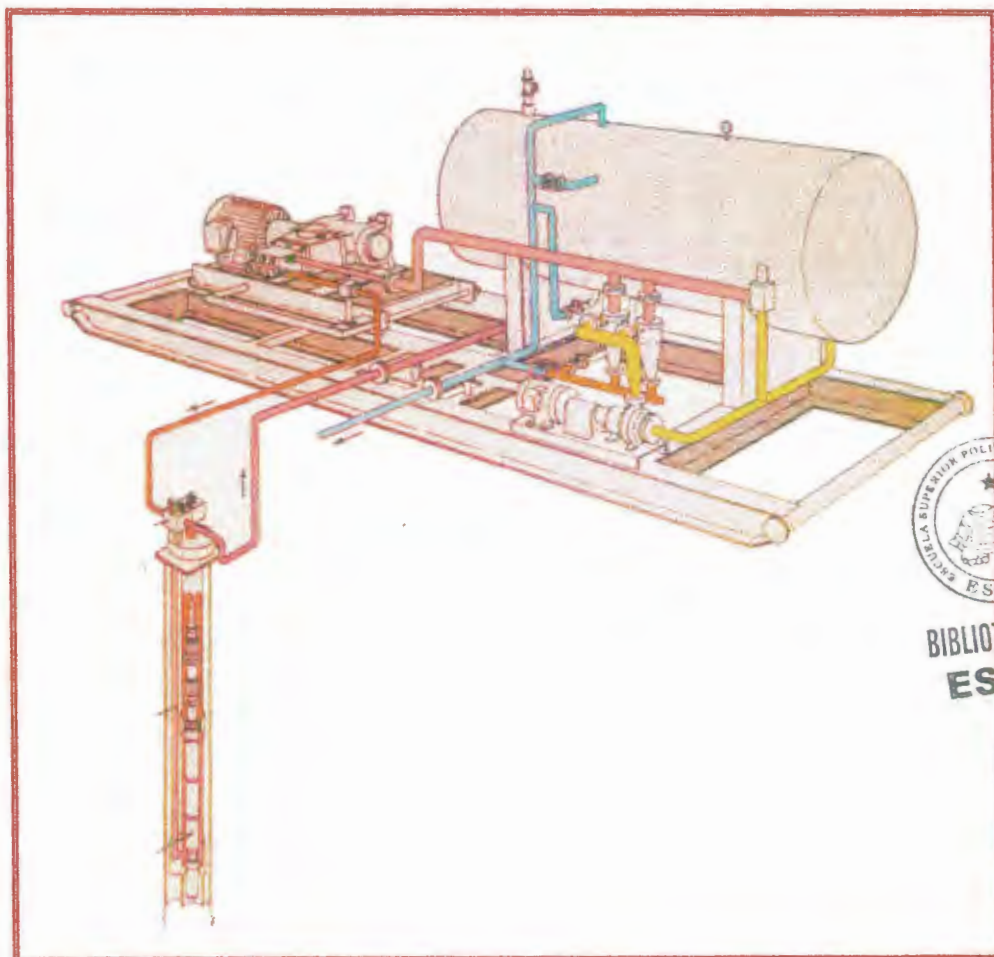


FIGURA 4.15

SISTEMA DE UNIT SOLO





FIGURA 4.16

UNIT SOLO



4.5.1 OPERACIÓN

Todos los sistemas de bombeo hidráulico incorporan los siguientes segmentos funcionales:

A. Tanque de Fluido Motriz. Sistema de normalización que contiene mezcla de fluido motriz y petróleo extraído de los pozos, permite la extracción del líquido desde la parte superior del tanque, para su utilización en la Central de Poder.

B. Fuerza Motriz. Motor eléctrico o de combustión.

C. Central de Poder. Esta constituida por bombas Triplex o Quintuplex.

D. Central de Control. Se puede regular y dirigir el fluido motriz desde un múltiple de control ubicado a cualquier distancia de la planta y, desde allí, controlar la velocidad de la bomba de cada uno o de varios pozos.

E. Cabezal de Pozo. La ausencia de equipos o partes móviles permite una gran variedad de arreglos en los cabezales de pozo aún debajo de la superficie del terreno, así como también sobre o debajo del agua, etc.

F. Equipo Sub-Superficial. Pueden usarse una gran variedad de arreglos para pozos.

G. Bomba de Profundidad. La figura 4.17 ilustra el movimiento alternativo de la bomba de subsuelo, en sus carreras descendente y ascendente. El principio de diseño operativo es muy sencillo. La parte superior (indicado en rojo), es la sección motora y la sección inferior (en azul) es la de bombeo.

El motor es accionado por el fluido motriz, el cual es controlado por la válvula motriz hidráulicamente y un vástago intermedio, que conecta con el pistón de la bomba. Un tercer vástago inferior, del mismo espesor que los anteriores, se prolonga desde el pistón de la bomba hacia abajo, al interior de un tubo de extremo cerrado. Como todas las varillas y los pistones son huecos, el fluido motriz ejerce igual acción sobre las partes superiores e



inferiores del sistema, el cual se encuentra siempre en equilibrio o balance hidráulico.

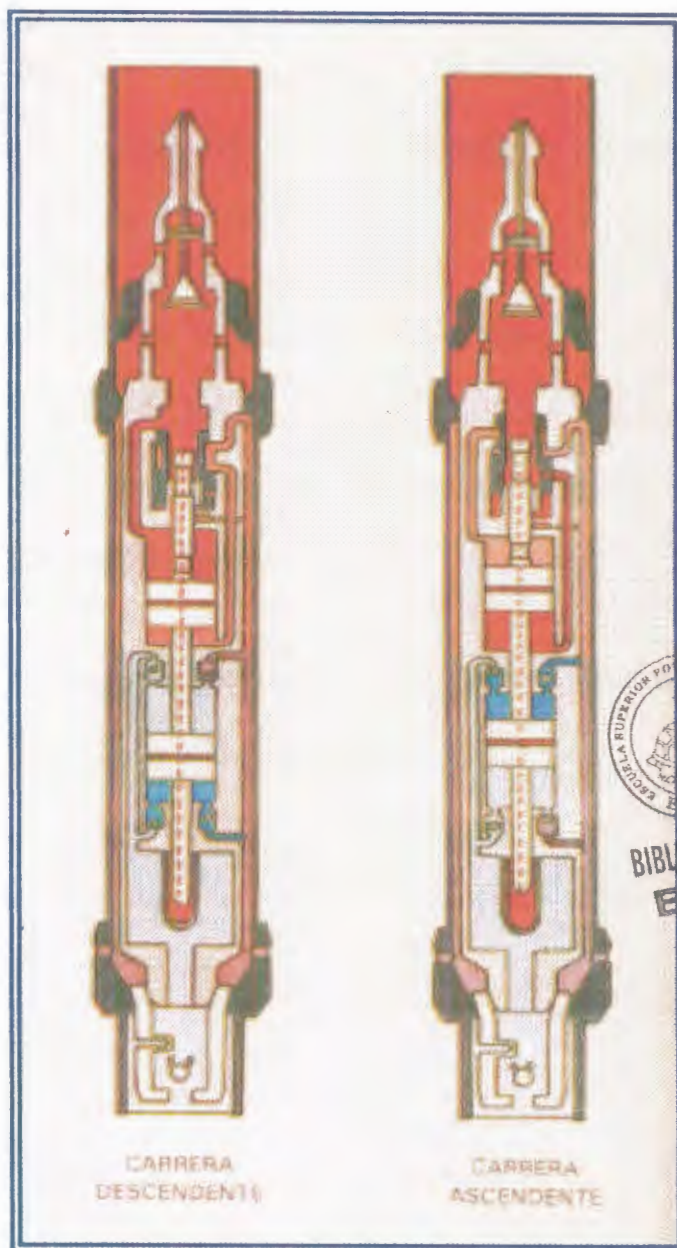


FIGURA 4.17

BOMBA DE PROFUNDIDAD

4.5.2 SISTEMAS DE FLUIDO MOTRIZ

Dentro de los sistemas para Bombeo Hidráulico, hay dos circuitos básicos de fluido motriz que son el sistema de Fluido Motriz Abierto (FMA) y el Fluido Motriz Cerrado (FMC). En este proyecto se seleccionó el sistema FMA (ver figura 4.18).

La diferencia entre los sistemas “Abierto” y “Cerrado” consiste en que el primer caso el fluido motriz, una vez cumplido su cometido, retorna mezclado con el crudo producido, mientras que en el sistema cerrado, el fluido motriz retorna separado.

En el sistema abierto la bomba de superficie obtiene petróleo limpio desde la parte superior de un tanque decantador.

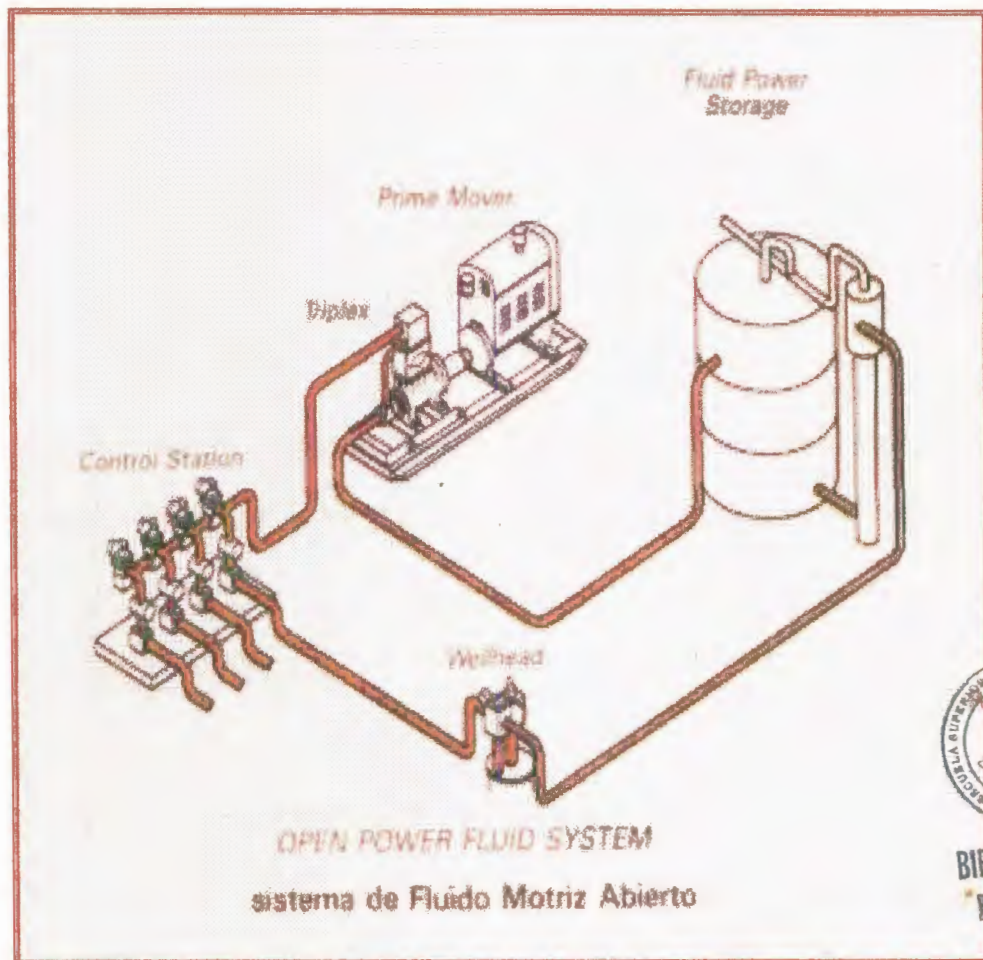


FIGURA 4.18

SISTEMA DE FLUIDO MOTRIZ ABIERTO

CAPITULO V

DIMENSIONAMIENTO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE DE LAS ESTACIONES DE PRODUCCIÓN

5.1 CAMPO PAÑACOCHA

5.1.1 LÍNEAS DE PRODUCCIÓN PAÑACOCHA



Datos

Q_{La}	600	bbl/d
Q_{inj}	1,200	bbl/d
Q_L	1,800	bbl/d
BSW	0.15	
GOR	250	scf/bbl
$^{\circ}API$	26.18	
SG_w	1.002	
SG_g	0.67	
P_h	200	psig

P_{man}	45	psig
P_{avg}	80	psig
T_{avg}	120	°F
μ_o	4	cp
μ_w	0.56	cp
μ_g	0.0105	cp
z	1	
R	10.73	
L_{avg}	4592	ft

BIBLIOTECA



FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

Procedimiento

Q_{Ln}	600	bb/d
----------	-----	------

BSW	0.15
-----	------

Q_{on}	510	bb/d
----------	-----	------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1 - BSW)$$

Q_o	1,710	bb/d
-------	-------	------

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	90	bb/d
-------	----	------

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Densidad y Gravedad Especifica del Petróleo

SG _{60°F}	0.897
--------------------	-------

$$SG_{60°F} = \frac{141.5}{(131.5 + °API)}$$

SG _{op}	0.876
------------------	-------

$$SG_{op} = SG_{60°F} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

donde

ρ_o	54.653 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\beta = 0.0004$$

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del Gas

MW _g	19.410
-----------------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$

ρ_g	0.2495 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{k_g * T * Z}$$

GOR _{op}	51.238 ft ³ /bbl
-------------------	-----------------------------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$

Flujo Volumétrico de Gas, Petróleo y Agua

Q _g	0.302 ft ³ /s
----------------	--------------------------

$$Q_g = GOR_{op} * Q_o$$

Q _o	0.1111 ft ³ /s
----------------	---------------------------

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} * 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} * \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Q _w	0.0058 ft ³ /s
----------------	---------------------------

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} * 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} * \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Q _t	0.419 ft ³ /s
----------------	--------------------------

$$Q_t = Q_g + Q_o + Q_w$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Viscosidad de la Mezcla

μ_{mix}	1.0752 cp
	0.0007 lb-s/ft ²

$$\mu_{mix} = \frac{Q_o \cdot \mu_o + Q_w \cdot \mu_w + Q_g \cdot \mu_g}{Q_t}$$

Determinación del flujo masico de la mezcla

W_L	6.439 lb/s
-------	------------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

W_g	0.075 lb/s
-------	------------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

W_{mix}	6.515 lb/s
	23453.2 lb/hr

Determinación de ρ_{mix}

ρ_{mix}	15.533 lb/ft ³
--------------	---------------------------

$$\rho_{mix} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

Caída de presión en la Línea

$$\Delta P = -\Delta P_f - \Delta X \cdot \rho \cdot \frac{g}{g_c}$$

$$\Delta X \cdot \rho \cdot \frac{g}{g_c}$$

La caída de presión debido a la diferencia de altura es muy pequeño, por lo tanto, depende solo de la fricción.

ΔP_f	155	psia
	22320	lb/ft ²

$$P_1 - P_2 = \Delta P_f$$

$P_1 \rightarrow$ presión en la cabeza del pozo

$P_2 \rightarrow$ presión en el multiple igual a 59.7 psig

Si se asume que la presión en la cabeza es de 200 psig, la caída de presión debido a la fricción en la tubería será 155 psi.

Dimensionamiento de la tubería

Considerando que el fluido en la tubería (petróleo, agua, gas), se comporta como un fluido Newtoniano (incompresible) y usando la fórmula siguiente se tiene:

$$\phi = 0.649 * Q_t^{0.379} * \rho_{mix}^{0.172} * \mu_{mix}^{0.036} * \left[\frac{L}{\Delta P_f * g_c} \right]^{0.207}$$

Φ	0.203	ft
	2.432	in



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Para la caída de presión de 155 psi, el diámetro de tubería es de 2.43 in., por lo tanto, se deberá dimensionar una tubería de 3 in.

Para caídas de presiones más bajas ($P_1 < 200$ psig), el diámetro de la tubería deberá ser mayor.

Si asumimos una caída de presión de 100 psi y la reemplazamos en la ecuación, el diámetro calculado es de 3.1 in., por lo tanto, se seleccionará una tubería de 4 in.

Dimensión definitiva.

El diámetro de la línea de producción para este campo será de 4 in con una longitud promedio de 1,4 Km.

5.1.2 MÚLTIPLES**MÚLTIPLE DE PRUEBA****Datos**

Q_{Ln}	2,000	bbl/d
Q_{inj}	3,000	bbl/d
Q_L	5,000	bbl/d
BSW	0.40	
GOR	250	scf/bbl
$^{\circ}API$	26.18	
SG_w	1.002	
SG_g	0.67	
P_{op}	59.7	psia
T_{op}	100	$^{\circ}F$
μ_o	4	cp
μ_w	0.56	cp
μ_g	0.012	cp
z	1	
R	10.73	



Q_{Ln}	2,000	bbl/d
----------	-------	-------

BSW	0.40
-----	------

Q_{on}	1,200	bbl/d
----------	-------	-------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1 - BSW)$$

Q_o	4,200	bbl/d
-------	-------	-------

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	800	bbl/d
-------	-----	-------

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Consideraciones

- Debe diseñarse un header por separador de prueba, entonces se tendrá un header de prueba
- El header de prueba tendrá la capacidad de manejar la producción de cualquier pozo.
- El header debe ser diseñado para cuando la producción de agua máxima.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Densidad y Gravedad Específica del Petróleo

$SG_{60^{\circ}f}$	0.897
--------------------	-------

$$SG_{60^{\circ}f} = \frac{141.5}{(131.5 + ^{\circ}API)}$$

SG_{op}	0.883
-----------	-------

$$SG_{op} = SG_{60^{\circ}f} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

donde $\beta = 0.0004$

ρ_o	55.101	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del Gas

MW_g	19.410
--------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$

ρ_g	0.1928	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{R * T * Z}$$

GOR_{op}	66.293	ft ³ /bbl
------------	--------	----------------------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$

Flujo Volumétrico de Gas, Petróleo y Agua

Q_g	0.921	ft ³ /s
-------	-------	--------------------

$$Q_g = GOR_{op} * Q_o$$

Q_o	0.2730	ft ³ /s
-------	--------	--------------------

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} * 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} * \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Q_w	0.0520	ft ³ /s
-------	--------	--------------------

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} * 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} * \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Q_t	1.246	ft ³ /s
-------	-------	--------------------

$$Q_t = Q_g + Q_o + Q_w$$

Determinación del Flujo Másico de la Mezcla

W_L	18.291	lb/s
-------	--------	------

$$W_L = \rho_w * Q_w + \rho_o * Q_o$$



W_g	0.178	lb/s
-------	-------	------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

W_{mix}	18.468	lb/s
	66485.4	lb/hr

Determinación de ρ_{mix}

ρ_{mix}	14.826	lb/ft ³
--------------	--------	--------------------

$$\rho_{mix} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$

Velocidad de Erosión

Sigún criterio de P.D.V.S.A.

$$V_e = \frac{C}{\rho_{mix}^{0.5}}$$

$$10\text{ft/s} < V_e < 30\text{ft/s}$$

C	80
---	----

para servicio continuo

$$C = 80$$

V_e	20.777
-------	--------

Cálculo del diámetro del Header.

A_{min}	0.0600	ft ²
-----------	--------	-----------------

Φ_{min}	3.32	in
--------------	------	----



Utilizar $\Phi = 4\text{in.}$

Caída de Presión en el Header

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000336 * f * w^2}{\Phi^5 * \rho_{mix}}$$

ΔP_{100} - Caída de presión en psi/100 ft

f - factor de fricción; $16/R$

R_e - Número de Reynolds

ΔP_{100}	0.2474	psi/100ft
------------------	--------	-----------

w - flujo másico de la mezcla, lb/hr

Φ - diámetro interno, in.

ρ_{mix} - densidad de la mezcla, lb/ft³

Chequeo de la Velocidad en el Header

Φ	4.0	in
--------	-----	----

A	0.0873	ft ²
---	--------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \left(\frac{\Phi}{12}\right)^2$$

V	14.27	ft/s
---	-------	------

$$V = \frac{Q_t}{A}$$

Longitud de los Headers

Número de líneas que llegan a los headers = 9

Espaciamento entre líneas en los headers = 2 ft



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

L_h	20	ft
-------	----	----

Dimensión Definitiva

El header de prueba para el Campo Pañacocha será de 4 in de diámetro por 20 ft de largo.

MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN PAÑACOCHA

Datos

Q_{Ln}	5,400	bbbl/d
Q_{inj}	10,800	bbbl/d
Q_L	16,200	bbbl/d
BSW	0.40	
GOR	250	scf/bbl
$^{\circ}API$	26.18	
SG_w	1.002	
SG_g	0.67	
P_{op}	59.7	psia
T_{op}	100	$^{\circ}F$
μ_o	4	cp
μ_w	0.56	cp
μ_g	0.0105	cp



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

z	1
R	10.73

Q_{Ln}	5,400	bbl/d
----------	-------	-------

BSW	0.40
-----	------

Q_{on}	3,240	bbl/d
Q_o	14,040	bbl/d
Q_w	2160	bbl/d

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1-BSW)$$

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Consideraciones

- * Debe diseñarse un header por separador, entonces se tendrán dos headers de producción.
- * Cada header de producción tendrá la capacidad de manejar la mitad de la producción total del campo.
- * Cada header debe estar unido a cada separador mediante válvulas de modo que siempre trabajen dos separadores simultáneamente.
- * Los headers deben diseñarse para la máxima producción de agua, que es cuando la mezcla de fluido se mueve con mayor facilidad debido a la viscosidad.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Densidad y Gravedad Específica del Petróleo

SG _{60°f}	0.897
--------------------	-------

$$SG_{60^\circ f} = \frac{141.5}{(131.5 + ^\circ API)}$$

SG _{op}	0.854
------------------	-------

$$SG_{op} = SG_{60^\circ f} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

donde

$$\beta = 0.0004$$

ρ_o	53.309 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del Gas

MW _g	19.410
-----------------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$

ρ_g	0.1928 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{k_g * T * Z}$$

GOR _{op}	66.293 ft ³ /bbl
-------------------	-----------------------------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$

Flujo Volumétrico de Gas, Petróleo y Agua

Q _g	2.486
Q _g	1.243 ft ³ /s

$$Q_g = GOR_{op} * Q_o$$

Por header



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Q_o	0.9124
Q_o	0.4562 ft ³ /s

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Por header

Q_w	0.1404
Q_w	0.1404 ft ³ /s

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Por header

Q_t	1.840 ft ³ /s
-------	--------------------------

$$Q_t = Q_g + Q_o + Q_w$$

Determinación del flujo másico del fluido

W_L	33.098 lb/s
-------	-------------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

W_g	0.240 lb/s
-------	------------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

W_{mix}	33.34 lb/s
	120.0 lb/hr

Determinación de ρ_{mix}

ρ_{mix}	18.122 lb/ft ³
---------------------	---------------------------

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$

Velocidad de Erosión

Según criterio de P.D.V.S.A.(9).

$$V_e = \frac{C}{\rho_{mix}^{0.5}}$$

$$10\text{ft/s} < V_e < 30\text{ft/s}$$

para servicio continuo, para algunas arenas

$$C = 80$$

$$V_e = 18.793 \text{ ft/s}$$

$$V_e = \frac{C}{\rho_{mix}^{0.5}}$$

Cálculo del Diámetro de los Headers

$$A_{min} = 0.0979 \text{ ft}^2$$

$$\Phi_{min} = 4.2232 \text{ in}$$

Utilizar $\Phi = 6 \text{ in}$

Caída de Presión en el Header

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000336 * f * w^2}{\Phi^5 * \rho_{mix}}$$

ΔP_{100} - Caída de presión en psi/100 ft

f - factor de fricción; $16/R_e$

R_e - Reynolds No. Laminar flujo

w - flujo másico del fluido - lb/hr

Φ - diámetro interno - in.

ρ_{mix} - densidad de la mezcla - lb/ft³

$$\Delta P_{100} = 0.000 \text{ psi/100ft}$$



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Chequeo de la Velocidad en el Header

Φ	6.0	in
--------	-----	----

A	0.1964	ft ²
---	--------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \left(\frac{\phi}{12} \right)^2$$

V	9.37	ft/s
---	------	------

$$V = \frac{Qt}{A}$$

Longitud de los Headers

Número de líneas que llegan a los headers = 9

Espaciamento entre líneas en los header = 2 ft

L _h	20	ft
----------------	----	----

Dimensión definitiva

La dimensiones del header será de 6 in. de diámetro y 20 ft. de longitud.

5.1.3 SEPARADORES

SEPARADOR DE PRUEBA PAÑACUCHA

Datos

Q_{Ln}	2,000	bbbl/d
Q_{inj}	3,000	bbbl/d
Q_L	5,000	bbbl/d
BSW	0.40	
GOR	250	scf/bbl
$^{\circ}API$	26.18	
SG_w	1.002	
SG_g	0.67	
P_{op}	59.7	psia
T_{op}	100	$^{\circ}F$
μ_o	4	cp
μ_w	0.56	cp
μ_g	0.0105	cp
z	1	
R	10.73	

Q_{Ln}	2,000	bbbl/d
----------	-------	--------



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

BSW	0.40
-----	------

Q_{on}	1,200	bbl/d
----------	-------	-------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1-BSW)$$

Q_o	4,200	bbl/d
	0.2730	ft ³ /s

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	800	bbl/d
	0.0520	ft ³ /s

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Consideraciones

* Los separadores se diseñan para 5,000 bbl/d como mínimo



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Densidad y gravedad específica del petróleo

$SG_{60^\circ f}$	0.897
-------------------	-------

$$SG_{60^\circ f} = \frac{141.5}{(131.5 + ^\circ API)}$$

SG_{op}	0.883
-----------	-------

$$SG_{op} = SG_{60^\circ f} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

donde

$$\beta = 0.0004$$

ρ_o	55.101	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del gas

MW _g	19.410
-----------------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$

ρ_g	0.1928 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{R * T * Z}$$

Tamaño de las partículas separadas

Se desea diseñar para que el separador sea capaz de separar partículas entre 150 - 500 micrones.

Velocidad Terminal en el espacio ocupado por gas.

$Q_o/Q_L =$	0.84
-------------	------

$$\rho_L = \rho_o \text{ si}$$

$$\frac{Q_o}{Q_L} > 0.05$$

v_t	6.750 ft/s
-------	------------

$$v_t = k * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$$

GOR _{op}	66.293 ft ³ /bbl
-------------------	-----------------------------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$

Q_g	0.921 ft ³ /s
-------	--------------------------

$$Q_g = GOR_{op} * Q_o$$

Área ocupada por el gas

A_g	0.136 ft ²
-------	-----------------------

$$A_g = \frac{Q_g}{v_t}$$

Si el gas ocupa la mitad del área del separador entonces,



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

A_v	0.273	ft^2
-------	-------	---------------

$$A_v = 2A_g$$

D_v	0.5894	ft
-------	--------	-------------

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \cdot A_v}{\pi}}$$

API standard recomienda que "Dv" mínimo sea 2.5 ft, entonces, el gas producido no define las dimensiones del separador.

Flujo volumétrico de agua y petróleo

Q_o	0.2730	ft^3/s
-------	--------	------------------------

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Q_w	0.0520	ft^3/s
-------	--------	------------------------

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{s}}$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Volumen de petróleo y agua retenido en el separador

API Standard recomienda un tiempo de 5 - 10 min de retención para crudos menos de 35° API y temperaturas mayores 100° F.

Asumir un tiempo de 5 min.

t_r	5.0	min
-------	-----	--------------

V_o	81.885	ft^3
-------	--------	---------------

$$V_o = Q_o \cdot t_r$$

V_w	15.597	ft ³
-------	--------	-----------------

$$V_w = Q_w \cdot t_r$$

Líquido retenido en el separador,

V_L	97.483	ft ³
-------	--------	-----------------

$$V_L = V_o + V_w$$

Dimensión del Separador

Como se necesita espacio para el gas, asumir que el líquido ocupa las 1/2 partes de la altura del separador.

V_{v-min}	194.97	ft ³
-------------	--------	-----------------

$$V_v = 20 \cdot V_L$$

De la tabla #36 escoge combinación "Dv" diámetro y "L" longitud del separador con volumen mayor al requerido.

D_v	6.0	ft
L_v	12.5	ft

A_v	28.27	ft ²
V_v	353.4	ft ³

Utilizar volumen parciales de cilindro, presentadas en las tablas #37 y #38.

$$V_{parcial} = V_v \cdot f(Z_c)$$

Determinación de h_L

$\int(Z_c)$	0.2758
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_L}{V_v}$$

Z_c	0.32
-------	------

h_L	1.92	ft
-------	------	----

$$h_L = Z_c \cdot D_v$$

Determinación de h_w

$\int(Z_c)$	0.0441
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_w}{V_v}$$

Z_c	0.09
-------	------

h_w	0.54	ft
-------	------	----

$$h_w = Z_c \cdot D_v$$

Determinación de h_o

h_o	1.38	ft
-------	------	----

$$h_o = h_L - h_w$$

Velocidad de ascenso de una partícula de petróleo y velocidad de asentamiento de una partícula de agua.



$$V_{o\uparrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

$$V_{w\downarrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_o}$$

P.D.V.S.A. recomienda en base a experiencia de campo, que una buena una buena velocidad de asentamiento de una partícula de agua en medio aceitoso es de 20 ft/h (9).

Asumir que "Dp" está la entre 150-500 micrones. Probar con "Vw" si Dp esta en el rango asumido, despejando de la ec.de "Vw".

V_w	0.005556	ft/s
	0.333333	ft/min

$$D_p = \sqrt{\frac{V_{w\downarrow} \cdot \mu_o}{1.78 \cdot 10^{-6} (\gamma_w - \gamma_o)}}$$

D_p	323.94	micrones
-------	--------	----------

Una partícula mas pequeña se movería mas lento.

V_o	2.381	ft/min
-------	-------	--------

$$V_{o\uparrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

Tiempo mínimo de retención de petróleo y agua.

t_{ro}	4.140	min
----------	-------	-----

$$t_{ro} = \frac{h_o}{V_{w\downarrow}}$$

t_{rw}	0.227	min
----------	-------	-----

$$t_{rw} = \frac{h_w}{V_{o\uparrow}}$$

Comparado con el tiempo de retención asumido, ambos (t_{ro} y t_{rw}) son menores.

Chequeo de la longitud requerida.

