

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL.

Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra.

“Optimización y ampliación de la Utilización del Gas de Producción
de la Planta CPF, para Generación Eléctrica”

TESIS DE GRADO

Previo a la obtención del Título de:

INGENIERA EN PETRÓLEO.

Presentada por:

Carla Jeannette Echeverría Neira

Mariela Obdulia Murillo Castro

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2008

AGRADECIMIENTO

Ante todo quiero agradecer a Yahvéh Dios, puesto que él me dio la vida y ha guiado mi camino dándome fortaleza para emprender y finalizar cada etapa de mí vida.

A todas las personas que de uno u otro modo colaboraron en la realización de este trabajo y especialmente a mi tutor dentro de la compañía Ing. Byron Guachamin y al Ing. Ernesto Hurtado por su apoyo y amistad.

A todo el personal de la compañía UB-15, de manera especial al Ing. José Trujillo, Ing. Carlos Blum y Sra. Cristina Montalvo, por la oportunidad y apoyo brindado.

A mis profesores al Ing. Heinz Terán Director de nuestra tesis, al Ing. Alberto Galarza y al Ing. Daniel Tapia por su valiosa ayuda y colaboración. A todos aquellos que han intervenido en mi formación ¡MUCHAS GRACIAS!

Mariela Obdulia Murillo Castro

AGRADECIMIENTO

Mi gratitud total y ferviente a Jehová Dios, ya que sin ti no hay vida, no hay futuro, sin ti no hay sendero que caminar. Has sabido poner en mi vida hasta ahora las personas indicadas, en los momentos justos con las situaciones específicas ganando así la recompensa del aprendizaje y la experiencia. Te agradezco no solo por ser Dios, también mi padre, mi juez, mi luz y mi oscuridad. Por nunca hacerme las cosas fáciles, por enseñarme el camino y poner piedras en el, y ya que en todos esos momentos duros te quedaste conmigo siendo solo mi amigo. Por sentir tu mano lo volviera a pasar todo otra vez. Mi amor y mi vida siempre para ti.

En UB-15, al Ing. Byron Guachamin, Ing. José Trujillo, Ing. Ernesto Hurtado, Sra. Cristina Montalvo, Ing. Carlos Blum y Econ. Wilson Pastor, gracias por su dirección, guía y enseñanza, pero sobre todo por su gratitud y amistad.

En la ESPOL a mis queridos profesores como el Ing. Heinz Terán Director de esta tesis, Ing. Daniel Tapia y al Ing. Alberto Galarza, gracias a ambos por su guía y amistad. En si a la FICT dirigida por el Ing. Ricardo Gallegos Decano de la Facultad.

Carla Jeannette Echeverría Neira

DEDICATORIA

A mis amados padres, Sr. Javier Murillo P. y Sra. Azucena Castro de Murillo en agradecimiento por su gran apoyo y comprensión que supieron brindarme para ser una persona útil a ellos y ante la sociedad.

A mis hermanos que me brindaron su apoyo, fortaleza y ánimo, cuando pensaba que iba a sucumbir.

A mis amigos que con el día a día me enseñaron que la amistad es un don y una bendición y se que nada hubiera sido igual sin ellos pues compartimos la misma meta, salir adelante.

Mariela Murillo Castro

DEDICATORIA

Dedico esta tesis a todos aquellos quienes su vida es un reto, a quienes le dijeron que no podían, que no lo lograrían y aun así van hasta el final, por la emoción de la aventura, por la emoción del deber cumplido, por el éxito, por demostrarse ellos y a todos que eso no llega ni a la mitad de lo que son capaces, porque saben de que están hechos. Solo puedo decir sigan aunque el mundo se les caiga, aunque no haya salida porque no hay nada mejor que llegar al final.

A mis padres, mi mamá con su tesón de trabajo, de ir hasta el final no importa lo que haya en el camino y mi papá por su temple y tenacidad.

A todos los integrantes de la familia Neira y ramificaciones, mi única y verdadera familia, gracias por su cariño.

A mis amigos, Álvaro (mi hermano, en las buenas, malas y peores), Ricardo (por tus consejos, afecto, dedicación y constancia), Cristina, Verito, Carlitos (por tu apoyo), a Julio (tu presencia dio paso a lo que soy ahora), Oswaldo y a Mariela (sin ti nada de esto hubiese pasado!).

A la Dra. Elfa Haro (SOLCA) y Tecnóloga Arif Bey Espinosa (SERLI).

Carla Jeannette Echeverría Neira

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN



Ing. Ricardo Gallegos O.
DECANO DE LA FICT.
PRESIDENTE



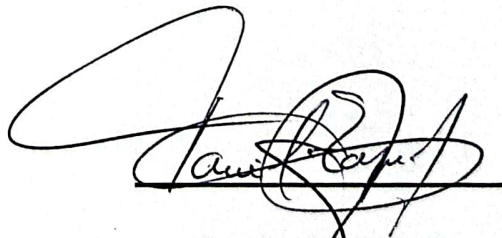
Ing. Heinz Terán M.
DIRECTOR DE TESIS



CIB - ESPOL



Ing. Alberto Galarza R.
VOCAL.



Ing. Daniel Tapia F.
VOCAL.



CIB - ESPOL

DECLARACIÓN EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de grado, me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”.

Carla Jeannette Echeverría Neira

DECLARACIÓN EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de grado, me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”.

Mariela Obdulia Murillo Castro

RESUMEN

El presente trabajo evalúa tanto técnica y económicamente la optimización y ampliación de la reingeniería del sistema de tratamiento de gas de la Planta central de facilidades de producción (CPF) del Complejo ILYP (nombre dado por cada una de las iniciales de los campos que comprenden el lugar de estudio) del Bloque CM (Carla Mariela), administrado por la Unidad y Operación Temporal Bloque 15 en el Ecuador dentro de los años 2007 al 2010.

El problema en el 2006 radicaba en el acarreamiento de condensados tanto de hidrocarburos líquidos como agua líquida a los equipos de generación, esto se debe a las pérdidas de presión y temperatura en las líneas de distribución de gas a cada una de las locaciones y obviamente al tratamiento no tan eficiente del gas tomando en cuenta las condiciones necesarias para generación eléctrica. Además con el programa de desarrollo de perforación en el Bloque CM dentro de los años 2007 al 2010, las necesidades de consumo de energía eléctrica aumentarían por ende el caudal de gas (MMSCFD) para cubrirlas.

Tras la simulación de procesos de facilidades de gas con las nuevas condiciones requeridas para el flujo, se indicaran cambios en el proceso de tratamiento y modificaciones de equipos dentro del sistema de tratamiento de gas. Al final esto nos permitirá utilizar al máximo el gas de producción y así minimizar o mantener constante la actual generación a diesel o la quema de este.

Al final compara el ahorro económico con la nueva configuración de procesos en la planta de tratamiento de gas, tomando en cuenta la mejora de la eficiencia de los generadores con la nueva condición del gas.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
RESUMEN.....	III
ÍNDICE GENERAL	V
ABREVIATURAS	IX
ABREVIATURAS	X
SIMBOLOGÍA.	XI
ÍNDICE DE FIGURAS.....	XII
ÍNDICE DE TABLAS.....	XIV
ÍNDICE DE GRÁFICAS.	XIX
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1	
1 GENERALIDADES DEL BLOQUE 15.....	3
1.1 Descripción de los Campos que conforman el Bloque CM.....	4
1.1.1 Complejo I.....	4
1.1.2 Complejo Y	4
1.1.3 Complejo P	5
1.1.4 Complejo L.....	5

1.2	Descripción de los fluidos que ingresan a la planta central de facilidades de producción (CPF)	5
1.2.1	Sistema de tratamiento de petróleo	6
1.2.2	Sistema de tratamiento de agua	6
1.2.2.1	Sistema de inyección de agua de producción	7
1.2.3	Sistema de tratamiento de gas	7

CAPÍTULO 2

2	ANÁLISIS DE LAS CONDICIONES Y NECESIDADES DE GAS EN LA PLANTA CENTRAL DE FACILIDADES DE PRODUCCION.....	10
2.1	Características del gas de producción.	11
2.1.1	Propiedades químicas del gas	11
2.1.2	Propiedades físicas del gas	12
2.2	Descripción detallada del sistema de tratamiento de gas existente en la planta central de facilidades de producción.	133
2.2.1	Sistema refrigeración Aire/Aire	15
2.2.2	Sistema recolección de agua líquida e hidrocarburos condensados a baja presión.....	15
2.2.3	Sistema de enfriamiento mecánico	16
2.2.4	Sistema de compresión de dos etapas	16

2.2.5	Sistema de pre-tratamiento de membranas.....	18
2.2.6	Sistema de remoción de CO ₂	20
2.2.7	Sistema de recolección de líquidos condensados a alta presión	20
2.3	Capacidad de tratamiento del sistema de gas dentro de la planta central de facilidades de producción	21
2.4	Descripción del sistema eléctrico en el Complejo ILYP	21

CAPÍTULO 3

3	MODIFICACIONES NECESARIAS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS EN CPF	233
3.1	Justificación de la proyección de las necesidades energéticas en el Complejo ILYP	233
3.2	Determinación de la demanda de generación extra a gas dentro del Complejo ILYP.	255
3.2.1	La capacidad de generación a diesel en el Complejo ILYP se considera constante.	26
3.2.2	Las locaciones a las que se enviara el flujo de gas	26
3.2.3	La configuración de las Bombas ESP para los pozos proyectados.....	27

3.2.4	La cantidad de pozos a perforarse por locación y por año	28
3.2.5	Proyección de agua de producción.....	29
3.3	Necesidades de equipos adicionales y modificaciones en la Planta de tratamiento en la Planta CPF	322
3.3.1	Bases Teórica.....	32
3.3.2	Simulación del proceso de enfriamiento y condensación de agua líquida y de hidrocarburos.....	34
3.3.3	Modificaciones requeridas dentro del proceso del sistema de tratamiento de gas.....	56
3.4	Características del gas obtenido del Sistema de tratamiento para generación eléctrica.....	633

