

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

## **FACULTAD DE INGENIERÍA EN GEOLOGÍA Y PETRÓLEOS**

### **ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA, CORRESPONDIENTE AL CAMPO LIBERTADOR**

#### **PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIEROS EN PETRÓLEOS**

**FREDDY ROLANDO SALGUERO VILLAFUERTE**

freddy\_salguero\_1985@hotmail.com

**CARLOS ALBERTO ZURITA CADENA**

carlozurita\_leviathan@hotmail.com

**DIRECTOR: ING: CARLOS LAZCANO**

c\_lazdel@yahoo.com

**Quito, Octubre 2009**

## DECLARACIÓN

La responsabilidad del contenido de la presente Tesis de Grado corresponde a los autores exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la “ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL”.

Cumpliendo así con la Ley de Propiedad Intelectual.

-----  
Carlos Zurita

-----  
Freddy Salguero

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que los aspirantes, Srs. Freddy Rolando Salguero Villafuerte y Carlos Alberto Zurita Cadena, bajo mi dirección han concluido a entera satisfacción su Tesis de Grado cuyo tema es “ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA, CORRESPONDIENTE AL CAMPO LIBERTADOR”, por lo que pueden proseguir con el proceso de graduación.

---

**Ing. Carlos Lazcano**  
**DIRECTOR DE TESIS**

## AGRADECIMIENTOS

*A la vida*

*Freddy S.*

## **AGRADECIMIENTOS**

Al Ingeniero Carlos Lazcano por su supervisión, dirección y sobre todo por su amistad.

Al Ingeniero Guillermo Ortega por su acertada dirección en el desarrollo de este proyecto.

Al Ingeniero Vladimir Cerón, profesional de Petroecuador quién nos ayudó en la recopilación de la información para el desarrollo del proyecto..

Finalmente nuestro agradecimiento a la Facultad de Ingeniería en Geología y Petróleos de la Escuela Politécnica Nacional y a todos quienes brindaron su amistad.

## DEDICATORIA

*Dedicado a la verdad*

***“Yo soy el camino, la verdad y la vida”***

*Jesús*

*Freddy S.*

## DEDICATORIA

A DIOS, por mantener mi llama encendida.

A todos aquellos videntes que me condenaban al fracaso.

A mis padres Eduardo y Cecilia quienes creyeron en mi capacidad, gracias por confiarme sus infortunios porque ese fue mi aliento, espero no haberles decepcionado.

A la dama de hermoso rostro y temperamento explosivo “Doris”, tu sola presencia viola la norma, es más trasciende tú aroma, aquel aroma de toque sagrado sin duda una venerable poción.

A mi otro yo “Nicolás Zurita” tú sola existencia es una vendaval de luz en la oscura inmundicia. Aunque no te he transmitido el amor que mereces, en tributo a lo divino en ti, tienes mi vida.

A Ismael Zurita, su sonrisa e inocencia vivirá por siempre.

A mis tíos Fabián, Celso y Humberto por haberme dedicado su pensar.

A Luis y Magdalena quienes crearon a mi dama, ya que gracias a su pasión es causa y efecto, gracias por su apoyo.

“El fracaso de algunos es la gloria de otros, sin embargo la gloria no refleja necesariamente los sueños, tú fracaso jamás será mi gloria, tú gloria provocará un segundo de envidia, pero la envidia adecuada es sinónimo de admiración”.

La gloria es un sueño ajeno, no es un título ni refleja la culminación de algo.

Se preguntarán ¿Cuál es mi sueño? sencillamente la felicidad de los míos y ¿Cuál es mi gloria? mi gloria es tú aprecio”.

**LEVIATHAN**

## CONTENIDO

<b>DECLARACIÓN .....</b>	<b>II</b>
<b>CERTIFICACIÓN .....</b>	<b>III</b>
<b>AGRADECIMIENTOS.....</b>	<b>IV</b>
<b>AGRADECIMIENTOS.....</b>	<b>V</b>
<b>DEDICATORIA.....</b>	<b>VI</b>
<b>DEDICATORIA.....</b>	<b>VII</b>
<b>CONTENIDO .....</b>	<b>VIII</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS.....</b>	<b>XIV</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS .....</b>	<b>XVIII</b>
<b>ÍNDICE DE FOTOS .....</b>	<b>XX</b>
<b>ÍNDICE DE ANEXOS .....</b>	<b>XXI</b>
<b>RESUMEN.....</b>	<b>XXII</b>
<b>CAPÍTULO 1: 1CONCEPTOS BÁSICOS .....</b>	<b>1</b>
1.1 SIMULACIÓN DE PROCESOS .....	1
1.1.1 HYSYS .....	2
1.2 PETRÓLEO .....	3
1.3 GAS NATURAL .....	4
1.3.1 TIPOS DE GAS .....	4
1.3.1.1 Gas en Solución.....	4
1.3.1.2 Gas Seco.....	4
1.4 AGUA DE FORMACIÓN.....	4
1.5 FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE UNA ESTACIÓN TIPO.....	5
1.5.1 MANIFOLD.....	7
1.5.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA .....	7
1.5.2.1 Separador.....	7
1.5.2.1.1 Tipos de Separadores .....	7
1.5.2.1.2 Componentes de un Separador .....	10
1.5.2.1.3 Factores que afectan la Eficiencia de un Separador .....	11
1.5.3 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA .....	13
1.5.3.1 Bota Desgasificadora .....	13
1.5.3.1.1 Componentes de una Bota Desgasificadora.....	13
1.5.3.1.2 Factores que afectan la Eficiencia de una Bota Desgasificadora.....	14
1.5.3.2 Tanque de Lavado .....	16



1.5.3.2.1 Componentes de un Tanque de Lavado.....	16
1.5.3.2.2 Factores que afectan la Eficiencia de un Tanque de Lavado.....	17
1.5.4 SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO.....	19
1.5.4.1 Calentador.....	19
1.5.4.1.1 Componentes de un calentador.....	20
1.5.4.1.2 Factores que afectan la Eficiencia de un Calentador.....	20
1.5.5 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO.....	22
1.5.6 SISTEMA TRANSFERENCIA.....	22
1.5.7 SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADO.....	24
1.5.8 SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS.....	25
1.5.9 SISTEMA DE AUTOMATIZACIÓN Y ADQUISICIÓN DE DATOS.....	25
1.5.10 SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN.....	26
1.5.10.1 Sistema Cerrado.....	27
1.5.10.2 Sistema Abierto.....	28
1.5.11 SISTEMA DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS.....	28
1.5.12 SISTEMA CONTRA INCENDIOS.....	29
1.5.13 SISTEMA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA.....	29
1.5.14 SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS.....	29
<b>CAPÍTULO 2: DESCRIPCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA.....</b>	<b>30</b>
2.1 UBICACIÓN GEOGRÁFICA.....	30
2.2 GEOLOGÍA.....	31
2.3 RESERVAS.....	32
2.4 ESTADO DE LOS POZOS.....	33
2.5 HISTÓRICO DE PRODUCCIÓN.....	36
2.6 PRODUCCIÓN ACTUAL.....	39
2.7 PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN.....	41
2.7.1 PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DEL CAMPO PICHINCHA.....	42
2.7.2 PROYECCIÓN DEL INCREMENTO DE PRODUCCIÓN.....	44
2.7.3 PROYECCIÓN ACUMULADA.....	48
2.8 FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA.....	50
2.8.1 MANIFOLD.....	50
2.8.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA.....	51
2.8.2.1 Separador de Prueba.....	52
2.8.2.2 Separadores de Producción.....	52
2.8.3 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA.....	55
2.8.3.1 Bota Desgasificadora.....	55
2.8.3.2 Tanque de Lavado.....	55
2.8.4 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO.....	57
2.8.5 SISTEMA DE TRANSFERENCIA.....	59

2.8.5.1 Bomba Booster.....	59
2.8.5.2 Bombas de Alta Presión.....	59
2.8.6 SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADO .....	61
2.8.7 SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS.....	62
2.8.7.1 Scrubber de Entrada .....	63
2.8.7.2 Compresores.....	63
2.8.7.3 Enfriador.....	67
2.8.7.4 Scrubber de Salida.....	69
2.8.7.5 Filtro de Gas Combustible.....	69
2.8.8 SISTEMA DE GAS LIFT.....	70
2.8.8.1 Compresor.....	71
2.8.8.2 Motor .....	71
2.8.8.3 Enfriador.....	72
2.8.9 SISTEMA CONTRA INCENDIOS .....	73
2.8.10 SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA .....	76
2.8.11 SISTEMA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA.....	79
2.8.12 SISTEMA DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS .....	80
2.8.13 SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS .....	83
2.8.14 SUMIDEROS.....	84
2.8.15 SISTEMA DE RECIRCULACIÓN.....	85
<b>CAPÍTULO 3: SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN .....</b>	<b>87</b>
3.1 DESCRIPCIÓN PROCESOS ACTUALES.....	87
3.1.1 PROCESO DE ENTRADA Y SEPARACIÓN PRIMARIA .....	88
3.1.2 PROCESO DE SEPARACIÓN SECUNDARIA.....	91
3.1.3 PROCESO DE ALMACENAMIENTO .....	91
3.1.4 PROCESO DE TRANSFERENCIA.....	92
3.1.5 PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADO .....	93
3.1.6 PROCESO DE CAPTACIÓN DE GAS.....	94
3.1.7 PROCESO DE REINYECCIÓN AGUA .....	95
3.1.8 SISTEMA DE DRENAJES .....	97
3.1.9 SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS .....	97
3.1.10 SISTEMA CONTRA INCENDIOS .....	97
3.1.11 SISTEMA DE COMBUSTIBLE DIESEL.....	98
3.1.12 SISTEMA DE AGUA DE SERVICIO .....	98
3.2 PROBLEMAS DE OPERACIÓN .....	98
3.3 PROPUESTAS DE MEJORAS .....	100
3.3.1 PROPUESTA 1 .....	100
3.3.2 PROPUESTA 2 .....	102
3.3.3 PROPUESTA 3 .....	102

3.4 SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS .....	105
3.4.1 INTRODUCCIÓN A LA SIMULACIÓN .....	105
3.4.2 INFORME DE SIMULACIÓN .....	112
3.4.2.1 Condiciones de Entrada Actuales .....	113
3.4.2.2 Condiciones Climáticas .....	113
3.4.2.3 Caracterización del Petróleo .....	114
3.4.2.4 Casos de Simulación.....	117
3.4.2.5 Criterios Básicos para la Simulación.....	118
3.4.2.6 Simulación de la Propuesta 1.....	119
3.4.2.6.1 Descripción del Proceso.....	119
3.4.2.6.2 Producción de Petróleo .....	121
3.4.2.6.3 Energía para Calentamiento de Agua.....	122
3.4.2.6.4 Producción de Gas.....	123
3.4.2.6.5 Producción de Agua de Formación.....	124
3.4.2.7 Simulación de la Propuesta 2.....	125
3.4.2.7.1 Descripción del Proceso.....	125
3.4.2.7.2 Producción de Petróleo .....	127
3.4.2.7.3 Energía para Calentamiento de Agua.....	128
3.4.2.7.4 Producción de Gas.....	129
3.4.2.7.5 Producción de Agua de Formación.....	130
3.4.2.8 Simulación de la Propuesta 3.....	131
3.4.2.8.1 Descripción del Proceso.....	131
3.4.2.8.2 Producción de Gas y Condensados.....	131
<b>CAPÍTULO 4: ANÁLISIS TÉCNICO.....</b>	<b>133</b>
4.1 CRITERIOS BÁSICOS .....	133
4.2 PROPUESTA 1.....	135
4.2.1 EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA.....	135
4.2.1.1 Caso 1 .....	135
4.2.1.2 Caso 3 .....	138
4.2.1.3 Dimensionamiento del Separador Horizontal Bifásico .....	141
4.2.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA .....	146
4.2.2.1 Bota Desgasificadora .....	146
4.2.2.2 Tanque de Lavado .....	149
4.2.3 SISTEMA DE CALENTAMIENTO .....	152
4.2.3.1 Calentador .....	152
4.2.3.2 Bomba Booster de Calentamiento .....	153
4.2.4 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y TRANSFERENCIA.....	154
4.2.4.1 Tanque de Reposo.....	154
4.2.4.2 Sistema de Transferencia .....	156

4.2.5 SISTEMA REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN .....	159
4.2.5.1 Características del Agua de Formación .....	159
4.2.5.2 Equipos de Bombeo .....	161
4.3 PROPUESTA 2.....	162
4.3.1 SISTEMA DE SEPARACIÓN TRIFÁSICA.....	162
4.3.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA .....	167
4.3.2.1 Bota Desgasificadora .....	167
4.3.2.2 Tanque de Lavado .....	169
4.3.3 SISTEMA DE CALENTAMIENTO.....	170
4.3.3.1 Calentador .....	170
4.3.3.2 Bomba Booster de Calentamiento .....	171
4.3.3.3 Sistema de Almacenamiento y Transferencia.....	171
4.3.4 SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN .....	172
4.3.4.1 Características del Agua de Formación .....	172
4.3.4.2 Dimensionamiento de un Tanque de Desnatado.....	172
4.3.4.3 Dimensionamiento del Tanque de Agua de Formación.....	176
4.3.4.4 Sistema de Bombeo .....	177
4.4 PROPUESTA 3.....	177
4.4.1 DIMENSIONAMIENTO DEL SCRUBBER .....	179
4.5 COMPARACIÓN DE LAS PROPUESTAS 1 Y 2 .....	182
4.5.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS PROPUESTAS.....	182
4.5.1.1 Propuesta N°1 .....	182
4.5.1.2 Propuesta N° 2 .....	183
4.5.2 RESULTADO .....	184
4.6 ANÁLISIS DE LA PROPUESTA 3.....	185
4.6.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS .....	185
4.6.2 RESULTADO .....	185
<b>CAPÍTULO 5: ANÁLISIS ECONÓMICO .....</b>	<b>186</b>
5.1 COSTOS O EGRESOS .....	188
5.1.1 PROPUESTA 1 .....	188
5.1.1.1 Producción de Petróleo.....	188
5.1.1.2 Reinyeccion de Agua de Formación .....	188
5.1.1.3 Costo Combustible de Calentamiento.....	192
5.1.1.4 Costo de Equipos .....	194
5.1.1.5 Costos Totales .....	195
5.1.2 PROPUESTA 2 .....	196
5.1.2.1 Producción de Petróleo.....	196
5.1.2.2 Reinyeccion de Agua .....	196
5.1.2.3 Costo Combustible de Calentamiento.....	196

5.1.2.4 Costo de Equipos .....	198
5.1.2.5 Costos Totales .....	199
5.2 INGRESOS.....	200
5.2.1 PROPUESTA 1 .....	200
5.2.1.1 Químico “Demulsificante” .....	200
5.2.1.2 Químico “Antiparafrínico” .....	203
5.2.1.3 Producción de Petróleo de Pozos Nuevos.....	203
5.2.1.4 Ingresos Totales.....	205
5.2.2 PROPUESTA 2 .....	206
5.2.2.1 Químico “Demulsificante” .....	206
5.2.2.2 Químico “Antiparafrínico” .....	208
5.2.2.3 Mantenimiento del Sistema de Reinyección de Agua.....	208
5.2.2.4 Producción de Petróleo de Pozos Nuevos.....	210
5.2.2.5 Ingresos Totales.....	211
5.3 FLUJO NETO DE CAJA.....	212
5.3.1 PROPUESTA 1 .....	212
5.3.2 PROPUESTA 2 .....	213
5.4 EVALUACIÓN DEL PROYECTO.....	213
5.4.1 VALOR ACTUAL NETO .....	214
5.4.2 TASA INTERNA DE RETORNO .....	215
5.4.3 RELACIÓN COSTO-BENEFICIO.....	217
5.4.4 PERIODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN .....	218
<b>CAPITULO 6: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>220</b>
6.1 CONCLUSIONES.....	220
6.2 RECOMENDACIONES.....	222
<b>ABREVIATURAS .....</b>	<b>224</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>226</b>
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>265</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 2.1: RESERVAS DEL CAMPO LIBERTADOR AL 31 DE DICIEMBRE DEL 2007 .....	34
TABLA 2.2: ESTADO DE POZOS.....	35
TABLA 2.3: NÚMERO DE POZOS .....	36
TABLA 2.4: PRODUCCIÓN HISTÓRICA (2000-2007).....	37
TABLA 2.5: PRODUCCIÓN MENSUAL 2008.....	39
TABLA 2.6: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN (2009-2025) .....	42
TABLA 2.7: PRODUCCIÓN INICIAL DEL CAMPO .....	45
TABLA 2.8: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE LOS POZOS A PERFORAR .....	46
TABLA 2.9: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN ACUMULADA .....	48
TABLA 2.10: POZOS QUE INGRESAN AL MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN.....	51
TABLA 2.11: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR DE PRUEBA.....	52
TABLA 2.12: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR 1.....	53
TABLA 2.13: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR 2.....	54
TABLA 2.14: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR 3.....	54
TABLA 2.15: DIMENSIONES DEL TANQUE DE LAVADO .....	56
TABLA 2.16: DIMENSIONES DEL TANQUE DE SURGENCIA .....	58
TABLA 2.17: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA BOOSTER.....	59
TABLA 2.18: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA N°1 .....	60
TABLA 2.19: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA N°2 .....	60
TABLA 2.20: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA N°3 .....	61
TABLA 2.21: DIMENSIONES SCRUBBERS .....	62
TABLA 2.22: DIMENSIONES SCRUBBERS .....	62
TABLA 2.23: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL SCRUBBER DE ENTRADA.....	63
TABLA 2.24: CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR C-01/02 .....	64
TABLA 2.25: CARACTERÍSTICA DEL MOTOR .....	65
TABLA 2.26: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°1 (CO-01).....	65
TABLA 2.27: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°1 (CO-02).....	66
TABLA 2.28: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°2 (CO-01).....	66
TABLA 2.29: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°2 (CO-02).....	67
TABLA 2.30: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL VENTILADOR .....	68
TABLA 2.31: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL VENTILADOR .....	68
TABLA 2.32: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL SCRUBBER DE SALIDA .....	69
TABLA 2.33: FILTRO DE GAS-COMBUSTIBLE CO-01.....	70
TABLA 2.34: FILTRO DE GAS COMBUSTIBLE CO-02.....	70
TABLA 2.35: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL COMPRESOR-SISTEMA GAS LIFT .....	71
TABLA 2.36: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL MOTOR-SISTEMA GAS LIFT .....	72

TABLA 2.37: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL ENFRIADOR-SISTEMA GAS LIFT.....	73
TABLA 2.38: CARACTERÍSTICAS MOTOR.....	74
TABLA 2.39: CARACTERÍSTICAS BOMBA .....	74
TABLA 2.40: CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE DE ESPUMA.....	74
TABLA 2.41: CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE DE AGUA.....	75
TABLA 2.42: ACCESORIOS DEL S.C.I.....	76
TABLA 2.43: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA BOOSTER.....	77
TABLA 2.44: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR.....	77
TABLA 2.45: CARACTERÍSTICAS DE LAS BOMBAS DE ALTA PRESIÓN .....	78
TABLA 2.46: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR.....	78
TABLA 2.47: DEMANDA DIARIA DE ENERGÍA EN EL CAMPO LIBERTADOR.....	80
TABLA 2.48: CARACTERÍSTICAS DEL GENERADOR.....	80
TABLA 2.49: QUÍMICOS DE INYECCIÓN.....	81
TABLA 2.50: DATOS DE MOTORES DE BOMBAS .....	82
TABLA 2.51: DATOS DE BOMBAS DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS.....	82
TABLA 2.52: CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR DE AIRE .....	83
TABLA 2.53: CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR DE AIRE .....	83
TABLA 2.54: DATOS DE PLACA TANQUES DE AIRE.....	84
TABLA 2.55: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR DE SUMIDERO .....	85
TABLA 2.56: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE SUMIDERO .....	85
TABLA 2.57: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR DE RECIRCULACIÓN.....	86
TABLA 2.58: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN.....	86
TABLA 3.1 PRESIÓN Y TEMPERATURA A LA ENTRADA DEL MANIFOLD .....	89
TABLA 3.2: DATOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA DE LOS SEPARADORES.....	90
TABLA 3.3: DATOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA: B-01, T-01 Y T-02.....	92
TABLA 3.4: PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL PROCESO DE TRANSFERENCIA .....	93
TABLA 3.5: PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL PROCESO DE CAPTACIÓN.....	95
TABLA 3.6: PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL PROCESO DE REINYECCIÓN.....	96
TABLA 3.7: CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO .....	115
TABLA 3.8: COMPOSICIÓN DEL GAS .....	116
TABLA 3.9: PRODUCCIÓN PARA EL 2009 Y 2025.....	118
TABLA 3.10: PRODUCCIÓN DE CRUDO .....	121
TABLA 3.11: PROPIEDADES DEL CRUDO SIMULADO.....	121
TABLA 3.12: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO DE AGUA.....	122
TABLA 3.13: PRODUCCIÓN DE GAS DURANTE EL PROCESO.....	123
TABLA 3.14: PROPIEDADES DEL GAS SIMULADO .....	123
TABLA 3.15: AGUA DE REINYECCIÓN.....	124
TABLA 3.16: PRODUCCIÓN DE CRUDO .....	127
TABLA 3.17: PROPIEDADES DEL CRUDO SIMULADO.....	127

TABLA 3.18: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO .....	128
TABLA 3.19: PRODUCCIÓN DE GAS.....	129
TABLA 3.20: PROPIEDADES DEL GAS SIMULADO .....	129
TABLA 3.21: AGUA DE REINYECCIÓN.....	130
TABLA 4.1: DATOS A CONSIDERAR .....	135
TABLA 4.2: CÁLCULO TIEMPO DE RETENCIÓN VS. CAUDAL .....	137
TABLA 4.3: CÁLCULO TIEMPO DE RETENCIÓN VS. CAUDAL .....	138
TABLA 4.4: DATOS CONSIDERADOS .....	139
TABLA 4.5: CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN.....	140
TABLA 4.6: CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN.....	141
TABLA 4.7: DATOS A CONSIDERAR .....	142
TABLA 4.8: CÁLCULO CAPACIDAD MANEJO DE GAS .....	144
TABLA 4.9: CÁLCULO DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR .....	145
TABLA 4.10: DATOS A CONSIDERAR .....	146
TABLA 4.11: TIEMPO DE RESIDENCIA –BOTA DESGASIFICADORA .....	148
TABLA 4.12: DATOS DEL TANQUE DE LAVADO.....	149
TABLA 4.13: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE FLUIDO.....	151
TABLA 4.14: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO DE AGUA.....	152
TABLA 4.15: TIEMPO DE RESIDENCIA DEL TANQUE DE REPOSO .....	155
TABLA 4.16: CAPACIDAD DE FLUJO DE LAS BOMBAS DE TRANSFERENCIA .....	157
TABLA 4.17: CARACTERISTICAS AGUA DE FORMACIÓN.....	160
TABLA 4.18: CAPACIDAD DE BOMBEO RYA.....	161
TABLA 4.19: DATOS A CONSIDERAR .....	163
TABLA 4.20: CÁLCULO CAPACIDAD DE GAS .....	164
TABLA 4.21: CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES FWKO 1 .....	165
TABLA 4.22: DATOS A CONSIDERAR .....	167
TABLA 4.23: TIEMPO DE RESIDENCIA .....	169
TABLA 4.24: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO DE AGUA.....	171
TABLA 4.25: DATOS A CONSIDERAR .....	173
TABLA 4.26: CÁLCULO DESNATADOR-DIÁMETRO DE PARTÍCULA .....	174
TABLA 4.27: CÁLCULO DESNATADOR-TIEMPO DE RETENCIÓN .....	175
TABLA 4.28: DATOS A CONSIDERAR .....	176
TABLA 4.29: FLUJO DE GAS .....	178
TABLA 4.30: RESULTADOS SIMULACIÓN .....	178
TABLA 4.31: DATOS A CONSIDERAR .....	179
TABLA 4.32: CÁLCULO DIMENSIONES SCRUBBER.....	181
TABLA 5.1: PRECIO DIARIO DEL CRUDO .....	187
TABLA 5.2: COSTO DE LOS QUÍMICOS.....	189
TABLA 5.3: COSTOS POR MANTENIMIENTO.....	191



TABLA 5.4: COSTOS DE COMBUSTIBLE DEL CALENTADOR.....	193
TABLA 5.5: COSTO COMBUSTIBLE BOMBA BOOSTER .....	194
TABLA 5.6. COSTOS DE INVERSIÓN INICIAL- PROPUESTA 1.....	194
TABLA 5.7: SUMA DE COSTOS- PROPUESTA 1.....	195
TABLA 5.8: COSTOS DE COMBUSTIBLE DEL CALENTADOR.....	197
TABLA 5.9: COSTO COMBUSTIBLE BOMBA BOOSTER .....	198
TABLA 5.10: COSTO DE INVERSIÓN INICIAL-PROPUESTA 2.....	198
TABLA 5.11: COSTO DE INVERSIÓN INICIAL-PROPUESTA 2.....	199
TABLA 5.12: AHORRO DEMULSIFICANTE.....	202
TABLA 5.13: INGRESO POR PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO DE POZOS NUEVOS .....	204
TABLA 5.14: INGRESOS-PROPUESTA 1 .....	205
TABLA 5.15: AHORRO DEMULSIFICANTE.....	207
TABLA 5.16: AHORRO POR MANTENIMIENTO .....	210
TABLA 5.17: INGRESOS PROPUESTA 1.....	211
TABLA 5.18: FLUJO DE CAJA (PROPUESTA 1).....	212
TABLA 5.19: FLUJO DE CAJA (PROPUESTA 2).....	213
TABLA 5.20: VALOR ACTUAL NETO .....	215

## ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1: YACIMIENTO DE PETRÓLEO.....	3
FIGURA 1.2: DISPOSICIÓN DEL AGUA DE FORMACIÓN.....	5
FIGURA 1.3: DIAGRAMA DE TRATAMIENTO DE PETRÓLEO.....	6
FIGURA 1.4: SEPARADOR BIFÁSICO .....	8
FIGURA 1.5: SEPARADOR TRIFÁSICO .....	8
FIGURA 1.6: SEPARADOR VERTICAL .....	9
FIGURA 1.7: BOTA DESGASIFICADORA .....	15
FIGURA 1.8: TANQUE DE LAVADO .....	18
FIGURA 1.9: CALENTADOR DE AGUA (TIPO HORIZONTAL).....	19
FIGURA 1.10: TEMPERATURA DE CALENTAMIENTO.....	21
FIGURA 1.11: SISTEMA L.A.C.T.....	23
FIGURA 1.12: SCRUBBER.....	24
FIGURA 1.13: ESQUEMA DE LA RED DE SCADA .....	26
FIGURA 2.1: UBICACIÓN ESTACIÓN PICHINCHA .....	31
FIGURA 2.2: UBICACIÓN DE POZOS.....	33
FIGURA 2.3: PRODUCCIÓN HISTÓRICA DE LA ESTACIÓN PICHINCHA .....	38
FIGURA 2.4: PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA (2008).....	40
FIGURA 2.5: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA .....	43
FIGURA 2.6: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN.....	43
FIGURA 2.7: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS.....	44
FIGURA 2.8: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA .....	46
FIGURA 2.9: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN.....	47
FIGURA 2.10: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS.....	47
FIGURA 2.11: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO.....	49
FIGURA 2.12: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA.....	49
FIGURA 2.13: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS.....	50
FIGURA 2.14: ESQUEMA TANQUE DE LAVADO .....	56
FIGURA 2.15: ESQUEMA TANQUE DE SURGENCIA O REPOSO.....	58
FIGURA 2.16: ESQUEMA OPERACIONAL DEL COMPRESOR.....	64
FIGURA 3.1: DIAGRAMA PROPUESTA 1 .....	101
FIGURA 3.2: DIAGRAMA PROPUESTA 2 .....	103
FIGURA 3.3: DIAGRAMA PROPUESTA 3 .....	104
FIGURA 3.4: PANTALLA DE INICIO DE HYSYS 3.2.....	105
FIGURA 3.5: COMPONENTES.....	106
FIGURA 3.6: PAQUETE DE PROPIEDADES DE FLUIDOS.....	106
FIGURA 3.7: ECUACION DE ESTADO PENG-ROBINSON .....	107
FIGURA 3.8: OPCIÓN OIL MANAGER .....	107

FIGURA 3.9: PROPIEDADES DEL CRUDO .....	108
FIGURA 3.10: DESTILACIÓN ASTM D86 .....	108
FIGURA 3.11: INSERTAR DATOS DE LA DESTILACIÓN ASTM D-86.....	109
FIGURA 3.12: CALCULATE.....	109
FIGURA 3.13: CURVA DE AJUSTE CUT/BLEND.....	110
FIGURA 3.14: NOMBRE DE LA CORRIENTE .....	110
FIGURA 3.15: AMBIENTE DE SIMULACIÓN.....	111
FIGURA 3.16: INGRESO DE LA COMPOSICIÓN DEL DE GAS.....	111
FIGURA 3.17: INGRESO DE CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	112
FIGURA 3.18: ESQUEMA DE LA CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO .....	117
FIGURA 3.19: DIAGRAMA DEL PROCESO PROPUESTA 1 .....	120
FIGURA 3.20: DIAGRAMA DEL PROCESO PROPUESTA 2 .....	126
FIGURA 4.1: DETERMINACIÓN DE K.....	143
FIGURA 4.2. ESQUEMA SEPARADOR BIFÁSICO .....	145
FIGURA 4.3: VOLUMEN DINÁMICO DEL TANQUE DE LAVADO .....	150
FIGURA 4.4: TIEMPO DE RESIDENCIA TANQUE DE LAVADO .....	151
FIGURA 4.5: VOLUMEN DINÁMICO DEL TANQUE DE REPOSO .....	154
FIGURA 4.6: TIEMPO DE RESIDENCIA.....	156
FIGURA 4.8: ESQUEMA DEL FWKO 1.....	166
FIGURA 4.9: TIEMPO DE RESIDENCIA.....	170
FIGURA 4.10: DIÁMETRO VS LONGITUDES EFECTIVAS .....	176
FIGURA 4.11: ESQUEMA SCRUBBER.....	182
FIGURA 5.1: PRECIO DEL PETRÓLEO MES DE JUNIO 2009 .....	186
FIGURA 5.2: COSTOS DE COMBUSTIBLE DE CALENTADOR.....	193
FIGURA 5.3. COSTOS DE COMBUSTIBLE DEL CALENTADOR.....	197
FIGURA 5.4. PROYECCIÓN CONSUMO DEMULSIFICANTE .....	201
FIGURA 5.5: AHORRO DEMULSIFICANTE .....	202
FIGURA 5.6 PROYECCIÓN AHORRO DE QUÍMICOS .....	208
FIGURA 5.7: AHORRO MANTENIMIENTO.....	209
FIGURA 5.8: VAN VS TIR (PROPUESTA 1).....	216
FIGURA 5.9: VAN VS TIR (PROPUESTA 2).....	217
FIGURA 5.10: PRI VS FNC (PROPUESTA 1).....	218
FIGURA 5.11: PRI VS FNC (PROPUESTA 2).....	219

## ÍNDICE DE FOTOS

FOTO N°1.1: MANIFOLD.....	228
FOTO N°1.2: SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA .....	228
FOTO N°1.3: SALIDA DE FLUIDOS DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN .....	229
FOTO N°1.4: BOTA DESGASIFICADORA.....	229
FOTO N°1.5: TANQUE DE LAVADO.....	230
FOTO N°1.6: TANQUE DE SURGECIA O REPOSO .....	230
FOTO N°1.7: SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE PETRÓLEO .....	231
FOTO N°1.8: SCRUBBER SCB 01/02/03.....	231
FOTO N°1.9: SCRUBBER SCB 06/07/08.....	232
FOTO N° 1.10: SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS.....	232
FOTO N°1.11: COMPRESOR CO-01 .....	233
FOTO N°1.12: AEROENFRIADOR E-01 .....	233
FOTO N°1.13: FILTRO DE COMBUSTIBLE DE GAS FC-01 .....	234
FOTO N°1.14: SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS.....	234
FOTO N°1.15: SISTEMA CONTRA INCENDIOS .....	235
FOTO N°1.16: SCI DE TANQUES .....	235
FOTO N° 1.17: SCI DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN.....	236
FOTO N°1.18: SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN.....	236
FOTO N° 1.19: PISCINA API .....	237
FOTO N°1.20: GENERACIÓN ENERGÍA SEIP.....	237
FOTO N°1.21: GENERADOR A DIESEL.....	238
FOTO N° 1.22: INYECCIÓN DE QUÍMICOS TANQUE DE LAVADO .....	238
FOTO N° 1.23: INYECCIÓN DE QUÍMICOS RYA.....	239
FOTO N° 1.24: SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS .....	239
FOTO N°1.25: SUMIDERO .....	240
FOTO N° 1.26: SISTEMA DE RECIRCULACIÓN TANQUE-TANQUE .....	240

## ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO 1: FOTOGRAFÍAS DE LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA.....	227
ANEXO 2: LISTADO DE EQUIPOS.....	241
ANEXO 2.1: UBICACIÓN DE LOS EQUIPOS .....	242
ANEXO 2.2: BOMBAS .....	243
ANEXO 2.3: TANQUES .....	244
ANEXO 2.4: RECIPIENTES A PRESIÓN .....	245
ANEXO 2.5: COMPRESORES .....	246
ANEXO 2.6: MECHEROS .....	247
ANEXO 2.7: AEROENFRIADOR MODELO 84VV.....	248
ANEXO 3: DATOS DE CAMPO Y LABORATORIO.....	249
ANEXO 3.1: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DIARIA.....	250
ANEXO 3.2: CROMATOGRAFÍA DE GASES ESTACIÓN PICHINCHA.....	251
ANEXO3.3: CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO .....	252
ANEXO 3.4: DESTILACIÓN ASTM-D86.....	253
ANEXO 3.5: CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE FORMACIÓN.....	254
ANEXO 4: PLANOS PFD.....	255
ANEXO 4.1: PLANO PFD DE LA ESTACIÓN PICHINCHA .....	256
ANEXO 4.2: SISTEMA CONTRA INCENDIO .....	257
ANEXO 4.3: MANIFOLD .....	258
ANEXO 4.4: SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS .....	259
ANEXO 4.5: PFD- PROPUESTA 1 .....	260
ANEXO 4.6: PFD-PROPUESTA 2 .....	261
ANEXO 4.7: PFD-PROPUESTA 3 .....	262
ANEXO 5: COSTOS DE PRODUCCIÓN.....	263
ANEXO 6: BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA .....	264

## RESUMEN

El objetivo central de este proyecto de titulación es optimizar los procesos de tratamiento del petróleo, gas y agua de formación de la Estación de Producción Pichincha correspondiente al Campo Libertador, para tal propósito se ha determinado las propiedades que intervienen en el proceso y en el dimensionamiento de los equipos tomando en consideración: la producción máxima de fluido de la proyección de producción y la caracterización del petróleo, gas y agua.

En la actualidad la Estación de Producción Pichincha presenta problemas de operación en sus procesos ya que fue inicialmente diseñada para manejar bajos cortes de agua y altas ratas de gas.

Se analiza el funcionamiento de los equipos para tres propuestas planteadas, se comprueba su capacidad operativa para manejar la producción actual y máxima en el 2025. Finalmente se analiza cual es la propuesta más factible de implementar.

Por último se evalúa la rentabilidad de las propuestas mediante un análisis económico concluyendo que la propuesta más rentable y factible es la Propuesta 2 y 3 ya que permite manejar alta producción de agua y evita el continuo mantenimiento de equipos por presencia de condensados.

## PRESENTACIÓN

Bajo la hipótesis, de que los procesos físicos y químicos de los distintos tipos de elementos que conforman un proceso de producción, pueden ser simulados a través del uso de modelos matemáticos, empieza la implementación y desarrollo de los simuladores de procesos en la industria.

El objetivo principal del presente proyecto es modelar y optimizar los procesos de tratamiento de crudo, en las Facilidades de Producción de la Estación Pichincha usando como herramienta la simulación de procesos.

El estudio inicia con una descripción general del campo de producción como es su ubicación, geología, producción histórica, actual, y proyectada. Posteriormente se da una descripción técnica de todos los sistemas que conforman la estación de producción con el objeto de visualizar la magnitud de operación y las características de los equipos.

Finalmente para evaluar si es factible y rentable la implementación de los cambios recomendados se realiza el respectivo análisis técnico-económico de las propuestas.

El complemento a la optimización de facilidades es su evaluación económica, para estudiar las rentas futuras de los cambios recomendados, con el objeto de viabilizar cambios realizables y factibles.

# **CAPÍTULO 1:**

## **CONCEPTOS BÁSICOS**

### **1.1 SIMULACIÓN DE PROCESOS**

Se define como una técnica para evaluar un proceso, en base al cálculo de balance de materia y energía, en donde ocurren transformaciones físicas, químicas o energéticas.

Un simulador de procesos es un paquete informático que permite calcular propiedades físicas, químicas y termodinámicas de un proceso a través de la aplicación de modelos matemáticos. De acuerdo al tipo, estructura y uso que tengan, los simuladores se clasifican: según el tipo en: específicos y generales; por su estructura en: fijos y variables

Los simuladores específicos, son desarrollados para representar un proceso en particular o parte de él; mientras que los simuladores generales representan una gran variedad de procesos, por lo que son flexibles y de mayor aplicación.

En cambio en los simuladores de estructura fija, el programa ejecutivo es exactamente el mismo sin importar qué se está simulando; mientras que en los de estructura variable, el programa ejecutivo es codificado automáticamente para cada proceso.

En cuanto a su uso se clasifican como de régimen estacionario, dinámico, de diseño, de evaluación económica y de control. Siendo los de mayor uso los simuladores de régimen estacionario debido a la simplicidad en su formulación matemática y su estabilidad numérica.



### 1.1.1 HYSYS

Es un software de simulación de procesos de estructura variable de régimen estacionario y/o dinámico, que permite construir y ejecutar un modelo de proceso.

Entre las ventajas y desventajas del software tenemos las siguientes:

#### **Ventajas:**

- Predice mezclas, presión y temperatura de las corrientes en el proceso.
- Permite optimizar las condiciones de operación del proceso.
- Secciona el diagrama de flujo permitiendo utilizar diferentes opciones de simulación a lo largo del proceso.
- Es aplicable a procesos industriales como: refinación, destilación, intercambiadores de calor, bombas, tanques, etc.

#### **Desventajas**

- Es susceptible a los datos de entrada.
- Es dependiente a los parámetros termodinámicos.
- Produce soluciones aproximadas de un proceso real ya que se fundamentan en modelos matemáticos.

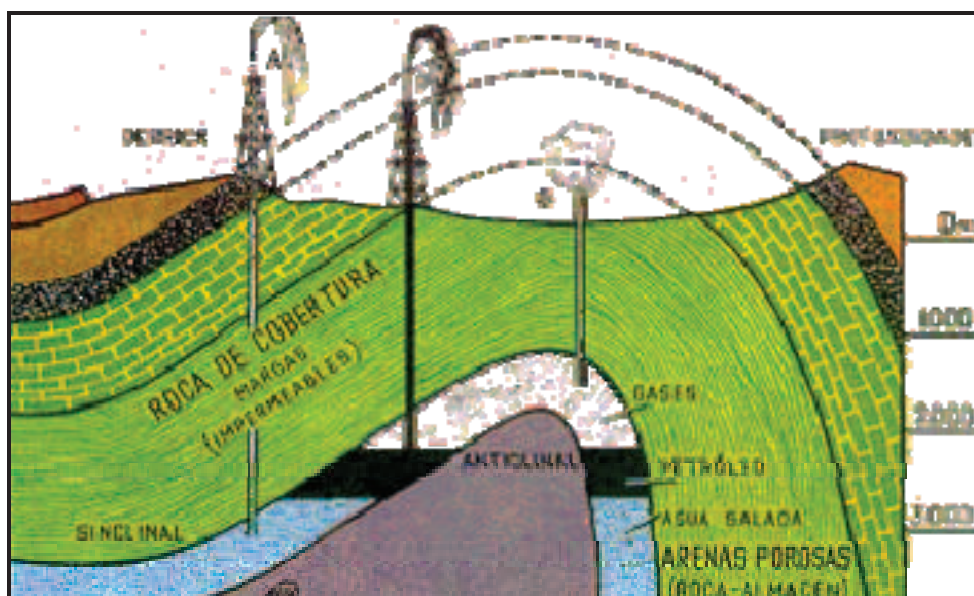
## 1.2 PETRÓLEO

El petróleo es una sustancia aceitosa de color oscuro de origen natural, formado principalmente de hidrocarburos (Carbono e Hidrógeno), que existe en estado gaseoso, líquido y sólido.

Su origen es de tipo orgánico y sedimentario, es resultado de procesos físico-químicos en el subsuelo, que debido a las altas presiones y temperaturas transformaron la materia orgánica en petróleo y gas.

El lugar donde se formó el petróleo se denomina roca madre, sin embargo debido a su estado líquido, el petróleo puede emigrar hasta quedar atrapado en una estructura geológica apropiada “yacimientos”, el cual presenta las condiciones necesarias para almacenarlo (porosidad, estructura e impermeabilidad), como se puede apreciar en la **Figura 1.1**:

**FIGURA 1.1: YACIMIENTO DE PETRÓLEO**



FUENTE: PETROPRODUCCIÓN

## 1.3 GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos en estado gaseoso en proporciones variables de elementos de naturaleza orgánica e inorgánica de fácil expansión y compresión. El metano ( $\text{CH}_4$ ) es su principal constituyente, además contiene etano, propano, butano, pentano, hexano, pequeñas cantidades de compuestos pesados ( $\text{C7+}$ ), diluyentes que reducen su poder calorífico ( $\text{CO}_2$ ) e impurezas como sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ )

Su origen y entrapamiento es semejante a la del petróleo, la diferencia radica en que las condiciones de su formación fueron a condiciones de presión y temperatura más severas que las del petróleo.

### 1.3.1 TIPOS DE GAS

El gas natural que se puede encontrar en las facilidades de producción antes y después del tratamiento son de los siguientes tipos :

#### 1.3.1.1 Gas en Solución

Se denomina así al gas que está en solución con el petróleo a condiciones de yacimiento y cuando pasa a condiciones atmosféricas se separa de la fase líquida. También es conocido como gas húmedo por la presencia de hidrocarburo líquido en su composición.

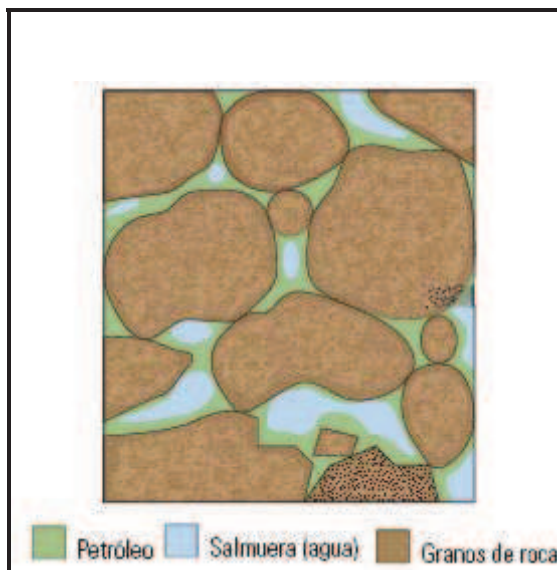
#### 1.3.1.2 Gas Seco

Su componente principal es el metano, este proviene del tratamiento de deshidratación, en donde se eliminan sus productos más pesados en forma líquida (condensados de gas).

## 1.4 AGUA DE FORMACIÓN

Es agua salada que se encuentra asociada al hidrocarburo en los sedimentos durante la deposición de éstos, como se muestra en la **Figura 1.2**.

Su producción es inherente, constituyéndose en el fluido de mayor producción a lo largo de la vida de un pozo. La producción de agua en los campos de Petroproducción es de un promedio de 3 barriles de agua por cada barril de petróleo, que equivale a un 75% aproximadamente.

**FIGURA 1.2: DISPOSICIÓN DEL AGUA DE FORMACIÓN**

FUENTE: OILFIELD REVIEW

Está compuesta por gran cantidad de sales disueltas, sólidos en suspensión y metales pesados. Las sales disueltas y los iones que predominan en las aguas de formación son: Sodio (Na), Potasio (K), Magnesio (Mg), Calcio (Ca), Bario (Ba), Litio (Li), Cloro (Cl), Nitratos ( $\text{NO}_3$ ), Carbonato ( $\text{CO}_3$ ), y Sulfatos ( $\text{SO}_4$ ). Además de metales como: Bario (Ba), Berilio (Be), Manganeseo (Mn), Níquel (Ni), Plata (Ag), Zinc (Zn), entre otros.

El agua de formación es tratada con dos objetivos específicos: para recuperación secundaria y reinyección con la finalidad: desplazar el petróleo a lo largo de una arena productora y disminuir el impacto ambiental, respectivamente.

### 1.5 FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE UNA ESTACIÓN TIPO

Se conoce como facilidades de producción a todos los equipos, líneas de flujo e instalaciones que se utilizan para procesar la producción de petróleo, con el fin de: deshidratar, desgasificar y almacenar el petróleo.

El fluido producido de los pozos se recibe en un múltiple de recolección o manifold, desde donde se envía al sistema de separación primaria, que consta de separadores en los cuales se separan el fluido en sus fases: líquida y gaseosa. La corriente de líquido es enviado a la bota desgasificadora en la que se elimina el

gas residual del líquido; posteriormente ocurre la separación agua-petróleo por decantación en el tanque de lavado y el petróleo con BSW  $\leq 1\%$  queda disponible para ser almacenado en el tanque de surgencia para ser transportado.

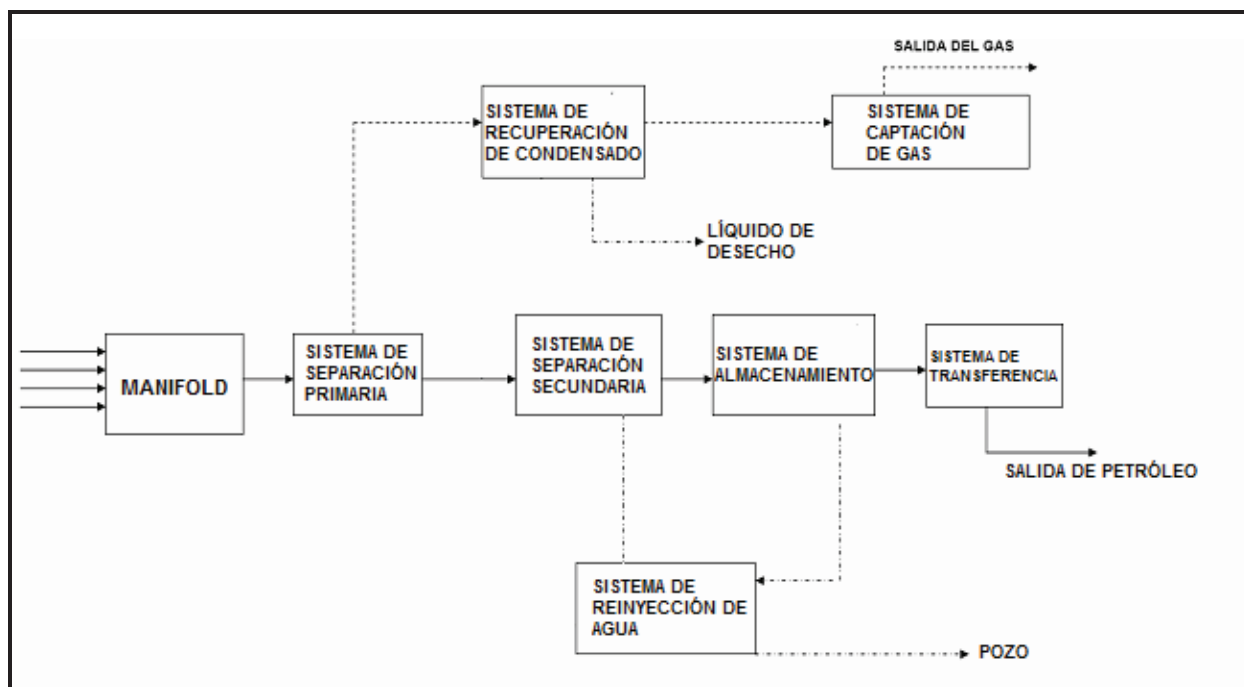
En cambio el gas proveniente del sistema de separación primario ingresa a los equipos de recuperación de condensado “Scrubber” para eliminar los líquidos que arrastra el gas, quedando listo para su compresión y posterior envío para generar energía y/o inyectar gas al pozo.

Por otra parte el agua de formación proveniente del tanque de lavado es enviada al sistema de reinyección para recibir tratamiento físico-químico para ser reinyectada mediante bombas de alta presión a la formación receptora.

El esquema de las facilidades de producción se puede apreciar en el diagrama de bloques de la **Figura 1.3**.

Además una estación de producción de petróleo consta de sistemas complementarios como: sistema contra incendios, sistema de generación eléctrica, sistema de inyección de químicos y sistema de aire de instrumentos.

**FIGURA 1.3: DIAGRAMA DE TRATAMIENTO DE PETRÓLEO**



### 1.5.1 MANIFOLD

El manifold es un conjunto de válvulas, tuberías y accesorios que permiten centralizar, direccionar y distribuir la producción proveniente de los diferentes pozos hacia los separadores de prueba y producción en las facilidades.

### 1.5.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA

La producción de hidrocarburo está asociada a la producción de agua de formación y gas natural, cuyos volúmenes deben ser tratados con la finalidad de maximizar el volumen de petróleo y minimizar la cantidad de agua presente en el hidrocarburo. Para este propósito las facilidades de producción constan de un sistema de separación primaria que está conformada por un conjunto de separadores que son los encargados de separar la corriente de entrada en sus fases (gas, petróleo y agua).

#### 1.5.2.1 Separador

Es un recipiente metálico cerrado que separa un fluido en sus fases: líquido-gas si es bifásico y agua-petróleo-gas si es trifásico, bajo el principio de colisión y gravedad. El fluido debe permanecer en reposo dentro del recipiente durante un lapso de tiempo de 5 a 15 minutos dependiendo de las características del crudo y del caudal a tratar.

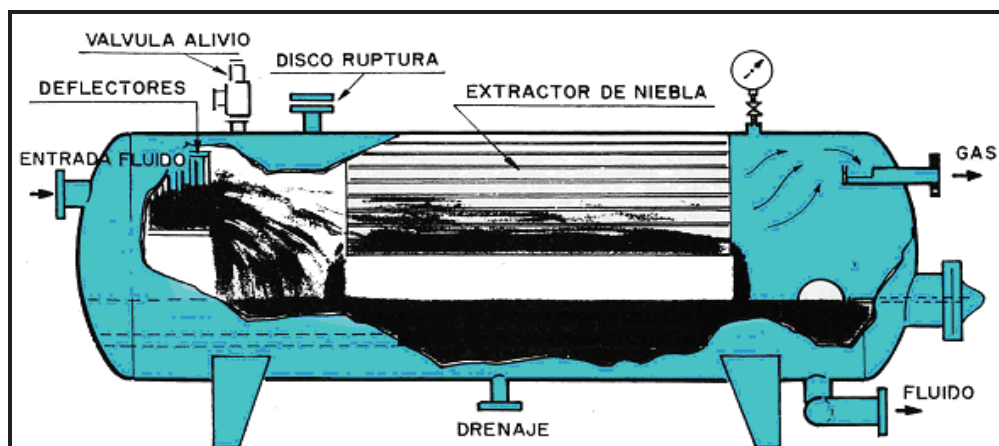
##### *1.5.2.1.1 Tipos de Separadores*

Los separadores se clasifican de acuerdo al número de fases que separa en: bifásicos y trifásicos, y de acuerdo a su forma en: verticales, horizontales y esféricos:

- **Bifásicos:**

Son aquellos que separan el gas de la corriente de líquido (petróleo, emulsión y agua) en un tiempo de retención de 5 a 7 minutos. En la **Figura 1.4** se presenta el esquema general de los separadores bifásicos.

FIGURA 1.4: SEPARADOR BIFÁSICO



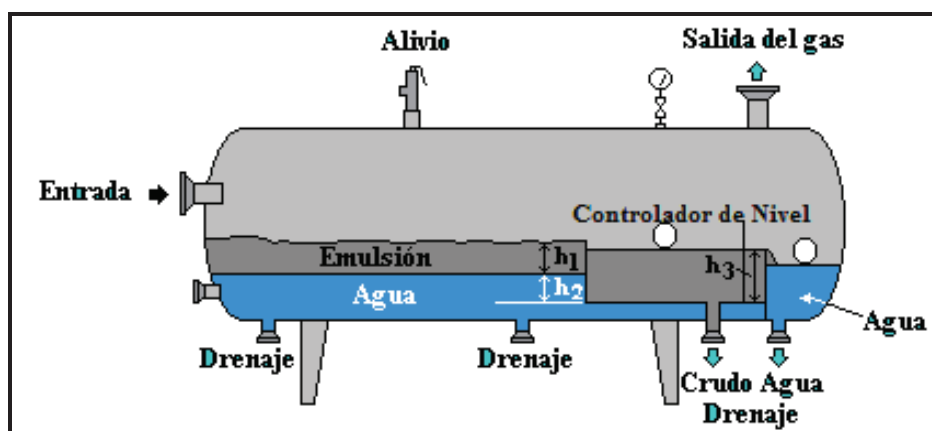
FUENTE: APUNTES INSTALACIONES DE SUPERFICIE

- **Trifásicos:**

Este tipo de dispositivo separa la fase líquida de la gaseosa, además de separar la corriente líquida en petróleo y agua libre, por lo que el recipiente debe proporcionar un tiempo de residencia entre 10 y 15 min.

Se diferencia del separador bifásico en sus accesorios y características entre las que se encuentra: capacidad de líquido adecuado para la separación "tiempo de retención", controlador de nivel de la interfase agua-petróleo y salidas independientes para el petróleo y el agua, como se muestra en la **Figura 1.5**.

FIGURA 1.5: SEPARADOR TRIFÁSICO



FUENTE: APUNTES INSTALACIONES DE SUPERFICIE

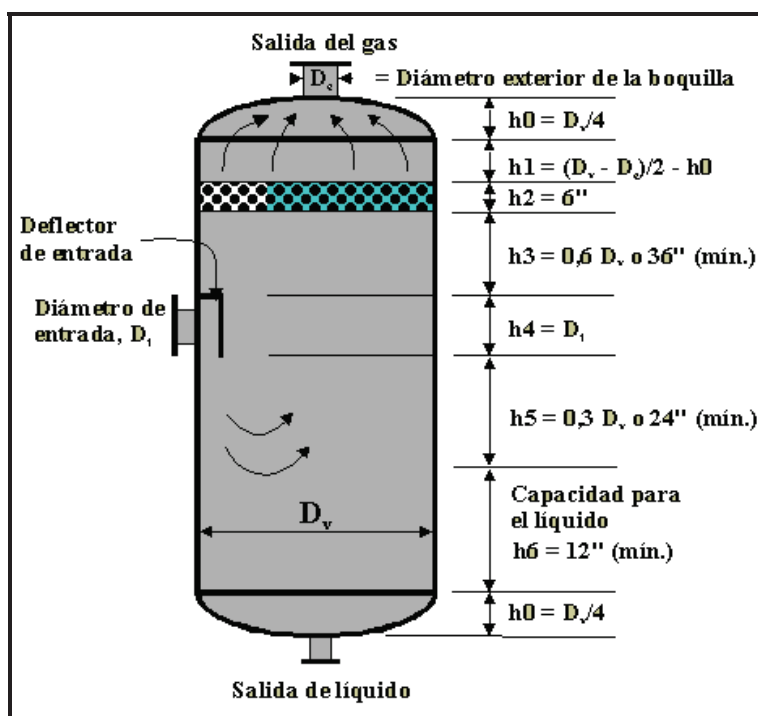
- **Horizontal**

Es un recipiente cilíndrico cerrado de forma horizontal. En éste el fluido entra en dirección paralela al eje horizontal y choca contra una placa, este cambio en la dirección del fluido realiza la primera separación de líquido y gas. En este tipo de separadores el volumen para la zona líquida está comprendido entre el 50% y 75% de su volumen total.

- **Vertical**

Es un separador cuya posición relativa es vertical y el fluido ingresa perpendicularmente. Su modo de diseño es diferente al horizontal ya que se considera otras alturas de las secciones descritas anteriormente, como se muestra en la siguiente figura:

**FIGURA 1.6: SEPARADOR VERTICAL**



FUENTE: APUNTES INSTALACIONES DE SUPERFICIE

En una estación de producción existen separadores tanto de prueba como de producción. Los separadores de prueba tienen como finalidad cuantificar el potencial de producción de petróleo, agua y gas de un pozo. Además permite la



extracción de muestras de fluido, las cuales son analizadas en laboratorio para determinar su BSW y cromatografía.

#### *1.5.2.1.2 Componentes de un Separador*

Entre los componentes y dispositivos internos más importantes de un separador tenemos:

- **Eliminadores de Niebla**

Su objetivo es aglomerar las partículas de líquido en una corriente de vapor, mejorar la separación y disminuir el arrastre de líquidos con la finalidad de evitar la pérdida de líquido que puede ocasionar problemas.

- **Deflectores**

Su función es realizar un cambio repentino de dirección y velocidad de flujo a la entrada del separador. Estos dispositivos pueden ser un plato esférico, un ángulo de hierro, un cono o cualquier obstrucción que realice un cambio repentino de dirección.

- **Baffles rompedores de olas**

Son deflectores verticales perforados, de distribución homogénea de orificios de 1/4" por donde pasa el flujo, que cubren la interfaz de gas – líquidos, perpendicular al flujo. Su función moderar el régimen de flujo de turbulento a laminar con el fin de mejorar la separación de las moléculas de gas en la corriente de líquido y evitar la formación de vórtices.

- **Sand Jet**

Este accesorio es indispensable en fluidos con alto contenido de arena el cual es abrasivo y desgasta las paredes del separador.

Este dispositivo se coloca donde se acumula la arena, funcionando con fluido a presión mediante toberas de inyección, que hagan posible la remoción de la arena.

### *1.5.2.1.3 Factores que afectan la Eficiencia de un Separador*

- **Presión**

Al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta.

El efecto de la separación se ve reflejado en dos parámetros importantes que son las constantes de equilibrio  $K_i$ , y la cantidad de líquido recuperado, pues si la presión cae bruscamente, la corriente de gas arrastrará líquido y disminuirá la recuperación del mismo.

- **Temperatura**

A medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador y cuando aumenta disminuye la capacidad en la separación de gas.

- **Composición**

Si se presenta cambios bruscos en la composición de la mezcla podría afectar parámetros como la densidad del gas, afectando a su velocidad crítica.

Generalmente se presenta cambios disminuyendo las proporciones de metano y etano, incrementando porcentajes de componentes más pesados por efecto de la presión a la cual están sometidos.

- **Densidades del líquido y gas**

Las densidades del líquido y el gas, afectan la capacidad de manejo de gas de los separadores. La capacidad de manejo de gas de un separador, es directamente proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.

- **Viscosidad del gas**

De la ley de Stokes se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, la capacidad y eficiencia del separador.

En separadores horizontales la velocidad terminal permite que las partículas suspendidas viajen a través de la corriente de gas. Con la velocidad terminal se calcula el tiempo de retención que se requiere para que la partícula líquida de 100 micrones se deposite desde la parte superior hasta la interface gas-líquido.

- **Tamaño de las partículas**

El tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga.

Las partículas más pequeñas son separadas mediante extractores de neblina y métodos electrostáticos.

- **Velocidad Crítica del gas**

Generalmente cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un valor establecido en su diseño, aunque se incremente el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores de 100 micras en la sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

La velocidad crítica del gas obedece a la expresión:

$$V_c = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (1.1)$$

Donde:

K=constante de Sounders y Brown

$\rho_l$ = densidad del líquido a condiciones de operación, (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_g$ = densidad del gas a condiciones de operación, (lb/ft<sup>3</sup>)

- **Tiempo de Residencia**

Se define como el tiempo promedio que una molécula de líquido es retenida en el recipiente. Por lo tanto, el tiempo de retención es el volumen de almacenamiento de líquido dividido por la tasa de flujo de líquido.

El tiempo de residencia depende principalmente del caudal, temperatura y las condiciones físico-químicas del hidrocarburo que entra al separador.

### **1.5.3 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA**

El sistema de separación secundaria consta de:

- Bota desgasificadora.
- Tanque de Lavado

#### **1.5.3.1 Bota Desgasificadora**

Sirve para eliminar una cantidad adicional de gas que permanece en solución en la fase líquida.

Está formada de 2 cilindros verticales concéntricos, el fluido ingresa a la bota hacia el cilindro interno y sube hasta chocar con el deflector cónico descendiendo la fase líquida por el espacio anular para ingresar al tanque de lavado, el gas que se libera por proceso de expansión brusca es liberada por la parte superior hacia el mechero (ver **Figura 1.7**). La bota desgasificadora también sirve como separador de producción alterno en el caso de que los separadores primarios se inundan.