Se debe considerar que sólo las 2/3 parte de la longitud del separador esta disponible para el asentamiento de las partículas.

$$A_{parcial} = Av \int (Z_c) \quad , \text{donde} \quad Z_c = \frac{h}{D_v}$$

Determinación de A_L

Z_c	0.32
-------	------

$$Z_c = \frac{h_L}{D_v}$$

$\int (Z_c)$	0.2758
--------------	--------

A_L	7.80	ft ²
-------	------	-----------------

$$A_L = Av \int (Z_c)$$

Determinación de A_w

Z_c	0.09
-------	------

$$Z_c = \frac{h_w}{D_v}$$

$\int (Z_c)$	0.0445
--------------	--------



A_w	1.26	ft ²
-------	------	-----------------

$$A_w = A_v \int (Z_c)$$

Determinación de A_o

A_o	6.540	ft ²
-------	-------	-----------------

$$A_o = A_L - A_w$$

Determinación de la longitud requerida por el agua y petróleo

L_w	18.595	ft
-------	--------	----

$$L_w = \frac{3 Q_w \cdot t_{rw}}{2 A_w}$$

L_o	18.781	ft
-------	--------	----

$$L_o = \frac{3 Q_o \cdot t_{ro}}{2 A_o}$$

Diseñar para $L = 20$ ft



Orificio de entrada (inlet nozzle)

Según criterio de la Compañía Shell para el diseño de orificio debe cumplirse:

$$\rho_{mix} \cdot V_{mix}^2 < 4,026 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}^2}$$

Determinación del flujo másico de los fluidos

W_L	18.291	lb/s
-------	--------	------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

W_g	0.178	lb/s
-------	-------	------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

Determinación de la densidad de la mezcla ρ_{mix}

ρ_{mix}	14.826	lb/ft ³
--------------	--------	--------------------

$$\rho_{mix} = \frac{w_l + w_g}{Q_l + Q_g}$$

Determinación de la velocidad de los fluidos a través del orificio de entrada

F	4.0	in
---	-----	----

A	0.087	ft ²
---	-------	-----------------

V_{mix}	14.27	ft/s
-----------	-------	------

$$V_{mix} = \frac{Q_t}{A}$$

Evaluación del Criterio para el Orificio de Entrada

$\rho_{mix} \cdot V_{mix}^2$	3020.9	lb/ft-s ²
------------------------------	--------	----------------------

$$\rho_{mix} \cdot V_{mix}^2 < 4,026 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}^2}$$

Orificio de salida de gas

Según criterio de la Compañía Shell

$$\rho_g \cdot V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}^2}$$

Determinación de velocidad del gas para el orificio de salida

Φ	3.0	in
--------	-----	----

A	0.049	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi \cdot \phi^2}{4 \cdot 144}$$

V_g	18.76	ft/s
-------	-------	------

$$V_g = \frac{Q_g}{A}$$

Evaluación del criterio para el orificio de salida de gas

$\rho_g \cdot V_g^2$	67.8	lb/ft-s ²
----------------------	------	----------------------

$$\rho_g \cdot V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}^2}$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Orificio de salida de petróleo

Experiencia de campos recomiendan que la velocidad de salida de líquido a través de orificio debe ser menor o igual a 1m/s (3.28ft/s).

$$V_o \leq 3.28 \text{ft/s}$$

Determinación de la velocidad del petróleo para el orificio de salida

Φ	4.0	in
--------	-----	----

A	0.087	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi \cdot \phi^2}{4 \cdot 144}$$

V_o	3.13	ft/s
-------	------	------

$$V_o = \frac{Q_o}{A}$$

Orificio de salida de agua

Experiencia de campos recomiendan que la velocidad de salida de líquido a través de orificios debe ser menor o igual a 1m/s (3.28ft/s).

$$V_w \leq 3.28 \text{ft/s}$$

Determinación de velocidad del agua para orificio de salida

Φ	3.0	in
--------	-----	----

A	0.049	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{\phi^2}{144}$$

V_w	1.06	ft/s
-------	------	------

$$V_w = \frac{Q_w}{A}$$

Dimensión Definitiva

Las dimensiones mostradas en el gráfico corresponde al separador de prueba del Campo Pañacocha y tiene una capacidad para manejar 5000 bbl/d, (ver **figura 5.1**)

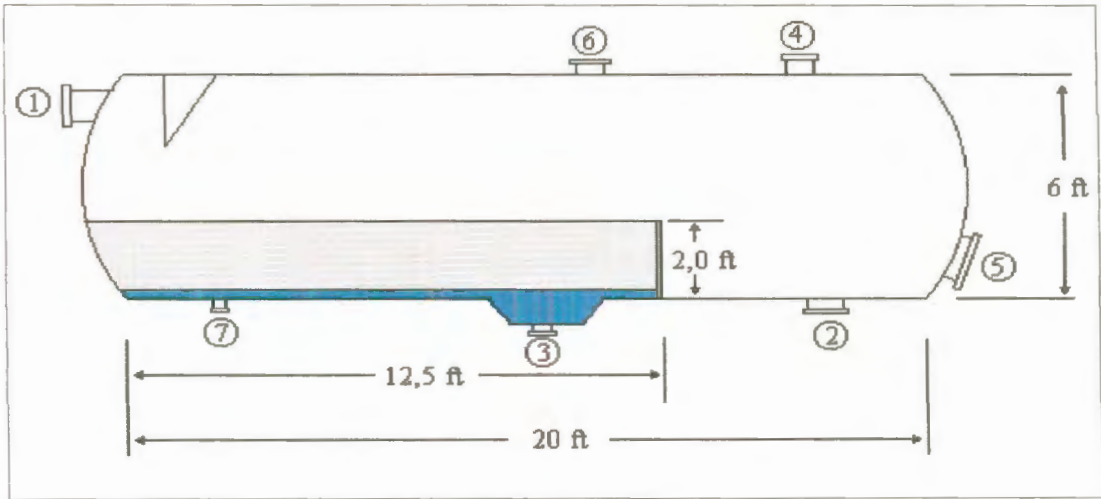


FIGURA 5.1

DIMENSIÓN DEL SEPARADOR DE PRUEBA PAÑACOCCHA

Dimensiones de las salidas de los separadores

1	4	in	Orificio de Entrada
2	4	in	Orificio de Salida de Petróleo
3	3	in	Orificio de Salida de Agua
4	3	in	Orificio de Salida de Gas
5	24	in	Entrada para mantenimiento (manhole)
6	RN	in	Relief
7	2	in	Drenaje



SEPARADOR DE PRODUCCION PAÑACUCHA

Datos

Q_{Ln}	5,400	bbl/d
Q_{inj}	10,800	bbl/d
Q_L	16,200	bbl/d
BSW	0.15	
GOR	250	
$^{\circ}API$	26.18	
SG_w	1.002	
SG_g	0.67	
P_{op}	59.7	psia
T_{op}	100	$^{\circ}F$
μ_o	4	cp
μ_w	0.56	cp
μ_g	0.0105	cp
z	1	
R	10.73	

Consideraciones

* Durante los primeros años de producción este campo producirá por flujo natural con una producción promedio diaria de 600 b/d por pozo,



posteriormente será producido mediante bombeo hidráulico.

- * La relación de producción para el sistema Power-Oil será (2:1), es decir, que se requerirá dos veces la cantidad de fluido motriz para producir un determinado volumen de fluido nuevo o de formación.
- * Como cada pozo puede producir 600 bbl/d, entonces se debe inyectar 1200 bbl/d de fluido motriz (petróleo).
- * Cuando todos los pozos estén produciendo llegará a la estación de producción 5,400 bbl/d de fluido nuevo y 10,800 bbl/d de fluido motriz.
- * Cuando los pozos tengan una producción de agua del 40 % del fluido de formación deberá rediseñarse los separadores.
- * Diseñar dos separadores trifásicos que trabajen simultáneamente.

Las facilidades de superficie deben ser diseñadas tomando en cuenta los criterios antes mencionados.



Selección del caso de diseño

Se deben considerar dos casos o condiciones para el diseño del separador de producción.

Caso I

Q_{Ln}	5,400	bbl/d
----------	-------	-------

BSW	0.15
-----	------

Q_{on}	4,590	bbl/d
----------	-------	-------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1 - BSW)$$

Q_o	15,390	bbl/d
	1.0002	ft ³ /s

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	810	bbl/d
	0.0526	ft ³ /s

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Caso II

Q_{Ln}	5,400	bbl/d
----------	-------	-------

BSW	0.40
-----	------

Q_{on}	3,240	bbl/d
----------	-------	-------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1 - BSW)$$

Q_o	14,040	bbl/d
	0.9124	ft ³ /s

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Q_w	2160	bbl/d
	0.1404	ft ³ /s

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

* En el primer caso se tendrá una capa de petróleo más gruesa que en el caso II, por lo tanto, el tiempo de retención de petróleo será mayor en el caso I.

Entonces, $Tr\text{-case I} > Tr\text{-case II}$

* El volumen del separador deberá ser diseñado para el Caso I.

* La salida de agua deberá ser diseñada para el Caso II, cuando " Q_w " es mayor.

* El orificio de salida de petróleo deberá ser diseñada para el Caso I

* El orificio de salida de gas deberá ser diseñada para el Caso I



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Densidad y gravedad específica del petróleo

$SG_{60^\circ F}$	0.897
-------------------	-------

$$SG_{60^\circ F} = \frac{1415}{(1315 + ^\circ API)}$$

SG_{op}	0.883
-----------	-------

$$SG_{op} = SG_{60^\circ F} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

$$T_{op} = 100^\circ f$$

donde

$$\beta = 0.0004$$

ρ_o	55.101	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del gas

MW_g	19.410
--------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$

ρ_g	0.1928	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{k_g * T * Z}$$

Tamaño de las partículas a ser separadas

Se debe dimensionar de manera que el separador pueda separar partículas entre 150-500 micrones.

Velocidad terminal en el espacio ocupado por gas

$Q_o/Q_L =$	0.95
-------------	------

$$\rho_L = \rho_o$$

$$\text{si } \frac{Q_o}{Q_L} > 0.05$$

V_t	6.750	ft/s
-------	-------	------

$$V_t = k * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$$

$$k = 0.4$$

GOR_{op}	66.293
------------	--------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$

Q_g	3.5218
-------	--------



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Q_g	1.761	ft^3/s
-------	-------	------------------------

$$Q_g = \text{GOR}_{op} \cdot Q_o$$

Para cada separador.

Área a ser ocupada por el gas

A_g	0.261	ft^2
-------	-------	---------------

$$A_g = \frac{Q_g}{V_t}$$

Si, $A_g = 0.5A_v$

A_v	0.522	ft^2
-------	-------	---------------

$$A_v = 2A_g$$

D_v	0.8151	ft
-------	--------	-------------

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \cdot A_v}{\pi}}$$

API standard recomienda que " D_v " mínimo sea 2.5 ft, entonces, el gas producido no define las dimensiones del separador.



BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

Flujo volumétrico de agua y petróleo

Q_o	1.0002	ft^3/s
-------	--------	------------------------

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Q_o	0.5001	ft^3/s
-------	--------	------------------------

Para cada separador

Q_w	0.0527	ft^3/s
-------	--------	------------------------

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Q_w	0.0263	ft^3/s
-------	--------	------------------------

Para cada separador

Volumenes de petróleo y agua retenidos en el separador

API estandar recomienda un tiempo de 5-10 min de retención para crudos menores de 35° API y temperaturas menores o igual a 100° F.

Asumir un tiempo de 5 min. como un primer intento de diseño.

t_r	5.0	min
-------	-----	-----

V_o	150.03	ft^3
-------	--------	---------------

$$V_o = Q_o \cdot t_r$$

V_w	7.90	ft^3
-------	------	---------------

$$V_w = Q_w \cdot t_r$$

Líquido retenido en el separador

V_L	157.92	ft^3
-------	--------	---------------

$$V_L = V_o + V_w$$

Dimensionamiento del Separador

Como se necesita poco espacio para el gas, asumir que el líquido ocupa las



2/3 partes de la altura del separador.

V_{v-min}	236.88	ft ³
-------------	--------	-----------------

$$V_v = 1.5 \cdot V_L$$

De la tabla #36 se escoge la combinación "Dv" diámetro y "Lv" longitud del separador con volumen mayor al requerido.

Así, se escoge

D_v	6.0	ft
L_v	15.0	ft

A_v	28.27	ft ²
V_v	424.1	ft ³

Del manual G.P.S.A. se utilizan los volumen parciales de cilindro

Estas se encuentran en las tablas # 36 y 37 en el capítulo cuatro.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

$$V_{parcial} = V_v \cdot \int(Z_c)$$

Determinación del nivel de líquido h_1

$\int(Z_c)$	0.3724
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_L}{V_v}$$

Z_c	0.399
-------	-------

h_L	2.394	ft
-------	-------	----

$$h_L = Z_c \cdot D_v$$

Determinación del espesor de la capa de agua h_w

$\int(Z_c)$	0.0186
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_w}{V_v}$$

Z_c	0.05
-------	------

h_w	0.3	ft
-------	-----	----

$$h_w = Z_c \cdot D_v$$

Determinación del espesor de la capa de petróleo h_o

h_o	2.0940	ft
-------	--------	----

$$h_o = h_L - h_w$$



Velocidad de ascenso de una partícula de petróleo y velocidad de asentamiento de una partícula de agua

$$V_{o\uparrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

$$V_{w\downarrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_o}$$

P.D.V.S.A. recomienda basándose en experiencias de campo, que una buena velocidad de asentamiento de agua en crudos de grado API menor a 36 es de 20ft/h (7).

Asumir que el diámetro de la partícula debe estar entre 150-500 micrones.

Probar que D_p esta en el rango asumido despejando de la Ec. de v_w .

Asuma $D_p = 362$ micrones.

v_w	0.0069	ft/s
	0.4167	ft/min

D_p	362.17	micrones
-------	--------	----------

$$D_p = \sqrt{\frac{V_w \downarrow * \mu_o}{1.78 * 10^{-6} (\gamma_w - \gamma_o)}}$$

Una partícula más pequeña se moverá más lento.

$V_o \uparrow$	2.976	ft/min
----------------	-------	--------

$$V_o \uparrow = 1.78 * 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

Tiempo mínimo de retención de petróleo y agua

t_{ro}	5.026	min
----------	-------	-----

$$t_{ro} = \frac{h_o}{V_w \downarrow}$$

t_{rw}	0.101	min
----------	-------	-----

$$t_{rw} = \frac{h_w}{V_o \uparrow}$$

Comparando el tiempo de retención requerido con el asumido, ambos t_{ro} y

t_{rw} son menores.

Chequeo de la longitud requerida



Se debe considerar que solo las 2/3 parte de la longitud del separador están disponibles para el asentamiento de las partículas.

$$A_{\text{parcial}} = A_v \int (Z_c)$$

, donde

$$Z_c = \frac{h}{D_v}$$

Determinación de A_L

$$Z_c = 0.399$$

$$Z_c = \frac{h_L}{D_v}$$

$$\int (Z_c) = 0.3722$$

$$A_L = 10.524 \text{ ft}^2$$

$$A_L = A_v \int (Z_c)$$

Determinación de A_w

$$Z_c = 0.05$$

$$Z_c = \frac{h_w}{D_v}$$

$$\int (Z_c) = 0.0186$$

$$A_w = 0.526 \text{ ft}^2$$

$$A_w = A_v \int (Z_c)$$

Determinación de A_o

$$A_o = 9.998 \text{ ft}^2$$

$$A_o = A_L - A_w$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Determinación de L_w y L_o

L_w	22.522	ft
-------	--------	----

$$L_w = \frac{3 \cdot Q_w \cdot t_{rw}}{2 \cdot A_w}$$

L_o	22.509	ft
-------	--------	----

$$L_o = \frac{3 \cdot Q_o \cdot t_{ro}}{2 \cdot A_o}$$

Diseñar para $L = 22,5$ ft

Orificio de entrada (Inlet nozzle)

Según criterios aplicados para el diseño de orificio por la Compañía Shell, se debe cumplir que:

$$\rho_{mix} \cdot V_{mix}^2 < 4,026 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}^2}$$

Determinación del flujo másico de cada fluido

W_L	29.201	lb/s
-------	--------	------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

W_g	0.340	lb/s
-------	-------	------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

Determinación de la densidad de la mezcla ρ_{mix}

ρ_{mix}	12.915	lb/ft ³
--------------	--------	--------------------

$$\rho_{mix} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Determinación de la velocidad del fluido para el orificio de entrada

Φ	6.0	in
--------	-----	----

A	0.196	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi \cdot \phi^2}{4 \cdot 144}$$

V_{mix}	11.649	ft/s
------------------	--------	------

$$V_{\text{mix}} = \frac{Q_t}{A}$$

Evaluación del criterio para el orificio de entrada

$\rho_{\text{mix}} \cdot V_{\text{mix}}^2$	1752.6	lb/ft-s ²
--	--------	----------------------

$$\rho_{\text{mix}} \cdot V_{\text{mix}}^2 < 4,026 \frac{\text{lb}}{\text{ft} - \text{s}^2}$$

Orificio de salida de gas

Según criterio de la Compañía Shell aplicados para el diseño de orificio de salida de gas.

$$\rho_g \cdot V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft} - \text{s}^2}$$

Determinación de la velocidad del gas para orificio de salida de gas

Φ	3.0	in
--------	-----	----

A	0.049	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi \cdot \phi^2}{4 \cdot 144}$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

V_g	35.87	ft/s
-------	-------	------

$$V_g = \frac{Q_g}{A}$$

Evaluación del criterio para el orificio de salida de gas

$\rho_g * V_g^2$	248.2	lb/ft-s ²
------------------	-------	----------------------

$$\rho_g * V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft} - \text{s}^2}$$

Orificio de salida de petróleo

La experiencia en los campos recomiendan que la velocidad de salida de líquido a través de orificios debe ser menor o igual a 1 m/s (3.28ft/s).

$$V_o \leq 3.28 \text{ft/s}$$

Determinación de la velocidad del petróleo a través del orificio de salida

Φ	6.0	in
--------	-----	----

A	0.196	ft ²
-----	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \frac{\phi^2}{144}$$

V_o	2.55	ft/s
-------	------	------

$$V_o = \frac{Q_o}{A}$$

Orificio de salida de agua

La experiencia en los campos recomiendan que la velocidad de salida de

líquido a través de orificios debe ser menor o igual a 1 m/s (3.28ft/s).

$$V_w \leq 3.28 \text{ ft/s}$$

Determinación de la velocidad de el agua a través del orificio de salida

Asumir:

$$\Phi = 3.0 \text{ in}$$

$$A = 0.049 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi \cdot \phi^2}{4 \cdot 144}$$

$$V_w = 1.43 \text{ ft/s}$$

$$V_w = \frac{Q_w}{A}$$



Resultados

En la figura 5.2 se muestran las dimensiones de un separador con una capacidad de 8100 b/d. El Campo Pañacocha requerirá de dos separadores con estas dimensiones que trabajen simultáneamente.

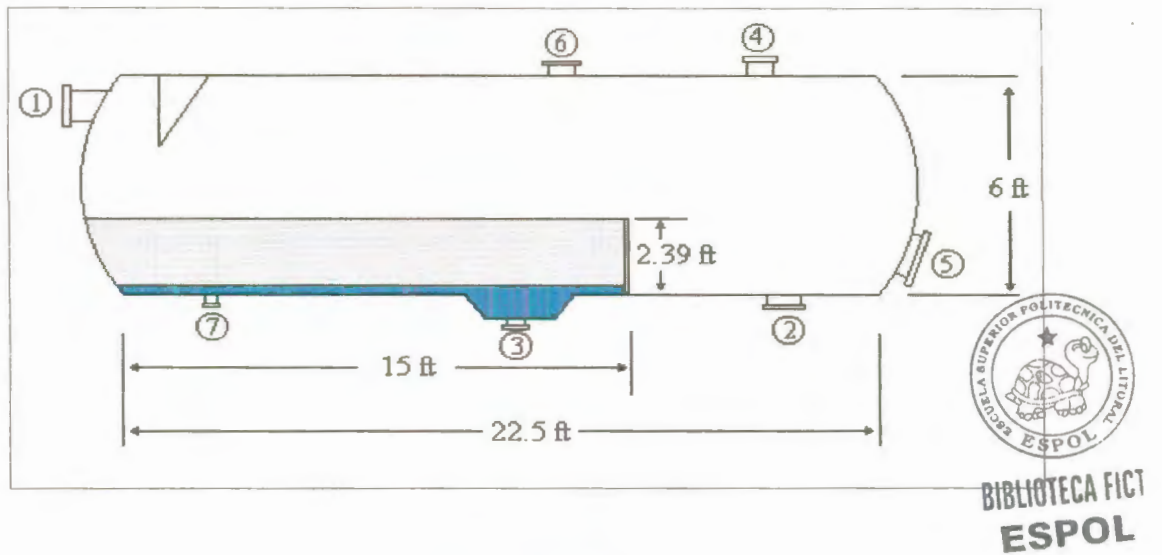


FIGURA # 5.2

DIMENSIÓN DEL SEPARADOR DE PRODUCCIÓN PAÑACOCCHA

1	6	in	Orificio de Entrada
2	6	in	Orificio de Salida de Petróleo
3	3	in	Orificio de Salida de Agua
4	3	in	Orificio de Salida de Gas
5	24	in	Entrada para Mantenimiento (manhole)
6	6	in	Relief
7	2	in	Drenaje

5.1.4 BOTA DE GAS

DIMENSIONAMIENTO DE LA BOTA DE GAS

Tomando en consideración criterios de campo para el diseño de la bota de desgasificación, las ecuaciones 4.39 y 4.40, se aplican para calcular la altura y el diámetro respectivamente.

Cálculo de la altura de la bota

$$h_b = \frac{4}{3} * h_{Ts}$$

$h_{Ts} =$	36	ft
------------	----	----

h_b	48	ft
-------	----	----

Cálculo del diámetro de la bota

$$\Phi_b = \frac{h_b}{1.4}$$

$\Phi_b =$	3.43	ft
------------	------	----



5.1.5 TANQUES

Tanques de Lavado

Se necesita un tanque de lavado de por lo menos la capacidad del doble de crudo que se maneja en el Campo Pañacocha, se puede ver en detalle un tanque de lavado en la figura 5.3

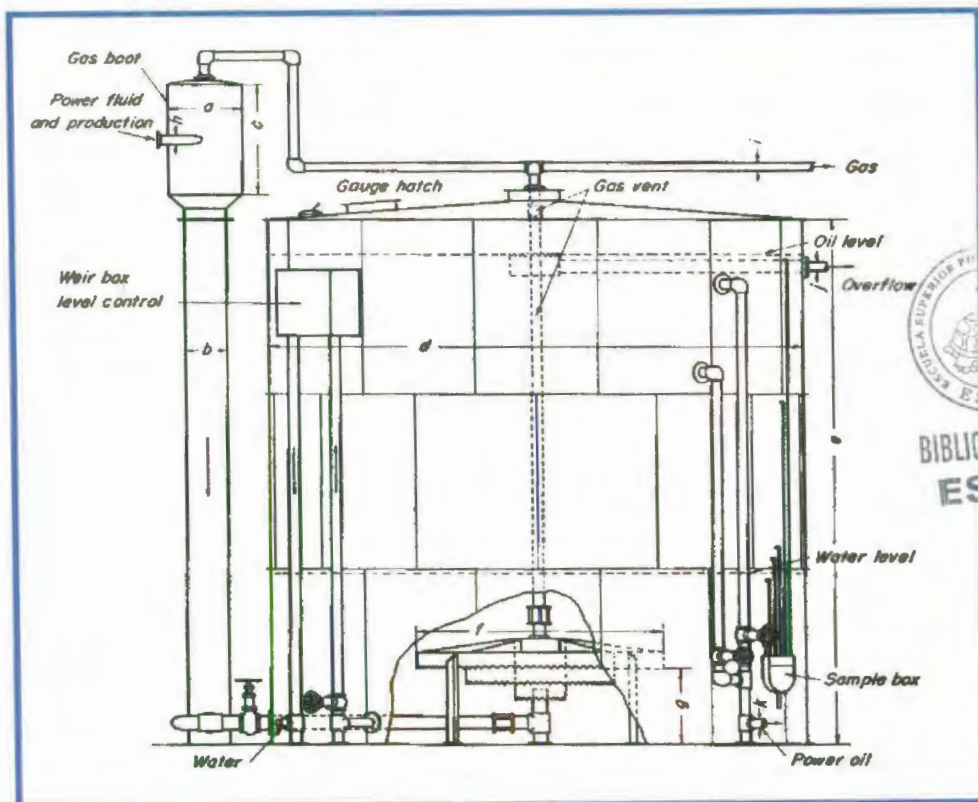


FIGURA 5.3

TANQUE DE LAVADO

$$Q_L = Q_{Ln} + Q_{inj}$$

Q_{Ln}	5,400	bbl/d
Q_{inj}	10,800	bbl/d
Q_L	16,200	bbl/d



Volumen necesario de tanques de lavado requerido (V_{TL})

$$V_{TL} = Q_L \times 2$$

V_{TL}	32,400
----------	--------



Se considera la construcción de dos tanques que sumen el volumen necesario. Para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de medidas y capacidades nominales.

Donde:

S_t	Esfuerzo hidrostático	(psi)
D	Diámetro del tanque	(ft)
h	Altura del tanque	(ft)
t_d	Espesor de la pared	(in)
V_{T-101}	Volumen del tanque	(bbl)

t_p Espesor del piso (in)

Se eligen 2 tanques de :

D	60	ft
h	36	ft

Capacidad de cada tanque de lavado (V_{T-101} y V_{T-102}) :

V_{T-101}	18,130	bbf
-------------	--------	-----

Teniendo la capacidad de los tanques se busca en la tabla # 47 para tener el espesor de las paredes (t_d).

t_d	0.31	in
-------	------	----



BIBLIOTECA FIC:
ESPOL

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

$$S_t = \frac{2.6 * D(h - 1)}{t_d}$$

$$S_t = \frac{2.6 * 60(36 - 1)}{0.31}$$

S_t	18,619	psi
-------	--------	-----

Teniendo estos valores se va a la tabla # 49 donde se tiene el espesor del piso de los tanques de lavado.

t_p	0.25	in
-------	------	----

Tanques de Estabilización

Se necesita tanque de estabilización de cuatro veces la capacidad producción del crudo en el Campo .

Q_{Ln}	5,400	bb/d
----------	-------	------



BIBLIOTECA FICT

Volumen necesario de tanques de Estabilización requerido (V_{TE})

$$V_{TE} = Q_{Ln} \times 4$$

V_{TE}	21,600
----------	--------

Se considera la construcción de dos tanques para que sumen el volumen total necesario. Para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de

medidas y capacidades nominales .

Se eligen 2 tanques de :

D	50	ft
h	36	ft

Capacidad de cada tanque (V_{T-103} y V_{T-104}) :

V_{T-103}	12,600	bbbl
-------------	--------	------

Teniendo la capacidad de los tanques se busca en la tabla # 47 para tener el espesor de las paredes (t_d).

t_d	0.26	in
-------	------	----



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

$$S_t = \frac{2.6 * D (h - 1)}{t_d}$$

$$S_t = \frac{2.6 * 50(36 - 1)}{0.26}$$

S_t	18,500	psi
-------	--------	-----

Teniendo estos valores se va a la tabla # 49 donde se tiene el espesor del piso de los tanques de Estabilización.

t_p	0.25	in
-------	------	----

Tanque para sistema de inyección

Se necesita la capacidad de tanque de alrededor del doble del crudo producido. Se puede usar también los tanques de estabilización para este sistema, en este caso estos se emplearán también para inyección, y de esta manera también se reducirán costos.

Tanque para Oleoducto

Se recomienda tener capacidad de almacenaje de por lo menos cinco días de producción, es decir:

$Q_{Ln} * 5$	27,000	bb/d
--------------	--------	------

Se considera la construcción de un tanque y para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de medidas y capacidades nominales.

Se eligen un tanque de :



D	70	ft
h	42	ft

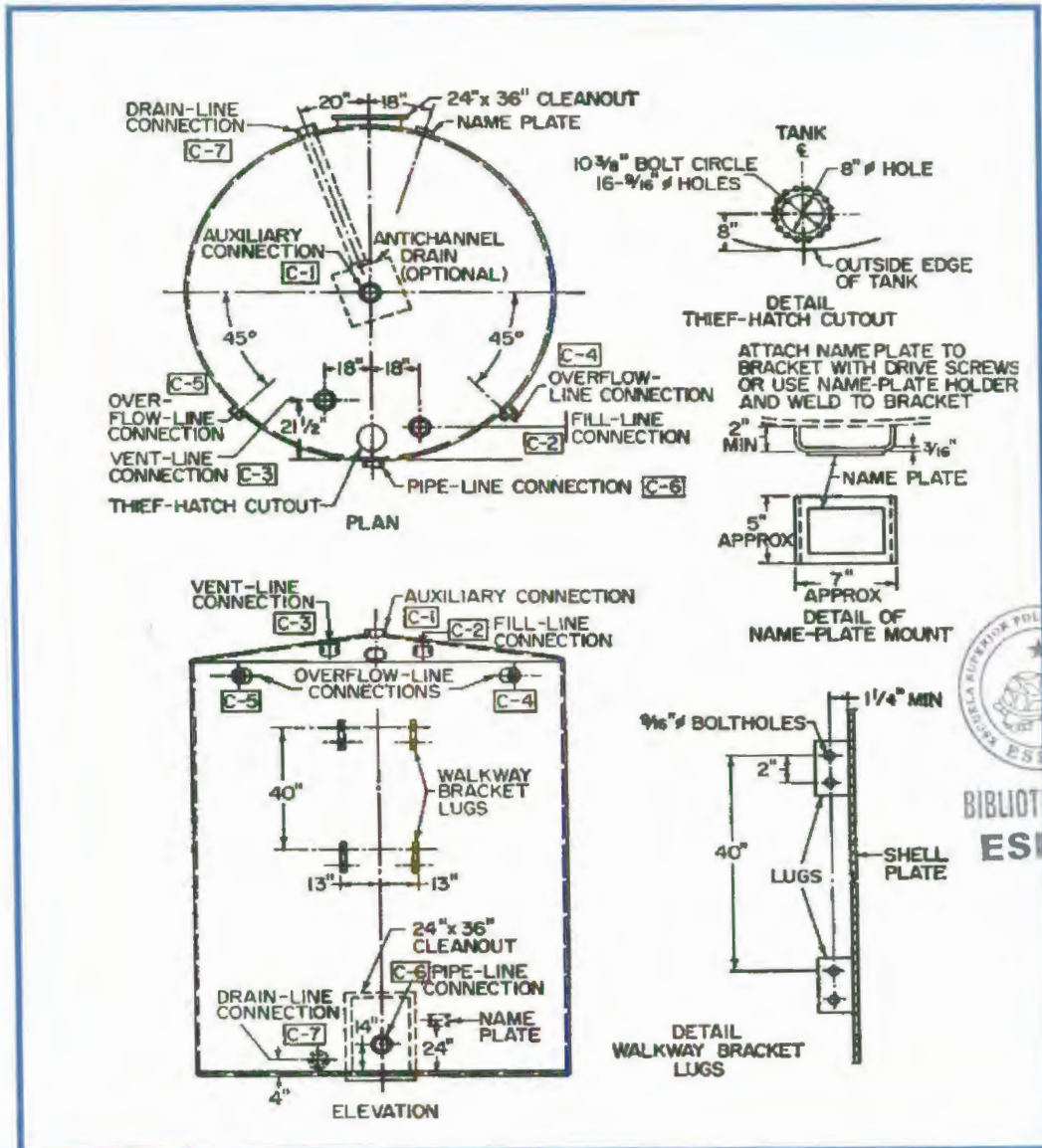


FIGURA 5.4

DETALLES DE TANQUE

Capacidad del tanque (V_{T-105}):

V_{T-106}	28,800	bbbl
-------------	--------	------

Teniendo la capacidad de los tanques se busca en la tabla # 47 para tener el espesor de las paredes (t_d).

t_d	0.42	in
-------	------	----

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

$$S_t = \frac{2.6 * D(h - t)}{t_d}$$

S_t	18,633	psi
-------	--------	-----



Teniendo estos valores se va a la tabla # 49 donde se tiene el espesor del piso del tanque.

t_p	0.25	in
-------	------	----

5.1.6 SISTEMA DE LEVANTAMIENTO ARTIFICIAL

SELECCIÓN DE LA BOMBA DE SUPERFICIE PARA EL SISTEMA DE BOMBEO HIDRAULICO

Datos

Q_{Ln}	5400	bbl/d
Q_{inj}	10800	bbl/d
P_{inj}	3800	psi

Con los datos dados ingresamos a la **tabla # 50** seleccionando una bomba Quintuplex con las siguientes características:

Modelo:	300Q-5H	
F Plunger:	1 7/8	in
max. presión:	3855	psi
velocidad rotativa:	350	RPM
Caudal:	3587	bbl/d
Potencia requerida:	263	Hp



Por lo tanto, la cantidad de bombas para el Campo Pañacocha es:

# de bombas funcionando:	3
# de bombas en stand by:	1

TABLA # 50

VOLUMEN DE TRABAJO PARA BOMBAS

Continuous duty performance data Volumen de trabajo en las operaciones de compresión de fluidos.