CAPÍTULO 4

4	ANÁLISIS ECONÓMICO	65
4.1	Listado de los Equipos del Nuevo Sistema	66
4.2	Presupuesto de Gastos.	66
4.3	Justificación de la Inversión	668
5	CONCLUSIONES.....	710
6	RECOMENDACIONES	75

ANEXOS

BIBLIOGRAFÍA

ABREVIATURAS

°API	Grados API
AMP	Amperio
BAPD	Barriles de agua diarios
BPPD	Barriles de petróleo por día
Bbl	Barril
BTU	British Thermal Unit
C	Compresor
CM	Carla-Mariela
cm	Centímetro
COM	Compresor
cp	Centipoise
CPF	Central Production Facilities
ESP	Bomba electrosumergible
ft	Pies
FWKO	Separador de agua libre
g	Gas
GOR	Relación gas petróleo
hr	Hora
HP	Horsepower
HT	Heater Treated (Calentador en linea)
inch	Pulgadas
JT	Joule Thompson
Km	kilómetros
KVA	Potencia Aparente
KW	Killowatt
l	Líquido
lb	Libras

ABREVIATURAS

m ³	Metros cúbicos
m ²	Metros cuadrados
MB	Membranas
MMSCFD	Millones de pies cúbicos estándar por día.
MW	Megavatios
MW - PM	Peso Molecular
o	Petróleo
Pc	Presión crítica
psi	Libra por pulgada cuadrada
psia	Libra por pulgada cuadrada absoluta
psig	Libra por pulgada cuadrada manométrica
PSV	Pressure Security Valve
pulg	Pulgadas
PV	Pressure Vessel
R	Refrigerante
Re	Número de Reynolds
s	Segundo
SCF	Pies cúbicos estándar
SG - GE	Gravedad específica
Skid	Grupo de equipos
SK	Skid
Tamb	Temperatura de ambiente
Tc	Temperatura crítica
V	Vessel
VOLT	Voltio
Pt. Cr.	Punto Crítico

SIMBOLOGÍA.

A	Área del separador
D	Diámetro Interno requerido del separador (pulgadas)
°F	Grado Fahrenheit
L	Longitud (ft)
M _i	Peso Molecular del componente
Q _g	Tasa de gas, caudal (ft ³ /min)
U _g	Viscosidad gas (cp)
V _t	Velocidad Terminal del fluido (ft/sec)
Y _i	Fracción Molar
P _b	Punto de burbuja
P _t	Punto de rocío
Hyd	Hidrocarburos
ρ_l	Densidad del liquido (lb/ft ³)
ψ	Factor de inclinación
γ_g	Gravedad Específica del gas

ÍNDICE DE FIGURAS.

(Ver Anexo 5)

FIGURA 1.1	UBICACIÓN BLOQUE CM
FIGURA 1.2	MAPA DEL COMPLEJO “I”, “Y” Y CAMPOS L Y P
FIGURA 1.3	MAPA DE LOS CAMPOS DEL COMPLEJO “I”
FIGURA 1.4	MAPA DE LOS CAMPOS DEL COMPLEJO “Y”
FIGURA 1.5	MAPA DEL CAMPO P
FIGURA 1.6	MAPA DEL CAMPO L
FIGURA 1.7	ESQUEMA DE SEPARACIÓN DEL FLUIDO EN EL SEPARADOR DE AGUA LIBRE
FIGURA 2.1	DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS – CPF
FIGURA 2.2	AEROENFRIADOR E-103
FIGURA 2.3	SEPARADOR V-102
FIGURA 2.4	SISTEMA DE ENFRIAMIENTO MECÁNICO
FIGURA 2.5	SISTEMA DE COMPRESIÓN DOS ETAPAS
FIGURA 2.6	FILTRO COALESCEDOR (PV-17.01)
FIGURA 2.7	FILTRO COALESCEDOR (PV-17.02)
FIGURA 2.8	CALENTADOR EN LÍNEA (HT-10.01)
FIGURA 2.9	GUARD BED (PV-17.05)
FIGURA 2.10	SISTEMA DE MEMBRANAS (MB-11)
FIGURA 2.11	SEPARADOR V-112
FIGURA 3.1	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS DEL SIST. DE TRATAMIENTO
FIGURA 6.1	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE ABSORCIÓN

- FIGURA 6.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE REFRIGERACION JT
- FIGURA 6.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE TURBO-EXPANSIÓN
- FIGURA 6.4 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE FRACCIONAMIENTO
- FIGURA 6.5 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA

ÍNDICE DE TABLAS.

(Ver Anexo 6)

TABLA 1	POZOS REINYECTORES DEL COMPLEJOS ILYP.
TABLA 2	CROMATOGRAFÍA DE GAS DE ENTRADA AL SISTEMA DE TRATAMIENTO.
TABLA 3	CROMATOGRAFÍA DE GAS DE SALIDA DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO.
TABLA 4	PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS.
TABLA 5	CARACTERÍSTICAS DEL AERO-ENFRIADOR E-103.
TABLA 6	CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR V-102.
TABLA 7	CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO.
TABLA 8	CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR DE ENTRADA. (SISTEMA DE COMPRESIÓN).
TABLA 9	CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR. (PRIMERA ETAPA SISTEMA DE COMPRESIÓN).
TABLA 10	CARACTERÍSTICAS DEL AERO-ENFRIADOR. (SISTEMA DE COMPRESIÓN).
TABLA 11	CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR INTER-ETAPA. (SISTEMA DE COMPRESIÓN).
TABLA 12	CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR. (SEGUNDA ETAPA - SISTEMA DE COMPRESIÓN).
TABLA 13	CARACTERÍSTICAS DEL AERO-ENFRIADOR. (SISTEMA DE COMPRESIÓN).
TABLA 14	CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR DE SALIDA. (SISTEMA DE COMPRESIÓN).
TABLA 15	CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO COALESCEDOR. (SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS).

TABLA 16	CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO POALESCEOR. (SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS).
TABLA 17	CARACTERÍSTICAS DEL CALENTADOR EN LÍNEA. (SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS).
TABLA 18	CARACTERÍSTICAS DEL GUARD BED. (SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS).
TABLA 19	CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE MEMBRANAS.
TABLA 20	CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR V-112.
TABLA 21	PRODUCCIÓN DE GAS [2004-2006] PLANTA CENTRAL DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN.
TABLA 22	DISTRIBUCION DEL SISTEMA DE GAS EN LA PLANTA CPF.
TABLA 23	GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA - COMPLEJO ILYP.
TABLA 24	DESCRIPCIÓN DE LA GENERACIÓN ELÉCTRICA Y EQUIPOS EN EL COMPLEJO ILYP.
TABLA 25	PROYECCIÓN DE PERFORACIÓN COMPLEJO ILYP.
TABLA 26	PROYECCIÓN DE PRODUCCION COMPLEJO ILYP.
TABLA 27	BOMBAS ELECTROSUMERGIBLES COMPLEJO ILYP.
TABLA 28	BOMBAS ELECTROSUMERGIBLES COMPLEJO ILYP.
TABLA 29	RESUMEN DE POZOS A PERFORARSE COMPLEJO ILYP [2007-2010].
TABLA 30	NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA PARA LOS NUEVOS POZOS - COMPLEJO I [2007-2010].
TABLA 31	NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA PARA LOS NUEVOS POZOS - CAMPO L [2007-2010].
TABLA 32	NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA PARA REINYECCIÓN DE POZOS [2007 – 2010].
TABLA 33	NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA A GAS COMPLEJO IYP [2007 – 2010].
TABLA 34	NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA A GAS CAMPO L [2007 – 2010].

TABLA 35	NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA A GAS COMPLEJO ILYP [2007 – 2010].
TABLA 36	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL AERO-ENFRIADOR (E-103).
TABLA 37	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL AEROENFRIADOR E-103.
TABLA 38	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL SEPARADOR V-107 A/B.
TABLA 39	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL COMPRESOR C-107 A/B.
TABLA 40	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL COMPRESOR C-107 A/B.
TABLA 41	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL AEROENFRIADOR GC-107 A/B.
TABLA 42	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA DEL COMPRESOR C-107 A/B.
TABLA 43	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL COMPRESOR C-107 A/B.
TABLA 44	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL AERO-ENFRIADOR GC-107 A/B.
TABLA 45	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL SEPARADOR V-107 A/B.
TABLA 46	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS- GAS.
TABLA 47	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR GAS-GAS.
TABLA 48	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS A LA SALIDA DEL CHILLER.
TABLA 49	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS A LA SALIDA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO.
TABLA 50	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL SISTEMA DE PRE-TRATAMIENTO DE MEMBRANAS.

TABLA 51	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL GUARD BED.
TABLA 52	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS AL SISTEMA DE MEMBRANAS X-100
TABLA 53	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA AL FLARE.
TABLA 54	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS RESIUDO DEL SISTEMA DE MEMBRANAS.
TABLA 55	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS-GAS.
TABLA 56	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS-LÍQUIDO.
TABLA 57	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR GAS-GAS.
TABLA 58	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR GAS-LÍQUIDO.
TABLA 59	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA AL CHILLER.
TABLA 60	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL CHILLER.
TABLA 61	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO.
TABLA 62	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA AL SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN.
TABLA 63	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS SIMULADO FINAL A USARSE PARA GENERACIÓN.
TABLA 64	CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS COMBUSTIBLE PARA LOS GENERADORES WUAKESHA.
TABLA 65	LISTADO DE EQUIPOS PARA EL SISTEMA DE TRATAMIENTO
TABLA 66	PRESUPUESTO DEL AÑO 2007.
TABLA 67	PRESUPUESTO DEL AÑO 2008.
TABLA 68	PRESUPUESTO DEL AÑO 2009.
TABLA 69	IMPLANTACIÓN DE GENERADORES POR AÑO.