##### *1.5.3.1.1 Componentes de una Bota Desgasificadora*

Una bota de gas está constituida por un cilindro interno por la que sube el petróleo y el agua, hasta chocar con un deflector, descendiendo por el espacio anular para ingresar al tanque de lavado.

El diseño de una bota de gas es más simple que la de un separador, al igual que sus componentes internos.

- **Deflector**

El deflector de una bota de gas, tiene la forma de un sombrero chino, con un ángulo de 45°, y se encuentra a la salida de un tubo interno concéntrico por donde asciende el crudo y el agua.

El deflector cambia la dirección y la cantidad de movimiento del líquido y desgasifica las pequeñas moléculas de gas que han sido arrastradas por la corriente de líquido del separador.

- **Baffles Perforados**

La bota de gas tiene en la parte superior de deflector una serie de placas o baffles, generalmente tres, de manera inclinada con un ángulo de 45°.

#### *1.5.3.1.2 Factores que afectan la Eficiencia de una Bota Desgasificadora*

Entre los factores que afectan el rendimiento de la bota tenemos los siguientes:

- **Tamaño de la Bota de Gas**

Cuando el fluido choca en el deflector y desciende por el anular, permite la liberación de gas, y estas partículas a la vez necesitan recorrer una longitud para que decanten las gotas de líquido que aún se hallan en su interior.

- **Disposición de los baffles**

Este parámetro permite mayor o menor aporte de área superficial para evitar que pequeñas gotas de líquido escapen en la corriente de gas, pues al chocar con la superficie del agujero de 0,25" del baffle, evitan el paso del líquido descendiendo al fondo de la bota.

Otros factores son la presión y la temperatura, si tomamos en cuenta que una bota de gas opera con una presión de vacío de 2psig que permite extraer la mayor cantidad de hidrocarburos ligeros y vapores presentes en el crudo.

- **Diámetro de las boquillas**

El diámetro de las boquillas de la bota de gas tanto a la entrada como a la salida de gas y de líquido está regularizado por normas que permiten utilizar

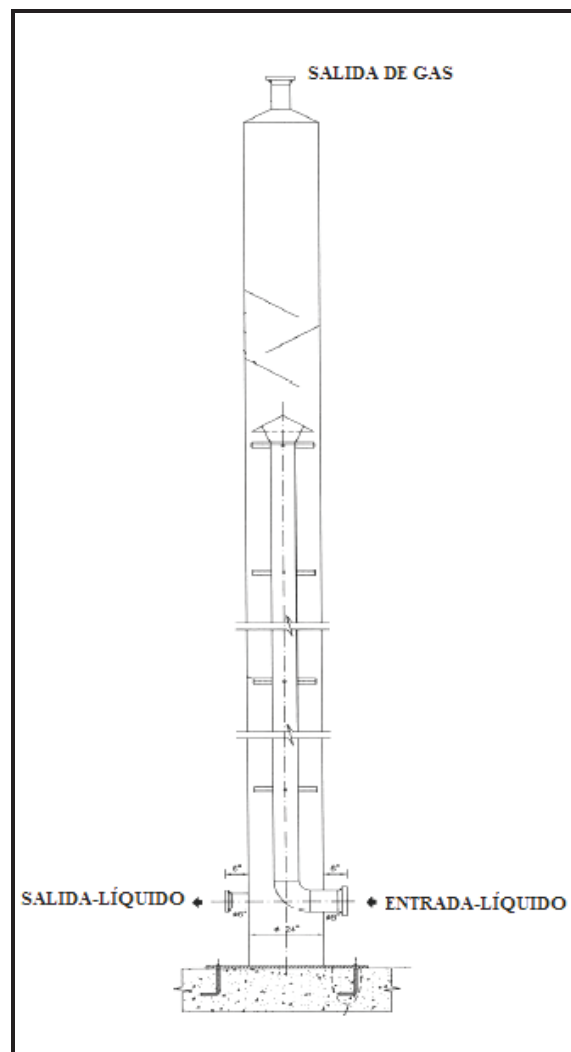
velocidades máximas a fin de evitar erosión de las boquillas debido al ingreso de sólidos

- **Tiempo de residencia**

Al considerar a la bota de gas como un separador vertical, el tiempo de residencia se lo calcula de igual manera que el de un separador bifásico, y los tiempos de residencia al de un separador.

El tiempo de residencia debe permitir la eliminación del gas residual proveniente de la corriente líquida.

**FIGURA 1.7: BOTA DESGASIFICADORA**



FUENTE: PROYECTOS ESPECIALES-PETROPRODUCCIÓN

### 1.5.3.2 Tanque de Lavado

Es un recipiente metálico de forma cilíndrica generalmente de techo cónico fijo, como se muestra en la **Figura 1.8**, que permite separar el agua del petróleo por diferencia de densidades (decantación) y estabilizar las condiciones físico-químicas del crudo durante un cierto tiempo de reposo hasta alcanzar un BSW del 1%, después del cual por rebose es enviado al tanque de reposo.

#### 1.5.3.2.1 Componentes de un Tanque de Lavado

- **Deflector**

Se trata de una enorme pantalla interna a la entrada del flujo de petróleo donde golpea la corriente de petróleo y agua, en donde se separan por acción de la diferencia de densidades.

- **Placas internas**

El tanque tiene una serie de placas internas distribuidas en trayectoria sinusoidal de tal forma que facilitan la separación del agua del petróleo.

Estas placas poseen una altura que va desde el fondo del tanque hasta una plancha antes del tope del tanque, y atraviesan la fase de petróleo, emulsión y agua.

- **Pierna Hidrostática**

Es un dispositivo externo que tiene como finalidad determinar la altura del colchón de agua que va a empujar el petróleo hacia la boquilla de descarga del tanque.

Generalmente la pierna hidrostática es fijada para mantener en 8 pies de altura la transición entre agua y petróleo.

- **Válvulas de presión y vacío**

Posee en la parte superior del techo cuatro válvulas de presión y vacío, para aliviar el exceso de presión ocasionado por el gas que aún se encuentra en la parte superior del tanque.

La otra función de estas válvulas es la de evitar que la presión interna del tanque disminuya, puesto que toma aire del ambiente y lo suministra al interior del tanque de ser necesario. Estas válvulas se encargan de equilibrar la presión interna del tanque.

#### *1.5.3.2.2 Factores que afectan la Eficiencia de un Tanque de Lavado*

La operación de un tanque puede ser influenciado por los siguientes parámetros:

- **Altura colchón de agua**

En el interior del tanque se forma un colchón de agua que va en un rango de 8 a 12 ft dependiendo de las necesidades, cuya función es elevar la fase de crudo que se encuentra en la parte superior del colchón de agua.

Si el colchón aumenta, también aumenta la altura de la emulsión, ocasionando problemas.

- **Temperatura del agua**

El agua está re circulando en la base del tanque saliendo hacia un calentador de agua incrementando su temperatura entre 10-25°F.

El incremento de la temperatura es importante porque permite que los crudos parafínicos no afecte la descarga hacia el tanque de surgencia, además ayuda a romper la emulsión.

- **Estabilidad de la emulsión**

Dependiendo de las características de la emulsión puede ser: suave o estable. Una emulsión estable requiere mayor temperatura y mayor proporción de químicos para romperse y liberar crudo atrapado en ella.



- **Tiempo de residencia**

El tiempo de residencia para un tanque se determina de la siguiente manera:

$$t_r = 24 \frac{V}{Q} \quad (1.2)$$

Donde:

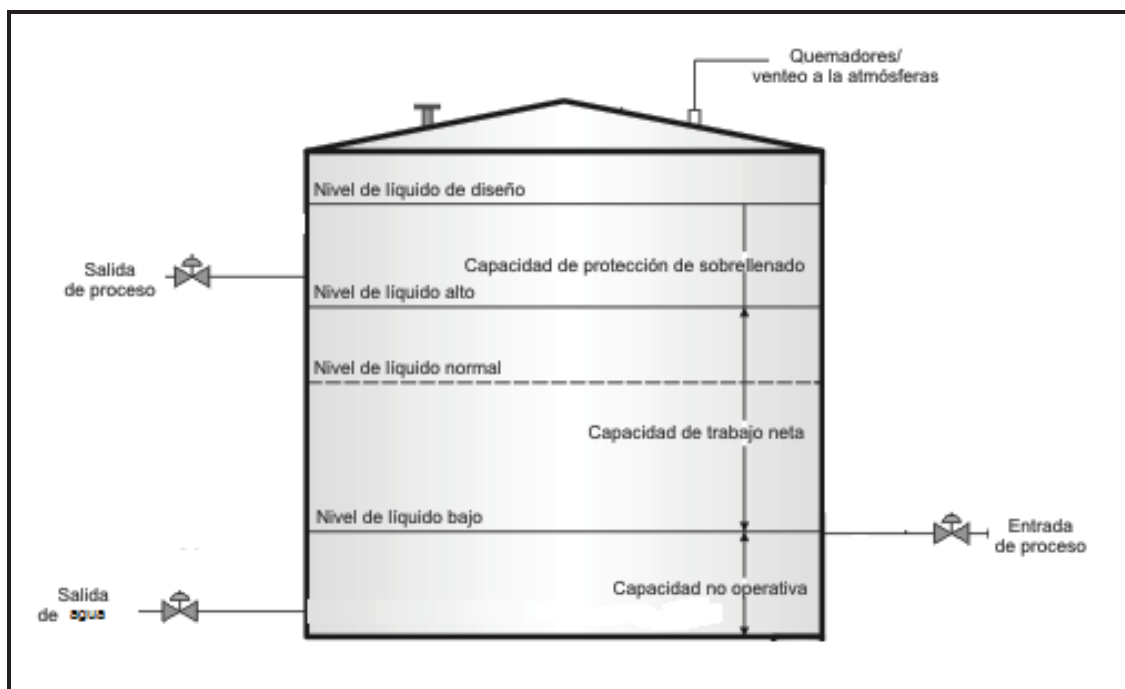
$t_r$ = tiempo de residencia del petróleo, horas.

$V$ = volumen real del crudo en el tanque, bbls

$Q$ = caudal de petróleo, bbls/día

El tiempo de residencia en el tanque es el lapso en el cual las gotas de petróleo se separan del agua y las gotas de agua descenden del petróleo, es decir es el tiempo en el cual ocurre la deshidratación del petróleo.

**FIGURA 1.8: TANQUE DE LAVADO**



FUENTE: PETROPRODUCCIÓN

### 1.5.4 SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO.

Este sistema está constituido por:

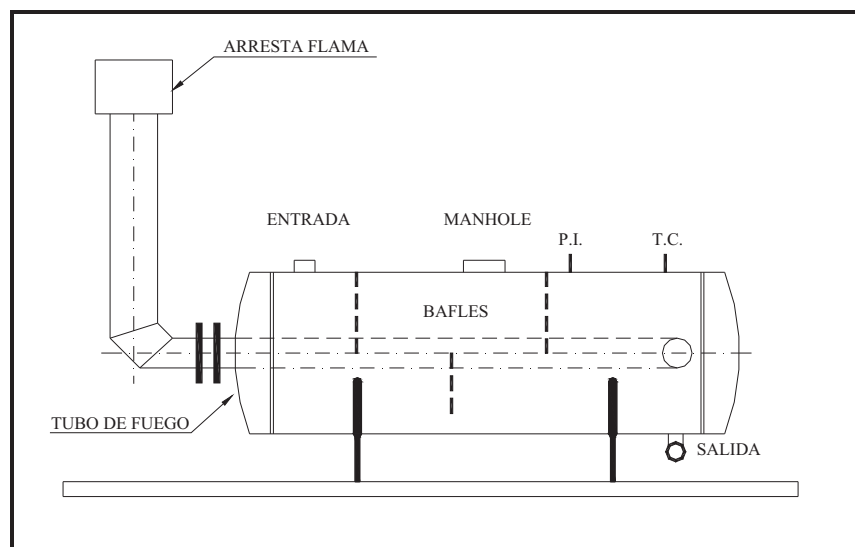
- Calentador
- Bomba
- Tanque de Lavado

En la mayoría de estaciones la temperatura del crudo en el tanque de lavado es menor a la requerida para que el proceso de deshidratación sea óptimo y se obtenga un crudo con el 1% de agua.

#### 1.5.4.1 Calentador

Es el equipo que permite elevar la temperatura de la emulsión (BSW  $\geq 20\%$ ) hasta una temperatura adecuada que permita romper la emulsión de agua en crudo con mayor facilidad (**Ver Figura 1.9**).

**FIGURA 1.9: CALENTADOR DE AGUA (TIPO HORIZONTAL)**



FUENTE: PROYECTOS ESPECIALES - PETROPRODUCCIÓN

En los calentadores el fluido caliente, gases de combustión, fluyen por el tubo interno llamado tubo de fuego, mientras que el fluido frío, agua de formación fluye por la sección anular

La temperatura a la que el agua debería entrar al tanque de lavado es la necesaria para consumir una cantidad mínima o nula de demulsificante.

El agua está constantemente re circulando en la parte inferior del tanque de lavado, saliendo hacia un calentador de agua incrementando su temperatura entre 10-30 °F aproximadamente.

#### *1.5.4.1.1 Componentes de un calentador*

Las partes que conforman un calentador son:

- **Quemador**

Es el elemento encargado de quemar el gas natural para calentar el volumen de agua que transferirá el calor. El quemador de gas se lo puede clasificar como un inhalador de premezclado, debido a que el aire se mezcla con el gas antes de llegar a la cámara de encendido. Estos quemadores constan de un sistema de control para evitar accidentes que consiste en una válvula de tres vías, que controla la llama y la bomba de agua.

- **Cuerpo o Coraza**

Es el recipiente que abarca al tubo de fuego, este elemento se construye en acero inoxidable.

- **Tubo de Fuego**

Es el elemento en forma de U que se acopla entre el quemador y la coraza, por este equipo circulan los gases de combustión.

- **Chimenea**

Es el equipo acoplado al tubo de fuego por donde se evacúan los gases de combustión.

#### *1.5.4.1.2 Factores que afectan la Eficiencia de un Calentador*

- **Temperatura**

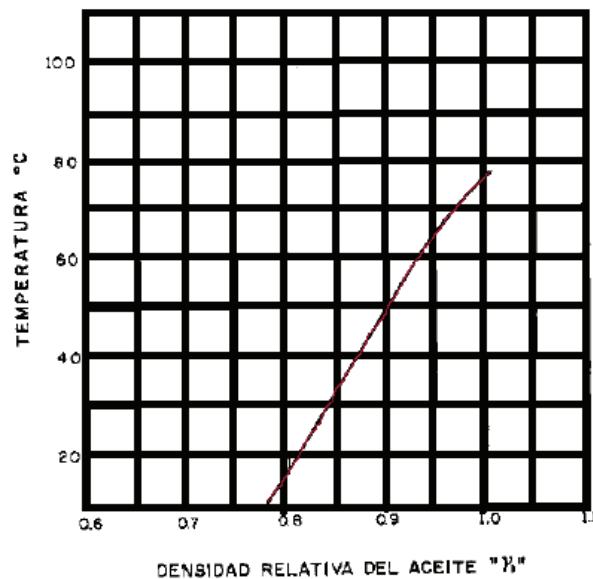
Los efectos de la temperatura sobre los líquidos y emulsiones son las siguientes:

- a) Acelera la ruptura de la emulsión, y agiliza el asentamiento debido a la reducción de las viscosidades tanto del agua como del petróleo.

- b) Reduce la acción del emulsificante aumentando la rapidez de acción y eficacia del químico demulsificante.
- c) Aumenta la diferencia de densidades entre el agua y el petróleo incrementado la velocidad de asentamiento del agua.
- d) Permite que los crudos parafínicos no afecte la descarga hacia el tanque de surgencia.

Para determinar la temperatura óptima de lavado del petróleo en el tanque de lavado se ingresa a la **Figura 1.10** con la gravedad específica del crudo y se determina la temperatura adecuada para que no haya pérdida de componentes livianos del petróleo.

**FIGURA 1.10: TEMPERATURA DE CALENTAMIENTO**



FUENTE: PETROPRODUCCIÓN

- **Agua de Formación**

El caudal de agua incide en la cantidad de calor suministrada al agua de recirculación, que a su vez determina la cantidad de agua de formación que va a manejar el calentador y el consumo de gas.

- **Gas Natural**

El gas natural debe tener las características adecuadas y proporcionar el poder calorífico necesario para calentar la rata de agua de recirculación.

### **1.5.5 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO**

El sistema de almacenamiento en las facilidades de producción está constituido por el tanque de reposo o surgencia.

El tanque de reposo o surgencia permite separar el agua residual (aproximadamente 1%) que el crudo acarrea del tanque de lavado, una vez separada el agua, el crudo se transfiere con un BSW  $\leq 0.3\%$  hacia el tanque de oleoducto para su transporte.

### **1.5.6 SISTEMA TRANSFERENCIA**

El sistema L.A.C.T se define como un arreglo de equipos diseñados para la transferencia de hidrocarburos líquidos durante la producción del pozo a una estación de almacenamiento.

Las unidades LACT son utilizadas para transportar y medir automáticamente hidrocarburos líquidos desde los pozos que se encuentran produciendo hasta una estación central de recolección situada en un lugar distante. Las unidades LACT incluyen instrumentos que miden la calidad y cantidad del aceite transportado; si el aceite es de mala calidad (normalmente alto contenido de agua) el bombeo se detiene.

La unidad LACT cuenta con los siguientes dispositivos:

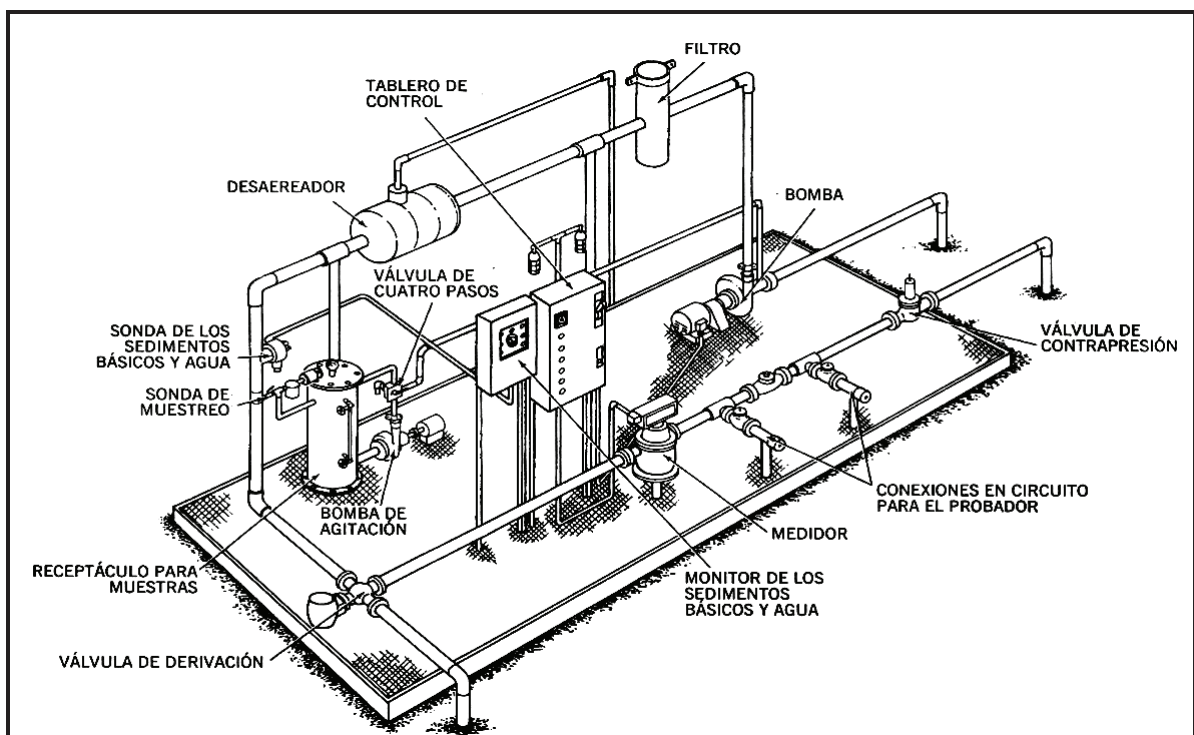
- 1) Bomba para desplazar el aceite de un lugar a otro.
- 2) Medidor de flujo para cuantificar el volumen de aceite entregado.
- 3) Conexiones para la instalación de manómetros que permitan verificar la presión de flujo continuamente.
- 4) Dispositivos para hacer un muestreo o coleccionar continuamente el aceite que fluye a través de la unidad.

- 5) Dispositivos automáticos para detener el flujo cuando la cantidad de impurezas es alta. En este caso el aceite es desviado a un depósito o tanque de aceite contaminado o a una unidad de tratamiento.

Adicionalmente estas unidades cuentan con los siguientes dispositivos (**Ver Figura 1.11**):

- Extractor de niebla para separar y extraer el gas que está contenido en el aceite.
- Filtro para remover basura y partículas sólidas que arrastra el aceite.
- Bomba para inyectar inhibidor de corrosión en el aceite.
- Regulador de presión para tener presión constante en la unidad.
- Instrumentos para medir la presión y temperatura (manómetros y termómetros).

**FIGURA 1.11: SISTEMA L.A.C.T**



FUENTE: PROYECTOS ESPECIALES - PETROPRODUCCIÓN

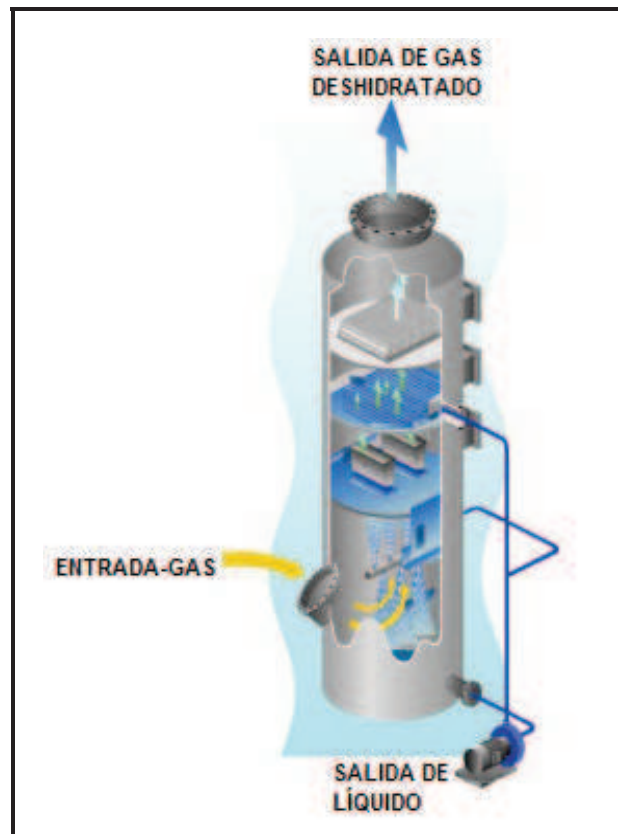
### 1.5.7 SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADO

Este sistema lo constituyen los Scrubbers, que son separadores bifásicos de tipo vertical.

- **Scrubber**

Equipo diseñado para precipitar los líquidos, llámense condensados de gas y/o vapor de agua de la corriente de gas, para lo cual consta de un deflector a la entrada del equipo y un rompeniebla en la parte superior de éste, como se muestra en la **Figura 1.12**:

**FIGURA 1.12: SCRUBBER**



FUENTE: PROYECTOS ESPECIALES – PETROPRODUCCIÓN

### 1.5.8 SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS

Está constituido por:

Un sistema de compresión, que incrementa la presión del gas, para transportarlo.

- **Compresor**

Es el equipo que permite incrementar la presión del gas, para transportarlo

- **Enfriador**

Equipo que permite enfriar el gas que sale de la descarga en cada etapa de compresor.

### 1.5.9 SISTEMA DE AUTOMATIZACIÓN Y ADQUISICIÓN DE DATOS

El sistema SCADA es un sistema que consiste de un conjunto de equipos para el control y para transmisión de información en tiempo real. Los equipos necesarios los podemos sintetizar en los siguientes:

- Computadoras (situadas en la estación maestra)
- Equipo de comunicación (Cableado, microondas, telefónica, etc)
- Unidades terminales remotas RTU (situadas en subestaciones)
- Equipo de interfase (transductores, transformadores de potencial, de corriente, réles, etc)

En cualquier aplicación que se utilice el sistema SCADA, su función es fundamentalmente monitorear, controlar las variables del proceso maximizando la eficiencia y manteniendo al mínimo los costos de operación y de consumo de energía.

Las funciones básicas que realiza el sistema SCADA son:

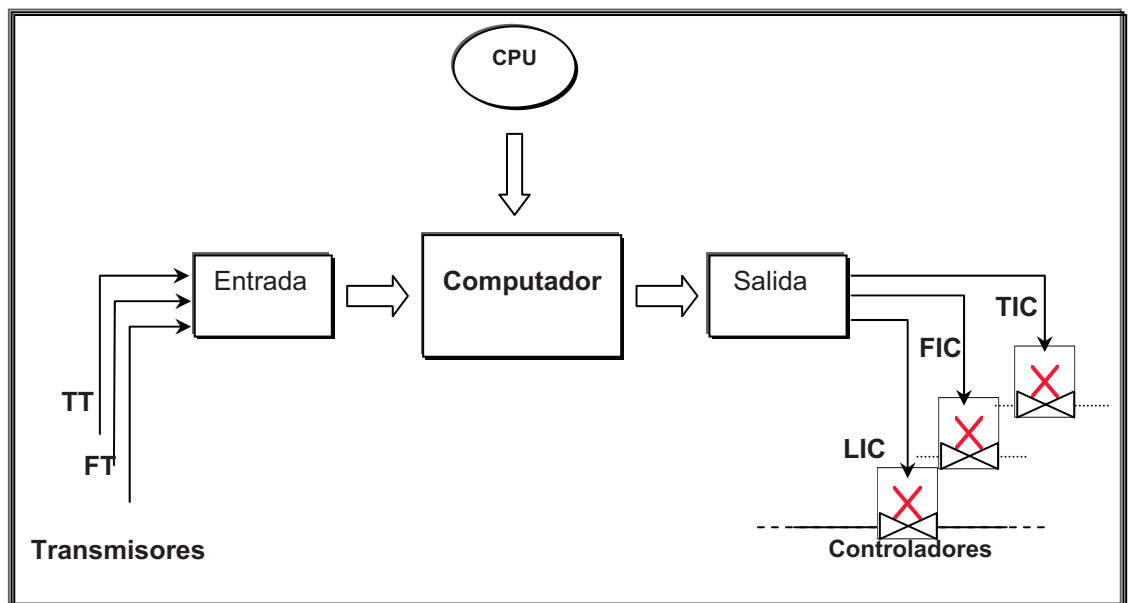
- Adquisición de datos
- Monitoreo de eventos
- Procesamiento de eventos
- Funciones de supervisión y control
- Colección y análisis de los datos de disturbios o perturbaciones
- Cálculos y reportes



Los datos son tomados de los diferentes componentes del sistema (pantallas, subestaciones, transmisores, etc) por medio de acondicionadores de entrada llega a la estación maestra provista de recursos computacionales para cumplir las funciones predeterminadas.

El sistema se caracteriza como se observa en la figura:

**FIGURA 1.13: ESQUEMA DE LA RED DE SCADA**



FUENTE: APUNTES DE INSTRUMENTACIÓN

### 1.5.10 SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN

Está conformado por un conjunto de bombas de baja presión (Booster) y de alta presión, las que generan incremento de presión en el fluido para inyectar a la formación receptora.

El objetivo principal del sistema es proporcionar un agua de formación con características físicas-químicas adecuadas para su inyección.

Previo a la inyección o reinyección el agua de formación no debe contener:

- Partículas suspendidas
- Trazas de crudo
- Bacterias
- Gases en solución

La presencia de estos contaminantes ocasiona: corrosión, taponamientos e incrustaciones. Para erradicar estos inconvenientes el sistema de reinyección debe constar de un sistema de tratamiento físico-químico que permita controlar estos parámetros. Es recomendable un valor de 25ppm, en sólidos en suspensión, concentraciones  $\leq 20$ ppm y un nivel de turbidez de 15NTU.

De acuerdo a las necesidades, el sistema de reinyección puede ser de dos tipos: cerrado y abierto.

#### 1.5.10.1 Sistema Cerrado

Este sistema está diseñado para impedir el contacto del agua con el aire con la finalidad de evitar problemas de corrosión e inhibir la precipitación de carbonatos de calcio.

Los equipos que constituyen generalmente los sistemas cerrados son:

- **Tanque de desnatado:** Recipiente que proporciona el tiempo de retención adecuado para que el crudo residual ascienda a superficie donde puede ser desnatado y recogido.
- **Filtro:** Permite eliminar la mayor cantidad de partículas sólidas ( $> 8$  micrones), antes de que del agua ingrese a la bomba de Inyección. Este equipo está constituido por una capa porosa de agente filtrante o por un lecho de material granular no poroso

- **Tanque de retrolavado:** se almacena el material recuperado de la filtración, el mismo es retirado y depositado en piscinas para desechos.
- **Tanque de almacenamiento:** se recibe el agua filtrada que es desplazada por las unidades booster a los equipos de alta presión.
- **Tanque sumidero:** Se trata de un tanque rectangular de hormigón , con tapa de metal ubicado en el subsuelo al lado de las unidades de alta presión, y conectada al tanque de lavado por una tubería. Cuando el nivel del fluido es alto se enciende automáticamente una bomba booster, la cual transporta el fluido desde el sumidero hasta el tanque de lavado.

#### **1.5.10.2 Sistema Abierto**

Este sistema se caracteriza por mantener en contacto el agua de formación con el aire.

Estos sistemas permiten usar piscinas que dan el tiempo necesario para que el agua se estabilice, las partículas suspendidas se depositen en el fondo y las gotas de aceite ascienden a superficie; sin embargo la corrosión es mayor y puede producirse problemas de incrustación.

El agua de formación que viene de los tanques de lavado en varias estaciones pasa directamente a las piscinas y se reinyecta a la formación receptora mediante los sistemas de reinyección.

#### **1.5.11 SISTEMA DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS**

Está constituido por tanques de polietileno para almacenar químicos y por bombas dosificadoras para inyectar a través de capilares, químicos como: anti-corrosivo, anti-parafínico y anti-incrustante.

### **1.5.12 SISTEMA CONTRA INCENDIOS**

Su finalidad es prevenir la propagación de un incendio en cualquier sitio de la estación de producción de petróleo para proteger los equipos de peligros constantes que pudieran suscitarse ante una falla, ya sea del proceso por causas externas.

### **1.5.13 SISTEMA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA**

Proporciona la energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de los equipos dentro de las facilidades de producción.

La energía requerida es proporcionada por dos fuentes: El sistema interconectado de electricidad o por un grupo electrógeno (generador-motor).

### **1.5.14 SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS**

Permite el funcionamiento de los sistemas de control neumático localizados en los equipos del campo.

El sistema de aire de instrumentos está conformado por:

- Sistema de compresión de aire.
- Sistema de secado de aire.
- Tanque de almacenamiento para instrumentos

## **CAPÍTULO 2:**

### **DESCRIPCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA**

La Estación de Producción fue construida en el año de 1983 con una capacidad de tratamiento para 50000 BFPD. Además de la producción de petróleo tenía como objeto la inyección de gas natural a los pozos con el Sistema Gas Lift, sistema que ha dejado de funcionar a partir del año 2000 por una caída crítica en la producción de gas natural y petróleo.

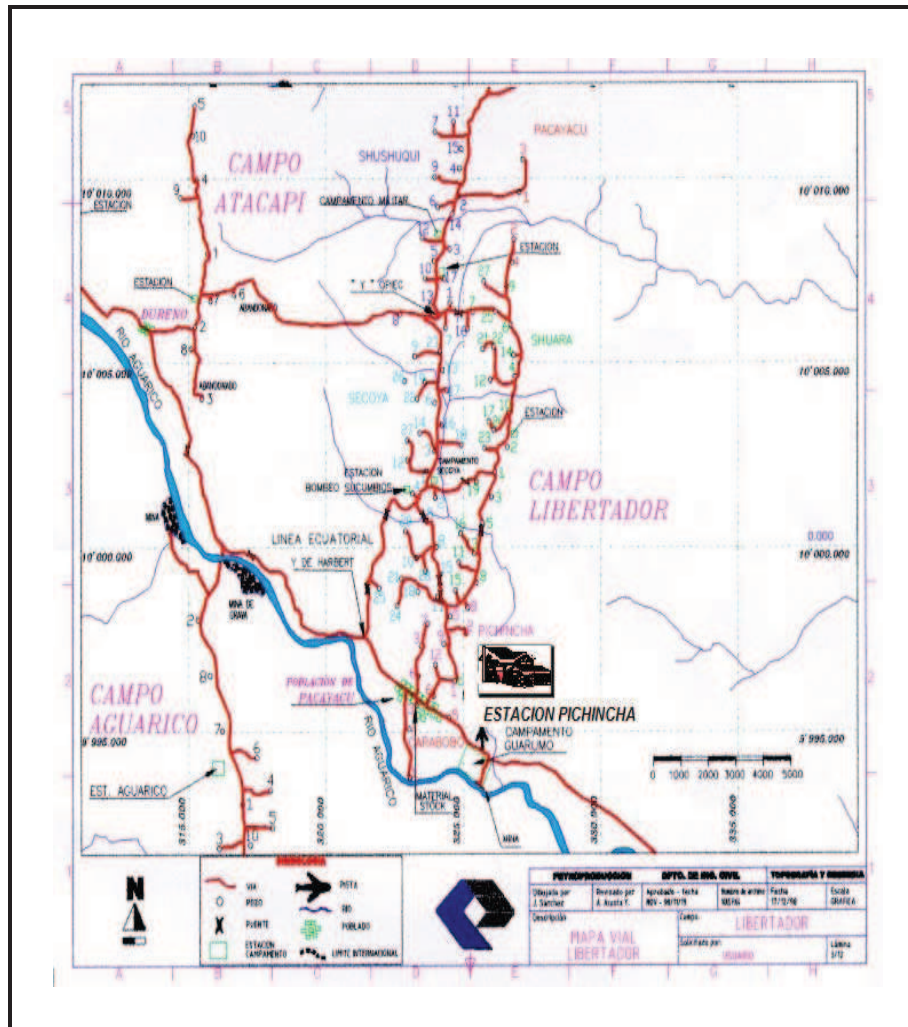
#### **2.1 UBICACIÓN GEOGRÁFICA**

La Estación de Producción Pichincha se ubica en las provincias de: Sucumbíos, dentro del campo del mismo nombre.

El Campo Pichincha se encuentra limitado por: el Campo Secoya al Norte; el Campo Carabobo al Sur, el Campo Cuyabeno al Este y El Campo Atacapi al Oeste (ver **Figura 2.1**). Éste al igual que los Campos Secoya, Shuara y Shushuqui conforman el Campo Libertador.

Las correspondientes coordenadas geográficas del Campo Pichincha están representadas por: Latitud: 00° 06' 00" Norte - 00° 04'00" Sur y Longitud: 76° 33' 00" Este - 76° 36' 30" Oeste.

**FIGURA 2.1: UBICACIÓN ESTACIÓN PICHINCHA**



FUENTE: YACIMIENTOS- PETROPRODUCCIÓN

## 2.2 GEOLOGÍA

El Campo Libertador está formado por una combinación de trampas estratigráficas y estructurales, presenciando altos estructurales principales-fallados, de bajo relieve como: Secoya y Shuara y altos estructurales secundarios como: Shushuqui, Pacayacu, Pichincha y Carabobo.

La parte estructural principal del Campo Libertador lo constituyen los sub-campos Pichincha y Carabobo con un eje principal de 8 km (N-S) y un eje secundario de 2 km (E-O).

Las principales arenas productoras de petróleo pertenecen a la formación Napo, siendo estas la arena  $U_{\text{superior}}$ ,  $U_{\text{inferior}}$  y T, las mismas que reciben el soporte de presión de un sistema acuífero fuertemente activo que ha mantenido la presión del yacimiento sobre la presión del punto de burbuja (liberación de gas). El espesor saturado de petróleo para estas arenas está comprendido entre 15 y 32'.

La arena Basal Tena situada en la base de la formación Tena es reconocida como reservorio secundario de petróleo. El espesor saturado de petróleo fluctúa entre 2 y 20', siendo éste menor que el de las arenas principales.

### **2.3 RESERVAS**

Son volúmenes de hidrocarburos existentes en el yacimiento y factibles de recuperación. En el presente estudio se han definido las siguientes clases de Reservas:

- **RESERVAS PROBADAS**

Son los volúmenes de petróleo que se encuentran en los yacimientos y que han sido probados con la perforación de pozos y se pueden recuperar hasta un límite económico de rentabilidad.

- **RESERVAS REMANENTES**

Son los volúmenes de petróleo recuperables, cuantificadas a cualquier fecha posterior al inicio de la producción comercial, que todavía permanecen en el yacimiento.

Al 31 de Diciembre del 2007, se establece para el Campo Libertador un volumen de Reservas Originales Totales de petróleo de 440.227.136 BN con un factor de recobro de 15, 31, 41 y 25% para BT, T, Ui y Us respectivamente, que corresponden a los subcampos: Secoya, Shuara, Shushuqui y Pichincha.

El campo alcanza una producción acumulada de 316.779.129 BF al 31 de Diciembre del 2007, siendo por lo tanto las reservas remanentes 123.448.007 BF (ver **Tabla 2.1**).

## 2.4 ESTADO DE LOS POZOS

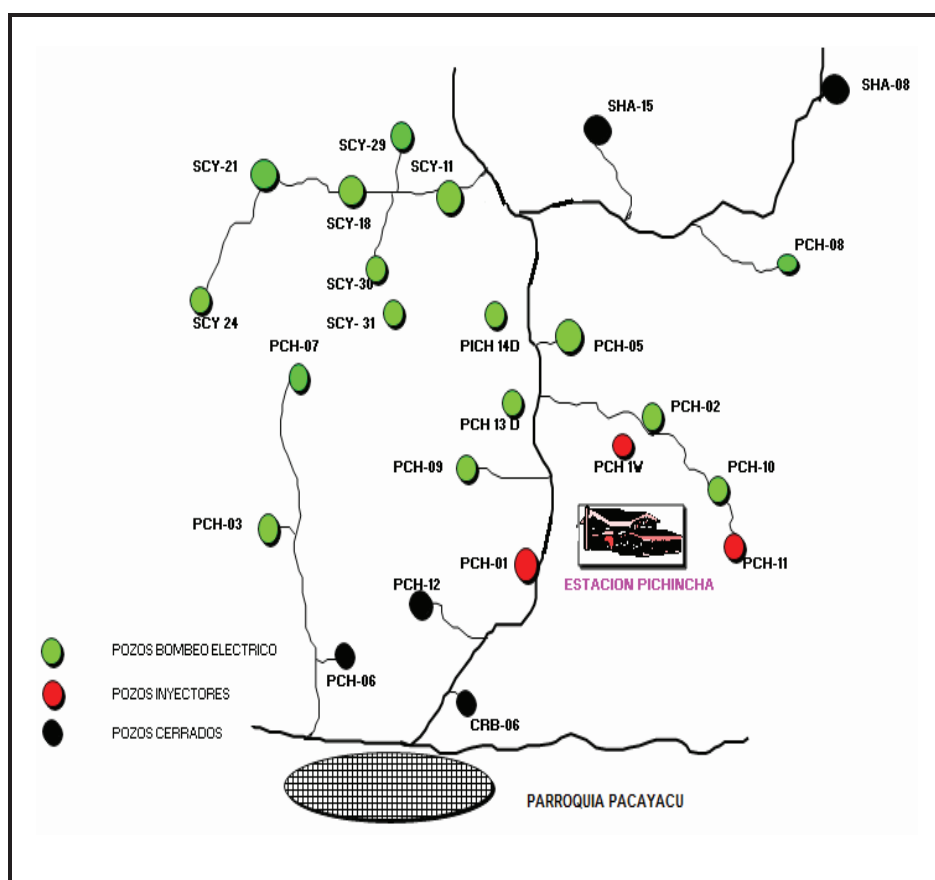
El campo Pichincha inicia su vida productiva con el pozo Pichincha 01, el 6 de enero de 1985. En el mismo año se incorporaron los pozos Pichincha 02 y 03. Luego se han añadido los pozos Pichincha 05, 09, 10, 08, 07, 11, 12 y 06 hasta el año de 1994. La Estación Pichincha maneja la producción de todos los pozos del Campo Pichincha.

Además ha manejado la producción de los pozos Carabobo 01, 03, 04, 05, 06 y los pozos Sacha 08, 15 y 16. Los mismos que se encuentran abandonados y/o cerrados actualmente.

Actualmente un grupo adicional de pozos del Campo Secoya concurren a la Estación, identificándose con los nombres Secoya 11, 18, 21, 24, 29, 30 y 31.

La ubicación de los pozos que maneja la Estación se visualiza en la **Figura 2.2:**

**FIGURA 2.2: UBICACIÓN DE POZOS**



FUENTE: DEP.PRODUCCIÓN SUCUMBÍOS - PETROPRODUCCIÓN



**TABLA 2.1: RESERVAS DEL CAMPO LIBERTADOR AL 31 DE DICIEMBRE DEL 2007**

Campo	Yacimiento	Petróleo in Situ BLS	Factor de Recobro %	Reservas originales		Producción Acumulada BF Al 31/12/07	Reservas Remanentes BF Al 31/12/07
				Probadas BF	Totales BF		
Libertador	Basal Tena	123525500	15	18530060	18530060	3454307	15075753
	T	340217000	31	105467270	105467270	92894820	12572450
	Uinferior	686787000	41	281582670	281582670	195743763	85838907
	Usuperior	138644000	25	34647136	34647136	24686239	9960897
	Subtotal	1289173500		440227136	440227136	316779129	123448007

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

En resumen actualmente son 15 pozos productores que concurren a la Estación Pichincha para su tratamiento respectivo y en calidad de reinyectores se contabilizan tres pozos, esto se detalla en las **Tablas 2.2 y 2.3**.

**TABLA 2.2: ESTADO DE POZOS**

<b>CAMPO</b>	<b>POZO</b>	<b>ESTADO</b>
PICHINCHA	PICH 02	Productor
	PICH 01	Reinyector
	PICH 03	E.W.O.
	PICH 05	Productor
	PICH 06	Cerrado (Alto BSW)
	PICH 07	Productor
	PICH 08	Productor
	PICH 09	Productor
	PICH 10	Productor
	PICH 11	Reinyector
	PICH 12	Cerrado (Alto BSW)
	PICH 13D	Productor
	PICH 14D	Productor
	PICH 1W	Reinyector
CARABOBO	CB 01	Abandonado
	CB 03	Abandonado
	CB 04	Abandonado
	CB 05	Abandonado
	CB 06	Abandonado
SECOYA	SCY 11	Productor
	SCY 18	Productor
	SCY 21	Productor
	SCY 24	Productor
	SCY 29	Productor
	SCY 30	Productor
	SCY 31	Productor
SACHA	SCH 8	Cerrado (BSW=100%)
	SCH 15	Cerrado (bajo aporte)
	SCH 16	Cerrado (BSW=100%)

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** INGENIERÍA EN PETRÓLEOS - PETROPRODUCCIÓN

TABLA 2.3: NÚMERO DE POZOS

		ESTADO ACTUAL DE POZOS		
CAMPO	MÉTODO	PRODUCCIÓN	REINYECTORES	CERRADOS
Pichincha	Bombeo Electrosumergible	8	3	3
Carabobo		0	0	5
Secoya	Bombeo Electrosumergible	7	0	0
Sacha		0	0	3
<b>Total</b>		15	3	11

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: INGENIERÍA EN PETRÓLEOS - PETROPRODUCCIÓN

## 2.5 HISTÓRICO DE PRODUCCIÓN

El presente historial de producción proporciona información sobre el comportamiento productivo de petróleo, agua y gas de la Estación Pichincha a partir del año 2000 hasta el año 2007.

La declinación de producción de petróleo y gas presentadas en la **Tabla 2.4** dan indicios de que las arenas productoras (Ui, Us, Ti y Ts) se encuentran en su proceso de agotamiento y depletación, muestra de aquello es el cierre y/o abandono de 11 pozos de un total de 28 pozos que formaban parte de la producción de la Estación.

**TABLA 2.4: PRODUCCIÓN HISTÓRICA (2000-2007)**

	<b>PETRÓLEO</b>	<b>AGUA</b>	<b>GAS</b>	<b>BSW</b>
	<b>Bls</b>	<b>Bls</b>	<b>MMPCS</b>	<b>%</b>
2000	4195986	2631150	2731.46	38.67
2001	4277428	2786133	2151.57	39.22
2002	4135677	5022001	1975.11	54.62
2003	3390916	5797363	1791.78	63.22
2004	2743258	6398216	1487.26	69.93
2005	2176001	6994571	1342.2	76.34
2006	1648735	6333482	580.65	79.36
2007	1650070	4764846	463.47	73.83

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

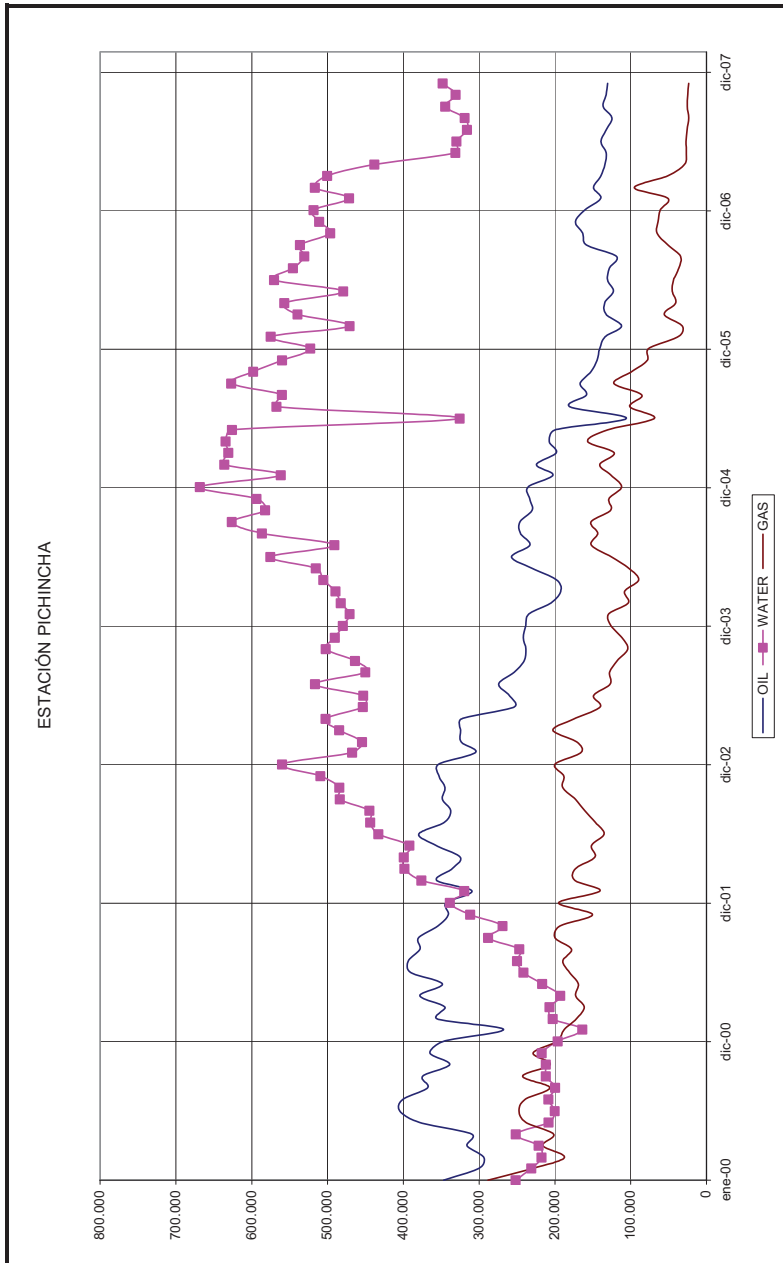
Desde enero del 2000 hasta diciembre del 2002 la producción de petróleo ha sufrido altos y bajos manteniendo una producción promedio de 11515 BPPD con un BSW de 44, 2%. Desde entonces la producción fue disminuyendo a una tasa promedio de 21% anual hasta Diciembre del 2006. Todo el año 2007 la producción se ha conservado semejante al año 2006 en un promedio de 4520 BPPD con un BSW de 74%.

La producción de gas también ha sobrellevado una declinación fuerte siendo las tasas de declinación de 21% (2000-2001) y 57% (2005 - 2006).

Por el contrario la producción de agua ha ido en incremento con un máximo de un 80% (2002 - 2001), para el año 2003 la producción se controló, bajando la tasa a un 15% respecto al 2002. La máxima producción fue de 6994571 bls durante el 2005, para el año 2006 el flujo de agua disminuyó en 9%, disminuyendo mucho más (24%) para el 2007 hasta obtener una producción de 4764846 bls. En la **Figura 2.3** se visualiza la variación de la producción de agua, petróleo y gas.

La producción de agua se ha reducido por el cierre de pozos con altos cortes de agua (BSW) contabilizando un total de 11 pozos cerrados y/o abandonados, de estos, 2 pozos (PCH 01 y PICH 11) se ha rediseñado su completación para convertirlos en pozos reinyectores.

**FIGURA 2.3: PRODUCCIÓN HISTÓRICA DE LA ESTACIÓN PICHINCHA**



**FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN**

## 2.6 PRODUCCIÓN ACTUAL

Los pozos que actualmente aportan a la producción son: Pichinchas 2, 5, 7, 8, 9, 10, 13D y 14D y Secoyas 11, 18, 21, 24, 29, 30 y 31. La producción mensual durante el 2008 se aprecia en la siguiente tabla:

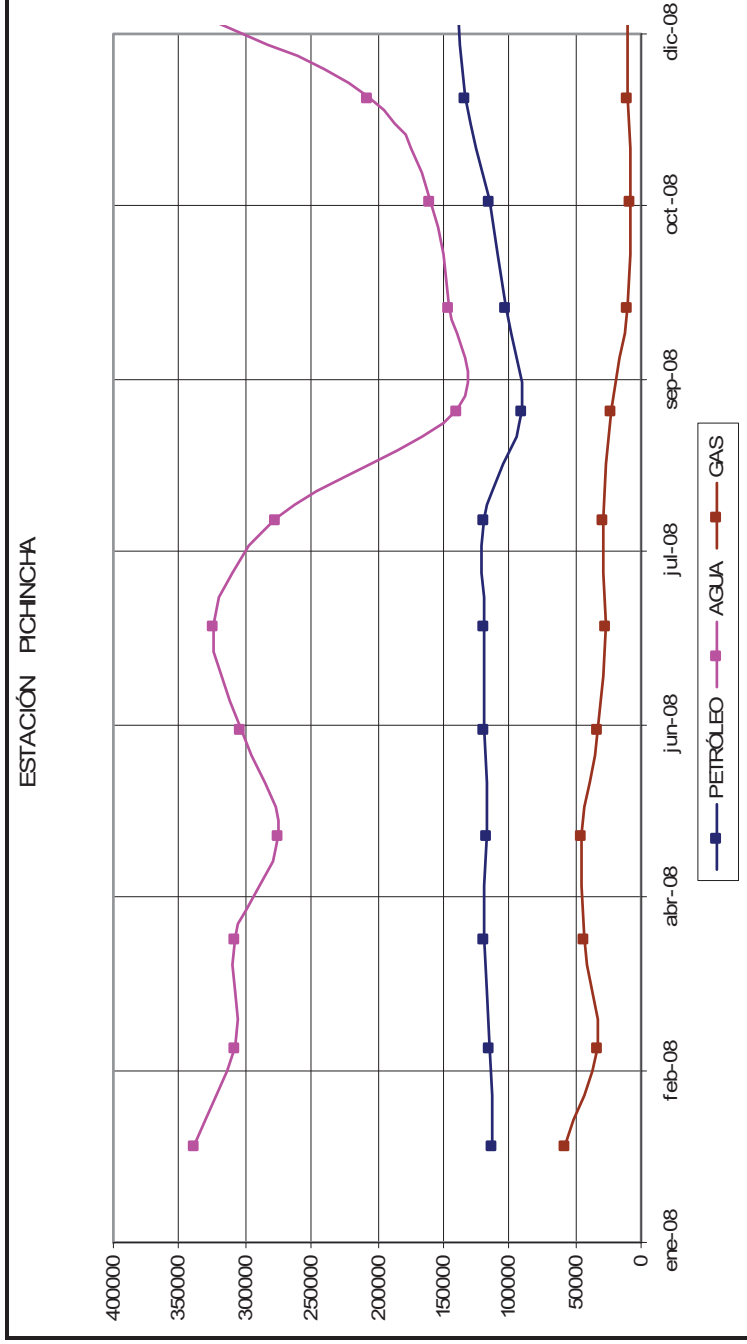
**TABLA 2.5: PRODUCCIÓN MENSUAL 2008**

	<b>PETRÓLEO</b>	<b>AGUA</b>	<b>BSW</b>	<b>GAS</b>
	<b>Bls</b>	<b>Bls</b>	<b>%</b>	<b>MMPCS</b>
<b>Enero</b>	112968.41	338905.23	75	56.73
<b>Febrero</b>	114047.57	308350.84	73	32.422
<b>Marzo</b>	119663.45	307706.01	72	43.028
<b>Abril</b>	117850.81	274985.22	70	44.49
<b>Mayo</b>	118167.22	303858.57	72	32.147
<b>Junio</b>	119573.44	323291.15	73	27.60
<b>Julio</b>	118908.28	277452.65	70	27.993
<b>Agosto</b>	89607.10	140154.69	61	22.971
<b>Septiembre</b>	101647.96	146273.89	59	9.96
<b>Octubre</b>	115200.37	159086.23	58	7.285
<b>Noviembre</b>	132994.52	208017.07	61	9.504
<b>Diciembre</b>	138539.63	374570.11	73	10.757
<b>Total</b>	1399168.76	3162651.67	68	324.89

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: DEP. PRODUCCIÓN - PETROPRODUCCIÓN

**FIGURA 2.4: PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA (2008)**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: DEP. PRODUCCIÓN - PETROPRODUCCIÓN

## 2.7 PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN

Representa los caudales futuros de producción tanto de petróleo, agua y gas, considerando que los factores que influyeron en la producción histórica del campo permanecerán constantes (presión de reservorio y caudal) durante su vida productiva, se puede construir las curvas de producciones futuras. A esta curva se la conoce como **curva de declinación**. La curva de declinación exponencial es la más usada ya que está representada por una línea recta, fácil de extrapolar sin embargo hay que tomar en cuenta que es un modelo matemático que no se basa en leyes físicas que gobierna el flujo de petróleo y gas a través de la formación.

- **DECLINACIÓN EXPONENCIAL**

La expresión matemática para la tasa de declinación puede ser expresada como:

$$q = q_o \exp^{-Dt} \quad (2.1)$$

Donde:

q = tasa de producción al tiempo t (BPPD)

q<sub>o</sub> = tasa de producción inicial a t=0 (BPPD)

D = declinación exponencial (1/año)

t = tiempo (años)

d = tasa de declinación



La tasa de declinación se calcula con las ecuaciones:

$$d = \frac{q_t - q_{t+1}}{q_t} \quad (2.2)$$

$$d = 1 - \exp^{-D} \quad (2.3)$$

Donde:

$q_t \wedge q_{t+1}$  a un intervalo de un año

### 2.7.1 PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DEL CAMPO PICHINCHA

El análisis de las proyecciones de producción de petróleo, agua y gas se ha realizado desde el año 2009 hasta el 2025. (ver **Tabla 2.6**).

**TABLA 2.6: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN (2009-2025)**

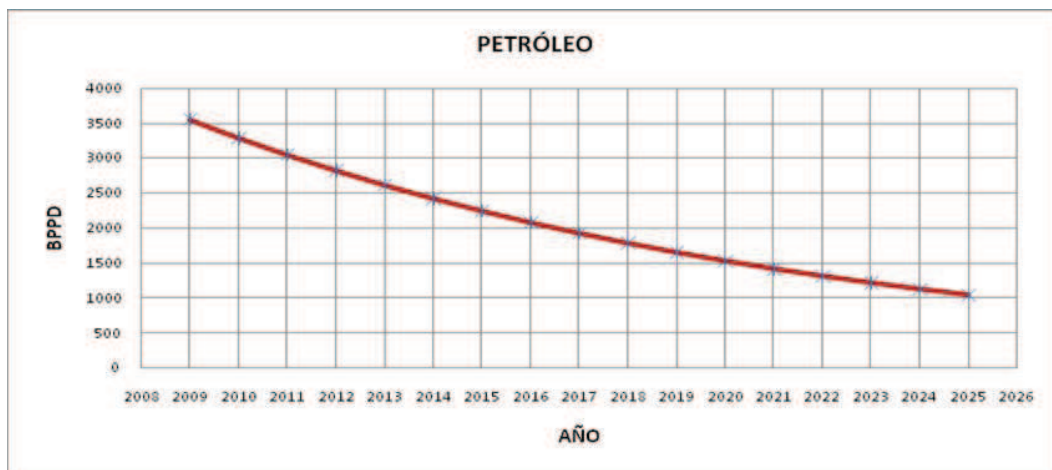
	<b>PETRÓLEO</b>	<b>AGUA</b>	<b>BSW</b>	<b>GAS</b>
	<b>BPPD</b>	<b>BAPD</b>	<b>%</b>	<b>MPCS</b>
2009	3551	9284	72%	813
2010	3290	9947	75%	743
2011	3047	10658	78%	679
2012	2823	11419	80%	621
2013	2615	12235	82%	568
2014	2422	13109	84%	519
2015	2244	14045	86%	474
2016	2079	15048	88%	433
2017	1926	16123	89%	396
2018	1784	17275	91%	362
2019	1652	18509	92%	331
2020	1531	19831	93%	302
2021	1418	21248	94%	276
2022	1314	22766	95%	252
2023	1217	24392	95%	231
2024	1127	26135	96%	211
2025	1044	28002	96%	193

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

La proyección de la producción de petróleo se observa en la **Figura 2.5**.

**FIGURA 2.5: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA**

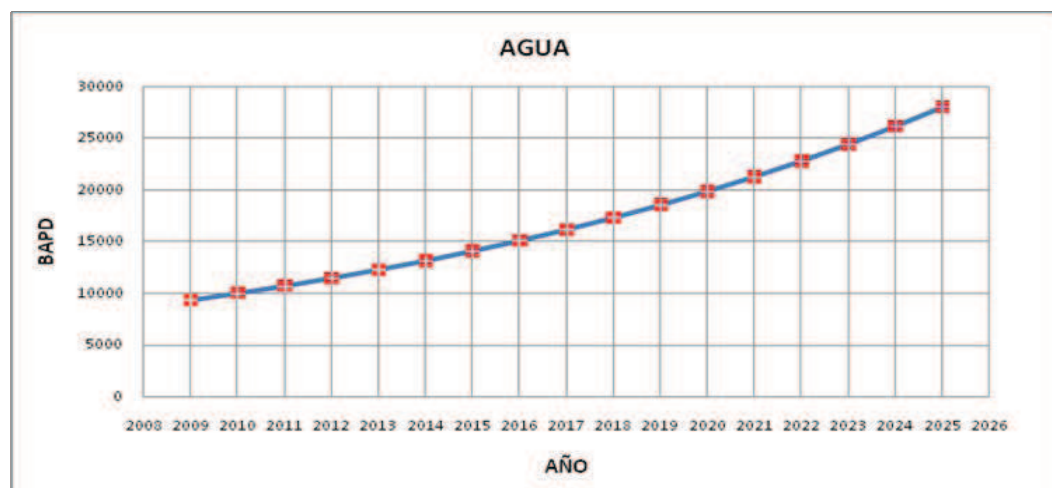


ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

La proyección de la producción de agua es incremental como se muestra en la **Figura 2.6**.