English units

Flow Rate	CFM	SCFM	MMSCFD	100 RPM	200 RPM	300 RPM	400 RPM	500 RPM	600 RPM	700 RPM	800 RPM	900 RPM	1000 RPM	1100 RPM	1200 RPM	1300 RPM	1400 RPM	1500 RPM	1600 RPM	1700 RPM	1800 RPM	1900 RPM	2000 RPM	2100 RPM	2200 RPM	2300 RPM	2400 RPM	2500 RPM	2600 RPM	2700 RPM	2800 RPM	2900 RPM	3000 RPM
1.0	1.000	1.000	1.000	1.000	2.000	3.000	4.000	5.000	6.000	7.000	8.000	9.000	10.000	11.000	12.000	13.000	14.000	15.000	16.000	17.000	18.000	19.000	20.000	21.000	22.000	23.000	24.000	25.000	26.000	27.000	28.000	29.000	30.000
2.0	2.000	2.000	2.000	2.000	4.000	6.000	8.000	10.000	12.000	14.000	16.000	18.000	20.000	22.000	24.000	26.000	28.000	30.000	32.000	34.000	36.000	38.000	40.000	42.000	44.000	46.000	48.000	50.000	52.000	54.000	56.000	58.000	60.000
3.0	3.000	3.000	3.000	3.000	6.000	9.000	12.000	15.000	18.000	21.000	24.000	27.000	30.000	33.000	36.000	39.000	42.000	45.000	48.000	51.000	54.000	57.000	60.000	63.000	66.000	69.000	72.000	75.000	78.000	81.000	84.000	87.000	90.000
4.0	4.000	4.000	4.000	4.000	8.000	12.000	16.000	20.000	24.000	28.000	32.000	36.000	40.000	44.000	48.000	52.000	56.000	60.000	64.000	68.000	72.000	76.000	80.000	84.000	88.000	92.000	96.000	100.000	104.000	108.000	112.000	116.000	120.000
5.0	5.000	5.000	5.000	5.000	10.000	15.000	20.000	25.000	30.000	35.000	40.000	45.000	50.000	55.000	60.000	65.000	70.000	75.000	80.000	85.000	90.000	95.000	100.000	105.000	110.000	115.000	120.000	125.000	130.000	135.000	140.000	145.000	150.000
6.0	6.000	6.000	6.000	6.000	12.000	18.000	24.000	30.000	36.000	42.000	48.000	54.000	60.000	66.000	72.000	78.000	84.000	90.000	96.000	102.000	108.000	114.000	120.000	126.000	132.000	138.000	144.000	150.000	156.000	162.000	168.000	174.000	180.000
7.0	7.000	7.000	7.000	7.000	14.000	21.000	28.000	35.000	42.000	49.000	56.000	63.000	70.000	77.000	84.000	91.000	98.000	105.000	112.000	119.000	126.000	133.000	140.000	147.000	154.000	161.000	168.000	175.000	182.000	189.000	196.000	203.000	210.000
8.0	8.000	8.000	8.000	8.000	16.000	24.000	32.000	40.000	48.000	56.000	64.000	72.000	80.000	88.000	96.000	104.000	112.000	120.000	128.000	136.000	144.000	152.000	160.000	168.000	176.000	184.000	192.000	200.000	208.000	216.000	224.000	232.000	240.000
9.0	9.000	9.000	9.000	9.000	18.000	27.000	36.000	45.000	54.000	63.000	72.000	81.000	90.000	99.000	108.000	117.000	126.000	135.000	144.000	153.000	162.000	171.000	180.000	189.000	198.000	207.000	216.000	225.000	234.000	243.000	252.000	261.000	270.000
10.0	10.000	10.000	10.000	10.000	20.000	30.000	40.000	50.000	60.000	70.000	80.000	90.000	100.000	110.000	120.000	130.000	140.000	150.000	160.000	170.000	180.000	190.000	200.000	210.000	220.000	230.000	240.000	250.000	260.000	270.000	280.000	290.000	300.000

300Q-SL **300Q-SM** **300Q-SH**

Equipos fabricados en México

TABLA # 52

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.2

HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION GUBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC									
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT				
PRODUCTION RATE	600	BPD	PRODUCING B.H.P.	800	PSI				
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26.0	API				
WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67					
GAS / OIL RATIO	250	CFPB	WATER FRACTION	0.4					
BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	100	° F				
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL					
SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	4600	FT				
SEPARATOR PRESSURE	60	PSI							
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:									
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG I.D.	2.992	in				
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS									
CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI									
NOZZLE AREA, SQ IN	0.0146		AREA RATIO	= 0,300					
MASS FLOW RATIO	0.601		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,516					
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 31,0								
PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	HORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BHP	NOZZLE AREA	IP	EFF.
C5	4207	1304	104	637	600	800	0.0123	0.0380	
C6	4301	1313	107	815	600	800	0.0123	0.0452	
C7	4645	1348	118	1011	600	800	0.0123	0.0531	
C8	5429	1424	146	1333	600	800	0.0123	0.0661	
C+6	3704	1525	107	748	600	800	0.0150	0.0452	
C+7	3874	1546	113	944	600	800	0.0150	0.0531	
C+8	4445	1619	136	1266	600	800	0.0150	0.0661	
C+9	5233	1713	169	1620	600	800	0.0150	0.0804	
D6	3359	1743	111	681	600	800	0.0177	0.0452	
D7	3386	1748	112	877	600	800	0.0177	0.0531	
D8	3774	1808	129	1199	600	800	0.0177	0.0661	
D9	4402	1902	158	1553	600	800	0.0177	0.0804	
E6	3265	2347	145	523	600	800	0.0241	0.0452	
E7	2840	2252	121	718	600	800	0.0241	0.0531	
E8	2876	2262	123	1040	600	809	0.0241	0.0661	
E9	3229	2340	143	1395	600	800	0.0241	0.0804	



BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD DE LOS ANDES BOGOTA COLOMBIA
ESPOL

TABLA # 53

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.25

HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION GUIBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC											
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT	PRODUCTION RATE	600	BPD	PRODUCING B.H.P.	1400	PSI
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26.0	API	WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67	
GAS / OIL RATIO	250	CFPB	WATER FRACTION	0.4		BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	100	° F
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL		CASING I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	4600	FT
SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SEPARATOR PRESSURE	60	PSI						
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:											
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG I.D.	2.992	in						
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS											
CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI											
NOZZLE AREA, SQ IN	= 0,0079		AREA RATIO	= 0,250		MASS FLOW RATIO	= 0,965		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,342	
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 33,0										

PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	HORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BRP	NOZZLE AREA	NET AREA
A3	4871	587	54	639	600	1400	0.0055	0.0241
A4	4968	591	55	890	600	1400	0.0055	0.0314
A5	5411	611	62	1116	600	1400	0.0055	0.0380
A6	6051	638	73	1364	600	1400	0.0055	0.0452
A+3	4174	755	60	570	600	1400	0.0075	0.0241
A+4	3881	735	54	821	600	1400	0.0075	0.0314
A+5	4074	748	58	1048	600	1400	0.0075	0.0380
A+6	4476	775	66	1295	600	1400	0.0075	0.0452
B3	4055	946	72	501	600	1400	0.0095	0.0241
B4	3341	883	56	752	600	1400	0.0095	0.0314
B5	3352	884	56	979	600	1400	0.0095	0.0380
B6	3605	907	62	1226	600	1400	0.0095	0.0452
B+3	4201	1099	87	453	600	1400	0.0109	0.0241
B+4	3151	994	59	704	600	1400	0.0109	0.0314
B+5	3043	982	56	931	600	1400	0.0109	0.0380
B+6	3195	998	60	1178	600	1400	0.0109	0.0452



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 54

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.3

HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION									
GUIBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC									
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT				
PRODUCTION RATE	600	BPD	PRODUCING B.H.P.	1800	PSI				
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26	API				
WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67					
GAS / OIL RATIO	250	CFPB	WATER FRACTION	0.4					
BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	100	° F				
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL					
SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	4600	FT				
SEPARATOR PRESSURE	60	PSI							
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:									
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG I.D.	2.992	in				
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS									
CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI									
NOZZLE AREA, SQ IN	= 0,0053		AREA RATIO	= 0,200					
MASS FLOW RATIO	= 1,411		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,235					
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 33,2								
PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	HORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BHP	NOZZLE AREA	NET AREA	
BB2	4966	395	37	599	600	1800	0.0038	0.0189	
BB3	4623	384	33	805	600	1800	0.0038	0.0241	
BB4	4857	391	36	1094	600	1800	0.0038	0.0314	
BB5	5341	407	41	1356	600	1800	0.0038	0.0380	
A2	4407	545	45	531	600	1800	0.0055	0.0189	
A3	3675	508	35	737	600	1800	0.0055	0.0241	
A4	3596	504	34	1027	600	1800	0.0055	0.0314	
A5	3848	517	38	1288	600	1800	0.0055	0.0380	
A+3	3257	662	41	658	600	1800	0.0075	0.0241	
A+4	2885	633	35	948	600	1800	0.0075	0.0314	
A+5	2962	640	36	1209	600	1800	0.0075	0.0380	
A+6	3194	657	40	1495	600	1800	0.0075	0.0452	
B3	3226	834	51	579	600	1800	0.0095	0.0241	
B4	2522	765	36	868	600	1800	0.0095	0.0314	
BS	2454	758	35	1130	600	1800	0.0095	0.0380	
B6	2575	770	37	1415	600	1800	0.0095	0.0452	

BIBLIOTECA FICT
ESPOL

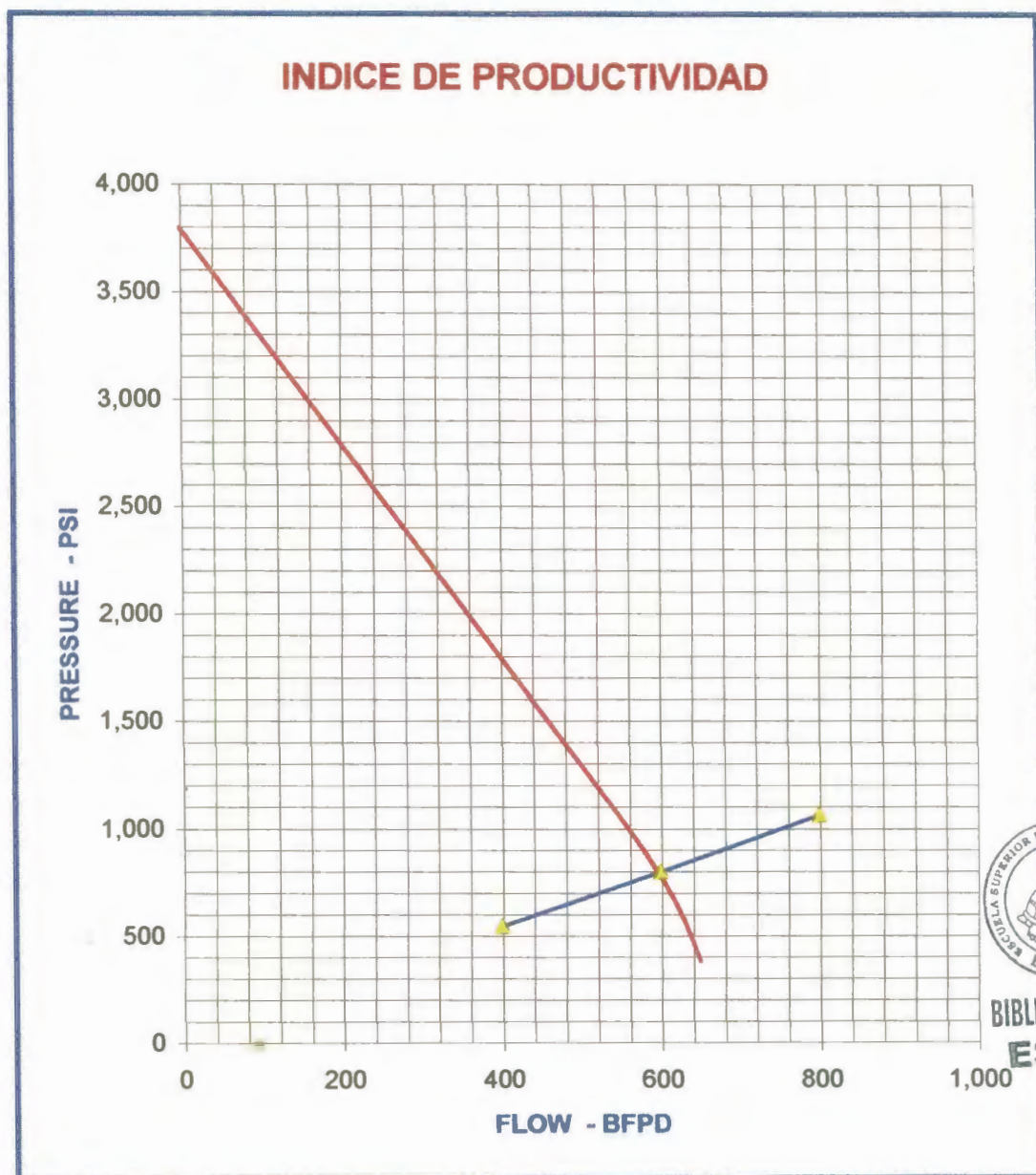
TABLA # 55

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.35

HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION									
GUIBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC									
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT				
PRODUCTION RATE	600	BPD	PRODUCING B.H.P.	2086	PSI				
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26	API				
WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67					
GAS / OIL RATIO	250	CFPB	WATER FRACTION	0.4					
BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	85	° F				
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL					
SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	4600	FT				
SEPARATOR PRESSURE	60	PSI							
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:									
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG I.D.	2.992	in				
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS									
CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI									
NOZZLE AREA, SQ IN	= 0,0078		AREA RATIO	= 0,250					
MASS FLOW RATIO	= 0,899		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,364					
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 32,7								
PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	BORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BHP	NOZZLE AREA	NET. AREA	
A3	4854	581	53	822	600	2086	0.0055	0.0241	
A4	5110	593	57	1145	600	2086	0.0055	0.0314	
A5	5640	616	66	1437	600	2086	0.0055	0.0380	
A6	6351	647	78	1755	600	2086	0.0055	0.0452	
A+3	4063	741	57	734	600	2086	0.0075	0.0241	
A+4	3935	732	54	1056	600	2086	0.0075	0.0314	
A+5	4213	751	60	1348	600	2086	0.0075	0.0380	
A+6	4670	781	69	1666	600	2086	0.0075	0.0452	
B3	3809	915	66	645	600	2086	0.0095	0.0241	
B4	3324	872	55	968	600	2086	0.0095	0.0314	
B5	3414	880	57	1260	600	2086	0.0095	0.0380	
B6	3711	907	64	1578	600	2086	0.0095	0.0452	
B+3	3868	1056	77	583	600	2086	0.0109	0.0241	
B+4	3074	973	57	906	600	2086	0.0109	0.0314	
B+5	3051	971	56	1198	600	2086	0.0109	0.0380	
B+6	3260	994	61	1516	600	2086	0.0109	0.0452	



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

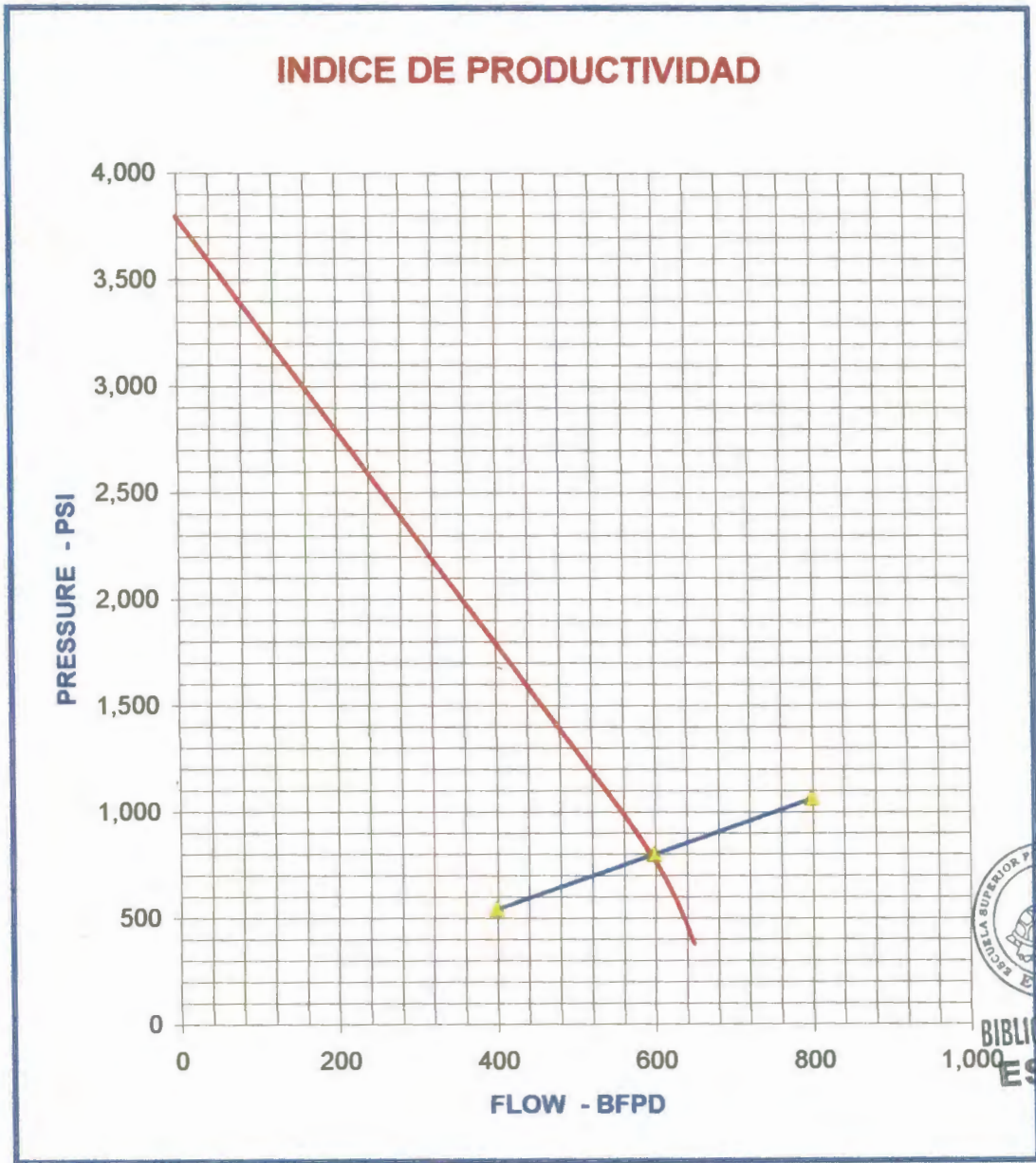


BIBLIOTECA FICT
ESPOL

PRESION DE RESERVORIO	3800 PSI
INDICE DE PRODUCTIVIDAD	0.20
CAUDAL MAXIMO	671 BFPD
TIPO DE BOMBA	D7

FIGURA 5.5

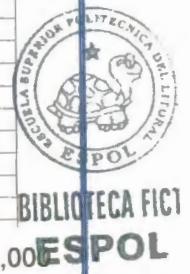
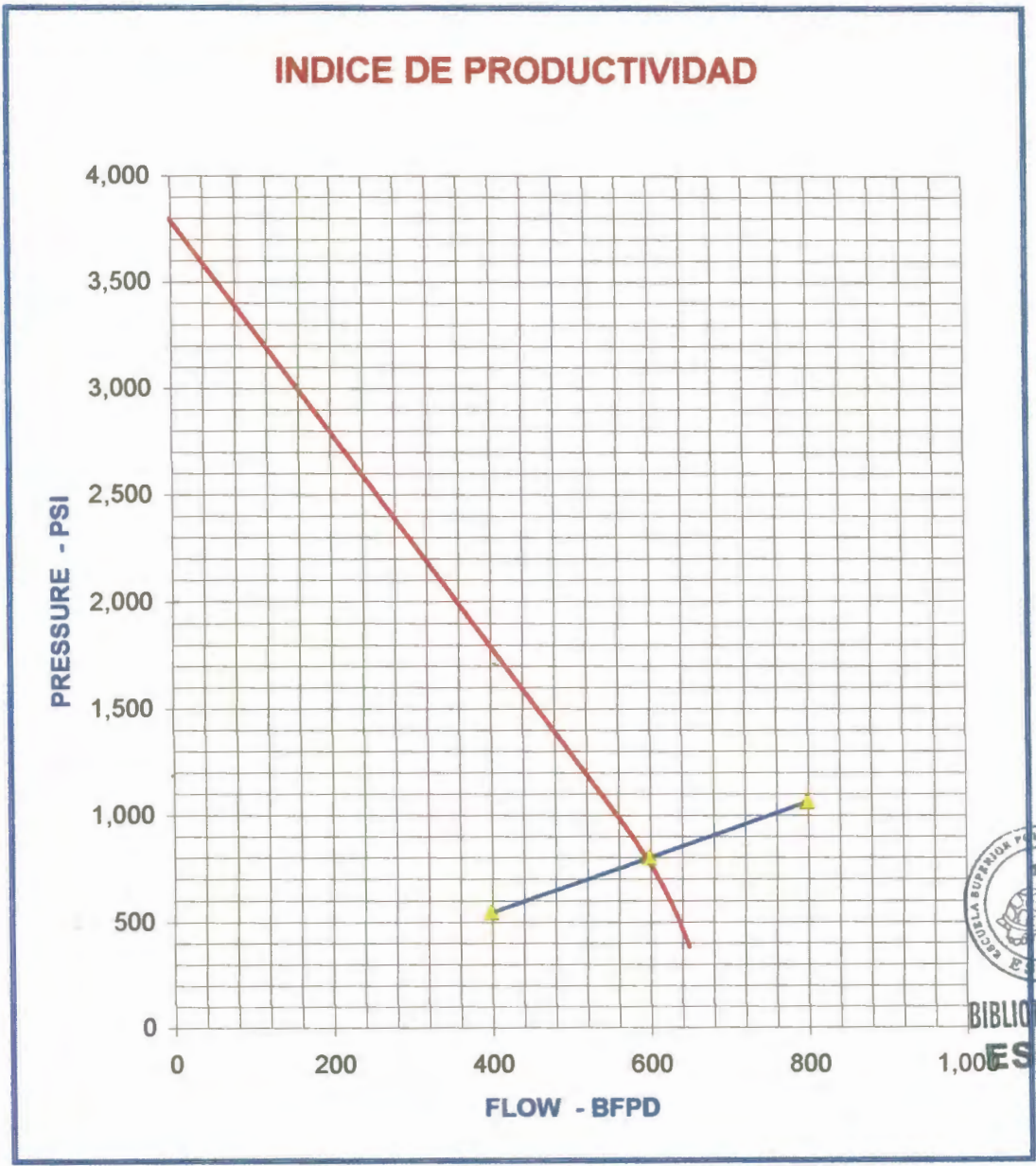
PERFORMANCE DE LA BOMBA D7



PRESION DE RESERVORIO	3800 PSI
INDICE DE PRODUCTIVIDAD	0.25
CAUDAL MAXIMO	839 BFPD
TIPO DE BOMBA	B+5

FIGURA 5.6

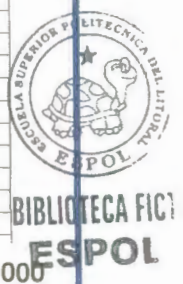
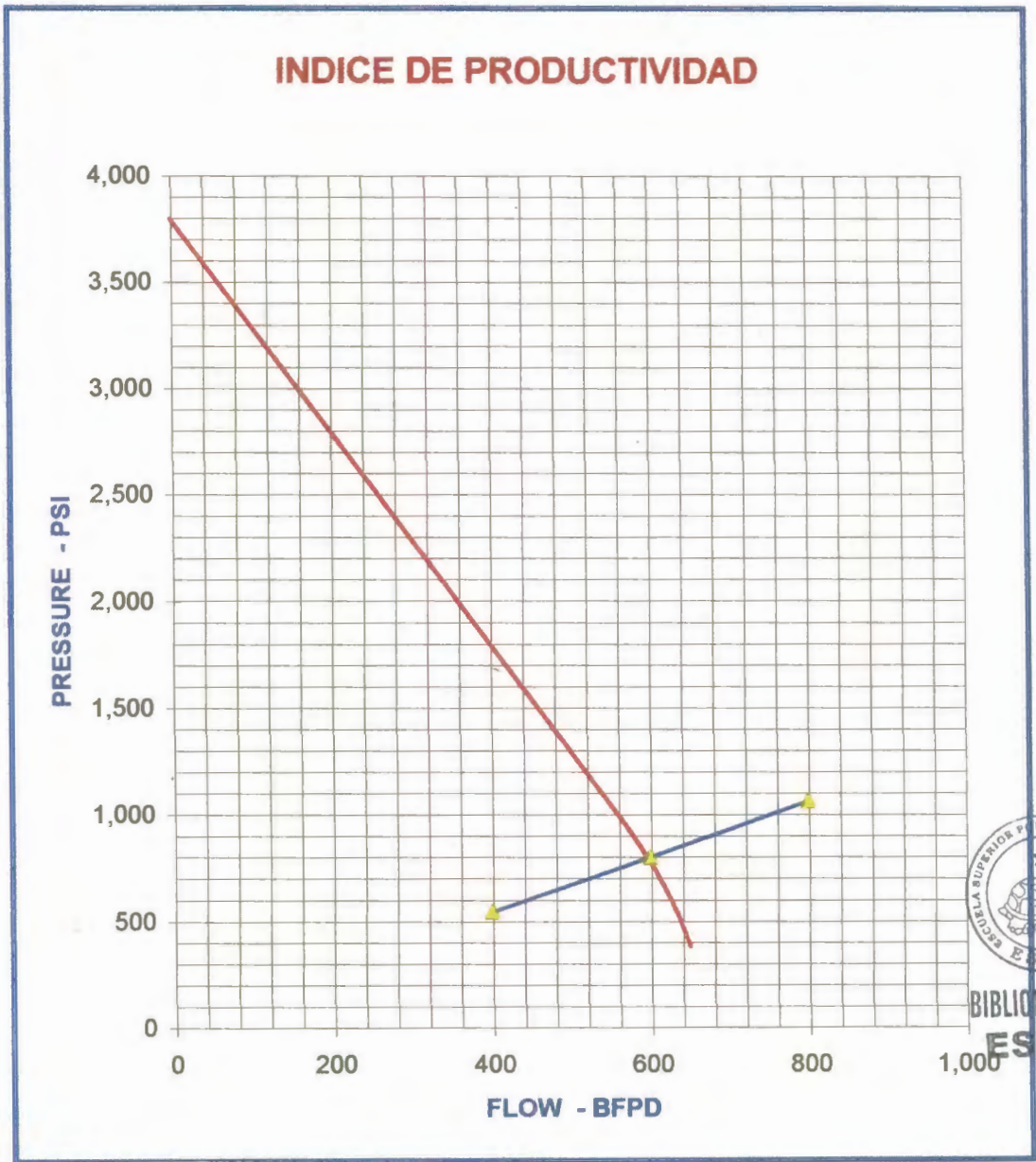
PERFORMANCE DE LA BOMBA B+5



PRESION DE RESERVORIO	3800 PSI
INDICE DE PRODUCTIVIDAD	0.30
CAUDAL MAXIMO	1007 BFPD
TIPO DE BOMBA	B6

FIGURA 5.7

PERFORMANCE DE LA BOMBA B6



PRESION DE RESERVORIO	3800 PSI
INDICE DE PRODUCTIVIDAD	0.35
CAUDAL MAXIMO	1174 BFPD
TIPO DE BOMBA	B+4

FIGURA 5.8

PERFORMANCE DE LA BOMBA B+4

5.2 CAMPO YUTURI

5.2.1 LÍNEAS DE PRODUCCIÓN

Datos

Q_{Ln}	380	bbbl/d
Q_{inj}	760	bbbl/d
Q_L	1,140	bbbl/d
BSW	0.15	
GOR	250	sct/bbl
$^{\circ}API$	18	
SG_w	1.002	
SG_g	0.67	
P_h	200	psig
P_{man}	45	psig
P_{avg}	80	psig
T_{avg}	120	$^{\circ}F$
μ_o	30	cp
μ_w	0.56	cp
μ_g	0.0105	cp
z	1	
R	10.73	
L_{avg}	9184	ft



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Q_{Ln}	380	bbl/d
----------	-----	-------

BSW	0.15
-----	------

Q_{on}	323	bbl/d
----------	-----	-------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1 - BSW)$$

Q_o	1,083	bbl/d
-------	-------	-------

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	57	bbl/d
-------	----	-------

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Densidad y gravedad específica del petróleo

$SG_{60^\circ f}$	0.946
-------------------	-------

$$SG_{60^\circ f} = \frac{141.5}{(131.5 + ^\circ API)}$$

SG_{op}	0.924
-----------	-------

$$SG_{op} = SG_{60^\circ f} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

donde $\beta = 0.0004$

ρ_o	57.643	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del Gas

MW_g	19.410	#- mol
--------	--------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$



BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

ρ_g	0.2495	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} \cdot MW_g}{R \cdot T \cdot Z}$$

GOR_{op}	51.238	ft ³ /bbl
------------	--------	----------------------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b \cdot T_{op}}{P_{op} \cdot T_b} \right)$$

Flujo volumétrico de gas, petróleo y agua

Q_g	0.192	ft ³ /s
-------	-------	--------------------

$$Q_g = GOR_{op} \cdot Q_o$$

Q_o	0.0704	ft ³ /s
-------	--------	--------------------

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Q_w	0.0037	ft ³ /s
-------	--------	--------------------

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Q_t	0.266	ft ³ /s
-------	-------	--------------------

$$Q_t = Q_g + Q_o + Q_w$$

Viscosidad de la mezcla

μ_{mix}	7.9641	cp
	0.0054	lb-s/ft ²

$$\mu_{mix} = \frac{Q_o \cdot \mu_o + Q_w \cdot \mu_w + Q_g \cdot \mu_g}{Q_t}$$

Determinación del flujo másico de la mezcla

W_L	4.289	lb/s
-------	-------	------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

W_g	0.048	lb/s
-------	-------	------

$$W_g = \rho g \cdot Q_g$$

W_{mix}	4.336	lb/s
	15611.4	lb/hr

Determinación de ρ_{mix}

ρ_{mix}	16.325	lb/ft ³
--------------	--------	--------------------

$$\rho_{mix} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$

Caída de presión en la línea

$$\Delta P = -\Delta P_f - \Delta X \cdot \rho \cdot \frac{g}{gc}$$

$$\Delta X \cdot \rho \cdot \frac{g}{gc}$$

La caída de presión debido a la diferencia de altura es muy pequeño, por lo tanto la caída de presión dependerá solo de la fricción



ΔP_f	155	psia
	22320	lb/ft ²

$$P_1 - P_2 = \Delta P_f$$

$P_1 \rightarrow$ presión en la cabeza del pozo P_h

$P_2 \rightarrow$ presión en el múltiple igual a 59.7 P_{man}

Si la presión en la cabeza es de 200 psi, la caída de presión debido a la fricción en la tubería será 155 psi.

Dimensionamiento de la tubería

Considerando que el fluido en la tubería (petróleo, agua, gas), se comporta como un fluido Newtoniano (incompresible) y aplicando la fórmula siguiente se tiene:

$$\phi = 0.649 * Q_t^{0.379} * \rho_{mix}^{0.172} * \mu_{mix}^{0.036} * \left[\frac{L}{\Delta P_f * g_c} \right]^{0.207}$$

Φ	0.213	ft
	2.559	in

Para la caída de presión de 155 psi, el diámetro de tubería es de 2.53 in, por lo tanto, se dimensionará una tubería de 3 in.

Para caídas de presiones más bajas ($P_1 < 200$ psi), el diámetro de la tubería deberá ser mayor.

Para mayor seguridad debemos dimensionar para un diámetro mayor.

Dimension definitiva.

El diámetro de la línea de producción para este campo será de 4 in y una longitud promedio de 2.8 Km.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

5.2.2 MÚLTIPLES

MÚLTIPLE DE PRUEBA YUTURI

Datos

Q_{Ln}	2,000	bbl/d
Q_{inj}	3,000	bbl/d
Q_L	5,000	bbl/d
BSW	0.40	
GOR	150	scf/bbl
$^{\circ}API$	18	
SG_w	1.002	a 60°F
SG_g	0.67	a 60°F
P_{op}	59.7	psia
T_{op}	100	°f
μ_o	30	cp a 100°F
μ_w	0.56	cp a 60°F
μ_g	0.012	cp
z	1	
R	10.73	

Q_{Ln}	2,000	bbl/d
----------	-------	-------

BSW	0.40
-----	------



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Q_{on}	1,200	bbbl/d
----------	-------	--------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1-BSW)$$

Q_o	4,200	bbbl/d
-------	-------	--------

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	800	bbbl/d
-------	-----	--------

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Consideraciones

- Debe diseñarse un header por separador de prueba (entonces se tendrán un header de prueba).
- El header de prueba tendrá la capacidad de manejar la producción de cualquier pozo.
- El header debe ser diseñado para cuando la producción de agua es máxima.

Densidad y gravedad específica del petróleo

$SG_{60^\circ f}$	0.946
-------------------	-------

$$SG_{60^\circ f} = \frac{141.5}{(131.5 + ^\circ API)}$$

SG_{op}	0.931
-----------	-------

$$SG_{op} = SG_{60^\circ f} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

ρ_o	58.116	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del Gas



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

MW_g	19.410	Mol/#mol
--------	--------	----------

$$MW_g = SG_g \cdot MW_{air}$$

ρ_g	0.1928	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} \cdot MW_g}{k_g \cdot T \cdot Z}$$

GOR_{op}	39.776	ft ³ /bbl
------------	--------	----------------------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b \cdot T_{op}}{P_{op} \cdot T_b} \right)$$

Flujo volumétrico de gas, petróleo y agua

Q_g	0.552	ft ³ /s
-------	-------	--------------------

$$Q_g = GOR_{op} \cdot Q_o$$

Q_o	0.2730	ft ³ /s
-------	--------	--------------------

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400s}$$

Q_w	0.0520	ft ³ /s
-------	--------	--------------------

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400s}$$

Q_t	0.877	ft ³ /s
-------	-------	--------------------

$$Q_t = Q_g + Q_o + Q_w$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Determinación del flujo másico de la mezcla

W_L	19.114	lb/s
-------	--------	------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

W_g	0.107	lb/s
-------	-------	------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

W_{mix}	19.220	lb/s
	69192.2	lb/hr

Determinación de ρ_{mix}

ρ_{mix}	21.906	lb/ft ³
--------------	--------	--------------------

$$\rho_{mix} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$

Velocidad de erosión

Según criterio de P.D.V.S.A. (9).

$$10\text{ft/s} < V_e < 30\text{ft/s}$$

$$V_e = \frac{C}{\rho_{mix}^{0.5}}$$

$C = 80$ para servicio continuo

V_e	17.093	ft/s
-------	--------	------

Cálculo del diámetro del header.

A_{min}	0.0513	ft ²
-----------	--------	-----------------

Φ_{min}	3.07	in
--------------	------	----

Utilizar $\Phi = 4\text{in}$.

Caída de presión en el header

BIBLIOTECA FICT
ESPOL

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000336 * f * w^2}{\Phi^5 * \rho_{mix}}$$

ΔP_{100} - Caída de presión en psi/100 ft

f - factor de fricción; 16/R

R - N° de Reynolds

w - flujo másico de la mezcla, lb/hr

Φ - diámetro interno - in.

ρ_{mix} - densidad de la mezcla - lb/ft³

ΔP_{100}	0.1813	psi/100ft
------------------	--------	-----------

Chequeo de la velocidad en el header

Φ	4.0	in
--------	-----	----

A	0.0873	ft ²
---	--------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \left(\frac{\phi}{12}\right)^2$$

V	10.05	ft/s
---	-------	------

$$V = \frac{Qt}{A}$$

Longitud del header

No. de las líneas que llegan a los headers = 21

Espaciamento entre líneas en el header = 2 ft

L_h	44	ft
-------	----	----

Dimensión definitiva

El diámetro de del header de prueba para este campo será de 4 in y tendrá una longitud de 44 ft.