TABLA 70	DEMANDA ENERGÉTICA A GAS CON RESPECTO A LA EFICIENCIA DE LOS GENERADORES.
TABLA 71	AHORRO DE GENERACIÓN DIARIA A GAS.
TABLA 72	PESO MOLECULAR DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF.
TABLA 73	GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF.
TABLA 74	PODER CALORÍFICO DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF.
TABLA 75	CALOR ESPECÍFICO DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF.
TABLA 76	CALOR ESPECÍFICO DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF.
TABLA 77	CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO DE GAS.
TABLA 78	CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO DEL LÍQUIDO.
TABLA 79	DATOS DE PROPIEDADES Y CAUDALES DE OPERACIÓN DEL SEPARADOR V-102.
TABLA 80	DIMENSIONES DEL SEPARADOR V-102.
TABLA 81	DATOS DE PROPIEDADES Y CAUDALES DE OPERACIÓN DEL CALENTADOR HT-10.01.

ÍNDICE DE GRÁFICAS.

(Ver Anexo 7)

GRÁFICA 2.1	PRODUCCIÓN DE GAS [2004-2006] CPF- BLOQUE CM.
GRÁFICA 3.1	PROYECCIÓN DE PERFORACIÓN [2007-2010] COMPLEJO ILYP.
GRÁFICA 3.2	PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS [2007-2010] COMPLEJO IYP.
GRÁFICA 3.3	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL AERO-ENFRIADOR (E-103).
GRÁFICA 3.4	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL AERO- ENFRIADOR (E-103).
GRÁFICA 3.5	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL SEPARADOR V1071-A/B.
GRÁFICA 3.6	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL COMPRESOR C107A/B-1.
GRÁFICA 3.7	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL COMPRESOR C107A/B-1.
GRÁFICA 3.8	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL AERO- ENFRIADOR GC-107A/B-1.
GRÁFICA 3.9	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA DEL COMPRESOR C-107 A/B.
GRÁFICA 3.10	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL COMPRESOR C-107 A/B.
GRÁFICA 3.11	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL AERO- ENFRIADOR GC-107A/B-1.
GRÁFICA 3.12	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL SEPARADOR V-107 A/B.
GRÁFICA 3.13	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS- GAS.

GRÁFICA 3.14	GRÁFICA 3.14. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR GAS- GAS
GRÁFICA 3.15.	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL CHILLER (AJUSTE 1)
GRÁFICA 3.16	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO.
GRÁFICA 3.17	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL SISTEMA DE PRE-TRATAMIENTO DE MEMBRANAS.
GRÁFICA 3.18	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL GUARD BED.
GRÁFICA 3.19	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL SISTEMA DE MEMBRANAS.
GRÁFICA 3.20	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AL FLARE.
GRÁFICA 3.21	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS RESIDUO DEL SISTEMA DE MEMBRANAS.
GRÁFICA 3.22	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS-GAS.
GRÁFICA 3.23	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS-LÍQUIDO.
GRÁFICA 3.24	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR GAS-GAS.
GRÁFICA 3.25	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR GAS-LÍQUIDO.
GRÁFICA 3.26	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL CHILLER.
GRÁFICA 3.27	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL CHILLER.
GRÁFICA 3.28	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS A LA SALIDA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO
GRÁFICA 3.29	DIAGRAMA DE FASES DEL GAS PARA EL SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN.
GRÁFICA 3.30	SIMULACIÓN DE PROCESOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS- CPF.

GRÁFICA 3.31	SIMULACIÓN DE PROCESOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS –CPF.
GRÁFICA 5.1	CONTENIDO DE AGUA DEL GAS NATURAL.
GRÁFICA 5.2	FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS NATURAL.
GRÁFICA 6.1	RESULTADOS DE LA INTERPOLACIÓN DE LA CALCULACIÓN FLASH.
GRÁFICA 6.2	PRESIONES DE CONVERGENCIA PARA HIDROCARBUROS.
GRÁFICA 6.3	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.4	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.5	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.6	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.7	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.8	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.9	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.10	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.11	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 6.12	VALORES DE “K” PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO
GRÁFICA 7.1	TYPICAL K & C FACTORES FOR SIZING WOVEN WIRE DEMISTERS

INTRODUCCIÓN.

La Compañía Operadora del Bloque CM (nombre definido para el campo de explotación de hidrocarburos, ubicado en el Oriente Ecuatoriano) tiene proyectado el desarrollo del Complejo ILYP (siendo ILYP el nombre dado al conjunto de campos contenidos cuyas iniciales están representadas en su nombre) con una campaña agresiva de perforación de pozos programada dentro del periodo 2007-2010. Para lo cual busca mediante la optimización y ampliación del sistema de tratamiento, para la utilización de gas como combustible para los generadores en base a la proyecciones de los requerimientos futuros de energía eléctrica, tomando en cuenta la calidad actual y las condiciones necesarias requeridas del gas para la generación eléctrica. La situación actual radica en la utilización como combustible para generacion de un 70% de diesel y tan solo 30% de gas, trayendo como consecuencia que el resto del gas producido sea quemado en los mecheros.

Este trabajo plantea además la simulación de procesos de tratamiento de gas en base a la definición del ajuste de punto de rocío tanto de agua como de

hidrocarburo del gas, ya que por medio de la obtención de las cromatografías, propiedades físicas y diagramas de fases por cada etapa dentro del proceso se puede definir la fase del gas en cada una de estas. Como herramienta de simulación se usa las ecuaciones de Peng-Robinson y el cálculo de la separación flash, las que calcula las características del fluido en cada uno de los sistemas dentro del procesamiento en el sistema de tratamiento de gas.

CAPÍTULO 1

1. GENERALIDADES DEL BLOQUE CM.

EL Bloque CM (siglas representativas de Carla y Mariela, nombre asignado por la compañía auspiciante por políticas de seguridad de manejo de información) campo de explotación de hidrocarburos operado actualmente por la compañía Bloque 15, .Se encuentra ubicado en la República del Ecuador, Región Amazónica en las provincias de Orellana y Sucumbíos. En el área del Bloque se encuentran: La Reserva Biológica Limoncocha, un sector de la Reserva de Producción Faunística Cuyabeno, del Parque Nacional Yasuní y del bosque Protector Pañacocha. Mapa Bloque CM (Ver Figura 1.1).

1.1 Descripción de los campos que conforman el Bloque CM.

El Bloque CM están distribuidos en cinco campos de producción: Complejo “I”, el Complejo “Y” y los Campos EY, L y P.

Este proyecto está enfocado en el estudio del Complejo “I”, el Complejo “Y”, el Campo P y el Campo L, conjuntamente se los conoce como el Complejo ILYP. Mapa Complejo ILYP (Ver Figura 1.2).

1.1.1 Complejo I.

El Complejo “I” está conformado por los campos J, Lx, N, lx, C, It-A y It-B. Mapa Complejo I (Ver Figura 1.3).

1.1.2 Complejo Y.

El Complejo “Y” se encuentra formado por dos campos YO y YE. Mapa Complejo Y (Ver Figura 1.4).

1.1.3 Campo P.

El Campo P se encuentra formado por dos islas PN y PS. Mapa Campo P (Ver Figura 1.5).

1.1.4 Campo L.

EL Campo L localizado a 10 Km. al Sur del Campo Shushufindi-Aguarico. Mapa Campo L (Ver Figura 1.6). La producción de este campo es tratada en la estación central del mismo.

1.2 Descripción de los fluidos que ingresan a la planta central de facilidades de producción (CPF).

La producción del Complejo IYP (Complejo I, Complejo Y y Campo P), por medio de las redes de transporte de fluidos, llega a la Planta central de facilidades de producción (CPF), la cual comprende de tres ramales de separación de fluido (Ver Figura 1.7).

1. Sistema de tratamiento de agua

2. Sistema de tratamiento de crudo

3. Sistema de tratamiento de gas

1.2.1 Sistema de tratamiento de petróleo.

Consta con un sistema de tratamiento de petróleo que sirve para tratar el crudo que ingresa a la planta con una presión 50 psig a 185°F. El volumen total de producción de petróleo tratado dentro de CPF es 113340 BPPD.

1.2.2 Sistema de tratamiento de agua.

Consta de un sistema de tratamiento de agua que sirve para tratar el agua de producción que entra a la planta con una presión de 50 psig a 185°F. El volumen total de agua de producción tratado en CPF es 140,458 BAPD.

1.2.2.1 Sistema de inyección de agua de producción.

La distribución del sistema de reinyección de agua se indica en un resumen en la Tabla I (Ver Tabla 1).

1.2.3 Sistema de tratamiento de gas.

Consta con un sistema de tratamiento de gas de capacidad de 3 MMSCFD aproximadamente que sirve para tratar el gas natural que ingresa a la planta con una presión 50 psig a 185°F. El volumen total de gas tratado dentro del CPF es 1224 MSCFD aproximadamente.

El gas combustible es utilizado para Generación Eléctrica y es enviado a 3 diferentes frentes de trabajo estos son:

1. Gas seco para la Estación del Campo L

- Distancia: 0.3 Km.
- Flujo de gas: 570 MSCFD

Este gas seco enviado es mezclado con el gas seco proveniente de la Planta de Petro-Industrial (Shushufindi) y además con el gas producido en la Estación del Campo L.

2. Islas

- Red CPF – Isla Lx
 - Distancia: 11.8 Km.
 - Flujo de gas: 140 MSCFD

- Red CPF – Isla JA
 - Distancia: 5.7 Km.
 - Flujo de Gas: 84 MSCFD

- Red CPF – Isla JC
 - Distancia: 7.4 Km.
 - Flujo de Gas: 68 MSCFD

3. CPF

- Distancia: 0.11 Km.
- Flujo de gas: 641 MSCFD

El gas separado de CO₂ es enviado al mechero.