**FIGURA 2.6: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN**

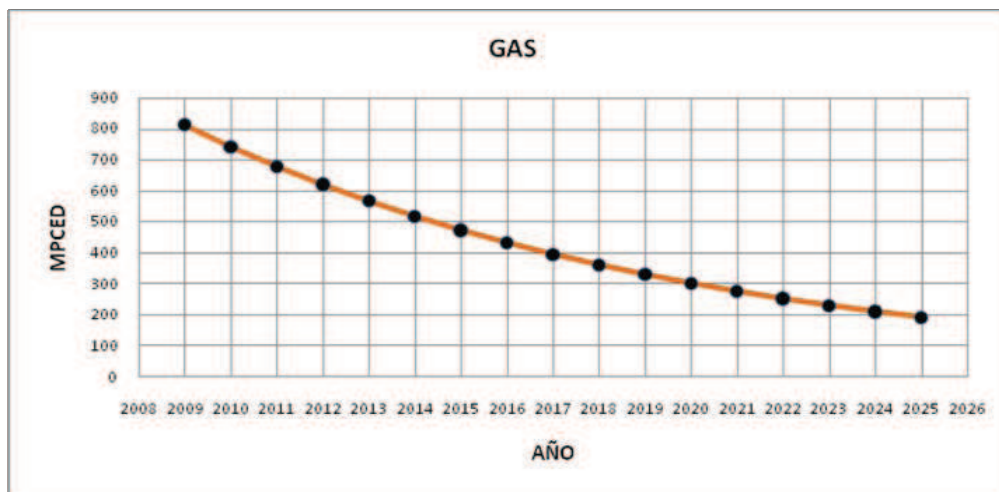


ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

La proyección de la producción de gas se visualiza en la siguiente figura:

**FIGURA 2.7: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

### 2.7.2 PROYECCIÓN DEL INCREMENTO DE PRODUCCIÓN

Según el Departamento de Yacimientos se prevé la perforación de 2 nuevos pozos (PCH 04D y SCY 43 D), cuya producción será direccionada al Sistema de Tratamiento de la Estación Pichincha, lo cual incide en el volumen de fluido a ser tratado.

De acuerdo a la declinación de producción, el petróleo y el gas declinan a una tasa del 7.65% y del 9% respectivamente, mientras que la producción de agua se incrementa a una tasa del 6.9% anualmente.

En base a estos datos se ha realizado la proyección de producción de los pozos a perforarse en el 2013.

La producción inicial de los nuevos pozos se estima considerando la producción inicial del campo en el año de 1985, constituido por los pozos PCH-01/02/03, CRB-01/03 y SCY-11 como se detalla en la siguiente tabla:

**TABLA 2.7: PRODUCCIÓN INICIAL DEL CAMPO**

<b>POZO</b>	<b>PETRÓLEO</b>	<b>GAS</b>
<b>N°</b>	<b>BPPD</b>	<b>PCED</b>
<b>PICH-01</b>	1278	701
<b>PICH-02</b>	1264	694
<b>PICH-03</b>	151	83
<b>CRB-01</b>	20	6
<b>CRB-03</b>	607	164
<b>SCY-11</b>	630	371
<b>PROMEDIO</b>	658	337

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

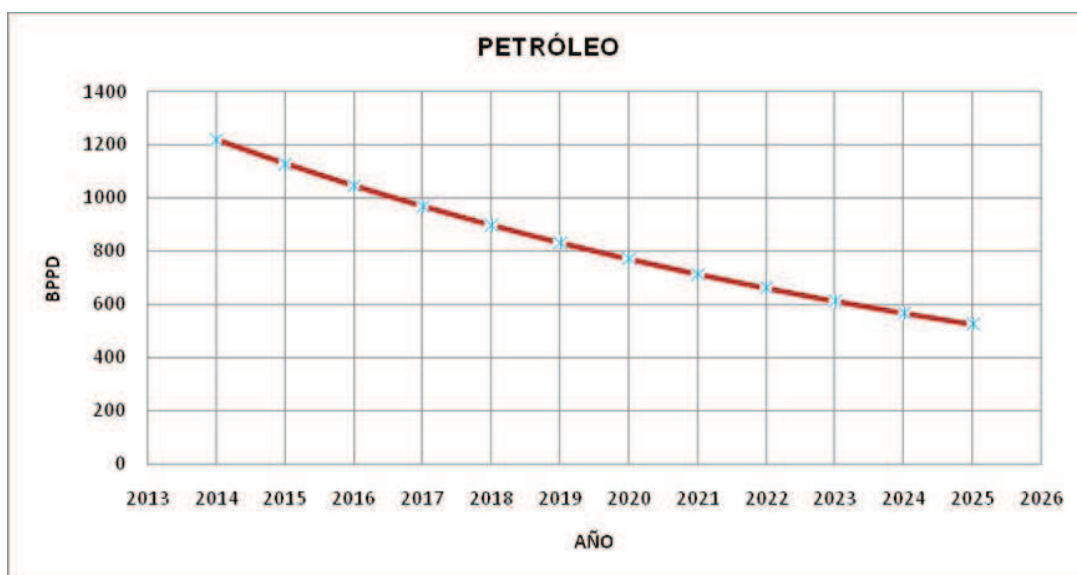
De acuerdo a los datos obtenidos se estima que los pozos tendrán una producción inicial al 2013 de 660BPPD y 337 PCED de gas aproximadamente con un corte de agua del 74%, que corresponde al valor máximo de BSW en el 2007 (**Ver Tabla 2.4**). A continuación con estos datos se efectúa la proyección de producción de los pozos PICH-04D y SCY 43D hasta el año 2025 (**Ver Tabla 2.8 y Figuras 2.8, 2.9, 2.10**).

**TABLA 2.8: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE LOS POZOS A PERFORAR**

TIEMPO	PETRÓLEO	AGUA	BSW	GAS
AÑO	BPPD	BAPD	%	PCED
2014	1220	4015	77	615
2015	1130	4302	79	562
2016	1047	4609	81	514
2017	970	4939	84	470
2018	898	5291	85	429
2019	832	5669	87	392
2020	771	6074	89	358
2021	714	6508	90	328
2022	661	6973	91	299
2023	613	7471	92	274
2024	568	8005	93	250
2025	526	8577	94	229

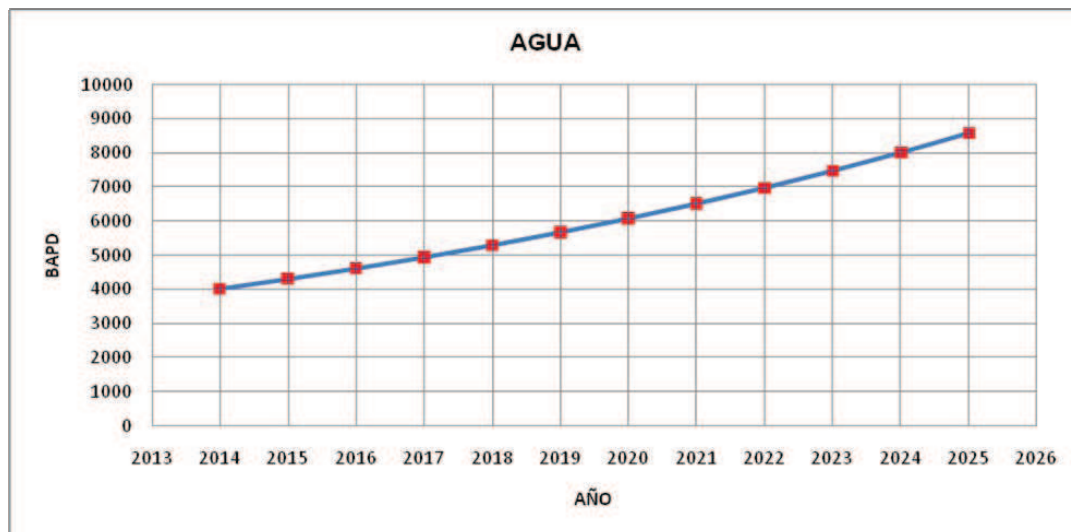
ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

**FIGURA 2.8: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA**

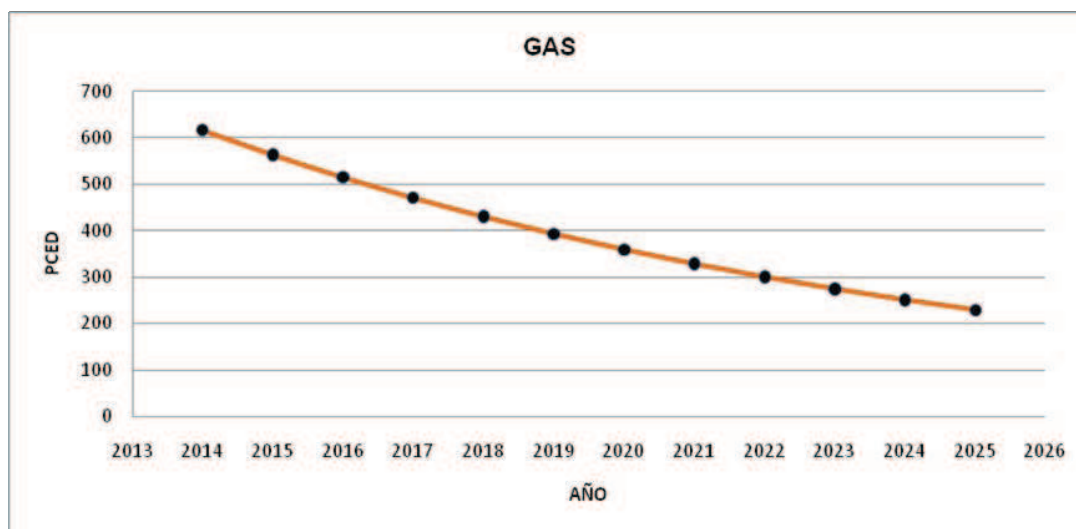
ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

**FIGURA 2.9: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN**

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

**FIGURA 2.10: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS**

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

### 2.7.3 PROYECCIÓN ACUMULADA

Conociendo la producción que los pozos nuevos tienen en el periodo 2014-2025, es necesario calcular la producción acumulada, es decir en conjunto de los pozos existentes y los pozos a perforarse.

Los resultados obtenidos de la suma de producciones en los distintos años se visualizan en la **Tabla 2.9** y además se representa en las **Figuras 2.11, 2.12 y 2.13**.

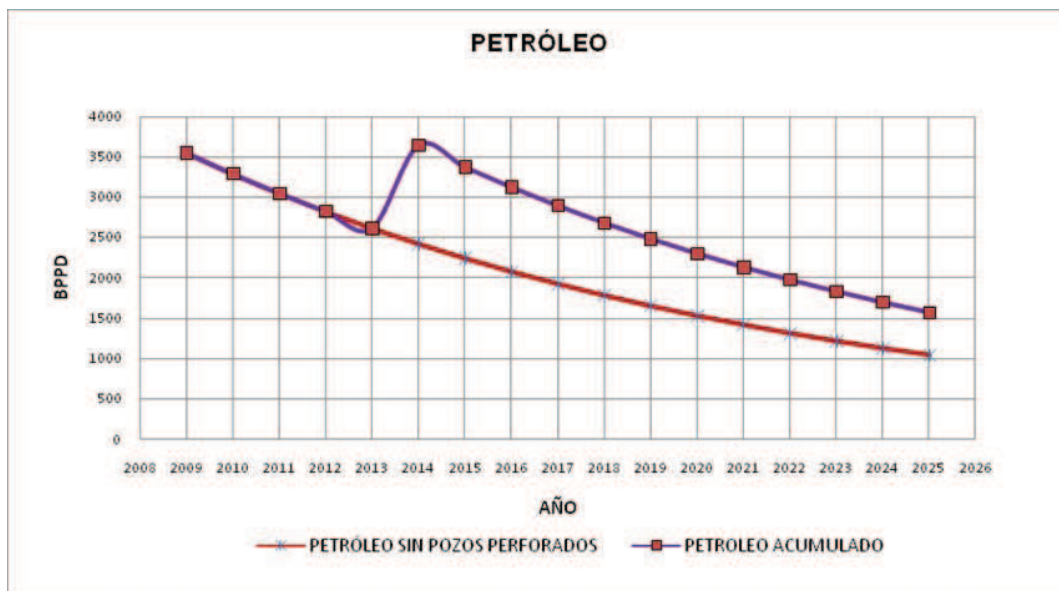
**TABLA 2.9: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN ACUMULADA**

	PETRÓLEO	AGUA	BSW	GAS
	BPPD	BAPD	%	MPCS
2009	3551	9284	72%	813
2010	3290	9947	75%	743
2011	3047	10658	78%	679
2012	2823	11419	80%	621
2013	2615	12235	82%	568
2014	3739	16856	82%	519
2015	3374	18347	84%	475
2016	3125	19658	86%	434
2017	2895	21062	88%	396
2018	2682	22566	89%	362
2019	2484	24179	91%	331
2020	2301	25906	92%	303
2021	2132	27756	93%	277
2022	1975	29739	94%	253
2023	1830	31864	95%	231
2024	1695	34140	95%	211
2025	1570	36579	96%	193

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

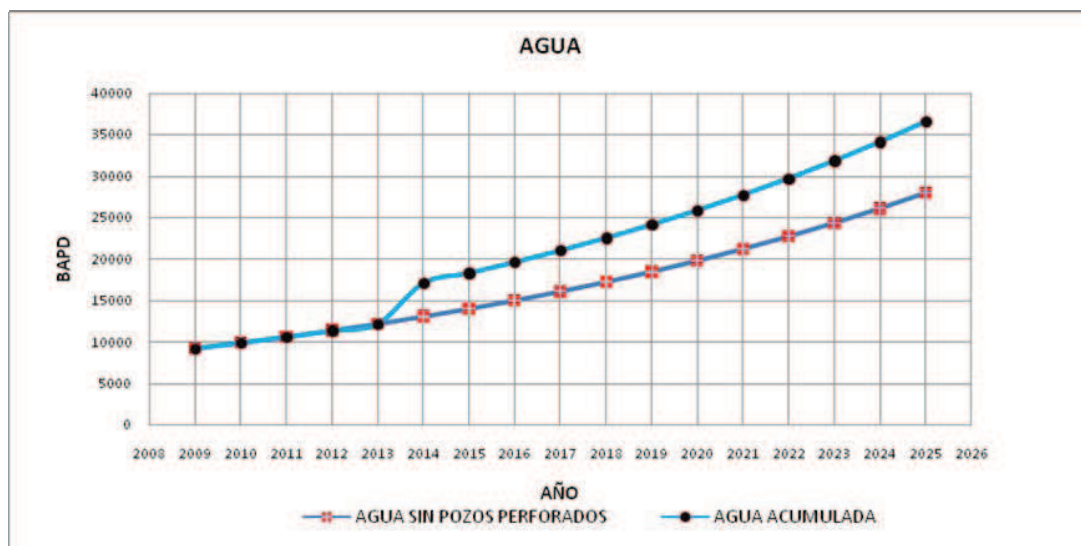
**FIGURA 2.11: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

**FIGURA 2.12: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA**

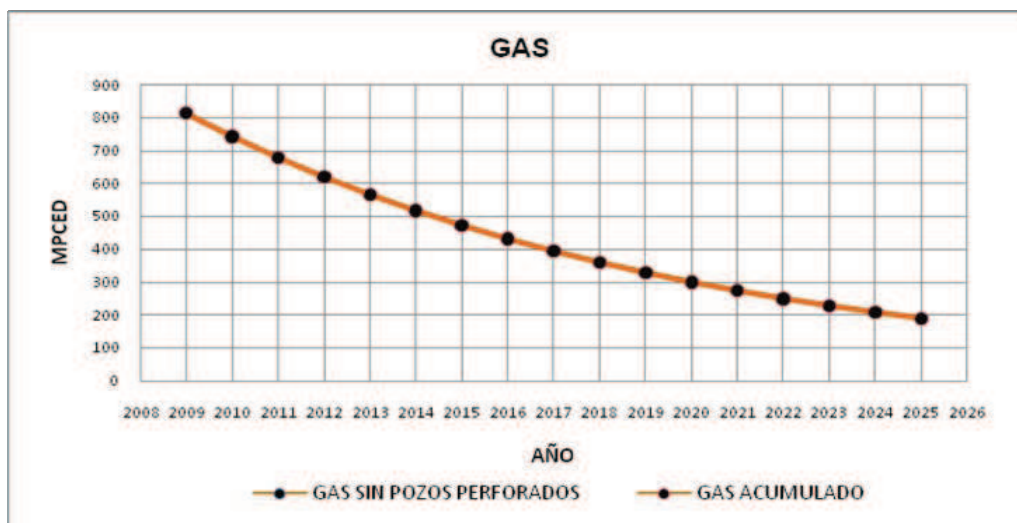


ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN



**FIGURA 2.13: PROYECCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

## 2.8 FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE LA ESTACIÓN PICHINCHA

A continuación se describen las Facilidades de Producción que conforman la Estación de Producción Pichincha.

En el **Anexo 2** se indica la ubicación y se detalla las características técnicas de todos los equipos que conforman la Estación.

### 2.8.1 MANIFOLD

El manifold es un conjunto de válvulas, tuberías y accesorios que permiten centralizar, direccionar y distribuir la producción proveniente de los diferentes pozos hacia los separadores de prueba y producción.

En la Estación Pichincha el múltiple de producción consta de 4 secciones A, B, C y D, cada una de las cuales constan de cinco entradas de 4 in de diámetro, sumando un total de veinte entradas, quince están en uso y cinco se encuentran disponibles para futuros pozos, como se muestra en la **Fotografía 1.1 del Anexo1**. Desde el manifold se direcciona el fluido hacia los separadores de prueba y producción a

través de una tubería de 4 y tres de 8 in respectivamente, como se visualiza en el **Anexo 4.3**.

Los pozos que ingresan a la Estación Pichincha, con sus respectivas presiones y temperaturas se detallan en la **Tabla 2.10**:

**TABLA 2.10: POZOS QUE INGRESAN AL MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN**

SECCIÓN	POZO	P <sup>1</sup>	T <sup>2</sup>
A	SECOYA 18	80	98
	SECOYA 31	** <sup>3</sup>	95
	PICHINCHA 08	27	164
	SECOYA 29	25	107
	PICHINCHA 10	**	137
B	PICHINCHA 09	**	137
	PICHINCHA 05	30	99
	PICHINCHA 02	27	97
	SECOYA 11	30	98
	PICHINCHA 13	32	98
C	PICHINCHA 07	32	100
	SECOYA 21	31	101
D	PICHINCHA 14 D	**	111
	SECOYA 24	**	92
	SECOYA 30	27	95

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: YACIMIENTOS - PETROPRODUCCIÓN

## 2.8.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA

Actualmente la Estación Pichincha cuenta con cuatro separadores horizontales bifásicos: uno de prueba de 10000 BFPD (SP-01) y tres de producción (S-01/02/03) de 20000, 20000 y 25000 BFPD de capacidad nominal (Ver **Fotografía 1.2 del Anexo 1**).

<sup>1</sup> Presión de entrada en °F

<sup>2</sup> Temperatura de entrada en psig

<sup>3</sup> Datos no disponibles

### 2.8.2.1 Separador de Prueba

En el separador de prueba horizontal bifásico SP-01, el fluido que proviene a través de una línea de 4 in desde el manifold, ingresa al equipo por una tubería de 6 in, aquí el fluido es separado en dos fases: líquido y gas. El líquido es evacuado por una línea de 4 in pasando por un filtro, luego por un medidor de flujo tipo turbina y por último por una válvula de control de nivel. Mientras que por la parte superior del separador el gas es conducido por una línea de 6 in atravesando una válvula de control de presión y un medidor de flujo tipo placa de orificio, como se muestra en la **Fotografía 1.3 del Anexo 1**.

Las características de construcción del separador de prueba se detallan en la siguiente tabla:

**TABLA 2.11: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR DE PRUEBA**

SEPARADOR DE PRUEBA SP-01			
<i>Año de construcción</i>	1992	<i>Capacidad</i>	10000 bls
<i>Peso al vacío</i>	9900 lbs	<i>Pop</i>	27 psi
<i>Ancho x Largo</i>	48in * 16ft	<i>Top</i>	< 122 °F
<i>P diseño</i>	100 psi	<i>Servicio</i>	PRUEBA
<i>T diseño</i>	122 °F	<i>Propietario</i>	PETROECUADOR
<i>Diseño</i>	ASME VIII-I	<i>Fabricante</i>	1AA

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.2.2 Separadores de Producción

El fluido proveniente del manifold por una línea de 8 in ingresa a los separadores horizontales bifásicos de producción, para ser separado en sus fases (líquido-gas). La parte líquida es descargada del recipiente por medio de una línea de 6 in a través de una válvula de control de nivel, para luego ser enviada por una línea de 8 in hacia la bota desgasificadora. La fase de gas es conducida por una línea de 6 in

atravesando inicialmente la válvula de control de presión (control pressure valve) para luego ser direccionada hacia los scrubbers.

Cada separador está provisto de un indicador de presión, nivel y temperatura, con el objeto de controlar las variables de operación (presión, temperatura, nivel) para un óptimo funcionamiento de los equipos de separación.

Los datos de diseño de los tres separadores de producción se describen en las siguientes tablas:

**TABLA 2.12: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR 1**

<b>SEPARADOR PRODUCCIÓN S-01</b>			
<i>Año de construcción</i>	1993	<i>Capacidad</i>	25000 bls
<i>Peso al vacío</i>	9900 lbs	<i>Pop</i>	30 psi
<i>Ancho x Largo</i>	78 in * 22 ft	<i>Top</i>	S/N
<i>P diseño</i>	125 psi	<i>Servicio</i>	PRODUCCIÓN
<i>T diseño</i>	120 °F	<i>Propietario</i>	PETROECUADOR
<i>Diseño</i>	ASTM A-36	<i>Fabricante</i>	PPR

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.13: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR 2**

<b>SEPARADOR PRODUCCIÓN S-02</b>			
<i>Año de construcción</i>	1993	<i>Capacidad</i>	20000 bls
<i>Peso al vacío</i>	9900 lbs	<i>Pop</i>	25 psi
<i>Ancho x Largo</i>	60 in* 22 ft	<i>Top</i>	120 °F
<i>P diseño</i>	100 psi	<i>Servicio</i>	PRODUCCIÓN
<i>T diseño</i>	120 °F	<i>Propietario</i>	PETROECUADOR
<i>Diseño</i>	ASTM A-36	<i>Fabricante</i>	PPR

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.14: PLACA DE DISEÑO DEL SEPARADOR 3**

<b>SEPARADOR PRODUCCIÓN S-03</b>			
<i>Año de construcción</i>	1993	<i>Capacidad</i>	20000 bls
<i>Peso al vacío</i>	9900 lbs	<i>Pop</i>	27 psi
<i>Ancho x Largo</i>	60 in * 22 ft	<i>Top</i>	125 °F
<i>P diseño</i>	100 psi	<i>Servicio</i>	PRODUCCIÓN
<i>T diseño</i>	50°C	<i>Propietario</i>	PETROECUADOR
<i>Diseño</i>	ASTM A-36	<i>Fabricante</i>	PPR

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### **2.8.3 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA**

En la Estación Pichincha este sistema lo conforman la bota Desgasificadora (BO-01) y el tanque de lavado (T-01).

#### **2.8.3.1 Bota Desgasificadora**

A la bota desgasificadora ingresa el líquido proveniente de los separadores de prueba (SP-01) y producción (S-01/02/03) para eliminar una cantidad adicional de gas que todavía permanece en solución en la fase líquida (agua y petróleo). El líquido desgasificado es descargado a través de una línea de 12 in hacia el tanque de lavado (T-01), mientras que por la parte superior el gas es descargado hacia el mechero (M-01) por una línea de 12 in.

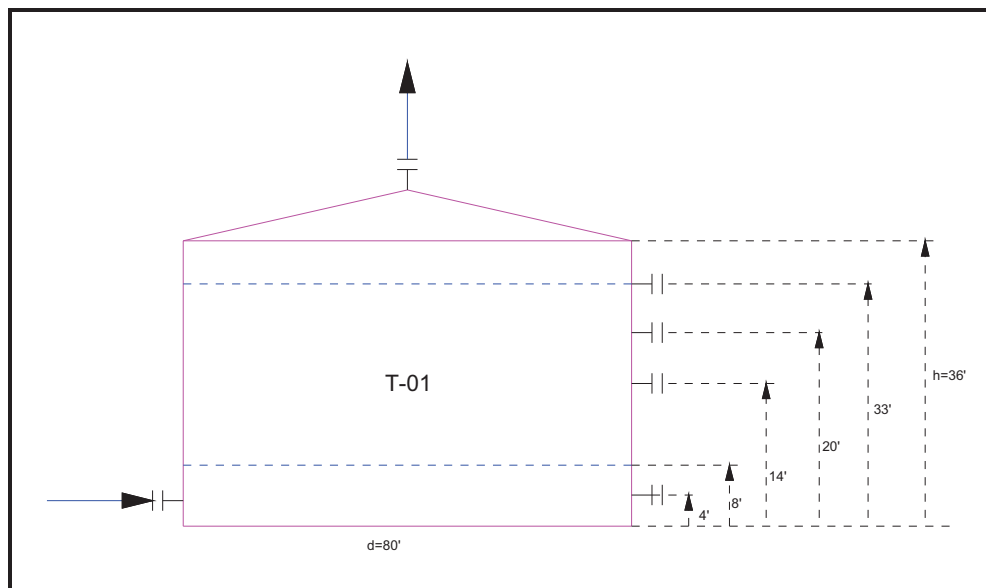
La Estación de Producción Pichincha cuenta con una bota desgasificadora (B-01) cuyas dimensiones son: 46 in de diámetro y 54 ft de altura, como se observa en la **Fotografía 1.4 del Anexo1**.

#### **2.8.3.2 Tanque de Lavado**

Por otro lado en el tanque de lavado se recibe la producción de cada uno de los separadores, la cual pasa por un proceso de desgasificación en la bota desgasificadora (BO-01).

En el tanque de lavado (T-01), mediante un tiempo de residencia que está entre 8 a 12 horas y colchón de agua de aproximadamente 8 ft, es separado por diferencia de densidades el agua remanente del crudo, para luego éste por rebose ser enviado al tanque de surgencia o reposo (T-02) por la línea de 12 in a una altura de 33 ft, como se muestra en la **Figura 2.14**, además existen 2 líneas auxiliares de 10" a alturas de 20 ft y 14 ft para evacuar el petróleo hacia tanque (T-02).

**FIGURA 2.14: ESQUEMA TANQUE DE LAVADO**



**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

En el tanque de lavado (T-01) se encuentran instaladas cuatro válvulas de alivio y una línea de venteo para desalojar los gases que se acumulan en el tanque hacia los mecheros (M-03/04) a través de una línea de 20 in con reducción a 10 in (ver **Fotografía 1.5 del Anexo1**). Las dimensiones se detallan en la **Tabla 2.15**.

**TABLA 2.15: DIMENSIONES DEL TANQUE DE LAVADO**

TANQUE	Cap. Nominal. (bbls)	Cap. Operativa. (bbls)	h (ft)	Φ (ft)
Lavado (T-01)	32260	30468	36	80

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

#### **2.8.4 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO**

El sistema de almacenamiento en las facilidades de producción de la Estación está constituido por el tanque de surgencia o reposo (T-02)

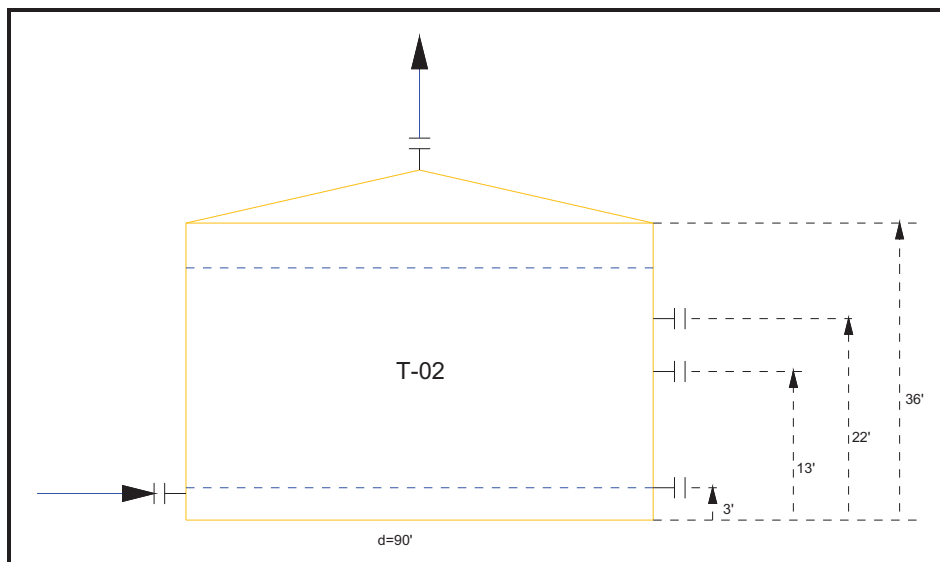
El tanque de reposo recibe el petróleo del rebose del tanque de lavado con BSW máximo del 1%. Tiene la función de estabilizar las condiciones físico-químico del crudo durante un cierto tiempo de reposo, después del cual estará listo para ser transferido de la estación de producción hacia el tanque de oleoducto en la Estación Central Sucumbíos.

Al igual que el tanque de lavado, éste consta de un techo cónico fijo con cuatro válvulas de alivio y una línea de venteo de 12 in con una reducción a 10 in direccionada a los mecheros (M-03/04) (**ver Fotografía 1.6 del Anexo 1**)

El agua residual es desalojada por una línea de 6" hacia el sistema de reinyección de agua y el petróleo es evacuado al sistema de transferencia por una línea 12 in a 22 ft de altura, también existen dos líneas auxiliares de 12 in a 13 y 3 ft de altura respectivamente, como se aprecia en la **Figura 2.15**.



**FIGURA 2.15: ESQUEMA TANQUE DE SURGENCIA O REPOSO**



**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

En cuanto a las características físicas del tanque de surgencia se detallan en la **Tabla 2.16**.

**TABLA 2.16: DIMENSIONES DEL TANQUE DE SURGENCIA**

TANQUE	Cap. Nominal. (bbls)	Cap. Operativa. (bbls)	h (ft)	$\Phi$ (ft)
<b>Surgencia (T-02)</b>	40820	39367	36	90

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.5 SISTEMA DE TRANSFERENCIA

Lo constituye un conjunto de bombas, utilizadas para transportar el petróleo desde el tanque de surgencia o reposo (T-01) hasta el tanque de oleoducto.

El sistema está constituido por dos tipos de bombas: bombas Booster y bombas de Alta Presión y un contador de flujo (ACT'S) (ver Fotografía 1.7 del Anexo1).

#### 2.8.5.1 Bomba Booster

Equipo cuya función es aumentar la presión del líquido a una presión requerida en la succión de la bomba de transferencia.

El petróleo proveniente del tanque de reposo o surgencia a través de una línea de 6 in, ingresa a la bomba booster (B-01) para descargar a través de una línea de igual diámetro a una presión de 50 psi y a un caudal de 10bbl/min. Sus características se detallan en la siguiente tabla:

**TABLA 2.17: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA BOOSTER**

MOTOR		B-01	BOMBA	
Marca	Greace Rykon Prem		Marca	Durco
Serie	81048	Serie	401798 CE 05 72	
Hp	75	Size	2k 6 X 4-104100 RV	
RPM	1780	GPM	400	
Voltaje	230/460			
Amperaje	30/60			

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

#### 2.8.5.2 Bombas de Alta Presión

Son del tipo centrífugas o reciprocantes, permiten elevar la presión del fluido a un valor necesario para vencer las fuerzas de fricción y así transportar fluido a su destino.

En la Estación Pichincha este sistema consta de: dos bombas tipo centrífugas horizontales (B-02/03) y una bomba tipo pistón (B-04). Las características bomba-motor de cada equipo se detallan en las **Tablas 2.18, 2.19 y 2.20:**

Antes de la transferencia hacia el tanque de oleoducto (Estación Sucumbíos), el petróleo atraviesa un contador de flujo de desplazamiento positivo, desde donde es succionado por las bombas de transferencia (B-02, B-03 o B-04) a través de una línea de 6 in. Finalmente el petróleo es transportado por una línea de 8 in a 350 psig de presión a la Estación Sucumbíos (**Ver Fotografía 1.8 del Anexo 1**).

**TABLA 2.18: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA N°1**

MOTOR		B-02	BOMBA	
Marca	Greace Rykon Prem		Marca	Ingerso
Serie	10MN446502		Serie	401798 CE 05 72
Hp	250		Size	3 X 6 X 15 <sup>a</sup>
RPM	3570		GPM	500
SPGR	0.78		RPM	3700
Voltaje	460		Cabeza	986 ft
Amperaje	278			

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.19: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA N°2**

MOTOR		B-03	BOMBA	
Marca	Greace Rykon Prem		Marca	Ingerso
Serie	10MN446503		Serie	1290006
Hp	250		Size	3 X 6 X 15 <sup>a</sup>
RPM	3570		GPM	500
SPGR	0.78		RPM	3700
Voltaje	460		Cabeza	986 ft
Amperaje	278			

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.20: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA N°3**

MOTOR		B-04	BOMBA	
Marca	CAT		Marca	Wheathy Gaso INC.
Modelo	3406	Modelo	2652	
Serie	6TB15418	Serie	22604	
Arreglo	7C6843	Size plunger piston	6 ½"	
Hp	325	GPM	600	
RPM	1800	Pump Stroke	12	
SPGR	0.8			
V/AMP	460/278			

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.6 SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADO

Este sistema lo constituyen equipos denominados Scrubbers, que son separadores bifásicos del tipo vertical que están diseñados para separar la fracción líquida del flujo de gas para obtener gas seco.

El gas proveniente de los separadores de producción (S-01/02/03) ingresa al primer scrubber (SCB-01) por una línea de 6 in y se produce la separación de la fase líquida del gas. El gas es evacuado por la parte superior a través de una línea de 6 in hacia el segundo scrubber (SCB-02) y luego hacia el tercero (SCB-03) consecutivamente, finalmente es direccionado a través de una línea de 10 in con un aumento a 12 in rumbo al sistema de captación de gas.

El nivel líquido es controlado por un sistema de control de nivel ubicado a la salida del líquido (línea de 2 in). Este conjunto además posee un bypass (línea de 6 in) hacia los mecheros (M-01/02) en el que se incluye un medidor de flujo tipo placa orificio.

En la estación Pichincha se tiene tres scrubbers en operación (**ver foto 1.8 del Anexo 1**). Las características físicas se muestran en la siguiente tabla:

**TABLA 2.21: DIMENSIONES SCRUBBERS**

Equipo	Capacidad Nominal(bls)	hft)	Φ(ft)
SCB-01	13	17	2.5
SCB-02	10	17	2
SCB-03	10	17	2

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

Es importante destacar, que normalmente el Gas Combustible para los Mecheros (M-01/02), es surtido por el Scrubber SCB-03, sin embargo, hay la opción de que sea abastecido por los Depuradores (SCB-06/07/08) cuando todo el gas producido se quema (**Ver Fotografía 1.9 del Anexo 1**). Las dimensiones de los scrubbers se muestran en la **Tabla 2.22**.

**TABLA 2.22: DIMENSIONES SCRUBBERS**

Equipo	Capacidad Nominal(bls)	hft)	Φ(ft)
SCB-06	13	15	2.5
SCB-07	6	7	2.5
SCB-08	6	7	2.5

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.7 SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS

El gas natural proveniente del scrubber (SCB-03) llega al sistema de captación a una presión manométrica promedio de 20 psig, la cual no es suficiente para vencer las pérdidas friccionales en el trayecto hasta la estación Secoya, por tal razón existe la necesidad de incrementar la presión del gas mediante compresión.

El sistema de captación de gas dispone de dos unidades compresoras de gas, una en funcionamiento y otra en stand by, y dos scrubbers: uno a la entrada y otro a la salida del compresor, (ver **Fotografía 1.10 del Anexo 1**).

#### 2.8.7.1 Scrubber de Entrada

El gas proveniente del sistema de recuperación de condensado llega al scrubber (SCB-04) de entrada a través de una línea de 10 in, para luego ser evacuado por una tubería de 10 in, después de su separación adicional. En la **Tabla 2.23** se especifican sus características principales:

**TABLA 2.23: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL SCRUBBER DE ENTRADA**

<b>SCRUBER DE ENTRADA (SCB-04)</b>	
<i>Servicio</i>	Station Separator
<i>Diseñado por</i>	Ajax, Superior, Cooper INC.
<i>Año</i>	1991
<i>Serie</i>	TP 747
<i>T diseño</i>	200°F
<i>P diseño</i>	150 psig
<i>Presión de prueba</i>	225 psig
<i>Corrosión permitida</i>	0.125 in
<i>Capacidad interna</i>	450 gls
<i>Peso al vacío</i>	2250 lbs

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

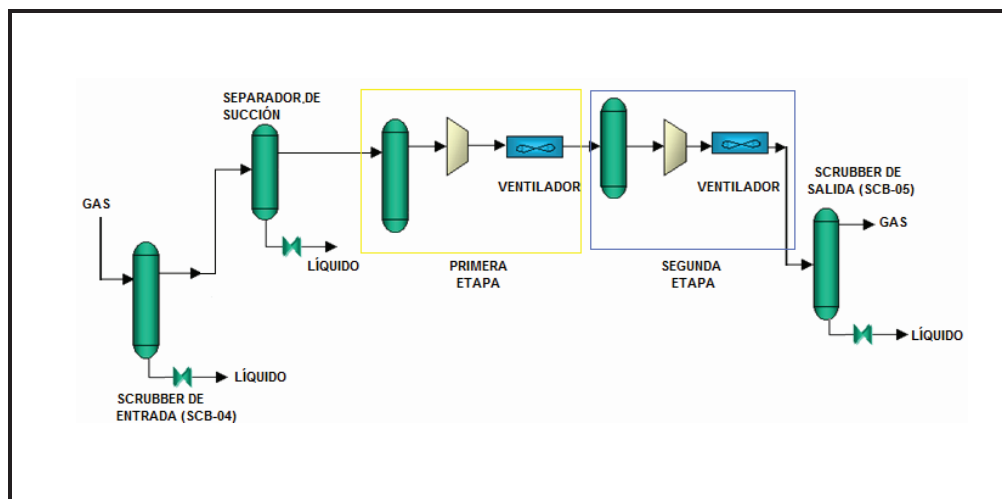
**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

#### 2.8.7.2 Compresores

El gas proveniente del scrubber (SCB-04) de entrada ingresa al separador de succión a través de una línea de 10 in en donde se elimina fracciones de líquido que acarrea el gas, luego pasa a la primera etapa del compresor en donde se eleva la presión y temperatura del gas (**Ver fotografía 1.11 del Anexo 1**). La compresión calienta al gas, de modo que se requiere de un enfriador al final de cada etapa. El gas enfriado ingresa a una segunda etapa de compresión en donde se repite el ciclo

para finalmente salir por una línea de 6 in hacia el scrubber (SCB-05) de salida como se muestra en la siguiente **Figura 2.16**.

**FIGURA 2.16: ESQUEMA OPERACIONAL DEL COMPRESOR**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

Las especificaciones del compresor y motor se presentan en las **Tablas 2.24 y 2.25**, respectivamente:

**TABLA 2.24: CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR C-01/02**

COMPRESOR						
Equipo	Marca	Modelo	Serie	RPM	psi	KW
C-01	Ajax	DPC-360	10193	250/400	500	320
C-02	Ajax	DPC-361	10192	250/400	500	320

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.25: CARACTERÍSTICA DEL MOTOR**

<b>MOTOR</b>					
<i>Equipo</i>	<i>Marca</i>	<i>Modelo</i>	<i>Serie</i>	<i>RPM</i>	<i>HP</i>
#1	Ajax	DPC-360	83248	250/400	360
#2	Ajax	DPC-360	83488	250/400	360

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

Cada compresor está constituido por dos etapas, la etapa 1 se especifica en las **Tablas 2.26, 2.27** y la etapa 2 en las **Tablas 2.28 y 2.29** respectivamente.

**TABLA 2.26: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°1 (CO-01)**

<b>ETAPA N°1-CO 01</b>	
<i>Construido por</i>	Distral S.A
<i>Servicio</i>	Suction Header
<i>Construido para</i>	Petroproducción
<i>Diseñado por</i>	Ajax-Superior-Cooper INC.
<i>Año de construcción</i>	1991
<i>Serie N°</i>	TP-748
<i>Largo-Diámetro</i>	5.33 ft-2.08 ft
<i>T diseño</i>	200°F
<i>P diseño</i>	260 psig
<i>Pprueba</i>	390 psig
<i>Corrosión permitida</i>	0.125 in
<i>Capacidad interna</i>	136 Gls
<i>Peso al vacío</i>	1750 lbs

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA



**TABLA 2.27: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°1 (CO-02)**

<b>ETAPA N°1-CO 02</b>	
<i>Construido por</i>	Distral S.A
<i>Servicio</i>	Suction Header
<i>Construido para</i>	Petroproducción
<i>Diseñado por</i>	Ajax-Superior-Cooper INC.
<i>Año de construcción</i>	1991
<i>Serie N°</i>	TP-749
<i>Largo-Diámetro</i>	5.33 ft-2.08 ft
<i>T diseño</i>	200°F
<i>P diseño</i>	260 psig
<i>Pprueba</i>	390 psig
<i>Corrosión permitida</i>	0.125 in
<i>Capacidad interna</i>	136 Gls
<i>Peso al vacío</i>	1750 lbs

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.28: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°2 (CO-01)**

<b>ETAPA N°2-CO 01</b>	
<i>Construido por</i>	Distral S.A
<i>Servicio</i>	Discharge Header
<i>Construido para</i>	Petroproducción
<i>Diseñado por</i>	Ajax-Superior-Cooper INC.
<i>Año de construcción</i>	1991
<i>Serie N°</i>	TP-755
<i>Largo-Diámetro</i>	7.708 ft-1.441 ft
<i>T diseño</i>	350°F
<i>P diseño</i>	400 psig
<i>Pprueba</i>	600 psig
<i>Corrosión permitida</i>	0.125 in
<i>Capacidad interna</i>	94 Gal
<i>Peso al vacío</i>	1386 lbs

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.29: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA ETAPA N°2 (CO-02)**

<b>ETAPA N°2 –CO 02</b>	
<i>Construido por</i>	Distral S.A
<i>Servicio</i>	Discharge Header
<i>Construido para</i>	Petroproducción
<i>Diseñado por</i>	Ajax-Superior-Cooper INC.
<i>Año de construcción</i>	1991
<i>Serie N°</i>	TP-754
<i>Largo-Diámetro</i>	7.708 ft-1.441 ft
<i>T diseño</i>	350°F
<i>P diseño</i>	400 psig
<i>Pprueba</i>	600 psig
<i>Corrosión permitida</i>	0.125 in
<i>Capacidad interna</i>	94 Gal
<i>Peso al vacío</i>	1386 lbs

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### **2.8.7.3 Enfriador**

Permite enfriar el gas que sale de la descarga de cada etapa y reducir el trabajo absorbido por la compresión (ver **Fotografía 1.12 del Anexo 1**). Las características técnicas del aerofriador del compresor CO-01 Y CO-02 se detallan en la **Tabla 2.30 y 2.31** respectivamente:

**TABLA 2.30: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL VENTILADOR**

<b>AEROENFRIADOR-E 01</b>	
<i>Marca</i>	AIR-X-CHANGERS
<i>Número de ventiladores</i>	1
<i>Modelo</i>	84 V V
<i>Año</i>	1990
<i>Serie</i>	9087162A
<i>Máxima presión de diseño</i>	400psig @ 350°F
<i>Presión de Prueba</i>	600psig
<i>Temperatura mínima de diseño</i>	50°F @ 400psig

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.31: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL VENTILADOR**

<b>AEROENFRIADOR-E 02</b>	
<i>Marca</i>	AIR-X-CHANGERS
<i>Número de ventiladores</i>	1
<i>Modelo</i>	84 V V
<i>Año</i>	1990
<i>Serie</i>	9087162B
<i>Máxima presión de diseño</i>	400psig @ 350°F
<i>Presión de Prueba</i>	600psig
<i>Temperatura mínima de diseño</i>	50°F @ 400psig

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

#### 2.8.7.4 Scrubber de Salida

El gas comprimido del compresor llega al scrubber (SCB-05) de salida por medio de una línea de 10 in, donde se separa pequeñas cantidades de líquido condensado al enfriar el gas. El gas es transportado hacia la Estación Sucumbíos a través de una línea de 10 in a una presión de 40 psig aproximadamente. En la **Tabla 2.32** se especifican sus características:

**TABLA 2.32: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL SCRUBBER DE SALIDA**

<b>SCRUBER DE SALIDA (SB-05)</b>	
<i>Servicio</i>	Vertical Station discharge scrubber
<i>Diseñado por</i>	Ajax, Superior, Cooper INC.
<i>Año</i>	1991
<i>Serie</i>	TP 761
<i>T diseño</i>	200°F
<i>P diseño</i>	200 PSIG
<i>Presión de prueba</i>	300 psig
<i>Corrosión permitida</i>	0.125 in
<i>Capacidad interna</i>	450 gls
<i>Peso al vacío</i>	2250 lbs
<i>Altura-Diámetro</i>	7.5 ft-3.2 ft

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

#### 2.8.7.5 Filtro de Gas Combustible

El combustible que usa el motor del compresor es el mismo gas que produce la estación. En la actualidad se usan filtros de gas combustible que toman el gas de la salida del compresor y lo conducen hacia el motor de los compresores (CO-01/02) (Ver **Fotografía 1.13 del Anexo 1**).

Cada compresor posee un filtro de gas combustible, las especificaciones se indican en las **Tablas 2.33 y 2.34**.

**TABLA 2.33: FILTRO DE GAS-COMBUSTIBLE CO-01**

<b>FILTRO DE COMBUSTIBLE-FC 01</b>	
<i>Marca</i>	Howard Welding
<i>Año de construcción</i>	1991
<i>Serie</i>	931
<i>Máxima Presión</i>	275psi @ 100°F
<i>Temperatura mínima</i>	-20°C@275psi

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.34: FILTRO DE GAS COMBUSTIBLE CO-02**

<b>FILTRO DE COMBUSTIBLE-FC 02</b>	
<i>Marca</i>	Howard Welding
<i>Año de construcción</i>	1991
<i>Serie</i>	930
<i>Máxima Presión</i>	275psi @ 100°F
<i>Temperatura mínima</i>	-20°C@275psi

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.8 SISTEMA DE GAS LIFT

En la Estación Pichincha el sistema de gas lift (ver **Fotografía 1.14 del Anexo 1**) está conformado por:

- Compresores (equipo principal)
- Separadores de condensado (scrubbers)
- Enfriadores

La caída de producción del gas en un 50% en la Estación Pichincha en el año 2000 ha ocasionado que este sistema funcione a menor capacidad. En la actualidad el sistema se encuentra paralizado. Las características de los equipos que lo constituyen se detallan a continuación:

### 2.8.8.1 Compresor

Es de desplazamiento positivo del tipo recíprocante de 4 etapas. Este equipo incrementa la presión de la fase gaseosa para permitir la inyección del gas y aliviar la columna de fluido en el pozo. Las especificaciones técnicas se detallan en la siguiente tabla:

**TABLA 2.35: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL COMPRESOR-SISTEMA GAS LIFT**

COMPRESOR GAS LIFT-CO 03	
<i>Marca</i>	White Superior
<i>Modelo</i>	W-64
<i>Etapas</i>	4
<i>Capacidad</i>	4500MFCD
<i>Carrera (pulg)</i>	6
<i>Potencia al freno (BHP) a 900rpm</i>	1400
<i>RPM</i>	450-1000
<i>Velocidad del pistón (ft/min)</i>	900
<i>Peso (lb)</i>	19500
<i>Largo(ft)</i>	7.16
<i>Ancho (ft)</i>	11

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.8.2 Motor

Los motores son los encargados de dar energía a los compresores para su funcionamiento.

Su motor es a gas, de encendido por chispa, cuatro tiempos, mediana velocidad y tipo natural. Las características de diseño del motor se detallan en la siguiente tabla:

**TABLA 2.36: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL MOTOR-SISTEMA GAS LIFT**

CARACTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES
<i>Marca</i>	White Superior
<i>Modelo</i>	16G825
<i>Serie</i>	317659
<i>Tiempo</i>	4
<i>Combustible</i>	GAS
<i>Diámetro y Carrera (pulg)</i>	10*10 ½
<i>Número de Cilindros</i>	16
<i>Potencia al freno (BHP) a 900rpm</i>	1600
<i>Velocidad mínima</i>	450
<i>Rango de Operación RPM</i>	450-900
<i>Peso (lb)</i>	51000
<i>Largo(ft)</i>	15
<i>Ancho (ft)</i>	10.5
<i>Profundidad (ft)</i>	8

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.8.3 Enfriador

El enfriador es de flujo cruzado (aire-gas). El gas que sale de la descarga de la compresión entra al distribuidor, este direcciona el camino que sigue el gas por los tubos de aletas de aluminio, posteriormente el gas enfriado ingresa a la succión de la siguiente etapa de compresión.

Para cada etapa se tiene diferente modelo de enfriador, al pasar la última etapa de enfriamiento el gas ingresa al proceso de levantamiento de gas lift. En la **Tabla 2.37** se presentan las características del enfriador.

**TABLA 2.37: CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL ENFRIADOR-SISTEMA GAS LIFT**

<b>AERO ENFRIADORES</b>			
<i>Marca</i>	AIR-X-CHANGERS		
<i>Número de ventiladores</i>	5		
<i>Ubicación (Etapas)</i>	1-2	2-3	3-4
<i>Flujo en millones de gas (MSCFD/DIA)</i>	5.01	4.79	4.49
<i>Temperatura de salida (°F)</i>	128.7	132.3	121.7
<i>Temperatura de entrada (°F)</i>	199	233	237
<i>Caída de presión (psi)</i>	2	5.6	6.3
<i>Número de pasos</i>	1	1	1

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.9 SISTEMA CONTRA INCENDIOS

Tiene como finalidad prevenir la propagación de un incendio en cualquier sitio de la estación debido a fallas en el proceso o por una mala operación.

En la Estación Pichincha el sistema consta de los siguientes equipos (ver **Fotografía 1.15 del Anexo 1**):

- Bomba eléctrica principal
- Bomba de combustión interna
- Tanque de espuma
- Tanque de almacenamiento de agua para incendio



A continuación se muestra las características de los equipos en las **Tablas 2.38, 2.39, 2.40 y 2.41** respectivamente.

**TABLA 2.38: CARACTERÍSTICAS MOTOR**

	<b>Motor 1</b>	<b>Motor 2</b>
<i>Marca</i>	Clarke GM Diesel INC.	General Electric
<i>Tipo</i>	Combustión Interna	Eléctrico
<i>Modelo</i>	DDFP 08GT4371	5k405AL1180
<i>Serie</i>	8G-189074	8271015
<i>Rpm</i>	3300rpm	3560
<i>HP</i>	195	150
<i>Voltaje</i>	-	460 V
<i>Amperaje</i>	-	173 A
<i>Fases</i>	-	3@60HZ

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.39: CARACTERÍSTICAS BOMBA**

	<b>Bomba-1</b>	<b>Bomba-2</b>
<i>Marca</i>	Aurora	Aurora
<i>Serie</i>	87-66526	87-66527
<i>Modelo</i>	5-481-11B	5-481-11C
<i>GPM</i>	1000	1000
<i>Cabeza</i>	346 ft	346 ft
<i>rpm</i>	3300	3560

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.40: CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE DE ESPUMA**

<b>Tanque de espuma</b>	
<i>Nº</i>	4037
<i>Serie</i>	61058
<i>Máxima Presión de Trabajo</i>	650 psi
<i>Capacidad</i>	1000gls

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.41: CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE DE AGUA**

<b>Tanque de agua</b>	
<i>Diámetro</i>	27ft
<i>Altura</i>	25ft
<i>Capacidad</i>	2500 bls

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

Además en la Estación Pichincha cuenta con: extinguidores de fuego, mangueras, boquillas, lanzadores de espuma y de agua, ubicados en lugares estratégicos (**Ver PFD 4.2 del Anexo 4**), como el área de tanques, captación de gas, separadores, sistema contra incendios (S.C.I.), reinyección de agua (R.Y.A.) y Transferencia como se observa en las **Fotografías 1.16 y 1.17 del Anexo1**.

A continuación se detalla la cantidad de equipos en cada sistema en la siguiente tabla:

**TABLA 2.42: ACCESORIOS DEL S.C.I.**

<b>Ubicación</b>	<b>Material</b>	<b>Cantidad</b>
<i>Tanques</i>		
	Lanzadores de espuma	6
	Lanzadores de agua	6
<i>Captación de Gas</i>		
	Lanzadores de agua	2
	Extintores de fuego	4
	Sistema de Rociadores	2
<i>Gas Lift</i>		
	Extintores de fuego	2
<i>Laboratorio</i>		
	Extintor	1
	Fire Blanket	1
<i>Oficina del Operador</i>		
	Mangueras de 3"	2
	Boquillas	1
<i>Separadores</i>		
	Extintor	1
<i>S. C. I.</i>		
	Mangueras de 3"	4
	Extintor	1
<i>Transferencia</i>		
	Extintor	1
<i>R. Y. A.</i>		
	Extintor	1
<i>Garita</i>		
	Extintor	1

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.10 SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA

El sistema de reinyección de agua tiene como finalidad, reinyectar a un yacimiento el agua producida de la estación o en su defecto inyectar agua para recuperar petróleo.

En la actualidad el Sistema de Reinyección de Agua es del tipo semi-cerrado sin tratamiento físico alguno.

Los pozos reinyectores en la Estación Pichincha son tres: PCH 01, PCH 11 y PCH 01RW. En el pozo PCH 01 el agua de reinyección se inyecta a la formación

Tiyuyacu, en el pozo PCH 11 y PCH 01RW se inyecta con fines de recuperación secundaria a la formación Hollín.

Los equipos a disposición para el funcionamiento de este sistema son: dos bombas booster (B-05/06) y cuatro bombas de alta presión horizontales tipo REDA (REDA-01/02/03/04 (ver Fotografía 1.18 del Anexo 1), sus características se detallan en la Tablas 2.43, 2.44, 2.45 y 2.46.

Además este sistema consta con 2 piscinas API de 22 ft de largo, 6.35ft de ancho y 4 ft de profundidad, es decir una capacidad volumétrica de 200 bls cada una, (Ver Fotografía 1.19 del Anexo1).

**TABLA 2.43: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA BOOSTER**

	<b>Booster 1- R.Y.A.</b>	<b>Booster 2-R.Y.A.</b>
<i>Tipo</i>	Centrífuga 2K*4*3-82-73RV	Centrífuga 4*3-10 RV
<i>Marca</i>	DURCO	DURCO
<i>Modelo</i>	MARK III STD	MARK III STD
<i>Serie</i>	0101-6766B	0700-2903B
<i>GPM</i>	360	**

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.44: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR**

	<b>Motor 1</b>	<b>Motor 2</b>
<i>Tipo</i>	Eléctrico	Eléctrico
<i>Marca</i>	Greace Rykon Prem	Greace Rykon Prem
<i>Rpm</i>	3545	3530
<i>HP</i>	50	45
<i>Voltaje</i>	230/460 AC	230/460 AC
<i>Amperaje</i>	118.6/59.3	118.6/59.3
<i>Fases</i>	3	3

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.45: CARACTERÍSTICAS DE LAS BOMBAS DE ALTA PRESIÓN**

	<b>BOMBA REDA-01</b>	<b>BOMBA REDA-02</b>	<b>BOMBA REDA-03</b>	<b>BOMBA REDA-04</b>
<i>Serie</i>	DBB4205099	2NLL01944	2NN 7K03249	2NN 7K02943
<i>Modelo</i>	66CCT-AFL-INC-ES-ZZ-CS-H&B-SS	66ESSCCT-H&B-SS	66CCT-AFL-INC-ES-3-ZZ-CS-H&B-SS	66CCT-AFL-INC-ES-3-ZZ-CS-H&B-SS
<i>Marca</i>	REDA-SLUMBERGER	REDA-SLUMBERGER	REDA-SLUMBERGER	REDA-SLUMBERGER
<i>Tamaño eje</i>	1.187 in	1.187 in	1.187 in	1.187 in
<i>Serie</i>	675/675	675/675	675/675	675/675
<i>Etapas</i>	41HJ350N	71HJ350N	40HJ350N+37HJ350N	40HJ350N+37HJ350N

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.46: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR**

	<b>MOTOR REDA-02</b>	<b>MOTOR REDA-03</b>	<b>MOTOR REDA-04</b>
<i>Marca</i>	Toshiba INC.	SIEMENS	SIEMENS
<i>Tipo</i>	Eléctrico	Eléctrico-Inducción	Eléctrico-Inducción
<i>Serie</i>	1101886	1139248-020-2	1139248-020-2
<i>Modelo</i>	3D4500K3H1HHH	CGII	CGII
<i>Fases</i>	3	3	3
<i>HP</i>	500	1500	1500
<i>Amperaje</i>	176/102	176/102	176/102
<i>Voltaje</i>	2300/4160	2300/4160	2300/4160
<i>Rpm</i>	3570	3560	3560
<i>Frecuencia</i>	60 Hz	60 Hz	60 Hz

**Nota:** El Motor 01 se encuentra en reparación

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### **2.8.11 SISTEMA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA**

El sistema de generación tiene la finalidad de proporcionar y distribuir la energía eléctrica necesaria para poner en funcionamiento los equipos eléctricos de las facilidades de producción.

La energía requerida es proporcionada por dos fuentes: El sistema interconectado de electricidad (SEIP) o un grupo electrógeno (generador-motor), (**ver Fotografías 1.20 y 1.21 del Anexo1**).

La generación eléctrica a partir de grupos electrógenos se realiza utilizando como combustible el diesel.

Actualmente la demanda diaria en el sistema eléctrico interconectado (SEIP) en los campos de Petroproducción, está en alrededor de los 36MW dando un déficit de 17.4 MW el cual se lo cubre con el alquiler de generación cuyo costo está en el orden de 0.16 a 0.18 USD/KWh, esto incluye el combustible, la operación y el mantenimiento.

Los sub campos que comprenden el campo Libertador se consumen alrededor de 13987KW en las horas pico el cual es abastecido en un 78.5% (10993 KW) por Petroproducción y el 21,5% (2980 KW) alquilados a la empresa Ecuapet que tiene una capacidad de generación de alrededor de 5000KW, como se indica en la **Tabla 2.47**.

**TABLA 2.47: DEMANDA DIARIA DE ENERGÍA EN EL CAMPO LIBERTADOR**

EMPRESA	GENERACIÓN (KW)
PPR(Estación de Producción Secoya)	1690
PPR(Central de Generación Secoya)	9303
Ecuapet	2994
Total	13987

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

En la Estación Pichincha se utiliza un generador a diesel marca Caterpillar cuyas características se detallan en la siguiente tabla:

**TABLA 2.48: CARACTERÍSTICAS DEL GENERADOR**

	MOTOR	GENERADOR
<i>Marca</i>	CATERPILLAR INC.	CATERPILLAR INC.
<i>Modelo</i>	3408B	SR4
<i>Serie</i>	78Z03911	6DA02734
<i>Potencia</i>	551HP	411KW
<i>Rpm</i>	1800	-

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.12 SISTEMA DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS

El sistema de inyección de químicos se encuentra conformado por:

- Tanques de almacenamiento de químicos
- Bombas de dosificación, tipo pistón

Los químicos se inyectan al sistema de separación primaria (separadores) a la salida del múltiple de producción (Ver **Fotografía 1.22 del Anexo 1**) y en el sistema de reinyección de agua a la salida del tanque de lavado (T-01) (Ver **Fotografía 1.23 del Anexo 1**)

Los químicos utilizados son los siguientes:

- Demulsificante: Es un químico de acción continua para romper la emulsión y separar el agua del crudo.
- Anti parafínico: Su función es inhibir la cristalización de la parafina.
- Anti escala: Previene la formación de incrustaciones en la tubería.
- Anticorrosivo: Previene la corrosión en tubería.
- Biocida: Controla la proliferación de bacterias sulfato-reductoras.
- Surfactante: Sirve para la limpieza de tuberías.