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN YUTURI

Datos

Q_{Ln}	7,980	bbl/d
Q_{inj}	15,960	bbl/d
Q_L	23,940	bbl/d
BSW	0.40	
GOR	150	scf/bbl
$^{\circ}API$	18	
SG_w	1.002	a 60°F
SG_g	0.67	a 60°F
P_{op}	59.7	psia
T_{op}	100	°f
μ_o	50	cp a 100°F
μ_w	0.56	cp a 60°F
μ_g	0.0105	cp
z	1	
R	10.73	

Q_{Ln}	7,980	bbl/d
----------	-------	-------

BSW	0.40
-----	------



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Q_{on}	4,788	bbl/d
----------	-------	-------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1 - BSW)$$

Q_o	20,748	bbl/d
-------	--------	-------

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	3192	bbl/d
-------	------	-------

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

BIBLIOTECA

FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

Consideraciones

- * Debe diseñarse un header por separador, entonces se tendrán dos header.
- * Cada header de producción tendrá la capacidad de manejar la mitad de la producción total del campo
- * Cada header debe estar unido a cada separador mediante, válvulas de modo que siempre estén trabajando 2 separadores simultáneamente
- * Los header deben diseñarse para cuando la producción de agua es máxima, que es cuando la mezcla de fluido se mueve con mayor facilidad debido a la viscosidad.

BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Densidad y gravedad específica del petróleo

$SG_{60^{\circ}f}$	0.946
--------------------	-------

$$SG_{60^{\circ}f} = \frac{141.5}{(131.5 + ^{\circ}API)}$$

SGop	0.901
------	-------

$$SGop = SG_{60^\circ f} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

donde

$$\beta = 0.0004$$

ρ_o	56.226 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\rho_o = SGop * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del gas

MWg	19.410
-----	--------

$$MWg = SGg * MW_{air}$$

ρ_g	0.1928 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{k_g * T * Z}$$

GORop	39.776 ft ³ /bbl
-------	-----------------------------

$$GORop = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

Flujo volumétrico de gas, petróleo y agua

Qg	2.2042
Qg	1.102 ft ³ /s

$$Q_g = GORop * Q_o$$

Por header

Qo	1.3484
Qo	0.6742 ft ³ /s

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} * 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} * \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Por header

Q_w	0.2074
Q_w	0.2074 ft ³ /s

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{s}}$$

Por header

Q_t	1.984 ft ³ /s
-------	--------------------------

$$Q_t = Q_g + Q_o + Q_w$$

Determinación del flujo másico del fluido

W_L	50.877 lb/s
-------	-------------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

W_g	0.213 lb/s
-------	------------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

W_{mix}	51.09 lb/s
	183.9 lb/hr



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Determinación de ρ_{mix}

ρ_{mix}	25.754 lb/ft ³
---------------------	---------------------------

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$

Velocidad de erosión

Según criterio de P.D.V.S.A. (9).

$$V_e = \frac{C}{\rho_{mix}^{0.5}}$$

$$10\text{ft/s} < V_e < 30\text{ft/s}$$

para servicio continuo,

$$C = 80$$

$$V_e = 15.764 \text{ ft/s}$$

Cálculo del diámetro de los headers

$$A_{min} = 0.1258 \text{ ft}^2$$

$$\Phi_{min} = 4.7883 \text{ in}$$

Utilizar $\Phi = 8 \text{ in}$

Caída de presión en el header

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000336 * f * w^2}{\Phi^5 * \rho_{mix}}$$

ΔP_{100} - Caída de presión en psi/100 ft

f - factor de fricción; $16/R$

Re - N° de Reynolds

w - flujo másico del fluido - lb/h

Φ - diámetro interno - in.

ρ_{mix} - densidad de la mezcla - lb/ft³

$$\Delta P_{100} = 0.0000 \text{ psi/100ft}$$

Chequeo de la velocidad en el header

Φ	8.0	in
--------	-----	----

A	0.3491	ft ²
---	--------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \left(\frac{\phi}{12} \right)^2$$

V	5.68	ft/s
---	------	------

$$V = \frac{Qt}{A}$$

Longitud de las header

No. de las líneas que llegan a los headers =21

Espaciamento entre líneas en los header = 2 ft

L_h	44	ft
-------	----	----

Dimensión definitiva

Las dimensiones del los headers serán de 8 in de diámetro , 44 ft de longitud.



5.2.2 SEPARADOR DE PRUEBA YUTURI

Datos

Q_{Ln}	2,000	bbbl/d	
Q_{inj}	3,000	bbbl/d	
Q_L	5,000	bbbl/d	
BSW	0.40		
GOR	150	scf/bbl	
$^{\circ}API$	18		
SG_w	1.07		
SG_g	0.67		
P_{op}	59.7	psia	
T_{op}	180	$^{\circ}F$	
μ_o	6	cp	a 180 o F
μ_w	0.35	cp	a 180 o F
μ_g	0.0105	cp	
z	1		
R	10.73		

Procedimiento

Q_{Ln}	2,000	bbbl/d
----------	-------	--------



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

BSW	0.40
-----	------

Q_{on}	1,200	bbl/d
----------	-------	-------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1 - BSW)$$

Q_o	4,200	bbl/d
	0.2730	ft ³ /s

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	800	bbl/d
	0.0520	ft ³ /s

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Consideraciones

* Los separadores se diseñan para 5,000 bbl/d como mínimo

Densidad y gravedad específica del petróleo

SG _{60°F}	0.946
--------------------	-------

$$SG_{60^\circ f} = \frac{141.5}{(131.5 + ^\circ API)}$$

SG _{op}	0.931
------------------	-------

$$SG_{op} = SG_{60^\circ f} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

ρ_o	58.116	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del gas

MW _g	19.410
-----------------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

rg	0.1687	lb/ft ³
----	--------	--------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{R * T * Z}$$

Tamaño de las partículas separadas

Se desea diseñar para que el separador sea capaz de separar partículas entre 150 - 500 micrones.

Velocidad terminal en el espacio ocupado por gas

$Q_o/Q_L =$	0.84
-------------	------

si $\frac{Q_o}{Q_L} > 0.05$

Entonces, $\rho_L = \rho_o$

vt	7.413	ft/s
----	-------	------

$$V_t = k * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$$

GOR _{op}	45.458	ft ³ /bbl
-------------------	--------	----------------------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$

Q _g	0.631	ft ³ /s
----------------	-------	--------------------

$$Q_g = GOR_{op} * Q_o$$

Area ocupada por el gas

A _g	0.085	ft ²
----------------	-------	-----------------

$$A_g = \frac{Q_g}{V_t}$$

Si el gas ocupa la mitad del área del separador entonces,



A_v	0.170	ft^2
-------	-------	---------------

$$A_v = 2A_g$$

D_v	0.4657	ft
-------	--------	-------------

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \cdot A_v}{\pi}}$$

La norma API standard recomienda que "Dv" mínimo sea 2.5 ft, entonces, el gas producido no define las dimensiones del separador.

Flujo volumétrico de agua y petróleo

Q_o	0.2730	ft^3/s
-------	--------	------------------------

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Q_w	0.0520	ft^3/s
-------	--------	------------------------

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Volumen de petróleo y agua retenido en el separador

API Standard recomienda un tiempo de 5 - 10 min de retención para crudos menos de 35° API y temperaturas mayores 100° F.

Asumir un tiempo de 5 min.

t_r	7.5	min
-------	-----	--------------

V_o	122.828	ft^3
-------	---------	---------------

$$V_o = Q_o \cdot t_r$$

V_w	23.396	ft^3
-------	--------	---------------

$$V_w = Q_w \cdot t_r$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Líquido retenido en el separador

V_L	146.224	ft ³
-------	---------	-----------------

$$V_L = V_o + V_w$$

Dimensión del separador

Como se necesita espacio para el gas, asumir que el líquido ocupa las 1/2 partes de la altura del separador.

V_{v-min}	292.45	ft ³
-------------	--------	-----------------

$$V_v = 20 \cdot V_L$$

De la tabla # 36 se escoge una combinación "Dv" diámetro y "L" longitud del separador con volumen mayor o igual al requerido.

D_v	5.0	ft
L_v	12.5	ft

A_v	19.63	ft ²
V_v	245.4	ft ³



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Se utilizan volúmenes parciales de cilindros, presentados en las tablas # 37 y # 38.

$$V_{parcial} = V_v \cdot \int (Z_c)$$

Determinación de h_L

$\int(Z_c)$	0.5958
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_L}{V_v}$$

Z_c	0.575
-------	-------

h_L	2.88	ft
-------	------	----

$$h_L = Z_c \cdot D_v$$

Determinación de h_w

$\int(Z_c)$	0.0953
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_w}{V_v}$$

Z_c	0.153
-------	-------

h_w	0.765	ft
-------	-------	----

$$h_w = Z_c \cdot D_v$$

Determinación de h_o

h_o	2.11	ft
-------	------	----

$$h_o = h_L - h_w$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Velocidad de ascenso de una partícula de petróleo y velocidad de asentamiento de una partícula de agua

$$V_{o\uparrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

$$V_{w\downarrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_o}$$

P.D.V.S.A. en sus especificaciones estandares recomienda en base a las experiencias de campo, que una buena velocidad de asentamiento de una partícula de agua en medio aceitoso es de 20 ft/h (9).

Asumir que "Dp" es la entre 150-500 micrones. Probar con "Vw" si Dp esta en el rango asumido despejando de la ecuación de "Vw".

Asuma que la velocidad del agua es de 20 ft/h.

V_w	0.005556	ft/s
	0.333333	ft/min

D_p	367.50	micrones
-------	--------	----------

$$D_p = \sqrt{\frac{V_{w\downarrow} \cdot \mu_o}{1.78 \cdot 10^{-6} (\gamma_w - \gamma_o)}}$$



Una partícula mas pequeña se movería más lento.

V_o	5.714	ft/min
-------	-------	--------

$$V_{o\uparrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

Tiempo mínimo de retención de petróleo y agua

t_{ro}	6.330	min
----------	-------	-----

$$t_{ro} = \frac{h_o}{V_{w\downarrow}}$$

t_{rw}	0.134	min
----------	-------	-----

$$t_{rw} = \frac{h_w}{V_o \uparrow}$$

Comparado con el tiempo de retención asumido, ambos (t_{ro} y t_{rw}) son menores.

Chequeo de la longitud requerida

Se debe considerar que sólo las 2/3 partes de la longitud del separador esta disponible para el asentamiento de las partículas.

$A_{parcial} = Av^* \int (Z_c)$	donde	$Z_c = \frac{h}{Dv}$
---------------------------------	-------	----------------------

Determinación de A_L

Z_c	0.575
-------	-------

$$Z_c = \frac{h_L}{Dv}$$

$\int (Z_c)$	0.5951
--------------	--------

A_L	11.68	ft ²
-------	-------	-----------------

$$A_L = Av^* \int (Z_c)$$

Determinación de A_w

Z_c	0.153
-------	-------

$$Z_c = \frac{h_w}{Dv}$$



$\int (Z_c)$	0.0963
--------------	--------

A_w	1.89	ft ²
-------	------	-----------------

$$A_w = A_v \cdot \int (Z_c)$$

Determinación de A_o

A_o	9.794	ft ²
-------	-------	-----------------

$$A_o = A_L - A_w$$

Determinación de la longitud requerida por el agua y petróleo

L_w	18.560	ft
-------	--------	----

$$L_w = \frac{3 \cdot Q_w \cdot t_{rw}}{2 \cdot A_w}$$

L_o	18.812	ft
-------	--------	----

$$L_o = \frac{3 \cdot Q_o \cdot t_{ro}}{2 \cdot A_o}$$

Diseñar para $L_v = 20$ ft

Orificio de entrada (inlet nozzle)

Según el criterio de la compañía Shell para el diseño de orificio se debe cumplir :

$$\rho_{mix} \cdot V_{mix}^2 < 4,026 \frac{lb}{ft - s^2}$$

Determinación del flujo másico de los fluidos



W_L	19.334	lb/s
-------	--------	------

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

W_g	0.107	lb/s
-------	-------	------

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

Determinación de la densidad de la mezcla ρ_{mix}

ρ_{mix}	20.329	lb/ft ³
--------------	--------	--------------------

$$\rho_{mix} = \frac{w_l + w_g}{Q_l + Q_g}$$

Determinación de velocidad del fluidos a través del orificio

Φ	6.0	in
--------	-----	----

A	0.196	ft ²
---	-------	-----------------

V_{mix}	4.87	ft/s
-----------	------	------

$$V_{mix} = \frac{Q_t}{A}$$

Evaluación del criterio para el orificio de entrada

$\rho_{mix} \cdot V_{mix}^2$	482.2	lb/ft-s ²
------------------------------	-------	----------------------

$$\rho_{mix} \cdot V_{mix}^2 < 4,026 \frac{\text{lb}}{\text{ft} - \text{s}^2}$$

Orificio de salida de gas

Según Criterio de la Compañía Shell



$$\rho_g \cdot V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft} - \text{s}^2}$$

Determinación de velocidad del gas para el orificio de salida de gas

$$\phi \quad 3.0 \quad \text{in}$$

$$A \quad 0.049 \quad \text{ft}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} * \frac{\phi^2}{144}$$

$$V_g \quad 12.86 \quad \text{ft/s}$$

$$V_g = \frac{Q_g}{A}$$

Evaluación del criterio para el orificio de salida de gas

$$\rho_g \cdot V_g^2 \quad 27.9 \quad \text{lb/ft-s}^2$$

$$\rho_g \cdot V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft} - \text{s}^2}$$



Orificio de salida de petróleo

Experiencia de campos recomiendan que la velocidad de salida de líquido a través de orificio debe ser menor o igual a 1m/s (3.28ft/s).

$$V_o \leq 3.28 \text{ft/s}$$

Determinación de velocidad del petróleo para orificio de salida

$$\Phi \quad 4.0 \quad \text{in}$$

A	0.087	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \frac{\phi^2}{144}$$

V _o	3.13	ft/s
----------------	------	------

$$V_o = \frac{Q_o}{A}$$

Orificio de salida de agua

Por experiencia en los campos se recomienda que la velocidad de salida de líquido a través de orificios debe ser menor o igual a 1m/s (3.28ft/s).

$$V_w \leq 3.28 \text{ft/s}$$

Determinación de velocidad del agua para orificio de salida

Φ	3.0	in
---	-----	----

A	0.049	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \frac{\phi^2}{144}$$

V _w	1.06	ft/s
----------------	------	------

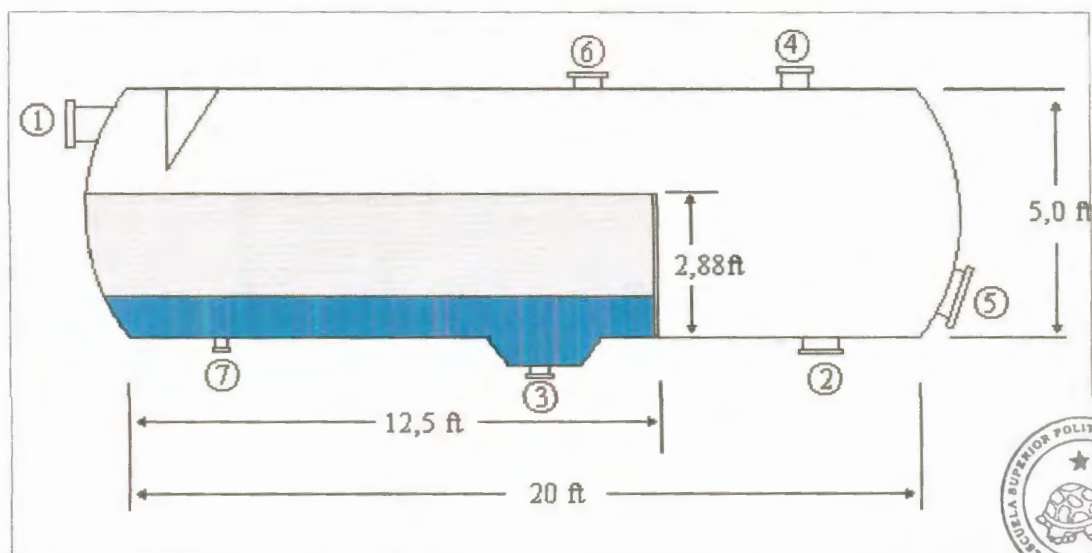
$$V_w = \frac{Q_w}{A}$$

Dimensión definitiva

El gráfico adjunto muestra las dimensiones del Separador de Prueba del Campo Yuturi (ver la figura 5.9) cuya capacidad es de 5000 bbl/d.



**BIBLIOTECA FIC
ESPOL**



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

FIGURA # 5.9

DIMENSIÓN DEL SEPARADOR DE PRUEBA YUTURI

1	6	in	Orificio de entrada
2	4	in	Orificio de salida de petróleo
3	3	in	Orificio de salida de agua
4	3	in	Orificio de salida de gas
5	24	in	Entrada para mantenimiento (manhole)
6	RN	in	Relief
7	2	in	Drenaje

SEPARADOR DE PRODUCCIÓN YUTURI

Datos

Q_{Ln}	7,980	bbbl/d	
Q_{inj}	15,960	bbbl/d	
Q_L	23,940	bbbl/d	
BSW	0.15		
GOR	150	scf/bbl	
°API	18		
SG_w	1.07		
SG_g	0.67		
P_{op}	59.7	psia	
T_{op}	180	°F	
μ_o	6	cp	a 180 °F
μ_w	0.35	cp	a 180 °F
μ_g	0.0105	cp	
z	1		
R	10.73		



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

Consideraciones

* Durante los primeros años de producción este campo será a flujo natural con una producción promedio diaria de 380 bbl/d por pozo,

posteriormente este campo será producido mediante bombeo hidráulico.

- * La relación de producción para el sistema Power-Oil será (2:1), es decir, que se requerirá dos veces la cantidad de fluido motriz para producir un determinado volumen de fluido nuevo o de formación.
- * Como cada pozo puede producir 380 bbl/d, entonces se debe inyectar 760 bbl/d de fluido motriz (petróleo).
- * Cuando todo los pozos esten produciendo llegará a la estación Yuturi 7,980 bbl/d de fluido nuevo y 15,960 bbl/d de fluido motriz.

Las facilidades de superficie deben ser diseñadas tomando en cuenta los criterios ante mencionados.

Selección del caso de diseño

Se debe considerar dos casos o condiciones para el diseño del separador de producción.

Caso I

Q_{Ln}	7,980	bbl/d
----------	-------	-------

BSW	0.15
-----	------



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Q_{on}	6,783	bbbl/d
----------	-------	--------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1-BSW)$$

Q_o	22,743	bbbl/d
	1.4780	ft ³ /s

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	1197	bbbl/d
	0.0778	ft ³ /s

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$

Caso II

Q_{Ln}	7,980	bbbl/d
----------	-------	--------

BSW	0.40
-----	------

Q_{on}	4,788	bbbl/d
----------	-------	--------

$$Q_{on} = Q_{Ln}(1-BSW)$$

Q_o	20,748	bbbl/d
	1.3484	ft ³ /s

$$Q_o = Q_{on} + Q_{inj}$$

Q_w	3192	bbbl/d
	0.2074	ft ³ /s

$$Q_w = Q_{Ln} * BSW$$



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

- * En el primer caso se tendrá una capa de petróleo más gruesa que en el segundo caso, por lo tanto, el tiempo de retención de petróleo será mayor en el caso I. Entonces $T_{r\text{-caso I}} > T_{r\text{-caso II}}$
- * El volumen del separador deberá ser diseñado para el Caso I.
- * La salida de agua deberá ser diseñada para el Caso II, cuando "Qw" es mayor.
- * El orificio de salida de petróleo deberá ser diseñada para el Caso I
- * El orificio de salida de gas deberá ser diseñada para el Caso I

Densidad y gravedad específica del petróleo

$SG_{60^{\circ}F}$	0.946
SG_{op}	0.931

$$SG_{60^{\circ}F} = \frac{141.5}{(131.5 + ^{\circ}API)}$$

$$SG_{op} = SG_{60^{\circ}F} * (1 - \beta(T_{op} - 60))$$

$$T_{op} = 100^{\circ}f$$

donde

$$\beta = 0.0004$$

ρ_o	58.116 lb/ft ³
----------	---------------------------

$$\rho_o = SG_{op} * 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Densidad del gas

MW_g	19.410
--------	--------

$$MW_g = SG_g * MW_{air}$$



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

ρ_g	0.1687	lb/ft ³
----------	--------	--------------------

$$\rho_g = \frac{P_{op} * MW_g}{R * T * Z}$$

Tamaño de las partículas a ser separadas

Se debe dimensionar de manera que el separador pueda separar partículas entre 150-500 micrones.

Velocidad terminal en el espacio ocupado por gas

$Q_o/Q_L =$	0.95	$\rho_L = \rho_o$	si	$\frac{Q_o}{Q_L} > 0.05$
-------------	------	-------------------	----	--------------------------

V_t	7.413	ft/s
-------	-------	------

$$V_t = k * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$$

$$k = 0.4$$

GOR_{op}	45.458
------------	--------

$$GOR_{op} = GOR_{stp} \left(\frac{P_b * T_{op}}{P_{op} * T_b} \right)$$

Q_g	3.56877	
Q_g	1.784	ft ³ /s

$$Q_g = GOR_{op} * Q_o$$

Para cada separador

Área a ser ocupada por el gas

A_g	0.241	ft ²
-------	-------	-----------------

$$A_g = \frac{Q_g}{V_t}$$



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

BIBLIOTECA



FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

Si, $A_g = 0.5A_v$

A_v	0.481	ft^2
-------	-------	---------------

$$A_v = 2A_g$$

D_v	0.7829	ft
-------	--------	-------------

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \cdot A_v}{\pi}}$$

Las normas API recomiendan que "Dv" mínimo sea 2.5 ft, entonces, el gas producido define las dimensiones del separador.

Flujo volumétrico de agua y petróleo

Q_o	1.47803	ft^3/s
Q_w	0.7390	ft^3/s

$$Q_o = Q_o \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Para cada separador

Q_w	0.07781	ft^3/s
Q_w	0.0389	ft^3/s

$$Q_w = Q_w \frac{\text{bbl}}{d} \cdot 5.615 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} \cdot \frac{d}{86,400 \text{ s}}$$

Para cada separador

Volumen de petróleo y agua retenido en el separador

API Standard recomienda un tiempo de 5-10 min de retención para crudos menores de 35° API y temperaturas menores o igual 100° F.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Asumir un tiempo de 10 min. como un primer intento de diseño.

t_r	10.0	min
-------	------	-----

V_o	443.410	ft ³
-------	---------	-----------------

$$V_o = Q_o \cdot t_r$$

V_w	23.337	ft ³
-------	--------	-----------------

$$V_w = Q_w \cdot t_r$$

Líquido retenido en el separador

V_L	466.747	ft ³
-------	---------	-----------------

$$V_L = V_o + V_w$$

Dimensionamiento del Separador

Como se necesita poco espacio para el gas, asumir que el líquido ocupa las 2/3 partes de la altura del separador.

V_{v-min}	700.12	ft ³
-------------	--------	-----------------

$$V_v = 1.5 \cdot V_L$$

De la tabla # 36 escoge combinación "Dv" diámetro y "Lv" longitud del separador con volumen mayor al requerido.

D_v	8.0	ft
L_v	17.5	ft



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

A_v	50.27	ft ²
V_v	879.6	ft ³

Se utilizan volúmenes parciales de cilindros que se encuentran en las tablas # 37 y 38.

$$V_{\text{parcial}} = V_v \cdot \int(Z_c)$$

Determinación del nivel de líquido h_L

$\int(Z_c)$	0.5306
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_L}{V_v}$$

Z_c	0.524
-------	-------

h_L	4.192	ft
-------	-------	----

$$h_L = Z_c \cdot D_v$$

Determinación del espesor de la capa de agua h_w

$\int(Z_c)$	0.0265
-------------	--------

$$\int(Z_c) = \frac{V_w}{V_v}$$

Z_c	0.064
-------	-------

h_w	0.512	ft
-------	-------	----

$$h_w = Z_c \cdot D_v$$



Determinación del espesor de la capa de petróleo h_o

h_o	3.68	ft
-------	------	----

$$h_o = h_L - h_w$$

Velocidad de ascenso de una partícula de petróleo y velocidad de asentamiento de una partícula de agua

$$V_o \uparrow = 178 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

$$V_w \downarrow = 178 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_o}$$

P.D.V.S.A. por experiencias de campo recomienda como buena velocidad

de asentamiento de agua en crudos de grado API menores a 36 es 20 ft/h*

Asumir que el diámetro de la partícula esta entre 150-500 micrones

Probar que D_p esta en el rango asumido despejando de la Ec. de v_w

Asumir $v_w = 22,5 \text{ ft/h}$.

v_w	0.00625	ft/s
	0.375	ft/min

D_p	389.80	micrones
-------	--------	----------

$$D_p = \sqrt{\frac{V_w \downarrow \cdot \mu_o}{1.78 \cdot 10^{-6} (\gamma_w - \gamma_o)}}$$

Una partícula más pequeña se moverá más rápido.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

V_0	6.429	ft/min
-------	-------	--------

$$V_{0\uparrow} = 1.78 \cdot 10^{-6} \cdot D_p^2 \frac{(\gamma_w - \gamma_o)}{\mu_w}$$

Tiempo mínimo de retención de petróleo y agua

t_{ro}	9.81	min
----------	------	-----

$$t_{ro} = \frac{h_o}{V_{w\downarrow}}$$

t_{rw}	0.080	min
----------	-------	-----

$$t_{rw} = \frac{h_w}{V_{o\uparrow}}$$

Comparando el tiempo de retención requerido con el asumido, ambos

t_{ro} y t_{rw} son menores.

Chequeo de la longitud requerida

Se debe considerar que solo las 2/3 partes de la longitud del separador están disponibles para el asentamiento de las partículas.

$$A_{parcial} = A_v \cdot \int (Z_c) \quad \text{donde} \quad Z_c = \frac{h}{D_v}$$

Determinación de A_1

Z_c	0.524
-------	-------

$$Z_c = \frac{h_L}{D_v}$$

$\int (Z_c)$	0.5305
--------------	--------



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

A_L	26.666	ft ²
-------	--------	-----------------

$$A_L = A_v \int (Z_c)$$

Determinación de A_w

Z_c	0.064
-------	-------

$$Z_c = \frac{h_w}{D_v}$$

$\int (Z_c)$	0.0269
--------------	--------

A_w	1.352	ft ²
-------	-------	-----------------

$$A_w = A_v \int (Z_c)$$

Determinación de A_o

A_o	25.314	ft ²
-------	--------	-----------------

$$A_o = A_L - A_w$$

Determinación de L_w & L_o

L_w	25.889	ft
-------	--------	----

$$L_w = \frac{3}{2} \cdot \frac{Q_w \cdot t_{rw}}{A_w}$$

L_o	26.275	ft
-------	--------	----

$$L_o = \frac{3}{2} \cdot \frac{Q_o \cdot t_{ro}}{A_o}$$

Diseñar para $L = 27.5$ ft

Orificio de entrada (Inlet nozzle)



Según Criterios aplicados para el diseño de orificio por la Compañía Shell se debe cumplir que:

$$\rho_{\text{mix}} \cdot V_{\text{mix}}^2 < 4,026 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}^2}$$

Determinación del flujo másico de cada fluido

$$W_L = 45.546 \text{ lb/s}$$

$$W_L = \rho_w \cdot Q_w + \rho_o \cdot Q_o$$

$$W_g = 0.301 \text{ lb/s}$$

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

Determinación de la densidad de la mezcla ρ_{mix}

$$\rho_{\text{mix}} = 17.893 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$



Determinación de velocidad del fluido para el orificio de entrada

$$\Phi = 8.0 \text{ in}$$

$$A = 0.349 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi \cdot \phi^2}{4 \cdot 144}$$

$$V_{\text{mix}} = 7.34044 \text{ ft/s}$$

$$V_{\text{mix}} = \frac{Q_t}{A}$$

Evaluación del criterio para el orificio de entrada

$$\rho_{\text{mix}} * V_{\text{mi}} \quad 964.1 \quad \text{lb/ft-s}^2$$

$$\rho_{\text{mix}} * V_{\text{mix}}^2 < 4,026 \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}^2}$$

Orificio de salida de gas

La compañía Shell recomienda para el diseño de orificios de salida de gas.

$$\rho_g * V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}^2}$$

Determinación de Velocidad del Gas para el Orificio de Salida

$$\Phi \quad 4.0 \quad \text{in}$$

$$A \quad 0.087 \quad \text{ft}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} * \frac{\phi^2}{144}$$

$$V_g \quad 20.45 \quad \text{ft/s}$$

$$V_g = \frac{Q_g}{A}$$



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Evaluación del criterio para el orificio de salida de gas

$$\rho_g * V_g^2 \quad 70.6 \quad \text{lb/ft-s}^2$$

$$\rho_g * V_g^2 < 2,516 \frac{\text{lb}}{\text{ft-s}^2}$$

Orificio de salida de petróleo

Experiencia de campos recomiendan que la velocidad de salida de líquido a través de orificios debe ser menor o igual a 1m/s (3.28ft/s).

$$V_o \leq 3.28 \text{ft/s}$$

Determinación de velocidad del petróleo a través de orificio de salida

Asumir:

Φ	8.0	in
--------	-----	----

A	0.349	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \frac{\phi^2}{144}$$

V_o	2.12	ft/s
-------	------	------

$$V_o = \frac{Q_o}{A}$$

Orificio de salida de agua

Experiencias de campos recomiendan que la velocidad de salida de líquido a través de orificios debe ser menor o igual a 1m/s (3.28ft/s).

$$V_w \leq 3.28 \text{ft/s}$$

Determinación de velocidad del agua a través del orificio de salida

Asumir:

Φ	3.0	in
--------	-----	----

A	0.049	ft ²
---	-------	-----------------

$$A = \frac{\pi}{4} * \frac{\phi^2}{144}$$

V_w	2.11	ft/s
-------	------	------

$$V_w = \frac{Q_w}{A}$$

Resultado

El gráfico adjunto muestra las dimensiones que debe tener cada separador de producción en la Estación de Producción Yuturi con una capacidad de hasta 12000 bbl/d. (ver figura 5.10)

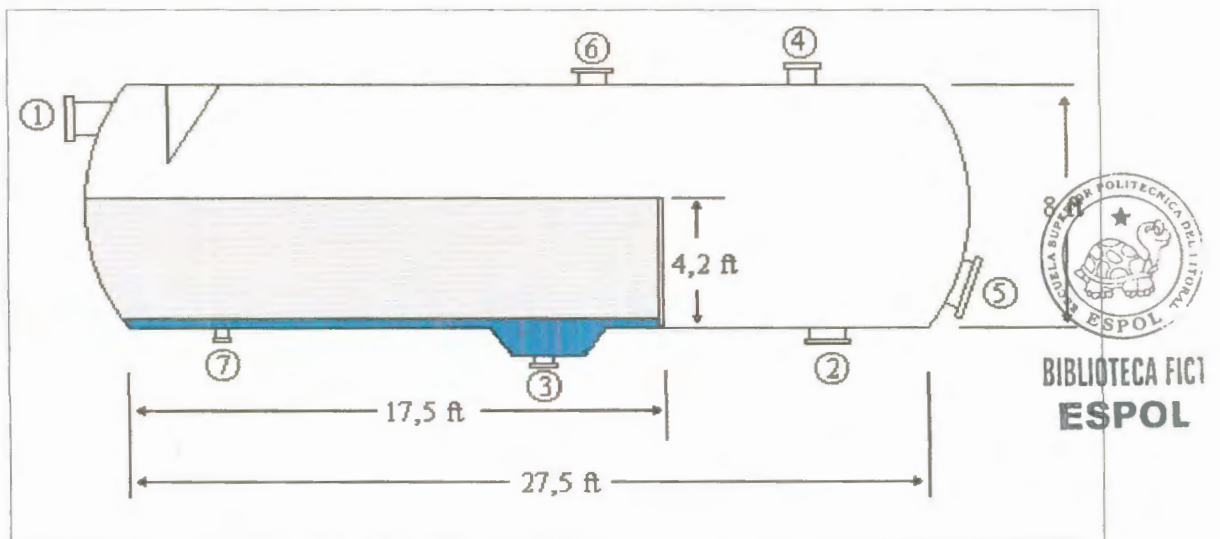


FIGURA # 5.10

DIMENSIÓN DEL SEPARADOR DE PRODUCCIÓN YUTURI

1	8	in	Orificio de entrada
2	8	in	Orificio de salida de petróleo
3	3	in	Orificio de salida de agua
4	4	in	Orificio de salida de gas
5	24	in	Entrada para mantenimiento
6	6	in	Relief
7	2	in	Drenaje

5.2.4 BOTA DE GAS

DIMENSIONAMIENTO DE LA BOTA DE GAS

Tomando en consideración criterios de campo para el diseño de la bota de desgasificación, las ecuaciones 4.39 y 4.40, se aplican para calcular la altura y el diámetro respectivamente.