CAPÍTULO 2

2. ANÁLISIS DE LAS CONDICIONES Y NECESIDADES DE GAS EN LA PLANTA CENTRAL DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN.

Dentro del reconocimiento actual de las condiciones manejadas por el sistema de tratamiento de gas dentro de la Planta CPF, tenemos:

1. Condiciones del gas (químicas y físicas)
2. Condiciones del proceso de la planta y equipos existentes.

3. Caudales de producción de fluido, y
4. Capacidad de generación eléctrica del Complejo ILYP.

2.1 Características del gas de producción.

La caracterización del gas de producción es uno de los parámetros más importantes siendo estos los indicadores principales de la condición de tratamiento del sistema de gas.

2.1.1 Propiedades químicas del gas de producción.

Por medio de la cromatografía de gases, se puede especificar los componentes del gas, como la fracción molar de agua y de CO₂ (principales problemas que se observan en las cromatografías del gas). (Ver Tabla 2 y Tabla 3).

2.1.2 Propiedades físicas del gas de producción.

Las propiedades físicas (Ver Tabla 4) que se tomaron en cuenta dentro de este estudio son:

- Peso Molecular.
- Gravedad Específica.
- Poder Calorífico Superior e Inferior.
- Calor Especifico Cv, Cp.
- Coeficiente Adiabático para compresión.
- Punto de Rocío.
- Contenido de Vapor de agua.

La importancia de las propiedades físicas son las siguientes:

- El coeficiente adiabático es necesario conocer para cálculos del sistema de compresión.
- El contenido de vapor de gas natural es la cantidad de agua en estado de vapor que puede permitir dicho gas bajo condiciones de presión y temperatura.

El desarrollo de los cálculos de estos parámetros se presenta en el Anexo 1.

2.2 Descripción detallada del Sistema de tratamiento de gas existente en la Planta central de facilidades de producción.

Luego que el flujo de gas sale de los separadores de producción aproximadamente 7.2 MMSCFD ingresa aproximadamente 3 MMSCFD al sistema de tratamiento de gas el cual permite secar el gas producido mediante un sistema de refrigeración mecánica hasta obtener un gas con punto de rocío de agua e hidrocarburo de aproximadamente 86 °F a 50 psig. Además el CO₂ contenido en el mismo gas es reducido mediante un sistema de membranas desde un 53% en la entrada, hasta

aproximadamente un 33% molar en la salida. Este sistema de membranas trabaja a aproximadamente 420 psig, para lo cual el sistema cuenta con equipos de compresión para elevar la presión a la entrada a las membranas. Para lo cual pasa por los siguientes sistemas (Ver figura 2.1):

1. Sistema de refrigeración aire/aire.
2. Sistema de recolección de líquidos condensados a baja presión.
3. Sistema de refrigeración.
4. Sistema de compresión de dos etapas.
5. Sistema de pre-tratamiento para membranas.
6. Sistema de remoción de CO₂.

7. Sistema de recolección de líquidos condensados a alta presión.

2.2.1 Sistema de Refrigeración Aire/Aire.

El aero-enfriador (E-103) (Ver Figura 2.2) utiliza un sistema de refrigeración aire/aire donde con la temperatura ambiente del aire enfría por convección al flujo de gas de producción. Los datos de diseño y operación se presentan en la tabla 5 (Ver Tabla 5).

2.2.2 Sistema de recolección de agua líquida e hidrocarburos condensados de baja presión.

El separador (V-102) (Ver Figura 2.3) se recolectan los condensados tanto de hidrocarburo y agua líquida que se obtienen tras la refrigeración. Es de baja presión ya que su presión operativa es de 50 psig antes de ingresar al sistema de compresión de dos etapas, (Ver Tabla 6).

2.2.3 Sistema de refrigeración.

El sistema de refrigeración (Ver Figura 2.4) tiene por objetivo el de ajustar el punto de rocío para así evitar que se condensen líquidos tales como agua e hidrocarburos en las líneas de distribución a las locaciones acarreándolos a los equipos de generación. En este caso se obtiene el punto de rocío de agua e hidrocarburo a 86 °F a una presión de 50 psig (Ver Tabla 7) lo que genera que en el sistema de distribución de gas haya arrastre de condensados hacia los equipos de generación debido a las variaciones de temperatura en las líneas de distribución a las locaciones.

2.2.4 Sistema de compresión de dos etapas.

Se eleva la presión en 2 etapas para así alcanzar los 400 psig requeridos para que el flujo ingrese a las membranas y remover el CO₂.

Consta de (Ver Figura 2.5):

1. Separador de Entrada (Ver Tabla 8): Donde se recolectan los condensados líquidos tanto de agua como de hidrocarburo luego el enfriamiento en el SKID A/B.
2. Primera etapa de compresión (Ver Tabla 9).
3. Aero-enfriador inter-etapa (Ver Tabla 10): Al haber un aumento de presión se incrementa la temperatura, se enfría al gas para que ingrese a la segunda etapa de compresión a una temperatura apta para el compresor.
4. Separador inter-etapa (Ver Tabla 11): Al haber una disminución de temperatura habrá una condensación de las fases gaseosas tanto de hidrocarburo como de agua, se recolectan estas evitando que dañe el desempeño del compresor.
5. Segunda etapa de compresión (Ver Tabla 12): Se eleva la presión hasta la requerida para la remoción de CO₂ en las membranas.

6. Aero-enfriador de descarga (Ver Tabla 13): Se enfría el gas para que continúe con la condensación de las fases gaseosas de hidrocarburos y agua.
7. Separador de salida (Ver Tabla 14): Se recolectan los condensados líquidos de agua e hidrocarburo.

2.2.5 Sistema de pre-tratamiento de membranas.

El sistema de filtros asegura la remoción de gotas de aceite, hidrocarburo líquido, o partículas sólidas que pudieran haber sido arrastradas con el gas.

Consta de:

1. Filtro coalescedor (PV-17.01)(Ver Figura 2.6 y Tabla 15):
Este separador tiene como función remover sólidos del gas o retirar gotas de líquido muy pequeñas, a través de la coalescencia

2. Filtro poalescedor (PV-17.02) (Ver Figura 2.7 y Tabla 16):
Estos filtros utilizan un medio poroso para recuperar partículas más finas como sólidos.

3. Calentador en línea (HT-10.01) (Ver Figura 2.8 y Tabla 17) : Eleva la temperatura del gas hasta aproximadamente 135 °F que está por encima del punto de rocío de agua e hidrocarburo a 86°F a 50 psig y por encima de la temperatura de formación de hidratos de 50° F, esto evita que el flujo de gas ingrese acarreando condensados de líquidos de hidrocarburos y agua hacia las membranas.

4. Guard bed (PV-17.05) (Ver Figura 2.9 y Tabla 18):
Asegura en última instancia que no van a entrar condensados de hidrocarburos y agua a las membranas.

2.2.6 Sistema de remoción de CO₂.

Compuesto por dos bancos de 3 tubos de membranas cada uno. El sistema membranas (MB-11) (Ver Figura 2.10) es el encargado de remover el CO₂ del gas de producción que es un gas húmedo y ácido obteniendo el gas residual para el uso en los generadores a gas (Ver Tabla 19).

2.2.7 Sistema de recolección de líquidos condensados a alta presión.

El separador de alta presión (Ver Figura 2.11) es el último equipo de recolección de condensados de agua líquida e hidrocarburos. Es de alta presión ya que el flujo de gas viene con 400 psig aproximadamente (Ver Tabla 20). Tras esta etapa el flujo de gas pasa al sistema de distribución a las locaciones.

2.3 Capacidad de tratamiento del sistema de gas dentro de la planta central de facilidades de producción.

La capacidad de producción en el año 2006 de gas del Complejo IYP es de 7 MMSCFD aproximadamente (Ver Figura 2.1) que llegan a la planta central de facilidades de producción y el sistema de tratamiento de gas tiene una capacidad de 3 MMSCFD aproximadamente, se tiene un sub-dimensionamiento de la capacidad de tratamiento por lo cual se quema 60% del gas sin tratar disponible (Ver Tabla 21 y Tabla 22). Al final el caudal de gas tratado es de 1.5 MMSCFD aproximadamente.

2.4 Descripción del sistema eléctrico en el Complejo ILYP.

Dentro del Bloque CM, tanto como en el Complejo ILYP la generación de energía eléctrica usa diesel y gas de producción como combustible.

El Campo L desde su estación central, distribuye la energía eléctrica hacia cada una de las locaciones y sus respectivos pozos, de la cual el 70% utiliza gas y apenas el 20% requiere de diesel.

Por el contrario, en el Complejo IYP (Complejo I, Complejo Y y Campo P), la generación se realiza localmente en las islas con el equipo de generación instalado, de la cual aproximadamente 86% utiliza diesel como combustible y 14% para el caso del gas. (Ver Tabla 23).

La fabrica proveedora de los generadores a gas es la Wuakesha, los cuales tienen una potencia nominal de 1500 kw en el Complejo IYP y 750 KW en el Campo L y en ambos se registra una eficiencia operativa promedio de trabajo del 65%.

En las Tabla 24, se describe la capacidad instalada y la capacidad de generación de los equipos en cada locación, aparte del número de unidades operando a diesel y a gas en cada área.

CAPÍTULO 3

3. MODIFICACIONES NECESARIAS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS EN CPF.

3.1 Justificación de la proyección de las necesidades energéticas en el Complejo ILYP

Dentro de los objetivos para la ejecución del proyecto no esta tan solo analizar la situación actual del sistema de tratamiento de gas en CPF sino proyectarla las necesidades futuras de esta pudiendo así optimizar el proceso de tratamiento involucrado con el gas y utilizándolo para generación eléctrica.