Las tasas de inyección promedio diaria de cada químico a Diciembre del 2008 se visualizan en la siguiente tabla:

**TABLA 2.49: QUÍMICOS DE INYECCIÓN**

QUÍMICO	LUGAR DE INYECCIÓN	CAUDAL (gal/día)	BOMBA
Demulsificante JXZ1704	Salida del Manifold	10	3
Antiparafínico JDN92	Salida del Manifold	10	4
Antiescala MX-302	Salida de agua del wash tank	5.2	1
Anticorrosivo Proterquim 1176	Antes de bombas booster de R.Y.A.	7.4	1
Biocida BAC-91	Entrada al pulmón de bombas REDA	9.9	2
Surfactante Deterquim 273	Pulmón de bombas REDA	3.1	2

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA



Las características de las bombas dosificadoras se detallan en las **Tablas 2.50 y 2.51**:

**TABLA 2.50: DATOS DE MOTORES DE BOMBAS**

	1	2	3	4
<i>Ubicación</i>	R.Y.A	R.Y.A	Manifold	Manifold
<i>Tipo</i>	Eléctrico	Eléctrico	Eléctrico	Eléctrico
<i>Marca</i>	Electric Motors	Franklin Electric	Electric Motors	Franklin Electric
<i>Serie</i>	TO404220220	1121007410	W0708022325	1121007410
<i>HP</i>	1/4	1/2	1/4	1/2
<i>Voltaje</i>	115/230	115/230	115/230	115/230
<i>Amperaje</i>	5/2.5		5/2.5	
<i>Frecuencia</i>	60Hz	60Hz	60Hz	60Hz
<i>Rpm</i>	1725	1725	1725	1725

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.51: DATOS DE BOMBAS DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS**

	1	2	3	4
<i>Ubicación</i>	R.Y.A	R.Y.A	Manifold	Manifold
<i>Tipo</i>	Reciprocante	Reciprocante	Reciprocante	Reciprocante
<i>Marca</i>	Textsteam Chemical	Textsteam Chemical	Textsteam Chemical	Textsteam Chemical
<i>Serie</i>	MM105383	AY000454	AY00036	AY00013
<i>Presión máx.</i>	2400psig	2400psig	2400psig	2400psig
<i>Inyecta a:</i>	Salida del T-01	Entrada a REDA	Salida del Manifold	Salida del Manifold

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.13 SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS

En la Estación cada controlador ya sea de nivel o presión, para su funcionamiento se encuentra presurizado con aire desde un compresor a través de capilares. En la estación existe un solo compresor de aire en funcionamiento cuyas características son:

**TABLA 2.52: CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR DE AIRE**

MOTOR				
<i>Marca</i>	<i>Modelo</i>	<i>Voltaje</i>	<i>Amp</i>	<i>HP</i>
UNCOLN AC Motors	324TSC	230/460	100/50	40

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.53: CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR DE AIRE**

COMPRESOR			
<i>Marca</i>	<i>Modelo</i>	<i>Serie</i>	<i>P<sub>aire</sub>(psi)</i>
Sullair Corporation	LS-10 40H ACAC	003-103314	115/125

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

Además del conjunto motor-compresor posee dos tanques cilíndricos uno horizontal y otro vertical donde se almacena el aire a presión (**ver Fotografía 1.24 del Anexo 1**), las especificaciones de cada uno se detalla en la siguiente tabla:

**TABLA 2.54: DATOS DE PLACA TANQUES DE AIRE**

	1	2
<i>Marca</i>	MANOWESTLE TX	ACERO DE LOS ANDES
<i>Serie</i>	481294	19434
<i>Capacidad</i>	1600 gal	800 gal
<i>Presión trabajo</i>	110psig	108psig
<i>P<sub>máx</sub></i>	400 psig@100°F	400 psig@100°F
<i>Dimensiones</i>	11.5ft-4.3ft	13.6ft-2.5ft
<i>P<sub>diseño</sub></i>	250psig	200psig
<i>T<sub>diseño</sub></i>	100°F	122°F
<i>P<sub>pueba</sub></i>	300psig	300psig

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

En cada separador existe un controlador de nivel a la salida del líquido y un controlador de presión en la salida de gas, contabilizando un total de 6 controladores, mientras que en los scrubbers se encuentran instalados un total de 10 controladores.

#### 2.8.14 SUMIDEROS

El sumidero es un tanque subterráneo donde se suman las aguas contaminadas provenientes del proceso de tratamiento y las aguas de lluvia.

Existen 3 sumideros en la Estación:

- De agua lluvia que es una piscina
- De scrubbers, separadores, toma muestras y desperdicios químicos que está direccionado al tanque de lavado y surgencia y,
- El sumidero de laboratorio donde concurren la mezcla de fluidos: agua+combustible (JP1) que se usan en las pruebas de laboratorio.

El sumidero que está direccionado al tanque de lavado (T-01) posee una bomba (**Ver fotografía 1.25 del Anexo 1**), mientras que el fluido de los otros sumideros son transportados por vacuum a las piscinas de tratamiento de la Estación Secoya.

Las características motor- bomba de sumidero se visualiza en las **Tablas 2.55 y 2.56:**

**TABLA 2.55: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR DE SUMIDERO**

MOTOR SUMIDERO	
<i>Marca</i>	Marathon Electric
<i>Tipo</i>	Eléctrico
<i>Modelo</i>	CM184TTGS7049DUL
<i>Fases</i>	3
<i>Voltaje</i>	230/460
<i>Amperaje</i>	13.2/6.6
<i>Rpm</i>	1735
<i>Frecuencia</i>	60Hz
<i>HP</i>	5

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.56: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE SUMIDERO**

BOMBA SUMIDERO	
<i>Marca</i>	Aurora Pumps
<i>Tipo</i>	531ABR
<i>Serie</i>	051291632-1
<i>GPM</i>	100
<i>Tamaño</i>	1.5 x 2 X9b

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 2.8.15 SISTEMA DE RECIRCULACIÓN

Este sistema permite recircular el agua de formación que se tiene en el tanque de surgencia o reposo (T-02) cuando no se tiene una separación del 100%, hacia el tanque de lavado (T-01) a través de una bomba booster de 15 HP, mediante un juego de válvula y tuberías de 4". El sistema de recirculación se puede apreciar en la **Fotografía 1.26 del Anexo 1**. Las características del sistema bomba-motor se aprecian en la **Tabla 2.57 y 2.58.:**

**TABLA 2.57: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR DE RECIRCULACIÓN**

MOTOR SUMIDERO	
<i>Marca</i>	Marathon Electric
<i>Tipo</i>	Eléctrico
<i>Modelo</i>	324A-BF
<i>Fases</i>	3
<i>Voltaje</i>	230/460
<i>Amperaje</i>	13.2/6.6
<i>Rpm</i>	**
<i>Frecuencia</i>	60Hz

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

**TABLA 2.58: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN**

BOMBA RECIRCULACIÓN	
<i>Marca</i>	Aurora
<i>Tipo</i>	Centrífuga 2*2;5*5
<i>Serie</i>	90-01043-2
<i>GPM</i>	**

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

En el **PFD 4.1** del **Anexo 4** se muestra el PFD de la Estación Pichincha, en el que se representa los principales procesos anteriormente descritos.

## **CAPÍTULO 3:**

### **SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN**

En este capítulo se expone la simulación de procesos de la Estación Pichincha, se inicia con la descripción de procesos, para luego exponer los problemas de operación, finalmente se plantean las propuestas y se estiman los parámetros con el simulador de procesos Hysys, los cuales se utilizarán en la optimización.

#### **3.1 DESCRIPCIÓN PROCESOS ACTUALES**

La Estación de Producción Pichincha consta en la actualidad de un múltiple, tres separadores bifásicos de producción (S-01/S-02/S-03), un separador bifásico de prueba (SP-01), una bota desgasificadora (BO-01), un tanque de lavado (T-01), un tanque de surgencia (T-02), un sistema de transferencia de crudo, un sistema de reinyección de agua y un sistema de captación de gas.

El crudo procesado es transferido a los tanques de almacenamiento, mientras que el gas comprimido es enviado al Sistema de Gas Lift, ambos a la Estación Central Sucumbíos.

El volumen total de la producción de agua de formación es reinyectado a los pozos por medio de bombas de alta presión previo a un tratamiento químico.

La mayoría de gas proveniente de los separadores es comprimido en el sistema de captación de gas y una fracción es quemada en los mecheros o tea de alta presión (M-02).

La filosofía de operación consiste de una serie de procesos secuenciales e independientes: proceso de recolección y separación primaria, proceso de separación secundaria, almacenamiento, transferencia, recuperación de condensado, captación de gas y reinyección de agua.

### **3.1.1 PROCESO DE ENTRADA Y SEPARACIÓN PRIMARIA**

La producción de los pozos Pichinchas: 2,5,7,8,9,10,13D y 14D pertenecientes al Campo Pichincha y Secoyas: 11,18,21,24,29,30 y 31 pertenecientes al Campo Secoya son transportados por líneas independientes de 4 in de diámetro nominal hacia las Facilidades de Producción de la Estación Pichincha. El fluido es receptado en un múltiple de producción de 4 secciones (A, B, C y D) a una presión y temperatura promedio de 28.4 psi y 108°F respectivamente, con un flujo de petróleo de 3833 BPPD, con un flujo de agua de 8665 BAPD y 890 MPCED de gas.

Del múltiple de producción, el fluido multifásico se direcciona a los separadores de producción (S-01/S-02/S-03), con un 33.3% para cada separador, en el trayecto se inyecta 10 gal/día de demulsificante JXZ1704 y 10 gal/día de antiparafrínico JDN92.

La temperatura de entrada del fluido al manifold varía en un rango comprendido entre 85°F a 149°F, mientras que la presión mínima de ingreso es de 22 psig y la máxima de 90 psig. Las medidas de campo de estas variables se detallan en la siguiente tabla:

**TABLA 3.1 PRESIÓN Y TEMPERATURA A LA ENTRADA DEL MANIFOLD**

ENTRADA MANIFOLD						
HORA REGISTRO	MAÑANA		MEDIO DÍA		TARDE	
POZO	T <sup>a</sup>	P <sup>b</sup>	T	P	T	P
SECY 18	90	65	113	90	90	85
SECY 31	85	** <sup>c</sup>	111	**	90	**
PIC 08	161	26	171	27	159	27
SECY 29	100	25	121	22	99	28
PIC 10	136	**	146	**	130	**
PIC 09	140	**	149	**	122	**
PIC 05	90	28	119	33	87	30
PIC 02	86	27	116	30	88	28
SECY 11	87	30	115	30	92	30
PIC 13	90	32	116	33	87	30
PIC 07	97	32	107	32	96	32
SECY 21	94	30	117	30	93	34
PIC 14D	108	**	128	**	97	**
SECY 24	85	**	103	**	88	**
SECY 30	83	26	113	28	88	26

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

Luego del proceso de separación, la fase líquida estimada en 12498 BFPD ingresa a la Bota Desgasificadora (BO-01) a través de la apertura de la válvula de control de nivel de líquidos (LCV).

El gas separado (890 MPCSD) en el sistema primario se envía a los scrubbers (SCB-01/SCB-02/SCB-03) conectados en serie, de los cuales 819 MPCED se direcciona al sistema de captación de gas y el resto (71MPCED) se quema en los mecheros M-01/02.

<sup>a</sup> Temperatura en °F

<sup>b</sup> Presión en psig

<sup>c</sup> Datos no disponibles en el campo



En la **Tabla 3.2**, se describe las variables de temperatura y presión de entrada y salida de los separadores de producción y prueba.

**TABLA 3.2: DATOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA DE LOS SEPARADORES**

<b>SEPARADORES DE PRODUCCIÓN</b>						
<b>EQUIPO</b>	<b>P<sub>1</sub><sup>a</sup></b>	<b>T<sub>1</sub><sup>b</sup></b>	<b>P<sub>w</sub><sup>c</sup></b>	<b>T<sub>w</sub><sup>d</sup></b>	<b>T<sub>2</sub><sup>e</sup></b>	<b>T<sub>3</sub><sup>f</sup></b>
<b>SP-01(MAÑANA)</b>	28	104	25	**	106	104
<b>S-03</b>	** <sup>g</sup>	106	26	**	105	106
<b>S-02</b>	**	110	22	122	109	102
<b>S-01</b>	**	107	25	124	105	104
<b>SP-01(MEDIO DIA)</b>	30	115	27	**	113	112
<b>S-03</b>	**	117	26	**	116	115
<b>S-02</b>	**	120	23,5	141	120	119
<b>S-01</b>	**	116	28	140	115	113
<b>SP-01(TARDE)</b>	27	106	24	**	104	99
<b>S-03</b>	**	104	26	**	102	101
<b>S-02</b>	**	100	22,5	115	100	100
<b>S-01</b>	**	103	25	126	99	102

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

El fluido del pozo, del cual se requiera conocer sus condiciones de operación: producción, flujo de gas, BSW; es direccionado hacia el separador de prueba (SP-01) para su cuantificación. Finalmente el líquido producto de la separación es enviado hacia la bota Desgasificadora (BO-01) mediante el uso de una línea de 8 in, mientras que el gas es direccionado hacia los mecheros (M-01/02) mediante el uso de una línea de 6 in para ser quemada.

<sup>a</sup> Presión de entrada en psig

<sup>b</sup> Temperatura de entrada en °F

<sup>c</sup> Presión de trabajo en psig

<sup>d</sup> Temperatura de trabajo en °F

<sup>e</sup> Temperatura de salida del gas en °F

<sup>f</sup> Temperatura de salida del líquido en °F

<sup>g</sup> Datos no disponibles en el campo

### **3.1.2 PROCESO DE SEPARACIÓN SECUNDARIA**

La fase líquida proveniente del sistema de separación primaria ingresa por una línea de 8 in a la bota desgasificadora (BO-01) a una presión aproximada de 23 psi y temperatura de 108°F aproximadamente. En la BO-01 hay una separación adicional de gas remanente (17 MPCSD) de la corriente de líquido, que es quemada en el mechero (M-02), a una presión máxima de 2 psi y a una temperatura de 106°F; mientras que el líquido es evacuado por una línea de 8 in hacia el tanque de lavado (T-01) a una presión de 15 psi y temperatura de 108 °F para continuar con su proceso de separación.

El líquido proveniente de la bota desgasificadora (BO-01) se acumula en el tanque de lavado en donde por decantación se separa el agua del petróleo a una temperatura de 108°F.

El gas es desfogado por una línea de 20 in con una reducción a 10 in hacia el mechero M-03/04 con una presión máxima de 2 psi y a una temperatura de 106°F, mientras que el agua sale por una línea de 6 in a una temperatura y presión aproximada de 108 °F y 12 psi respectivamente hacia el sistema de reinyección. Finalmente el petróleo sale por rebose por la línea de 12 in a una altura de 33ft y temperatura de 108 °F hacia el tanque de reposo o surgencia (T-02) con BSW máximo del 1%.

### **3.1.3 PROCESO DE ALMACENAMIENTO**

Finalmente el petróleo proveniente del tanque de lavado (T-01) ingresa al tanque de surgencia o reposo (T-02) a una temperatura aproximada de 108°F y a una presión de 12 psig, en este equipo ocurre un proceso de decantación adicional obteniéndose cantidades mínimas de agua y gas, en donde el gas sale por una línea de 20 in con una reducción a 10 in hacia el mechero M-03/04 a una temperatura de 106°F y presión de 2 psig y el agua residual sale por una línea de 6 in que se recircula al tanque de lavado.

El petróleo con BSW del 0.2% sale por la línea de 12 in a una altura de 22 ft hacia el sistema de transferencia con una temperatura de 108°F a una presión de 8psig.

La temperatura de la bota desgasificadora (BO-01), del tanque de lavado (T-01) y del tanque de reposo (T-02) se detalla en la siguiente tabla:

**TABLA 3.3: DATOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA: B-01, T-01 Y T-02**

<b>BOTA-TANQUE LAVADO-TANQUE REPOSO</b>					
<b>EQUIPO</b>	<b>T<sub>1</sub><sup>a</sup></b>	<b>T<sub>2</sub><sup>b</sup></b>	<b>T<sub>3</sub><sup>c</sup></b>	<b>T<sub>4</sub><sup>d</sup></b>	<b>T<sub>w</sub><sup>e</sup></b>
<b>BOTA DE GAS (MAÑANA)</b>	104	105	105	-	104
<b>T. LAVADO</b>	104	105	106	107	105
<b>T. REPOSO</b>	106	104	108	109	110
<b>BOTA DE GAS (MEDIO DIA)</b>	110	109	111	-	115
<b>T. LAVADO</b>	111	110	112	111	116
<b>T. REPOSO</b>	110	112	115	114	113
<b>BOTA DE GAS (TARDE)</b>	100	103	105	-	108
<b>T. LAVADO</b>	99	102	104	100	109
<b>T. REPOSO</b>	90	106	107	105	105

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### 3.1.4 PROCESO DE TRANSFERENCIA

El caudal de petróleo (3833 BPPD con BSW del 0.2%) proveniente del tanque de surgencia o reposo (T-02) ingresa a la bomba booster (B-01) a 8 psi y 107 °F aproximadamente, para incrementar su presión hasta los 50 psig, que es la presión de succión adecuada para el Sistema de Transferencia.

Después, el petróleo pasa a una segunda etapa de transferencia de energía e ingresa a la bomba de alta presión (B-02), para salir por una línea de 8 in a una presión de 350 psig y a una temperatura de 109 °F con destino al tanque de

<sup>a</sup> Temperatura de entrada en °F

<sup>b</sup> Temperatura de salida del líquido en °F

<sup>c</sup> Temperatura de salida del gas en °F

<sup>d</sup> Temperatura de salida del agua en °F

<sup>e</sup> Temperatura de trabajo en °F

oleoducto de la Estación Sucumbíos. La presión y temperatura de entrada y salida se detalla en la **Tabla 3.4**:

**TABLA 3.4: PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL PROCESO DE TRANSFERENCIA**

<b>BOMBAS DE TRANSFERENCIA</b>				
<b>EQUIPO</b>	<b>T<sub>1</sub><sup>a</sup></b>	<b>P<sub>1</sub><sup>b</sup></b>	<b>T<sub>2</sub><sup>c</sup></b>	<b>P<sub>2</sub><sup>d</sup></b>
<b>B-01(MAÑANA)</b>	103	**	103	50
<b>B-02</b>	104	49	105	350
<b>B-01(MEDIO DIA)</b>	110	**	111	50
<b>B-02</b>	111	48	112	340
<b>B-01(TARDE)</b>	105	**	107	50
<b>B-02</b>	107	49	107	340

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

### 3.1.5 PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADO

La fase gaseosa proveniente del sistema de separación primaria ingresa por una línea de 6 in a 26 psi y 107 °F a los scrubbers (SCB-01/SCB-02/SCB-03) consecutivamente.

A la salida del SCB-03 hay dos líneas, una alimenta de gas al sistema de captación con un flujo aproximado de 819 MPCSD y la otra derivación conduce el gas restante (71MPCSD) hacia el mechero (M-02).

Hay que destacar que generalmente el gas combustible para el mechero M-02 es proporcionado por el scrubber SCB-03, sin embargo existe la opción de que sea surtido por los scrubbers SCB-06/07/08 cuando todo el gas se quema, es decir

<sup>a</sup> Temperatura de entrada en °F

<sup>b</sup> Presión de entrada en psig

<sup>c</sup> Temperatura de salida en °F

<sup>d</sup> Presión de salida en psig

cuando no se envía gas al sistema de captación. Las condiciones de operación se muestran en la **Tabla 3.5**.

### **3.1.6 PROCESO DE CAPTACIÓN DE GAS**

El gas proveniente de los scrubbers (819 MPCSD) ingresa por una línea de 10 in al scrubber de succión (SCB-04) a una presión de 20 psig y una temperatura de 106 °F, para luego ingresar al compresor (CO-02).

A diciembre del 2008 el compresor CO-01 no está en funcionamiento, por lo que el gas que ingresa es comprimido en el compresor CO-02 a una presión de 20 psig y a una temperatura de 106°F, el gas comprimido es descargado por una línea de 6 in a una presión de 40 psi y a una temperatura de 100°F hacia el scrubber de descarga SCB-05 para el retiro condensado del gas adicionales.

El gas que se utiliza como combustible del compresor es captado de la línea de descarga del mismo en un volumen estimado del 30% del gas comprimido (246 MPCSD)

Finalmente el gas comprimido sale del scrubber SCB-05 a una temperatura de 100°F y a una presión de 40 psi, a través del gasoducto de 10 in de diámetro hacia la Estación Central Sucumbíos.

Los datos de presión y temperatura a las cuáles trabaja este sistema se visualizan en la siguiente tabla:

TABLA 3.5: PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL PROCESO DE CAPTACIÓN

SCRUBBERS Y COMPRESOR					
EQUIPO	T <sup>a</sup>	T <sup>b</sup>	P <sup>c</sup>	P <sup>d</sup>	T <sup>e</sup>
SCB-01 (MAÑANA)	104	103	** <sup>f</sup>	**	**
SCB-02	100	99	**	**	**
SCB-03	103	101	25	**	**
SCB-04	101	100	**	20	103
SCB-05	100	100	24	26	108
CO-01	103	100	38	**	**
SCB-01 (MEDIO DIA)	108	106	**	**	**
SCB-02	109	107	**	**	**
SCB-03	112	110	27	**	**
SCB-04	112	111	**	24	120
SCB-05	114	112	25	30	110
CO-01	113	106	40	**	**
SCB-01 (TARDE)	106	105	**	**	**
SCB-02	107	104	**	**	**
SCB-03	107	105	26	**	**
SCB-04	105	104	**	24	110
SCB-05	104	102	**	29	96
CO-01	107	106	39	**	**

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

### 3.1.7 PROCESO DE REINYECCIÓN AGUA

El agua de formación de producción (8665BAPD) proveniente del tanque de lavado (T-01), previa inyección de químicos (Antiescala MX-302: 5.2 gal/día, Inhibidor de Corrosión PROTERQUIM 1176 a 7.4 gal/día, Biocida BAC-91 a 9.9 gal/día y el

<sup>a</sup> Temperatura de entrada en °F

<sup>b</sup> Temperatura de salida en °F

<sup>c</sup> Presión de salida en psig

<sup>d</sup> Presión de trabajo en psig

<sup>e</sup> Temperatura de trabajo en °F

<sup>f</sup> Datos no disponibles

Surfactante DETERQUIM 273 a 3.1 gal/día, es succionada por las bombas booster (B-05 y B-06) para elevar la presión a 110 psig aproximadamente.

El agua proveniente de las bombas booster ingresa a la bombas de alta presión REDA 02 /03 para inyectar al pozo PIC 01 un volumen de 1816 BAPD a 1320 psi y al pozo PIC 11 un volumen de 6849 BAPD a 3300 psig respectivamente.

Las bombas de inyección están interconectadas a un sumidero cercano al área de inyección, a este sumidero llega agua desde vacuum, esta agua también es inyectada a los pozos PIC-01/11.

Es importante mencionar, que el agua inyectada no recibe ningún tipo de tratamiento físico.

A continuación se tabulan los datos de presión y temperatura del sistema de reinyección de agua:

**TABLA 3.6: PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL PROCESO DE REINYECCIÓN**

<b>SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA</b>				
<b>ENTRADA</b>	<b>T<sub>1</sub><sup>a</sup></b>	<b>P<sub>1</sub><sup>b</sup></b>	<b>T<sub>2</sub><sup>c</sup></b>	<b>P<sub>2</sub><sup>d</sup></b>
<b>B-05 (MAÑANA)</b>	107	**	109	109
<b>REDA-02</b>	109	96	112	1320
<b>REDA-03</b>	110	96	111	3350
<b>B-05 (MEDIO DIA)</b>	125	**	126	110
<b>REDA-02</b>	124	96	129	1323
<b>REDA-03</b>	120	96	126	3300
<b>B-05 (TARDE)</b>	104	**	107	111
<b>REDA-02</b>	105	97	110	1318
<b>REDA-03</b>	107	96	112	3350

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** ESTACIÓN PICHINCHA

<sup>a</sup> Temperatura de entrada en °F

<sup>b</sup> Presión de entrada en psig

<sup>c</sup> Temperatura de salida en °F

<sup>d</sup> Presión de salida en psig

### **3.1.8 SISTEMA DE DRENAJES**

En el área de Bombas de Transferencia, Generador de Electricidad y Separadores se cuenta con sistemas de drenajes que recolectan a través de canales los residuos líquidos originados por mantenimiento y derrames que se producen.

Este sistema consta de una Bomba Centrífuga, la cual envía los fluidos de drenaje al Tanque de Lavado (T-01) a una presión aproximada de 30 psig, además la Estación consta de una piscina API, a donde llegan drenajes y aguas de lluvia, los que son retirados con Vacuum.

Los otros sistemas tales como: el área de Tanques, Scrubbers, Compresores tienen drenajes ciegos que son desalojados con Camiones de Vacío.

### **3.1.9 SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS**

El Sistema de Aire Comprimido de la Estación Pichincha consta de 3 Compresores de Aire (CA-01, CA-02, CA-03), accionados eléctricamente, el segundo (CA-02), se encuentra actualmente fuera de servicio.

En el CA-01 alimenta a un Tanque a Presión Horizontal (Pulmón de Aire) (PA-01). El aire a una presión estimada de 120 psig pasa a los filtros secadores (SK-02), para eliminar los residuos de partículas de suciedad y humedad que pueda llevar la corriente de aire.

Posteriormente desde los pulmones de aire PA-01/PA-02, se envía aire limpio y seco para suministro de Aire de Instrumentos a un Tanque de Presión Vertical.

### **3.1.10 SISTEMA CONTRA INCENDIOS**

Este sistema es alimentado por la Bomba Principal (BI-01), ubicada fuera de la Estación, ésta bomba succiona de una fuente de agua natural cercana a la estación y alimenta a un Tanque de Almacenamiento de Agua contra Incendios (TI-01).

El agua del tanque es succionado por dos bombas (BI-02/BO-03), la primera con motor eléctrico y la segunda con motor de combustión interna accionado por diesel.



Estas bombas, descargan a una presión de 150 psig al cabezal del sistema contra incendios. Del cabezal salen dos derivaciones, una línea alimenta al sistema de espuma y la otra línea alimenta a los hidrantes. **(Ver PFD 4.4 del Anexo 4)**

### **3.1.11 SISTEMA DE COMBUSTIBLE DIESEL**

El Sistema de Combustible Diesel está conformado por un Tanque de Diesel (TD-01) de 200 bbls; este tanque alimenta a las Bombas Contra Incendios (BI-02, BI-03), la Bomba de Transferencia de Crudo (BO-04) todas accionadas por motor de combustión a diesel y a un Sistema de Generación de Electricidad encargado de suplir eléctricamente la Estación.

### **3.1.12 SISTEMA DE AGUA DE SERVICIO**

Este sistema está conformado por un Tanque de Agua (TA-01) de 200 bls, este tanque alimenta a una Bomba Centrífuga accionada con motor eléctrico, proporcionando agua a la estación a una presión de descarga de aproximadamente 20 psig.

## **3.2 PROBLEMAS DE OPERACIÓN**

La infraestructura presente en la Estación Pichincha fue diseñada y construida bajo el criterio de producción de crudo con cantidades de agua relativamente bajas, además su tecnología de control es obsoleta ya que en su mayoría es manual.

Los problemas que presenta la Estación actualmente en los procesos de tratamiento de petróleo, agua y gas son los siguientes:

- En la mayoría de los subprocesos no existe la instrumentación de control básica como: medidores de temperatura, flujo, presión y nivel.
- En el separador de prueba, el medidor de flujo tipo turbina a la salida del petróleo-agua se tapona con frecuencia por la presencia de sólidos.

- El medidor de flujo tipo turbina instalado en el sistema de reinyección restringe el flujo normal por la presencia de sólidos lo que provoca baja presión en la succión de las bombas de alta presión.
- El filtro de gas combustible de los compresores CO-01/02 está inundado lo que provoca que se filtre condensados al motor ocasionando daños.
- Fallas eléctricas provoca el paro del sistema de aire de instrumentos que controla todo el proceso
- El compresor trabaja actualmente 40% de su capacidad nominal (2MMPCSD).
- Con frecuencia se apaga el compresor de gas por baja presión de succión.
- El tanque de reposo está actualmente lleno de lodo superando la altura de descarga de la bomba de recirculación tanque de reposo-tanque de lavado.
- El crudo de transferencia de la Estación se despacha con un BSW superior a 0,2 %, por lo que los tanques de despacho a Lago Agrio requieren ser drenados continuamente.
- La bomba Booster de crudo es única por lo que no hay respaldo en caso de daño.
- Se reinyecta agua tratada solo químicamente si ningún tratamiento físico, lo que ocasiona desgaste en los equipos de reinyección, además de taponamiento en algunos pozos reinyectores.
- Los sumideros cercanos al sistema de reinyección contienen agua que son depositados por vacuum, el agua no recibe ningún tipo de tratamiento antes de ser inyectado.
- Los fluidos provenientes de los sumideros que son enviados al tanque de lavado sin tratamiento físico-químico provocan problemas y afectan la calidad del producto.
- En la Estación existen dos drenajes ciegos que se inundan cuando llueve excesivamente ocasionando contaminación.
- Hay la presencia de líquidos en la corriente de gas que se quema en los mecheros, lo que provoca focos de contaminación.

- El sistema contra incendios es completamente manual, por lo que en caso de incendio se dificulta la activación del mismo. Además no se encuentra presurizado ya que no posee bomba de presurización y no existen hidrantes instalados en el área de la separación primaria.

### 3.3 PROPUESTAS DE MEJORAS

Considerando los problemas de operación se plantea dos alternativas de mejoras del proceso de producción de petróleo de la Estación Pichincha aprovechando las instalaciones existentes y minimizando el impacto ambiental , las cuales se presentan a continuación:

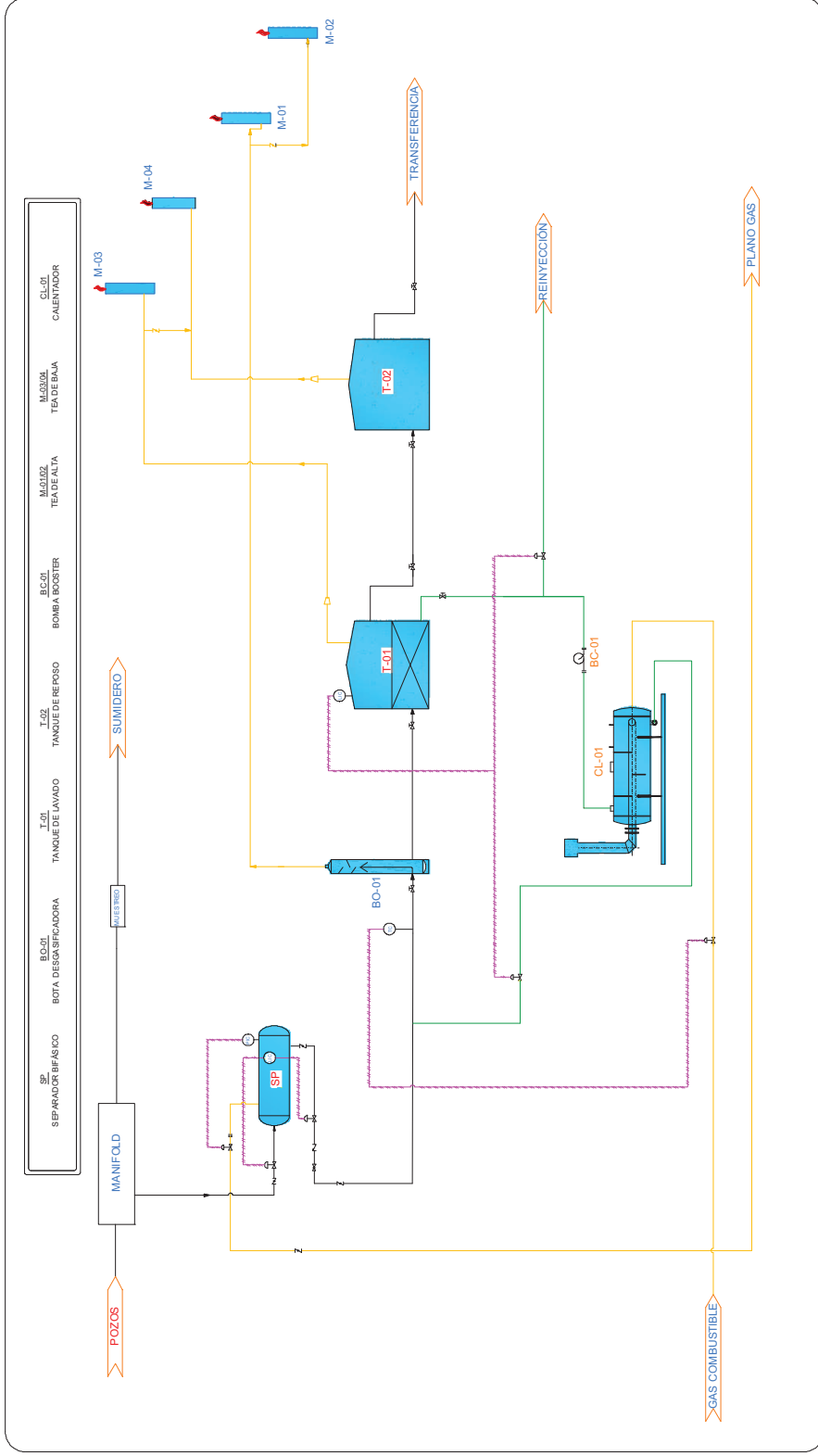
#### 3.3.1 PROPUESTA 1

La propuesta 1 involucra los siguientes cambios en el proceso:

- Instalación de un separador bifásico adicional para el sistema de separación primaria.
- Instalación de un calentador de agua para el sistema de separación secundaria.

Esta propuesta consiste en una separación bifásica (Crudo- agua (emulsionada y libre), la mezcla crudo-agua (libre y emulsionada) que sale del separador, debe ser separada (deshidratación de crudos), para ello, la mezcla se calienta usando como medio de calentamiento una fracción de agua que se recircula desde el tanque de Lavado (T-01) al calentador (CL-01) y a su salida se inyecta a la mezcla que va al tanque de lavado, donde después de un tiempo de residencia, se obtiene un crudo con BS&W 1%.(Ver Figura 3.1)

FIGURA 3.1: DIAGRAMA PROPUESTA 1



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 3.3.2 PROPUESTA 2

La propuesta 2 involucra los siguientes cambios en el proceso:

- Instalación de un separador trifásico para el sistema de separación primaria.
- Instalación de un calentador de agua para el sistema de separación secundaria.

Esta propuesta consiste en una separación Trifásica (Crudo — agua emulsionada, gas y agua libre); la mezcla crudo-agua (emulsionada) que sale del separador, con aproximadamente un 20 % de BSW debe ser separada (deshidratación de crudos), para ello, la mezcla se calienta usando como medio de calentamiento una fracción de agua que se recircula desde el tanque de Lavado (T-01) al calentador (CL-01) y a su salida se inyecta a la mezcla que va al tanque de lavado, donde después de un tiempo de residencia, se obtiene un crudo con BS&W 1%. **(Ver Figura 3.2)**

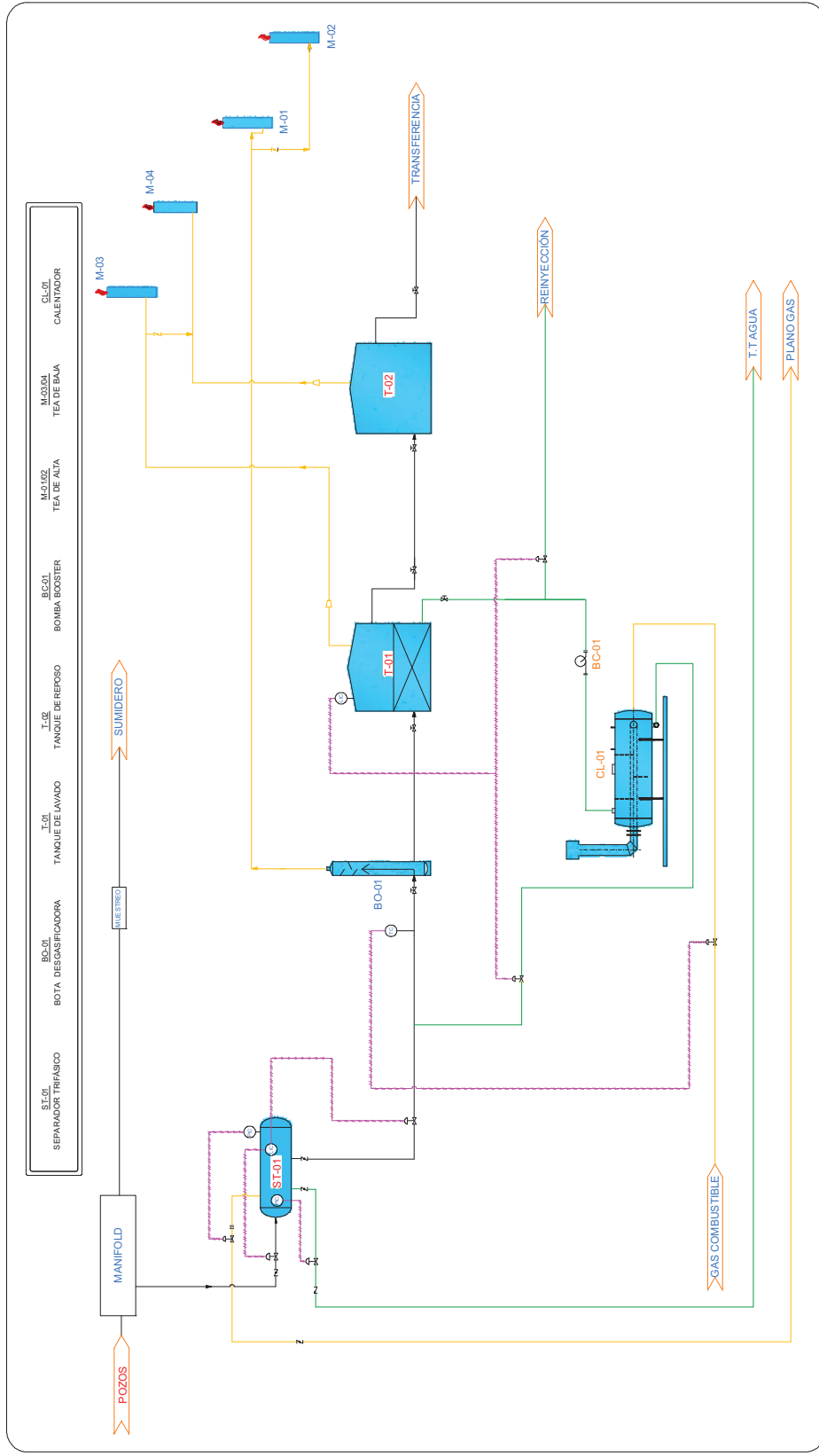
### 3.3.3 PROPUESTA 3

La propuesta 3 involucra los siguientes cambios en el proceso de compresión de gas:

- Instalación de un sistema de enfriamiento
- Instalación un intercambiador de calor.
- Instalación de un scrubber

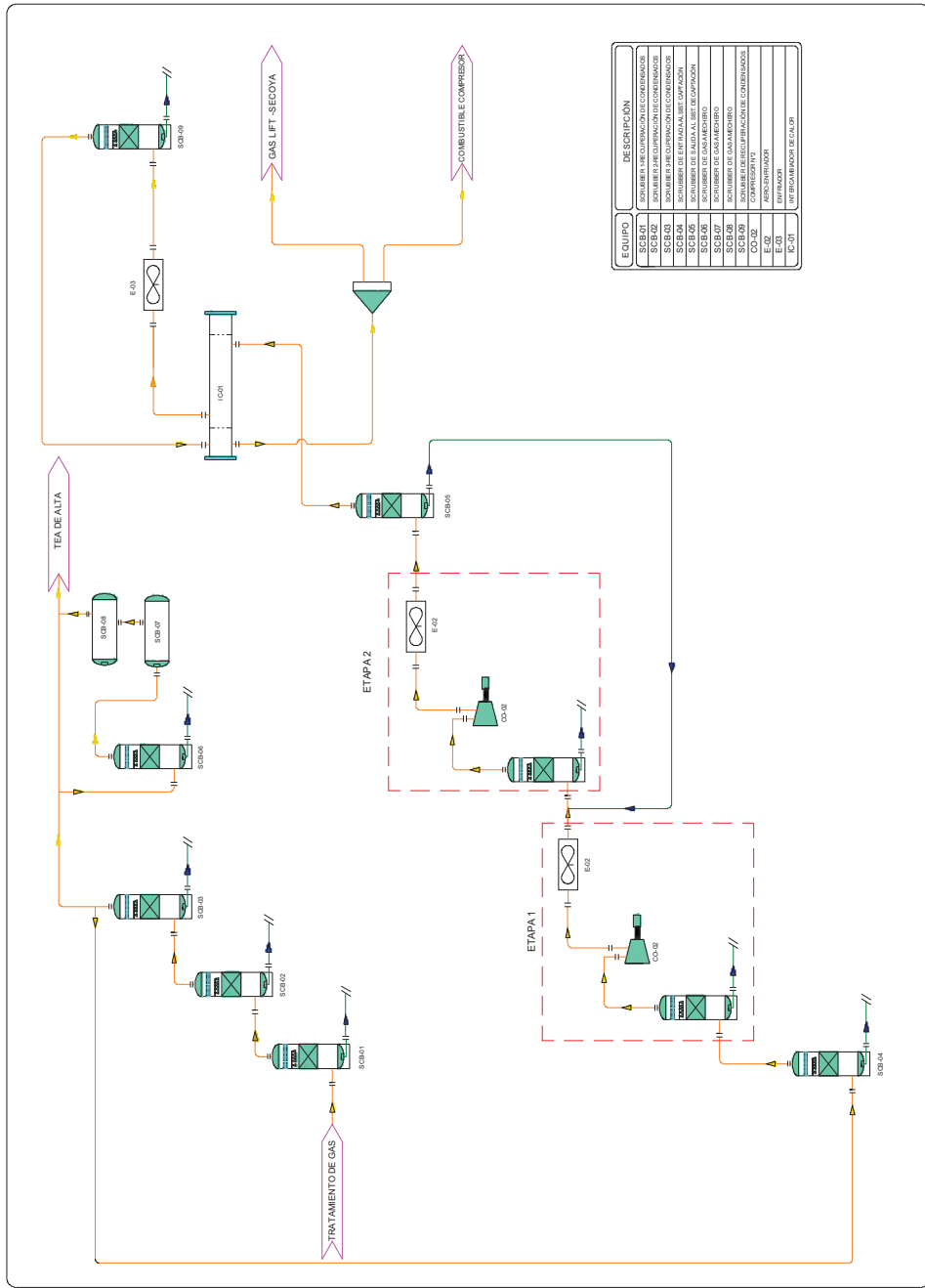
Se plantea enfriar el gas, remover los líquidos formados y volverlo a calentar, de modo que el gas se aleje de su punto de rocío, pero a temperaturas más bajas, lo cual evita que el enfriamiento por el ambiente produzca condensados **(Ver Figura 3.3)**.

FIGURA 3.2: DIAGRAMA PROPUESTA 2



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FIGURA 3.3: DIAGRAMA PROPUESTA 3



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

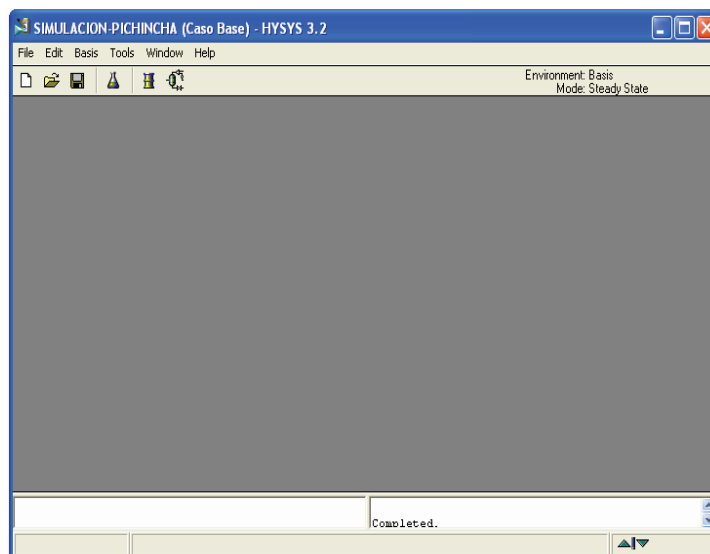
### 3.4 SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS

El diseño y simulación de procesos químicos nos permite obtener una solución aproximada a un problema exacto por lo que se requiere de datos de propiedades físicas, termodinámicas y de transporte. El simulador de procesos Hysys permite estimar propiedades físicas y termodinámicas en base a modelos teóricos o empíricos. En este subcapítulo se expone una introducción a la simulación y los resultados de la simulación para cada una de las propuestas planteadas.

#### 3.4.1 INTRODUCCIÓN A LA SIMULACIÓN

1.- Para acceder al software Hysys 3.2, haga click en el botón Inicio, Programas, Hyprotech, Hysys 3.2 (o pulse el botón en el icono de Hysys en el escritorio de Windows). A continuación se muestra la ventana de inicio del software.

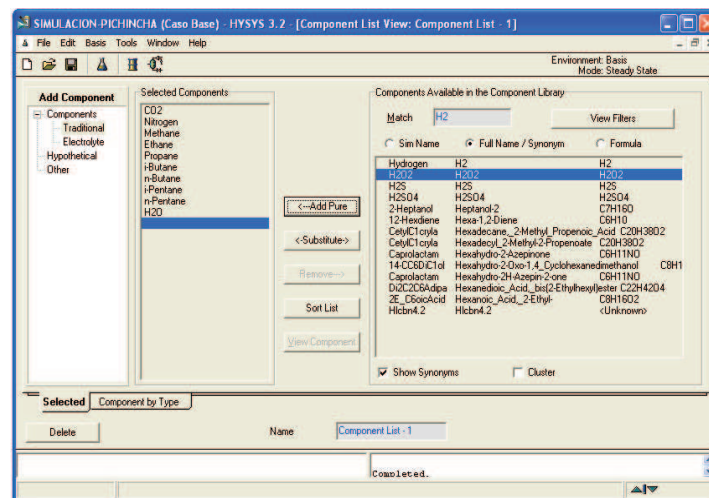
**FIGURA 3.4: PANTALLA DE INICIO DE HYSYS 3.2**





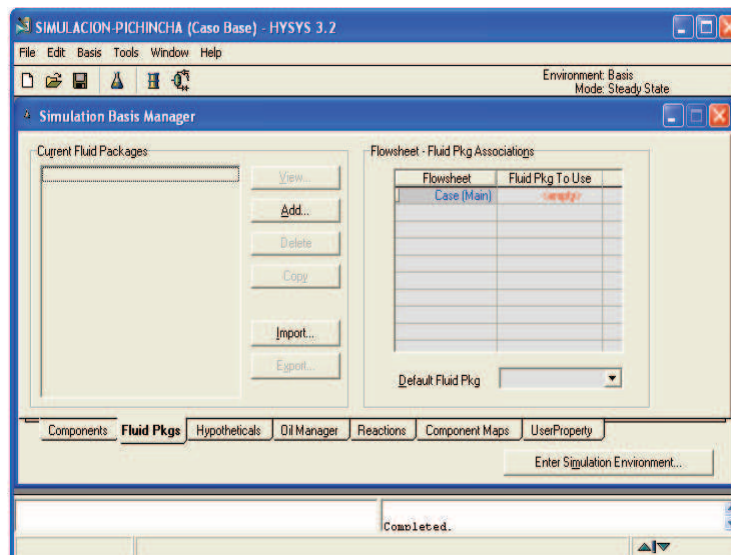
2.- Seleccionamos la opción **File, New Case** (nuevo caso) y añadimos los componentes de caracterización del gas seleccionando la opción **Add Pure**.

**FIGURA 3.5: COMPONENTES**



3.- Escoger la opción **Fluid Pkgs** y **Add** para seleccionar las ecuaciones de estado que gobernará el proceso.

**FIGURA 3.6: PAQUETE DE PROPIEDADES DE FLUIDOS**

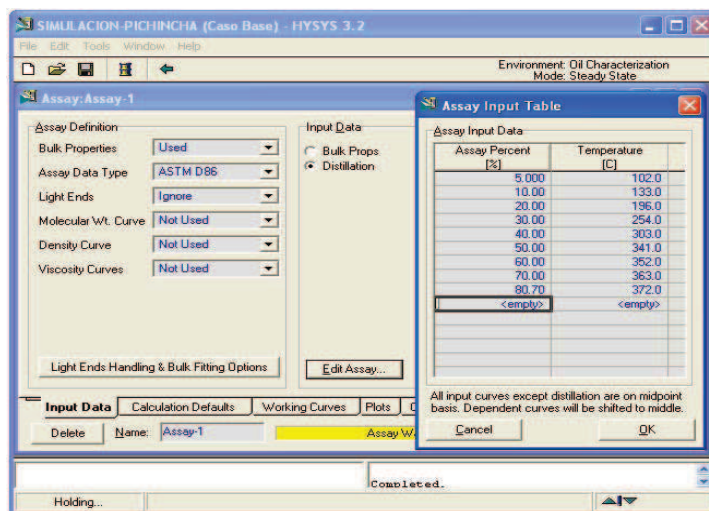






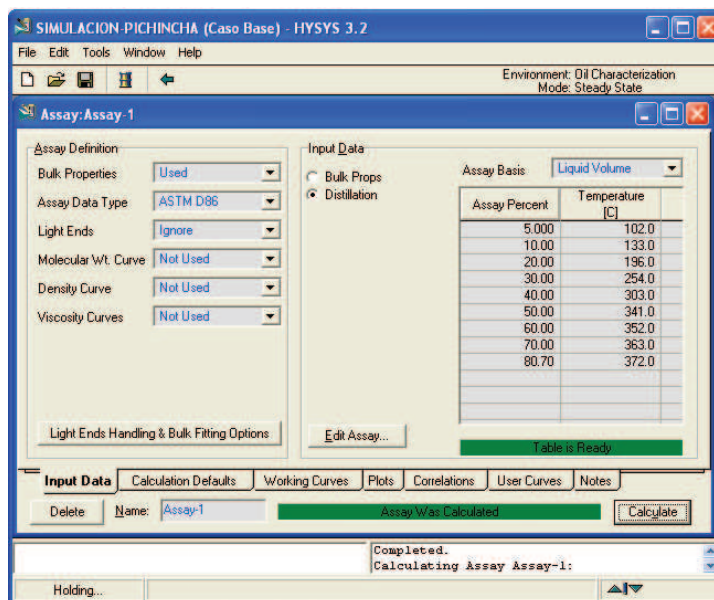
8.- Ingresamos los datos de la Destilación del crudo (fracción de volumen y temperatura) y luego damos clic en la opción **OK**.

**FIGURA 3.11: INSERTAR DATOS DE LA DESTILACIÓN ASTM D-86**



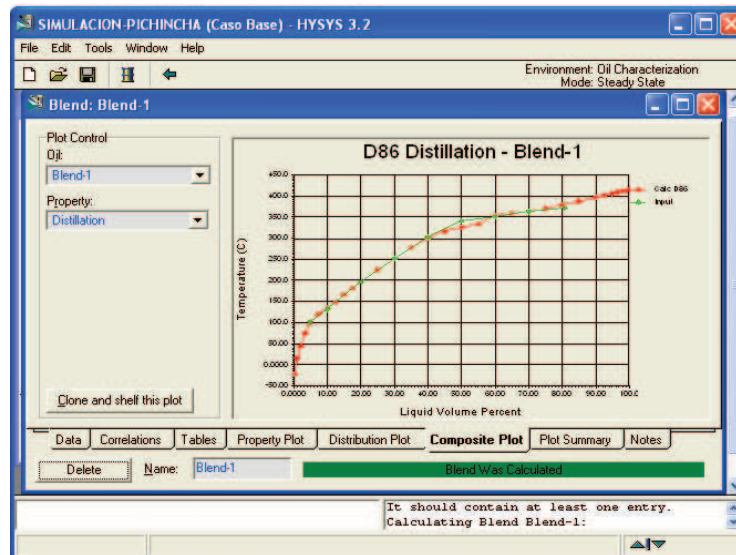
9.- Una vez ingresados los datos seleccionamos la opción **Calculate** con la finalidad de computar las demás propiedades del crudo.

**FIGURA 3.12: CALCULATE**



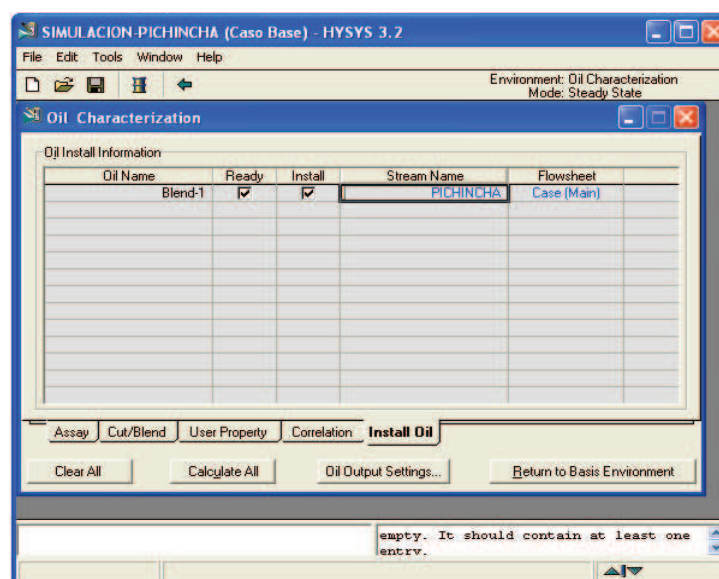
10.- Seleccionar la opción **Cut/Blend** y después **Add** con el objetivo de ajustar las propiedades del crudo estimadas con las reales.

**FIGURA 3.13: CURVA DE AJUSTE CUT/BLEND**



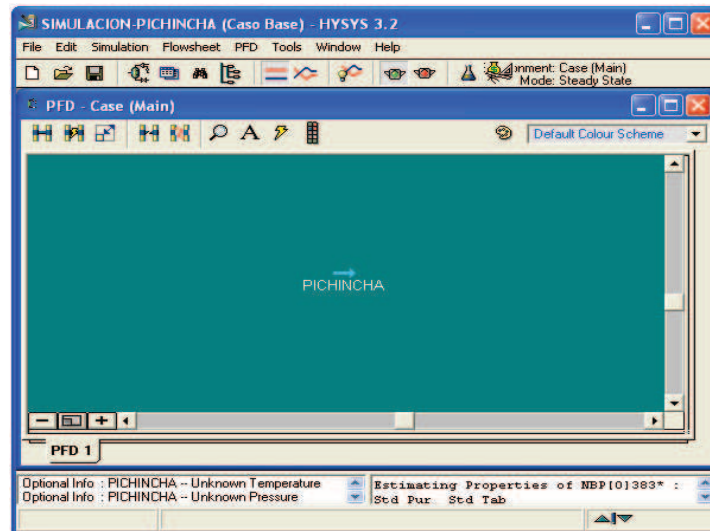
11.- Ahora seleccionar la opción **Install Oil** para ingresar el nombre de la corriente "PICHINCHA" en la cual estarán especificadas las propiedades que el software estimó. Luego hacer click en la opción **Return to Basis Environment**.

**FIGURA 3.14: NOMBRE DE LA CORRIENTE**



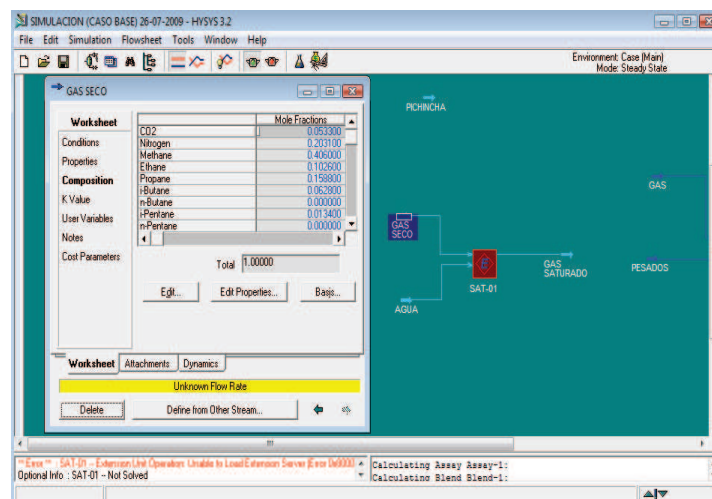
12.- Para ingresar al ambiente de simulación seleccionamos **Enter Simulation Environment** en la cual aparece la corriente con el nombre ingresado.

**FIGURA 3.15: AMBIENTE DE SIMULACIÓN**



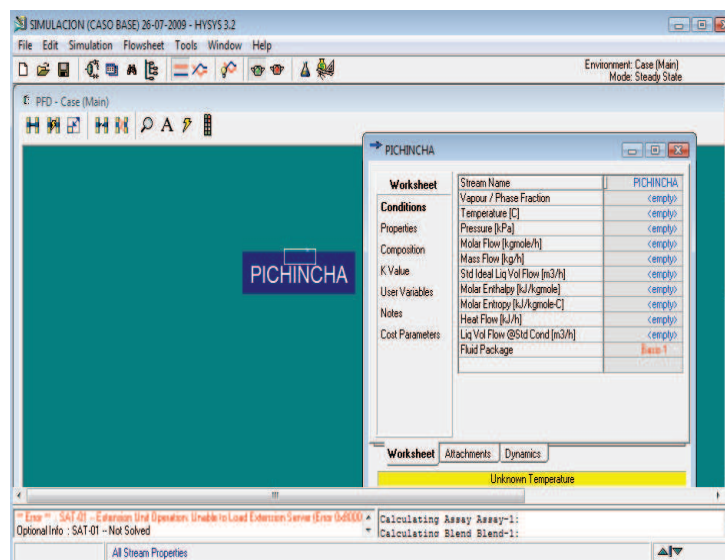
13.- Para ingresar la composición de la corriente de gas hacer doble click sobre la corriente celeste y seleccionamos la opción **Composition, Edit**.

**FIGURA 3.16: INGRESO DE LA COMPOSICIÓN DEL DE GAS**



14.- Para especificar la corriente haga doble clic sobre la flecha celeste e ingrese los datos de temperatura, presión y flujo.

**FIGURA 3.17: INGRESO DE CONDICIONES DE OPERACIÓN**



### 3.4.2 INFORME DE SIMULACIÓN

Para la simulación de procesos el programa a utilizar es Aspen HYSYS 3.2. Este software predice mezclas, presión y temperatura de las corrientes y equipos en el proceso de la planta, basándose en balances de masa y energía.

El paquete termodinámico utilizado es la ecuación de Estado de Peng-Robinson, el cual tiene parámetros de interacción binaria para parejas de hidrocarburos y otros componentes. El modelo de Peng-Robinson tiene un amplio rango de aplicabilidad y se puede utilizar en las predicciones de algunos sistemas no ideales.

Los resultados obtenidos nos servirán para el análisis previo de: optimización de procesos y el rediseño de equipos, considerando la información de perfiles de producción proporcionada por Petroproducción

### 3.4.2.1 Condiciones de Entrada Actuales

Presión de entrada mínima del fluido	:	22psig.
Presión de entrada máxima del fluido	:	34psig.
Temperatura de entrada mínima del fluido	:	83 °F
Temperatura de entrada máxima del fluido	:	159 °F
Agua y Sedimentos Básicos (BS&W)	:	69%
Gravedad API	:	28.4 °API
Relación Gas Petróleo (GOR)	:	232 PCE/BF

La información a utilizar para la optimización de los procesos de tratamiento de petróleo, agua y gas de las facilidades de producción de la Estación Pichincha, está basada en los siguientes documentos.

- a. Pronóstico de Producción (Ver **Anexo 3.1**).
- b. Caracterización del gas (Ver **Anexo 3.2**).
- c. Caracterización del crudo (Ver **Anexo 3.3 y 3.4**).
- d. Caracterización del agua (Ver **Anexo 3.5**).

### 3.4.2.2 Condiciones Climáticas

Las condiciones ambientales promedio del sitio son las siguientes:

- Velocidad promedio del viento : 2.5 ft/s
- Clima: Húmedo
- Temperatura ambiente en el sitio

Máximo: 81 ° F

Mínimo: 71 ° F



- Humedad relativa promedio: 80 %
- Promedio de lluvia: 110 in /año

### 3.4.2.3 Caracterización del Petróleo

Para simular la caracterización del crudo se mezclan tres corrientes; una pesada de hidrocarburos, una liviana de gases y una de agua.

La corriente pesada fue caracterizada de acuerdo a la siguiente información:

- Peso molecular
- Densidad
- Viscosidad a dos temperaturas diferentes
- Destilación ASTM D 86

Estos datos fueron introducidos en el simulador HYSYS versión 3.2 a través de la opción "Bulk Properties" y "Assay". La caracterización del crudo se ha realizado en el Laboratorio de Corrosión de Lago Agrio (**Anexo 3.3**) y la Destilación ASTM D-86 en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad Central (**Anexo 3.4**).

En la **Tabla 3.7** se muestra los valores de las propiedades del petróleo utilizados para la caracterización del crudo.

**TABLA 3.7: CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO**

PARÁMETROS	UNIDAD	VALOR
Densidad	°API	28.4
Viscosidad a 104 °F	Cstk	14.85
Viscosidad a 120 °F		11.33
$K_{uop}$		11.2
Destilación ASTM D86	°F	PI - 174.2
		5% - 215.6
		10% - 271.4
		20% - 384.8
		30% - 489.2
		40% - 577.4
		50% - 645.8
		60% - 665.6
		70% - 685.4
		PF - 701.6

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** LABORATORIO DE CORROSIÓN - PETROPRODUCCIÓN

La corriente de gas se ha caracterizado con la composición de los componentes livianos que contiene el petróleo y además cumple con la Relación Gas-Petróleo (GOR) a la entrada del proceso. Esta corriente de gas está compuesta desde Metano hasta Pentano, Nitrógeno ( $N_2$ ), Dióxido de Carbono ( $CO_2$ ) y Azufre ( $S_2$ ). Los datos de la composición del gas fueron obtenidos del Informe de Cromatografía del Laboratorio de Corrosión de Lago Agrio que se encuentra en el **Anexo 3.2**.