Cálculo de la altura de la bota

$$h_b = \frac{4}{3} * h_{Ts}$$

$h_{Ts} =$	36	ft
------------	----	----

h_b	48	ft
-------	----	----



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Cálculo del diámetro de la bota

$$\Phi_b = \frac{h_b}{14}$$

$\Phi_b =$	3.43	ft
------------	------	----

5.2.5 TANQUES

Tanques de Lavado

El tanque de lavado debe tener por lo menos el doble de la capacidad del crudo que se maneja en el Campo Yuturi.

$$Q_L = Q_{Ln} + Q_{inj}$$

Q_{Ln}	7,980	bbl/d
Q_{inj}	15,960	bbl/d
Q_L	23,940	bbl/d



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

Volumen necesario de tanques de lavado requerido (V_{TL})

$$V_{TL} = Q_L \times 2$$

V_{TL}	47,880
----------	--------

Se considera la construcción de dos tanques que sumen el volumen total necesario. Para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de medidas y capacidades nominales .

Donde:

S_t	Fuerza hidrostático	(psi)
D	Diámetro del tanque	(ft)
h	Altura del tanque	(ft)
t_d	Espesor de la pared	(in)
V_{T-201}	Volumen del tanque	(bbl)
t_p	Espesor del piso	(in)

Se eligen 2 tanques de :

D	70	ft
h	36	ft

Capacidad de cada tanque de lavado (V_{T-201} y V_{T-202}) :

V_{T-201}	24,700	bbl
-------------	--------	-----



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Teniendo la capacidad de los tanques se busca en la tabla # 47 para tener el espesor de las paredes (t_d).

t_d	0.36	in
-------	------	----

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

$$S_t = \frac{2.6 * D(h-1)}{t_d}$$

S_t	18,706	psi
-------	--------	-----

Teniendo estos valores se va a la tabla # 46 donde se tiene el espesor del piso de los tanques de lavado.

t_p	0.25	in
-------	------	----

Tanques de Estabilización

Se necesita un tanque de estabilización de cuatro veces la capacidad producción del crudo en el Campo .



BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

Q_{Ln}	7,980	bb/d
----------	-------	------

Volumen necesario de tanques de Estabilización requerido (V_{TE})

$$V_{TE} = Q_{Ln} \times 4$$

V_{TE}	31,920
----------	--------

Se considera la construcción de dos tanques que sumen el volumen total necesario. Para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de medidas y capacidades nominales .

Se eligen 2 tanques de :

D	60	ft
h	36	ft

Capacidad de cada tanque (V_{T-203} y V_{T-204}) :

V_{T-203}	18,130	bbl
-------------	--------	-----

Teniendo la capacidad de los tanques se busca en la tabla # 47 para tener el espesor de las paredes (t_d).

t_d	0.31	in
-------	------	----

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

S_t	18,619	psi
-------	--------	-----

$$S_t = \frac{2.6 * D(h - 1)}{t_d}$$



Teniendo estos valores se va a la tabla # 46 donde tenemos el espesor del piso de los tanques de Estabilización

t_p	0.25	in
-------	------	----

Tanque para sistema de inyección

Se necesita un tanque de alrededor de doble de crudo producido. En este caso se puede usar los tanques de estabilización dado que se tienen dos y con las capacidades necesarias, y se recomienda por el ahorro de costos.

Tanque para Oleoducto

Se recomienda tener capacidad de almacenaje de mas o menos cinco días de producción, es decir :

$Q_{Ln} * 5$	39,900	bbbl/d
--------------	--------	--------



Se considera la construcción de un tanque y para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de medidas y capacidades nominales.

Se eligen un tanque de :

D	80	ft
h	42	ft

Capacidad del tanque (V_{T-206}):

V_{T-206}	37,600	bbl
-------------	--------	-----

Teniendo la capacidad del tanque se busca en la tabla # 47 para tener el espesor de las paredes (t_d).

t_d	0.48	in
-------	------	----

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

S_t	18,633	psi
-------	--------	-----

$$S_t = \frac{2.6 * D(h - 1)}{t_d}$$



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Teniendo estos valores vamos a la tabla # 49 donde se tiene el espesor recomendable del piso del tanque.

t_p	0.25	in
-------	------	----

Se colocará un tanque en la estación Yuturi, y uno en la estación Pañacocha con las mismas características. En Pañacocha son mezclados ambos crudos.

5.2.6 SISTEMA DE LEVANTAMIENTO ARTIFICIAL

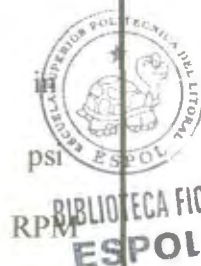
SELECCIÓN DE LA BOMBA DE SUPERFICIE PARA SISTEMA DE BOMBEO HIDRAÚLICO

Datos

Q_{Ln}	8000	bbl/d
Q_{inj}	16000	bbl/d
P_{inj}	3800	psi

Con los datos dados se ingresa a la **tabla # 50**, seleccionando una bomba quintuplex con las siguientes características:

Modelo:	300Q-5H	
F Plunger:	1 7/8	
max. presión:	3855	psi
velocidad rotativa:	350	RPM
Caudal:	3587	bbl/d
Potencia requerida:	263	Hp



Por lo tanto, la cantidad de bombas de superficie para el Campo Pañacocha es:

de bombas funcionando: 5

de bombas en stand by: 1

CÁLCULOS Y SELECCIÓN DE LA BOMBA DE SUBSUELO

Cálculo de P_{wf} para diferentes IP

Los cálculos de la presión fluyente, se presentan en la **tabla # 56**.

P_R : 3800 psi

TABLA # 56

CALCULOS Y RESULTADOS DE P_{wf}

CAUDAL (bbl/d)	IP bbl/d/psi	P_{wf} psi
	0.20	1900
380	0.25	2280
	0.30	2533
	0.35	2714



SELECCIÓN DE BOMBA DE SUBSUELO PARA POWER OIL

La bomba óptima para este tipo de levantamiento artificial, se la escoge por medio de la aplicación de un programa para Bombas Jet de la Guiberson Division - Dresser Industries, Inc y conforme con los datos ingresados para distintos IP, se obtienen los resultados presentados en las **tabla # 57** a la **tabla # 60**, seleccionándose una bomba de acuerdo a los HP y a la rata de cavitación (la fila de color verde en las tablas contiene los datos de la bomba seleccionada).

Cada bomba seleccionada, presenta su curva de performance mostradas en las **figura 5.9** a la **figura 5.12**.

TABLA # 57

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.2

HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION										
GUIBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC										
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT	PRODUCING B.H.P.	1900	PSI		
PRODUCTION RATE	380	BPD	PRODUCING B.H.P.	1900	PSI	OIL GRAVITY	26	API		
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26	API	GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67			
WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67		WATER FRACTION	0.4			
GAS / OIL RATIO	150	CFPB	WATER FRACTION	0.4		SURFACE TEMPERATURE	100	° F		
BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	100	° F	POWER FLUID USED	OIL			
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL		SURFACE LINE LENGTH	9200	FT		
SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	9200	FT					
SEPARATOR PRESSURE	60	PSI								
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:										
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG I.D.	2.992	in					
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS										
<p>CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI</p>										
NOZZLE AREA, SQ IN	= 0,0039		AREA RATIO	= 0,200						
MASS FLOW RATIO	= 1,167		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,281						
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 32,8									

PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	HORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BHP	NOZZLE AREA	M.T. AREA
CC1	4840	282	26	489	380	1900	0.0028	0.0143
CC2	5034	287	27	685	380	1900	0.0028	0.0189
CC3	5641	300	32	906	380	1900	0.0028	0.0241
CC4	6805	325	42	1217	380	1900	0.0028	0.0314
BB1	4040	357	27	447	380	1900	0.0038	0.0143
BB2	3893	352	26	642	380	1900	0.0038	0.0189
BB3	4248	364	29	864	380	1900	0.0038	0.0241
BB4	5029	389	37	1174	380	1900	0.0038	0.0314
A1	3672	498	35	374	380	1900	0.0055	0.0143
A2	3007	463	26	570	380	1900	0.0055	0.0189
A3	3048	465	27	791	380	1900	0.0055	0.0241
A4	3476	488	32	1102	380	1900	0.0055	0.0314
A+2	2668	605	30	485	380	1900	0.0075	0.0189
A+3	2395	582	26	706	380	1900	0.0075	0.0241
A+4	2572	597	29	1017	380	1900	0.0075	0.0314
A+5	2907	623	34	1298	380	1900	0.0075	0.0380



TABLA # 58

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.25



HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION									
GUIBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC									
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT				
PRODUCTION RATE	380	BPD	PRODUCING B.H.P.	2280	PSI				
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26	API				
WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67					
GAS / OIL RATIO	150	CFPB	WATER FRACTION	0.4					
BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	100	° F				
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL					
SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	9200	FT				
SEPARATOR PRESSURE	60	PSI							
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:									
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG LD.	2.992	in				
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS									
CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI									
NOZZLE AREA, SQ IN	= 0,0026		AREA RATIO	= 0,150					
MASS FLOW RATIO	= 1,819		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,189					
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 32,9								
 BIBLIOTECA FCT ESPOL									
PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	HORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BHP	NOZZLE AREA	M.T. AREA	
DDO	5927	170	19	413	380	2280	0.0016	0.0104	
DD1	5525	165	17	596	380	2280	0.0016	0.0143	
DD2	5914	170	19	812	380	2280	0.0016	0.0189	
DD3	6728	180	23	1056	380	2280	0.0016	0.0241	
cci	3738	245	17	540	380	2280	0.0028	0.0143	
CC2	3656	242	17	756	380	2280	0.0028	0.0189	
CC3	3966	251	19	1000	380	2280	0.0028	0.0241	
CC4	4652	268	24	1343	380	2280	0.0028	0.0314	
BB1	3225	313	19	493	380	2280	0.0038	0.0143	
BB2	2910	301	17	709	380	2280	0.0038	0.0189	
BB3	3040	306	18	953	380	2280	0.0038	0.0241	
BB4	3450	321	21	1296	380	2280	0.0038	0.0314	
AI	3100	445	26	413	380	2280	0.0055	0.0143	
A2	2334	400	18	629	380	2280	0.0055	0.0189	
A3	2229	393	17	873	380	2280	0.0055	0.0241	
A4	2441	407	19	1216	380	2280	0.0055	0.0314	

TABLA # 59

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.3

HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION											
GUBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC											
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT	PRODUCTION RATE	380	BPD	PRODUCING B.H.P.	2533	PSI
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26	API	WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67	
GAS / OIL RATIO	150	CFPB	WATER FRACTION	0.4		BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	100	° F
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL		SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	9200	FT
SEPARATOR PRESSURE	60	PSI									
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:											
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG I.D.	2.992	in						
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS											
CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI											
NOZZLE AREA, SQ IN	= 0,0017		AREA RATIO	= 0,10							
MASS FLOW RATIO	= 2,747		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,115							
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 31,5										




BIBLIOTECA FICT
ESPOL

PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	HORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BHP	NOZZLE AREA	NET AREA
DD1	4210	143	11	631	380	2533	0.0016	0.0143
DD2	4269	144	12	859	380	2533	0.0016	0.0189
DD3	4682	150	13	1118	380	2533	0.0016	0.0241
DD4	5506	162	17	1480	380	2533	0.0016	0.0314
CC1	2989	216	12	571	380	2533	0.0028	0.0143
CC2	2729	208	11	800	380	2533	0.0028	0.0189
CC3	2832	211	11	1058	380	2533	0.0028	0.0241
CC4	3205	222	13	1421	380	2533	0.0028	0.0314
BB1	2674	280	14	522	380	2533	0.0038	0.0143
BB2	2215	259	11	750	380	2533	0.0038	0.0189
BB3	2180	257	11	1008	380	2533	0.0038	0.0241
BB4	2393	267	12	1371	380	2533	0.0038	0.0314
A1	2715	408	21	437	380	2533	0.0055	0.0143
A2	1853	349	12	666	380	2533	0.0055	0.0189
A3	1669	337	11	924	380	2533	0.0055	0.0241
A4	1728	341	11	1286	380	2533	0.0055	0.0314

TABLA # 60

ANALISIS DE BOMBAS JET PARA UN IP = 0.35

HYDRAULIC JET PUMP ANALYSIS - GEOMETRY SIZE SELECTION									
GUIBERSON DIVISION - DRESSER INDUSTRIES, INC									
PUMP VERTICAL DEPTH	7500	FT	TUBING LENGTH TO PUMP	7500	FT				
PRODUCTION RATE	380	BPD	PRODUCING B.H.P.	2714	PSI				
STATIC B.H.P.	3800	PSI	OIL GRAVITY	26	API				
WATER SPECIFIC GRAVITY	1.02		GAS SPECIFIC GRAVITY	0.67					
GAS / OIL RATIO	150	CFPB	WATER FRACTION	0.4					
BOTTOMHOLE TEMPERATURE	200	° F	SURFACE TEMPERATURE	100	° F				
CASING I. D.	6.226	in	POWER FLUID USED	OIL					
SURFACE LINE I. D.	4.000	in	SURFACE LINE LENGTH	9200	FT				
SEPARATOR PRESSURE	60	PSI							
THE POWER FLUID PATH IS THE TUBING DESCRIBED BELOW:									
POWER FLUID TBG O.D.	3.500	IN	POWER FLUID TBG I.D.	2.992	in				
THE PRODUCTION RETURN PATH IS THE ANNULUS									
CALCULATIONS ARE FOR THE OPTIMUM JET PUMP GEOMETRY FOR A SPECIFIED SURFACE OPERATING PRESSURE OF → 3800. PSI									
NOZZLE AREA, SQ IN	= 0,0012		AREA RATIO	= 0,080					
MASS FLOW RATIO	= 4,173		PRESS. RECOVERY RATIO	= 0,067					
JET PUMP EFFICIENCY,	% = 28,1								
									
BIBLIOTECA FIC? ESPOL									
PUMP SIZE	POWER PRESSURE	FLUID RATE	HORSE POWER	CAV. RATE	PROD. RATE	PUMPING BHP	NOZZLE AREA	NET AREA	
DDO	4127	139	11	454	380	2714	0.0016	0.0104	
DD1	3241	125	8	655	380	2714	0.0016	0.0143	
DD2	3051	121	7	892	380	2714	0.0016	0.0189	
DD3	3181	123	7	1160	380	2714	0.0016	0.0241	
CC0	3729	233	16	392	380	2714	0.0028	0.0104	
CC1	2436	192	9	593	380	2714	0.0028	0.0143	
CC2	2043	178	7	830	380	2714	0.0028	0.0189	
CC3	1994	176	7	1098	380	2714	0.0028	0.0241	
BB1	2260	252	11	541	380	2714	0.0038	0.0143	
BB2	1707	224	7	778	380	2714	0.0038	0.0189	
BB3	1564	216	6	1046	380	2714	0.0038	0.0241	
BB4	1623	219	7	1422	380	2714	0.0038	0.0314	
A1	2425	377	17	454	380	2714	0.0055	0.0143	
A2	1508	308	9	691	380	2714	0.0055	0.0189	
A3	1225	283	7	959	380	2714	0.0055	0.0241	
A4	1176	279	6	1335	380	2714	0.0055	0.0314	

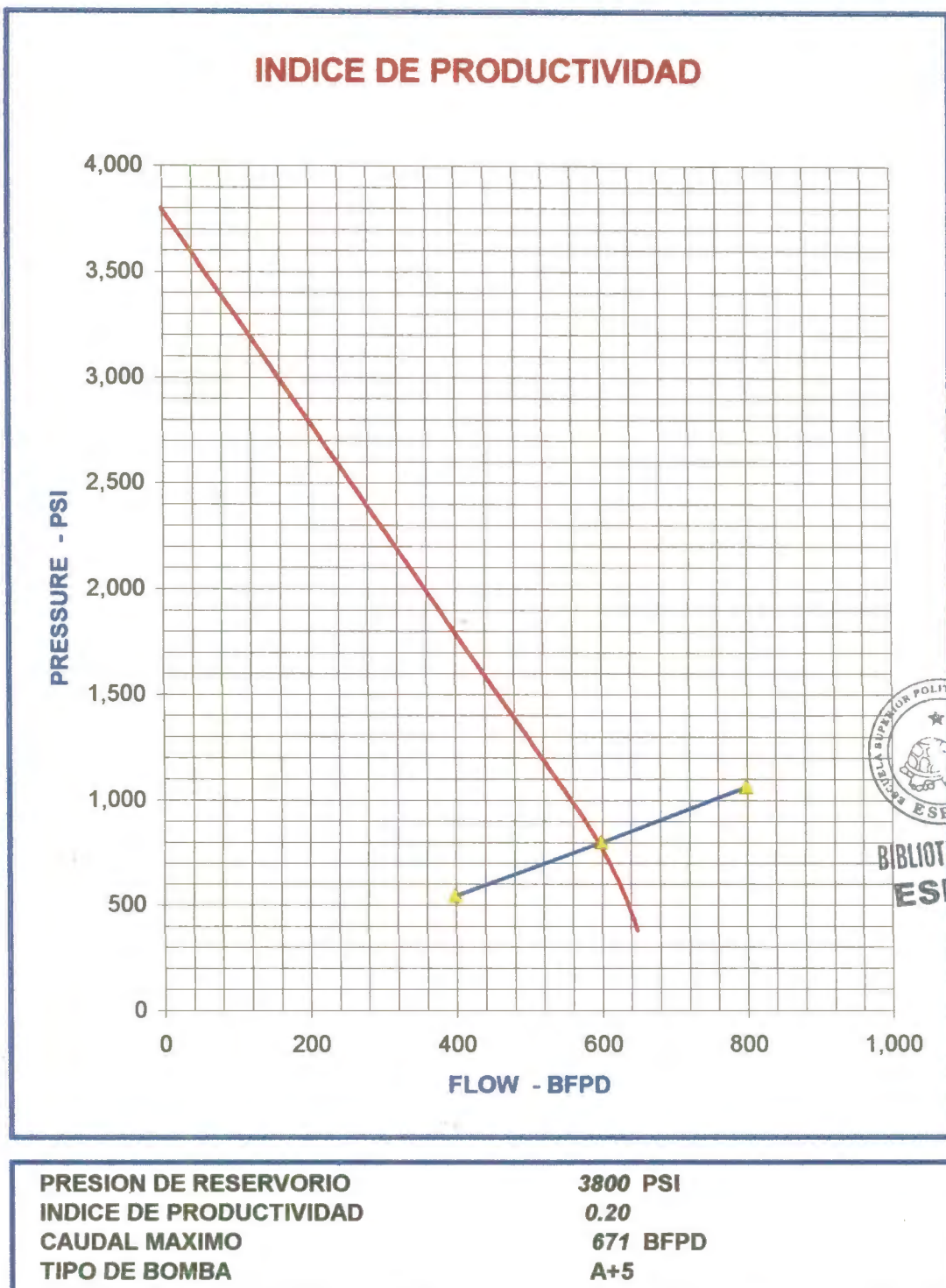


FIGURA 5.11

PERFORMANCE DE LA BOMBA A+5

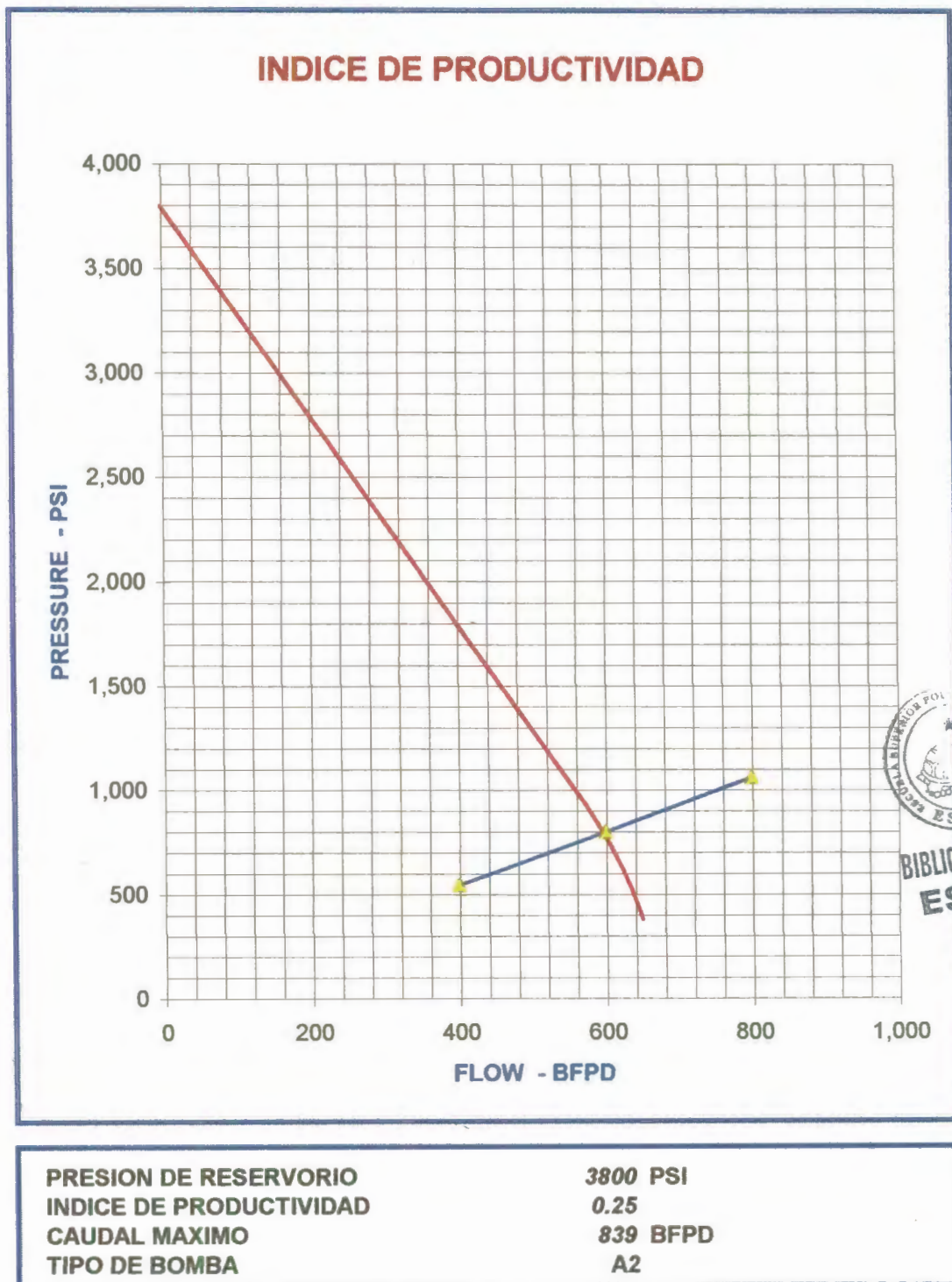


FIGURA 5.12

PERFORMANCE DE LA BOMBA A2

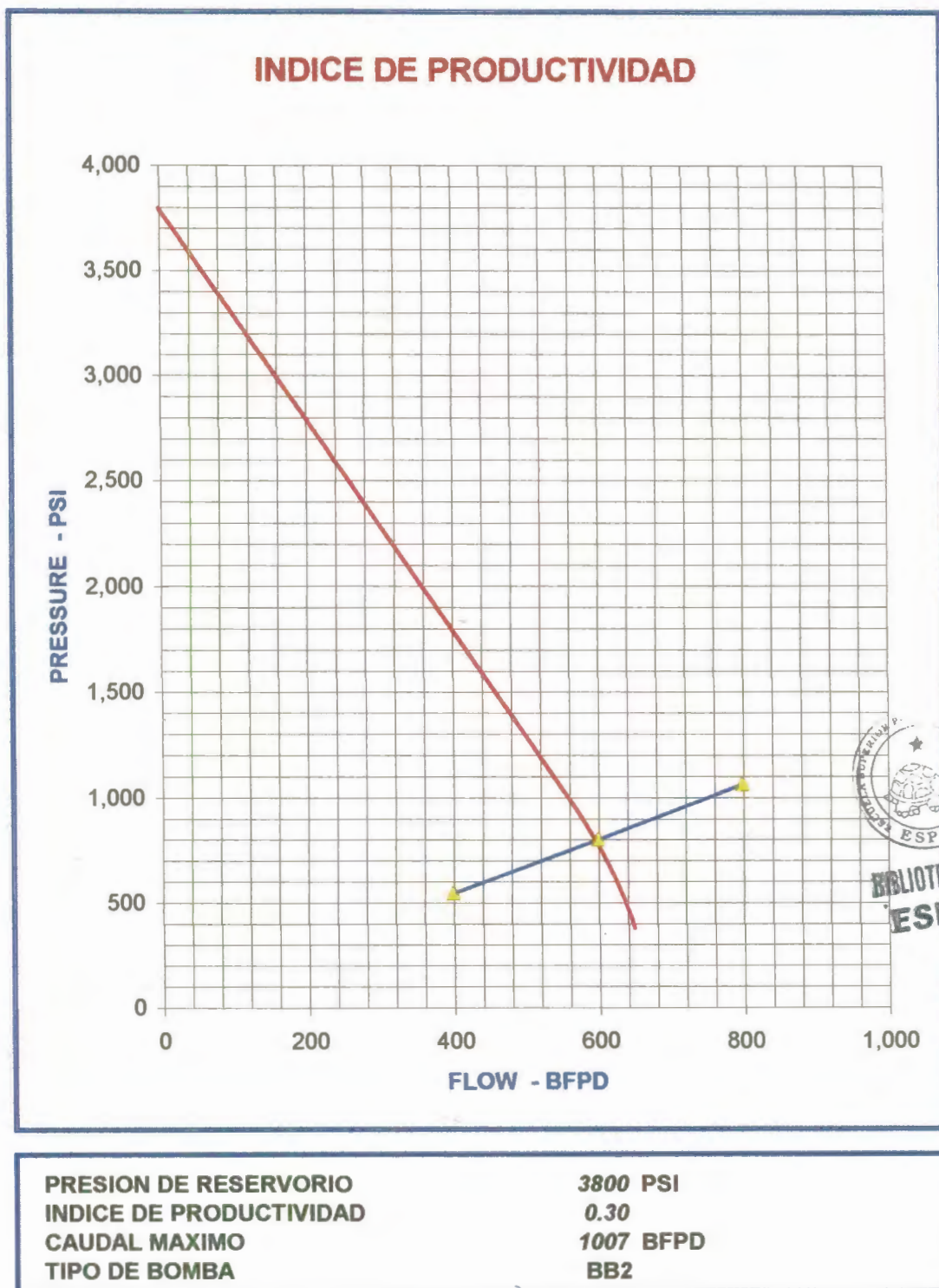


FIGURA 5.13

PERFORMANCE DE LA BOMBA BB2

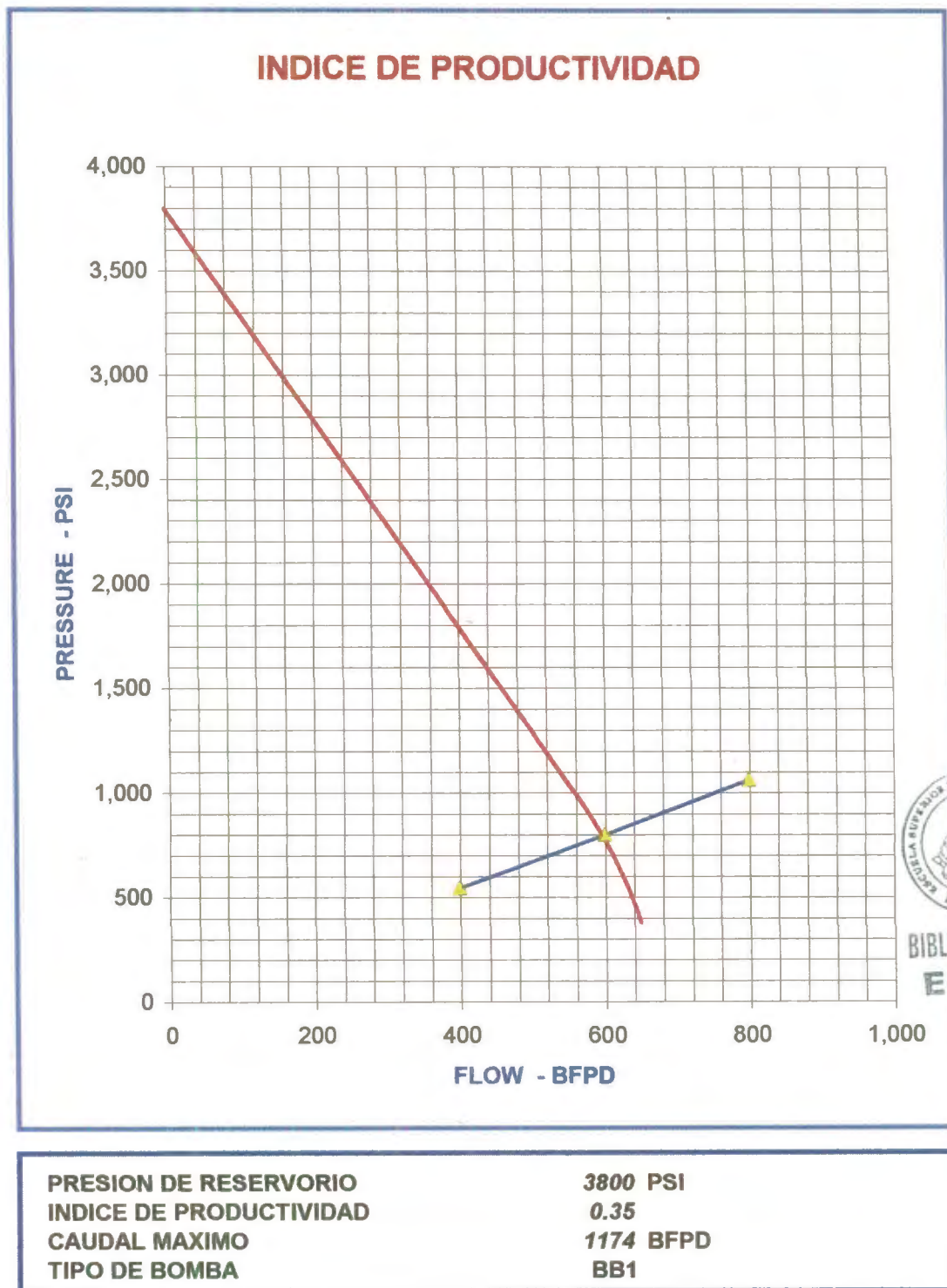


FIGURA 5.12

PERFORMANCE DE LA BOMBA BB1

5.3 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO

Tanques de almacenamiento en Shushufindi

Se recomienda tener capacidad de almacenaje para mas o menos cinco días de producción de ambos Campos , es decir :

Q_{total}	13,380	
$Q_{total} * 5$	66,900	bbl/d

Se considera la construcción de dos tanques y para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de medidas y capacidades nominales.

Se eligen dos tanques de :

D	80	ft
h	42	ft

Capacidad del tanque (V_{T-301}) :

V_{T-301}	37,600	bbl
-------------	--------	-----

Teniendo la capacidad de los tanques se busca en la tabla # 47 para tener el espesor de las paredes (t_d).





FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

t_d	0.48	in
-------	------	----

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

S_t	18,633	psi
-------	--------	-----

$$S_t = \frac{2.6 * D(h - 1)}{t_d}$$

Teniendo estos valores se va a la tabla # 48 donde se tiene el espesor mínimo del piso del tanque.

t_p	0.25	in
-------	------	----

En la Estación Shushufindi vendrán mezclados ambos crudos.

Tanques de almacenamiento en Lago Agrio

Se recomienda tener capacidad de almacenaje de mas o menos cinco días de producción de ambos Campos al igual que en Shushufindi, es decir :



BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

Q_{total}	13,380	
$Q_{total} * 5$	66,900	bbl/d

Se considera la construcción de dos tanques y para elegir un tamaño ideal se ve en la tabla # 46 de medidas y capacidades nominales.