Las necesidades futuras responden al proyecto de desarrollo del Complejo ILYP (Complejo I, Complejo Y, Campo P y Campo L) dentro del Bloque CM. Este proyecto contempla la perforación desarrollada de los campos y como consecuencia de esto el caudal de flujo de los fluidos aumentara y las necesidad de mayor capacidad de generación eléctrica, enfocándose en el gas como fluido combustible para los generación a gas.

La proyección de perforación de pozos se tiene estimada con la perforación de 43 nuevos pozos, se detalla en la Tabla 25 (Ver Gráfica 3.1).

En base a la perforación de los nuevos pozos se tiene proyectado el caudal de fluidos que llegaran a la planta, no estará considerado la producción de agua, petróleo y gas del Campo L ya que la producción de este no ingresa a la Planta central de facilidades de producción (CPF) más si la producción de agua necesaria para los cálculos de proyección de generación eléctrica (Ver Tabla 26). En la Gráfica 3.2 se puede observar la tendencia de la producción de gas.

3.2 Determinación de la demanda de generación extra a gas dentro del Complejo ILYP.

Los cálculos para determinar la demanda de generación extra a gas dentro del Complejo ILYP dependen de las siguientes variables:

1. La capacidad actual de generación a diesel se consideró constante.
2. Las locaciones a las que se envía el flujo de gas.
3. La configuración de las bombas de producción ESP.
4. La cantidad de pozos a perforarse por locación y por año.
5. Proyección de fluidos de agua de producción para reinyección.

3.2.1. La capacidad actual de generación a diesel en el Complejo ILYP se consideró constante.

Los nuevos equipos de generación eléctrica necesarios para satisfacer las necesidades proyectadas serán de configuración a gas

Generación Instalada a Diesel al 2006 (Ver Tabla 23):

- Complejo IYP = 13.73 MW
- Campo L = 1.3 MW

3.2.2. Las locaciones a las que se envía el flujo de gas.

Como consecuencia de que no habrá cambios en los equipos instalados de generación eléctrica que utilizan como combustible el diesel en las locaciones de los campos del complejo ILYP y esto pues evitara instalar gaseoductos que

trasladen el fluido a cada una de ellas, se mantendrá la configuración inicial:

- Complejo I: Campo Lx: Isla Lx

Campo J: Isla JA

Isla JC

- Campo L

3.2.3. La configuración de las bombas ESP para los pozos proyectados.

En base a los reportes de bombas instaladas hasta el año 2006 presentados en la Tabla 27 y Tabla 28, se pudo concluir y con la experiencia de campo de los ingenieros de operaciones que la bomba más común dentro de la configuración de las ESP es la que requiere 400 KW para su operación, habiendo de esta capacidad diferentes modelos tales como:

- La SN 3600
- La SN 2600, etc.

Cada una levanta diferentes ratas de flujo y consumen la misma cantidad de energía (400 Kw).

3.2.4. La cantidad de pozos a perforarse por locación y por año.

Dentro del cronograma de desarrollo y basándose solo en las locaciones a donde se envía el flujo de gas, se tomó en cuenta (Ver Tabla 29):

Complejo I

- Isla JA = 2 pozos

Campo L:

- Plataforma LY = 6 pozos probables
- Plataforma L8 = 5 pozos nuevos

Considerando que:

- El consumo promedio de una bomba ESP es de 400 KW.
- Una bomba por completación bajada en cada pozo.

La carga extra necesaria (Kw) para cubrir la demanda por locación, se detallara en la Tabla 30 y Tabla 31.

3.2.5. Proyección de reinyección de agua de producción.

En orden de poder proyectar las necesidades extras de consumo de energía eléctrica por el aumento de caudal del agua de producción de los nuevos pozos perforados y como

consecuencia la reinyección de esta agua una vez tratada. Para determinar esta necesidad utilizamos:

$$Potencia(MW) = Presion(pascales) * Caudal(m^3 / s) \quad (1)$$

De las variables utilizadas en esta ecuación, tenemos que se utiliza:

1. Una presión de inyección máxima, obtenida de los reportes diarios de reinyección de agua que asumiremos constante anualmente.
 - Campo L: 2200 psi
 - Complejo IYP: 2600 psi
2. Caudales máximos de agua de producción por año de la proyección de fluidos para los años 2007 al 2010.

Los resultados de la carga extra de energía eléctrica por consumo de reinyección de agua de producción, se presentan en la Tabla 32.

De este análisis se obtuvo que para las necesidades eléctricas dentro del Complejo ILYP al año 2010 (Ver Tabla 33), (Ver Tabla 34), (Ver Tabla 35), se necesitara:

12.08 MW que representan 8.076 MMSCFD

Las adecuaciones de las facilidades de la Planta de Tratamiento de Gas en la Planta de Facilidades Central de Producción (CPF) se realizaran en base a la simulación de procesos con el programa HYSIS 3.2, tomando en cuenta el nuevo caudal de gas proyectado y las condiciones químicas del gas requerido en base a lo que se especifica para generación:

- **Punto de rocío de agua e hidrocarburo no mayor a 8° F a una presión 400 psig.**

- **Fracción molar de CO₂ no mayor al 20% a la salida de las membranas.**

Condiciones Exigidas por el UB-15

3.3 Necesidades de equipos adicionales y modificaciones en el sistema de tratamiento de gas en la Planta CPF.

3.3.1 Bases Teóricas

La simulación de procesos no es más que reproducir la realidad a partir de la resolución numérica mediante un ordenador y formulando un modelo de optimización correcto se podrá identificar las mejores condiciones de operación de acuerdo a una serie de restricciones de tipo técnico y/o económico.

Dentro de una planta de procesos intervienen las operaciones unitarias a través de las cuales se acondiciona al gas al resultado esperado en este caso el gas residual a condiciones de generación. Entre las opciones de procesamiento explicadas

en el Anexo 2, se escogió para la remoción de condensados, la refrigeración mecánica para el control del punto de rocío, el cual es un objetivo principal del proyecto, además que es la de más bajo recobro de componentes claves sean estos el C_2 , C_3 . Por otro lado la remoción de CO_2 no es recomendable por debajo del 20% ya que por debajo de esto se comienza a filtrar con el metano quitándole así el poder calorífico siendo esto un efecto indeseable.

El simulador de procesos de facilidades HYSIS 3.2 para facilidades de sistema de gas, basa los cálculos de simulación en la calculación de la separación flash y en la ecuación de estado de Peng Robinson, ambas predicen la cantidad de fluido ya sean estos condensados de agua e/o hidrocarburo en la fase gaseosa. Con mayor detalle se explicara en el Anexo 2 “Ecuación de Peng Robinson”, “Separación Flash”

3.3.2 Simulación del Proceso de enfriamiento y condensación de agua líquida y de hidrocarburos.

Tras la simulación de procesos de enfriamiento y condensación tanto de agua líquida como de hidrocarburos en base a un sistema de enfriamiento de ajuste de punto de rocío con el nuevo caudal de 8.076 MMSCFD, se presenta los resultados como las propiedades físicas, cromatografía y diagrama de fases por cada etapa de tratamiento. Adicionalmente se presentan gráficas donde se presenta la variación de los parámetros con respecto a la presión y temperatura de cada una de las etapas.

Los parámetros principales que se han tomado en cuenta:

1. Caudal de gas (MMSCFD).
2. Caudal de agua (barriles/día).
3. Caudal de hidrocarburo (barriles/día).

4. Fracción molar de CO₂.

5. Fracción molar de H₂O.

Se considera despreciables las pérdidas por fricción en las uniones entre los equipos en el sistema de tratamiento.

Etapas del gas a través del proceso (Ver Figura 3.1):

1. Etapa I: Entrada al Aero-enfriador (E-103) (Gep)

Tras la salida del gas del separador de agua de producción (donde se separan las fases del flujo) a las condiciones de presión y temperatura se encuentra en la zona de estado gaseoso. Las propiedades físicas como su cromatografía se observan en la Tabla 36 y el diagrama de fases en la Gráfica 3.3.

2. Etapa 2: Etapa de Enfriamiento y Condensación en el Separador V-102. (Gas 2)

En el aero-enfriador se baja la temperatura de 185 °F a 110 °F se observa condensación de fase acuosa, en este caso de agua, en la mayoría de las condensaciones después de enfriadores, condensa esencialmente agua y la curva de desarrollo de fases no cambia debido a que esta se ve afectada por el contenido de hidrocarburos y no por el contenido de agua. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 37 y el diagrama de fases en la Gráfica 3.4.

3. Etapa 3: Sistema de Compresión del Gas, Tren A, Tren B y Tren C

El flujo se divide en dos A/B debido a que se cuenta con dos trenes de compresión.

- **Primera Etapa de Compresión**

Gas 2 A/B = Gas de Entrada al Separador V-107-A/B - 1

En el separador V-102 se condensa la fase acuosa (agua) para ingresar al sistema de compresión lo que asegura que a esas condiciones de presión y temperatura no haya dos fases presentes en el flujo de gas. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 38 y el diagrama de fases en la Gráfica 3.5.

Gas 3 / 3-2= Gas de Entrada al Compresor C-107A/B-1

Nuevamente pasa por otro recipiente (V1071-A/B) en caso de algún tipo de condensado se haya generado por los cambios de presión y

temperatura y se debe asegurar una calidad de 100% gas para entrar al compresor. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 39 y el diagrama de fases en la Gráfica 3.6

Gas 4 / 4-2: Gas de Salida del Compresor C-107A/B-1

En su primera etapa de compresión alcanza 150 psig y como consecuencia la temperatura aumenta, esto hará que el fluido permanezca en estado gaseoso evitando condensación de líquidos. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 40 y el diagrama de fases en la Gráfica 3.7

Gas 5 / 5-2: Gas de Salida del Aero-enfriador GC-C107A/B-1

Se baja la temperatura manteniendo la presión constante para que condense agua del flujo antes de ingresar a la segunda etapa de compresión.