En la **Tabla 3.8** se puede observar la composición de gas a la salida de los separadores y del gas comprimido que se transporta a la Estación Secoya.

**TABLA 3.8: COMPOSICIÓN DEL GAS**

COMPONENTE	%MOLAR (Separador)	%MOLAR (Compresor)
P(psi)/T(°F)	14/102	30/92
CO <sub>2</sub>	5.33	6.87
N <sub>2</sub>	20.31	2.72
CH <sub>4</sub>	40.6	49.63
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	10.26	12.34
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	15.88	18.99
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	6.28	7.68
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1.34	1.77

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

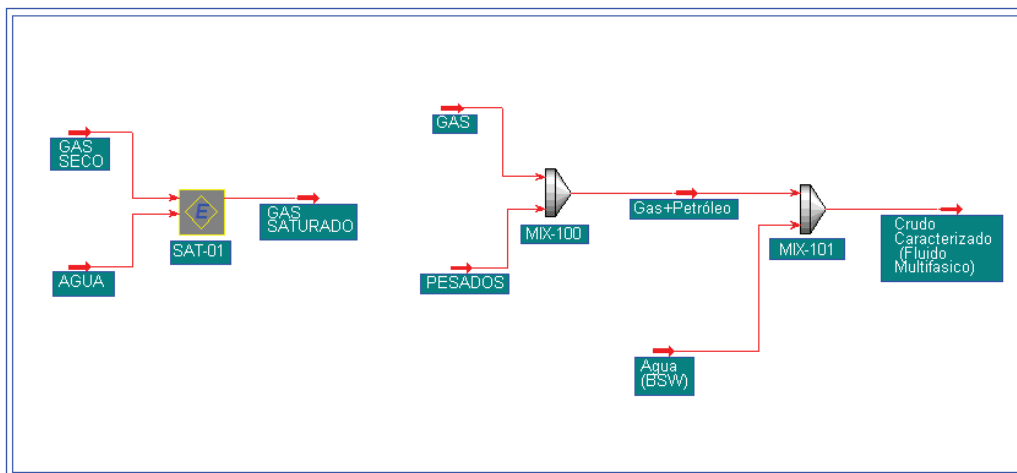
FUENTE: LABORATORIO DE CORROSIÓN - PETROPRODUCCIÓN

Para simular la corriente de gas, a éste se le ha saturado en agua, luego se ha mezclado con la corriente pesada del petróleo, luego en ésta mezcla es introducida la corriente de agua. La corriente de agua se ajusta con el Corte de Agua (BSW) a la entrada del proceso, todas mezcladas a las condiciones iniciales promedias del proceso (108 ° F y 28.4 psig).

Con todas las corrientes mezcladas se obtiene el crudo con la Relación Gas-Petróleo (GOR), y el Corte de Agua especificados en las pruebas del petróleo.

En la **Figura 3.18** se muestra el esquema de la caracterización del crudo en la simulación.

**FIGURA 3.18: ESQUEMA DE LA CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

#### 3.4.2.4 Casos de Simulación

La máxima producción de crudo y gas es la correspondiente al año 2009 y la máxima producción de agua es en el año 2025 de acuerdo con la Proyección de Producción 2009–2025 de la Estación Pichincha perteneciente al Área Libertador entregado por Petroproducción (**Ver anexo 3.1**).

Para la simulación del proceso de tratamiento de crudo, se evaluaron dos casos:

- Caso1: Corresponde a la producción máxima de gas proyectada para el año 2009.
- Caso 2: Corresponde a la producción máxima de petróleo proyectada para el año 2014.
- Caso 3: Corresponde a la producción máxima de agua proyectada para el año 2025.

En la **Tabla 3.9** se observa los datos del pronóstico de producción para el Caso 1,2 y 3 respectivamente.

**TABLA 3.9: PRODUCCIÓN PARA EL 2009 Y 2025**

CASO	AÑO	BFPD	BPPD	BAPD	MPCED	BSW (%)	GOR
Caso 1	2009	12835	3551	9284	813	72	229
Caso 2	2014	20595	3739	16856	519	82	139
Caso 3	2025	38149	1570	36579	193	96	123

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: PETROPRODUCCIÓN-YACIMIENTOS

#### 3.4.2.5 Criterios Básicos para la Simulación

Para el desarrollo de las dos propuestas planteadas se tomó en consideración lo siguiente:

- El volumen máximo de producción de gas, petróleo y agua.
- La temperatura promedio de operación de 108°F teniendo variaciones entre 83°F y 159°F.
- La presión promedio de operación del sistema de separación primaria es de 28psig.
- A la salida del tanque de lavado un BSW máximo del 1% y del tanque de reposo del 0.2%.
- De acuerdo al análisis del agua de formación (**Ver Anexo 3.5**) del tanque de lavado, el agua tiene una concentración de petróleo de 15ppm.

### 3.4.2.6 Simulación de la Propuesta 1

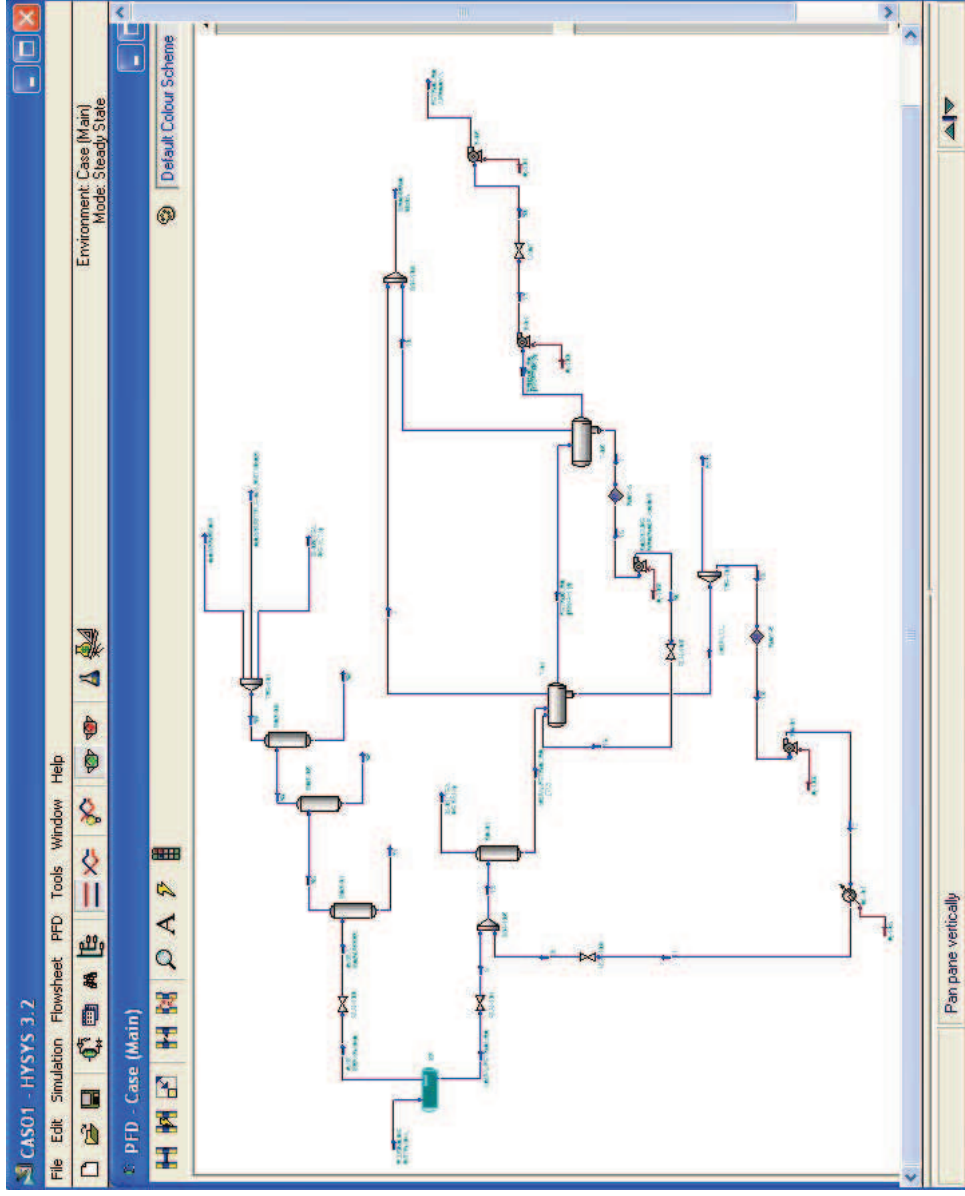
#### 3.4.2.6.1 Descripción del Proceso

Al sistema de separación primaria bifásica (SP) ingresa la producción de los pozos productores. En este proceso se obtiene dos corrientes independientes: una de gas y otra de líquido (crudo emulsionado y agua).

La corriente de gas de salida del sistema de separación primaria es enviada al sistema de recuperación de condensado (SCB 01/02/03), en donde se atrapan los condensados, para luego ser utilizada como combustible del calentador de agua (CL-01), mientras que el resto es enviada al sistema de captación de gas y a la TEA de alta presión (M-02). En el caso de que el gas sea enviado desde los separadores hacia el mechero (M-02), el gas es direccionado hacia los scrubbers (SCB-06/07/08).

La corriente de líquido (crudo emulsionado y agua) que sale del sistema de separación primaria pasa a través de una bota desgasificadora (BO-01), hasta situarse en el tanque de lavado (T-01). En la bota de gas se separa una cantidad de gas que luego es quemada en la TEA de baja presión (M-01); por otro lado en el tanque de lavado (T-01) se rompe la emulsión de crudo y agua mediante un tiempo de residencia, por efecto de la gravedad y calentamiento; posteriormente una fracción de agua es enviada al calentador (CL-01) en donde por transferencia de calor se eleva la temperatura del fluido multifásico hasta 120°F mientras que el resto es conducido al sistema de reinyección de agua. Por otro lado el crudo deshidratado pasa por rebose al tanque de surgencia (T-02), de donde el crudo es bombeado a un tanque de almacenamiento ubicado en la Estación Central Sucumbíos (ver **Figura 3.19**).

FIGURA 3.19: DIAGRAMA DEL PROCESO PROPUESTA 1



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 3.4.2.6.2 Producción de Petróleo

La producción de crudo obtenida en de la simulación para los dos casos evaluados se muestra en la **Tabla 3.10**. El crudo simulado en los dos casos, tiene una concentración de agua máxima 1%.

**TABLA 3.10: PRODUCCIÓN DE CRUDO**

VARIABLE	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Petróleo (Propuesta 1) (BPPD)	3536	3723	1562
Petróleo Proyectado (BPPD)	3551	3739	1570
Arrastre de petróleo en el gas y agua.	0.42%	0.46%	0.51%

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la **Tabla 3.11** se observa algunas características del crudo, obtenidas en la simulación los que son muy similares a los datos del laboratorio.

**TABLA 3.11: PROPIEDADES DEL CRUDO SIMULADO**

VARIABLE	LABORATORIO	CASO 1	CASO 2	CASO 3
API 60°F	28.5	28.53	28.57	28.58
Viscosidad a 104°F (cst)	14.85	14.85	14.86	14.84
Viscosidad a 120°F (cst)	11.33	11.66	11.62	11.60

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA



### 3.4.2.6.3 Energía para Calentamiento de Agua

El requerimiento de energía para el calentamiento de 6183 BAPD para el año 2009, 2014 y 2025, se determinó mediante la simulación y sus resultados para cada caso se puede observar en la **Tabla 3.12**.

**TABLA 3.12: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO DE AGUA**

VARIABLE	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Energía de Calentamiento (MMBTU/hr)	1.97	3.4	6.87

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

La energía es considerada la necesaria para elevar la temperatura a 120 °F del fluido multifásico (petróleo-agua-gas).

El gas combustible necesario para el calentamiento se calcula con la relación:

$$Gas\ Combustible(PCED) = \frac{24 \times Energía\ (BTU / h)}{Poder\ Calorífico\ (BTU / PCE)} \quad (3.1)$$

Reemplazando para los casos de estudio, tenemos:

$$Gas\ Combustible_{CASO1} = \frac{24 \times 1.97E6\ (BTU / h)}{1140.904\ (BTU / PCE)} = 41441\ PCED$$

$$Gas\ Combustible_{CASO2} = \frac{24 \times 3.4E6\ (BTU / h)}{1140.904\ (BTU / PCE)} = 71400\ PCED$$

$$Gas\ Combustible_{CASO3} = \frac{24 \times 6.87E6\ (BTU / h)}{1140.904\ (BTU / PCE)} = 144517\ PCED$$

#### 3.4.2.6.4 Producción de Gas

La producción de gas obtenida en la simulación está detallada en la **Tabla 3.13**:

**TABLA 3.13: PRODUCCIÓN DE GAS DURANTE EL PROCESO**

VARIABLE	CASO1	CASO 2	CASO3
Gas a Compresión	700229	376100	48330
Gas Combustible a Calentador	41441	71400	144517
Salida Bota Desgasificadora (a M-01)	18810	21370	10860
Gas del tanque de lavado	3928	4414	2169
Gas del tanque de reposo	6500	7180	2560
Gas a mechero 02	71000	71000	0
Gas a mechero 03/04	10430	11590	4729
Producción total (PCED)	841980	514460	208436

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Las propiedades del gas simulado son muy similares a las obtenidas en la cromatografía como se aprecia en la **Tabla 3.14**.

**TABLA 3.14: PROPIEDADES DEL GAS SIMULADO**

PARÁMETROS	CROMATOGRAFÍA	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Gravedad específica	1.01	1.014	1.01	0.99
Peso molecular	29.25	29.4	29.24	28.91
Poder calorífico normal (BTU/SCF)	1140.90	1140.8	1140.2	1141

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 3.4.2.6.5 Producción de Agua de Formación

La producción de agua de formación es de 27520 y 64030 BAPD para el año 2009 y 2020 y en la proyección de producción ésta alcanza 27566 BAPD en el 2009 y 64034 BAPD en el 2020, obteniéndose una diferencia de 0,16% para el 2009, 0.062% para el 2020. La totalidad del agua producida es reinyectada a los pozos reinyectores PICH 11 y PICH 01RW previo tratamiento físico-químico.

En la **Tabla 3.15** se puede observar la cantidad de agua de formación para reinyección, obtenida mediante la simulación, esta agua contiene máximo 15 ppm de crudo.

**TABLA 3.15: AGUA DE REINYECCIÓN**

CORRIENTE	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Agua (Propuesta 1) (BAPD)	9274	16790	36580
Agua Proyectada (BAPD)	9284	16856	36579
Porcentaje de arrastre de agua en el crudo y en el gas	0.1%	0.4%	0.002%

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 3.4.2.7 Simulación de la Propuesta 2

#### 3.4.2.7.1 Descripción del Proceso

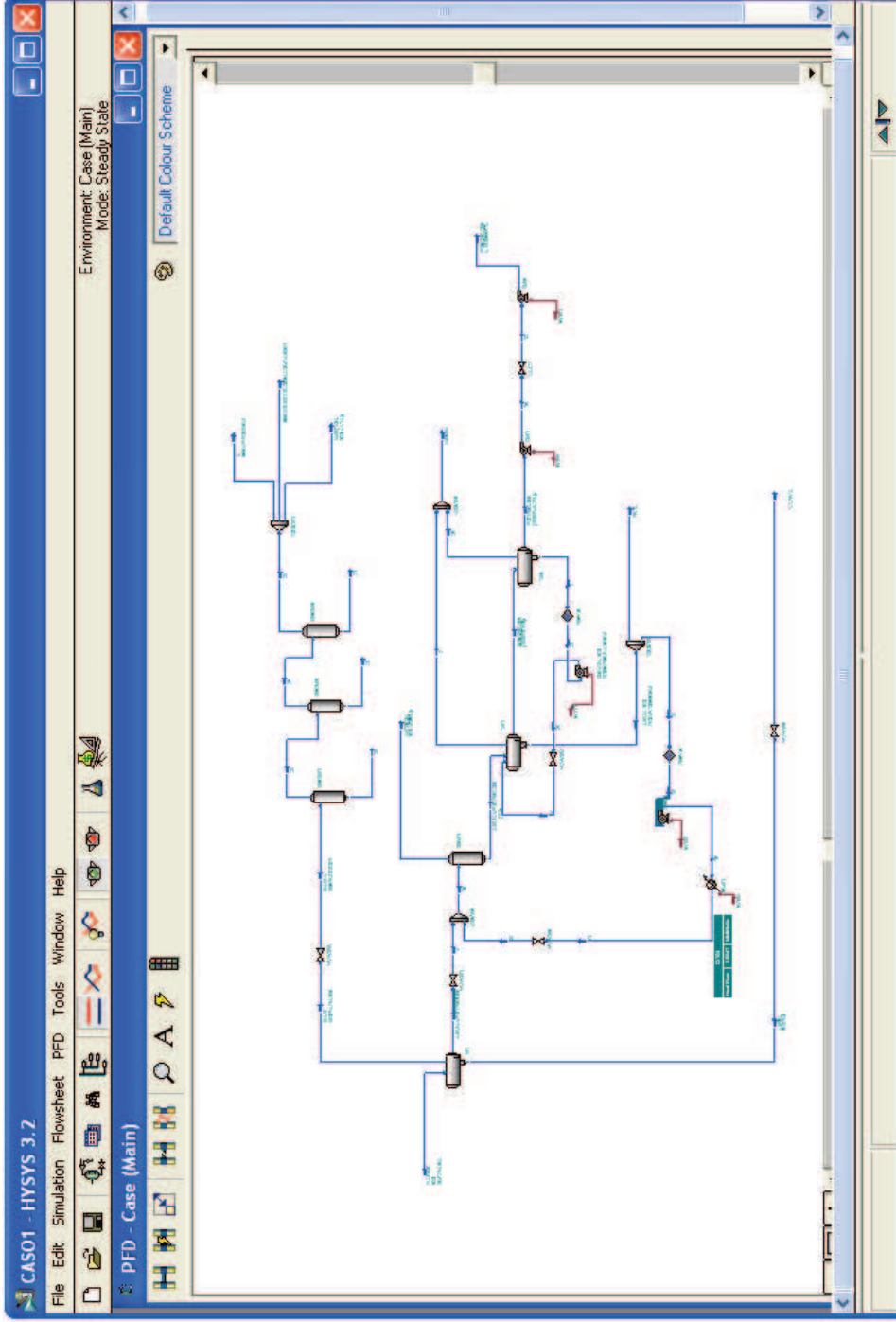
El sistema de separación primaria trifásica (ST) recibe la producción de los pozos productores. En este proceso se obtiene tres corrientes independientes: una de gas, una de petróleo (petróleo emulsionado) y otra de agua libre.

La corriente de gas de salida del sistema de separación primaria es enviada al sistema de recuperación de condensado (SCB 01/02/03), en donde se atrapan los condensados, para luego ser utilizada como combustible del calentador de agua (CL-01), mientras que el resto es enviada al sistema de captación de gas y a la TEA de alta presión (M-02). En el caso de que el gas sea enviado desde los separadores hacia el mechero (M-02), el gas es direccionado hacia los scrubbers (SCB-06/07/08).

El crudo con emulsión del 20% que sale del sistema de separación primario pasa a través de una bota desgasificadora (BO-01), hasta situarse en el tanque de lavado (T-01). En la bota de gas se separa una cantidad de gas que luego es quemada en la TEA de baja presión (M-01); por otro lado en el tanque de lavado (T-01) se rompe la emulsión de crudo y agua mediante un tiempo de residencia, por efecto de la gravedad y calentamiento; posteriormente una fracción de agua es enviada al calentador (CL-01) en donde por transferencia de calor se eleva la temperatura del crudo emulsionado hasta 120°F mientras que el resto es conducido al sistema de reinyección de agua. Por otro lado el crudo deshidratado pasa por rebose al tanque de surgencia (T-02), de donde el crudo es bombeado a un tanque de almacenamiento ubicado en la Estación Central Sucumbíos

Por otro lado el agua libre proveniente de separador trifásico con una concentración asumida máxima de 200ppm se envía al sistema de reinyección de agua. (**Ver Figura 3.20**).

FIGURA 3.20: DIAGRAMA DEL PROCESO PROPUESTA 2



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 3.4.2.7.2 Producción de Petróleo

La producción de petróleo de la Estación obtenida en la simulación en la segunda propuesta es de 4398 BPPD para el año 2009 y 1304 BPPD para el año 2020, determinándose de esta manera que se recupera 37 BPPD y 25 BPPD respectivamente respecto al caso base sin tratamiento químico.

La producción de crudo obtenida por medio de la simulación para los dos casos evaluados se muestra en la **Tabla 3.16**. El crudo simulado en los dos casos, tiene una concentración máxima de agua 1%.

**TABLA 3.16: PRODUCCIÓN DE CRUDO**

VARIABLE	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Petróleo (Propuesta 2) (BPPD)	3533	3718	1556
Petróleo Proyectado ( BPPD)	3551	3739	1570
Porcentaje arrastre de crudo en el agua de formación	0.5%	0.56 %	0.89%

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la **Tabla 3.17** se observa algunas características del crudo, obtenidas en la simulación los que son muy similares a los datos del laboratorio.

**TABLA 3.17: PROPIEDADES DEL CRUDO SIMULADO**

VARIABLE	LABORATORIO	CASO 1	CASO 2	CASO 3
API 60°F	28.5	28.61	28.57	28.58
Viscosidad a 104°F (cst)	14.85	14.85	14.86	14.84
Viscosidad a 120°F (cst)	11.33	11.66	11.62	11.60

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 3.4.2.7.3 Energía para Calentamiento de Agua

El requerimiento de energía para el calentamiento de 1000 BAPD para el año 2009 y 2020 respectivamente, se ha determinado mediante la simulación y sus resultados para cada caso se puede observar en la **Tabla 3.18**.

**TABLA 3.18: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO**

VARIABLE	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Energía de Calentamiento (MMBTU/hr)	0.60	0.93	1.47

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Para determinar el gas combustible necesario para elevar la temperatura a 120 °F del fluido multifásico (petróleo-agua-gas) reemplazamos en la ecuación 3.1:

$$Gas\ Combustible_{CASO1} = \frac{24 \times 0.6E6 (BTU / h)}{1140.904 (BTU / PCE)} = 12622 PCED$$

$$Gas\ Combustible_{CASO2} = \frac{24 \times 0.93E6 (BTU / h)}{1140.904 (BTU / PCE)} = 19520 PCED$$

$$Gas\ Combustible_{CASO3} = \frac{24 \times 1.47E6 (BTU / h)}{1140.904 (BTU / PCE)} = 30923 PCED$$

#### 4.3.2.7.4 Producción de Gas

La producción de gas aproximada obtenida mediante la simulación se muestra en la **Tabla 3.19**.

**TABLA 3.19: PRODUCCIÓN DE GAS**

VARIABLE	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Gas a Compresión	717500	412100	70880
Gas Combustible a Calentador	12622	19520	30923
Salida Bota Desgasificadora ( a M-01)	34250	42450	35890
Gas del tanque de lavado	3219	3501	1448
Gas del tanque de reposo	5871	6398	2282
Gas a mechero 02	71000	71000	71000
Gas a mechero 03/04	9090	9898	3730
Producción total (PCED)	844462	554968	212423

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Las propiedades del gas simulado son muy similares a las obtenidas en la cromatografía como se aprecia en la **Tabla 3.20**.

**TABLA 3.20: PROPIEDADES DEL GAS SIMULADO**

PARÁMETROS	CROMATOGRAFÍA	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Gravedad específica	1.01	1.014	1.01	0.99
Peso molecular	29.25	29.4	29.24	28.91
Poder calorífico normal (BTU/SCF)	1140.90	1140.8	1140.2	1141

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA



El gas liberado en los separadores pasa al proceso de recuperación de condensado compuesto por SCB-01/02/03, a la salida del SCB-03 el gas tiene dos desviaciones una fracción se utiliza como combustible para el calentamiento y el restante se conduce al sistema de captación de gas. De éste se usa aproximadamente un 35% como combustible que actualmente es tomado en la corriente de salida de gas del compresor.

#### 4.3.2.7.5 Producción de Agua de Formación

La producción de agua de formación es de 27520 y 64030 BAPD para el año 2009 y 2020 y en la proyección de producción ésta alcanza 27566 BAPD en el 2009 y 64034 BAPD en el 2020, obteniéndose una diferencia de 0,16% para el 2009 y 0.062% para el 2020. La totalidad del agua producida es reinyectada a los pozos reinyectores PICH 11 y PICH 01RW previo tratamiento químico.

En la **Tabla 3.21** se puede observar la cantidad de agua de formación para reinyección, obtenida mediante la simulación con un máximo del 2% de crudo.

**TABLA 3.21: AGUA DE REINYECCIÓN**

CORRIENTE	CASO 1	CASO 2	CASO 3
Agua (Propuesta 1) (BAPD)	9273	16797	36578
Agua Proyectada (BAPD)	9284	16856	36579
Diferencia de agua (BAPD)	0.12%	0.35%	0.002%

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 3.4.2.8 Simulación de la Propuesta 3

La Estación Pichincha según la proyección de producción tendrá una producción máxima de 0.813 MMPCED de las cuales de acuerdo a la propuesta 2, el volumen a ser comprimido será de aproximadamente 0.723 MMPED y no se espera que este valor se incremente en el tiempo.

#### 3.4.2.8.1 Descripción del Proceso

En la solución planteada el gas es comprimido hasta 200 psig en el compresor AJAX (CO-01) y enfriado hasta 160°F ; luego en el enfriador (E-03) se enfría hasta 20°F sobre la temperatura ambiente y se le retiran los líquidos , los cuales se devuelven al proceso .

El gas depurado es enviado al intercambiador E-04 donde el gas se calienta 50°F sobre su punto de rocío, antes de ser enviado a la Estación Sucumbíos y a los motores de los compresores. (ver **Figura 3.21**).

#### 3.4.2.8.2 Producción de Gas y Condensados

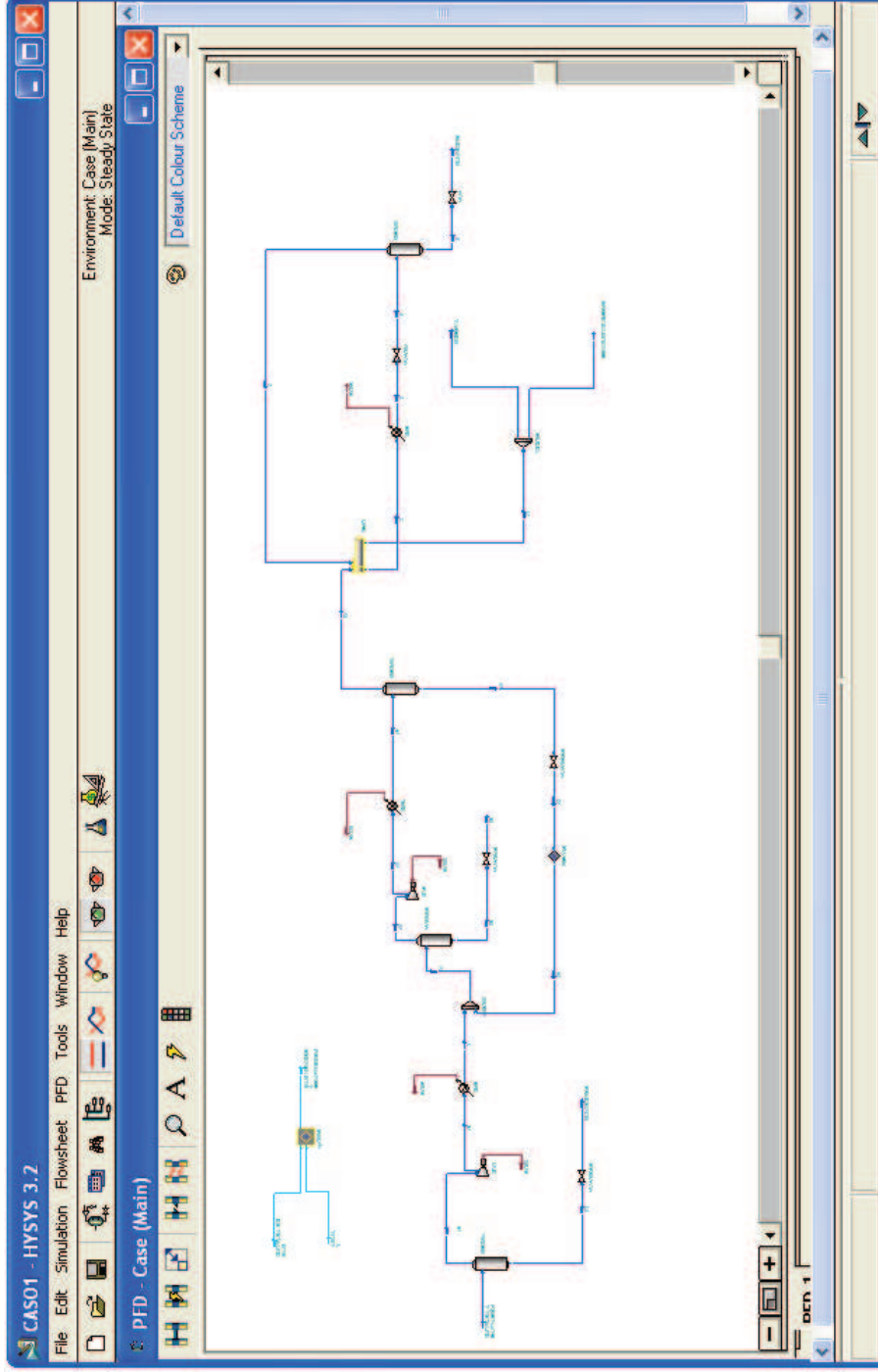
Los resultados obtenidos de la simulación se detallan en la siguiente tabla:

**TABLA 3.22: RESULTADOS PROPUESTA 3**

CASO 1 PROPUESTA 2		
<b>GAS A COMPRESIÓN</b>	(PCED)	723400
<b>GAS A COMBUSTIBLE</b>	(PCED)	251400
<b>GAS A SECOYA</b>	(PCED)	466800
<b>CONDENSADOS</b>	(BFPD)	0.71

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FIGURA 3.21: DIAGRAMA DE PROCESOS PROPUESTA 3



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

## **CAPÍTULO 4: ANÁLISIS TÉCNICO**

En el presente capítulo se evalúa la capacidad instalada de las Facilidades de la Estación Pichincha actuales y considerando las propuestas planteadas, se expone las ventajas y desventajas de cada una de las alternativas con la finalidad de determinar cuál es la más factible de implementar para las condiciones actuales y futuras.

### **4.1 CRITERIOS BÁSICOS**

A continuación se expone los criterios generales a tener en consideración en la evaluación y rediseño de las facilidades:

- La capacidad de la estación deberá ser la adecuada para manejar al menos el 100% del total de producción de fluido proyectada.
- Por seguridad la producción de fluido máxima a tratar se lo sobredimensiona en un 20%.
- El flujo de fluido proveniente del sistema de separación primaria, será enviado a un sistema de deshidratación secundaria (calentador).
- Los separadores deberán proveer suficiente tiempo de retención (5 a 7 minutos) para los bifásicos y (10 a 15 minutos) para los trifásicos.
- El agua libre a la salida del FWKO tendrá una concentración de petróleo en agua de máximo 200 ppm.

- A la bota Desgasificadora se lo evalúa como separador vertical bifásico el cual posee la característica de operar a presión atmosférica y desprender el 10% de gas que no fue separado en los separadores de producción.
- Los fundamentos teóricos utilizados en el diseño de los scrubbers y bota desgasificadora son similares a los de los separadores de petróleo y gas
- Los equipos de tratamiento físico del agua de producción deberán diseñarse para reducir el contenido de petróleo en agua de 200ppm a menos de 50 ppm y el contenido de sólidos disueltos menor a 50ppm.
- La capacidad de calentamiento del calentador será diseñada con un 10% de sobre-diseño o 1MMBTU/h adicional y debe estar definido para el flujo de diseño considerando la temperatura de entrada más baja.
- La información a utilizar para la optimización y rediseño de las facilidades de producción de la Estación de Producción de Pichincha, se basa en los siguientes datos:
  - 1) Pronóstico de Producción (ver **Anexo 3.1**).
  - 2) Caracterización del gas (Ver **Anexo 3.2**).
  - 3) Caracterización del crudo (ver **Anexo 3.3** y **Anexo 3.4**).
  - 4) Caracterización del agua (ver **Anexo 3.5**).

## 4.2 PROPUESTA 1

### 4.2.1 EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA

La Estación de Producción Pichincha consta de tres separadores de producción, uno de 25000 BFPD y dos de 20000 BFPD construidos bajo lo Norma ASME Sección VIII, en cada uno se trata el 33.3% del volumen total que ingresa.

Para evaluar si los separadores en las condiciones actuales y futuras operan óptimamente se ha calculado su tiempo de retención, el mismo que deberá oscilar entre 5 a 7 minutos y tener una relación de esbeltez (Longitud/Diámetro) de 3 a 4 para el Oriente Ecuatoriano.

#### 4.2.1.1 Caso 1

- **Datos a Considerar**

Los valores a considerar constituyen datos promedios y de operación del separador. Estos datos se indican en la siguiente tabla:

**TABLA 4.1: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
API	28.5	
Y <sub>g</sub>	1.01	
GOR	229	PCS/BI
P <sub>w</sub>	30	psig
T <sub>w</sub>	108	°F
Q <sub>L</sub>	12835	BFPD

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: DATOS DE LABORATORIO-CAMPO

- **Cálculo del tiempo de retención**

Para calcular la longitud efectiva “Leff” se utilizó la siguiente ecuación:

$$L_{eff} = \frac{3}{4} L_{s/s} \quad (4.1)$$

Donde:

$L_{s/s}$  = longitud costura a costura (ft).

$L_{eff}$  = longitud efectiva (ft).

Reemplazando las dimensiones del separador de 20000 BFPD en la ecuación anterior se obtiene:

<b>D (in)</b>	<b><math>L_{s/s}</math>(ft)</b>	<b><math>12*L_{s-s}/D</math></b>	<b><math>L_{eff}</math></b>
60	22	4.4	16.5

Mientras que para el separador de 25000 BFPD tenemos la siguiente longitud efectiva:

<b>D (in)</b>	<b><math>L_{s/s}</math>(ft)</b>	<b><math>12*L_{s-s}/D</math></b>	<b><math>L_{eff}</math></b>
78	22	3.4	16.5

Para calcular el tiempo de retención necesario para manejar un caudal de 4236 BFPD que corresponde al 33.3% del total de fluido, se utilizó la siguiente fórmula:

$$t_r = \frac{0.7 * D^2 L_{eff}}{Q_1} \quad (4.2)$$

En donde:

$t_r$ = tiempo de retención (min).

D= diámetro del separador (in).

$L_{eff}$ = longitud efectiva (ft).

Ql= caudal de líquido (BFPD).

Para los dos separadores de producción de 20000 barriles, se obtuvo un tiempo de retención de 9.8 minutos aproximadamente, concluyendo que los equipos están sobredimensionados en la actualidad.

Para un tiempo de retención óptimo de 7 minutos es necesario un caudal de 5940 BFPD como se muestra en la **Tabla 4.2**.

**TABLA 4.2: CÁLCULO TIEMPO DE RETENCIÓN VS. CAUDAL**

TIEMPO DE RETENCIÓN	DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	FLUIDO
minutos	in	ft	BFPD
3.00	60	16.5	13860
4	60	16.5	10395
5	60	16.5	8316
6	60	16.5	6930
7	60	16.5	5940
8	60	16.5	5198
9	60	16.5	4620
9.8	60	16.5	4236
10	60	16.5	4158
11	60	16.5	3780
12	60	16.5	3465
13	60	16.5	3198
14	60	16.5	2970

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA



En cambio el separador de producción de 25000 barriles al tener mayor diámetro posee mayor tiempo de retención que es de 16.6 minutos para manejar el mismo volumen de fluido (33.3% fluido total) como se indica en la **Tabla 4.3**. Para que el este separador maneje el caudal de fluido con un tiempo de retención óptimo (7 minutos), éste debe manejar un caudal de 10039 BFPD.

**TABLA 4.3: CÁLCULO TIEMPO DE RETENCIÓN VS. CAUDAL**

TIEMPO DE RETENCIÓN	DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	FLUIDO
minutos	in	ft	BFPD
7	78	16.5	10039
8	78	16.5	8784
9	78	16.5	7808
10	78	16.5	7027
11	78	16.5	6388
12	78	16.5	5856
13	78	16.5	5405
14	78	16.5	5019
15	78	16.5	4685
16	78	16.5	4392
16.59	78	16.5	4236

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

#### 4.2.1.2 Caso 3

Para la evaluación de los separadores de producción en el caso máximo de agua, se considera que del caudal de fluido total (38149 BFPD) a ingresar, se direcciona el 33.3% a cada separador de producción

- **Datos a Considerar**

Para la evaluación del tiempo de retención de los separadores de 20000 barriles se consideró los datos que se indican en la siguiente **Tabla 4.4**.

**TABLA 4.4: DATOS CONSIDERADOS**

DATOS		
<b>API</b>	28.5	
<b>Y<sub>g</sub></b>	1.01	
<b>GOR</b>	53.66	PCS/BI
<b>P<sub>op</sub></b>	30	psig
<b>T<sub>op</sub></b>	108	°F
<b>Q<sub>L</sub></b>	15107	BFPD

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FUENTE:** DATOS DE LABORATORIO-CAMPO

- **Cálculo del tiempo de retención**

Para un caudal de 15107 BFPD se obtuvo un tiempo de retención de aproximadamente 2.8 minutos (ver **Tabla 4.5**) lo cual es insuficiente, por lo que habrá pérdidas de fluidos por arrastre de líquido en gas. Con un tiempo de retención de 7 minutos el separador de 20000BFPD permite separar un caudal de fluido de 8316 BFPD.

**TABLA 4.5: CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN**

TIEMPO DE RETENCIÓN	DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	FLUIDO
minutos	in	ft	BFPD
2.8	60	16.5	15107
2	60	16.5	20790
3	60	16.5	13860
4	60	16.5	10395
5	60	16.5	8316
6	60	16.5	6930
7	60	16.5	5940
8	60	16.5	5198
9	60	16.5	4620
10	60	16.5	4158

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En cambio para el separador bifásico de 25000 barriles de capacidad el tiempo de retención es de 4.65 minutos para separar el mismo volumen de 15107 BFPD, encontrándose sub-dimensionado para las condiciones futuras como se indica en la **Tabla 4.6**. Con las dimensiones actuales, el separador me permitirá manejar 10039 BFPD con un tiempo de retención de 7 minutos.

**TABLA 4.6: CÁLCULO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN**

<b>TIEMPO DE RETENCIÓN</b>	<b>DIÁMETRO</b>	<b>LONGITUD EFECTIVA</b>	<b>FLUIDO</b>
<b>minutos</b>	<b>in</b>	<b>ft</b>	<b>BFPD</b>
2	78	16.5	35135
4.65	78	16.5	15107
4	78	16.5	17568
5	78	16.5	14054
6	78	16.5	11712
7	78	16.5	10039
8	78	16.5	8784
9	78	16.5	7808
10	78	16.5	7027

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Analizando los resultados obtenidos se prevé que para el año 2025 el sistema de separación primaria esté subdimensionado, por lo que se requiere la implementación de un separador bifásico adicional. Sin embargo los tres separadores de producción tienen una capacidad de manejo instalada de 21919BFPD con tiempo de retención de 7 minutos, por lo tanto me permitirá manejar la producción hasta el año 2015 (21721 BFPD).

#### **4.2.1.3 Dimensionamiento del Separador Horizontal Bifásico**

El caudal de producción adicional a tratar por el separador bifásico será la máxima producción de fluido en el 2025 sobredimensionada en un 20% menos la producción que me permite manejar los separadores actuales que es de 21919 BFPD

Los datos considerados para el dimensionamiento son los obtenidos del Simulador de Procesos Hysys 3.1.

- **Datos a Considerar**

**TABLA 4.7: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
<b>GAS</b>	118750	PCED
<b>FLUIDO</b>	23860	BFPD
<b>BSW</b>	96	%
<b>GOR</b>	123	PCE/BF
<b>Y<sub>o</sub></b>	0.884	
<b>Y<sub>w</sub></b>	0.990	
<b>Y<sub>g</sub></b>	1.007	
<b>z<sub>g</sub></b>	0.985	
<b>μ<sub>o</sub> @ 108°F</b>	15.820	cp
<b>tr</b>	7.000	min
<b>P<sub>w</sub></b>	28.400	psig
<b>T<sub>w</sub></b>	108.000	°F

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

- **Cálculo de la Capacidad de Gas**

Para determinar la capacidad del gas utilizamos los siguientes criterios de diseño:

Determinamos la relación presión temperatura:

$$S = \frac{P_{op} * \gamma_g}{T_{op}} \quad (4.3)$$

Donde:

S= Relación presión-temperatura

P<sub>op</sub>= Presión de operación (psia)

T<sub>op</sub>= Temperatura de operación (R)

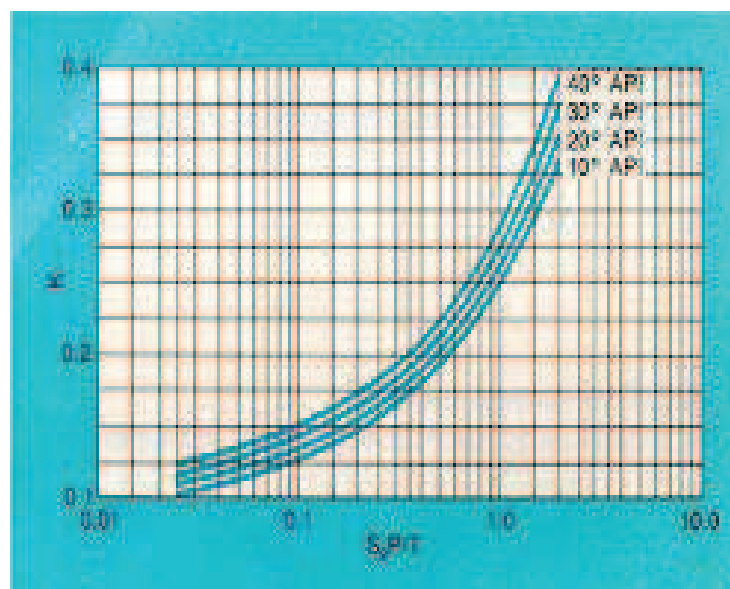
γ<sub>g</sub>= Gravedad específica del gas

Reemplazando:

$$S = \frac{(28.4 + 14.7) * 1.007}{108 + 460} = 0.0764$$

Ingresando a la **Figura 4.1**: con S y el °API determinamos la constante K que es de 0.13:

**FIGURA 4.1: DETERMINACIÓN DE K**



FUENTE: PETROPRODUCCIÓN

Para calcular la capacidad de gas se emplea la siguiente ecuación:

$$Capacidad = \frac{D^2 * P_{op}}{504 * T_{op} * z * K} \quad (4.4)$$

Donde:

D=Diámetro de la bota Desgasificadora (in)

z= Factor de desviación del gas

Los resultados se muestran en la **Tabla 4.8**, en la cual la capacidad del separador para manejar el volumen de gas es de 6 in de diámetro por 2 ft de longitud, lo cual evidencia que el diseño del separador no es regido por el volumen de gas.

**TABLA 4.8: CÁLCULO CAPACIDAD MANEJO DE GAS**

DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	LONGITUD TOTAL	LONGITUD TOTAL/DIÁMETRO
in	ft	ft	
6	1.403	1.903	3.806
12	0.701	1.701	1.701
18	0.468	1.968	1.312
24	0.351	2.351	1.175
30	0.281	2.781	1.112
36	0.234	3.234	1.078

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

- **Cálculo de la Capacidad de Líquido**

Para el cálculo de la capacidad de líquido del separador bifásico se utiliza la siguiente fórmula:

$$D^2 * L_{eff} = \frac{tr * Q_L}{0.7} \quad (4.5)$$

Donde:

D= diámetro del separador (in)

L<sub>eff</sub>= Longitud efectiva. (ft)

tr= tiempo de residencia (min)

Reemplazando los valores y asumiendo diámetros del separador se obtiene los resultados expuestos en la **Tabla 4.9**.

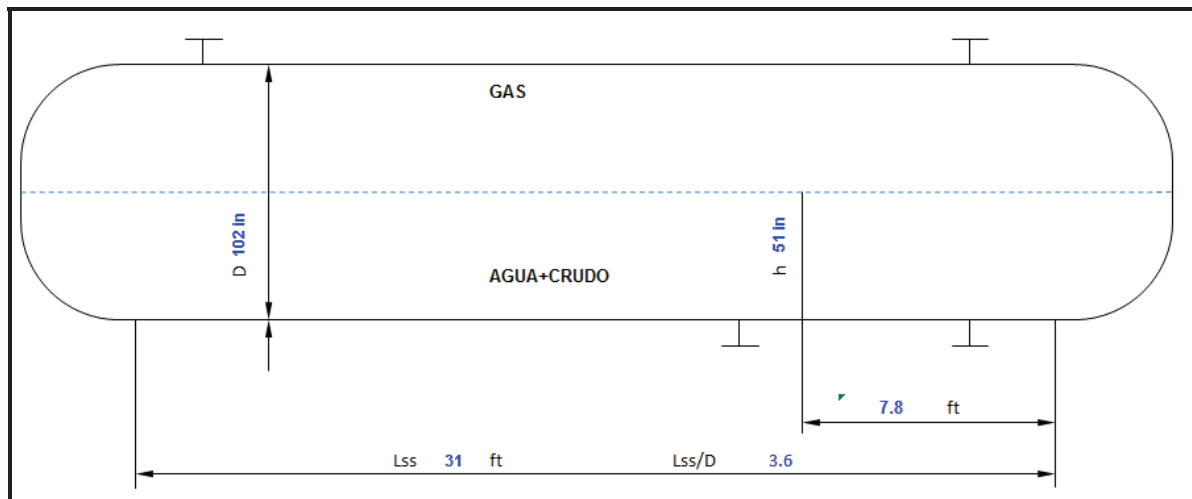
**TABLA 4.9: CÁLCULO DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR**

DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	LONGITUD TOTAL	LONGITUD TOTAL/DIÁMETRO
in	ft	ft	
90	29.448	39.264	5.2
96	25.882	34.510	4.3
102	22.927	30.569	3.6
108	20.450	27.267	3.0
114	18.354	24.472	2.6
120	16.565	22.086	2.2
126	15.025	20.033	1.9
132	13.690	18.253	1.7
138	12.525	16.700	1.5
144	11.503	15.338	1.3

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Por lo tanto se requiere de un separador bifásico de 102 in de diámetro por 31 ft de largo como se indica en la **Figura 4.2**.

**FIGURA 4.2: ESQUEMA SEPARADOR BIFÁSICO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA



## 4.2.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA

### 4.2.2.1 Bota Desgasificadora

Este equipo maneja aproximadamente un 10% del gas total producido que no fue liberado en los separadores horizontales.

- **Capacidad de Manejo de Gas**

La evaluación de esta capacidad se realiza para el Caso1 que es el de máxima producción de gas, con lo siguientes datos:

**TABLA 4.10: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
D	46	in
h	54	ft
T <sub>w</sub>	120	°F
P <sub>w</sub>	16.7	psia
z	0.984	
Y <sub>g</sub>	1.09	
API	28.5	
Q <sub>g</sub> máx	0.813	MMPCSD

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Determinamos la relación presión/temperatura:

$$S = \frac{16.7 * 1.09}{120 + 460} = 0.03$$

Ingresando a la **Figura 4.1**: con S y el °API determinamos la constante K que es de 0.12.

Para calcular la capacidad de gas se utiliza la siguiente ecuación:

$$Capacidad = \frac{D^2 * P_{op}}{504 * T_{op} * z * K} \quad (4.6)$$

Donde:

D=Diámetro de la bota Desgasificadora (in)

z= Factor de desviación del gas

Reemplazando:

$$Capacidad = \frac{46^2 * 16.7}{504 * (120 + 460) * 0.984 * 0.12} = 1.023 \text{ MMPCSD}$$

El 10% de la producción máxima de gas (año 2009) es 0.0813MMPCSD, por lo tanto la bota desgasificadora puede manejar sin ningún problema el 10% del flujo máximo de gas.

- **Capacidad de Manejo de Líquidos**

El tiempo de residencia es de gran importancia en la bota desgasificadora y se calcula como el cociente de la capacidad del recipiente sobre el volumen de líquido, considerando que trabaja al 70% de su altura total.

Este equipo sirve como separador de producción alterno temporal en el caso de que los separadores primarios se inunden y exista la necesidad de trabajar en bypass; sin embargo si la bota desgasificadora no está bien diseñada puede ocurrir la inundación de la misma y paralizar el proceso.

Considerando a la bota desgasificadora como un separador bifásico vertical, el tiempo de residencia para el caudal máximo de fluido (Caso 3) debe estar entre 5 y 7 minutos.

El tiempo de residencia se calcula con la siguiente expresión:

$$t_r = 1440 \times \frac{V_{\text{liquidooperativo}}}{Q_L} \quad (4.7)$$

Donde:

$t_r$ = tiempo de residencia (min)  
 $Q_L$ =caudal de fluido total (BFPD)

**TABLA 4.11: TIEMPO DE RESIDENCIA –BOTA DESGASIFICADORA**

DATOS		Caso 3
$Q_{l(2009)}$	(BFPD)	12835
$Q_{l(2025)}$	(BFPD)	38149
$h_L$	(ft)	37.8
$V_{\text{liquido operativo}}$	(bbl)	77.7

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Reemplazando:

$$t_r = 1440 \times \frac{77.7 \text{ ft}^3}{12835 \text{ BFPD}} = 8.7 \text{ min}$$

De los datos obtenidos se puede evidenciar que la capacidad de manejo de fluido actualmente es óptimo ya que provee un tiempo de residencia de 8.7 minutos sin embargo para el año 2025 es insuficiente ya que ofrece un tiempo de 2.4 minutos, por lo tanto en caso de inundación del sistema de separación primaria, se paralizaría la producción.

#### 4.2.2.2 Tanque de Lavado

Debido a que el tanque actualmente instalado en la Estación Pichincha ya tiene dimensiones totalmente establecidas (ver **Tabla 4.12**), se evalúa el tiempo de residencia del fluido producido desde el 2009 hasta el 2025 según el pronóstico de producción.

**TABLA 4.12: DATOS DEL TANQUE DE LAVADO**

TIPO	$h_{\text{TOTAL}}$	$h_{\text{DESCARGA}}$	$h_{\text{COLCHÓN}}$	$h_{\text{DINÁMICA}}$	DIÁMETRO	CAPACIDAD
	ft	ft	ft	ft	ft	(bbl)
TANQUE DE LAVADO	36	33	8	25	80	32260

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

Para calcular el comportamiento del mismo bajo las condiciones descritas en cada una de las propuestas se determina el tiempo de residencia que proporciona el tanque de lavado para lo cual definimos el volumen dinámico de fluido manteniendo un mínimo de 8ft de colchón de agua:

$$V_d = \frac{\pi \times D^2}{4} \times h_d \quad (4.8)$$

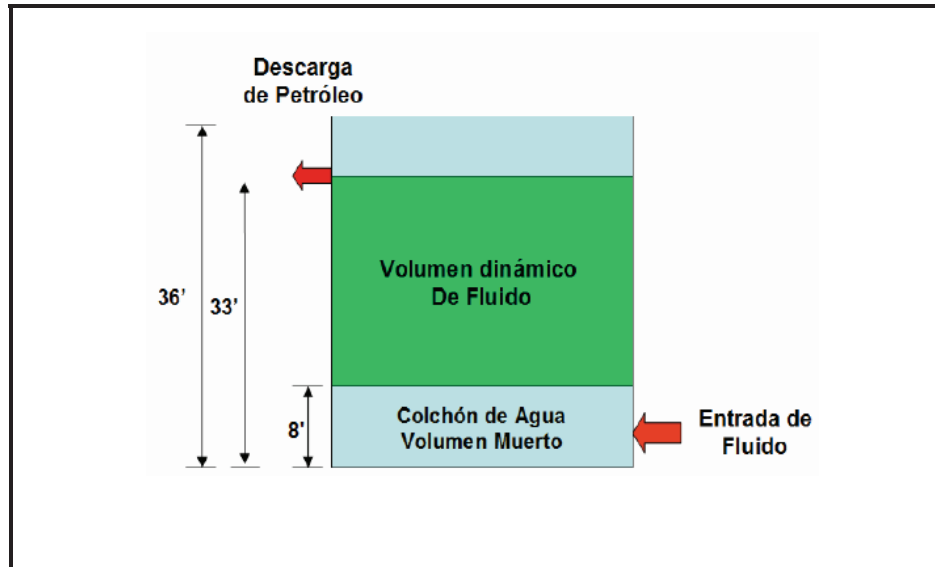
Donde:

$V_d$ =Volumen dinámico (bbl)

$D$ = diámetro del tanque (ft)

$h_d$ =altura dinámica (ft)

**FIGURA 4.3: VOLUMEN DINÁMICO DEL TANQUE DE LAVADO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Reemplazando:

$$V_d = \frac{\pi \times 80^2}{4} \times 25 = 22380 bbl$$

Con este volumen determinamos el tiempo de residencia del tanque de lavado dividiendo para la producción de fluido del pronóstico de producción.

$$t = 24 \frac{V_d}{Q_L} \quad (4.9)$$

Donde:

$t_r$  = Tiempo de residencia (hr)

$Q_L$  = Caudal total de fluido (BFPD)

En la **Tabla 4.13** se presenta los cálculos realizados para tiempos de residencia con la proyección de la producción considerando la producción de los nuevos pozos en el 2014.

**TABLA 4.13: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE FLUIDO**

TIEMPO	FLUIDO	$t_r$
AÑOS	BFPD	hr
2009	12835	42
2010	13236	41
2011	13705	39
2012	14242	38
2013	14850	36
2014	20766	26
2015	21721	25
2016	22783	24
2017	23957	22
2018	25248	21
2019	26663	20
2020	28207	19
2021	29888	18
2022	31714	17
2023	33693	16
2024	35835	15
2025	38149	14

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FIGURA 4.4: TIEMPO DE RESIDENCIA TANQUE DE LAVADO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la propuesta 1 se envía toda el agua de producción al tanque por lo que el tiempo de residencia es menor a mayor caudal de fluido, dando como resultado concentraciones mayores de sedimentos, lo que implica que se requiere tratamiento físico- químico para lograr la especificación requerida sin ocasionar el taponamiento de los pozos de reinyección.

Por lo tanto se determina que el tanque de lavado puede seguir operando en las condiciones previstas sin problema.

### 4.2.3 SISTEMA DE CALENTAMIENTO

#### 4.2.3.1 Calentador

El requerimiento de energía para el calentamiento de 6183 BAPD para la propuesta 1 planteada se determina mediante la simulación y sus resultados para cada caso se puede observar en la **Tabla 4.14**.

**TABLA 4.14: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO DE AGUA**

VARIABLE	PROPUESTA 1		
	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Energía de calentamiento (MMBTU/hr)	1.97		6.87
Gas combustible (PCED)	41440		144500

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

La energía requerida como equivalente de volumen de gas es la necesaria para elevar la temperatura de 108°F a 120 °F del fluido multifásico (petróleo-agua-gas) que ingresa al sistema de separación secundaria (bota desgasificadora-tanque de lavado).

#### 4.2.3.2 Bomba Booster de Calentamiento

Para estimar un volumen de gas equivalente a la energía requerida de la bomba para elevar la presión del agua a calentar de 12 a 28 psi, se utiliza la siguiente relación:

$$Gas\ Combustible(PCED) = \frac{24 \times Energía\ (BTU / h)}{Poder\ Calorífico\ (BTU / PCE)} \quad (4.10)$$

$$Gas\ Combustible_{CASOI} = \frac{24 \times 9361(BTU / h)}{1140.904(BTU / PCE)} = 197\ PCED$$

La potencia real de la bomba booster se calcula en base a la **Ecuación 4.11**, con la potencia teórica de 3.7 HP obtenida en la simulación:

$$HP = \frac{HP_{hysys}}{\eta_e \times \eta_h} \quad (4.11)$$

Donde:

HP=Potencia real (HP)

HP<sub>hysys</sub>= Potencia del simulador (HP)

η<sub>e</sub>=eficiencia eléctrica (0.9)

η<sub>h</sub>=eficiencia hidráulica (0.8)

Reemplazando:

$$HP = \frac{3.7}{0.9 \times 0.8} = 5.14HP$$



## 4.2.4 SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y TRANSFERENCIA

### 4.2.4.1 Tanque de Reposo

Debido a que el tanque de reposo instalado en la Estación tiene dimensiones totalmente establecidas se evalúa el comportamiento del mismo bajo las condiciones descrita en la propuesta determinando el tiempo de residencia del petróleo para lo que primero definimos el volumen dinámico de petróleo manteniendo una altura dinámica de 30.4 ft (**Ver Figura 4.5**):

$$V_d = \frac{\pi \times D^2}{22.46} \times h_d \quad (4.12)$$

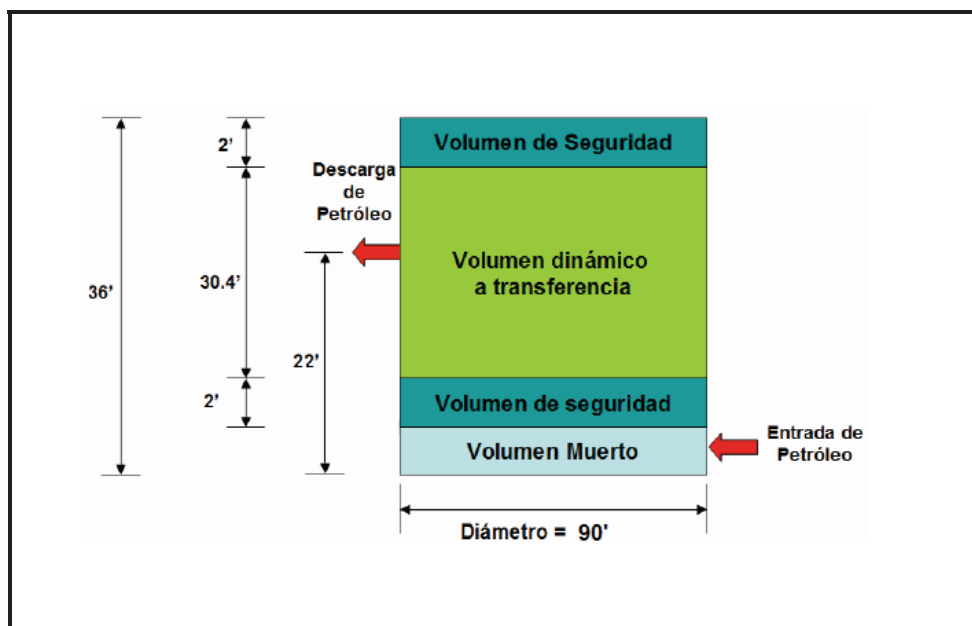
Donde:

$V_d$ =Volumen dinámico (bbl)

$D$ = diámetro del tanque (ft)

$h_d$ =altura dinámica (ft)

**FIGURA 4.5: VOLUMEN DINÁMICO DEL TANQUE DE REPOSO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

$$V_d = \frac{\pi \times 90^2}{22.46} \times 30.4 = 34443 \text{ bbl}$$

Luego determinamos el tiempo de residencia del petróleo para la alternativa planteada con la siguiente ecuación:

$$t_r = 24 * \frac{V_d}{Q_o} \quad (4.12)$$

Donde:

$t_r$ = Tiempo de residencia del petróleo (horas)

$Q_o$ =Caudal de petróleo (BPPD)

En la **Tabla 4.15** se presenta los valores calculados de los tiempos de residencia en base al pronóstico de producción 2009-2025.

**TABLA 4.15: TIEMPO DE RESIDENCIA DEL TANQUE DE REPOSO**

TIEMPO AÑOS	PETRÓLEO BPPD	$t_r$ h
2009	3551	233
2010	3290	251
2011	3047	271
2012	2823	293
2013	2615	316
2014	3642	227
2015	3374	245
2016	3125	264
2017	2895	286
2018	2682	308
2019	2484	333
2020	2301	359
2021	2132	388
2022	1975	419
2023	1830	452
2024	1695	488
2025	1570	527

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FIGURA 4.6: TIEMPO DE RESIDENCIA**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la **Figura 4.6** se observa que conforme disminuye la producción de petróleo, el tiempo de almacenamiento será mayor, por lo tanto tanto la producción actual como la futura pueden ser manejadas sin dificultad ya que cumple con el tiempo de residencia de diseño que es de 72 a 96 horas tomando en cuenta cualquier paro en el sistema de transferencia.

#### 4.2.4.2 Sistema de Transferencia

Este sistema posee dos bombas centrífugas y una bomba triplex en reserva para trasladar la producción a los tanques de almacenamiento en la Estación Central Sucumbíos. La capacidad de bombeo instalada es de 34286 BPPD sin incluir la bomba de reserva que tiene capacidad de bombeo de 20571 BPPD (ver **Tabla 4.16**). El caudal máximo de transferencia de la Estación será de 3739 BPPD para el año 2014, a Diciembre del 2008 se ha bombeado un caudal de 3833 BPPD con una sola bomba en 5 horas.