Se elige un tanque de :

D	80	ft
h	42	ft

Capacidad del tanque (V_{T-401}) :

V_{T-401}	37,600	bbl
-------------	--------	-----

Teniendo la capacidad de los tanques se busca en la tabla # 457 para tener el espesor de las paredes (t_d).

t_d	0.48	in
-------	------	----

Para saber el espesor del piso del tanque se hacen los cálculos siguientes:

S_t	18,633	psi
-------	--------	-----

$$S_t = \frac{2.6 * D(h - 1)}{t_d}$$

Teniendo estos valores va a la tabla # 48 donde se tiene el espesor recomendable del piso del tanque.

t_p	0.25	in
-------	------	----

Finalmente con 75200 bbl se tiene capacidad de almacenar la producción de mas de 5 días en cada estación (Shushufindi y Lago Agrio)



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

5.4 SISTEMA DE OLEODUCTO

SELECCIÓN DE LA BOMBA DE OLEODUCTO PRINCIPAL

CONSIDERACIONES

Se bombeará una producción diaria de 14000 b/d. La bomba trabajará 12 horas diarias, por lo tanto, su capacidad de bombeo será de 28000 b/d.

$$Q_B = 28000 \text{ bbl/d}$$

Determinación de la caída de presión en la tubería (H_f)

H_f se determina mediante la curva de caída de presión/100 ft de tubería vs caudal que se muestra en la **figura 5.15**

En la **tabla # 61**, se presentan los resultados de H_f para distintos caudales:

TABLA # 61

CAIDA DE PRESIÓN PARA DISTINTAS TUBERÍAS

Q (bbl/d)	F (in)	H_f (psi/100 ft)	$H_f + SG_o$ (psi)	H_f (ft)	POTENCIA (hp)
25000	10	0.13	278.0	719.9	160
30000	10	0.183	391.3	1013.5	260
40000	10	0.315	673.6	1744.5	450
25000	12	0.055	117.6	304.6	115
30000	12	0.082	175.4	454.1	130
40000	12	0.14	299.4	775.3	160
25000	14	0.038	81.3	210.4	70
30000	14	0.042	89.8	232.6	75
40000	14	0.076	162.5	420.9	125

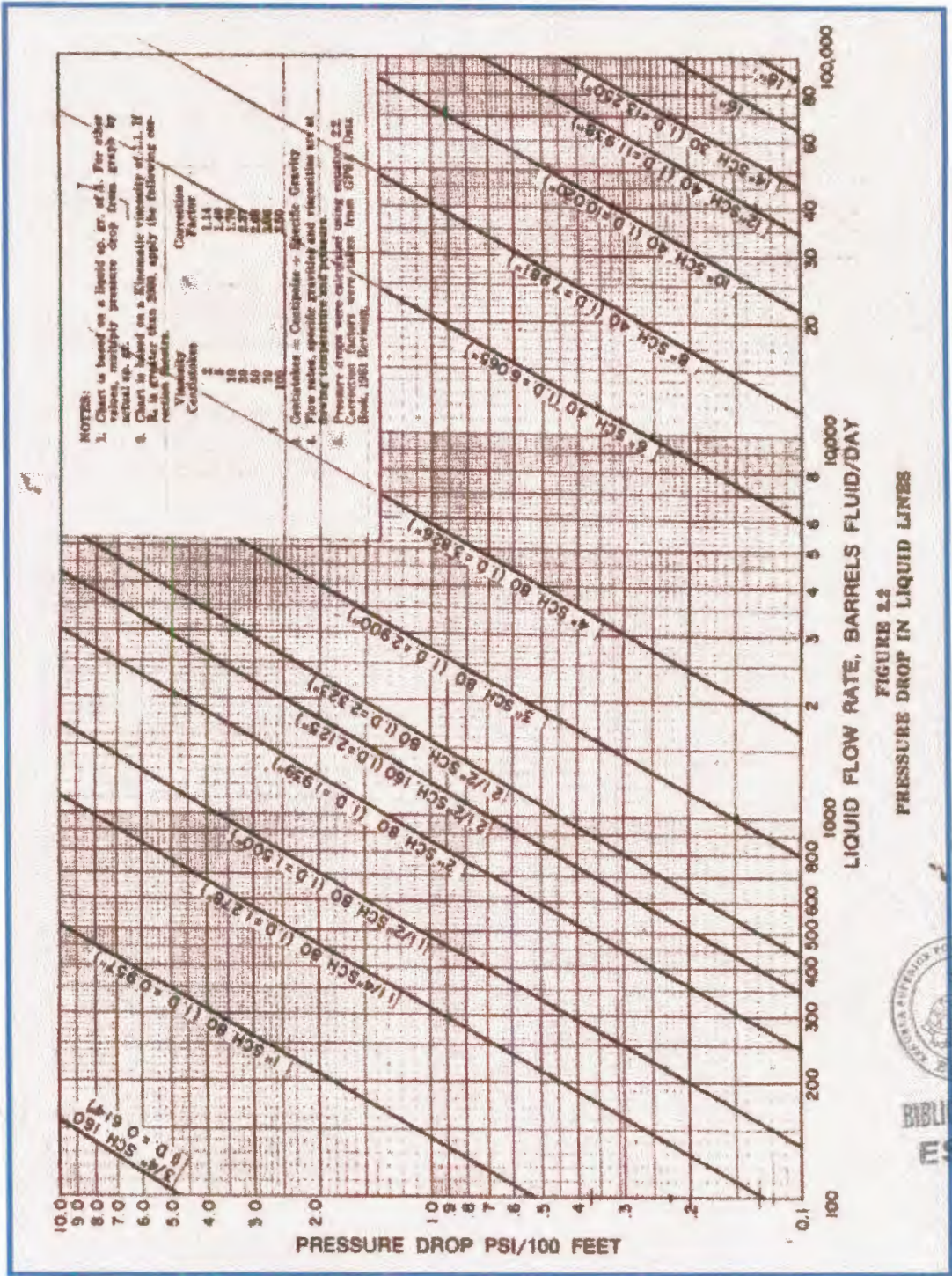


FIGURE 5.15
PRESSURE DROP IN LIQUID LINES



FIGURA 5.15

PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN LA TUBERÍA

Cálculo de H_T para un caudal de 30000 bbl/día

$$H_T = H_D - H_S + H_f(1 + 10\%_{\text{accesorias}})$$

Para un diámetro de 10 in, se tiene:

$H_f =$	1013.46 ft
---------	------------

10% $H_f =$	101.35 ft
-------------	-----------

$H_D = h_2 =$	150.00 ft
---------------	-----------

$H_S = h_1 =$	8.00 ft
---------------	---------

$H_T =$	1256.81 ft
---------	------------

Para un diámetro de 12 in, se tiene:

$H_f =$	454.12 ft
---------	-----------

10% $H_f =$	45.41 ft
-------------	----------

$H_D = h_2 =$	150.00 ft
---------------	-----------

$H_S = h_1 =$	8.00 ft
---------------	---------

$H_T =$	641.53 ft
---------	-----------

Para un diámetro de 14 in, se tiene:

$H_f =$	232.60 ft
---------	-----------

10% $H_f =$	23.26 ft
-------------	----------

$H_D = h_2 =$	150.00 ft
---------------	-----------

$H_S = h_1 =$	8.00 ft
---------------	---------

$H_T =$	405.86 ft
---------	-----------

Selección de la Bomba de Transferencia.

Con los datos de Caudal en GPM y de Carga Total (H_T) en ft, entramos a las curvas de performance para bombas GOULDS (20).

Para un diámetro de 10 in, se tiene:

$Q_B = 30000 \text{ bbl/d} =$	875.00 GPM
-------------------------------	------------

$H_T =$	1256.81 ft
---------	------------



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

El panel de curvas se presenta en la **figura 5.16**, cuyas características son:

Modelo: 3640

N: 3570 RPM

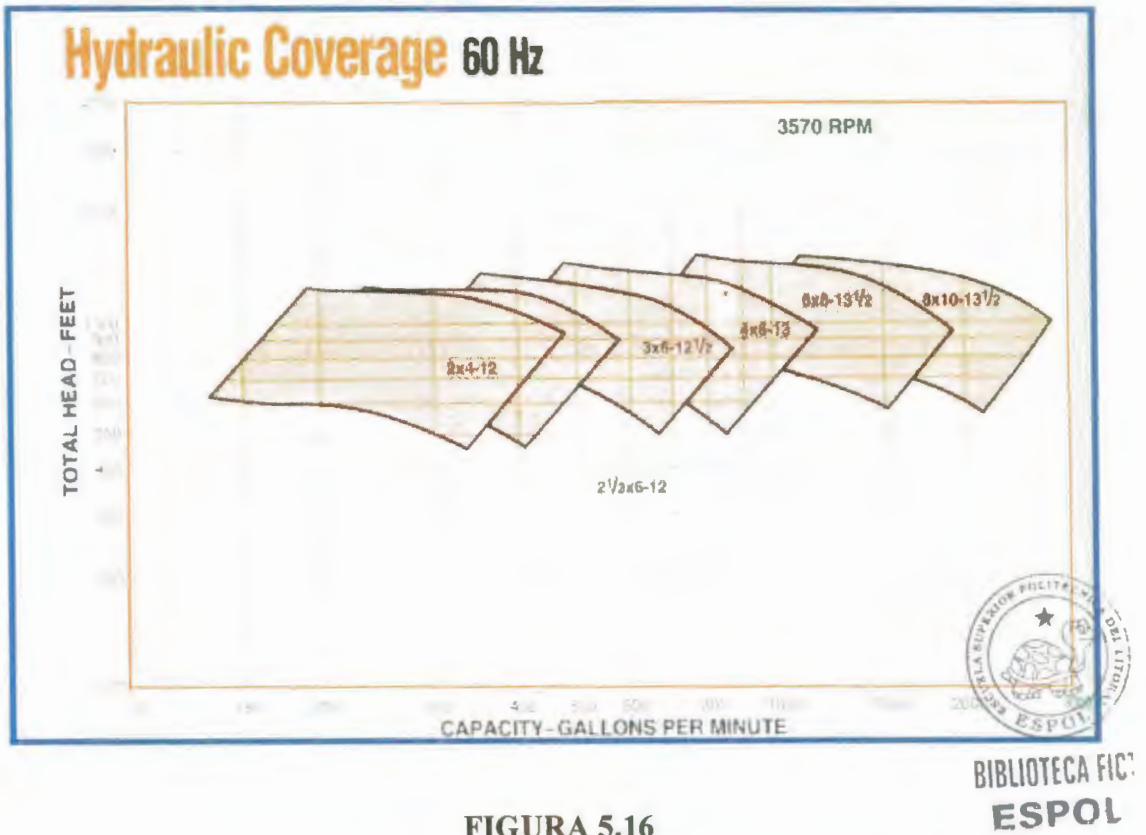


FIGURA 5.16

CURVA DE PERFORMANCE MODELO 3640

La curva de la bomba seleccionada se presenta en la **figura 5.17**, con las siguientes características:

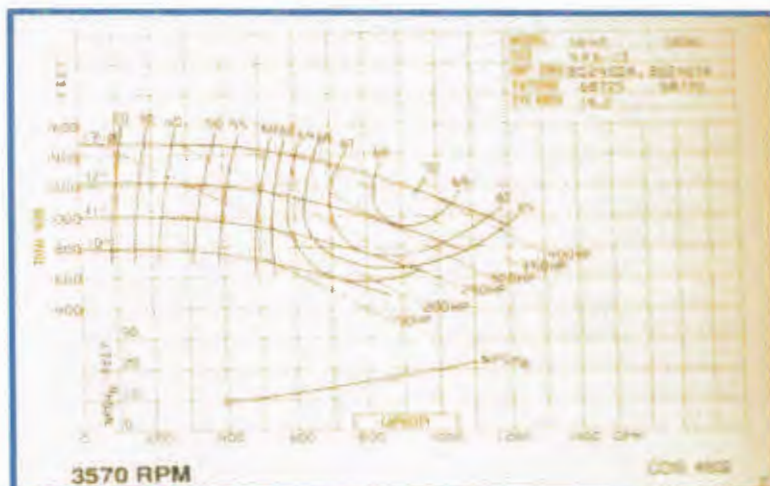


FIGURA 5.17

CURVA CARACTERISTICA DE LA BOMBA TIPO 4*6-13

Modelo:	3640	
Tipo:	4*6-13	
Frecuencia:	60	Hz
N:	3570	RPM
Φ succión:	6	in
Φ descarga:	4	in
Φ impulsor:	13	in
NPSH _R :	18	ft
Eficiencia:	69.5	%
Potencia:	400	HP



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Determinación de la Cabeza Neta de Succión Disponible (N.P.S.H_A)

$$N.P.S.H_A = P_S + H_1 - (V_P + H_f)$$

$P_S =$	14.70 psi	33.96 ft
$H_1 =$	8.00 ft	
$V_P =$	2.50 ft	
$H_f =$	5.00 psi	13.08 ft
N.P.S.H _A	26.38 ft	

De donde:

$$N.P.S.H_A > N.P.S.H_R$$

La bomba seleccionada es la correcta

Para un diámetro de 12 in, se tiene:

$$Q_B = 30000 \text{ bbl/d} = 875.00 \text{ GPM}$$

$$H_T = 641.53 \text{ ft}$$

El panel de curvas se presenta en la **figura 5.18**, cuyas características son:

Modelo: 3700

N: 3550 RPM



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

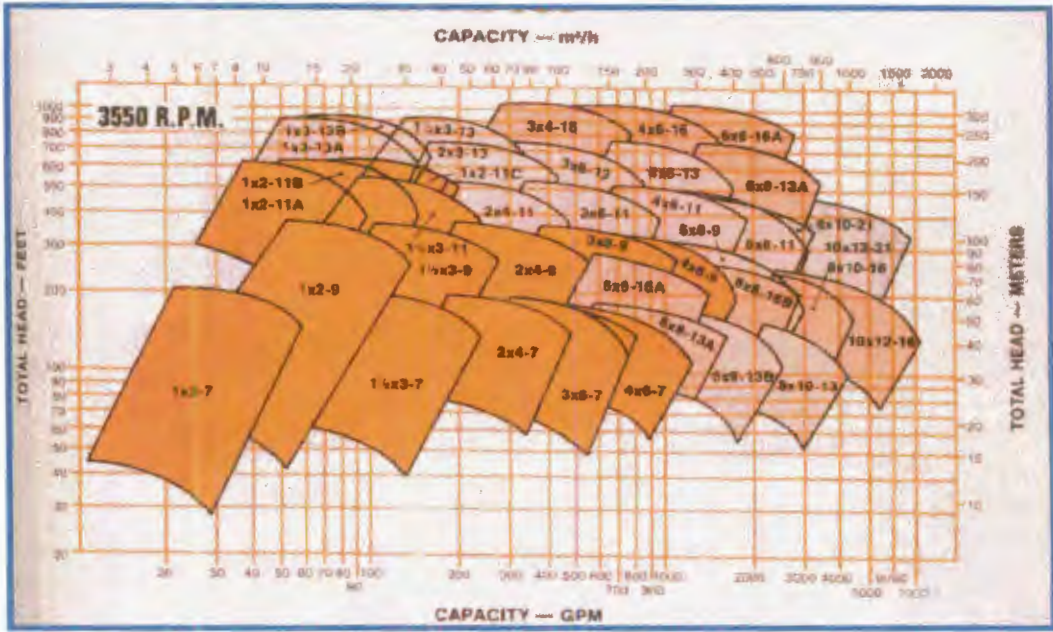


FIGURA 5.18

CURVA DE PERFORMANCE MODELO 3700

La curva de la bomba seleccionada se presenta en la figura 5.19, con las siguientes características:

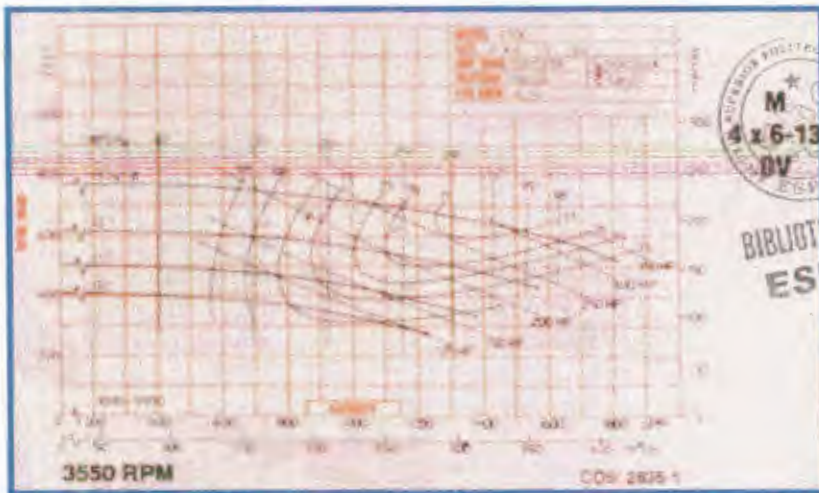


FIGURA 5.19

CURVA CARACTERISTICA DE LA BOMBA TIPO 4*6-13DV

Modelo:	3700	
Tipo:	4*6-13 DV	
Frecuencia:	60	Hz
N:	3550	RPM
Φsucción:	6	in
Φdescarga:	4	in
Φimpulsor:	13	in
NPSH _R :	18	ft
Eficiencia:	72	%
Potencia:	200	HP



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

Determinación de la Cabeza Neta de Succión Disponible (N.P.S.H_A)

$$N.P.S.H_A = P_S + H_1 - (V_P + H_f)$$

P _S =	14.70 psi	33.96 ft
H ₁ =	8.00 ft	
V _P =	2.50 ft	
H _f	5.00 psi	13.08 ft
N.P.S.H _A	26.38 ft	

De donde:

$$N.P.S.H_A > N.P.S.H_R$$

La bomba seleccionada es la correcta.

Para un diámetro de 14 in, se tiene:

Q = 30000 bbl/d =	875.00	GPM
H _T =	405.86	ft

El panel de curvas se presenta en la **figura 5.18**, cuyas características son:

Modelo: 3700

N: 3550 RPM

La curva de la bomba seleccionada se presenta en la **figura 5.20**, con las siguientes características:

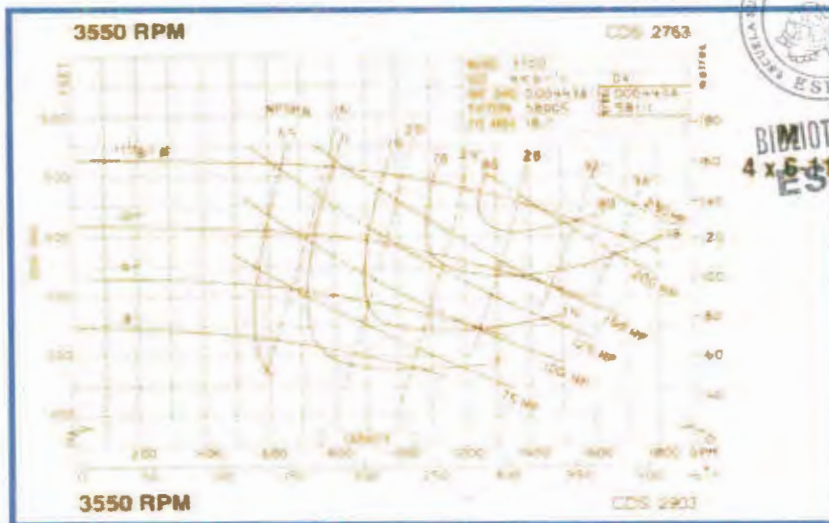


FIGURA 5.20

CURVA CARACTERISTICA DE LA BOMBA TIPO 4*6-11

Modelo:	3700	
Tipo:	4*6-11	
Frecuencia:	60	Hz
N:	3550	RPM
Φ succión:	6	in
Φ descarga:	4	in
Φ impulsor:	11	in
NPSH _R :	20	ft
Eficiencia:	76	%
Potencia:	125	HP



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Determinación de la cabeza neta de succión disponible (N.P.S.H_A)

$$N.P.S.H_A = P_S + H_1 - (V_P + H_f)$$

$P_S =$	14.70 psi	33.96 ft
$H_1 =$	8.00 ft	
$V_P =$	2.50 ft	
$H_f =$	4.00 psi	10.46 ft
N.P.S.H _A	28.99 ft	

De donde:

$$N.P.S.H_A > N.P.S.H_R$$

La bomba seleccionada es la correcta.

SELECCIÓN DEL OLEODUCTO PAÑACocha-SHUSHUFINDI

La selección del oleoducto se determinará bajo criterios técnicos y, económicos presentados en la **tabla # 62** y **figura 5.21**.

TABLA # 62
COSTOS POR TUBERÍA Y EQUIPO DE BOMBEO

DIAMETRO in	COSTO TUBERIA		EQUIPO DE BOMBEO	COSTO TOTAL POR TUBERIA
	C. UNITARIO	C. TOTAL	C. TOTAL	
10	15.73	3696550.0	400000.0	4096550.0
12	20.57	4833950.0	200000.0	5033950.0
14	27.34	6424900.0	125000.0	6549900.0

Tomando en consideración que técnicamente la caída de presión y potencia requerida por la bomba es alta en una tubería de 10 pulgadas (ver figura 5.21), y analizando la parte económica por diámetro de tubería, el cual es muy costoso para una tubería de 14 pulgadas, se selecciona una tubería de 12 pulgadas para el oleoducto principal.

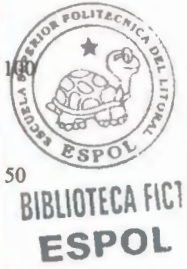
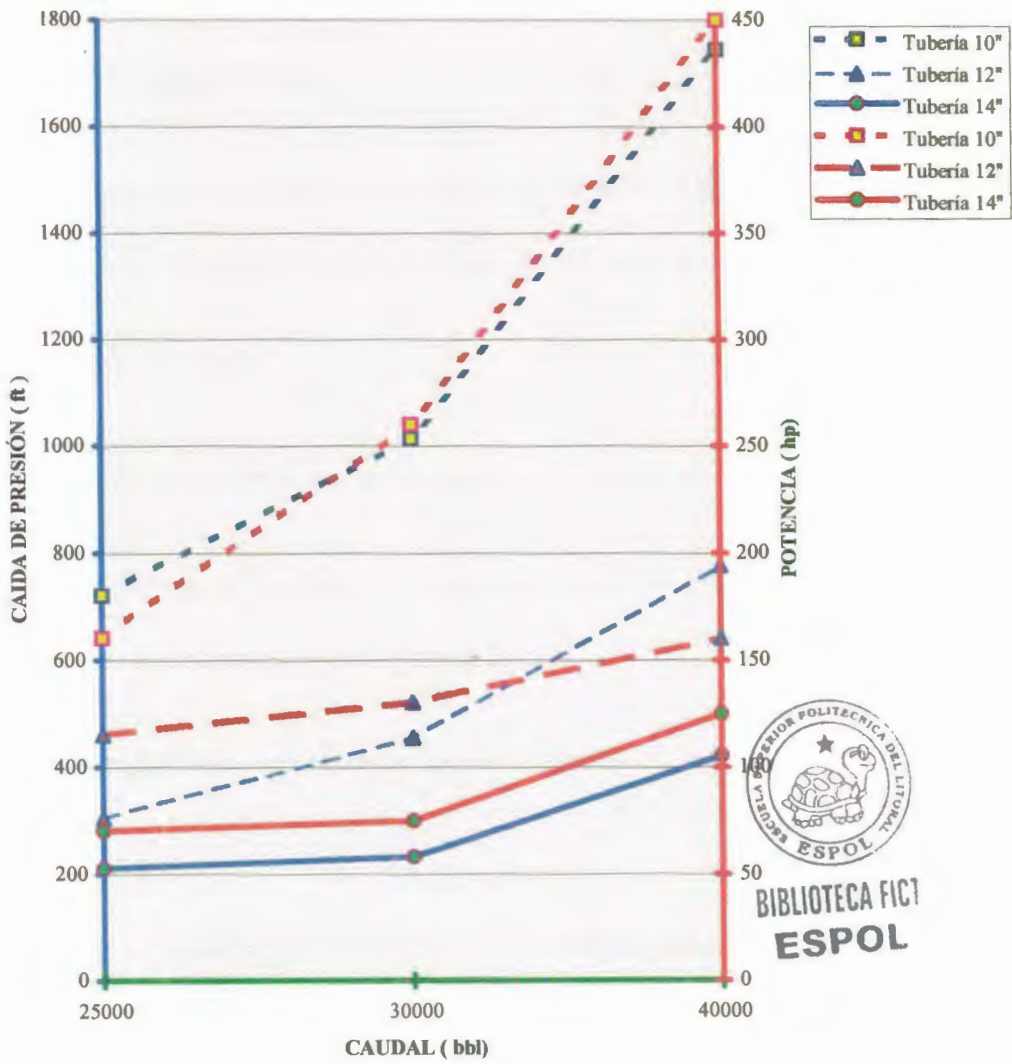


FIGURA 5.21

CURVAS DE LA CAIDA DE PRESION Y POTENCIA VS. CAUDAL

SELECCIÓN DE LA BOMBA DE OLEODUCTO SECUNDARIO

CONSIDERACIONES

Se bombeará una producción diaria de 8000 b/d. La bomba trabajará 12 horas diarias, por lo tanto, su capacidad de bombeo será de 16000b/d.

$$Q_B = 16000 \text{ b/d}$$

Determinación de la caída de presión en la tubería (H_f)

H_f se determina mediante la curva de caída de presión/100 ft de tubería vs. caudal, que se muestra en la **figura 5.15**

En la **tabla # 63**, se presentan los resultados de H_f para distintos caudales:

TABLA # 63

CAIDA DE PRESION EN TUBERIA DE 10"

Q (bbl/d)	Ø (in)	H_f (psi/100 ft)	H_p (psi)	H_T (ft)
15000	10	0.050	40.08	98.5
20000	10	0.085	68.14	167.4
25000	10	0.130	104.21	256.1

Cálculo de H_T para un caudal de 20000 bbl/d

$$H_T = H_D - H_S + H_f (1 + 10\%_{\text{accesorios}})$$

$H_f =$	167.45	ft
---------	--------	----

10% $H_f =$	16.74	ft
-------------	-------	----

$H_D = h_2 =$	120.00	ft
---------------	--------	----

$H_S = h_1 =$	8.00	ft
---------------	------	----

$H_T =$	296.19	ft
---------	--------	----

Selección de la bomba de transferencia.

Con los datos de caudal en GPM y de carga total (H_T) en ft, entrar a las curvas de performance para bombas GOULDS (20).

$Q =$	20000 bbl/d	730	GPM
-------	-------------	-----	-----

$H_T =$	296.19	ft
---------	--------	----

El panel de curvas se presenta en la **figura 5.18**, cuyas características son:

Modelo: 3700

N: 3550 RPM



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

La curva de la bomba seleccionada se presenta en la **figura 5.22**, con las siguientes características:

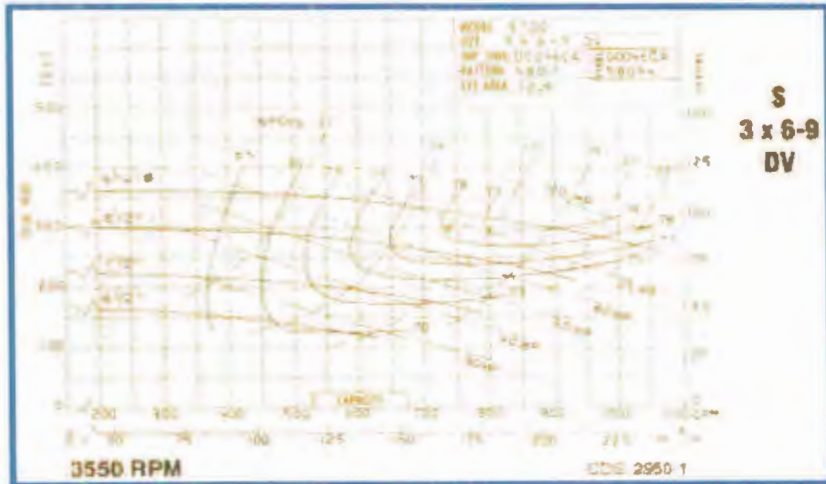


FIGURA 5.22

CURVA CARACTERISTICA DE LA BOMBA TIPO 3*6-9DV

Modelo:	3700
Tamaño:	3*6-9DV
Frecuencia:	60 Hz
N:	3550 RPM
Φ Succión	6 in
Φ Descarga	3 in
Φ Impulsor	9 in
N.P.S.H _R	15.5 ft
Eficiencia	78 %
Potencia	75 HP



Determinación de la cabeza neta de succión disponible (N.P.S.H_A)

$$N.P.S.H_A = P_S + H_1 - (V_P + H_f)$$

$P_S =$	14.70	psi		33.96	ft
$H_1 =$	8.00	ft			
$V_P =$	1.00	ft			
$H_f =$	5.00	psi		13.08	ft
N.P.S.H _A =					
	27.88				

De donde:

$$N.P.S.H_A > N.P.S.H_R$$

La bomba seleccionada es la correcta

SELECCIÓN DEL OLEODUCTO SECUNDARIO

De acuerdo a los criterios utilizados en el análisis para la selección del oleoducto principal, es conveniente utilizar una tubería de 10 pulgadas.



BIBLIOTECA FIC:
ESPOL

CAPITULO VI

COSTOS DEL PROYECTO

Generalidades

Los costos de inversión se dividen en : inversiones de exploración , desarrollo y de producción ; algunos de estos costos están detallados por Rivadeneira y Cilio (1).

En este capítulo los costos se dan de acuerdo con los tamaños y requerimiento de equipos ya calculados para ambos campos, estos son actuales e incluyen su instalación.

Costos de Equipos y accesorios

Los costos del proyecto son los implicados en el desarrollo de las Estaciones de Producción de los Campos Pañacocha y Yuturi (ver **tablas 64 y 65**), de las líneas de los pozos a las respectivas estaciones (ver **tablas 66 y 67**), los oleoductos principal, secundario, y los respectivos tanques de oleoducto (ver **tablas 68 y 69**).