El gas tal como lo muestra la Gráfica 3.8 se encuentra en una zona de una fase debido a que en la mayoría de las condensaciones después de enfriadores, condensa esencialmente agua y la curva de desarrollo de fases no cambia debido a que esta se ve afectada por el contenido de hidrocarburos y no por el contenido de agua. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 41.

- Segunda Etapa de Compresión

**Gas 6 / 6-2: Gas de Entrada al Compresor
C-107A/B-2**

Los condensados del agua líquida se retienen en el separador de inter-etapa asegurando la calidad del fluido en un 100% estado gaseoso. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 42 y el diagrama de fases en la Gráfica 3.9.

**Gas 7 / 7-2: Gas de Salida del Compresor
C-107A/B-2.**

En la segunda etapa de compresión el gas alcanza una presión de 435 psig y la temperatura aumenta a 286.5°F, a estas condiciones de presión y temperatura el gas presenta una sola fase según la Gráfica 3.10.

Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 43.

**Gas 8 / 8-2: Gas Salida del Aero-enfriador
GC-C107A/B-2**

El gas nuevamente se lo enfría para condensar fases acuosas, en este caso fue el agua líquida a una temperatura de 130 °F y presión constante de 435 psig.

El gas tal como lo muestra la Gráfica 3.11 se encuentra en una zona de una fase debido a que en la mayoría de las condensaciones después de enfriadores, condensa esencialmente agua y la curva de desarrollo de fases no cambia debido a que esta se ve afectada por el contenido de hidrocarburos y no por el contenido de agua. Las propiedades

físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 44.

Gas 9 / 9-2: Gas de Salida del Separador de Salida V-1073A/B - 2

Una vez recolectado los condensados de agua líquida en el separador se asegura un gas con calidad 100% gas a las condiciones de presión y temperatura según la Gráfica 3.12. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 45.

4. Etapa 4: Primer Ajuste del Punto de Rocío.

Para cumplir con las especificaciones de generación se plantea el primer ajuste de punto de rocío a una temperatura de 55°F ya que si se baja más la temperatura podría condensar líquidos en las membranas.

Gas 10: Gas de Entrada al Intercambiador Gas-Gas

Previamente para ingresar al Intercambiador Gas-Gas el flujo que estaba dividido en 2 vuelve a unirse y continua con las mismas características (130 °F a 430 psig) de calidad 100% de gas (Ver Gráfica 3.13), propiedades físicas y cromatografía (Ver Tabla 46).

Gas 10 A: Gas de Salida del Intercambiador Gas-Gas

En el Intercambiador gas-gas, se baja la temperatura al flujo del gas (112°F a 430 psig) por convección con el flujo de gas (94°F) a una menor temperatura que sale ya de esta etapa de ajuste de punto de rocío (separador V-1001). En esta etapa se condensa tanto agua como hidrocarburo líquido tal como se ve en la Gráfica 3.14, aunque como se explico antes esta se ve afectada por el contenido de

hidrocarburos y no por el contenido de agua. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 47.

Gas 11: Gas de Salida del Chiller.

En el Chiller con el refrigerante R22, enfría al gas por debajo del punto de rocío (85°F a 50 psig) llegando a una temperatura de 55 °F a 420 psig. Esto hace que el gas saque la mayor cantidad de condensados de agua líquida y de hidrocarburos líquidos, tal como lo muestra la Gráfica 3.15, aunque como se explico antes esta se ve afectada por el contenido de hidrocarburos y no por el contenido de agua. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 48.

Gas 12: Gas de Salida del Separador Trifásico.

Una vez que ha recolectado los condensados tanto de agua líquida como hidrocarburo líquido en el separador V-1001, el flujo que se obtiene tiene una sola fase siendo 100% calidad gas tal como lo muestra la Gráfica 3.16 a una temperatura de 55 °F sobre la temperatura de formación de hidratos. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 49.

5. Etapa 5: Sistema de Pre-Tratamiento de Membrana.**Gas 13: Gas de Entrada al Sistema de Pre-tratamiento de Membranas.**

El gas entonces para entrar al Sistema de Pre-Tratamiento de Membranas debe tener una temperatura mayor de 112 °F por lo cual se hace

pasar por el intercambiador Gas – Gas donde el flujo (Gas 13) recupera la temperatura que le cede el gas que entra al sistema, siendo entonces el Gas 12 el gas enfriador de este equipo. Al aumentar la temperatura del flujo se asegura que se mantenga en una sola fase Gráfica 3.17. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 50.

Gas 14: Gas de Entrada al Guard Bed.

En el Filtro Coalescedor seguirá su tratamiento, reteniendo partículas y gotas de líquido. Luego pasa al filtro poalescedor y luego al calentador. Manteniendo la temperatura de este gas (calidad 100 % gas) (Ver Gráfica 3.18). Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 51.

6. Etapa 6: Sistemas de Membranas

Gas 15: Gas de Entrada al Sistema de Membranas X-100.

El gas tras el Guard Bed asegura el no ingreso de fracción de líquido es decir totalmente en estado gaseoso (Ver Gráfica 3.19). Esto es importante recalcar ya que en caso de que se formaran líquidos en la membrana esto podría afectar en el rendimiento de esta y provocar daños a estos equipos. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 52.

Gas CO₂ de Salida al Flare

Este gas tiene más del 90% de fracción molar de CO₂ y a las condiciones de temperatura y presión se mantiene gaseoso. Las propiedades físicas y la

cromatografía del gas se observan en la Tabla 53 y el diagrama de fases Gráfica 3.20.

Residuo: Gas residuo de Salida del Sistema de Membranas

Gas removido aproximadamente 30% de fracción molar de CO₂. Por las condiciones de presión y temperatura se mantiene en estado gaseoso. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 54 y el diagrama de fases Gráfica 3.21.

7. Etapa 7: Segundo Ajuste de Punto de Rocío.

El gas residuo proveniente del sistema de membranas (MB-11), ingresará en primer lugar a los intercambiadores E-112(gas-gas) y E-113 (gas – líquido) dividiendo el flujo total en forma equivalente (385 psig y 123 °F), donde se pre-enfriará hasta una

temperatura cercana a los 39 °F aprovechando las corrientes de gas e hidrocarburo líquido frío del separador V-1002 respectivamente.

19: Gas de Entrada al Intercambiador Gas-Gas.

Este flujo de gas se mantiene en estado gaseoso ya que no ha sufrido ningún cambio de condiciones físicas sean estas presión y temperatura. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 55 y el diagrama de fases Gráfica 3.22.

21: Gas de Entrada al Intercambiador Gas-Líquido

Este flujo de gas se mantiene en estado gaseoso ya que no ha sufrido ningún cambio de condiciones físicas sean estas presión y temperatura. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se

observan en la Tabla 56 y el diagrama de fases Gráfica 3.23.

10: Gas de Salida del Intercambiador Gas- Gas

Este gas ya enfriado a 33.97 °F por debajo de la temperatura de formación de hidratos 50 °F nos muestra que condensa mayores fracciones de agua como de hidrocarburos líquidos. Esto nos indica que se está moviendo la curva de punto de rocío a una temperatura más baja, que luego alcanza los 4 °F, aunque como se explico antes esta se ve afectada por el contenido de hidrocarburos y no por el contenido de agua. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 57 y el diagrama de fases (Gráfica 3.24).

22: Gas de Salida del Intercambiador Gas-Líquido.

Este gas ya enfriado a 33.97 °F por debajo de la temperatura de formación de hidratos 50 °F muestra que condensa mayores fracciones de agua como de hidrocarburos líquidos. Esto nos indica que se está moviendo la curva de punto de rocío a una temperatura más baja, que alcanza los 4 °F. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 58 y el diagrama de fases (Gráfica 3.25).

Gas 16: Gas de Entrada al Chiller

El flujo de gas dividido en 2 se unen para el ingreso al chiller. Luego del enfriamiento en los intercambiadores el gas llega con una temperatura de 33°F obviamente arrastrando condensados de agua e hidrocarburo líquido. Las propiedades físicas

y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 59 y el diagrama de fases, el cual se ve afectada por el contenido de hidrocarburos y no por el contenido de agua. (Gráfica 3.26). Previo al ingreso se inyecta metanol a la línea para así evite la formación de hidratos del flujo de gas y se tapone la línea.

Gas 17: Gas de Salida del Chiller.

En el chiller se baja la temperatura hasta 4°F a 400 psig, muy por debajo de la temperatura de formación de hidratos señalada como 55°F razón por la cual se forman condensados de agua líquida e hidrocarburo líquido (Ajuste del Punto de rocío). Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 60 y el diagrama de fases el cual se ve afectado por el contenido de hidrocarburos y no por el contenido de agua. (Gráfica 3.27).

Gas 18: Gas de Salida del Separador Trifásico

El flujo de gas a una temperatura de 4°F a 400 psig (Punto de rocío), es liberado de todos los condensados tanto de agua líquida como de hidrocarburo líquido en el separador V-1002, dejando un gas seco a esas condiciones, esto asegura una calidad 100% de gas (Gráfica 3.28) y evita que a temperaturas más altas que se condense algún líquido. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 61.

8. Etapa 8: Sistema de distribución a las locaciones

Gsd: Gas al Sistema de Distribución.

El gas ya que se elevó la temperatura a 80°F de los 4°F a 400 psig aproximadamente, se entiende estará por encima de la zona de dos fases y tendrá calidad

100% de gas según la Gráfica 3.29. Las propiedades físicas y la cromatografía del gas se observan en la Tabla 62.

Se obtiene como caudal final de gas tratado 3.301 MMSCFD

La representación de los parámetros más importante se podrá visualizar en las Gráfica 3.30 y Gráfica 3.31.