**TABLA 4.16: CAPACIDAD DE FLUJO DE LAS BOMBAS DE TRANSFERENCIA**

EQUIPO	CAPACIDAD	POTENCIA	CAPACIDAD
	GPM	HP	Bbl/día
B-02	500	250	17143
B-03	500	250	17143
B-04	600	325	20571

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Tomando en consideración la referencia anterior se evalúa el tiempo de transferencia de las bombas tomando en consideración la producción proyectada mediante la siguiente ecuación (Ver **Figura 4.7**):

$$t_e = 24 * \frac{Q_o}{\text{capacidad de la bomba}} \quad (4.13)$$

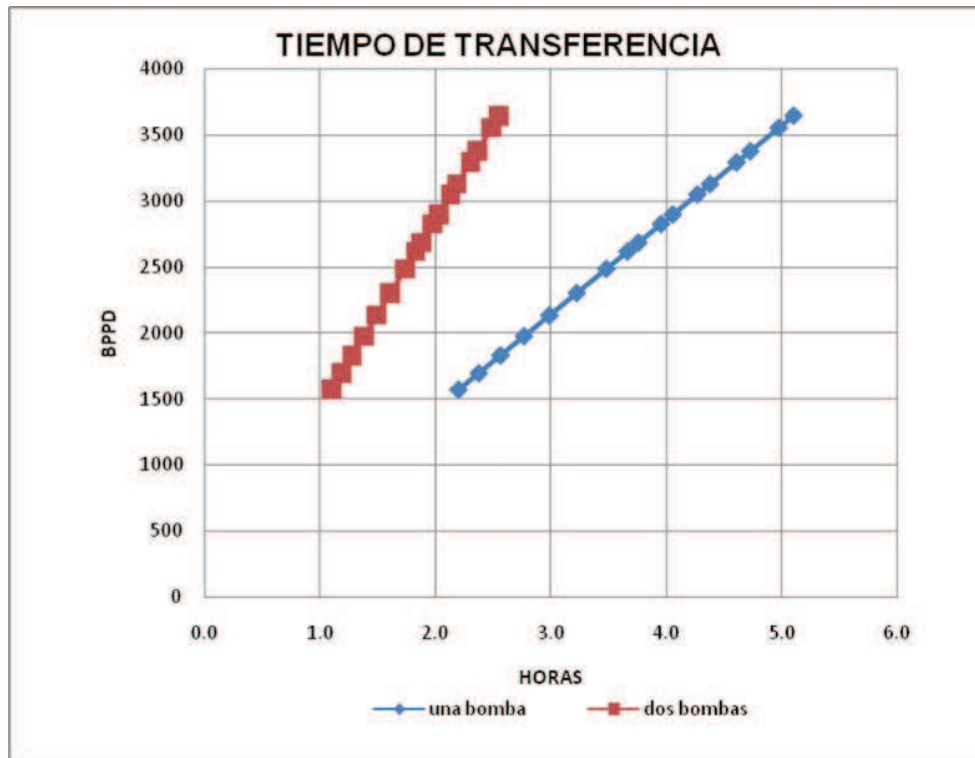
Donde:

- $t_e$ = tiempo de transferencia de la bomba (horas)
- $Q_o$ = caudal de petróleo proyectado (BPPD)
- Capacidad de la bomba (BPPD)

Reemplazando en la ecuación anterior el caudal de petróleo correspondiente al 2009 y considerando que solo se transfiere con una bomba, se obtiene:

$$t_e = \frac{3351 \text{ BPPD}}{17143 \text{ BPPD}} = 4.7h$$

**FIGURA 4.7: TIEMPO DE TRANSFERENCIA DE PETRÓLEO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la **Figura 4.7** se observa que conforme la producción de petróleo disminuye en el tiempo según la proyección de producción, el tiempo de transferencia será menor; por lo tanto se puede concluir que la capacidad de bombeo del sistema de transferencia opera al 13% de su capacidad, por lo que para las condiciones actuales, este sistema está sobredimensionado.

Sin embargo cabe mencionar que en la actualidad se cuenta con una sola bomba booster, por lo que si ésta se averiara, se tendría que paralizar la transferencia de crudo, lo que ocasionaría pérdidas. Por tal razón se recomienda instalar una bomba booster adicional con características similares a la existente.

Para determinar la potencia requerida por la bomba booster se emplea la **Ecuación 4.10**, teniendo para el caso de máxima producción de petróleo una potencia de 5HP:

$$HP = \frac{3.6}{0.9 \times 0.8} = 5HP$$

#### **4.2.5 SISTEMA REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN**

##### **4.2.5.1 Características del Agua de Formación**

Las características del agua de formación para la reinyección de agua debe cumplir con los siguientes requerimientos:

- Concentración de petróleo en agua  $\leq 50$ ppm.
- Sólidos suspendidos totales  $\leq 50$  ppm
- Oxígeno disuelto  $< 5$ ppb
- PH = 7

De acuerdo al análisis realizado por el Departamento de Corrosión de Libertador en el Tanque de Lavado de la Estación Pichincha las características del agua de formación son las siguientes:

**TABLA 4.17: CARACTERISTICAS AGUA DE FORMACIÓN**

PARAMETROS	TANQUE DE LAVADO
Ph	7.0
Temperatura °F	110
Dureza Total, mg/l CaCO <sub>3</sub>	6000
Dureza Cálcica, mg/l CaCO <sub>3</sub>	4600
Dureza Magnesica, mg/l CaCO <sub>3</sub>	1400
Alcalinidad Total, mg/l CaCO <sub>3</sub>	450
Hierro, mg/l Fe <sup>++</sup>	15.1
Sulfatos, ppm SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	230
Cloruros, ppm Cl <sup>-</sup>	23100
Densidad Relativa	1.02
Oxígeno, ppb	0.6
CO <sub>2</sub> , mg/l	45
H <sub>2</sub> S, mg/l	0.2
Oil en agua ppm	15
Sólidos (STS) ppm	22

FUENTE: DEPARTAMENTO DE CORROSIÓN

En la actualidad el agua de formación cumple los requerimientos básicos para reinyectar a los pozos PICH 11/ 01RW gracias a la inyección de químicos a la salida del tanque de lavado.

Por lo tanto el sistema de reinyección de agua no requiere un sistema de tratamiento físico de agua.

Sin embargo de acuerdo a la proyección de producción, el flujo total se incrementa de 12835 BFPD en el año 2009 hasta 38149 BFPD en el 2025, por lo tanto el tiempo de residencia en el Tanque será menor disminuyendo de 42 a 14 horas (ver **Figura 4.4**), ocasionado que la concentración de sólidos en el agua sea mayor a la salida del tanque, por lo tanto se prevé en el futuro la necesidad de un sistema de filtración para el agua de formación.

#### 4.2.5.2 Equipos de Bombeo

El equipo de bombeo para llevar a cabo la inyección del agua de formación se detalla en la **Tabla 4.18**:

**TABLA 4.18: CAPACIDAD DE BOMBEO RYA**

BOMBA	CAPACIDAD	PRESIÓN DE DESCARGA	OBSERVACIÓN
	BAPD	psig	
BOOSTER (B-05)	12342	100	Operando
BOOSTER (B-06)	12342	100	Reserva
REDA-01	13029	1350	Reparación
REDA-02	13029	1350	Operando
REDA-03	20571	3250	Operando
REDA-04	20571	3100	Operando

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: ESTACIÓN PICHINCHA

Las bombas booster (B-05/06) suman una capacidad total en la actualidad de 24684 BAPD, lo cual no satisface las necesidades del sistema de reinyección a partir del año 2020 en donde la producción de agua proyectada es de 25906 BAPD, por lo que se recomienda la instalación de dos bombas booster de características semejantes (una para reserva), sumando una capacidad total de 37026 BAPD.

La bombas de reinyección (REDA-02/03/04) acumulan una capacidad operativa de 54171 BAPD, siendo ésta suficiente para reinyectar un caudal de agua 36579 BAPD (Proyección de Producción) hasta el año 2025, manteniendo en reserva la bomba REDA-01.



## 4.3 PROPUESTA 2

### 4.3.1 SISTEMA DE SEPARACIÓN TRIFÁSICA

Tomando en consideración la propuesta 2 es necesario reemplazar todos los separadores de producción bifásicos existentes por dos separadores trifásicos para manejar un caudal de fluido máximo 24800 BFPD con BSW máximo del 96 % al 2025, cada uno.

Para su dimensionamiento se asume lo siguiente:

- a) Por seguridad se dimensiona los separadores con 20% de excedente en la capacidad de manejo de líquido.
- b) Las líneas de interfase se encuentran definidas.
- c) La temperatura y presión se considera constantes.
- d) Las gotas de fluido de las fases a separar son esféricas.
- e) Las fases a separar son inmiscibles.
- f) El diámetro de partícula máximo del líquido que va por el extractor de neblina es de 100 micrones.
- g) El tiempo de retención en el separador trifásico es de 10 minutos.

- **Datos a Considerar**

Para el dimensionamiento del separador trifásico tomamos como referencia la producción proporcionadas por Petroproducción y las propiedades obtenidas en la simulación, éstas que se exponen en la **Tabla 4.19**.

**TABLA 4.19: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
Gas	0.814	MMPCED
Fluido	22890	BFPD
BSW	96	%
GOR	123	PCED/BF
Y <sub>o</sub>	0.88	
Y <sub>w</sub>	0.994	
Y <sub>g</sub>	1.007	
Z <sub>g</sub>	0.98	
μ <sub>o</sub>	15.89	cp
μ <sub>w</sub>	0.63	cp
P <sub>w</sub>	28.4	psig
T <sub>w</sub>	108	°F
t <sub>r</sub>	10	min

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

- **Capacidad de Manejo de Gas**

El cálculo de la capacidad de manejo de gas es igual al considerado en los separadores bifásicos, obteniéndose los siguientes resultados:

$$\frac{P_w \times \gamma_g}{T_w} = 0.076 \text{ y } K = 0.13 \text{ (Figura 4.1)}$$

Con los valores anteriores se determinó el producto  $D \times L_{\text{eff}} = 6.8$  y asumiendo diámetros del separador se estima un separador de 6 in de diámetro y 2 ft de largo como se observa en la **Tabla 4.20**.

**TABLA 4.20: CÁLCULO CAPACIDAD DE GAS**

D (in)	Leff (ft)	L s-s (ft)	L s-s/D
6	9.5550	10.0550	20.10993
12	4.7775	5.7775	5.77748
18	3.1850	4.6850	3.12333
24	2.3887	4.3887	2.19437
30	1.9110	4.4110	1.76440
36	1.5925	4.5925	1.53083

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

De acuerdo a los valores obtenidos se determina que la capacidad del separador para el volumen máximo de gas a manejar es de 18 in de diámetro por 5 ft de largo.

- **Capacidad de Manejo de Líquidos**

Cabe mencionar que inicialmente los separadores de la Estación Pichincha eran trifásicos, sin embargo el agua producto de la separación era descargada con alta concentración de petróleo ya que el tiempo de residencia no era el adecuado (5 a 7 minutos). Estos separadores fueron adecuados a bifásicos y son los que actualmente operan. Para nuestro diseño vamos a considerar un tiempo de residencia mínimo de 10 minutos. El caudal de fluido considerado es el de máximo de flujo en el 2025 con un caudal adicional del 20% (45779 BFPD), sin embargo se plantea el diseño de dos separadores con capacidad de manejo de 22890 que corresponde al 50% del total. Para determinar la capacidad e retención de líquido utilizamos la siguiente fórmula:

$$D^2 * Leff = 1.42 * tr * (Q_o + Q_w) \quad (4.14)$$

Donde:

D= diámetro del separador (in)

Leff= Longitud efectiva. (ft)

tr= tiempo de residencia (min)

Reemplazando los valores y asumiendo diámetros del separador obtenemos los resultados expuestos en la **Tabla 4.21**.

**TABLA 4.21: CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES FWKO 1**

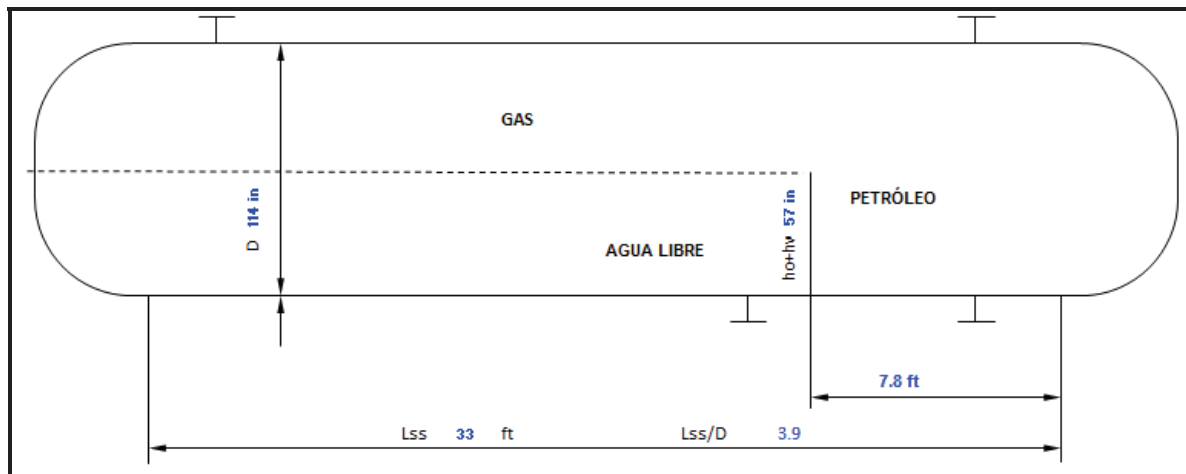
DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	LONGITUD TOTAL	LONGITUD TOTAL/DIÁMETRO
in	ft	ft	
90	40.1273	53.5030	7.13374
96	35.2681	47.0241	5.87802
102	31.2410	41.6546	4.90054
108	27.8662	37.1549	4.12832
114	25.0101	33.3468	3.51019
120	22.5716	30.0955	3.00955
126	20.4731	27.2975	2.59976
132	18.6542	24.8723	2.26112
138	17.0674	22.7565	1.97882
144	15.6747	20.8996	1.74164

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Para seleccionar el diámetro y longitud apropiados debe cumplirse la relación de Slenderness ( $Ls-s/D$ ) comprendida entre 3 y 4.

De acuerdo a este criterio se requiere implementar un separador trifásico de 114 in de diámetro y 33 ft de largo como el que se muestra en la **Figura 4.8**.

FIGURA 4.8: ESQUEMA DEL FWKO 1



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

El separador trifásico diseñado con capacidad de manejo de 22889 BFPD es suficiente para tratar el fluido hasta el año 2016 (22783 BFPD) con un tiempo de residencia de 10 minutos.

A partir del año 2017 se recomienda la instalación de un segundo separador trifásico de dimensiones iguales al anterior, el cual me permitirá junto con el anterior manejar un caudal de 38149 BFPD hasta el año 2025 según el pronóstico de producción (ver **Anexo 3.1**).

## 4.3.2 SISTEMA DE SEPARACIÓN SECUNDARIA

### 4.3.2.1 Bota Desgasificadora

- **Datos a Considerar**

Para determinar la capacidad operativa de la bota de gas se emplea los siguientes criterios:

**TABLA 4.22: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
<b>D</b>	46	in
<b>h</b>	54	ft
<b>T<sub>w</sub></b>	120	°F
<b>P<sub>w</sub></b>	16.7	psia
<b>z</b>	0.99	
<b>Y<sub>g</sub></b>	1.07	
<b>API</b>	28.5	
<b>Q<sub>g máx</sub>(2009)</b>	0.813	MMPCSD

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

- **Cálculo de la Capacidad de Gas**

Se determina la relación presión temperatura:

$$S = \frac{P_{op} * \gamma_g}{T_{op}} = \frac{16.7 \times 1.07}{120 + 460} = 0.03 \quad (4.15)$$

Luego, en la **Figura 4.1**: con S y el °API se determina la constante K que es de 0.11 y se calcula la capacidad de manejo de gas de la bota desgasificadora:

$$Capacidad = \frac{D^2 * P_{op}}{504 * T_{op} * z * K} \quad (4.16)$$

Reemplazando,

$$Capacidad = \frac{46^2 \times 16.7}{504 \times (120 + 460) \times 0.99 \times 0.11} = 0.11 \text{MMPCED}$$

Calculando el 10% de la producción máxima de gas (año 2009) nos da 0.081 MMPCED, por lo tanto la bota desgasificadora puede manejar sin ningún problema el 10% del flujo máximo de gas.

- **Capacidad de Manejo de Líquidos**

Al considerar de este equipo sirve como separador de producción alterno temporal en el caso de que los separadores primarios se inunden y exista la necesidad de trabajar en bypass, el tiempo de residencia para un caudal de fluido de 5553 BFPD (en el año 2014) debe estar entre 5 y 7 minutos. El caudal de fluido incluye el fluido de calentamiento que entra en la bota.

Para determinar el tiempo de retención se utiliza la siguiente ecuación:

$$t_r = 1440 \times \frac{V_{\text{liquidooperatico}}}{Q_L} \quad (4.17)$$

Reemplazando:

$$t_r = 1440 \times \frac{77.7}{5553} = 20 \text{ min}$$

De acuerdo al resultado la Bota Desgasificadora puede cumplir la función de un separador vertical ya que de implementarse la propuesta estaría sobredimensionada.

#### 4.3.2.2 Tanque de Lavado

El tanque de lavado posee un volumen dinámico de 22380 bbl, con este volumen determinamos el tiempo de residencia del fluido, considerando que el separador trifásico permite eliminar el 80% de agua libre.

En la **Tabla 4.23** se muestra los cálculos realizados para tiempos de residencia con la propuesta planteada y la proyección de la producción:

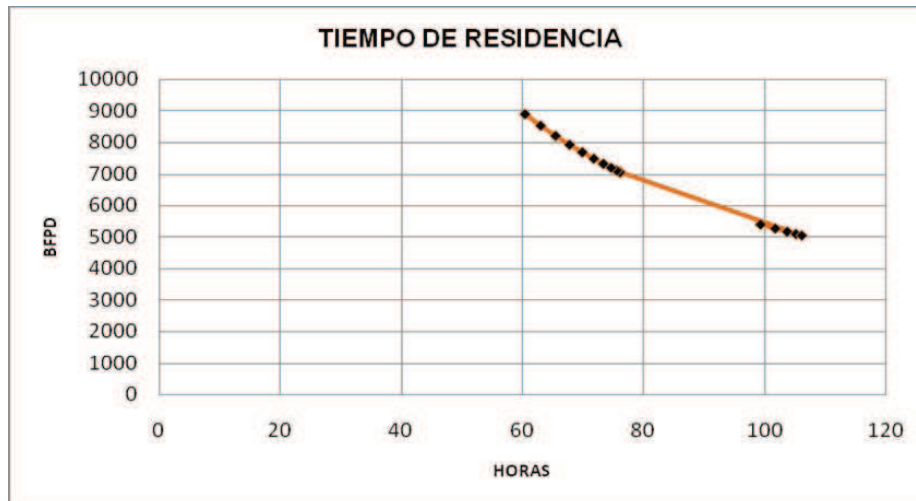
**TABLA 4.23: TIEMPO DE RESIDENCIA**

TIEMPO	PETRÓLEO	AGUA	20%AGUA	FLUIDO	TIEMPO DE RESIDENCIA
AÑOS	BPPD	BAPD	BAPD	BFPD	hr
2009	3551	9284	1857	5408	99
2010	3290	9947	1989	5279	102
2011	3047	10658	2132	5179	104
2012	2823	11419	2284	5107	105
2013	2615	12235	2447	5062	106
2014	3642	17124	3425	7067	76
2015	3374	18347	3669	7043	76
2016	3125	19658	3932	7057	76
2017	2895	21062	4212	7108	76
2018	2682	22566	4513	7195	75
2019	2484	24179	4836	7320	73
2020	2301	25906	5181	7483	72
2021	2132	27756	5551	7683	70
2022	1975	29739	5948	7923	68
2023	1830	31864	6373	8202	65
2024	1695	34140	6828	8523	63
2025	1570	36579	7316	8886	60

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA



**FIGURA 4.9: TIEMPO DE RESIDENCIA**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la **Figura 4.9** se observa que el tiempo de residencia es inversamente proporcional al caudal que llega al tanque de lavado por lo tanto al eliminar el 80% del agua que ingresaba a la estación, se eleva el tiempo de residencia.

### 4.3.3 SISTEMA DE CALENTAMIENTO

#### 4.3.3.1 Calentador

El requerimiento de energía para el calentamiento de 1000 BAPD para la propuesta 2, se ha determinado en la simulación, obteniéndose los siguientes resultados (**Tabla 4.24**).

**TABLA 4.24: ENERGÍA PARA CALENTAMIENTO DE AGUA**

VARIABLE	PROPUESTA 1		
	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Energía de calentamiento (MMBTU/hr)	0.60	0.91	1.47
Gas combustible (PCED)	12620	19140	30920

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

El gas combustible es menor en comparación con la propuesta 1 ya que el 80% del caudal de agua que ingresa al sistema de separación primaria es enviado al sistema de tratamiento de agua de reinyección.

#### 4.3.3.2 Bomba Booster de Calentamiento

La energía requerida por la bomba booster en la simulación es de 1514 BTU/h.

El volumen de gas equivalente a la energía requerida, considerando que el equipo utiliza como combustible es el mismo gas de la estación, se calcula con la **Ecuación 4.11**:

$$\text{Gas Combustible} = \frac{24 \times 1514 (\text{BTU} / \text{h})}{1140.904 (\text{BTU} / \text{PCE})} = 32 \text{ PCED}$$

La potencia de la bomba booster se calcula en base a la **Ecuación 4.10**, con la potencia teórica de 0.6 HP obtenida en la simulación:

$$HP = \frac{HP_{\text{hysys}}}{\eta_e \times \eta_h} = \frac{0.6}{0.9 \times 0.8} = 0.83 HP$$

#### 4.3.3.3 Sistema de Almacenamiento y Transferencia

Debido a que la evaluación de estos sistemas están regidos en base a la producción de petróleo proyectado y conociendo que ésta es constante para la propuesta 1 y 2, el tiempo de residencia es el mismo (ver **Sección 4.2.4**).

En cuanto al sistema de transferencia la recomendación de instalar una bomba booster adicional es también necesaria para esta propuesta.

#### **4.3.4 SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN**

##### **4.3.4.1 Características del Agua de Formación**

En el subcapítulo se concluyó que el agua de formación a la salida del tanque de lavado no necesita tratamiento físico ya que actualmente cumple con los requerimientos básicos de inyección. Sin embargo con la implementación de un separador trifásico, se considera que el agua libre separada (aproximadamente 80%) contiene una concentración de 200 ppm de petróleo en agua, por lo que es necesario la instalación de un tanque de desnatado y un tanque de almacenamiento de agua de formación, para reducir dicha concentración hasta un rango <20ppm.

##### **4.3.4.2 Dimensionamiento de un Tanque de Desnatado**

Considerando la necesidad de contar con un equipo adecuado para la reinyección de agua, se procede a dimensionar un tanque de desnatado que por experiencia de campo requiere un tiempo de residencia de 15 minutos y un diámetro de partícula de 200 micrones.

- **Datos a Considerar**

**TABLA 4.25: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
$Q_w$	35116	BFPD
$\gamma_w$	0.994	
$\mu_w$	0.627	cp
$\gamma_o$	0.884	
$d_p$	200	micrones
$t_{rw}$	15	min

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Considerando el diámetro de partícula el dimensionamiento se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$D \times L_{eff} = \frac{1000 \times Q_w \times \mu_w}{(\gamma_w - \gamma_o) \times d_p^2} \quad (4.18)$$

Donde:

- D=diámetro del tanque (in)
- $L_{eff}$ = altura efectiva del tanque (ft)
- $Q_w$ = caudal de agua (BAPD)
- $\mu_w$ =viscosidad del agua (cp)
- $\gamma_w$ = gravedad específica del agua
- $\gamma_o$ = gravedad específica del petróleo
- $d_p$ = diámetro de partícula

Reemplazando,

$$D \times L_{eff} = \frac{1000 \times 47060 \times 0.627}{(0.994 - 0.884) \times 200^2} = 6706.5$$

Asumiendo distintos diámetros del tanque para calcular la altura efectiva y la altura costura-costura (ver **Tabla 4.26**).

**TABLA 4.26: CÁLCULO DESNATADOR-DIÁMETRO DE PARTÍCULA**

DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	LONGITUD TOTAL	LONGITUD TOTAL/DIÁMETRO
in	ft	ft	
90	55.6	74.13	9.9
96	52.1	69.50	8.7
102	49.1	65.41	7.7
108	46.3	61.78	6.9
114	43.9	58.53	6.2
120	41.7	55.60	5.6
126	39.7	52.95	5.0
132	37.9	50.55	4.6
138	36.3	48.35	4.2
144	34.8	46.33	3.9
147	34.0	45.39	3.7
151	33.1	44.19	3.5

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Mediante el tiempo de residencia el dimensionamiento se realiza con la **Ecuación 4.22**:

$$D^2 \times L_{eff} = 1.4 \times t_{rw} \times Q_w \quad (4.19)$$

Donde:

- D=Diámetro del tanque (in)
- L<sub>eff</sub>= altura efectiva del tanque (ft)
- t<sub>rw</sub>= Tiempo de residencia del agua
- Q<sub>w</sub>= Caudal de agua (BAPD)

Reemplazando,

$$D^2 \times L_{eff} = 1.4 \times 15 \times 47060 = 988260$$

Considerando varios diámetros del tanque se calcula la altura efectiva y la altura de costura a costura del tanque, como se detalla en la **Tabla 4.27**:

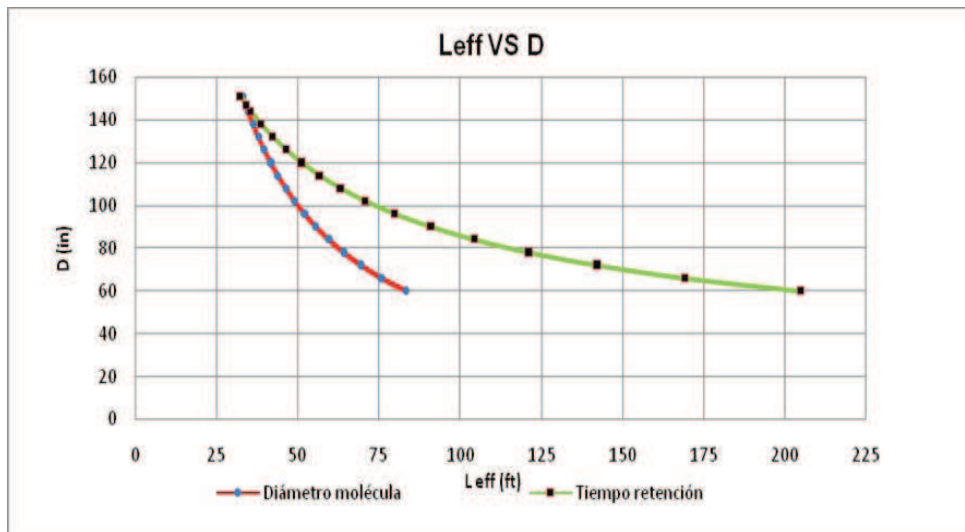
**TABLA 4.27: CÁLCULO DESNATADOR-TIEMPO DE RETENCIÓN**

DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	LONGITUD TOTAL	LONGITUD TOTAL/DIÁMETRO
in	ft	ft	
90	91.0	121.39	16.2
96	80.0	106.69	13.3
102	70.9	94.51	11.1
108	63.2	84.30	9.4
114	56.7	75.66	8.0
120	51.2	68.28	6.8
126	46.4	61.93	5.9
132	42.3	56.43	5.1
138	38.7	51.63	4.5
144	35.6	47.42	4.0
147	34.1	45.50	3.7
151	32.3	43.12	3.4

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

El dimensionamiento del tanque de desnato está definido en la intersección de las variables  $L_s/s$  y  $D$  de los dos procedimientos y además que cumpla con la relación de Slenderness ( $L_s-s/D$ ), donde el Diámetro es de 147 pulgadas y la altura de costura a costura es de 46 pies (ver **Figura 4.10**).

**FIGURA 4.10: DIÁMETRO VS LONGITUDES EFECTIVAS**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

#### 4.3.4.3 Dimensionamiento del Tanque de Agua de Formación

Para el dimensionamiento de este tanque se considera un tiempo máximo de residencia de 10 minutos y las tablas de diseño API 650 para tanques.

- **Datos a Considerar**

**TABLA 4.28: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
$Q_w$	43895	BFPD
$\gamma_w$	0.994	
$\mu_w$	0.627	cp
$t_{rw}$	10	min

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

El volumen del tanque de almacenamiento se calcula con la siguiente relación:

$$V = \frac{Q_w \times t_{rw}}{1440} \quad (4.20)$$

Donde:

V= Volumen del Tanque (Bls)

t<sub>rw</sub>=tiempo de retención del agua (min)

Q<sub>w</sub>= caudal de agua (BAPD)

Reemplazando:

$$V = \frac{43895 \times 10}{1440} = 305bls$$

Con el volumen de 305 bls ingresamos a la Tabla de Capacidades de acuerdo a la Norma API 650 del **Anexo 3.6**, de donde obtenemos la capacidad que es 335 bls con un Diámetro= 120 in y Altura= 24ft.

#### 4.3.4.4 Sistema de Bombeo

El volumen máximo de agua de formación en el 2025 a reinyectar (36579 BAPD) es el mismo para la Propuesta 1 y 2, por lo que el requerimiento en el sistema de bombeo es el mismo al descrito en la **Sección 4.2.5.2**.

### 4.4 PROPUESTA 3

El máximo flujo de gas enviado al sistema de captación corresponde al Caso 1 (723400 PCED) para las Propuesta 1 y 2 (ver **Tabla 4.29**), es comprimido hasta 200 psig en el compresor CO-02 y enfriado hasta 160 °F en el Aeroenfriador E-02. Adicionalmente se disminuye la temperatura hasta 20°F por encima de la temperatura ambiente (100°F) en el Enfriador E-03 y se drenan los condensados en el Scrubber (SCB-09). Finalmente el gas es calentado hasta 150°F así el gas se



aleja de su punto de rocío, mediante el uso de un Intercambiador de Calor (IC-01) para luego ser transferido al Sistema de Gas Lift de la Estación Secoya.

**TABLA 4.29: FLUJO DE GAS**

<b>Gas a Compresión</b>	715500	PCED
<b>Gas Combustible del Compresor</b>	248600	PCED
<b>Gas a Secoya</b>	461700	PCED
<b>Condensados</b>	0.71	BFPD

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

La capacidad de diseño del compresor CO-01 y CO-02 es de 360 HP, mientras que la capacidad del enfriador es de 636100 BTU/h, por lo tanto en la propuesta los equipos están operando al 25% y 29% respectivamente.

La capacidad del enfriador adicional (E-03) es de aproximadamente 20000BTU/h para enfriar el gas hasta 50°F sobre su punto de rocío (100°F), este y otros parámetros como la condiciones de operación de cada etapa se obtienen de la simulación y se detallan en la **Tabla 4.30**:

**TABLA 4.30: RESULTADOS SIMULACIÓN**

<b>EQUIPO</b>	<b>T<sub>1</sub></b> °F	<b>T<sub>2</sub></b> °F	<b>P<sub>1</sub></b> psig	<b>P<sub>2</sub></b> psig	<b>ENERGIA</b> MBTU/h
<b>COMPRESOR (CO-02)</b>					
Etapa 1	106	252	23	110	151.6 (60HP)
Etapa 2	171	240.4	110	200	71.48 (28HP)
<b>ENFRIADOR (E-02)</b>					
Etapa 1	252	171	110	110	91.6
Etapa 2	240.4	160	200	200	91.6
<b>ENFRIADOR (E-03)</b>	115	100	193	188	19.6

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Para complementar el proceso propuesto es necesario la instalación de un enfriador que permita enfriar el gas hasta los 100 °F y recoger los condensados en un scrubber adicional de características y dimensiones similares al Scrubber de salida del sistema de compresión (SCB-05).

De la igual manera se recomienda la instalación de un intercambiador de calor, el cual me permita elevar la temperatura 50°F sobre el punto de rocío de gas.

#### 4.4.1 DIMENSIONAMIENTO DEL SCRUBBER

La Propuesta 3 concluye la adición de un scrubber adicional por lo que a continuación se presentan su dimensionamiento para separar partículas líquidas con un diámetro  $\geq 100$  micrones.

- **Datos a Considerar**

**TABLA 4.31: DATOS A CONSIDERAR**

DATOS		
$Q_g$	0.72	MMPCED
$Q_L$	1	BFPD
$T_o$	99.4	°F
$Y_g$	1.02	
$P_o$	183	psig
$z$	0.92	
$K$	0.92	
$t_r$	5	min

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

- **Capacidad de gas**

$$D_s = 22,45 \sqrt{\frac{Q_g T_{os} z K}{P_{os}}} \quad (4.21)$$

Donde:

$D_s$ = diámetro mínimo interno del scrubber. (in)

$Q_g$ = Tasa de flujo de gas. (MMPCS)

$T_{os}$ = Temperatura de operación. (°R)

$P_{os}$ = Presión de operación. (psia)

$z$ = Factor de compresibilidad del gas.

$K$ = Constante obtenida de la **Figura 4.1** para partículas de 100 micrones.

Reemplazando en la **Ecuación 4.21** los datos se obtiene:

$$D_s = 22,45 \sqrt{\frac{0.782 \times (99.4 + 460) \times 0.92 \times 0.185}{(183 + 14.7)}} = 13.2 \text{ in}$$

- **Capacidad de líquido**

$$h = \frac{8,33 t_r Q_l}{D_s^2} \quad (4.22)$$

Donde:

$h$ = altura del volumen de líquido en el scrubber. (in)

$D_s$ = diámetro interno del scrubber. (in)

$Q_l$ = Tasa de flujo de líquido. (BPD)

$t_r$ = tiempo de retención de líquido. (min)

La altura total del scrubber debe cumplir la relación de slenderness (3-4) y queda definida con la siguiente ecuación:

$$h_{s/s} = \frac{h + D_s + 40}{12} \quad (4.23)$$

Donde:

$$h_{s/s} = \text{altura total (ft)}$$

Los cálculos realizados se detallan en la **Tabla 4.32**.

**TABLA 4.32: CÁLCULO DIMENSIONES SCRUBBER**

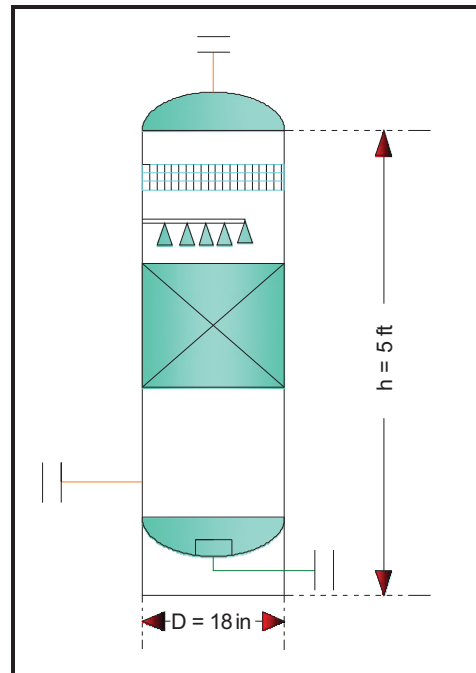
DIÁMETRO	LONGITUD EFECTIVA	LONGITUD TOTAL	LONGITUD TOTAL/DIÁMETRO
In	ft	ft	
12	0.289	4.357	4.357
18	0.129	4.844	3.229
24	0.072	5.339	2.670
30	0.046	5.837	2.335
36	0.032	6.336	2.112
42	0.024	6.835	1.953
48	0.018	7.335	1.834
54	0.014	7.835	1.741
60	0.012	8.334	1.667

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Por lo tanto para manejar un volumen de 1BFPD de condensado y un caudal máximo de gas de 0.72MMPCED se requiere un scrubber de 18 in de diámetro por 5 ft de largo.

El esquema del scrubber diseñado se observa en la siguiente figura:

**FIGURA 4.11: ESQUEMA SCRUBBER**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

## 4.5 COMPARACIÓN DE LAS PROPUESTAS 1 y 2

### 4.5.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS PROPUESTAS

Una vez planteadas las propuestas más idóneas para su implementación para cada uno de los casos, en esta sección vamos a analizar las ventajas y desventajas de las dos alternativas planteadas con la finalidad de escoger la opción más factible desde el punto de vista técnico.

#### 4.5.1.1 Propuesta N°1

- **VENTAJAS:**

a) Requiere un sistema de automatización más sencillo.

- b) Se puede reutilizar los separadores bifásicos con los que cuenta la estación.
- c) El agua total a reinyectar tiene 15 ppm de petróleo, menor concentración que el agua libre a tratar proveniente del sistema trifásico (200ppm).

- **DESVENTAJAS:**

- a) Debido a la gran cantidad de agua en la corriente que entra al tanque de lavado, se requiere para calentar la mezcla de 108°F a 120°F un calentador de 1.97 MMBTU/hr actualmente y 6.87 MMBTU/hr para el caso máximo de fluido en el 2025.
- b) Incrementa los gastos de combustible debido a que el calentador requiere mayor transferencia de calor.
- c) La bota Desgasificadora en el caso de que se la utilice como sistema de separación primaria se inundaría ya que ofrece un tiempo de retención de 2.4 minutos.
- d) El tiempo de residencia del agua en el tanque de lavado es mucho menor que en la propuesta 2, ya que hay mayor volumen total de fluido a tratar.
- e) Se requiere tratar químicamente el 100% del agua para reinyección proveniente del tanque de lavado.
- f) Al ser mayor la cantidad de fluido a calentar se requiere tuberías de mayor capacidad.

#### 4.5.1.2 Propuesta N° 2

- **VENTAJAS:**

- a) Debido a que la corriente de crudo lleva consigo el 20% de agua (emulsionada) se requiere para calentar la mezcla de 108 a 120°F un calentador de 0.60 MMBTU/hr actualmente y 1.47 MMBTU/h para el caso máximo de agua.

- b) En comparación con la propuesta 1, se requiere menor volumen de gas combustible.
- c) La bota de gas puede operar sin problema en el caso de que se envíe toda la producción a la misma ya que ofrece tiempo de residencia de aproximadamente 30 minutos.
- d) Debido a un mayor tiempo de residencia del agua en el tanque de lavado, el diámetro de las partículas y concentración de crudo en el agua a la salida del tanque de lavado es menor.
- e) El consumo de químicos disminuye ya que al instalar un FWKO el volumen de agua disminuye en un 80%.
- f) Se requiere equipos de bombeo y tuberías de menor capacidad y diámetro que las asociadas a la propuesta 1.

- **DESVENTAJAS:**

- a) Son equipos más costosos que los bifásicos.
- b) Requiere un sistema de automatización más sofisticado.
- c) Se requiere tratar el agua proveniente del separador trifásico para reinyectar debido a que la concentración de crudo es aproximadamente 200ppm, mientras que el agua proveniente del tanque de lavado no requiere tratamiento.

#### 4.5.2 RESULTADO

Después de realizar una comparación entre las dos propuestas considerando sus ventajas y desventajas se recomienda implementar la propuesta 2 por las siguientes razones:

- Permite manejar altos cortes de agua (96% en el 2025).
- Reduce los requerimientos de químicos demulsificante y antiparafínico.
- El requerimiento de energía del calentador es menor.

- Ofrece mayor tiempo de residencia en el Tanque de Lavado

## **4.6 ANÁLISIS DE LA PROPUESTA 3**

### **4.6.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS**

- **VENTAJAS**

- a) Permite remover los condensados existentes en el gas comprimido.
- b) Reduce la velocidad de corrosión del ducto y de los equipos del sistema de captación
- c) Evita el mantenimiento continuo del sistema compresor-motor
- d) Minimiza el riesgo de daño en el sistema de Gas Lift en la estación Sucumbíos

- **DESVENTAJAS**

- a) Requiere la instalación de nuevos equipos (enfriador, intercambiador de calor y scrubber).

### **4.6.2 RESULTADO**

Considerando los riesgos que implica la presencia de condensados en el gas, la implementación de la propuesta es necesaria ya que me permite obtener gas seco aún cuando el ambiente lo enfríe.



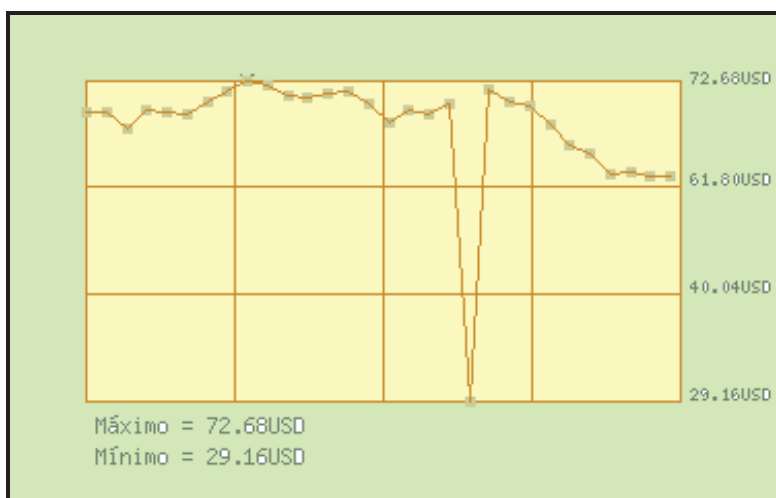
## CAPÍTULO 5:

### ANÁLISIS ECONÓMICO

En todo proyecto a implementar es primordial saber los costos para poder estimar los gastos y de esta manera determinar la inversión y el tiempo que tomará recuperara el capital invertido.

Una adecuada estimación de ingresos, se basa en la producción y el valor de comercialización del campo, la proyección del precio del barril de petróleo (ver **Figura 5.1**). Para la evaluación se toma como referencia el promedio del costo del barril de los meses de junio y julio del 2009 (ver **Tabla 5.1**).

**FIGURA 5.1: PRECIO DEL PETRÓLEO MES DE JUNIO 2009**



FUENTE: BANCO CENTRAL DEL ECUADOR

**TABLA 5.1: PRECIO DIARIO DEL CRUDO**

FECHA	VALOR
Julio-13-2009	59.69 USD
Julio-10-2009	59.89 USD
Julio-09-2009	60.41 USD
Julio-08-2009	60.14 USD
Julio-07-2009	62.93 USD
Julio-06-2009	64.05 USD
Julio-02-2009	66.73 USD
Julio-01-2009	69.31 USD
Junio-30-2009	69.89 USD
Junio-29-2009	71.49 USD
Junio-26-2009	29.16 USD
Junio-25-2009	69.63 USD
Junio-24-2009	68.14 USD
Junio-23-2009	68.74 USD
Junio-22-2009	66.93 USD
Junio-19-2009	69.55 USD
Junio-18-2009	71.37 USD
Junio-17-2009	71.03 USD
Junio-16-2009	70.47 USD
Junio-15-2009	70.62 USD
Junio-12-2009	72.04 USD
Junio-11-2009	72.68 USD
Junio-10-2009	71.33 USD
Junio-09-2009	70.01 USD
Junio-08-2009	68.09 USD
Junio-05-2009	68.44 USD
Junio-04-2009	68.81 USD
Junio-03-2009	66.12 USD
Junio-02-2009	68.55 USD
Junio-01-2009	68.58 USD
PROMEDIO	66.50 USD

FUENTE: BANCO CENTRAL DEL ECUADOR

## 5.1 COSTOS O EGRESOS

### 5.1.1 PROPUESTA 1

#### 5.1.1.1 Producción de Petróleo

De acuerdo al Departamento Financiero de Petroproducción el costo por producción de cada barril de petróleo correspondiente a la Estación Pichincha es de aproximadamente 5.5 \$/barril como se observa en el **Anexo 5**.

#### 5.1.1.2 Reinyeccion de Agua de Formación

El costo total en dólares por barril es el resultado de la suma de los costos de energía, costo en el uso de químicos y costos por mantenimiento.

- **Costo de Energía**

Asumiendo que el costo de energía es constante durante el periodo de análisis e igual a 0.15USD por cada KW-h. Si consideramos que se inyecta con las bombas REDA 02 (PICH 01) y REDA 03 (PICH11) en un tiempo de 4 y 24horas la potencia consumida por éstas representan un total de 47KW/h. El caudal que se inyecta por día es 9284 BAPD aproximadamente.

$$\text{Costo/hora} = \text{Costo} \times \text{Energía} \quad (5.1)$$

Donde:

Costo: Costo de 1 KW-h de energía (USD)

Energía: Cantidad de energía consumida (KW-h)

Reemplazando:

$$Costo/hora = 0.15 \times 47 = 7.05USD / h$$

$$Costo / bbl = \frac{24 \times Costo / h}{Q_w} \quad (5.2)$$

Donde:

Costo/h: costo de energía por hora (USD/h)

$Q_w$ : Caudal de agua de reinyección (BAPD)

Reemplazando en la **Ecuación 5.2**:

$$Costo/bbl = \frac{24 \times 7.05USD / h}{9284BAPD} = 0.02USD / bbl$$

- **Costo de Químicos**

El costo de inyección de químicos se obtiene con el costo mensual de los químicos, dividido para la producción mensual (ver **Tabla 5.2**).

**TABLA 5.2: COSTO DE LOS QUÍMICOS**

QUÍMICO	LUGAR	RATA PROMEDIA	USD/GAL
Antiescala MX-302	Salida del wash tank	5.2gal/día	6.74
Anticorrosivo Proterquim 1176	Antes de bombas booster	7.4gal/día	8
Biocida BAC-91	Entrada a REDA	9.9gal/día	7.5
Surfactante Deterquim 273	Pulmón de bombas REDA	3.1 gal/día	7.5

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: QUIMIPAC

$$\text{Costo} / \text{día} = Q_1 \times C_1 + Q_2 \times C_2 + Q_3 \times C_3 + Q_4 \times C_4 \quad (5.3)$$

Donde:

$Q_n$ : Caudal de inyección del químico (GPD)

$C_n$ : Costo de cada galón (USD/gal)

Reemplazando:

$$\text{Costo} = 5.2 \times 6.74 + 7.4 \times 8 + 9.9 \times 7.5 + 3.1 \times 7.53 = 35 + 59.2 + 74.25 + 23.34 = 191.8 \text{USD} / \text{día}$$

$$\text{Costo} / \text{bbl} = \frac{\text{Costo} / \text{día}}{Q_w} = 0.02 \text{USD} / \text{bbl} \quad (5.4)$$

Donde:

Costo/día: costo de energía por día (USD/día)

$Q_w$ : Caudal de agua de reinyección (BAPD)

Reemplazando en la **Ecuación 5.4**:

$$\text{Costo} / \text{bbl} = \frac{191.8 \text{USD} / \text{día}}{9284 \text{bbl} / \text{día}} = 0.02 \text{USD} / \text{bbl}$$

- **Costo de Mantenimiento**

Los costos por mantenimiento en el año 2008 suman 266000USD y se desglosan en la **Tabla 5.3**.

**TABLA 5.3: COSTOS POR MANTENIMIENTO**

OPERACIÓN	USD
Reparaciones mayores	91000
Mantenimiento motores	150000
Mantenimiento de equipos REDA	25000
Total	266000

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

FUENTE: DEP. FINANCIERO

El costo de mantenimiento por cada barril se lo determina de la siguiente manera:

$$\text{Costo / barril} = \frac{C_m}{365 \times Q_w} \quad (5.5)$$

Donde:

$C_m$ : Costo anual de mantenimiento (USD/año)

$Q_w$ : Caudal de agua de reinyección (BAPD)

Reemplazando:

$$\text{Costo / barril} = \frac{266000}{365 * 9284} = 0.08 \text{USD / bbl}$$

- **Costo Total**

Sumando los tres costos desglosados anteriormente da un total de 0.12 USD por cada barril reinyectado de agua.

$$\text{Costo Total} = \text{Costo Energía} + \text{Costo Químicos} + \text{Costo Mantenimiento} \quad (5.6)$$

$$\text{Costo Total} = 0.02 + 0.02 + 0.80 = 0.12 \text{ USD / bbl}$$

### 5.1.1.3 Costo Combustible de Calentamiento

- **Calentador**

Considerando que el costo del combustible está alrededor de 9 USD/MPCE, se obtienen los costos de combustible para el uso del calentador y para la bomba de calentamiento de agua que se muestran en las **Tablas 5.4 y 5.5**.

Para determinar el costo del volumen equivalente utilizamos la siguiente ecuación:

$$\frac{USD}{dia} = Costo\ del\ gas \left( \frac{USD}{PCE} \right) \times Gas\ Equivalente \left( \frac{PCE}{dia} \right) \quad (5.7)$$

Reemplazando para el caso 3 (máximo de agua), se obtiene:

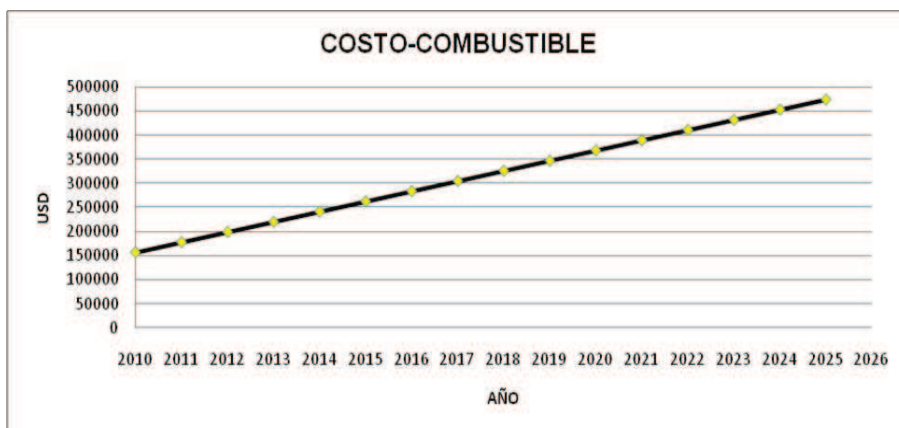
$$\frac{USD}{año} = 365 * 0.009 \left( \frac{USD}{PCE} \right) \times 144517 \left( \frac{PCE}{dia} \right) = 474865 \frac{USD}{año}$$

**TABLA 5.4: COSTOS DE COMBUSTIBLE DEL CALENTADOR**

PROPUESTA 1	
TIEMPO	COSTO-COMBUSTIBLE
AÑO	USD
2010	157304.69
2011	178475.38
2012	199646.06
2013	220816.75
2014	241987.44
2015	263158.13
2016	284328.81
2017	305499.50
2018	326670.19
2019	347840.88
2020	369011.56
2021	390182.25
2022	411352.94
2023	432523.63
2024	453694.31
2025	474865.00

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FIGURA 5.2: COSTOS DE COMBUSTIBLE DE CALENTADOR**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA



- **Bomba Booster**

Se considera que el costo de energía para la bomba booster se mantiene constante en el tiempo.

**TABLA 5.5: COSTO COMBUSTIBLE BOMBA BOOSTER**

	<b>PROPUESTA 1</b>
<b>Energía hysys (BTU/hr)</b>	9362
<b>Combustible PCED</b>	156
<b>Costo USD/día</b>	1.40
<b>Costo USD/año</b>	512

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

#### 5.1.1.4 Costo de Equipos

De acuerdo a las propuestas planteadas para el caso máximo de agua los equipos necesarios para implementarlos y sus costos se detalla a continuación en las **Tabla 5.6**. Cabe mencionar que los costos aproximados fueron obtenidos de los proveedores.

**TABLA 5.6. COSTOS DE INVERSIÓN INICIAL- PROPUESTA 1**

<b>EVALUACIÓN DE PROPUESTA 1</b>				
<b>EQUIPOS</b>	<b>N°</b>	<b>DIMENSIONES</b>	<b>CONDICIONES</b>	<b>USD</b>
Calentador de Agua	1	7.87 MMBTU/hr	$\Delta T = 20$ °F; P=38 psig	2'300.000
Bomba de recirculación de agua	1	6183 BAPD	$\Delta P = 30$ psig	8000
Bomba booster (transferencia)	1	4000 BPPD	$\Delta P = 40$ psig	6000
<b>COSTO INVERSIÓN INICIAL</b>				<b>2314000</b>

FUENTE: DEPARTAMENTO FINANCIERO

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

## 5.1.1.5 Costos Totales

Se los determina sumando todos los costos de operación y el de inversión inicial como se indica en la **Tabla 5.7**

**TABLA 5.7: SUMA DE COSTOS- PROPUESTA 1**

TIEMPO	EGRESOS- PROPUESTA 1										
	INVERSIÓN INICIAL	COMBUSTIBLE CALENTADOR	ENERGÍA BOOSTER	COSTO PRODUCCIÓN	COSTO DE REINYECCION	COSTOS DE PERFORACIÓN	SEPARADOR BIFÁSICO	TOTAL			
AÑOS	MMUSD	MMUSD	USD	MMUSD	MMUSD	MMUSD	MMUSD	MMUSD			
2009	2.314							2.314			
2010		0.157	512.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.158			
2011		0.178	512.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.179			
2012		0.200	512.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.200			
2013		0.221	512.00	0.00	0.00	9.00	0.00	9.221			
2014		0.242	512.00	2.45	1.76	0.00	0.20	4.650			
2015		0.263	512.00	2.27	0.19	0.00	0.00	2.721			
2016		0.284	512.00	2.10	0.20	0.00	0.00	2.589			
2017		0.305	512.00	1.95	0.22	0.00	0.00	2.470			
2018		0.327	512.00	1.80	0.23	0.00	0.00	2.362			
2019		0.348	512.00	1.67	0.25	0.00	0.00	2.267			
2020		0.369	512.00	1.55	0.27	0.00	0.00	2.183			
2021		0.390	512.00	1.43	0.29	0.00	0.00	2.109			
2022		0.411	512.00	1.33	0.31	0.00	0.00	2.044			
2023		0.433	512.00	1.23	0.33	0.00	0.00	1.991			
2024		0.454	512.00	1.14	0.35	0.00	0.00	1.945			
2025		0.475	512.00	1.06	0.38	0.00	0.00	1.907			

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

## 5.1.2 PROPUESTA 2

### 5.1.2.1 Producción de Petróleo

De acuerdo al Departamento Financiero de Petroproducción el costo por producción de cada barril de petróleo correspondiente a la Estación Pichincha es de aproximadamente 5.5 \$/barril como se observa en el **Anexo 5**.

### 5.1.2.2 Reinyección de Agua

El costo total en dólares por barril es el resultado de la suma de los costos de energía, costo en el uso de químicos y costos por mantenimiento. Este costo es el mismo que el de la Propuesta 1 e igual 0.12 USD/bbl.

### 5.1.2.3 Costo Combustible de Calentamiento

Considerando que el costo del combustible está alrededor de 9 USD/MPCE, se obtienen los costos de combustible para el uso del calentador y para la bomba de calentamiento de agua que se muestran en las **Tablas 5.8 y 5.9**.

Para determinar el costo del volumen equivalente utilizamos la **Ecuación 5.7**.

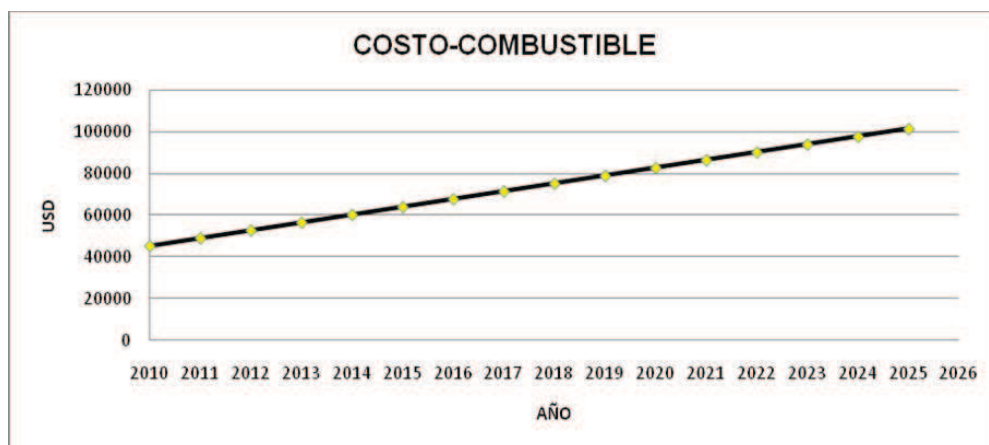
Reemplazando para el caso 3 (máximo de agua), se obtiene:

$$\frac{USD}{año} = 365 * 0.009 \left( \frac{USD}{PCE} \right) \times 30920 \left( \frac{PCE}{dia} \right) = 101572 \frac{USD}{año}$$

**TABLA 5.8: COSTOS DE COMBUSTIBLE DEL CALENTADOR**

PROPUESTA 2	
TIEMPO	COSTO-COMBUSTIBLE
AÑO	USD
2010	45214.19
2011	48971.38
2012	52728.56
2013	56485.75
2014	60242.94
2015	64000.13
2016	67757.31
2017	71514.50
2018	75271.69
2019	79028.88
2020	82786.06
2021	86543.25
2022	90300.44
2023	94057.63
2024	97814.81
2025	101572.00

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FIGURA 5.3: COSTOS DE COMBUSTIBLE DEL CALENTADOR**

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**TABLA 5.9: COSTO COMBUSTIBLE BOMBA BOOSTER**

PROPUESTA 2	
Energía hysys (BTU/hr)	1514
Combustible PCED	32
Costo USD/día	0.29
Costo USD/año	105

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

#### 5.1.2.4 Costo de Equipos

Los costos de los equipos recomendados para instalar actualmente por esta propuesta están detallados en la **Tabla 5.10**.

**TABLA 5.10: COSTO DE INVERSIÓN INICIAL-PROPUESTA 2**

EVALUACIÓN DE PROPUESTA 2				
EQUIPOS	Nº	DIMENSIONES	CONDICIONES	USD
Separador Trifásico	1	24800BFPD (114"*33ft)	108/150°F 28/125psig	500000
Calentador de Agua	1	0.48 MMBTU/hr	$\Delta T = 32$ F; P=38 psig	200000
Bomba de recirculación de agua	1	1000 BAPD	$\Delta P = 30$ psig	5000
Bomba booster (transferencia)	1	4000 BPPD	$\Delta P = 40$ psig	6000
Tanque de Desnatado	1	966 bbl(147"*46ft)	80°F 30 psig	500000
Tanque de Agua de Formación	1	335bbl (120"*24ft)	80°F 30 psig	5000
<b>COSTO INVERSIÓN INICIAL</b>				<b>1211500</b>

FUENTE: DEPARTAMENTO FINANCIERO

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 5.1.2.5 Costos Totales

En la **Tabla 5.11** se muestra el detalle del total de costos que implica la puesta en marcha de la Propuesta 2:

**TABLA 5.11: COSTO DE INVERSIÓN INICIAL-PROPUESTA 2**

TIEMPO AÑOS	EGRESOS-PROPUESTA1										TOTAL MMUSD
	INVERSIÓN INICIAL MMUSD	COMBUSTIBLE CALENTADOR MMUSD	ENERGÍA BOOSTER USD	COSTO PRODUCCIÓN MMUSD	COSTO DE REINYECCIÓN MMUSD	COSTOS DE PERFORACIÓN MMUSD	SEPARADOR TRIFÁSICO MMUSD				
2009	1.21										1.21
2010		0.045	105.00	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.045
2011		0.049	105.00	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.049
2012		0.053	105.00	0.000	0.00	0.00	9.00	0.00	0.00	0.00	9.053
2013		0.056	105.00	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.057
2014		0.060	105.00	2.449	1.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.268
2015		0.064	105.00	2.268	0.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.521
2016		0.068	105.00	2.102	0.20	0.00	0.00	0.00	0.50	0.00	2.872
2017		0.072	105.00	1.947	0.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.235
2018		0.075	105.00	1.803	0.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.110
2019		0.079	105.00	1.670	0.25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.998
2020		0.083	105.00	1.548	0.27	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.897
2021		0.087	105.00	1.433	0.29	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.805
2022		0.090	105.00	1.327	0.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.723
2023		0.094	105.00	1.231	0.33	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.652
2024		0.098	105.00	1.140	0.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.589
2025		0.102	105.00	1.056	0.38	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.533

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

## 5.2 INGRESOS

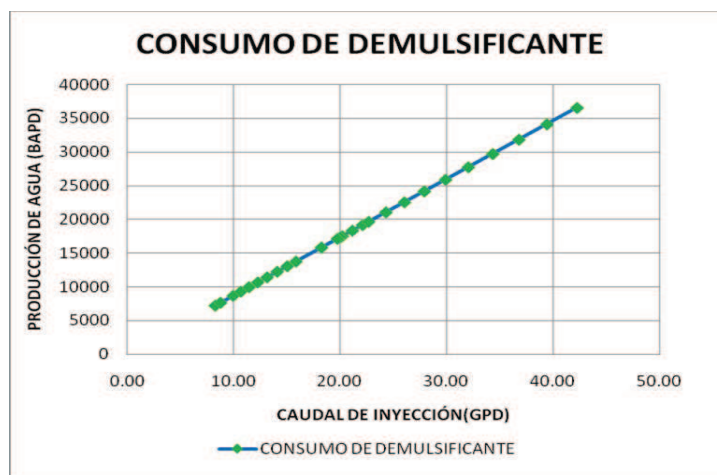
Se considera que la capacidad adicional de separación primaria instalada permite manejar la producción de fluido adicional de los dos nuevos pozos, representando un ingreso adicional en las dos propuestas.