TABLA # 64

COSTOS DE LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN PAÑACUCHA

EQUIPOS	CANT.	COSTO UNITARIO (\$)	COSTO TOTAL (\$)
1.- TANQUES DE PRODUCCION			
Tanque de lavado de 18130 Bbl	2	520,000.00	1,040,000.00
Tanque de estabilización 12600 Bbl	2	400,000.00	800,000.00
2.- SEPARADORES			
Separador de prueba de 5000 Bbl/d	1	60,000.00	60,000.00
Separadores de producción de 8100 bbl/d	2	95,000.00	190,000.00
3.- MULTIPLES			
Múltiple de prueba y producción	3	45,000.00	135,000.00
4.- CONTADORES DE FLUJO	2	60,000.00	120,000.00
5.- BOTA DE GAS	1	70,000.00	70,000.00
6.- MECHERO	1	20,000.00	20,000.00
7.- TANQUES Y BOMBA ADICIONALES			
Tanque de combustible de 600 bbl y bomba	1	40,000.00	40,000.00
Tanque de agua de 600 bbl y bomba	1	40,000.00	40,000.00
Tanques y bombas de inyección de químicos	1	25,000.00	25,000.00
8.- BOMBAS			
Bombas de transferencia	2	115,000.00	230,000.00
Bombas buster	2	4,000.00	8,000.00
Bombas centrífuga	2	2,000.00	4,000.00
9.- ENERGIA ELECTRICA			
Generadores	3	80,000.00	240,000.00
Luminaria e instalación, mat, elect.	8	1,000.00	8,000.00
Tableros de control	3	30,000.00	90,000.00
10.- SISTEMA DE CALENTAMIENTO			
Heater Treater	1	275,000.00	275,000.00
11.- LEVANTAMIENTO ARTIFICIAL			
Bombas	4	120,000.00	480,000.00
Manifold y válvulas	3	60,000.00	180,000.00
Tuberías e instalación	1	450,000.00	450,000.00
Sistema de subsuelo e instalación por pozo	9	80,000.00	720,000.00
12.- TANQUE DE OLEODUCTO			
Tanque de 28800 bbl	1	750,000.00	750,000.00
13.- SISTEMA CONTRA INCENDIO	1	60,000.00	60,000.00
14.- MOVIMIENTO DE TIERRAS	1	100,000.00	100,000.00
15.- CONTINGENCIAS 10%			613,500.00
TOTAL			\$ 6,748,500.00

BIBLIOTECA FICTICIA
ESPOL

TABLA # 65

COSTOS DE LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN YUTURI

EQUIPOS	CANT.	COSTO UNITARIO (S)	COSTO TOTAL (S)
1.- TANQUES DE PRODUCCION			
Tanque de lavado de 24700 bbl	2	650,000.00	1,300,000.00
Tanque de estabilización 18130 bbl	2	520,000.00	1,040,000.00
2.- SEPARADORES			
Separador de prueba de 5000 B/D	1	60,000.00	60,000.00
Separadores de producción de 12000 B/D	2	115,000.00	230,000.00
3.- MULTIPLES			
Multiple de prueba y producción	3	90,000.00	270,000.00
4.- CONTADORES DE FLUJO	2	60,000.00	120,000.00
5.- BOTA DE GAS	1	100,000.00	100,000.00
6.- MECHERO	1	20,000.00	20,000.00
7.- TANQUES Y BOMBA ADICIONALES			
Tanque de combustible de 600 bbl y bomba	1	40,000.00	40,000.00
Tanque de agua de 600 bbl y bomba	1	40,000.00	40,000.00
Tanques y bombas de inyección de quimicos	1	25,000.00	25,000.00
8.- BOMBAS			
Bombas de transferencia	2	135,000.00	270,000.00
Bombas buster	2	4,000.00	8,000.00
Bombas centrífuga	2	2,000.00	4,000.00
9.- ENERGIA ELECTRICA			
Generadores	3	100,000.00	300,000.00
Luminaria e instalación, mat, elect.	8	1,000.00	8,000.00
Tableros de control	3	40,000.00	120,000.00
10.- SISTEMA DE CALENTAMIENTO	1	310,000.00	310,000.00
11.- LEVANTAMIENTO ARTIFICIAL			
Bombas	6	120,000.00	720,000.00
Manifold y válvulas	3	100,000.00	300,000.00
Tuberías e instalación	1	620,000.00	620,000.00
Sistema de subsuelo e instalación por pozo	21	80,000.00	1,680,000.00
12.- SISTEMA CONTRA INCENDIO	1	60,000.00	60,000.00
13.- MOVIMIENTO DE TIERRAS	1	100,000.00	100,000.00
14.- CONTINGENCIAS 10%			774,500.00
TOTAL		\$	8,519,500.00

TABLA # 66

**COSTOS DE LÍNEAS DE LOS POZOS A ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN
PAÑACUCHA**

EQUIPOS Y MATERIALES	UNIDAD	CANT.	COSTO UNITARIO (B)	COSTO TOTAL (S)
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS (1.4 km./pozo) * 9 pozos	km.	12.60	20,000.00	252,000.00
2.- LINEAS DE FLUJO				
Línea de 4" (1.4 km/pozo * 9 pozos)	m	12,600.00	18.00	226,800.00
Tendido sobre bloques y marcos H.				
* En superficie (1.2 km. * 9 pozos)	m	10,800.00	30.00	324,000.00
* Bajo tierra 1.8 km.	m	1,800.00	100.00	180,000.00
Marcos H y bloques				
* 60 marcos/km. * 1,4 km. * 9 pozos	marcos	756.00	200.00	151,200.00
* 100 bloques/km. * 1,4 km. * 9 pozos	bloques	1,260.00	10.00	12,600.00
Válvulas y conexiones				
Pruebas hidrostáticas				
3.- CONTINGENCIAS (10%)				
TOTAL			\$	1,335,510.00



121 BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 67

COSTOS DE LÍNEAS DE LOS POZOS A ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN

YUTIRI

EQUIPOS Y MATERIALES	UNIDAD	CANT.	COSTO UNITARIO (S)	COSTO TOTAL (S)
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS (2,8 km./pozo) * 21 pozos	km.	58.80	20,000.00	1,176,000.00
2.- LINEAS DE FLUJO				
Línea de 4" (2,8 km/pozo * 21 pozos)	m	58,800.00	18.00	1,058,400.00
Tendido sobre bloques y marcos H.				
* En superficie (2,6 km. * 21 pozos)	m	54,600.00	30.00	1,638,000.00
* Bajo tierra 4,2 km.	m	4,200.00	100.00	420,000.00
Marcos H y bloques				
* 60 marcos/km: * 2,8 km. * 21 pozos	marcos	2,800.00	200.00	560,000.00
* 100 bloques/km. * 2,8 km. * 21 pozos	bloques	5,500.00	10.00	55,000.00
Válvulas y conexiones				
Pruebas hidrostáticas				
3.- CONTINGENCIAS (10%)				506,490.00
TOTAL			\$	5,571,390.00



506,490.00
BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 68

COSTOS DEL OLEODUCTO SECUNDARIO YUTURI-PAÑACOCCHA

EQUIPOS Y MATERIALES	UNIDAD	CANT.	COSTO UNITARIO (5)	COSTO TOTAL (8)
1.- MOVIMIENTO DE TIERRA (1.4 km./pozo) * 9 pozos	km.	12.60	20,000.00	252,000.00
2.- LINEAS DE FLUJO				
Línea de 4" (1.4 km./pozo * 9 pozos)	m	12,600.00	18.00	226,800.00
Tendido sobre bloques y marcos H.				
* En superficie (1.2 km. * 9 pozos)	m	10,800.00	30.00	324,000.00
* Bajo tierra 1.8 km.	m	1,800.00	100.00	180,000.00
Marcos H y bloques				
* 60 marcos/km. * 1,4 km. * 9 pozos	marcos	756.00	200.00	151,200.00
* 100 bloques/km. * 1,4 km. * 9 pozos	bloques	1,260.00	10.00	12,600.00
Válvulas y conexiones				45,000.00
Pruebas hidrostáticas				22,500.00
3.- CONTINGENCIAS (10%)				112,500.00
TOTAL			\$	1,335,510.00



BIBLIOTECA FICTICIA
ESPOL

TABLA # 70
COSTOS TOTALES DEL PROYECTO

DETALLE	COSTO \$
COSTOS DE LA ESTACION DE PRODUCCION YUTURI	8,519,500
COSTOS DE ESTACION DE PRODUCCION PAÑACOA	6,748,500
COSTOS DE LINEAS DE LOS POZOS A LA ESTACION PAÑACOA	1,335,510
COSTOS DE LINEAS DE LOS POZOS A LA ESTACION YUTURI	5,571,390
COSTOS ESTIMADOS DEL OLEODUCTO SECUNDARIO	6,283,736
COSTOS ESTIMADOS DEL OLEODUCTO PRINCIPAL	14,384,150
TOTAL COSTO DEL PROYECTO	42,842,786

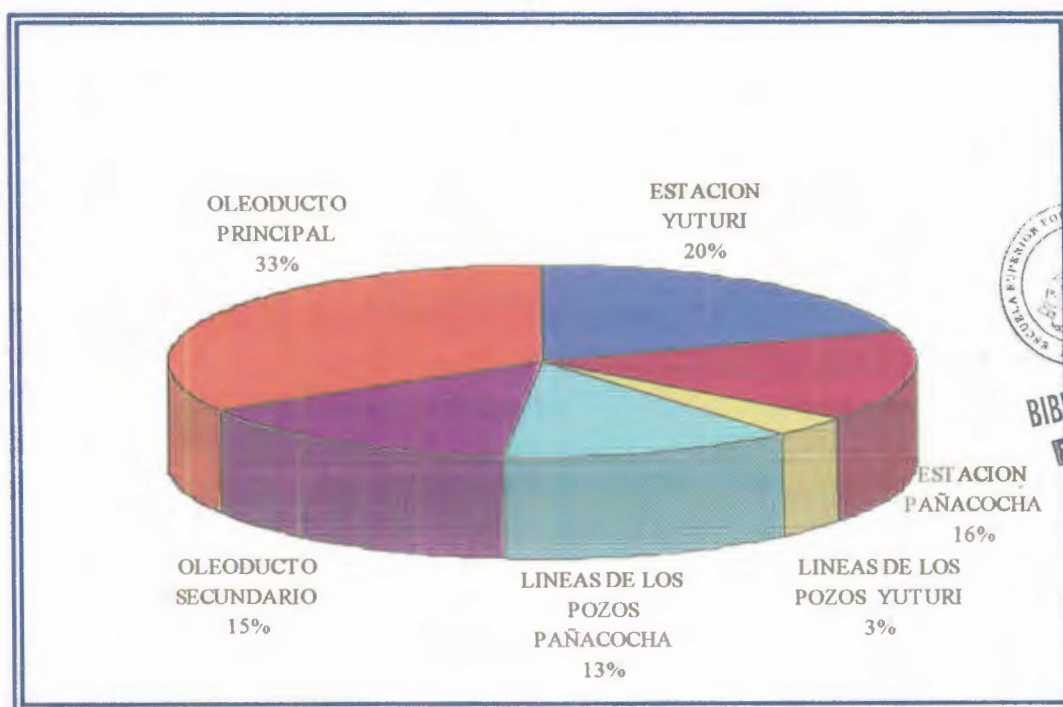


FIGURA # 6.1

COSTOS EN PORCENTAJES

CAPITULO VII

PLANOS Y DIAGRAMAS DE FLUJO DE LAS ESTACIONES DE PRODUCCIÓN

Todos los procesos y los planos de las locaciones han sido diseñados de acuerdo a las normas correspondientes en cada caso, estos son mostrados en diagramas en forma didáctica y con la instrumentación mas importante en cada proceso , para el seguimiento de este proceso se ha hecho también el detalle de símbolos de diagramas y planos , instrumentación , listas de equipos , líneas y los diagramas siguientes:

Diagrama de flujo - Separadores - Pañacocha

Diagrama de flujo - Tanques - Pañacocha

Diagrama de proceso - Pañacocha

Locación - Pañacocha

Distribución de equipos - Pañacocha

Diagrama de flujo - Separadores - Yuturi

Diagrama de flujo - Tanques - Yuturi

Diagrama de proceso - Yuturi

Locación - Yuturi

Distribución de equipos - Yuturi

Muros de contención

Facilidades de Almacenamiento y Oleoductos

INSTRUMENTOS

LC	Control de nivel
ESV	Válvula automática para emergencias
PC	Control de Presión
NC	Normalmente cerrado



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

SÍMBOLOS PARA DIAGRAMAS Y PLANOS

	LÍNEA DE SUMINISTRO		BOMBA
	LÍNEA DE ABASTECIMIENTO		BOMBA
	LÍNEA DE ABASTECIMIENTO		BOMBA
	LÍNEA DE CONTROL		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA
	VALVULA DE MANTENIMIENTO		BOMBA



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

	SENSOR DE DIFERENÇAS DE PRESSÃO		DIFERENÇAS DE PRESSÃO
	VALVULA DE CONTROLE		VALVULA DE CONTROLE
	VALVULA PNEUMÁTICA		VALVULA PNEUMÁTICA
	VALVULA MANUAL		VALVULA MANUAL
	VALVULA SOLENOIDE		VALVULA SOLENOIDE
	VALVULA DE CONTROLE COM ATUADOR		VALVULA DE CONTROLE COM ATUADOR
	VALVULA MANUAL COM ATUADOR		VALVULA MANUAL COM ATUADOR
	VALVULA SOLENOIDE COM ATUADOR		VALVULA SOLENOIDE COM ATUADOR
	VALVULA DE CONTROLE COM ATUADOR E FEEDBACK		VALVULA DE CONTROLE COM ATUADOR E FEEDBACK
	VALVULA SOLENOIDE COM ATUADOR E FEEDBACK		VALVULA SOLENOIDE COM ATUADOR E FEEDBACK
	VALVULA DE CONTROLE COM ATUADOR E FEEDBACK E MANOBRAMENTO MANTENEDOR		VALVULA DE CONTROLE COM ATUADOR E FEEDBACK E MANOBRAMENTO MANTENEDOR
	VALVULA SOLENOIDE COM ATUADOR E FEEDBACK E MANOBRAMENTO MANTENEDOR		VALVULA SOLENOIDE COM ATUADOR E FEEDBACK E MANOBRAMENTO MANTENEDOR



BIBLIOTECA FICT ESPOL

- 19 Bombas de transferencia de diesel
- 20 Tanque de diesel
- 21 Equipos para levantamiento artificial
- 22 Estacionamiento

- **Lista de líneas**

1. Tuberías para crudo del múltiple al separador de producción
2. Tubería de petróleo del separador de producción a la bota de gas
3. Tubería de petróleo y agua del separador de producción al tanque T-105
4. Tubería para gas del separador de producción al mechero
5. Tuberías para crudo del múltiple al separador de prueba
6. Tubería de petróleo y agua del separador de prueba la línea 3
7. Tubería de petróleo del separador de prueba a la bota de gas
8. Tubería para gas del separador de prueba al mechero
9. Tubería de petróleo del tanque de lavado al de estabilización
10. Tubería de petróleo del tanque de estabilización a la línea 12 al tanque
11. Tubería de petróleo del tanque de lavado a la línea 12, con válvula NC
12. Tubería desde las líneas 10 y 11 al tanque para oleoducto T-106
13. Tubería desde los tanques de estabilización y lavado a venteo
14. Tubería para el agua de los tanques de lavado la línea 15 del tanque T105



TABLA # 68

COSTOS DEL OLEODUCTO SECUNDARIO YUTURI-PAÑACOCCHA

EQUIPOS Y MATERIALES	UNIDAD	CANT.	COSTO UNITARIO (S)	COSTO TOTAL (S)
1.- MOVIMIENTO DE TIERRA (1.4 km./pozo) * 9 pozos	km.	12.60	20,000.00	252,000.00
2.- LINEAS DE FLUJO				
Línea de 4" (1.4 km/pozo * 9 pozos)	m	12,600.00	18.00	226,800.00
Tendido sobre bloques y marcos H.				
* En superficie (1.2 km. * 9 pozos)	m	10,800.00	30.00	324,000.00
* Bajo tierra 1.8 km.	m	1,800.00	100.00	180,000.00
Marcos H y bloques				
* 60 marcos/km. * 1,4 km. * 9 pozos	marcos	756.00	200.00	151,200.00
* 100 bloques/km. * 1,4 km. * 9 pozos	bloques	1,260.00	10.00	12,600.00
Válvulas y conexiones				45,000.00
Pruebas hidrostáticas				22,500.00
3.- CONTINGENCIAS (10%)				133,510.00
TOTAL			\$	1,335,510.00



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

TABLA # 69
COSTOS DEL OLEODUCTO PRINCIPAL
PAÑACOCCHA-SHUSHUFINDI

EQUIPOS Y MATERIALES	UNIDAD	CANT.	COSTO UNITARIO (\$)	COSTO TOTAL (\$)
1.- MOVIMIENTO DE TIERRAS De Pañacocha a Shushufindi	km.	71.00	20,000.00	1,420,000.00
2.- TUBERIA Línea de 12" de Pañacocha a Shushufindi	mts.	71,000.00	68.00	4,828,000.00
3.- BLOQUES Y MARCOS H Bloques (71 km*100 bloq./km.) Marcos H (71km*60 marcos/km)	bloq. marcos	7,100.00 4,260.00	10.00 200.00	71,000.00 852,000.00
4.- TENDIDO DE LINEAS En superficie sobre marcos y bloques	mts.	71,000.00	40.00	2,840,000.00
5.- PUENTES DE OLEODUCTO Puentes para quebradas	c/u	10.00	50,000.00	500,000.00
6.- VARIOS Trampas de raspador (entrada/salida)	c/u	2.00	40,000.00	80,000.00
Prueba hidrostática	c/u	1.00	35,500.00	35,500.00
Medidores de flujo (sistema)		1.00	100,000.00	100,000.00
Indemnización por terrenos ocupados		1.00	750,000.00	750,000.00
7.- TANQUE PARA OLEODUCTO Tanque en Shushufindi (37600 bbl)	c/u	2.00	800,000.00	1,600,000.00
8.- CONTINGENCIAS				1,307,650.00
TOTAL			\$	14,384,150.00

Todos los costos anteriormente mencionados están agrupados en una tabla para saber valor total del proyecto (ver **tabla # 70**), también se hace una división en porcentaje de los costos (ver **figura # 6.1**).

TABLA # 70
COSTOS TOTALES DEL PROYECTO

DETALLE	COSTO \$
COSTOS DE LA ESTACION DE PRODUCCION YUTURI	8,519,500
COSTOS DE ESTACION DE PRODUCCION PAÑACOCKA	6,748,500
COSTOS DE LINEAS DE LOS POZOS A LA ESTACION PAÑACOCKA	1,335,510
COSTOS DE LINEAS DE LOS POZOS A LA ESTACION YUTURI	5,571,390
COSTOS ESTIMADOS DEL OLEODUCTO SECUNDARIO	6,283,736
COSTOS ESTIMADOS DEL OLEODUCTO PRINCIPAL	14,384,150
TOTAL COSTO DEL PROYECTO	42,842,786

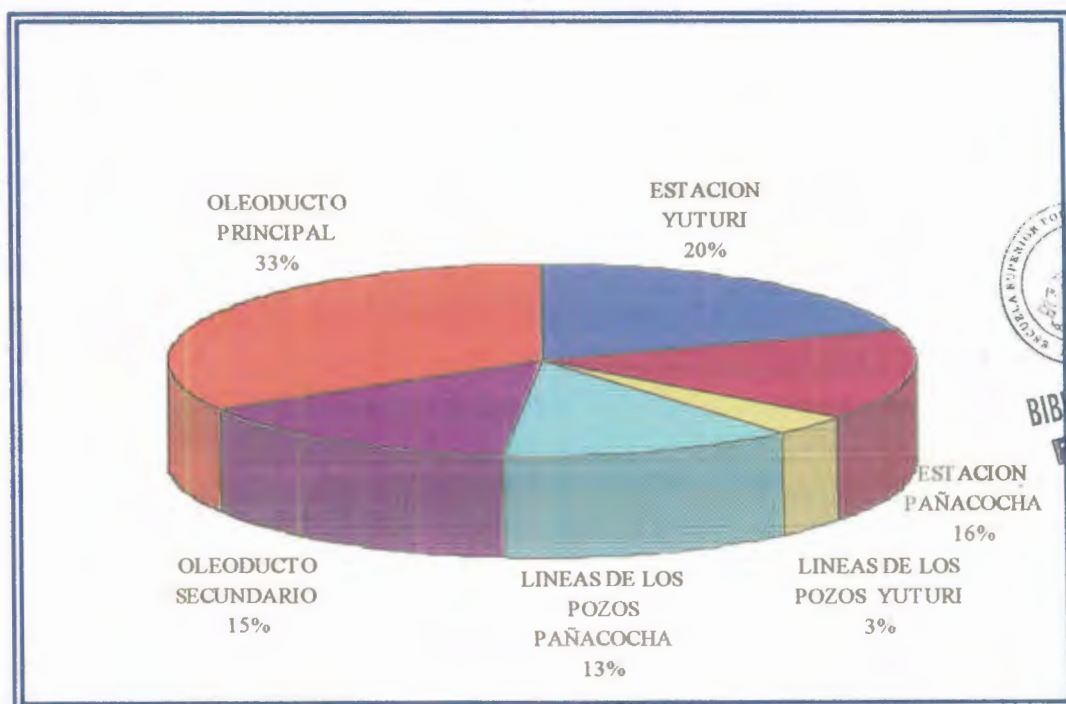


FIGURA # 6.1

COSTOS EN PORCENTAJES



**BIBLIOTECA FICTICIA
DEL TERCER SEMESTRE
ESPOL**

CAPITULO VII

PLANOS Y DIAGRAMAS DE FLUJO DE LAS ESTACIONES DE PRODUCCIÓN

Todos los procesos y los planos de las locaciones han sido diseñados de acuerdo a las normas correspondientes en cada caso, estos son mostrados en diagramas en forma didáctica y con la instrumentación mas importante en cada proceso , para el seguimiento de este proceso se ha hecho también el detalle de símbolos de diagramas y planos , instrumentación , listas de equipos , líneas y los diagramas siguientes:

Diagrama de flujo - Separadores - Pañacochoa

Diagrama de flujo - Tanques - Pañacochoa

Diagrama de proceso - Pañacochoa

Locación - Pañacochoa

Distribución de equipos - Pañacochoa

Diagrama de flujo - Separadores - Yuturi

Diagrama de flujo - Tanques - Yuturi

Diagrama de proceso - Yuturi

Locación - Yuturi

Distribución de equipos - Yuturi

Muros de contención

Facilidades de Almacenamiento y Oleoductos

INSTRUMENTOS

LC	Control de nivel
ESV	Válvula automática para emergencias
PC	Control de Presión
NC	Normalmente cerrado



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

SÍMBOLOS PARA DIAGRAMAS Y PLANOS

	LÍNEA DE SUMINISTRO		BOMBA DE SUMINISTRO
	LÍNEA DE RETORNO		BOMBA DE RETORNO
	LÍNEA DE CONTROL		BOMBA DE CONTROL
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA
	VALVULA DE MARCHA		BOMBA DE VALVULA DE MARCHA



BIBLIOTECA FICT ESPOL

	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	INDUCTOR VARIABLE		TRANSFORMADOR VARIABLE
	CONDENSADOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE
	RESISTOR VARIABLE		CONDENSADOR VARIABLE



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

ESTACION PAÑACocha

- **Lista de Construcciones para equipos en la locación**

- 1 Tanques de crudo
- 2 Venteo
- 3 Equipos compresores y generadores
- 4 Bombas
- 5 Tanque de separación de petróleo-agua
- 6 Separadores
- 7 Lact Unit
- 8 Tanque de agua de formación
- 9 Separadores bifásicos
- 10 Equipo contra incendios
- 11 Bombas de Agua
- 12 Tanque de agua
- 13 Mechero
- 14 Múltiple
- 15 Químicos
- 16 Scraper lanncher
- 17 Guardianía
- 18 Oficinas

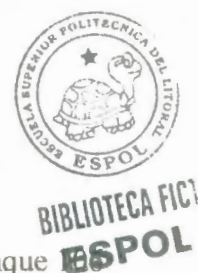


**BIBLIOTECA FIC
ESPOL**

- 19 Bombas de transferencia de diesel
- 20 Tanque de diesel
- 21 Equipos para levantamiento artificial
- 22 Estacionamiento

- **Lista de líneas**

1. Tuberías para crudo del múltiple al separador de producción
2. Tubería de petróleo del separador de producción a la bota de gas
3. Tubería de petróleo y agua del separador de producción al tanque T-105
4. Tubería para gas del separador de producción al mechero
5. Tuberías para crudo del múltiple al separador de prueba
6. Tubería de petróleo y agua del separador de prueba la línea 3
7. Tubería de petróleo del separador de prueba a la bota de gas
8. Tubería para gas del separador de prueba al mechero
9. Tubería de petróleo del tanque de lavado al de estabilización
10. Tubería de petróleo del tanque de estabilización a la línea 12 al tanque
11. Tubería de petróleo del tanque de lavado a la línea 12, con válvula NC
12. Tubería desde las líneas 10 y 11 al tanque para oleoducto T-106
13. Tubería desde los tanques de estabilización y lavado a venteo
14. Tubería para el agua de los tanques de lavado la línea 15 del tanque T105



15. Tubería de la línea 3 y 14 con válvula de control de regulación automática al tanque T-105
16. Tubería para fluido de reproceso desde el tanque T-105 a los separadores
17. Tubería para gas de la bota al mechero
18. Tubería para petróleo del los tanques de estabilización para uso de bombeo hidráulico

- **Lista de Equipos y Varios**

G-101	Generadores
G-102	Compresores
P-101	Bomba para reproceso
P-102	Bomba de oleoducto
P-103	Bomba de agua
P-104	Bomba de transferencia para diesel
S-101	Mechero
S-102	Venteo
T-101	Tanque de lavado
T-102	Tanque de lavado
T-103	Tanque de Estabilización
T-104	Tanque de Estabilización
T-105	Tanque de fluido de reproceso

BIBLIOTECA



UNIVERSIDAD
POLITECNICA
DE
SANTO DOMINGO



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

T-106	Tanque de almacenamiento para Oleoducto - Pañacocha
T-108	Tanque de diesel
T-109	Tanque de agua
T-110	Tanque de agua de formación
T-111	Tanque de almacenamiento para Oleoducto - Yuturi
V-101	Separador de Producción # 1
V-102	Separador de Producción # 2
V-103	Separador de Prueba
V-104	Bota de gas
V-105	Separador bifásico
Y-101	Múltiple de producción
Y-102	Equipos para inyección de químicos
Y-103	Lact Unit
Y-104	Trampa (Scrapper Lanncher)
Y-105	Equipos contra incendio (Espuma)
Y-106	Arrestador de llamas
Y-107	Arrestador de llamas
E-101	Oficinas
E-102	Guardiania
E-103	Estacionamiento



DIAGRAMA # 1

DIAGRAMA DE FLUJO - SEPARADORES - PAÑACUCHA

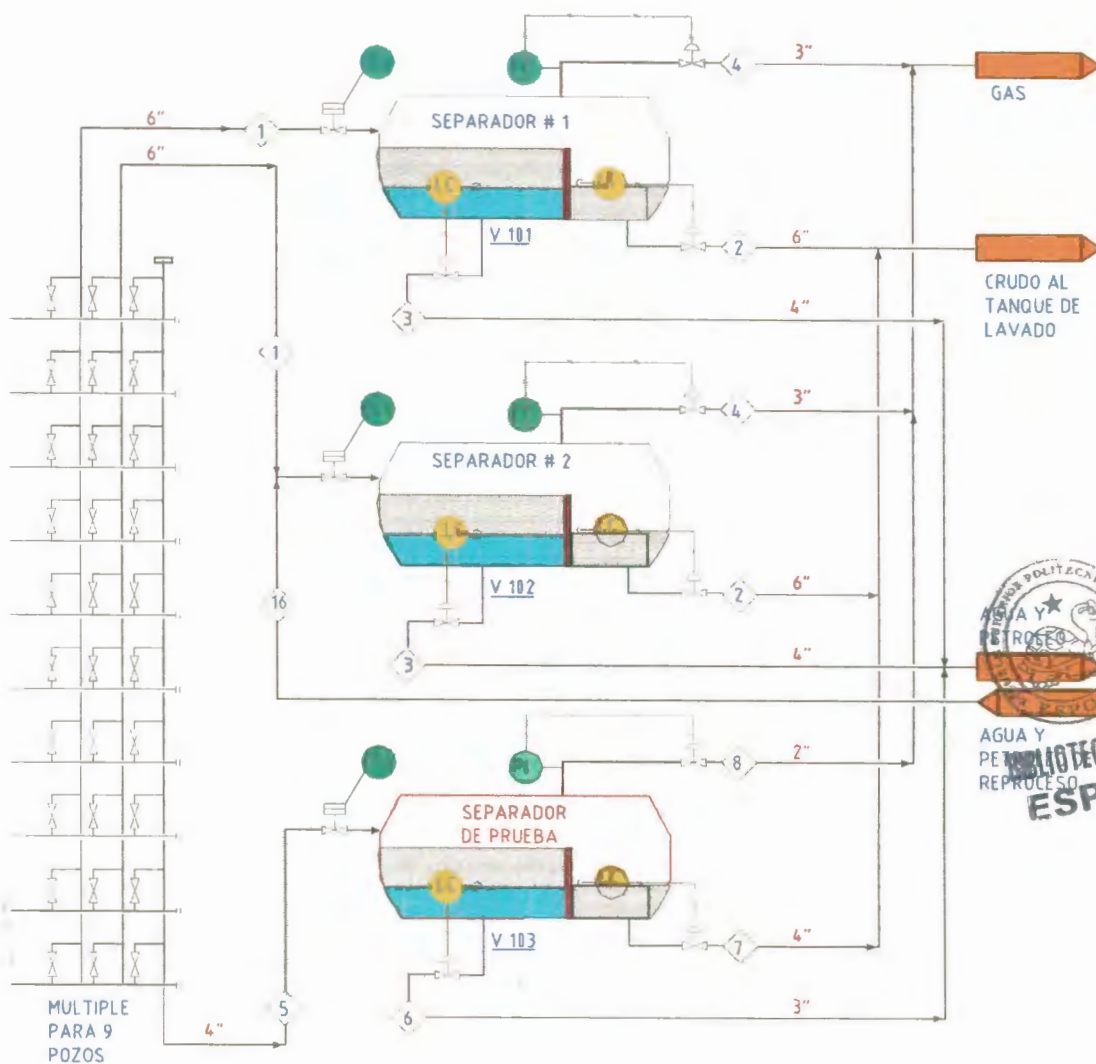


DIAGRAMA # 2

DIAGRAMA DE FLUJO - TANQUES - PAÑACOCOA

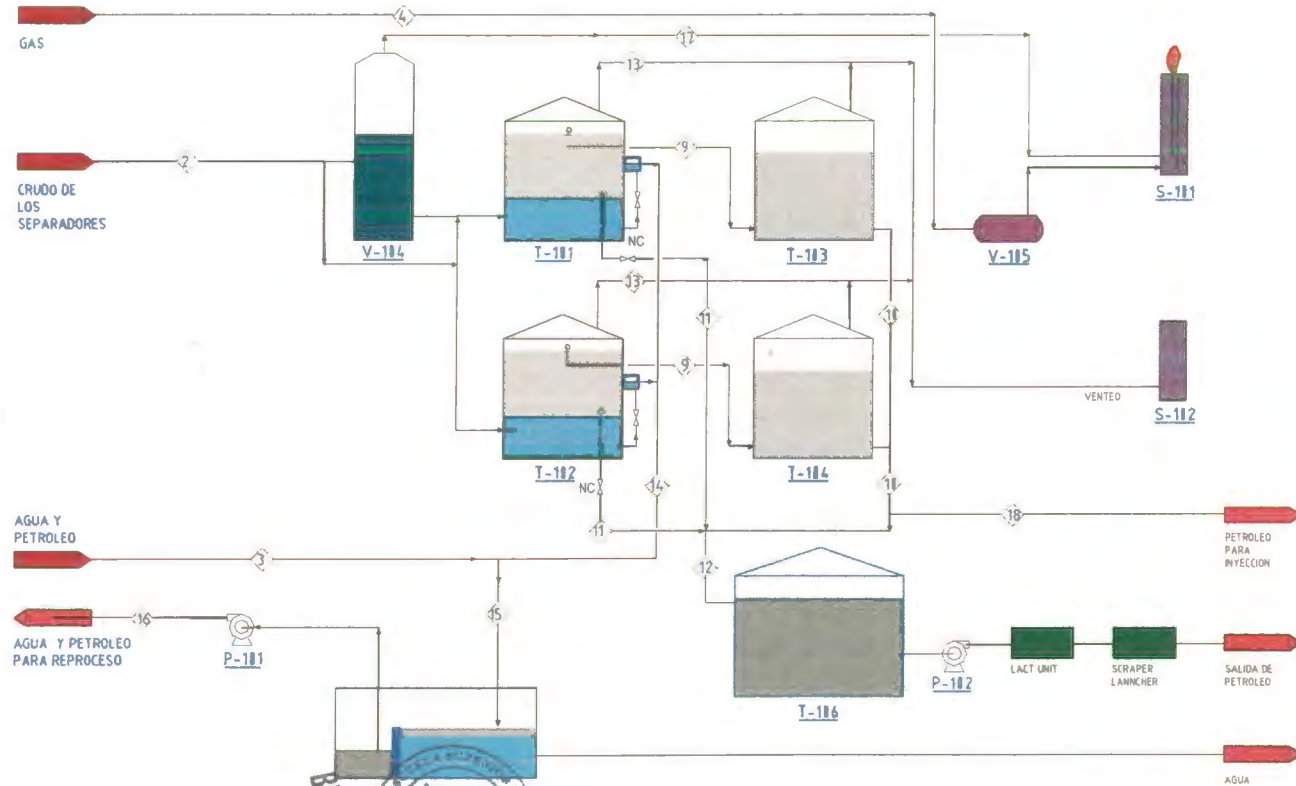


DIAGRAMA # 3

DIAGRAMA DE PROCESO - PAÑACOCHA

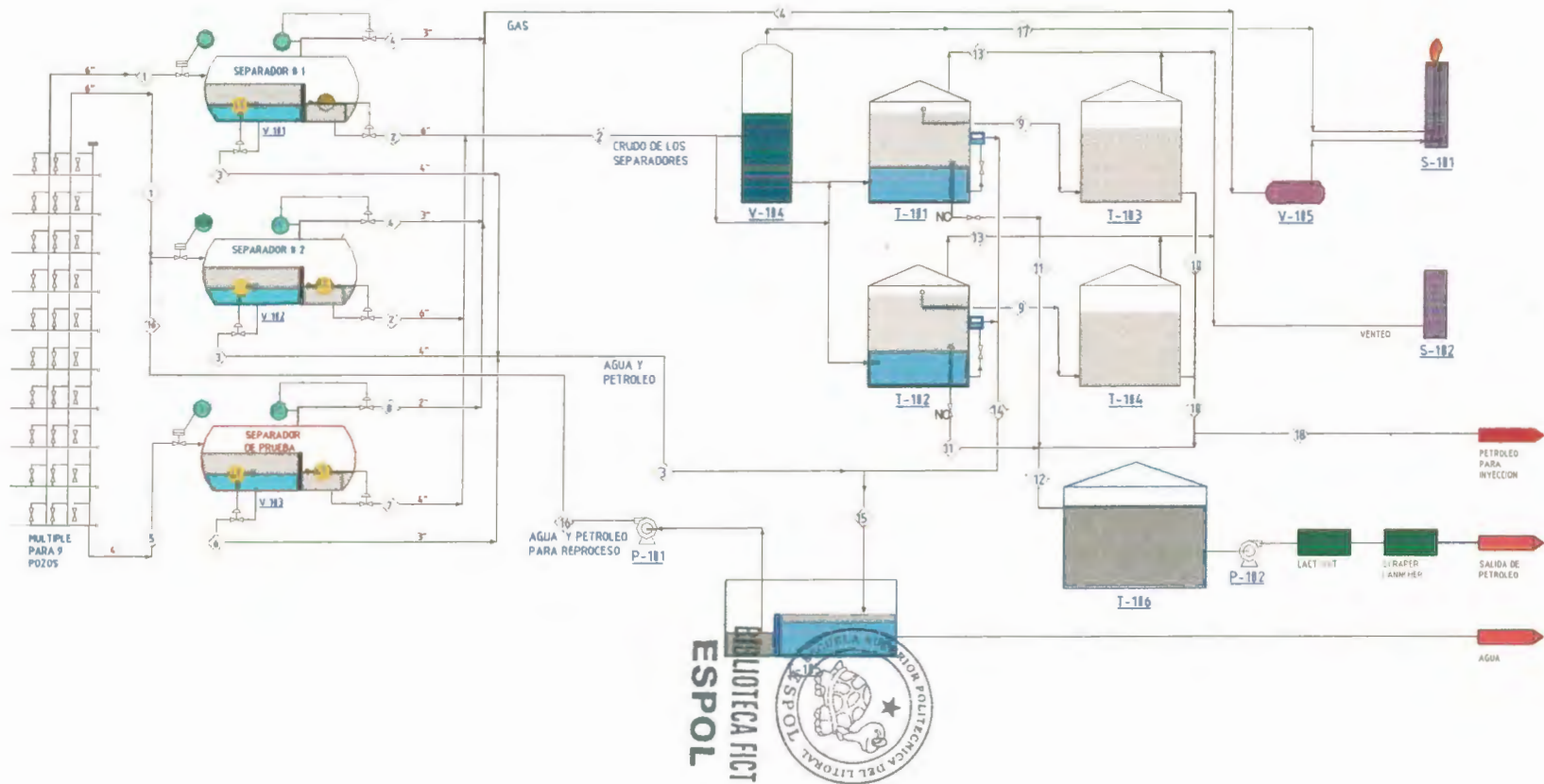
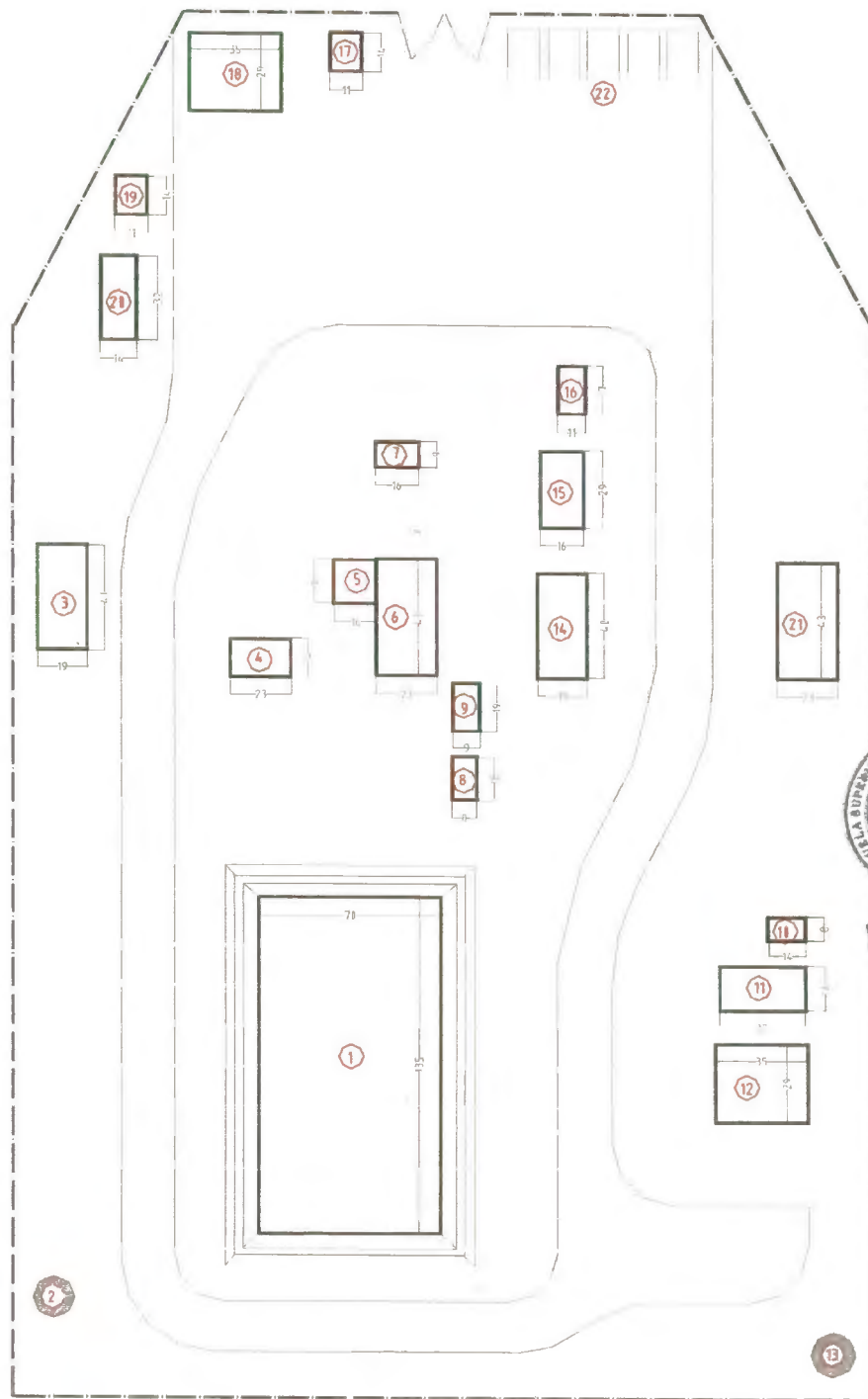