De los gráficos se puede indicar lo siguiente:

Gráfico 3.30:

- En la primera etapa de enfriamiento (E-103) se condensa agua líquida (barriles/día).
- En cada etapa de enfriamiento, tras la compresión (COM-107 A/B/C) se condensa agua líquida (barriles/día).

- En la primera etapa de ajuste de punto de rocío se condensa tanto agua líquida como hidrocarburos debido al ajuste de la temperatura a la temperatura de formación de hidratos (55°F @ 420 psig).
- En la segunda etapa donde se ajusta el punto de rocío a 4°F @ 400 psig, se condensa tanto agua líquida como hidrocarburos del flujo de gas.

Gráfico 3.31:

- En la etapa de remoción de CO₂, en el sistema de membranas se observa claramente que baja a aproximadamente 20%.
- La fracción de H₂O baja desde la etapa de enfriamiento, compresión y ajuste de punto de rocío donde cae notablemente, sin embargo es en la segunda etapa de ajuste donde elimina totalmente la fracción de agua de la

composición química del gas. Esto evitara condensación por encima de esta temperatura 4 °F a 420 psig.

3.3.3 Modificaciones requeridas dentro del proceso del Sistema de tratamiento.

El sistema estará compuesto por los siguientes sistemas:

- Sistema de Refrigeración Aire/Aire – (Aero-enfriador E-103).
- Sistema de recolección de líquidos condensados a baja presión – (Separador V-102).
- Sistema de compresión de dos etapas - (COM-107 A/B/C).
- Sistema de ajuste de punto de rocío (Etapa 1).
- Sistema de pre-tratamiento para membranas.
- Sistema de remoción de CO₂ -membranas (MB-11).

- Sistema de ajuste de punto de rocío (Etapa 2).
- Sistema de recolección de líquidos condensados a alta presión - (Separador V-112).
- **Aero - enfriador de entrada (E-103).**

Teniendo en cuenta la capacidad aproximada del diseño requerida para el nuevo sistema del tratamiento del gas de 8076 MSCFD, se recomienda el reemplazo del equipo existente, por un nuevo aero-enfriador de mayor capacidad.

- **Separador de entrada (V-102).**

Tras desarrollar el criterio de verificación del separador, explicado en el Anexo 3, se concluye lo siguiente:

- No habrá cambio de equipo.

- Se recomienda adaptar un demister en el equipo

- **Sistema de enfriamiento existente (SK-2 A/B).**

El rango de enfriamiento de este equipo no es suficiente ya que tan solo alcanza 5 o 6 ° F y por su ubicación aguas arriba del sistema de compresión es decir a baja presión no condensa líquidos, es recomendable colocar este sistema en alta presión de forma tal de lograr mayor separación de pesados posible. Teniendo en cuenta esto, se recomienda remover el sistema de refrigeración actual e instalar un nuevo sistema de enfriamiento aguas abajo del sistema de compresión para ajuste de punto de rocío.

- **Sistema de compresión (COM-107 A/B/C).**

Este sistema será modificado (independizando los separadores de succión, inter-etapa y descarga; y los aerofriadores de inter-etapa y descarga) de forma tal que los

compresores A y B puedan operar en paralelo llevando la capacidad total a aproximadamente 6760 MSCFD. Adicionalmente, se instalará una tercera unidad (C) con las mismas características de los equipos existentes. Este equipo permanecerá en stand-by como unidad de back up.

- **Sistema de ajuste de punto de rocío (Etapa 1)**

Se incorporará la primera etapa de ajuste de punto de rocío a 55 °F a 425 psig. El objetivo de esta primera etapa de ajuste es de evitar formación de líquidos (condensación) en el Sistema de Membranas.

Está formado por un intercambiador gas-gas (E-111), un chiller (E-110) y un separador trifásico (V-1001). El fluido refrigerante utilizado en el Chiller (E-110) es el R-22, teniendo en cuenta su disponibilidad en Ecuador, el sistema del refrigerante se detallara con mayor descripción en el Anexo 4.

El hidrocarburo líquido será enviado al sistema de estabilización detallado en el Anexo 4.

- **Sistema de Pre-tratamiento de membranas**

De acuerdo a las recomendaciones del fabricante, el sistema de filtros existentes (coalescedor, polishing y guard bed) tienen capacidad suficiente para manejar el nuevo caudal de ingreso a las membranas y la verificación del calentador en línea (HT-10.01) detallado en el Anexo 4, se considera que esta dentro del rango de operación de temperatura.

- **Sistema de membranas (MB-11).**

El sistema de membranas actual está compuesto por dos bancos de 3 tubos cada uno.

Basado en las recomendaciones de Prosep, los 6 tubos existentes deberán ser recargados completamente con 36

nuevos módulos (Tipo CA-0840LXe). Adicionalmente, un nuevo skid de 4 tubos con 24 módulos deberá incorporarse para alcanzar la capacidad de 8 MMSCFD.

1. El gas residuo (385 psig y 123°F) con un contenido molar de CO₂ inferior al 20% será dirigido al sistema final de ajuste de punto de rocío (2da etapa).
2. El permeato (6 psig y 85°F) será enviado al sistema de flare de la planta.

• **Sistema de ajuste de punto de rocío (2da etapa).**

Este sistema estará formado por:

- Intercambiador Gas-Gas (E-112).
- Intercambiador Gas-Líquido (E-113).
- Chiller (E-114) (con refrigerante R-22).

- Separador Trifásico (V-1002)

Con este sistema el gas quedará finalmente acondicionado con un punto de rocío aproximado de 4°F @ 400 psig.

En este caso, la temperatura del gas de salida (4 °F) se encuentra por debajo de la temperatura de formación de hidratos en las condiciones de operación. Para desplazar la temperatura de formación de hidratos por debajo de la operativa, se requiere la inyección de metanol, este sistema está detallado en el Anexo 4. Para ello se han previsto boquillas de inyección en el ingreso del gas al chiller.

El hidrocarburo líquido será enviado al sistema de estabilización (Ver Anexo 4).

- **Separador V-112A**

En este equipo no se espera formación de condensados teniendo en cuenta el ajuste de punto de rocío, por lo tanto, se mantiene el mismo separador.

- **Sistema de distribución de gas**

Con el punto de rocío alcanzado en el gas tratado, no se espera condensación en las líneas de transporte, teniendo en cuenta la temperatura ambiente mínima registrada de 70°F.

3.4 Características del gas obtenido del Sistema de tratamiento para generación eléctrica.

Tras la simulación de procesos de facilidades de gas, se obtuvo el flujo de gas presentado en la Tabla 63.

El gas de salida simulado cumple con los rangos y características del gas necesario para la generación eléctrica, ya que:

- Tiene un menor porcentaje en la fracción molar de CO₂ que es aproximadamente 21%.
- La fracción molar del agua cumple totalmente ya que se reduce en un 100%, bajando el punto de rocío para agua e hidrocarburo de 86 °F a 50 psig a 4 °F a 420 psig, evitando que condense hidrocarburos o agua líquida por las líneas de distribución a las locaciones dañando los equipos de generación, debido a caídas de presión o temperatura.

En base a esta descripción se decidió comprar el generador Wuakesha detallado en la Tabla 64.

Tras la simulación se proyecta una mejora en la eficiencia operativa de trabajo promedio de los generadores Wuakesha debido al acondicionamiento del gas de un 85%, siendo esta inicialmente de un

65%, este dato fue proporcionado por el técnico a cargo de estos equipos.

CAPÍTULO 4

4. ANÁLISIS ECONÓMICO

Una vez finalizado la optimización y ampliación del sistema de tratamiento de gas se realiza el análisis comparativo de ganancia económica con respecto a la mejora de la eficiencia operativa de trabajo. Para esto se elabora una lista de los equipos nuevos que son necesarios en el nuevo sistema con sus respectivos accesorios. Además se detalla en forma referencial un presupuesto de gastos y al finalizar se realiza una justificación de la inversión.

4.1 Listado de los Equipos del Nuevo Sistema

Los equipos totales a usarse dentro de la ampliación están detallados en la Tabla 65.

4.2 Presupuesto de Gastos.

En la Tabla 66 muestra los costos del desarrollo del estudio del sistema de tratamiento de gas, adicional contiene los costos de los materiales y equipos requeridos para este nuevo sistema, este presupuesto fue hecho a partir del 2007 antes de empezar su funcionamiento.

En la Tabla 67, contiene los costos de la instalación del mejoramiento del nuevo sistema de tratamiento de gas y rubros adicionales necesarios para la inversión de esta, este presupuesto fue elaborado a partir del año 2008 donde inicia la instalación del nuevo sistema de gas.

En la Tabla 68 se muestra un presupuesto del costo de inversión total del Mejoramiento de Sistema de Tratamiento de Gas CPF. El funcionamiento del nuevo sistema de tratamiento de gas inicia su

funcionamiento a finales del 2008, con un costo de inversión de \$5'310.000 (Ver en la Tabla 68).

El Capitulo 2 muestra que la capacidad de generación (KW) instalada en cada una de las locaciones es mayor que la que se genera y requerirá (KW), evitando así una compra desmedida de generadores.

Solo se incorporará nuevos generados a gas para el sistema de reinyección en la planta CPF. Utilizando un generador con una potencia de 1100 KW trabajando a una eficiencia de 0.85 % que sería 935 Kw., se puede observar en la Tabla 69 el número de generadores que necesitamos por año.

4.3 Justificación de la Inversión

La inversión se ve justificada en la reducción del costo de generación a gas con una mayor vida útil.

En la Tabla 70 se obtiene que a una mayor eficiencia de 85% se genera mayor capacidad de kw en un menor tiempo, alcanzando lo requerido

en los primeros meses del 2009, pudiendo así evitar la compra de los generadores extras del 2009 y 2010.

Los costos anuales de operación de los Generadores a gas funcionando con una eficiencia de aproximadamente 65%, teniendo en cuenta que el costo promedio anual de mantenimiento de un generador a gas es aproximadamente \$12111.36.