La utilización del calentador incide en la emulsión proveniente del sistema de separación primaria ocasionando que la misma se rompa con mayor facilidad. Para el análisis se considera que el consumo de demulsificante se mantiene constante en el tiempo, mientras que el consumo de antiparafínico (agente emulsificante) se reduce en un 20% manteniéndose también constante en el tiempo.

### 5.2.1 PROPUESTA 1

#### 5.2.1.1 Químico “Demulsificante”

El consumo de demulsificante es directamente proporcional al caudal de agua, por lo tanto como el corte de agua incrementa con el tiempo la suministración de éste también. De acuerdo a los datos recolectados en el campo el incremento de los GPD de demulsificante incrementa con el corte de agua como se observa en la **Figura 5.4**.

**FIGURA 5.4: PROYECCIÓN CONSUMO DEMULSIFICANTE**

FUENTE: DEPARTAMENTO DE CORROSIÓN

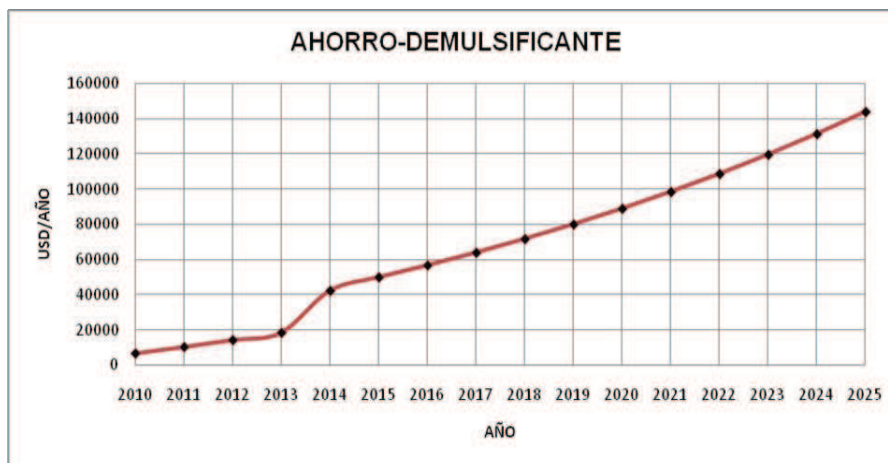
Para el análisis de este ingreso adicional se toma en cuenta que la rata de inyección del químico demulsificante debe mantenerse en el tiempo a la misma rata a la que actualmente se inyecta, es decir 10 GPD. Entonces el ahorro es la diferencia de la rata promedia proyectada de cada año y éste (10 GPD) (**Ver Figura 5.5**), estimando un costo constante de 12.25 USD por galón del químico, esto se detalla en la **Tabla 5.12**:



**TABLA 5.12: AHORRO DEMULSIFICANTE**

TIEMPO	RATA PROMEDIA	DIFERENCIA	AHORRO/AÑO
AÑO	GPD	GPD	USD/AÑO
2010	11.48	1.48	6615.17
2011	12.30	2.30	10281.82
2012	13.18	3.18	14210.41
2013	14.12	4.12	18419.64
2014	19.76	9.76	43648.18
2015	21.17	11.17	49960.33
2016	22.69	12.69	56723.40
2017	24.31	14.31	63969.60
2018	26.04	16.04	71733.43
2019	27.90	17.90	80051.89
2020	29.90	19.90	88964.59
2021	32.03	22.03	98513.97
2022	34.32	24.32	108745.53
2023	36.77	26.77	119707.98
2024	39.40	29.40	131453.56
2025	42.21	32.21	144038.20

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

**FIGURA 5.5: AHORRO DEMULSIFICANTE**

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 5.2.1.2 Químico “Antiparafínico”

Al elevar la temperatura a 120°F del fluido multifásico en el sistema de separación secundaria con la utilización de un calentador de agua, se considera que el consumo de químico antiparafínico se reduce máximo hasta un 20%.

Si actualmente se inyecta 10GPD de antiparafínico el consumo se reduce a 8GPD. Estimando que el costo del químico es constante hasta el año 2025 e igual a 6.75 USD/gal el ahorro anual por este motivo es:

$$I_A = 365 \times Q_A \times C_A \quad (5.8)$$

Donde:

$I_A$ : Ingreso por ahorro de químico antiparafínico	(USD/año)
$Q_A$ : Exceso de caudal de inyección	(GPD)
$C_A$ : Costo por galón de antiparafínico	(USD/gal)

$$I_A = 2 \frac{\text{gal}}{\text{día}} \times 6.78 \frac{\text{USD}}{\text{gal}} \times 365 = 4949.54 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

### 5.2.1.3 Producción de Petróleo de Pozos Nuevos

Con la perforación de los pozos (PCH-04D y SCY 43D) en el año 2013, obtenemos una producción adicional a partir del 2014, en el desglose de ingresos se estima el valor por este concepto estimando que el precio del barril de petróleo es constante en el tiempo e igual a 66.5USD. En la **Tabla 5.13** están los ingresos calculados por la venta de la producción de petróleo de los pozos nuevos.

$$I_P = 365 \times Q_O \times C_O \quad (5.9)$$

Donde:

$I_p$ : Ingreso por producción de petróleo (USD)

$Q_o$ : Caudal adicional de petróleo (BPPD)

$C_o$ : Precio del barril de petróleo (USD/bbl)

$$I_p = 1317 \text{ BPPD} \times 66.5 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}} \times 365 = 31.96 \text{ MMUSD}$$

**TABLA 5.13: INGRESO POR PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO DE POZOS NUEVOS**

TIEMPO	PETRÓLEO	INGRESO ANUAL
AÑOS	BPPD	MMUSD
2014	1317	31.96
2015	1130	27.42
2016	1047	25.41
2017	970	23.53
2018	898	21.80
2019	832	20.20
2020	771	18.71
2021	714	17.33
2022	661	16.05
2023	613	14.87
2024	568	13.78
2025	526	12.76

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 5.2.1.4 Ingresos Totales

La suma de los ingresos analizados en las secciones anteriores se representa en la siguiente Tabla:

**TABLA 5.14: INGRESOS-PROPUESTA 1**

TIEMPO	INGRESOS-PROPUESTA 1				TOTAL
	AHORRO DEMULSIFICANTE	AHORRO ANTIPARAFINICO	PRODUCCION DE POZOS NUEVOS		
AÑOS	USD	USD	MMUSD	MMUSD	
2010	6615.17	4949.54	0.00	0.012	
2011	10281.82	4949.54	0.00	0.015	
2012	14210.41	4949.54	0.00	0.019	
2013	18419.64	4949.54	0.00	0.023	
2014	43648.18	4949.54	29.61	29.661	
2015	49960.33	4949.54	27.43	27.483	
2016	56723.40	4949.54	25.41	25.475	
2017	63969.60	4949.54	23.54	23.613	
2018	71733.43	4949.54	21.80	21.873	
2019	80051.89	4949.54	20.19	20.280	
2020	88964.59	4949.54	18.71	18.808	
2021	98513.97	4949.54	17.33	17.434	
2022	108745.53	4949.54	16.04	16.158	
2023	119707.98	4949.54	14.88	15.004	
2024	131453.56	4949.54	13.79	13.923	
2025	144038.20	4949.54	12.77	12.916	

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

## 5.2.2 PROPUESTA 2

### 5.2.2.1 Químico “Demulsificante”

Este ingreso de dinero es el resultado del desecho del agua libre en el separador trifásico en un 80% aproximadamente, restando un 20% de agua que en conjunto con el petróleo separado debe ser tratado químicamente pre-ingreso al sistema de separación secundaria.

La nueva concentración del químico se calcula con la siguiente fórmula:

$$ppm = \frac{GPD \times 1000000}{Q_l * 42} \quad (5.10)$$

Donde:

ppm= concentración del químico (ppm)  
 GPD= consumo de químico (GPD)  
 Ql = caudal de líquido (BFPD)

Reemplazando en la ecuación anterior se tiene:

$$ppm = \frac{10 \times 1000000}{12835 * 42} = 18.6$$

Considerando que por la implementación del FWKO el caudal de agua a tratar en el tanque es del 20%+caudal del petróleo tenemos:

$$Q_{WT} = \frac{ppm \times 5566 \times 42}{1'000000} \quad (5.11)$$

$$GPD = \frac{18.6 \times 5566 \times 42}{1'000000} = 4.34 \text{ gal / día}$$

Por lo tanto el caudal ahorrado es de 10gal/día-4.34gal/día = 5.65gal/día

De esta manera el ingreso por ahorro de químico en el 2009 será:

$$I_D = 365 \times Q_D \times C_D \quad (5.12)$$

Donde:

$I_D$ : Ingreso por ahorro en la inyección de demulsificante (USD)

$Q_D$ : Caudal ahorrado de demulsificante (GPD)

$C_D$ : Costo por galón (USD/gal)

$$I_D = 5.65 \frac{\text{gal}}{\text{día}} \times 12.25 \frac{\text{USD}}{\text{gal}} \times 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 25262.56 \frac{\text{USD}}{\text{gal}}$$

En la **Tabla 5.15** se muestra el ahorro anual de demulsificante.

**TABLA 5.15: AHORRO DEMULSIFICANTE**

TIEMPO	AGUA	FLUIDO	RATA PROMEDIA	CONCENTRACIÓN	CAUDAL AHORRADO	AHORRO
AÑOS	BAPD	BFPD	GPD	ppm	GPD	USD
2010	9947	13236	11.48	20.65	4.58	30857
2011	10658	13705	12.30	21.37	4.65	34213
2012	11419	14242	13.18	22.03	4.73	37795
2013	12235	14850	14.12	22.64	4.81	41612
2014	16856	20595	19.45	22.49	6.72	56951
2015	18347	21721	21.17	23.21	6.87	63974
2016	19658	22783	22.69	23.71	7.03	70017
2017	21062	23957	24.31	24.16	7.21	76438
2018	22566	25248	26.04	24.56	7.42	83261
2019	24179	26663	27.90	24.92	7.66	90511
2020	25906	28207	29.90	25.24	7.93	98216
2021	27756	29888	32.03	25.52	8.23	106408
2022	29739	31714	34.32	25.77	8.57	115121
2023	31864	33693	36.77	25.99	8.95	124394
2024	34140	35835	39.40	26.18	9.37	134268
2025	36579	38149	42.21	26.35	9.83	144786

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la **Figura 5.6** se indica la proyección del ahorro del químico hasta el 2025.

**FIGURA 5.6 PROYECCIÓN AHORRO DE QUÍMICOS**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 5.2.2.2 Químico “Antiparafínico”

Al implementar un calentador de agua se estima una reducción en un 20% (2GPD) en la tasa de inyección de antiparafínico el que se mantiene constante en el tiempo. Estimando que el costo del químico es constante hasta el año 2025 e igual a 6.75 USD/gal el ahorro anual es calculado con la relación 5.8:

$$Ahorro = 2 \frac{gal}{día} \times 6.75 \frac{USD}{gal} \times 365 = 4949.4 \frac{USD}{año}$$

### 5.2.2.3 Mantenimiento del Sistema de Reinyección de Agua

Con la instalación de un sistema de tratamiento de agua de formación los costos por mantenimiento se reducen en un 50% aproximadamente.

El costo de mantenimiento por cada barril se lo determina de la siguiente manera:

$$C = \frac{C_M}{365 \times Q_w} \quad (5.13)$$

Donde:

C: Costo por barril (USD/bbl)

$C_M$ : Costo de mantenimiento (USD/año)

$Q_w$ : Caudal de agua a reinyectar (BAPD)

$$C = \frac{133000}{365 * 9284} = 0.04 \text{USD} / \text{bbl}$$

$$I_M = C \times Q_w \quad (5.14)$$

$I_M$ : Ingreso por mantenimiento (USD)

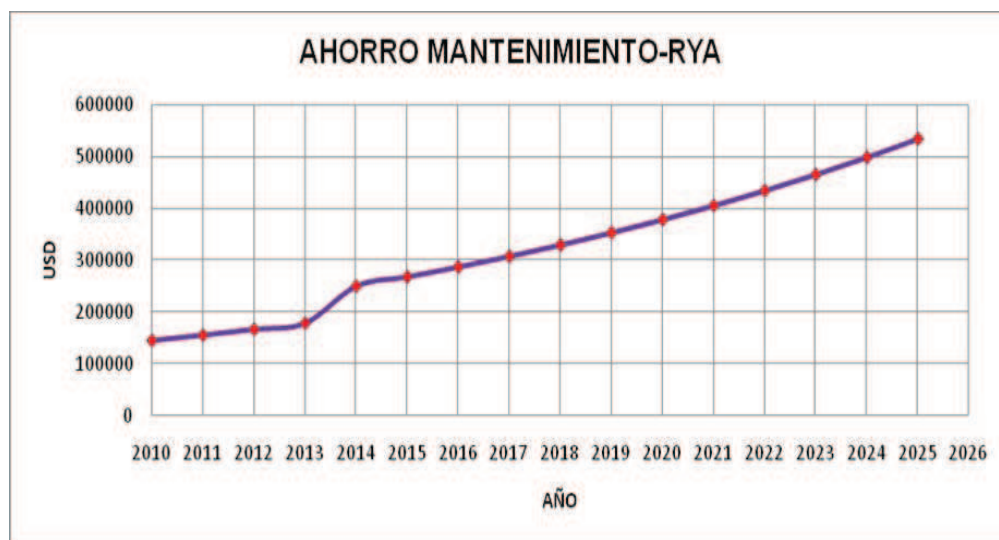
C: Costo por barril (USD/bbl)

$Q_w$ : Caudal de agua a reinyectar anual (bbl)

$$I_M = 0.04 \frac{\text{USD}}{\text{bbl}} \times 3388660 \frac{\text{bbl}}{\text{año}} = 135546.40 \text{USD}$$

El ahorro por cada año se representa en la **Figura 5.7**:

**FIGURA 5.7: AHORRO MANTENIMIENTO**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA



**TABLA 5.16: AHORRO POR MANTENIMIENTO**

TIEMPO	AGUA REINYECTADA	AHORRO MANTENIMIENTO
AÑOS	BAPA	USD
2009	3388660	135546.40
2010	3630655	145226.20
2011	3890170	155606.80
2012	4167935	166717.40
2013	4465775	178631.00
2014	6250260	250010.40
2015	6696655	267866.20
2016	7175170	287006.80
2017	7687630	307505.20
2018	8236590	329463.60
2019	8825335	353013.40
2020	9455690	378227.60
2021	10130940	405237.60
2022	10854735	434189.40
2023	11630360	465214.40
2024	12461100	498444.00
2025	13351335	534053.40

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

#### 5.2.2.4 Producción de Petróleo de Pozos Nuevos

Los ingresos por la producción adicional de petróleo de los nuevos pozos es el mismo a los de la Propuesta 1, como se detalla en la **Tabla 5.17**.

## 5.2.2.5 Ingresos Totales

TABLA 5.17: INGRESOS PROPUESTA 1

TIEMPO AÑOS	INGRESOS-PROPUESTA 1					TOTAL MMUSD
	AHORRO DEMULSIFICANTE USD	AHORRO ANTIPARAFINICO USD	MANTENIMIENTO RYA MMUSD	AHORRO MMUSD	PRODUCCION DE POZOS NUEVOS MMUSD	
2010	30857.00	4949.54	0.145	0.145	0.000	0.181
2011	34213.00	4949.54	0.156	0.156	0.000	0.195
2012	37795.00	4949.54	0.167	0.167	0.000	0.209
2013	41612.00	4949.54	0.179	0.179	0.000	0.225
2014	58291.00	4949.54	0.150	0.150	29.612	29.826
2015	63974.00	4949.54	0.268	0.268	27.428	27.765
2016	70017.00	4949.54	0.287	0.287	25.413	25.775
2017	76438.00	4949.54	0.308	0.308	23.544	23.933
2018	83261.00	4949.54	0.329	0.329	21.797	22.214
2019	90511.00	4949.54	0.353	0.353	20.195	20.643
2020	98216.00	4949.54	0.378	0.378	18.714	19.195
2021	106408.00	4949.54	0.405	0.405	17.331	17.847
2022	115121.00	4949.54	0.434	0.434	16.044	16.598
2023	124394.00	4949.54	0.465	0.465	14.879	15.474
2024	134268.00	4949.54	0.498	0.498	13.787	14.424
2025	144786.00	4949.54	0.534	0.534	12.767	13.451

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 5.3 FLUJO NETO DE CAJA

El flujo neto de caja es la diferencia entre los ingresos y egresos en cada año de vigencia de la propuesta (15 años). A continuación se detalla el flujo de caja de las propuestas planteadas.

#### 5.3.1 PROPUESTA 1

**TABLA 5.18: FLUJO DE CAJA (PROPUESTA 1)**

FLUJO DE CAJA-PROPEUSTA 1			
TIEMPO	INGRESOS	EGRESOS	FLUJO DE CAJA
AÑOS	MMUSD	MMUSD	MMUSD
2009		-2.314	-2.314
2010	0.012	0.158	-0.146
2011	0.015	0.179	-0.164
2012	0.019	0.200	-0.181
2013	0.023	9.221	-9.198
2014	29.661	4.650	25.011
2015	27.483	2.721	24.762
2016	25.475	2.589	22.886
2017	23.613	2.470	21.144
2018	21.873	2.362	19.512
2019	20.280	2.267	18.013
2020	18.808	2.183	16.625
2021	17.434	2.109	15.325
2022	16.158	2.044	14.114
2023	15.004	1.991	13.013
2024	13.923	1.945	11.978
2025	12.916	1.907	11.009

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

### 5.3.2 PROPUESTA 2

En la **Tabla 5.19** se detallan el flujo de caja de la segunda propuesta.

**TABLA 5.19: FLUJO DE CAJA (PROPUESTA 2)**

FLUJO DE CAJA-PROPEUSTA 2			
TIEMPO	INGRESOS	EGRESOS	FLUJO DE CAJA
AÑOS	MMUSD	MMUSD	MMUSD
2009		-1.212	-1.2115
2010	0.181	0.045	0.136
2011	0.195	0.049	0.146
2012	0.209	0.053	0.157
2013	0.225	9.057	-8.831
2014	29.826	4.268	25.558
2015	27.765	2.521	25.244
2016	25.775	2.872	22.904
2017	23.933	2.235	21.698
2018	22.214	2.110	20.105
2019	20.643	1.998	18.646
2020	19.195	1.897	17.299
2021	17.847	1.805	16.042
2022	16.598	1.723	14.876
2023	15.474	1.652	13.822
2024	14.424	1.589	12.836
2025	13.451	1.533	11.918

**ELABORADO POR:** FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

## 5.4 EVALUACIÓN DEL PROYECTO

La evaluación económica se basa fundamentalmente en el concepto del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR), cuyos parámetros determinan si el proyecto es o no rentable.

Un proyecto es económicamente rentable cuando:

- El valor actual neto (VAN) es mayor que cero.
- La tasa interna de retorno (TIR) es mayor a la tasa de actualización.

La tasa de actualización que el departamento financiero de PETROPRODUCCIÓN contempla en sus proyectos es del 12% anual.

La factibilidad del proyecto se evalúa considerando las siguientes definiciones financieras:

#### 5.4.1 VALOR ACTUAL NETO

Constituye la suma algebraica de los valores actualizados de cada mes o cada año.

$$VAN = \sum_{k=0}^n \frac{FNCK}{(1+i)^k}$$

(5.15)

FNCK= Flujo neto de caja del año k.

i= Tasa de actualización anual de la empresa (i=12%)

Los datos obtenidos para las dos propuestas se muestran en la **Tabla 5.20**.

**TABLA 5.20: VALOR ACTUAL NETO**

VAN		
TIEMPO	PROPUESTA 1	PROPUESTA 2
AÑOS	MMUSD	MMUSD
2009	-2.314	-1.212
2010	-0.131	0.121
2011	-0.131	0.116
2012	-0.129	0.111
2013	-5.845	-5.613
2014	14.192	14.502
2015	12.545	12.789
2016	10.353	10.360
2017	8.540	8.763
2018	7.036	7.250
2019	5.800	6.003
2020	4.779	4.973
2021	3.934	4.118
2022	3.234	3.409
2023	2.663	2.828
2024	2.188	2.345
2025	1.796	1.944
<b>VAN</b>	<b>68.510</b>	<b>72.810</b>

ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Tomando en cuenta el periodo de vigencia del proyecto (2010-2025), tanto la Propuesta 1 y Propuesta 2 son rentables ya que el VAN es mayor a cero.

#### 5.4.2 TASA INTERNA DE RETORNO

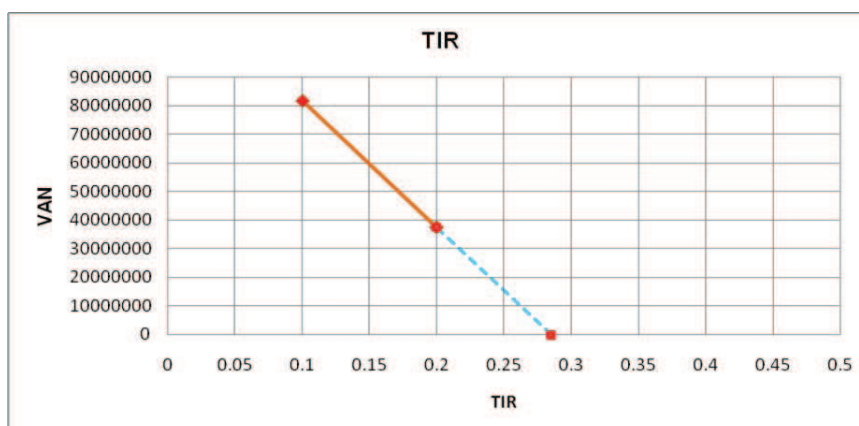
Es la tasa de rendimiento por período con la cual la totalidad de los beneficios actualizados son exactamente igual a los desembolsos expresados en moneda actual, se expresa con la siguiente ecuación:

$$VAN = \sum_{k=0}^n \frac{FNCK}{(1 + TIR)^k} = 0 \quad (5.16)$$

- Cuando la tasa interna de retorno es mayor a la tasa de actualización ( $i$ ), el proyecto es rentable.
- Cuando la tasa interna de retorno es igual a la tasa de actualización ( $i$ ), el proyecto no tiene ni pérdidas ni ganancias.
- Cuando la tasa interna de retorno es menor a la tasa de actualización ( $i$ ), el proyecto no es rentable.

En la **Figura 5.8** se aprecia que el TIR para la propuesta 1 es del 28% y mayor al 12% por tal razón la propuesta es rentable.

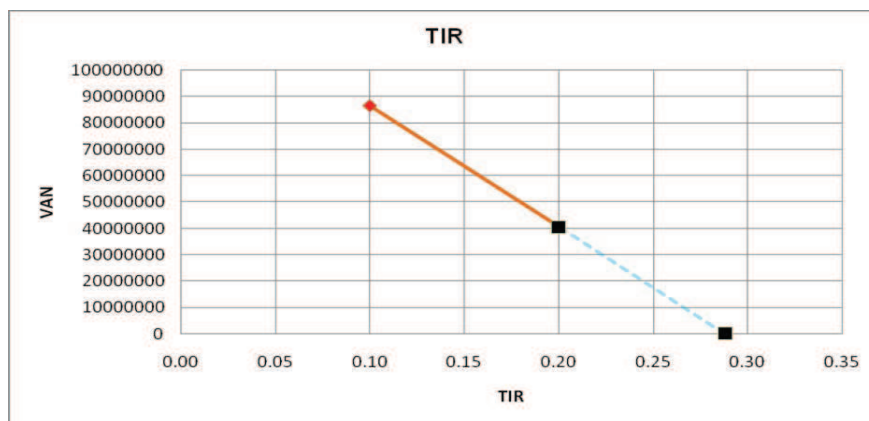
**FIGURA 5.8: VAN VS TIR (PROPUESTA 1)**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Mientras que en la **Figura 5.9** se observa que el TIR (29%) es mayor a la tasa de actualización (12%) y mayor al de la propuesta 1 (28%).

**FIGURA 5.9: VAN VS TIR (PROPUESTA 2)**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Por lo tanto la propuesta 2 es más rentable que la propuesta 1

### 5.4.3 RELACIÓN COSTO-BENEFICIO

Constituye otro método de evaluación de proyectos que evidencia la rentabilidad de un proyecto considerando los ingresos generados, los gastos y la inversión.

$$RCB = \frac{\text{Ingresos (actualizados)}}{\text{Costos (actualizados) + inversión}} \quad (5.17)$$

Si,  $RCB > 1$ , proyecto aceptable (los ingresos son mayores que los egresos).

Si,  $RCB = 1$ , proyecto indiferente (los ingresos son iguales a los egresos).

Si,  $RCB < 1$ , proyecto absurdo (los ingresos son menores que los egresos).

$$RCB_{PROPUESTA 1} = \frac{87.588MMUSD}{16.765MMUSD + 2.324MMUSD} = 4.6$$

$$RCB_{PROPUESTA 2} = \frac{89.481MMUSD}{15.459MMUSD + 1.212MMUSD} = 5.36$$



De los resultados obtenidos se concluye que la relación costo-beneficio de la segunda propuesta es mayor que 1 y mayor que la de la Propuesta 1, por lo tanto es la más rentable.

#### 5.4.4 PERIODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

Se define como el tiempo necesario para recuperar la inversión mediante los flujos netos de caja.

El PRI no es un valor explícito por lo que está expuesto a procesos iterativos con la sumatoria de los flujos de caja que comprendan al PRI entre ellos hasta encontrar el periodo buscado.

$$SFNC = \sum_{n=0}^{PRI} FNK_n = 0 \quad (5.18)$$

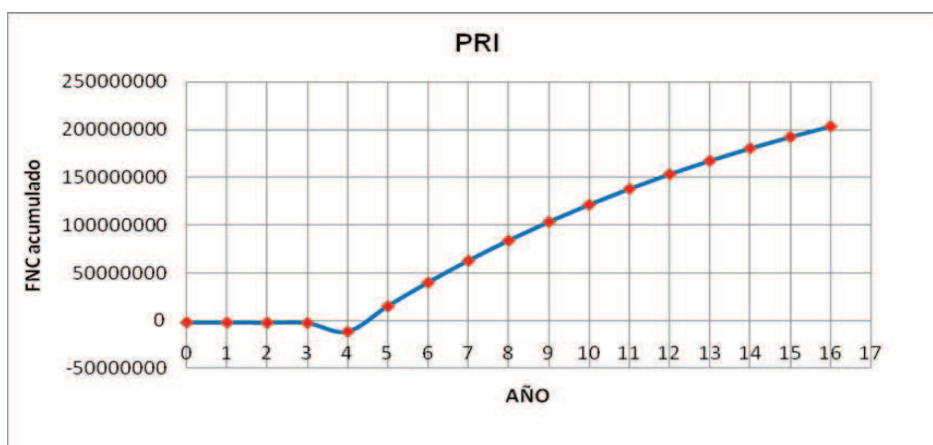
PRI= Periodo necesario para recuperar la inversión.

SFNC= Suma Acumulada de los Flujos Netos de Caja.

FNCK= Flujo Neto de Caja al año K.

Los resultados obtenidos se evidencian en las **Figuras 5.10**

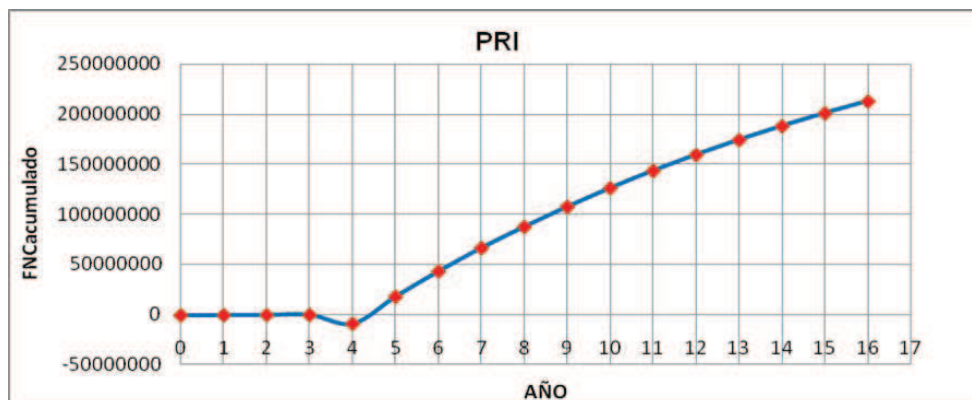
**FIGURA 5.10: PRI VS FNC (PROPUESTA 1)**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

En la propuesta 1 el capital invertido se recuperará en 4.51 años de implementar las mejoras planteadas.

**FIGURA 5.11: PRI VS FNC (PROPUESTA 2)**



ELABORADO POR: FREDDY SALGUERO Y CARLOS ZURITA

Según la **Figura 5.11** se observa que el tiempo de recuperación de la inversión es de 4.35 años, recuperándose la inversión en menor tiempo en comparación con la propuesta 1.

## **CAPITULO 6:**

### **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

#### **6.1 CONCLUSIONES**

- Las diferencias en la simulación entre el crudo y agua producida según el pronóstico de producción se debe al arrastre tanto de petróleo en agua como de líquido en gas.
- En base al pronóstico de producción se evidenció que los separadores bifásicos instalados actualmente están sobredimensionados
- Se evidencia la presencia de condensados en el sistema de compresión de gas sin embargo en la simulación se obtiene un porcentaje bajo de condensados, esto se debe a que la cromatografía es susceptible a las condiciones ambientales en el momento en que se toma la muestra por lo que puede evidenciar resultados errados del contenido de compuestos pesados.
- Los cambios de presión y temperatura que experimenta el fluido hacen que el agua se deposite en forma líquida en las tuberías que se utilizan para transportarlo. Así, cuando el gas está cargado de agua (saturado) produce depósitos de líquido al bajar la temperatura.

- La alta temperatura permite disolver los cristales de parafina y neutraliza su acción emulsificante.
- La implementación del sistema de deshidratación (calentador-bomba) cumple la función de enviar el petróleo con el 1% al Tanque de reposo manteniendo el consumo de demulsificante y antiparafrínico constante en el tiempo.
- La utilización del FWKO permite operar a altas tasas de agua, además me permite separar el 80% del agua libre lo cual incide en el tiempo de residencia en el Tanque de Lavado.
- La dosificación de químicos para romper la emulsión en el Tanque de Lavado en la actualidad es medida, sin embargo debido al aumento del BSW hasta el 98% se necesitará altos volúmenes de químicos si no se adecúa el sistema de deshidratación.
- Las condiciones actuales de reinyección no son las adecuadas ya que no se considera la concentración de sólidos en el agua de formación.
- La propuesta 2 que consiste en la instalación de un sistema de separación trifásica y un subsistema de Deshidratación (calentador-tanque de lavado) es el adecuado para las condiciones operativas actuales y futuras desde el punto de vista técnico y económico.
- La implementación de la Propuesta 3 para el sistema de compresión de gas evita la formación de condensados en los subsistemas de gas combustible y el ducto hacia la Estación Central Sucumbíos.

## 6.2 RECOMENDACIONES

- Efectuar un análisis exhaustivo del contenido de sólidos del agua del Tanque de Lavado ya que de acuerdo al análisis realizado por el Departamento de Corrosión de Libertador el agua tiene un contenido óptimo de sólidos (22 ppm), sin embargo la estación presenta problemas con la presencia de sólidos.
- 
- Es recomendable un valor de  $\leq 50$ ppm de sólidos en suspensión y una concentración  $\leq 20$ ppm de petróleo en agua por lo que la estación debe tener una planta de tratamiento físico de agua de reinyección para controlar estos factores.
- Instalar un Tanque Desnatador para el fluido proveniente del Sistema de Separación Trifásica ya que esta contiene una concentración de petróleo en agua de 200 ppm.
- Instalar un compresor de aire cuyo motor funcione a diesel para evitar la paralización del sistema de aire de instrumentos por fallas eléctricas.
- Implementar una bomba booster adicional para el sistema de transferencia..
- Evaluar la recuperación del gas remanente en los topes de tanque de lavado y surgencia que en la actualidad es venteado e incorporarlo al sistema de Captación de Gas.
- Realizar una análisis costo-beneficio del sistema de compresión de gas para determinar si la operación de los equipos de compresión justifican la

producción del gas, ya que actualmente opera a una capacidad  $\leq 50\%$  y disminuirá progresivamente hasta el 2020.

- Se recomienda la instalación de equipos de monitoreo y vigilancia a distancia (SCADA) para el control de parámetros tales como: presión, flujo, temperatura y nivel, indispensables para el manejo eficiente de la producción.

## ABREVIATURAS

SÍMBOLO	SIGNIFICADO	DIMENSIONES
°API	Densidad del Petróleo	-
°F	Grado Fahrenheit	T
°R	Grado Rankine	T
$\gamma_o$	Gravedad Específica del Petróleo	-
$\gamma_g$	Gravedad Específica del Gas	-
$\gamma_w$	Gravedad Específica del Agua	-
$\mu_o$	Viscosidad del Petróleo	$ML^{-1}T^{-1}$
$\mu_g$	Viscosidad del Gas	$ML^{-1}T^{-1}$
$\mu_w$	Viscosidad del Agua	$ML^{-1}T^{-1}$
Bls	Barriles	$L^3$
BPPD	Barriles de Petróleo por Día	$L^3t^{-1}$
BAPD	Barriles de Agua por Día	$L^3t^{-1}$
BFPD	Barriles de Fluido por Día	$L^3t^{-1}$
BSW	Agua, Sólidos y Sedimentos	-
ft	pies	L
in	pulgadas	L
gal	galones	$L^3$
HP	Caballos de Fuerza	$L^2Mt^{-3}$
PPS	Bombeo Electrosumergible	-
ppm	Partes por millón	-

LACT	Lease Automatic Custody Transfer	-
------	----------------------------------	---

## ABREVIATURAS

MPECD	Miles de pies cúbicos por día	L <sup>3</sup> t
GOR	Relación Gas-Petróleo	-
h	Hora	t
psig	Presión Manométrica	ML
psia	Presión Absoluta	ML
min	minutos	t
t <sub>r</sub>	Tiempo de retención	t
MMUSD	Millones de dólares	\$
MMBls	Millones de barriles	L <sup>3</sup>
\$/bbl	Dólares por cada barril	\$/L <sup>3</sup>
gal/día	Galones por día	L <sup>3</sup> t <sup>-1</sup>



# **ANEXOS**

**ANEXO 1: FOTOGRAFÍAS DE LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN  
DE LA ESTACIÓN PICHINCHA**

**FOTO N°1.1: MANIFOLD**



**FOTO N°1.2: SISTEMA DE SEPARACIÓN PRIMARIA**



**FOTO N°1.3: SALIDA DE FLUIDOS DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN**



**FOTO N°1.4: BOTA DESGASIFICADORA**



**FOTO N°1.5: TANQUE DE LAVADO**



**FOTO N°1.6: TANQUE DE SURGECIA O REPOSO**



**FOTO N°1.7: SISTEMA DE TRANSFERENCIA DE PETRÓLEO**



**FOTO N°1.8: SCRUBBER SCB 01/02/03**



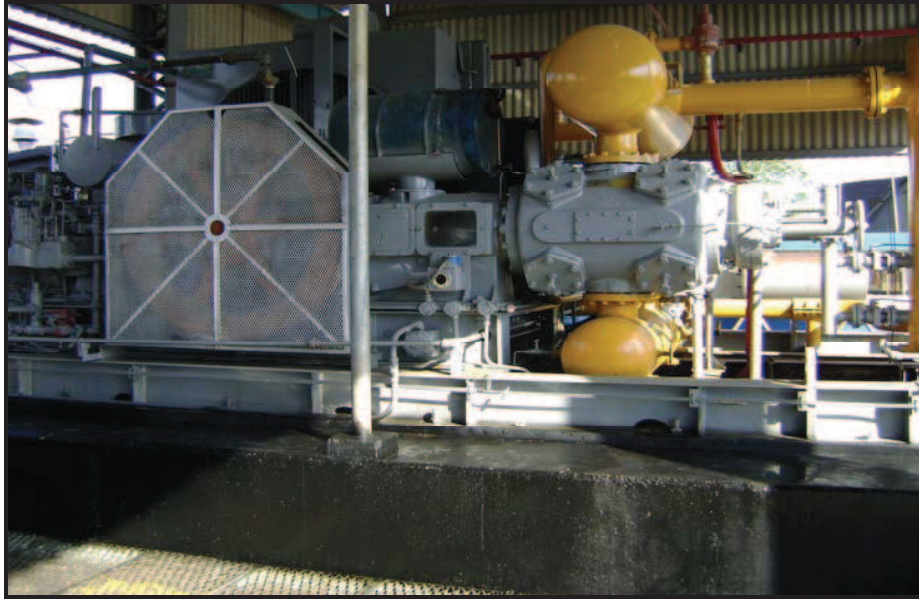
**FOTO N°1.9: SCRUBBER SCB 06/07/08**



**FOTO N° 1.10: SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS**



**FOTO N°1.11: COMPRESOR CO-01**



**FOTO N°1.12: AEROENFRIADOR E-01**





**FOTO N°1.13: FILTRO DE COMBUSTIBLE DE GAS FC-01**



**FOTO N°1.14: SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS**



**FOTO N°1.15: SISTEMA CONTRA INCENDIOS**



**FOTO N°1.16: SCI DE TANQUES**



**FOTO N° 1.17: SCI DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN**



**FOTO N°1.18: SISTEMA DE REINYECCIÓN DE AGUA DE FORMACIÓN**



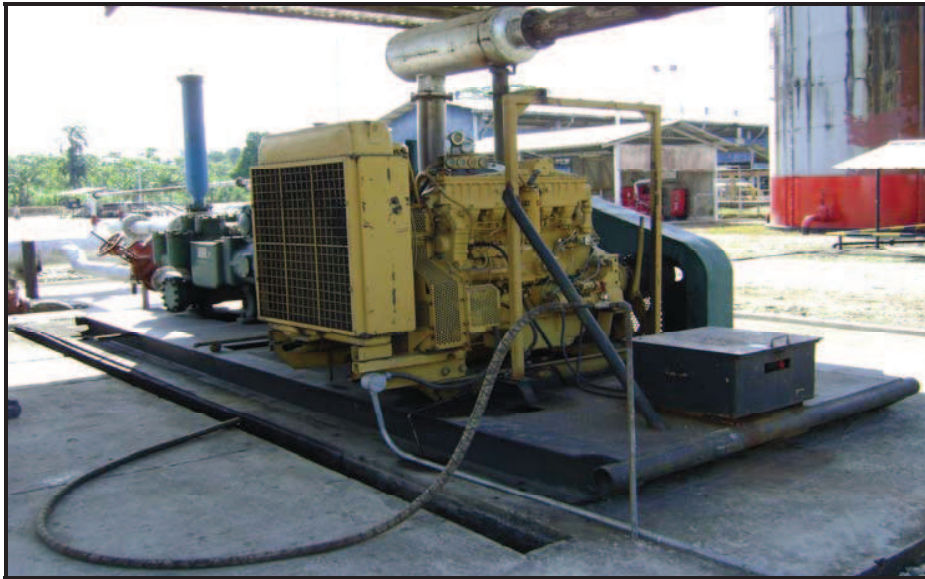
**FOTO N° 1.19: PISCINA API**



**FOTO N°1.20: GENERACIÓN ENERGÍA SEIP**



**FOTO N°1.21: GENERADOR A DIESEL**



**FOTO N° 1.22: INYECCIÓN DE QUÍMICOS TANQUE DE LAVADO**



**FOTO N° 1.23: INYECCIÓN DE QUÍMICOS RYA**



**FOTO N° 1.24: SISTEMA DE AIRE DE INSTRUMENTOS**



**FOTO N°1.25: SUMIDERO**



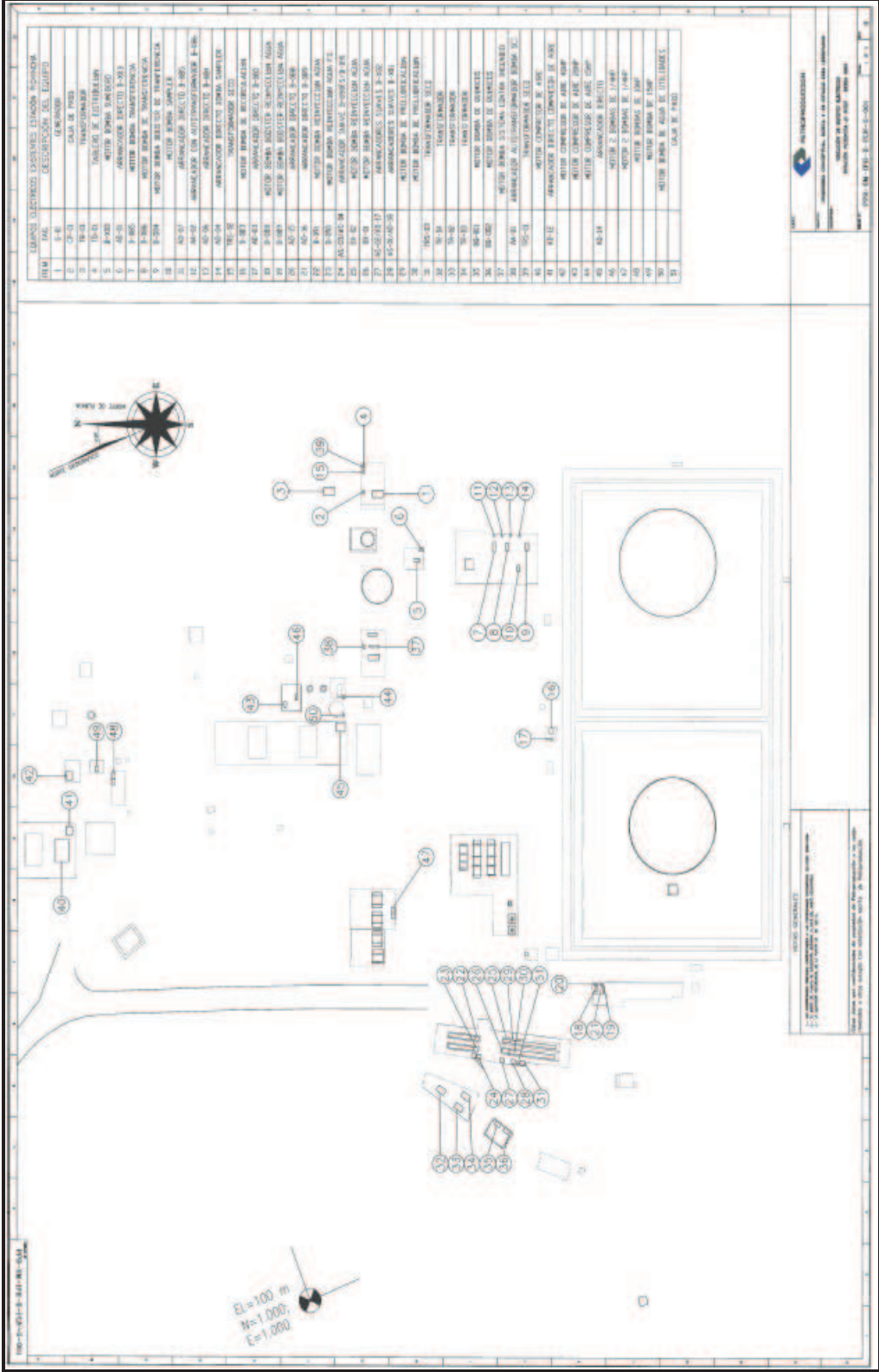
**FOTO N° 1.26: SISTEMA DE RECIRCULACIÓN TANQUE-TANQUE**



**ANEXO 2: LISTADO DE EQUIPOS**



ANEXO 2.1: UBICACIÓN DE LOS EQUIPOS



FUENTE: PETROPRODUCCIÓN-PROYECTOS ESPECIALES

## ANEXO 2.2: BOMBAS

EQUIPO	DESCRIPCIÓN	TIPO	MODELO	MARCA	SERIE	PRESIÓN. DES(PSIG)	DATOS DEL FABRICANTE					RPM motor	OBSERVACIONES
							NPSH	Altura Dinámica ft	Diseño de flujo gpm	HP	etapas		
	BOMBA BOOSTER REINYECCIÓN DE AGUA	CENTRÍFUGA 4*3-10 RV	MARK III STD	DURCO	0700-2903B	60	S/INF	S/INF	S/INF	45	N/A	3530	Construida norma API-610
	BOMBA BOOSTER REINYECCIÓN DE AGUA	CENTRÍFUGA 2K*4*3-82-73RV	MARK III STD	DURCO	0101-6766B	60	10		360	50	N/A	3545	Construida norma API-610
	BOMBA DE AGUA S.C.I.	CENTRÍFUGA 6*4	5-481-11C	AURORA	87-66527	S/INF	S/INF		1000	150	N/A	3560	Motor eléctrico norma API-610
	BOMBA DE AGUA S.C.I.	CENTRÍFUGA 6*4	5-481-11B	AURORA	87-66526	S/INF	S/INF		1000	195	N/A	3300	Motor eléctrico norma API-610
	BOMBA RECIRCULACIÓN TANQUE-TANQUE	CENTRÍFUGA 2*2:5*5	324A-BF	AURORA	90-01043-2	33	S/INF	S/INF		7.5	N/A	N/A	Construida norma API-610
	BOMBA DE REINYECCIÓN DE AGUA	CENTRÍFUGA MULTITAPA	CCT-AFL-INC	REDA	2NN1C00308	1816	25		600	500	41	3570	Construida norma API-674, Fuera de Servicio
	BOMBA DE REINYECCIÓN DE AGUA	CENTRÍFUGA MULTITAPA	86SSCCT	REDA	2NN1L01944	1816	25		600	500	41	3570	Construida norma API-674.
	BOMBA DE REINYECCIÓN DE AGUA	CENTRÍFUGA MULTITAPA	CCT-AFL-INC	REDA	2NN7K02943	3250	18		380	800	77	3553	Construida norma API-674
	BOMBA DE REINYECCIÓN DE AGUA	CENTRÍFUGA MULTITAPA	CCT-AFL-INC	REDA	2NN7K02949	3100	18		380	800	77	N/A	Construida norma API-674.
	BOMBA SUMIDERO TRANSFERENCIA DE CRUDO	BOMBA CENTRÍFUGA 1.5*2-9B	531A-BF	AURORA	05-1291632-1	40	S/INF		100	5	S/INF	1375	Construida norma API-610
	BOMBA DE SERVICIO DE LIMPIEZA	BOMBA CENTRÍFUGA 2*1*5	MSC-1000	JCRAN	I-BPICI	S/INF	S/INF		S/INF	7.5	S/INF	3460	Construida norma API-610
	BOMBA BOOSTER TRANSFERENCIA CRUDO	BOMBA CENTRÍFUGA 2*6*4	MARK III	DURCO	401736	51	S/INF		650	75	S/INF	1780	Construida norma API-610
	BOMBA TRANSFERENCIA CRUDO	BOMBA CENTRÍFUGA 3*6*15A	S/INF	IR	1290006	242	S/INF		500	150	S/INF	3563	Construida norma API-610
	BOMBA TRANSFERENCIA CRUDO	BOMBA CENTRÍFUGA 3*6*15A	S/INF	IR	691037	242	S/INF		380	250	S/INF	3570	Construida norma API-610
	BOMBA TRANSFERENCIA CRUDO	BOMBA DUPLEX 94 GPM	2652	GASO	22604	400	S/INF		380	325	S/INF	1800	Construida norma API-610

## ANEXO 2.3: TANQUES

EQUIPO	DESCRIPCIÓN	TIPO	CAPACIDAD ( BLS)	DIMENSIONES			MATERIAL	N°DE ANILLOS	OBSERVACIONES
				DIÁMETRO (ft)	ALTURA (ft)				
T-01	TANQUE DE LAVADO	TANQUE DE TECHO CÓNICO FIJO	32260	80	36	ASTM A 383 Gr. C	6	Construida norma API-650	
T-02	TANQUE DE REPOSO	TANQUE DE TECHO CÓNICO FIJO	40820	90	36	ASTM A 383 Gr. C	6	Construida norma API-650	
T-03	TANQUE DE AGUA CONTRA INCENDIOS	TANQUE DE TECHO CÓNICO FIJO	2600	29	24	ASTM A 383 Gr. C	4	Motor eléctrico norma API-12B	
T-05	TANQUE DE AGUA DE UTILIDADES	TANQUE DE TECHO CÓNICO FIJO	250	14	10	S/INF	2	Construida norma API-650	
T-04	TANQUE DE DIESEL	TANQUE DE TECHO CÓNICO FIJO	250	12	12	S/INF	S/INF	Construida norma API-650	

## ANEXO 2.4: RECIPIENTES A PRESIÓN

EQUIPO	DESCRIPCIÓN	TIPO	MARCA	DIMENSIONES			PRESIÓN DISEÑO (psig)	TEMP. DISEÑO (°F)	VOLUM. (BBL)	CAPACIDAD (BPD)	MATERIAL	OBSERVACIONES
				LONGITUD S/S (ft)	DIAMETRO (in)							
SP-01	SEPARADOR DE PRUEBA	H. BIFÁSICO	IAA	16	48		100	120	36	10000	ASTM A-36	Construida código: ASME Sección VII-Div 1.
S-02	SEPARADOR DE PRODUCCIÓN	H. BIFÁSICO	IAA	20	60		100	120	70	20000	ASTM A-36	Construida código: ASME Sección VII-Div 1.
S-03	SEPARADOR DE PRODUCCIÓN	H. BIFÁSICO	PPR	20	60		100	120	70	20000	ASTM A-36	Construida código: ASME Sección VII-Div 1.
S-01	SEPARADOR DE PRODUCCIÓN	H. BIFÁSICO	IAA	20	72		100	120	101	25000	ASTM A-36	Construida código: ASME Sección VII-Div 1.
SCB-01	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	PPR	15	30		S/INF	S/INF	13	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
SCB-02	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	PPR	15	30		S/INF	S/INF	13	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
SCB-03	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	PPR	15	30		S/INF	S/INF	13	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
SCB-04	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	S/INF	15	60		650	125	52	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
BO-01	BOTA DE GAS	VERTICAL	PPR	54	48		S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
SCB-06	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	PPR	12	30		S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
SCB-07	DEPURADOR DE GAS	HORIZONTAL	PPR	12	30		S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
SCB-08	DEPURADOR DE GAS	HORIZONTAL	PPR	12	30		S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
FC-01	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	PPR	15	24		S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
FC-01	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	PPR	15	24		S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
SCB-05	DEPURADOR DE GAS	VERTICAL	PPR	8	24		S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-36	Construida por PPR
T-06	TANQUE DE ESPUMA	HORIZONTAL	S/INF				S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM A-37	Construida código: ASME Sección VII-Div 1.

## ANEXO 2.5: COMPRESORES

EQUIPO	DESCRIPCIÓN	TIPO	MODELO	MARCA	SERIE	STROKE (in)	VELOCIDAD (rpm)	MÁX PRES. (psi)	FLUJO (MMSCFD)	ETAPAS	HP	OBSERVACIONES
CA-01	COMPRESOR DE AIRE CAPTACIÓN DE GAS	COMPRESOR AIRE TORNILLO	LS-10 40H ACAC	SULLAIR	007-96000455	S/INF	1775	125	S/INF	S/INF	40	
CO-03	COMPRESOR DE GAS	COMPRESOR RECIPROCANTE	MW-64	WHITE SUPERIOR	329610	10.5	900	1500	S/INF	4	1408	
CO-01	COMPRESOR DE GAS	COMPRESOR RECIPROCANTE	DPC-360	AJAX	10192	S/INF	S/INF	500	2	2		
CO-02	COMPRESOR DE GAS	COMPRESOR RECIPROCANTE	DPC-361	AJAX	10193	S/INF	S/INF	500	2	2		Fuera de Servicio
CA-02	COMPRESOR DE AIRE	COMPRESOR RECIPROCANTE	325	QUINCY	396707	S/INF	1745	S/INF	S/INF	S/INF	7.5	
CA-03	COMPRESOR DE AIRE	S/INF	CCA-1293	CURTI	VE-8063A-1712		1756	S/INF	S/INF	S/INF	15	Fuera de Servicio
CA-04	COMPRESOR DE AIRE	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	1750	S/INF	S/INF	S/INF	10	No operable
CA-05	COMPRESOR DE AIRE	S/INF	S/INF	S	S/INF	S/INF	1750	S/INF	S/INF	S/INF	10	No operable

## ANEXO 2.6: MECHEROS

EQUIPO	DESCRIPCIÓN	MODELO	MARCA	DIMENSIONES			MATERIAL		OBSERVACIONES
				Longitud (ft)	Ancho (ft)	CAPACIDAD (MMPCED)	SKID	TUBO	
M-01	MECHERO	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM 36	API 5L GR B	Equipo contruido artesanalmente
M-02	MECHERO	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM 36	API 5L GR B	Equipo contruido artesanalmente
M-03	MECHERO	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM 36	API 5L GR B	Equipo contruido artesanalmente
M-04	MECHERO	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	S/INF	ASTM 36	API 5L GR B	Equipo contruido artesanalmente

ANEXO 2.7: AEROENFRIADOR MODELO 84VV

MODEL VV

**MODEL VV**  
The most efficient solution for low temperature gas, water and lake oil cooling.



*84 VV with Standard Core Guards and Optional Minimum Operated Main Louvers*

**MODEL VV SPECIFICATIONS**

- Fan diameters from 18" to 60"
- Engine drive and electric motor drive configurations
- Typical compression HP: 50-250

**MODEL VV ADVANTAGES**

Horizontal air flow may be either forced or induced draft to meet individual installation requirements.

- Easily adaptable to a variety of drive types.
- Designed to be compact and portable.
- Core guards protect cooling sections when louvers are not required.



*Optional Louvers on Gas Section*



*Cooling Section Core Guard (Standard)*



*Optional Electric Drive*

P.O. BOX 1904 TULSA, OK 74101 918.619.8000 FAX 918.384.5000



**Air-X-Changers**  
Harsco

**ANEXO 3: DATOS DE CAMPO Y LABORATORIO**



### ANEXO 3.1: PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DIARIA

	PETRÓLEO	AGUA	FLUIDO	BSW	GAS
	BPPD	BAPD	BFPD	%	MPCS
2009	3551	9284	12835	72 %	814
2010	3290	9947	13236	75%	743
2011	3047	10658	13705	78%	679
2012	2823	11419	14242	80%	621
2013	2615	12235	14850	82%	568
2014	3739	16856	20595	82%	519
2015	3374	18347	21721	84%	475
2016	3125	19658	22783	86%	434
2017	2895	21062	23957	88%	396
2018	2682	22566	25248	89%	362
2019	2484	24179	26663	91%	331
2020	2301	25906	28207	92%	303
2021	2132	27756	29888	93%	277
2022	1975	29739	31714	94%	253
2023	1830	31864	33693	95%	231
2024	1695	34140	35835	95%	211
2025	1570	36579	38149	96 %	193

Elaborado por: Freddy Salguero y Carlos Zurita

Fuente: Petroproducción-Yacimientos

### ANEXO 3.2: CROMATOGRAFÍA DE GASES ESTACIÓN PICHINCHA



### LABORATORIO DE CORROSIÓN Y TRATAMIENTO QUÍMICO LAGO AGRIO RESUMEN CROMATOGRAFÍA DE GASES ESTACIÓN PICHINCHA

LUGAR	P/T	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Gravedad del gas
	psi/°F	%molar	%molar	%molar	%molar	%molar	%molar	%molar	%molar	%molar	
SALIDA DE LOS SEPARADORES	14/102	5.33	20.31	40.6	10.26	15.88	6.28	0	1.34	0	1.01
LINEA DE DESCARGA A SECOYA	30/92	6.87	5.72	49.63	12.34	18.99	7.68	0	1.77	0	1.02

H <sub>2</sub> O Teórica lb/MMSCF	Contenido del gas líquido del gas (g/lms/MSCF)		Peso molecular del gas	Tsc	Psc	PCN	Octanage	z	µg	cg	Bg
	G.R.	G.R.		psia.	btu/scf	Calcul.	adimen.	cp	1/psia	ft <sup>3</sup> /scf	
800.96	6.90	426.51	29.25	627.63	1140.90	81.80	0.99	0.01	0.23	0.35	
1681.16	8.37	470.27	29.56	659.32	1386.60	99.51	0.99	0.01	0.035	0.55	

Lcdo. Leopoldo Simisterra

LABORATORIO DE CORROSIÓN  
Y TRATAMIENTO QUÍMICO L.

### ANEXO3.3: CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO



**INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
LABORATORIO DE CORROSIÓN  
CARACTERIZACIÓN DE CRUDO DE ACT ESTACIÓN PICHINCHA**

FECHA ANÁLISIS:

15 de Diciembre 2009

PARÁMETROS:	UNIDADES:	NORMA ASTM	PICHINCHA
API OBSERVADO/TEMPERATURA °F	°API/F	D 1298-85	29,8/80 °F
API 60 °F	°API		28,5
API SECO	°API		28,5
GRAVEDAD ESPECÍFICA			0,88
AGUA LIBRE	%	D 96-88	0,1
EMULSIÓN	%		0
SEDIMENTOS	%		0
PARAFINA	%		0,4
BSW	%		0,02
BSW POR DESTILACIÓN	%	D 4006-81	0,2
SÓLIDOS POR EXTRACCIÓN	%	D 437-81	0,018
BSW TOTAL	%		0,218
AZUFRE	%peso	D 4294-90	1,178
SAL EN CRUDO	lbNaCl/1000bls	D 3230-89	19,3
PODER CALORÍFICO	BTU/lb	D 240-92	18950
VISCOSIDAD cst 80°F	cst	D 445-88	23,71
VISCOSIDAD cst 104°F	cst		14,85
VISCOSIDAD cst 120°F	cst		11,33
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN	Koup		11,21
PESO MOLECULAR	gr/mol		187

Lcdo. Leopoldo Simisterra

LABORATORIO DE CORROSIÓN

Y TRATAMIENTO QUÍMICO L.A.

## ANEXO 3.4: DESTILACIÓN ASTM-D86

	<b>UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR</b> <b>FACULTAD DE INGENIERÍA, CIENCIAS, FÍSICA Y MATEMÁTICA</b> <b>ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA</b> <b>DEPARTAMENTO DE PETRÓLEOS, ENERGÍA Y CONTAMINACIÓN</b>		
<b>INFORME DE RESULTADOS</b>			
		Informe N°: 09-01-02-P-1 Fecha: 2009-01-13	
<b>Referencia:</b> <b>Atención:</b> <b>Empresa:</b> <b>Dirección:</b> <b>Tipo de ensayos:</b> <b>Tipo de muestra:</b> <b>Identificación de la muestra:</b> <b>Descripción de la muestra:</b> <b>Fecha de ingreso de muestra:</b> <b>Código de la muestra:</b> <b>Fecha de realización de ensayos:</b>	<b>09-01-02-P</b> <b>SR. CARLOS ZURITA</b> <b>PARTICULAR</b> Sancocha Fisco Químico Cruz de Transferencia Cruz de Transferencia Estación Pichincha Muestra en Envase de Vidrio con Tapa Rosca 05-01-2009 09-09-01-02-P-1 12-01-2008		
<b>ENSAYO</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>NORMA ASTM D</b>	<b>RESULTADOS</b>
Destilación ASTM			
PI			29
5			102
10			135
20			196
30	°C		254
40		PHE/DPEC/P-ASTMD86	303
50			341
60			352
70			363
PF			372
VD	%V		80,7
VR			18,0
VP			1,3

*Nota: Incertidumbre de destilación ASTM*

Unidad	°C												ml		
Punto	PI	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	95	PF	Volumen destilado	Volumen residuo
±U (K=2)	6,7	5,0	4,0	4,5	4,2	5,3	5,5	5,4	4,9	5,3	6,0	7,0	7,3	0,69	0,81

**Observaciones:** Los datos de destilación y punto de ebullición están corregidos a presión atmosférica 760 mmHg, Presión de muestra (343.5 mmHg).  
 \*\*Límite Máximo Permisible de Aceite a la NORMA NTC INRETS 935-89 TABLA 3

Realizado por: cog	Revisado Por:  Ing. Gilberto Moya D., Dpl. Responsable Técnico		Aprobado Por:  Ing. Ronald Cordero R., MSc. DIRECTOR DEL DPEC
--------------------	--	---	--

Los ensayos marcados con (\*) no están incluidos en el alcance de la acreditación del OAE.  
 INFORMACIÓN: LOS RESULTADOS DE ESTE INFORME SE APLICAN SOLO A LAS MUESTRAS QUE EL CLIENTE HA ENTREGADO AL DPEC.  
 RESPONSABILIDAD: La información sobre el presente informe es responsabilidad del cliente y no debe ser utilizada para fines comerciales.