DIAGRAMA # 4

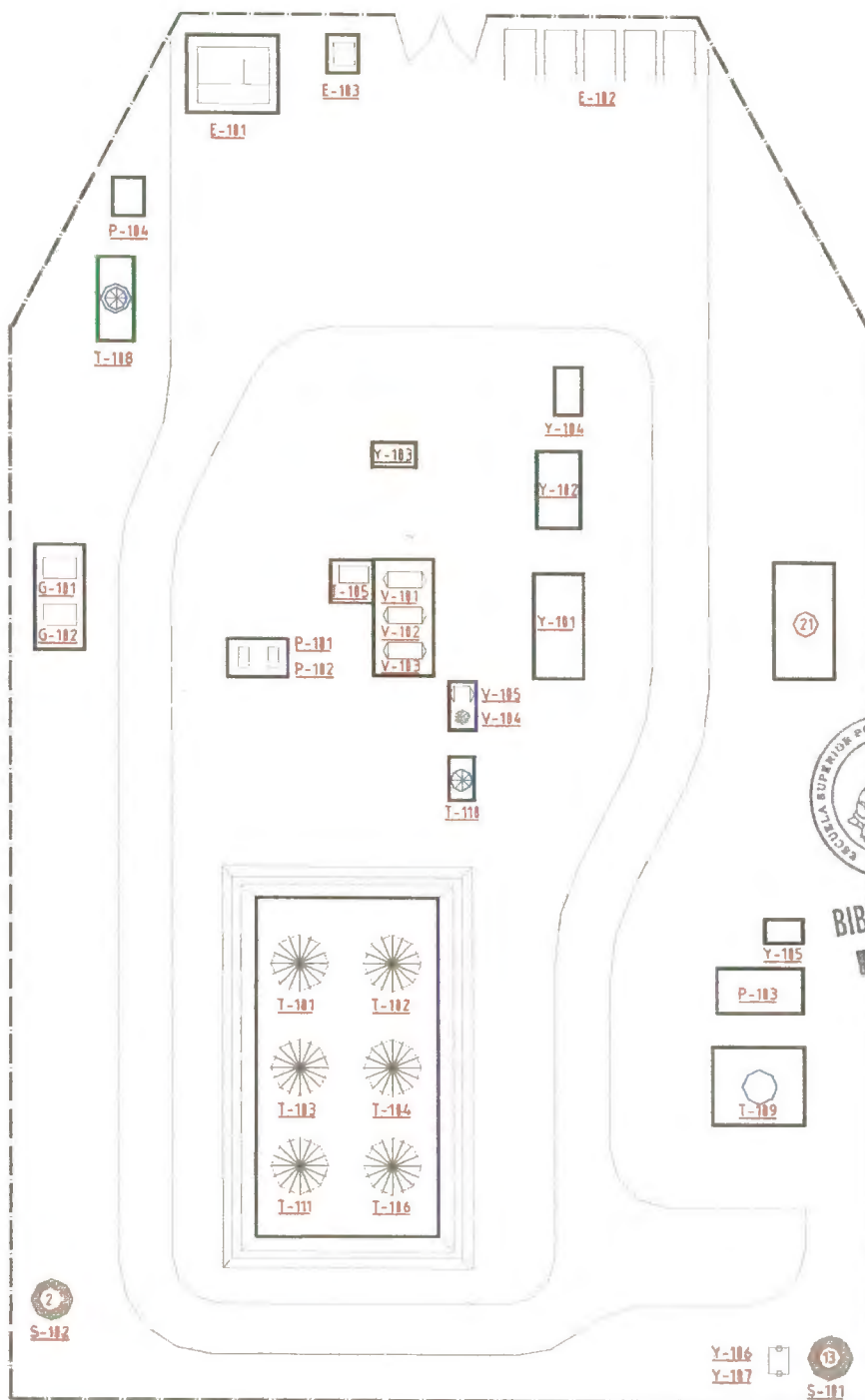
LOCACION - PAÑACUCHA



**BIBLIOTECA FIC:
ESPOL**

DIAGRAMA # 5

DISTRIBUCION DE EQUIPOS - PAÑACUCHA



ESTACIÓN YUTURI

- **Lista de Construcciones para equipos en la locación**

- 1 Tanques de crudo
- 2 Venteo
- 3 Equipos compresores y generadores
- 4 Bombas
- 5 Tanque de separación de petróleo-agua
- 6 Separadores
- 7 Lact Unit
- 8 Tanque de agua de formación
- 9 Separadores bifásicos
- 10 Equipo contra incendios
- 11 Bombas de Agua
- 12 Tanque de agua
- 13 Mechero
- 14 Múltiple
- 15 Químicos
- 16 Scraper lanncher
- 17 Guardianía
- 18 Oficinas



**BIBLIOTECA FIC
ESPOL**

- 19 Bombas de transferencia de diesel
- 20 Tanque de diesel
- 21 Equipos para levantamiento artificial
- 22 Estacionamiento
- 23 Calentadores

- **Lista de líneas**

- 1. Tuberías para crudo del múltiple al separador de producción
- 2. Tubería de petróleo del separador de producción a la bota de gas
- 3. Tubería de petróleo y agua del separador de producción al tanque T-205
- 4. Tubería para gas del separador de producción al mechero
- 5. Tuberías para crudo del múltiple al separador de prueba
- 6. Tubería de petróleo y agua del separador de prueba la línea 3
- 7. Tubería de petróleo del separador de prueba a la bota de gas
- 8. Tubería para gas del separador de prueba al mechero
- 9. Tubería de petróleo del tanque de lavado al de estabilización
- 10. Tubería de petróleo del tanque de estabilización a la línea 12 al tanque 206
- 11. Tubería de petróleo del tanque de lavado a la línea 12, con válvula NC
- 12. Tubería desde las líneas 10 y 11 al tanque para oleoducto T-206
- 13. Tubería desde los tanques de estabilización y lavado a venteo
- 14. Tubería para el agua de los tanques de lavado la línea 15 del tanque T205



15. Tubería de la línea 3 y 14 con válvula de control de regulación automática al tanque T-205
16. Tubería para fluido de reproceso desde el tanque T-205 a los separadores
17. Tubería para gas de la bota al mechero
18. Tubería para petróleo del los tanques T-203 y T-204 para bombeo hidráulico

• **Lista de Equipos y Varios**

G-201	Generadores
G-202	Compresores
P-201	Bomba para reproceso
P-202	Bomba de oleoducto
P-203	Bomba de agua
P-204	Bomba de transferencia para diesel
S-201	Mechero
S-202	Venteo
T-201	Tanque de lavado
T-202	Tanque de lavado
T-203	Tanque de Estabilización
T-204	Tanque de Estabilización
T-205	Tanque de fluido de reproceso
T-206	Tanque de almacenamiento para enviar al oleoducto secundario



T-208	Tanque de diésel
T-209	Tanque de agua
T-210	Tanque de agua de formación
V-201	Separador de Producción # 1
V-202	Separador de Producción # 2
V-203	Separador de Prueba
V-204	Bota de gas
V-205	Separador bifásico
Y-201	Múltiple de producción
Y-202	Equipos para inyección de químicos
Y-203	Lact Unit
Y-204	Trampa (Scraper Lancher)
Y-205	Equipos contra incendio (Espuma)
Y-206	Arrestador de llamas
Y-207	Arrestador de llamas
C-201	Calentador para el separador V-201
C-202	Calentador para el separador V-202
C-203	Calentador para el separador V-203
E-201	Oficinas
E-202	Guardiana
E-203	Estacionamiento



**BIBLIOTECA FIC1
ESPOL**

DIAGRAMA # 7

DIAGRAMA DE FLUJO - TANQUES - YUTURI

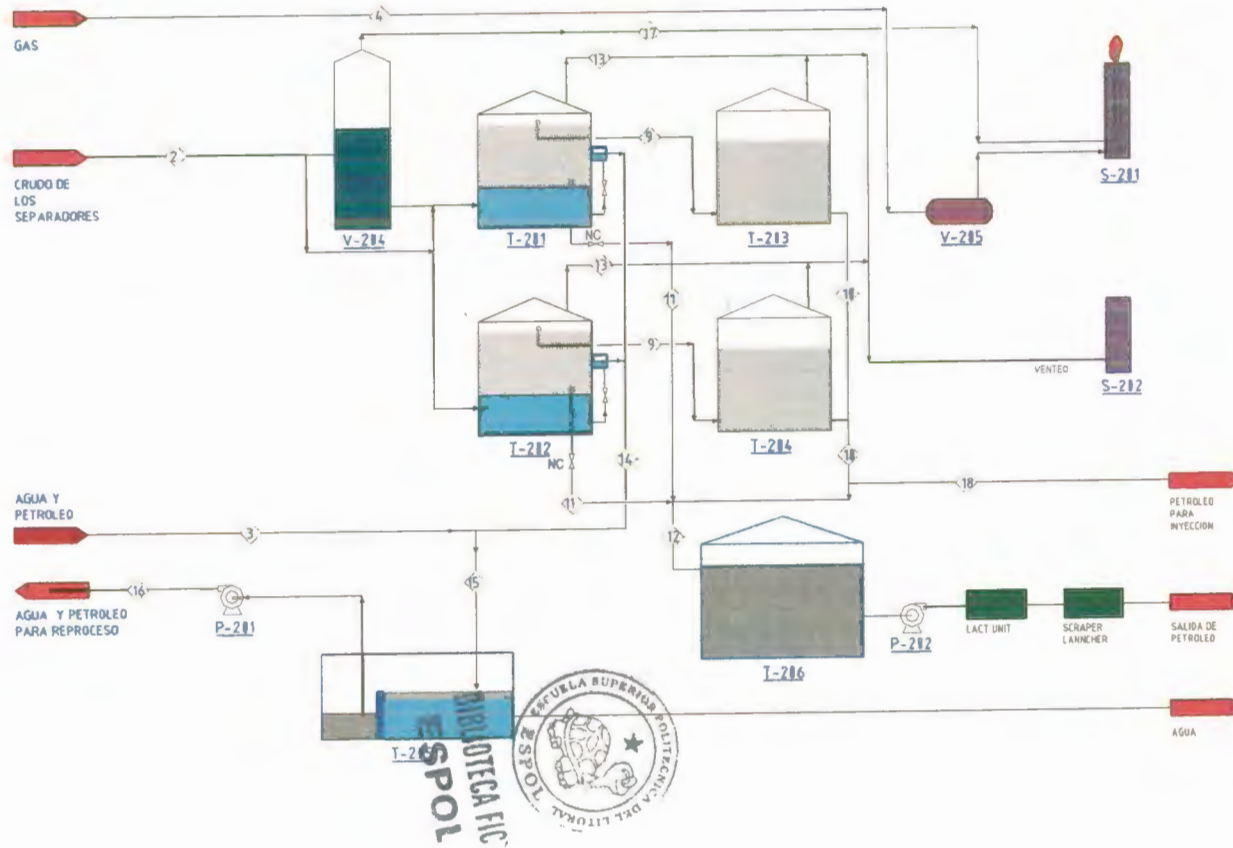


DIAGRAMA # 8

DIAGRAMA DE PROCESO - YUTURI

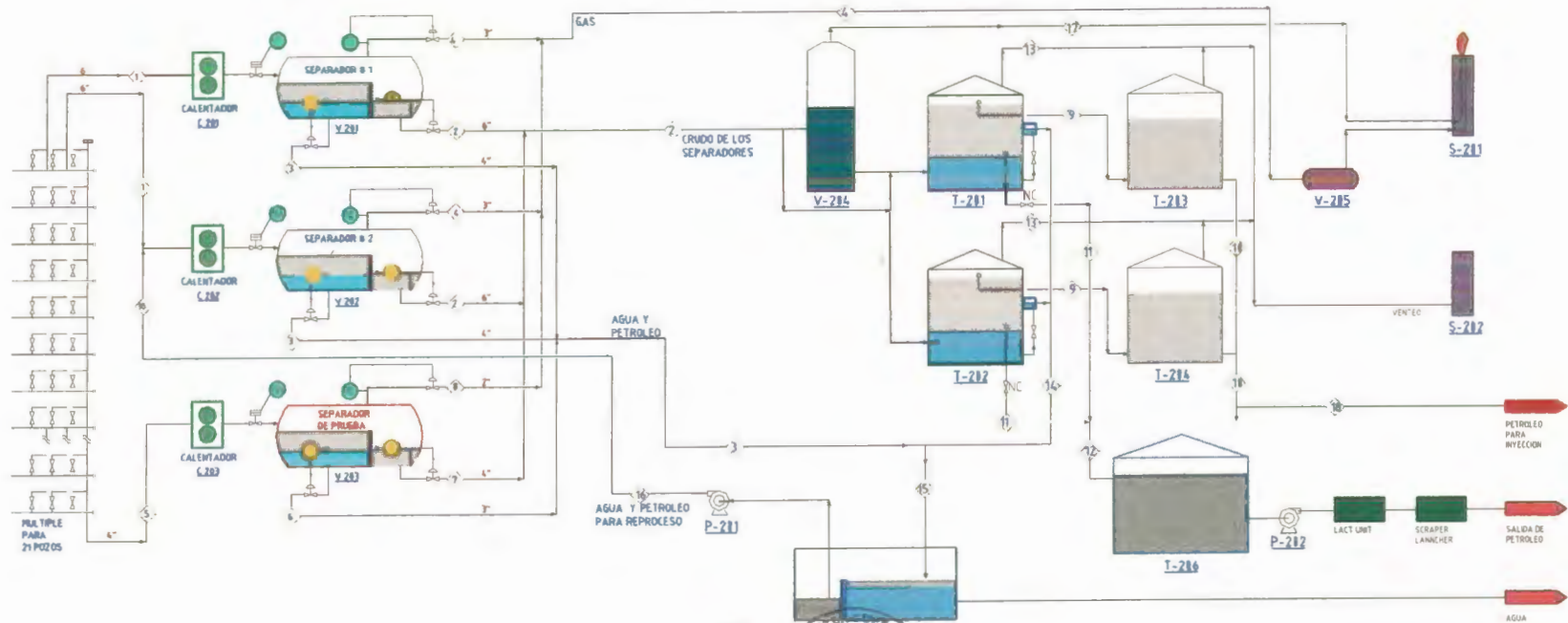


DIAGRAMA # 9

LOCACION - YUTURI



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

DIAGRAMA # 10

DISTRIBUCION DE EQUIPOS - YUTURI

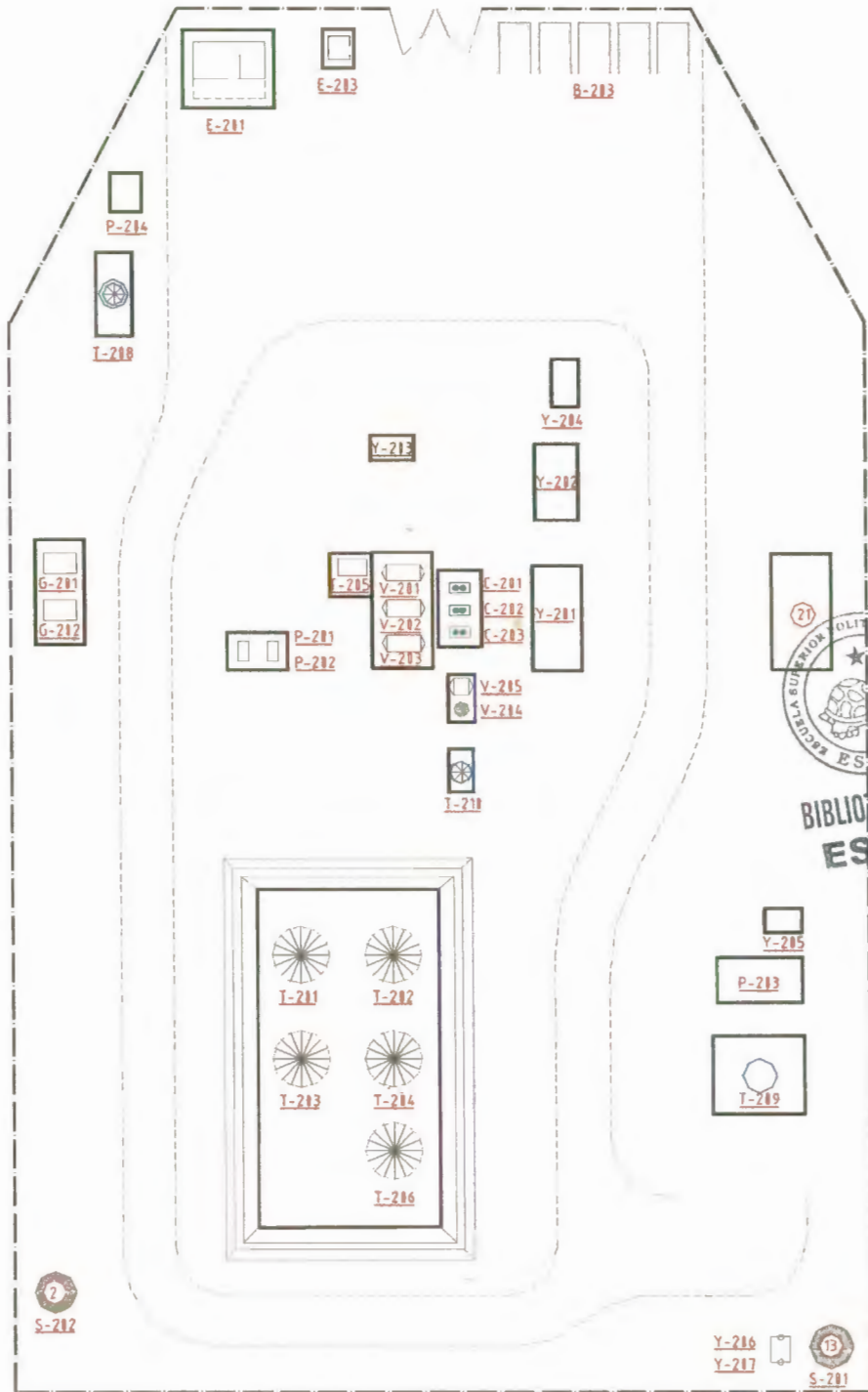
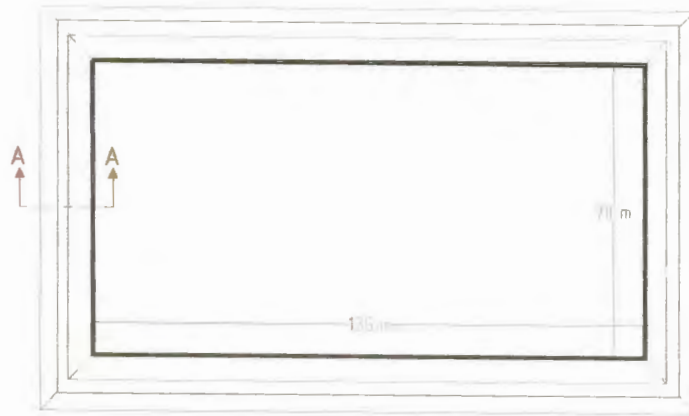
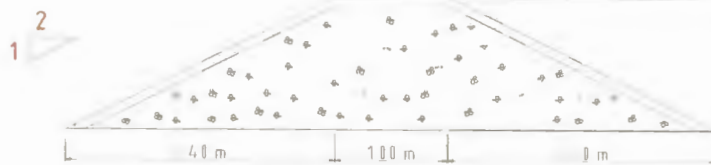


DIAGRAMA # 11

MUROS DE CONTENCION



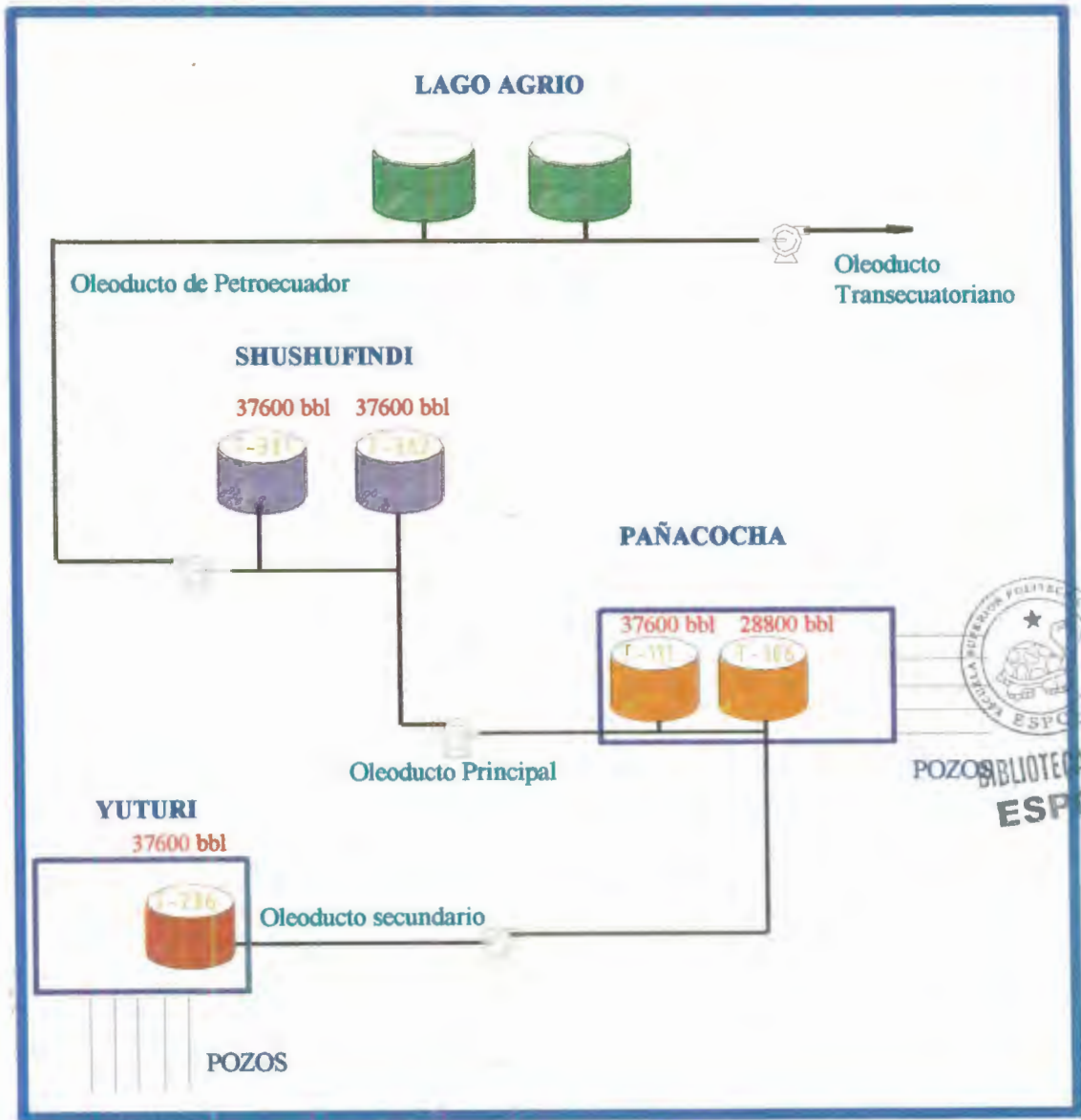
CORTE A-A
TIPICA RELACION



12.0 m
BIBLIOTECA FICT
ESPOL

DIAGRAMA # 12

FACILIDADES ALMACENAMIENTO Y OLEODUCTOS



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Las dimensiones del separador es función de las características del fluido a ser separado, por ejemplo la viscosidad del crudo es el factor que mas influye en las medidas del separador, ya que entre más viscoso es el crudo mayores deberán ser las dimensiones del separador de modo que permita que la capa de crudo separada del agua sea lo más delgada posible para que las partículas pequeñas que no se han separado del petróleo logren desplazarse desde el tope de la capa de petróleo hasta la interfase agua-petróleo.

El tamaño de las partículas es otra variable que debe ser tomada en consideración cuando se dimensiona un separador, entre mas grande sea la partícula mas rápido se moverá en un medio liquido. Para un tiempo de retención dado solo las partículas de mayor tamaño logran separarse, el Capitulo 5 muestra el tamaño de las partículas que pueden separarse para diferentes capas de fluido.

Por otro lado, la temperatura es otro parámetro que debe ser aprovechado para el dimensionamiento de un separador ya que influye en las propiedades de los fluidos, a mayor temperatura menor es el tiempo de retención requerido por los fluidos dentro del separador . El aumento de la temperatura hace disminuir considerablemente la viscosidad de cualquier fluido , por lo tanto , si la viscosidad disminuye las dimensiones del separador también, consecuentemente los costos .





2. Las Facilidades de Superficie de los Campo Pañacocha y Yuturi están diseñadas para manejar eficientemente el crudo producido ,almacenar el petróleo por un tiempo considerable en caso de algún problema que pueda presentarse en el oleoducto.
3. El crudo pesado de aproximadamente 18 °API del Campo Yuturi debe ser calentado a 180 ° F antes de entrar al separador, con el objeto de disminuir en lo posible la viscosidad , a esta conclusión se llego al dimensionar el separador para este campo.
4. Que los separadores son capaces de separar partículas lo suficientemente pequeñas, de hasta 320 micrones.

RECOMENDACIONES

- Cuando se diseñe un Estación de Producción para tratar crudo pesado lo más conveniente es instalar un sistema de calentamiento.
- Los separadores de prueba diseñados pueden ser usados como separadores de producción para un máximo de dos pozos .
- Realizar un estudio para determinar el sistema más conveniente de levantamiento artificial para los campos utilizados para el desarrollo de este trabajo.

BIBLIOGRAFIA

1. RIVADENEIRA, M. y CILIO. Evaluación Técnica y Económica de los Campos Pañacocha y Yuturi, Petroproducción, Quito-Ecuador, Junio-1995.
2. MANAGEMENT OF PETROLEUM OPERATIONS COURSE. Plan for development and operations offshore gas field, Stavanger-Norway, Octubre-1994.
3. PAZMIÑO URQUIZO Jorge Manuel. Sistemas para diseñar instalaciones superficiales de producción, Tomo II, Quito-Ecuador, 1993.
4. CRANE, CO. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías, Mc.  Naucalpan-Mexico, 1998.
5. CAMPBELL, JOHN M. The Basic Principles, Vol.1, The equipment  Vol.2, USA, 1996.
6. EXXON PRODUCTION RESEARCH COMPANY. Surface Facilities School, Vol. I, USA, 1985.
7. G.P.S.A. Manual GPSA Engineering Data Book, pp. 14-6, 14-7.
8. FRICK, T. Petroleum Production Handbook, Mathematics and Production Equipment, Vol. 1, Society of Petroleum Engineers of AIME, Texas-USA, 1962.
9. PETROLEOS DE VENEZUELA S.A. Manual de Ingeniería de Diseño Estado de Miranda, Venezuela , 1991.

10. COMPANIES OF THE ROYAL DUTCH. Design and Engineering Practice, Manual de Gas/Liquid Separators, USA, 1994
11. API SPEC 12 J. Specification for Oil and Gas Separators, American Petroleum Institute, Washington DC. USA, 1989.
12. GERUNDA, A. How to Size Liquid-Vapor Separators, Chemical Engineering, USA, Mayo-1981
13. WU, F. H. Drum Separator Design a New Approach, Chemical Engineering, USA, Abril-1981.
14. FLOR, A. Operaciones y Facilidades de Producción, Maxus, Quito-Ecuador, Noviembre-1996.
15. UNDA, E. Crudos Pesados N.P.F, Petroproducción, Quito-Ecuador, Junio-1997, pp.1-2, 9-10.
16. API SPEC 5 L. Specification for Line Pipe, American Petroleum Institute, Washington DC. USA, Junio-1987.
17. GILBERSON DIVISION- DRESSER INDUSTRIES, INC. Program of Hydraulic Jet Pump , Analisis Geometry Size Selection. USA, 1994.
18. API SPEC 12 F. Specification for Shop Welded Tanks for Storage of Production Liquids, American Petroleum Institute, Washington DC. USA, Julio-1987.
19. GREENE, R. Bombas: Selección, Uso y Mantenimiento, Mc. Graw-Hill, USA, 1992.
20. G.P.M.G. Goulds Pump Manual, Industrial Products Group, New York-USA, 1995.

21. WILSON, P. Introducción al Bombeo Hidráulico, Kobe Inc., California-USA, 1976.
22. DONOSO, D. Válvulas y Accesorios: Selección, Uso y Mantenimiento, Maxus, Quito-Ecuador, Noviembre-1996.
23. RODRIGUEZ, H. Análisis de Inversiones en la Industria del Petróleo, Corporación Estatal Petrolera Ecuatoriana, Quito-Ecuador, Junio-1976.



**BIBLIOTECA FIC
ESPOL**