Fuente: Universidad Central del Ecuador

### ANEXO 3.5: CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE FORMACIÓN



#### LABORATORIO DE CORROSIÓN

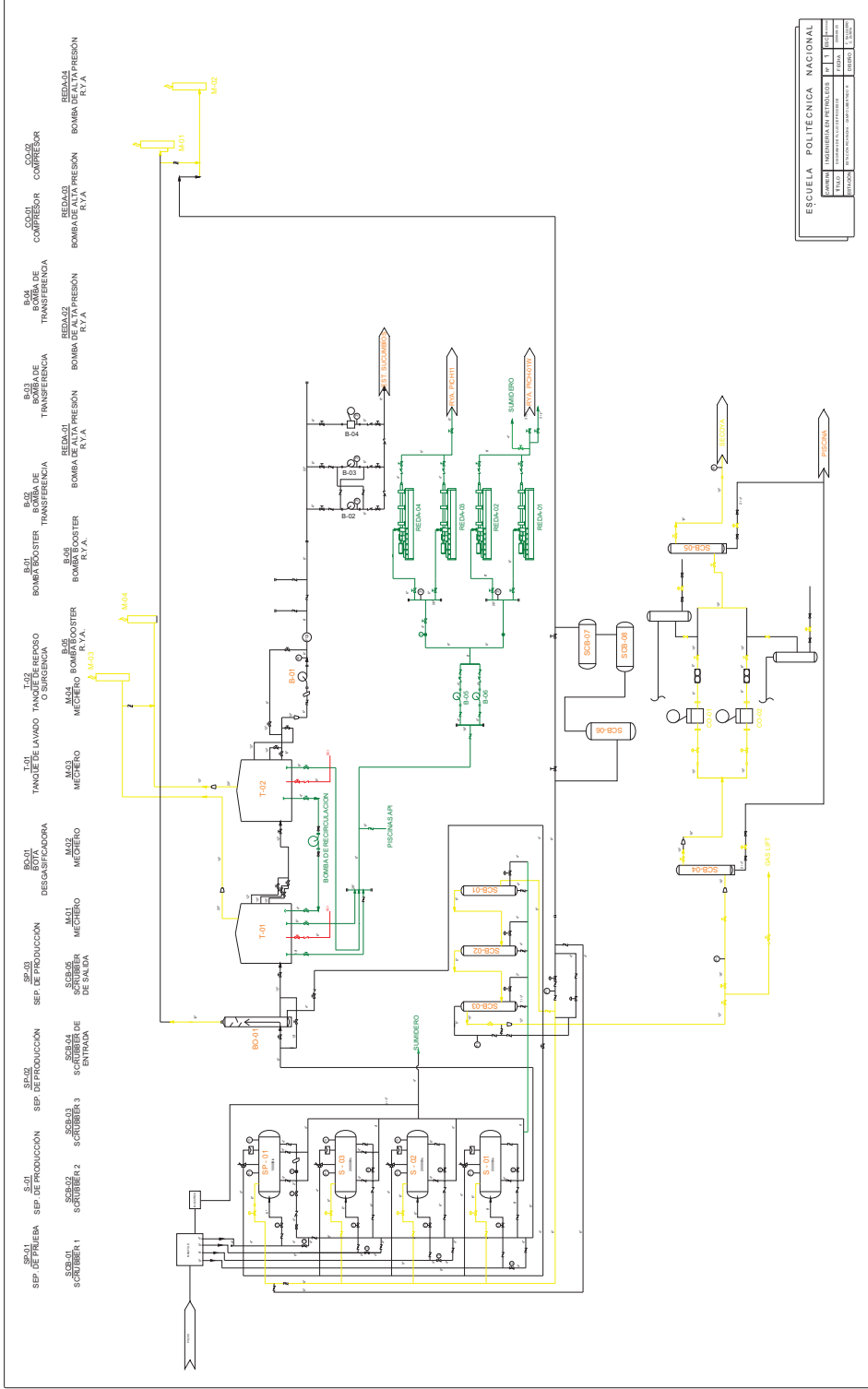
PARAMETROS	TANQUE DE LAVADO
pH	7
Temperatura °F	110
Dureza Total, mg/l CaCO <sub>3</sub>	6000
Dureza Cálctica, mg/l CaCO <sub>3</sub>	4600
Dureza Magnésica, mg/l CaCO <sub>3</sub>	1400
Alcalinidad Total, mg/l CaCO <sub>3</sub>	450
Hierro, mg/l Fe <sup>++</sup>	15.1
Sulfatos, ppm SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	230
Cloruros, ppm Cl <sup>-</sup>	23100
Densidad Relativa	1.02
Oxígeno, ppb	0.6
CO <sub>2</sub> , mg/l	45
H <sub>2</sub> S, mg/l	0.2
Oil en agua ppm	15
Sólidos (STS) ppm	22

Lcdo. Leopoldo Simisterra

LABORATORIO DE CORROSIÓN  
Y TRATAMIENTO QUÍMICO L.A.

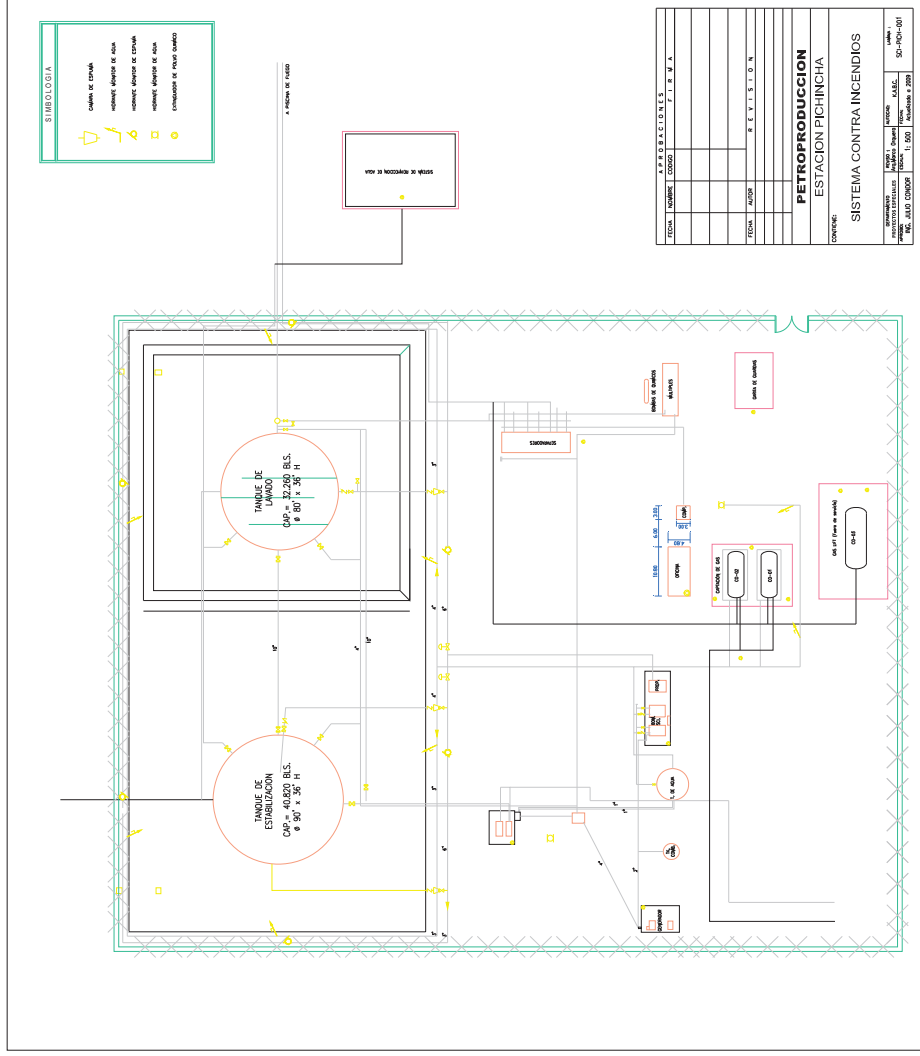
**ANEXO 4: PLANOS PFD**

# ANEXO 4.1: PLANO PFD DE LA ESTACIÓN PICHINCHA



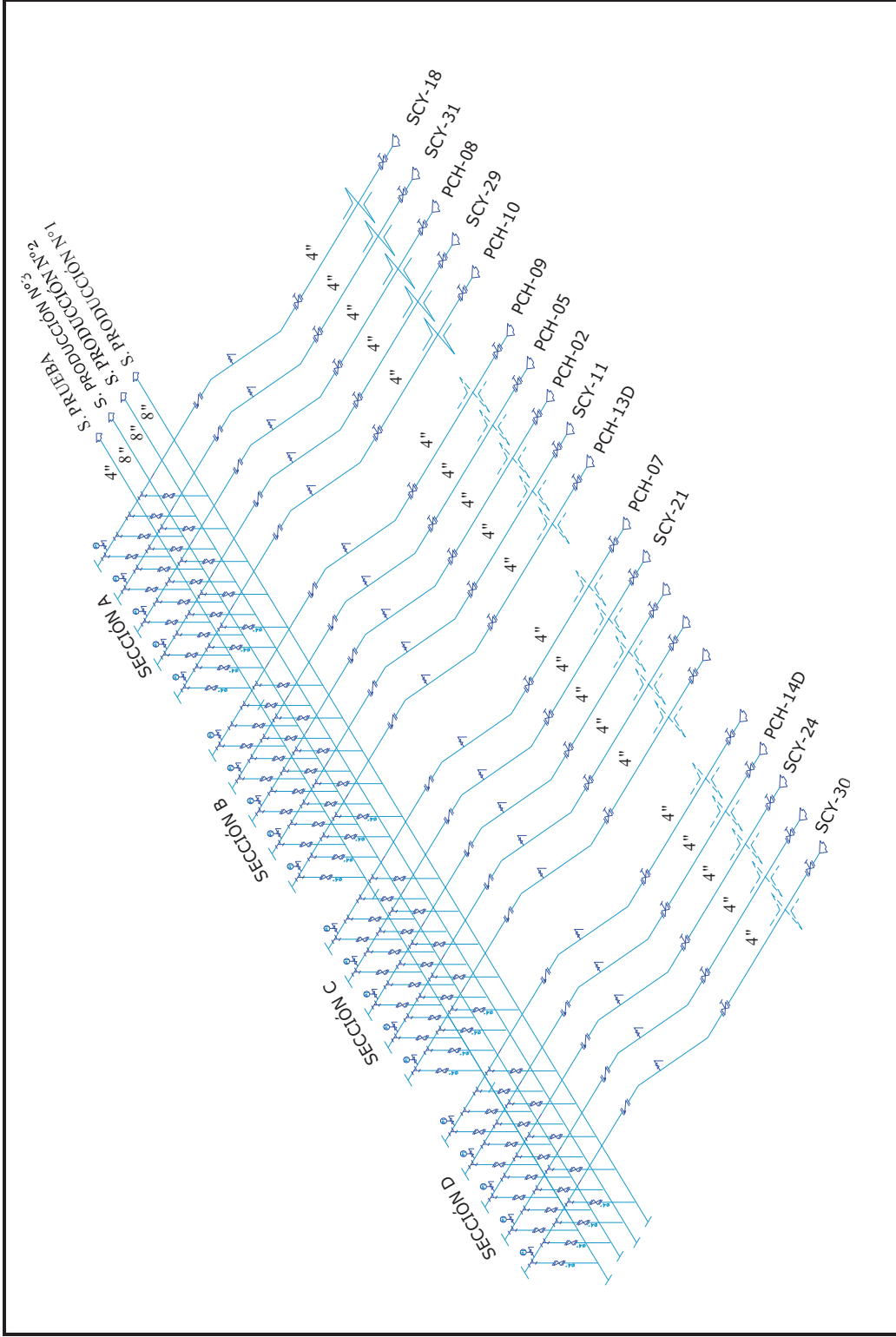
ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	
Centro	INSTITUTO DE PETROLOGÍA
Carrera	INGENIERÍA DE PETROLOGÍA
Curso	SEPTIMO
Nombre	XXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXXX
Fecha	XXXX/XX/XX

## ANEXO 4.2: SISTEMA CONTRA INCENDIO

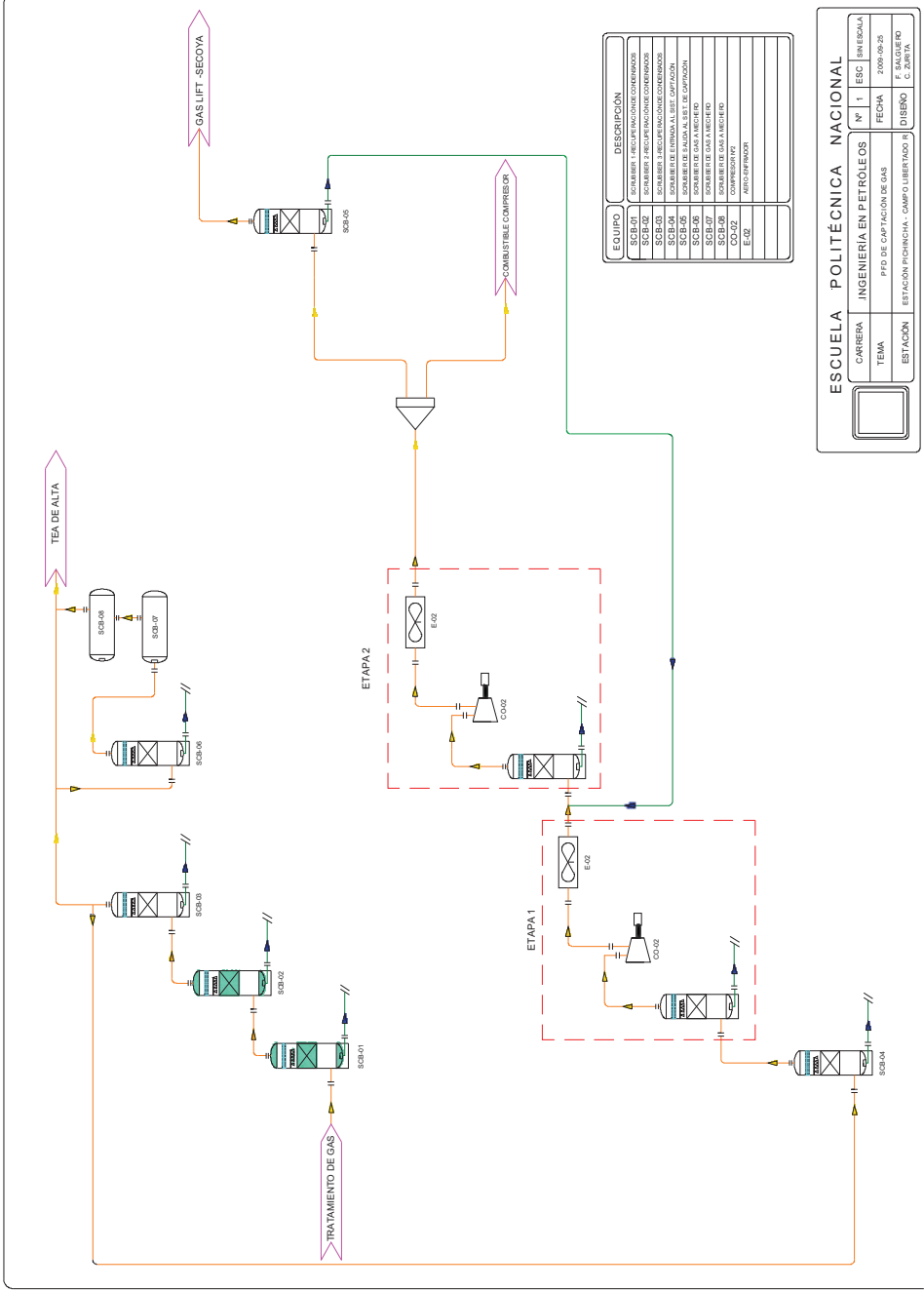




**ANEXO 4.3: MANIFOLD**



### ANEXO 4.4: SISTEMA DE CAPTACIÓN DE GAS

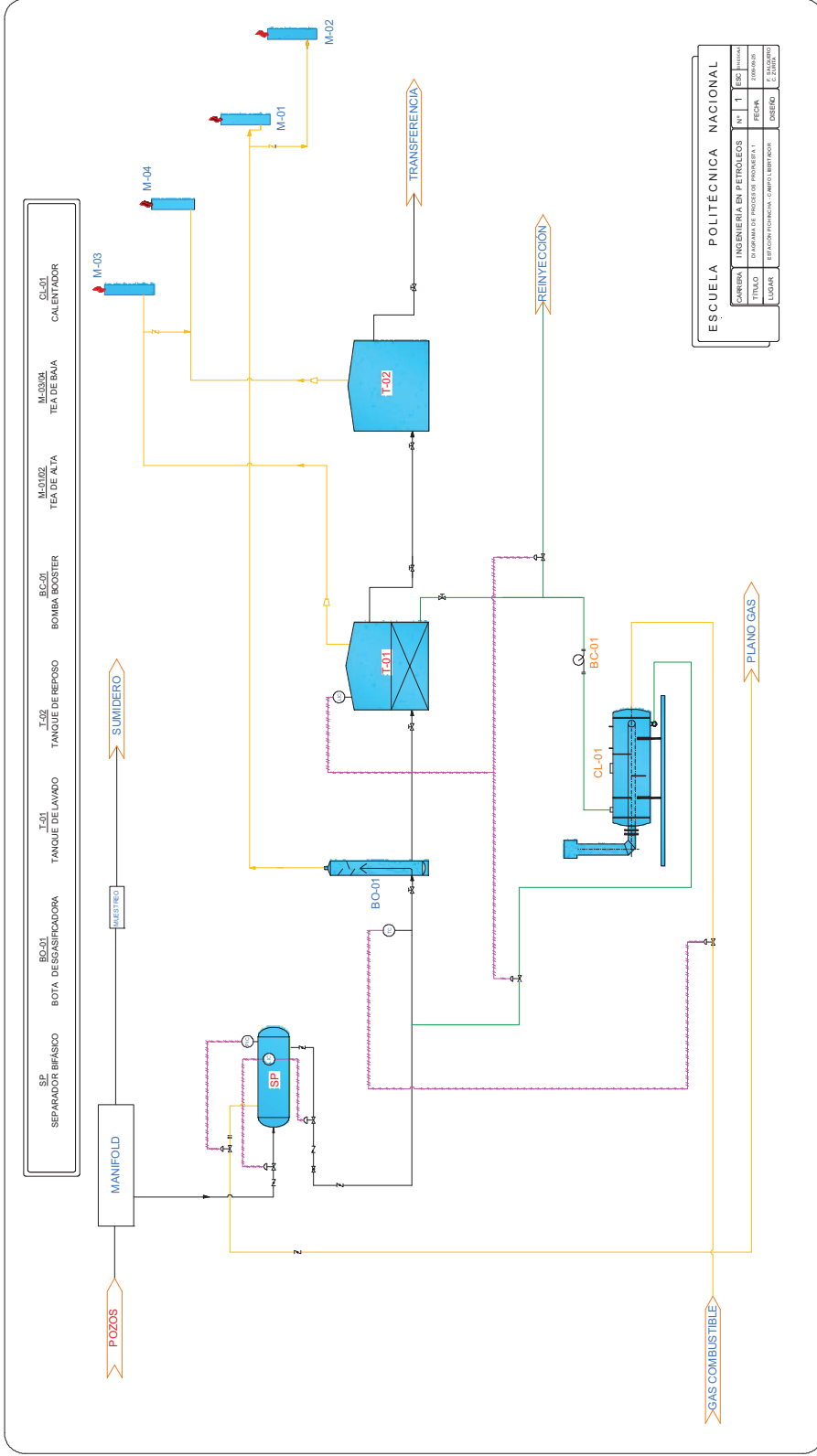


EQUIPO	DESCRIPCIÓN
SCB-01	SCAMBIO 1 RECUPERACION DE CONDENSADO
SCB-02	SCAMBIO 2 RECUPERACION DE CONDENSADO
SCB-03	SCAMBIO 3 RECUPERACION DE CONDENSADO
SCB-04	SCAMBIO 4 RECUPERACION DE CONDENSADO
SCB-05	SCAMBIO DE GASES A ALTA TEMPERATURA
SCB-06	SCAMBIO DE GASES A ALTA TEMPERATURA
SCB-07	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-08	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-09	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-10	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-11	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-12	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-13	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-14	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-15	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-16	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-17	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-18	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-19	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-20	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-21	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-22	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-23	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-24	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-25	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-26	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-27	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-28	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-29	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-30	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-31	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-32	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-33	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-34	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-35	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-36	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-37	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-38	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-39	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-40	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-41	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-42	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-43	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-44	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-45	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-46	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-47	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-48	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-49	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-50	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-51	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-52	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-53	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-54	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-55	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-56	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-57	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-58	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-59	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-60	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-61	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-62	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-63	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-64	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-65	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-66	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-67	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-68	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-69	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-70	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-71	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-72	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-73	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-74	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-75	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-76	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-77	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-78	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-79	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-80	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-81	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-82	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-83	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-84	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-85	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-86	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-87	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-88	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-89	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-90	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-91	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-92	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-93	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-94	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-95	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-96	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-97	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-98	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-99	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA
SCB-100	SCAMBIO DE GASES A BAJA TEMPERATURA

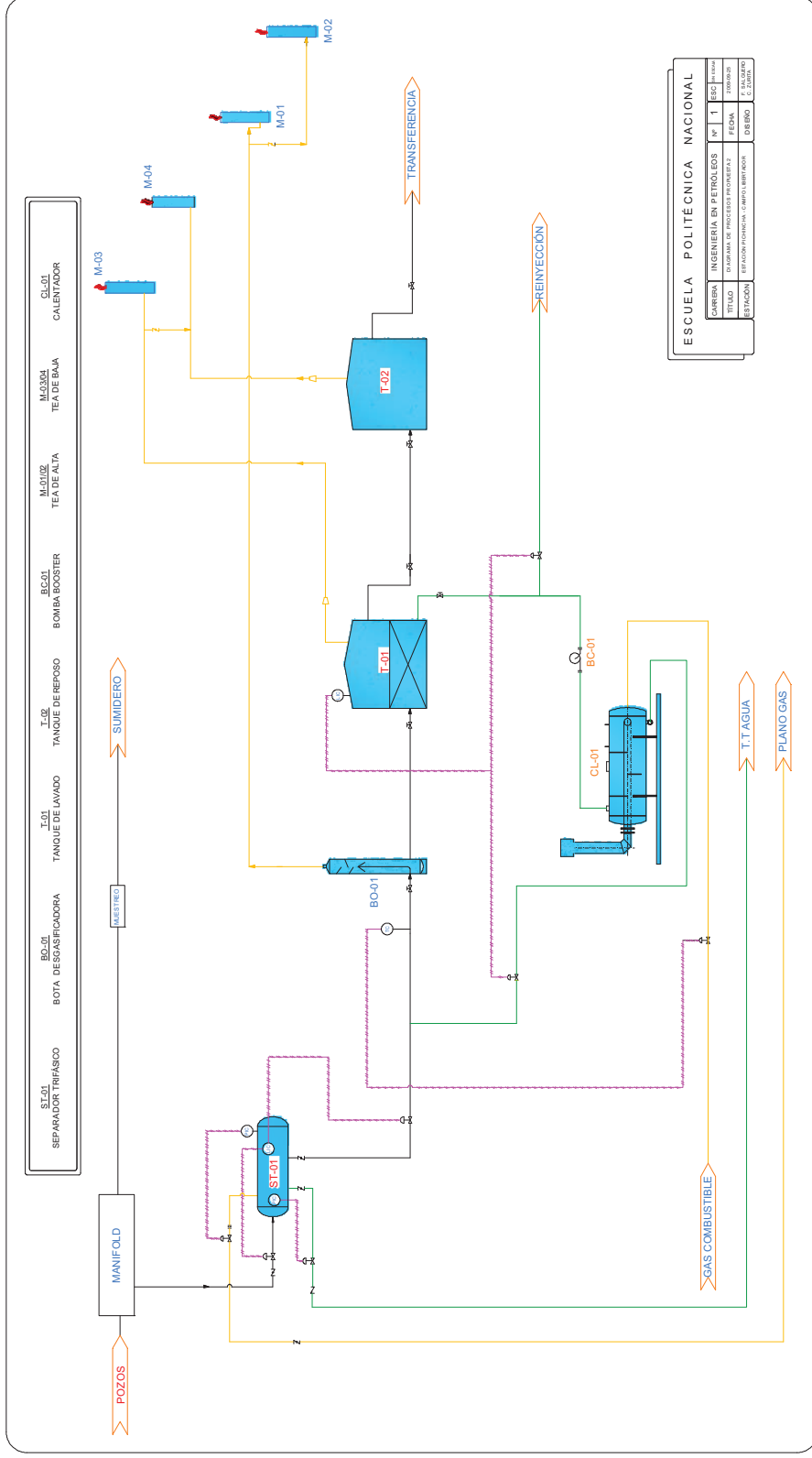
**ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

CARRERA	INGENIERIA EN PETROLEOS	Nº	1	ESC	ISN ESCUELA
TEMA	PFD DE CAPTACION DE GAS	FECHA	2008-09-28		
ESTACION	ESTACION PIONERCHA - CAMPO LIBERTADOR B	DISEÑO	F. BALGUERO		
			C. ZURITA		

### ANEXO 4.5: PFD- PROPUESTA 1



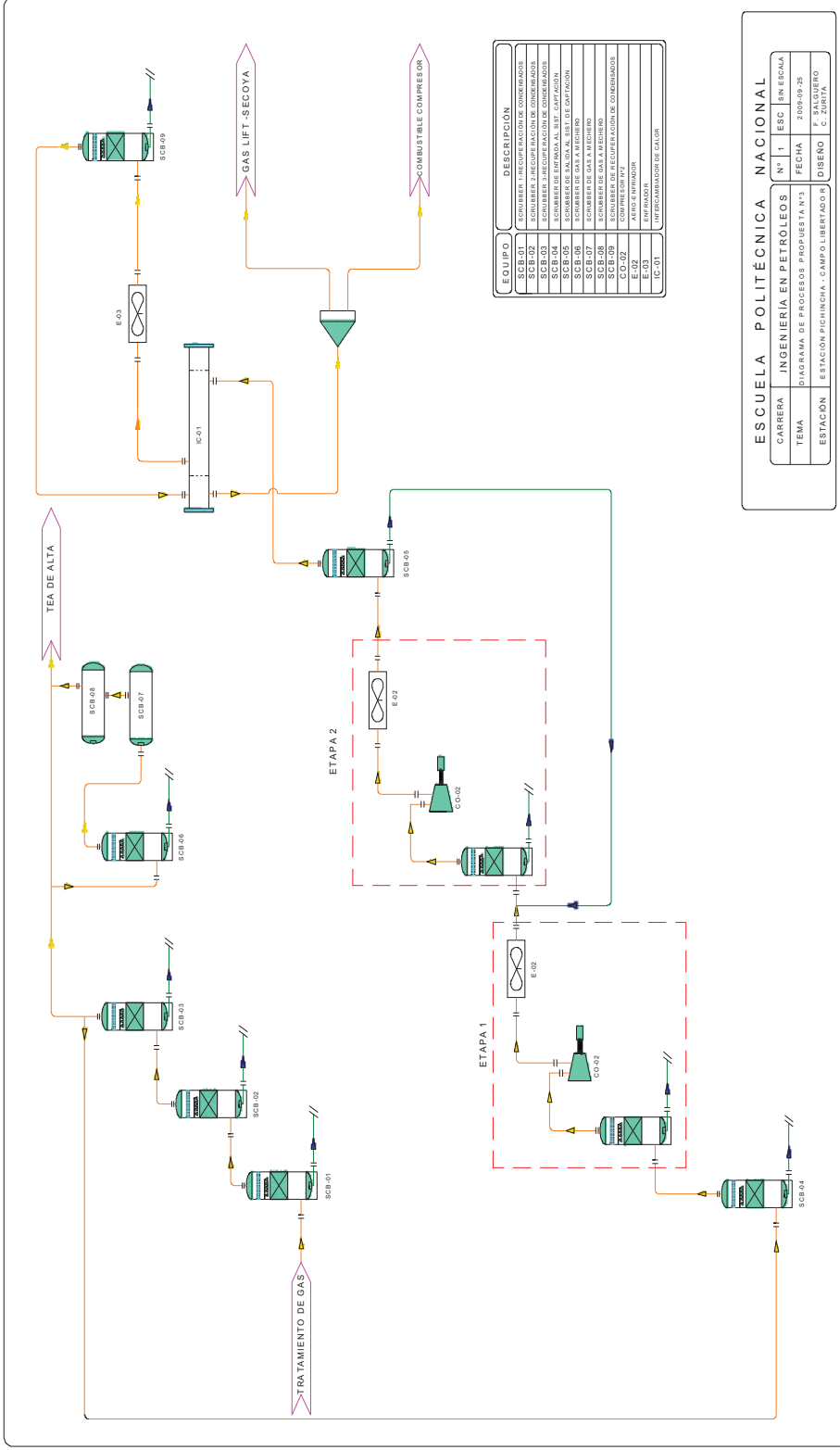
### ANEXO 4.6: PFD-PROPUESTA 2



SE-01	BO-01	T-01	T-02	BO-01	M-01	M-02	M-03	CL-01
SEPARADOR TRIFÁSICO	BOTA DESGASIFICADORA	TANQUE DE LAVADO	TANQUE DE REPOSO	BOMBA BOOSTER	TEA DE ALTA	TEA DE BAJA	CALENTADOR	CALENTADOR

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL			
CARRERA	INGENIERÍA EN PETRÓLEOS	Nº	1
TÍTULO	DIAGRAMA DE PROCESOS PROYECTA	FECHA	2024/05/01
ESTACIÓN	EFICIENCIA COMPLETOR	DISEÑO	C. J. J. J.

ANEXO 4.7: PFD-PROPUESTA 3



EQUIPO	DESCRIPCIÓN
SCB-01	COMPRESOR DE VAPOR
SCB-02	CONDENSADOR DE VAPOR
SCB-03	CONDENSADOR DE VAPOR
SCB-04	COMPRESOR DE VAPOR
SCB-05	CONDENSADOR DE VAPOR
SCB-06	CONDENSADOR DE VAPOR
SCB-07	CONDENSADOR DE VAPOR
SCB-08	CONDENSADOR DE VAPOR
CO-01	CONDENSADOR DE VAPOR
CO-02	CONDENSADOR DE VAPOR
E-01	EVAPORADOR
E-02	EVAPORADOR
IC-01	INTERCAMBIADOR DE CALOR

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

CARRERA	INGENIERIA EN PETRÓLEOS	Nº 1	ESC	SIN ESCALA
TEMA	DIAGRAMA DE PROCESOS PROPUESTA N°3	FECHA	2/09/09-25	
ESTACION	ESTACION PICHINCHA - CAMPO LIBERTADOR B	DISEÑO	F. SALGUERO	

## ANEXO 5: COSTOS DE PRODUCCIÓN

PETROPRODUCCION  
FILIAL DE PETROECUADOR

**COSTOS OPERATIVOS Y DE PRODUCCION POR CAMPO**  
CIFRAS EN DOLARES  
ACUMULADO A DICIEMBRE DEL 2008


	CAMPOS	COSTO DIRECTO	COSTO INDIRECTO	COSTO OPERATIVO	DEPRECIACION	COSTO PRODUCCIÓN	VOLÚMENES PRODUCCIÓN	COSTOS UNITARIOS		
								OPERATIVO	DEPRECIAC.	PRODUCC.
1302	TETETE	5.740.753	1.147.693	6.888.446	905.396	7.793.842	578.129	11.9151	1.5661	13.4811
1303	FRONTERA	2.719.136	4.958.642	7.677.778	345.111	8.022.889	263.074	29.1849	1.3118	30.4967
1304	CUYABENO	15.673.550	7.677.176	23.350.726	3.488.097	26.838.823	2.935.158	7.9555	1.1884	9.1439
1305	VHR	2.505.814	259.033	2.764.847	330.070	3.094.917	746.353	3.7045	0.4422	4.1467
1308	CONGA	0	0	0	0	0	0	0.0000	0.0000	0.0000
1311	AUCA	26.674.640	16.243.720	42.918.360	9.228.049	52.146.409	5.768.469	7.4402	1.5997	9.0399
1312	AGUARICO	2.297.574	696.310	2.993.884	560.048	3.553.932	384.392	7.7886	1.4570	9.2456
1314	LAGO AGRIO	15.313.474	5.110.894	20.424.368	4.469.478	24.893.846	1.341.580	15.2241	3.3315	18.5556
1315	SACHA	78.662.020	34.314.548	112.976.568	30.353.698	143.330.266	15.423.431	7.3250	1.9680	9.2930
1316	SHUSHUFINDI	44.960.625	30.183.815	75.144.440	24.120.101	99.264.541	14.341.164	5.2398	1.6819	6.9217
1318	SECOYA	22.504.322	5.690.704	28.195.026	5.462.964	33.657.990	2.182.167	12.9207	2.5035	15.4241
1319	YUCA	8.489.540	2.583.696	11.073.236	2.323.222	13.396.458	1.419.658	7.7999	1.6365	9.4364
1324	ANACONDA	1.079.163	455.676	1.534.839	218.116	1.752.955	268.711	5.7119	0.8117	6.5236
1330	YULEBRA	1.739.795	1.131.082	2.870.877	405.107	3.275.984	662.854	4.3311	0.6112	4.9422
1331	CULEBRA	6.606.379	1.299.698	7.906.077	1.005.980	8.912.057	770.586	10.2598	1.3055	11.5653
1332	CONONACO	24.266.650	4.212.459	28.479.109	4.429.497	32.908.606	2.313.911	12.3078	1.9143	14.2221
1334	PUCUNA	730.503	425.388	1.155.891	584.457	1.740.348	217.929	5.3040	2.6819	7.9858
1335	GUANTA	6.115.546	2.597.509	8.713.055	2.158.957	10.872.012	1.411.686	6.1721	1.5293	7.7014
1350	SHUARA	5.015.014	1.713.208	6.728.222	1.480.539	8.208.761	956.551	7.0338	1.5478	8.5816
1363	PUCHINCHA	3.400.522	2.273.524	5.674.046	1.307.894	6.981.940	1.274.575	4.4517	1.0261	5.4779
1365	RUMIYACU	288.853	199.570	488.423	122.783	611.206	124.288	3.9298	0.9879	4.9177
1367	TIPISHCA HAICO	948.369	1.129.318	2.077.687	80.280	2.157.967	288.212	0.0000	0.0000	0.0000
1368	BLANCA	149.605	182.247	331.852	25.881	357.733	94.704	0.0000	0.0000	0.0000
1369	VINITA	280.052	174.099	454.151	33.317	487.468	121.887	0.0000	0.0000	0.0000
1391	TAPI	3.199.596	619.508	3.819.104	276.655	4.095.759	325.211	11.7435	0.8507	12.5942
1397	SANSAHUARI	2.640.740	1.460.054	4.100.794	1.346.795	5.447.589	809.843	5.0637	1.6630	6.7267
1399	SHUSHUQUI	3.745.833	1.382.761	5.128.594	1.782.903	6.911.497	706.372	7.2605	2.5240	9.7845
	<b>CAMPOS MARGINALES</b>									
1317	TIGUINO	1.730.122	0	1.730.122	305.760	2.035.882	265.355	6.5200	1.1523	7.6723
1322	CHARAPA	0	752	752	163.596	164.348	0	0.0000	0.0000	0.0000
1325	PALANDA & YUCA SUR	1.018.169	0	1.018.169	194.394	1.212.563	119.355	8.5306	1.6287	10.1593
1326	PINDO	1.231.088	0	1.231.088	468.587	1.699.675	226.665	5.4313	2.0673	7.4986
1398	BERMEJO NORTE Y SUR	3.434.595	0	3.434.595	791.784	4.226.379	490.925	6.9962	1.6128	8.6090
	<b>ALIANZAS OPERATIVAS</b>									
1305	V.H.R.	3.597.427	455.017	4.052.444	582.454	4.634.898	219.501	18.4621	2.6535	21.1156
1320	ATACAPI	7.016.179	139.543	7.155.722	620.304	7.776.026	654.624	10.9310	0.9476	11.8786
1321	PARAHUACU	2.120.781	124.574	2.245.355	405.926	2.651.281	675.343	3.3248	0.6011	3.9258
	<b>PETROPRODUCCION</b>	<b>305.896.429</b>	<b>128.842.218</b>	<b>434.738.647</b>	<b>100.378.200</b>	<b>535.116.847</b>	<b>58.382.663</b>	<b>7.4464</b>	<b>1.7193</b>	<b>9.1657</b>
	Perenco (Kerr Mg Gee)	0	0	0	642.264	642.264	549.673	0.0000	1.1684	1.1684
	Occidental	0	0	0	0	0	0	0.0000	0.0000	0.0000
	Exc. C. Marginales	0	0	0	0	0	2.917.820	0.0000	0.0000	0.0000
	Exc. A. Operativas	436.995	5.345.926	5.782.921	12.947.921	18.730.842	1.924.485	3.0049	6.7280	9.7329
	A. Estrategicas SIPEC	108.102.128	40.922.689	149.024.817	1.552.047	150.576.864	6.447.555	23.1134	0.2407	23.3541
*	<b>FILIAL</b>	<b>414.435.552</b>	<b>175.110.833</b>	<b>589.546.385</b>	<b>115.520.432</b>	<b>705.066.817</b>	<b>70.222.196</b>	<b>8.7594</b>	<b>1.7164</b>	<b>10.4758</b>

67.304.376


## NOTAS:


- Los costos directos, indirectos y de depreciación de Peña Blanca, Ocano, Pacayacu, Carabobo, Chanangua, Singua, Duneno, Puma, Pacay y Espejo han sido distribuidos a los respectivos centros productivos de Quito-Oriente, por no tener producción de crudo.
- CAMPOS MARGINALES** 1317 Tiguito, 1325 Palanda Yuca Sur, 1326 Pindo, 1398 Bermejo Norte y Sur, se provisiona gastos por Curva Base y la Producción es Curva base.
- La Producción de VHR es Curva Base, de Atacapi y Parahuacu es producción estimada menos la producción incremental.  
**CAMPOS ALIANZAS OPERATIVAS:**
- La Depreciación de Perenco (Kerr Mg Gee) corresponden a los activos de PPR, en el 54%. Y el Volumen de Producción corresponde a PPR en el 28.08%.
- Excedente Campos Marginales es manejado por las Clás. Petroléil Inc.(Tiguino), Petrosud-Petrotriva (Pindo y Palanda-Yuca Sur) y Tepecuador S.A. (Bermejo).
- Excedente A. Operativas manejado por la Clá Dygail y CREB que operan los Campos VHR, Atacapi y Parahuacu respectivamente.en esta mes ya no se registra VHR.
- Alianzas Estratégicas:** operado por la Clá SIPEC, corresponde a los campos: 1301 Huachito, 1348 Biguno, 1356 Paraiso y 1364 Mauro Dávalos. La Producción es 100% Petroproducción.
- En la filial los costos unitarios de operación y producción se calculan en función de la producción total, excluyendo el excedente de Campos Marginales.
- Pucuna: La producción de este campo es cero


**ANEXO 6: BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA**


 <b>TEAM LND</b> <small>Canada, Alberta</small> <b>CANADA</b>		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\FREDDY\BSCRITR0R\0\SIMULACI0N			
		Unit Set: NewUser			
		Date/Time: Sun Oct 11 15:27:52 2009			
<b>Material Stream: FLUIDO DE ENTRADA</b>		Fluid Package: Basis-1		Property Package: Peng-Robinson	
CONDITIONS					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0114	0.0114	0.0294	0.9592	
Temperature: (F)	107.6	107.6	107.6	107.6	
Pressure: (psig)	28.40	28.40	28.40	28.40	
Molar Flow (MMBCFD)	71.28	0.8129	2.098	68.37	
Mass Flow (kg/hr)	8.329e+004	1190	2.075e+004	6.135e+004	
SM Ideal Liq Vol Flow (barel/day)	1.319e+004	359.0	3551	9280	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.860e+005	-8.505e+004	-4.261e+005	-2.841e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	62.30	155.9	165.5	58.02	
Heat Flow (MMBtu/hr)	-962.4	-3.264	-42.20	-916.9	
Liq Vol Flow @SM Cond (barel/day)	1.245e+004	--	3549	9130	
PROPERTIES					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Molecular Weight	23.46	29.40	198.5	18.02	
Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	8.112	0.1150	4.350	55.20	
Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	190.3	3.382	863.6	994.5	
Act. Volume Flow (m <sup>3</sup> /hr)	437.6	351.9	24.02	61.69	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.219e+004	-2893	-2146	-1.577e+004	
Mass Enthalpy (kJ/kg-C)	2.696	5.302	0.8335	3.220	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	85.93	48.70	366.5	77.76	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.663	1.696	1.846	4.316	
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	--	--	--	1.272e+002	
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	--	--	--	7.060e+004	
Phase Fraction (Vol. Basis)	2.722e-002	2.722e-002	0.2692	0.7036	
Phase Fraction (Mass Basis)	1.429e-002	1.429e-002	0.2491	0.7366	
Partial Pressure of CO2 (psig)	-12.86	--	--	--	
Cost Based on Flow (COST)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Act. Gas Flow (ACT_m <sup>3</sup> /hr)	--	351.9	--	--	
Avg. Liq. Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	40.63	17.03	4.443	55.39	
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	85.93	48.70	366.5	77.76	
SM Gas Flow (MMBCFD)	71.29	0.8129	2.098	68.37	
SM Ideal Liq. Mass Density (APL60)	16.65	150.6	28.61	10.00	
Act. Liq. Flow (barel/day)	1.294e+004	--	3626	9312	
Z Factor	--	0.9857	2.607e-002	2.054e-003	
Watson K	11.08	13.23	11.18	8.348	
User Property	--	--	--	--	
Cp/(Cp - R)	1.107	1.206	1.023	1.120	
Cp/Cv	1.001	1.220	1.080	1.157	
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	6.711e+004	6.711e+004	6.711e+004	6.711e+004	
Kinematic Viscosity (cSt)	--	3.476	14.03	0.6308	
Liq. Mass Density (SM Cond) (APL60)	8.349	--	28.53	7.707	
Liq. Vol. Flow (SM Cond) (m <sup>3</sup> /hr)	82.48	--	23.51	60.48	
Liquid Fraction	0.9886	0.0000	1.000	1.000	
Molar Volume (m <sup>3</sup> /kgmole)	0.1233	8.693	0.2299	1.812e-002	
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2861	--	--	--	
Phase Fraction (Molar Basis)	0.0114	0.0114	0.0294	0.9592	
Surface Tension (dyne/cm)	--	--	25.53	69.14	
Thermal Conductivity (W/m-K)	--	2.571e-002	0.1428	0.6340	
Viscosity (cP)	--	1.175e-002	12.12	0.6274	
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	77.61	40.38	358.2	69.45	
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.308	1.374	1.804	3.855	
Cv (kJ/kgmole-C)	85.81	39.90	339.5	67.23	
Mass Cv (kJ/kg-C)	3.658	1.357	1.710	3.732	
Cv (Enl. Method) (kJ/kgmole-C)	--	39.89	--	--	
Mass Cv (Enl. Method) (kJ/kg-C)	--	1.357	--	--	
Cp/Cv (Enl. Method)	--	1.221	--	--	
Reid VP at 37.8 C (psig)	100.5	--	-3.192	--	
True VP at 37.8 C (psig)	1177	2331	26.59	39.47	
Liq. Vol. Flow - Sum (SM Cond) (m <sup>3</sup> /hr)	83.99	0.0000	23.51	60.48	



 <b>TEAM LND</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\FREDDY\BSC RIT0 R010\B\MULAC10.M		
		Unit Set: New User		
		Date/Time: Sun Oct 11 15:27:52 2009		
<b>Material Stream: AGUA LIBRE</b>		Fluid Package: Baris-1		
		Property Package: Peng-Robinson		
CONDITIONS				
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	107.6	107.6	107.6	
Pressure: (psig)	28.40	28.40	28.40	
Molar Flow (MMSCFD)	54.70	8.777e+004	54.70	
Mass Flow (kg/h)	4.910e+004	8.678	4.909e+004	
Sk. Heal Lq. Vol. Flow (barel/May)	7.427	1.485	7.425	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.841e+005	-4.261e+005	-2.841e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	58.02	165.5	58.02	
Heat Flow (MMB/h)	-733.7	-1.765e+002	-733.6	
Lq. Vol. Flow @ Sk. Cond. (barel/May)	7.305	1.485	7.305	
PROPERTIES				
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Molecular Weight	18.02	198.5	18.02	
Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	55.19	4.350	55.20	
Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	994.5	863.6	994.5	
Act. Volume Flow (m <sup>3</sup> /h)	49.37	1.005e-002	49.36	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.577e+004	-2146	-1.577e+004	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.220	0.8335	3.220	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	77.76	366.5	77.76	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.316	1.846	4.316	
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	--	--	1.272e-002	
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	--	--	7.060e-004	
Phase Fraction [Vol. Basis]	--	2.000e-004	0.9998	
Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.768e-004	0.9998	
Partial Pressure of CO2 (psig)	-14.70	--	--	
Cost Based on Flow (Cost)	0.0000	0.0000	0.0000	
Act. Gas Flow (ACT_m <sup>3</sup> /h)	--	--	--	
Avg. Lq. Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	55.38	4.443	55.39	
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	77.76	366.5	77.76	
Sk. Gas Flow (MMSCFD)	54.71	8.777e+004	54.71	
Sk. Heal Lq. Mass Density (APL60)	10.01	28.61	10.00	
Act. Lq. Flow (barel/May)	7.452	1.517	7.451	
Z Factor	--	2.607e-002	2.054e-003	
Watson K	9.664	11.18	8.348	
User Property	--	--	--	
Cp/(Cp - R)	1.120	1.023	1.120	
Cp/Cv	1.156	1.080	1.157	
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.339e+004	4.339e+004	4.339e+004	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6312	14.03	0.6308	
Lq. Mass Density (Sk. Cond.) (APL60)	7.681	28.53	7.707	
Lq. Vol. Flow (Sk. Cond.) (m <sup>3</sup> /h)	48.39	9.835e-003	48.39	
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	
Molar Volume (m <sup>3</sup> /kgmole)	1.812e-002	0.2299	1.812e-002	
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2408	--	--	
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000	
Surface Tension (dyne/cm)	69.14	26.53	69.14	
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6340	0.1428	0.6340	
Viscosity (cP)	0.6274	12.12	0.6274	
Cv (Semi-Heal) (kJ/kgmole-C)	69.45	358.2	69.45	
Mass Cv (Semi-Heal) (kJ/kg-C)	3.854	1.804	3.855	
Cv (kJ/kgmole-C)	67.24	339.5	67.23	
Mass Cv (kJ/kg-C)	3.732	1.710	3.732	
Cv (Enl. Method) (kJ/kgmole-C)	--	--	--	
Mass Cv (Enl. Method) (kJ/kg-C)	--	--	--	
Cp/Cv (Enl. Method)	--	--	--	
Reid VP at 37.8 C (psig)	--	-3.192	--	
True VP at 37.8 C (psig)	26.92	26.59	39.47	
Lq. Vol. Flow - Sum (Sk. Cond.) (m <sup>3</sup> /h)	48.40	9.835e-003	48.39	

 <b>TEAM LND</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\FRED DYBESCO\RITORIO\SIMULACION			
		Unit Set: NewUser			
		Date/Time: Sun Oct 11 15:27:52 2009			
<b>Material Stream: AGUA+PETROLEO</b>		Fluid Package: Basis-1		Property Package: Peng-Robinson	
<b>CONDITIONS</b>					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0008	0.0008	0.1329	0.8663	
Temperature: (F)	107.6	107.6	107.6	107.6	
Pressure: (psig)	28.40	28.40	28.40	28.40	
Molar Flow (MMSCFD)	15.78	1.225e-002	2.096	13.67	
Mass Flow (kg/h)	3.301e+004	17.93	2.073e+004	1.226e+004	
SM Meas Uq Vol Flow (barel/May)	5408	5.408	3548	1855	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.028e+005	-8.505e+004	-4.261e+005	-2.841e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	72.37	155.9	165.5	58.02	
Heat Flow (MMB kWh)	-225.5	-4.917e-002	-42.17	-183.3	
Uq Vol Flow @ SM Cond (barel/May)	4948	--	3546	1825	
<b>PROPERTIES</b>					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Molecular Weight	42.01	29.40	198.5	18.02	
Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	18.87	0.1150	4.390	55.20	
Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	792.8	3.382	863.6	994.5	
Act. Volume Flow (m <sup>3</sup> /h)	41.64	5.302	24.00	12.33	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7207	-2893	-2146	-1.577e+004	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.723	5.302	0.8335	3.220	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	116.1	48.70	366.5	77.76	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.763	1.696	1.846	4.316	
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	--	--	--	1.272e-002	
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	--	--	--	7.060e-004	
Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000e-003	1.000e-003	0.6960	0.3430	
Phase Fraction [Mass Basis]	5.433e-004	5.433e-004	0.6280	0.3715	
Partial Pressure of CO2 (psig)	-12.86	--	--	--	
Cost Based on Flow (Cost)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Act. Gas Flow (ACT_m <sup>3</sup> /h)	--	5.302	--	--	
Avg. Uq. Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	21.93	17.03	4.443	55.39	
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	116.1	48.70	366.5	77.76	
SM Gas Flow (MMSCFD)	15.78	1.225e-002	2.096	13.67	
SM Meas Uq. Mass Density (APL60)	21.76	150.6	28.61	10.00	
Act. Uq. Flow (barel/May)	5485	--	3523	1851	
Z Factor	--	0.9857	2.607e-002	2.054e-003	
Watson K	11.18	13.23	11.18	8.348	
User Property	--	--	--	--	
Cp(Cp - R)	1.077	1.206	1.023	1.120	
Cp/Cv	1.000	1.220	1.080	1.157	
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	7.327e+004	7.327e+004	7.327e+004	7.327e+004	
Kinematic Viscosity (cSt)	--	3.476	14.03	0.6308	
Uq. Mass Density (SM Cond) (APL60)	8.719	--	28.53	7.707	
Uq. Vol. Flow (SM Cond) (m <sup>3</sup> /h)	32.78	--	23.49	12.09	
Liquid Fraction	0.9992	0.0000	1.000	1.000	
Molar Volume (m <sup>3</sup> /kgmole)	5.299e-002	8.693	0.2299	1.812e-002	
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1744	--	--	--	
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0008	0.0008	0.1329	0.8663	
Surface Tension (dyne/cm)	--	--	26.53	69.14	
Thermal Conductivity (W/m-K)	--	2.571e-002	0.1428	0.6340	
Viscosity (cP)	--	1.175e-002	12.12	0.6274	
Cv (Semi-Heat) (kJ/kgmole-C)	107.8	40.38	388.2	69.45	
Mass Cv (Semi-Heat) (kJ/kg-C)	2.566	1.374	1.804	3.855	
Cv (kJ/kgmole-C)	116.1	39.50	339.5	67.23	
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.762	1.357	1.710	3.732	
Cv (Enl. Method) (kJ/kgmole-C)	--	39.89	--	--	
Mass Cv (Enl. Method) (kJ/kg-C)	--	1.357	--	--	
Cp/Cv (Enl. Method)	--	1.221	--	--	
Reid VP at 37.8 C (psig)	-1.462	--	-3.192	--	
True VP at 37.8 C (psig)	48.36	2331	26.59	39.47	
Uq. Vol. Flow - Sum (SM Cond) (m <sup>3</sup> /h)	35.58	0.0000	23.49	12.09	

 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\FRED DYBESCO\RTORIO\SIMULATION	
		Unit Set: NewUser	
		Date/Time: Sun Oct 11 15:27:52 2009	
<b>Material Stream: RYA</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng-Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	119.9	119.9	119.9
Pressure: (psig)	12.00	12.00	12.00
Molar Flow (MMSCFD)	13.61	1.626e-005	13.61
Mass Flow (kg/hr)	1.221e+004	0.1621	1.221e+004
SM, Meas Uq. Vol. Flow (barel/Day)	1848	2.771e-002	1847
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.836e+005	-4.270e+005	-2.836e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	59.68	17.42	59.68
Heat Flow (MMB k/hr)	-182.2	-3.277e+004	-182.2
Uq. Vol. Flow @ SM Cond. (barel/Day)	1818	2.774e-002	1818
PROPERTIES			
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	18.02	200.3	18.02
Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	54.91	4.288	54.91
Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	989.2	858.8	989.2
Act. Volume Flow (m <sup>3</sup> /hr)	12.35	1.888e-004	12.35
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.574e+004	-2132	-1.574e+004
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.313	0.8698	3.313
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	77.83	375.4	77.83
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.320	1.874	4.320
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	0.1059	—	7.330e-003
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	5.878e-003	—	4.069e-004
Phase Fraction [Vol. Basis]	—	1.500e-005	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.328e-005	1.000
Partial Pressure of CO2 (psig)	-14.70	—	—
Cost Based on Flow (Cost/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT_m <sup>3</sup> /hr)	—	—	—
Avg. Uq. Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	55.39	4.410	55.39
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	77.83	375.4	77.83
SM, Gas Flow (MMSCFD)	13.61	1.626e-005	13.61
SM, Meas Uq. Mass Density (AP_L60)	10.00	28.38	10.00
Act. Uq. Flow (barel/Day)	1864	2.890e-002	1864
Z Factor	—	1.603e-002	1.252e-003
Wilson K	8.757	11.18	8.465
User Property	—	—	—
Cp/(Cp - R)	1.120	1.023	1.120
Cp/Cv	1.160	1.080	1.160
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.492e+004	2.492e+004	2.492e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	0.5514	11.70	0.5514
Uq. Mass Density (SM, Cond) (AP_L60)	7.708	28.51	7.710
Uq. Vol. Flow (SM, Cond) (m <sup>3</sup> /hr)	12.04	1.837e-004	12.04
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
Molar Volume (m <sup>3</sup> /kgmole)	1.821e-002	0.2332	1.821e-002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1383	—	—
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000
Surface Tension (dyne/cm)	67.94	26.19	67.94
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6419	0.1423	0.6419
Viscosity (cP)	0.5553	10.05	0.5553
Cv (Semi-Meal) (kJ/kgmole-C)	69.52	367.1	69.52
Mass Cv (Semi-Meal) (kJ/kg-C)	3.859	1.833	3.859
Cv (kJ/kgmole-C)	67.11	347.7	67.11
Mass Cv (kJ/kg-C)	3.725	1.736	3.725
Cv (Enl. Method) (kJ/kgmole-C)	—	—	—
Mass Cv (Enl. Method) (kJ/kg-C)	—	—	—
Cp/Cv (Enl. Method)	—	—	—
Reid VP at 37.8 C (psig)	—	-5.483	—
True VP at 37.8 C (psig)	20.85	7.901	54.91
Uq. Vol. Flow - Sum(SM, Cond) (m <sup>3</sup> /hr)	12.04	1.837e-004	12.04

 <b>TEAM LND</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\FRED B\YBSC R\TDRIO\SMU LAC IO.N		
		Unit Set: NewUser		
		Date/Time: Sun Oct 11 15:27:52 2009		
<b>Material Stream: PETROLEO A SECOYA</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng-Robinson	
CONDITIONS				
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.9754	0.0246	
Temperature: (F)	120.9	120.9	120.9	
Pressure: (psig)	350.0	350.0	350.0	
Molar Flow (MMSCFD)	2.121	2.068	5.213e-002	
Mass Flow (kg/hr)	2.072e+004	2.068e+004	46.78	
SM. Heal Uq. Vol Flow (barel/day)	3540	3533	7.076	
Molar Enthalpy (kJ/mole)	-4.236e+005	-4.272e+005	-2.835e+005	
Molar Entropy (kJ/mole-C)	172.0	174.8	89.78	
Heat Flow (MMBtu/hr)	-42.41	-41.71	-0.6976	
Uq. Vol. Flow @ SM. Cond. (barel/day)	3537	3537	6.961	
PROPERTIES				
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Molecular Weight	196.2	200.7	18.02	
Molar Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	4.396	4.296	54.93	
Mass Density (kg/m <sup>3</sup> )	852.5	852.3	989.5	
Act. Volume Flow (m <sup>3</sup> /hr)	24.03	23.98	4.727e-002	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2159	-2128	-1.573e+004	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8764	0.8708	3.318	
Heat Capacity (kJ/mole-C)	368.9	376.2	77.78	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.880	1.875	4.317	
Lower Heating Value (kJ/mole)	--	--	5.125e-003	
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	--	--	2.845e-004	
Phase Fraction [Vol. Basis]	--	0.9980	1.999e-003	
Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	0.9977	2.257e-003	
Partial Pressure of CO2 (psig)	-14.70	--	--	
Cost Based on Flow (Cost/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	
Act. Gas Flow (ACT_m <sup>3</sup> /hr)	--	--	--	
Avg. Uq. Density (kgmole/m <sup>3</sup> )	4.504	4.402	55.39	
Specific Heat (kJ/mole-C)	368.9	376.2	77.78	
SM. Gas Flow (MMSCFD)	2.121	2.069	5.214e-002	
SM. Heal Uq. Mass Density (AP_L60)	28.29	28.33	10.00	
Act. Uq. Flow (barel/day)	3527	3520	7.136	
Z Factor	--	0.2182	1.707e-002	
Watson K	11.18	11.18	8.495	
User Property	--	--	--	
Cp/(Cp - R)	1.023	1.023	1.120	
Cp/Cv	1.079	1.080	1.159	
Heat of Vap. (kJ/mole)	1.313e+005	1.313e+005	1.313e+005	
Kinematic Viscosity (cSt)	11.63	11.55	0.5557	
Uq. Mass Density (SM. Cond) (AP_L60)	28.16	28.50	7.710	
Uq. Vol. Flow (SM. Cond) (m <sup>3</sup> /hr)	23.43	23.43	4.611e-002	
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	
Molar Volume (m <sup>3</sup> /mole)	0.2275	0.2328	1.821e-002	
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	669.4	--	--	
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.9754	0.0246	
Surface Tension (dyne/cm)	--	26.20	67.84	
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1427	0.1424	0.6426	
Viscosity (cP)	10.03	9.961	0.5499	
Cv (Semi-Heal) (kJ/mole-C)	360.5	367.9	69.46	
Mass Cv (Semi-Heal) (kJ/kg-C)	1.838	1.833	3.856	
Cv (kJ/mole-C)	341.8	348.5	67.10	
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.742	1.736	3.724	
Cv (Enl. Method) (kJ/mole-C)	--	--	--	
Mass Cv (Enl. Method) (kJ/kg-C)	--	--	--	
Cp/Cv (Enl. Method)	--	--	--	
Reid VP at 37.8 C (psig)	-5.999	-6.000	--	
True VP at 37.8 C (psig)	4.166	4.166	52.93	
Uq. Vol. Flow - Sum(SM. Cond) (m <sup>3</sup> /hr)	23.47	23.43	4.611e-002	

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

### LIBROS

BRANAN CARL (2000), Soluciones Prácticas para el Ingeniero Químico, Texas

GÓMEZ JOSÉ (1984), Manejo de la Producción en Superficie, UNAM

CRAFT B.C Y HAWKINS M.F.(1968), Ingeniería Aplicada de Yacimientos Petrolíferos.

### REPORTES

Operadores de Producción de la Estación Pichincha, (2008), Reporte de Producción de la Estación Pichincha, Mes de Diciembre.

Laboratorio de Corrosión de Lago Agrio (2008), Reporte de Caracterización del Crudo y Cromatografía del Gas Natural de la Estación Pichincha, Mes de Diciembre.

### MONOGRAFÍAS

LAZCANO Carlos (2005), Estudio de la Factibilidad para la Optimización de la Planta de Gas del Campo Industrial Shushufindi, Quito 2005

ESPINOZA Jofre, SÁNCHEZ Marcial (2006), Diagnóstico y Rediseño de las Facilidades de Separación en el Área Auca, Guayaquil, 2006.

CARRILLO Brito, YUNDA Marco (2008), Redimensionamiento de las Facilidades de las Facilidades de Producción del Campo VHR, Quito, 2008.

PAGUAY Ángel, Diseño intercambiadores de calor para el Sistema de Calentamiento de Agua de los tanques de Lavado de Petroproducción, Quito, 2006.

LIZANO Guillermo, Optimización de los Separadores de Petróleo Automatizando los Controladores del Proceso, Quito, 2001