Se proyectó con la incorporación de la nueva planta de tratamiento la eficiencia de los generadores mejorará a un 85%, entonces el costo de generación a partir del 2008 por 1 KW generado disminuirá.

La diferencia entre los costos por cada KW/hr generado a las diferentes eficiencias dará un ahorro en USD, de 0.017 USD por día. (Ver tabla 71).

Con el mejoramiento de la eficiencia en los nuevos generadores a gas trabajando a 85%, se obtendrá como beneficio evitar que los generadores se dañen, obteniendo así un mayor tiempo de vida útil.

Se realizará menos mantenimientos correctivos (overhaul) en los generadores a gas aproximadamente cada 5 años. Cabe recalcar que actualmente se están realizando de 2 a 3 mantenimientos correctivos al año en cada generador a gas. El costo promedio de cada mantenimiento correctivo de un generador a gas es \$170000 aproximadamente.

Posterior al ahorro que obtenemos por el mejoramiento de la eficiencia y el ahorro en los mantenimientos a los generadores a gas, tenemos otros beneficios como el ahorro por disminución de costo operativo del costo de barril de petróleo, además que a causa de esta mejor se podría recuperar condensados estables los cuales aproximadamente serían 100 BPD y con el precio actual del crudo la inversión se pagaría rápidamente, sin embargo estos puntos no los cubre el presente proyecto.

CONCLUSIONES

Tras la realización del proyecto evaluado tanto técnico y económico se llego a las siguientes aseveraciones:

- 1) El proceso tal como estaba estructurado no cumple con las característica del gas requeridas para generación ya que el punto de rocío es de 86 ° F @ 50 psig teniendo arrastre de hidrocarburos líquidos y agua líquida. Por estas razones el sistema de tratamiento de gas es mejorado.
- 2) El sistema de proceso más idóneo para el tratamiento de gas para la optimización es el sistema de refrigeración mecánica.

- 3) Con el mejoramiento del sistema del tratamiento del gas, el gas requerido tiene un Punto de Rocío de agua e hidrocarburo de 4 ° F @ 400 psig y su fracción molar de CO₂ aproximadamente del 20% a la salida de las membranas, teniendo en cuenta los requerimientos de los motores de generación eléctrica instalados en el campo.

- 4) Las modificaciones del nuevo sistema de tratamiento del gas son las siguiente:
 - Reemplazar el Aero-Enfriador de Entrada actual y colocar uno de mayor capacidad (8.076 MMSCFD).

 - Colocar un demister al Separador V-102 para evitar el arrastre de líquido en el gas de salida.

 - Remover el sistema de refrigeración actual Sk-2 A/B e instalar un nuevo sistema de enfriamiento aguas abajo del sistema de compresión para ajuste de punto de rocío con un circuito de refrigeración en dos etapas, donde el primer ajuste se realizó aguas arriba de la membrana hasta una temperatura tal que asegure que no

exista condensación en estas; y el ajuste final se realizó aguas debajo de esta hasta alcanzar las condiciones requeridas.

- Independizar el sistema de compresión COM-107A/B de forma tal que los compresores A y B puedan operar en paralelo.
 - Instalar una tercera unidad (C) con las mismas características de los equipos existentes, de forma tal que el sistema de compresión cuente con un back up.
 - Recargar completamente los 6 tubos existentes en el sistema de membrana con 36 nuevos módulos (Tipo CA-0840 LXe).
 - Adicionar un nuevo skid de 4 tubos con 24 módulos para alcanzar la capacidad del diseño.
- 5) Con el punto de rocío alcanzado en el gas tratado, no se espera condensación en las líneas de transporte, teniendo en cuenta la temperatura ambiente mínima registrada de 70 ° F.

- 6) Sastiface los requerimientos de demanda eléctrica del Complejo ILYP 2007-2010.

- 7) Los costos de inversión anuales fueron los siguientes:
 - \$ 3'285.898 en el año 2007.

 - \$ 1'915.000 en el año 2008.

- 8) Con la incorporación de la nueva planta de tratamiento obtenemos los siguientes beneficios mencionado a continuación:
 - Mejora la eficiencia de los generadores aproximadamente a 85%.

 - Se reducirá el número de mantenimientos correctivos en los equipos a cada 5 años.

 - El ahorro por disminución de costo operativo del barril de petróleo

- 9) Cabe recalcar que análisis económico que se realizo fue realizado en base de proyecciones dentro de los años 2007 hasta el 2010.

- 10) Los sistemas adicionales tratados en los anexos 3, no están dentro del estudio del presente trabajo sin embargo por su conexión con el mismo se los menciona detallándolos brevemente.

- 11) El ahorro del costo operativo del barril del petróleo y la recuperación por la estabilización de condensados se menciona como posibles beneficios sin detallarlos dentro del proyecto.

RECOMENDACIONES

Asimismo se determinó recomendaciones correctivas y preventivas a tomarse según el diagnóstico realizado como se indica a continuación:

- 1) El presente análisis está contemplado en función del desarrollo del Complejo ILYP con la perforación de nuevos pozos (2007-2010), se estimaría hacer la revisión periódica del proceso, cabe recalcar que el presente estudio utilizó datos de predicciones de fluidos y conjetura la no condensación a lo largo de las líneas de distribución.
- 2) Verificar las instalaciones de la batería de producción para asegurar primordialmente que se tenga la capacidad para procesar el petróleo, se debe verificar detalladamente la capacidad en todos los trenes de separación en CPF, desde los separadores de producción FWKO's, en caso de detectarse deficiencias en tratamiento se debe tomar las medidas correspondientes para ampliar su capacidad.

- 3) En el caso del agua, su incremento es muy significativo y se recomienda empezar análisis de optimización del tratamiento y distribución del agua para inyección, recuperar al máximo el aceite en agua contenido y eliminar en la medida de lo posible los sólidos contenidos, asimismo se debe verificar la capacidad de inyección tanto en facilidades como en recepción de pozos, en caso de no tener capacidad suficiente , de manera urgente debe ampliarse la capacidad de inyección y/o buscar nuevos objetivos en la inyección.

- 5) El proveedor de cada equipo del sistema de tratamiento de gas podrá recomendar el uso de revestimiento interno, de acuerdo a su experiencia y a las características del gas.

- 6) Para cada una de las locaciones existente en el Bloque CM, tratar de evitar que el fluido que llega a los equipos de generación este al contacto de la temperatura ambiente, colocando protecciones alrededor de las líneas de distribución en los puntos de mayor perdidas de presión y temperatura, sean estos techos o cubiertas evitando así la formación de condensados.

- 7) Para el caso de la generación en el Campo L, evitar al máximo la mezcla del gas con el residual de PetroIndustrial y el de la misma locación. Se podría contemplar un estudio e implementación igual de un sistema de tratamiento en la estación principal.

- 8) Esta información adecuadamente manejada permitirá una mejor planificación de los mantenimientos y de la operación de los equipos tanto como los del sistema de tratamiento como los equipos de generación.

- 9) Adicional este sistema debido a su facilidad de expansión, puede abarcar otros procesos anexos al sistema de enfriamiento que aquí no se han tenido en cuenta.

BIBLIOGRAFÍA

1. B. CRAFT Y M. F HWAKINS, INGENIERÍA APLICADA DE YACIMIENTOS PETROLÍFEROS.
2. CAMPBELL JOHN, PETROLEUM FLUID FLOW SYSTEMS, FIRST EDITION, 1983, CAMPELL PETROLEUM SERIES.
3. HIMMELBLAU, D. M., BISCHOFF, K.B., “ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE PROCESOS”, ED.REVERTE (1976).
4. HYPROTECH LTD. “HYSIS REFERENCE MANUAL” (2001).
5. KATZ, DONALD, HANDBOOK OF NATURAL GAS ENGINEERING.

6. SIVALSS C. RICHARD, PRODUCTION FACILITIES DESIGN MANUAL
7. TEUSACA, CURSO TEÓRICO PRÁCTICO HYSIS CON ENFÁSIS EN DISEÑO EN PLANTA DE GAS NATURAL.
8. TECNA, MEJORAMIENTO DEL SISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE GAS CPF Y SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN (ENERO 2007).
9. THE GPSA ENGINEERING DATA BOOK TWELTH EDITION (Electronic).
10. WIKIPEDIA – 2007 “ECUACIÓN DE PENG ROBINSON”.

ANEXOS



ANEXO 1

CÁLCULO DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS

1. Peso Molecular Aparente del Gas Natural

El peso molecular aparente formado por una serie de componentes se calcula a partir de la fracción molar y pesos moleculares individuales de cada componente, representada por la siguiente ecuación matemática:

$$Ma = \sum_{i=1}^n (Y_i)(M_i) \quad (2)$$

Donde:

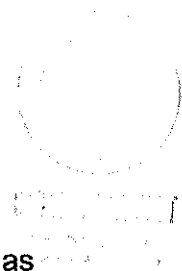
Ma: Peso Molecular Aparente

Y_i: Fracción molar del componente "i" de la mezcla de gas

M_i: Peso molecular del componente "i" de la mezcla de gas

n: Número de componentes en la mezcla de gas

Los resultados se presentan en la Tabla 72.



2. Gravedad Específica del Gas Natural

Es la razón de la densidad de un gas a determinadas presión y temperatura a la densidad del aire a la misma temperatura y presión, generalmente 60°F y presión atmosférica.

La ecuación con la que se calcula este parámetro es principalmente aplicable para gases ideales, su uso también es aplicable para gases reales, entonces:

$$GE = \frac{Ma}{Maire} \quad (3)$$

Donde:

Ma: Peso Molecular de la muestra de gas

Maire: Peso Molecular del aire, que es 28.96 gr/mol

Los resultados se presentan en la Tabla 73.

3. Poder Calorífico del Gas Natural

Definimos el poder calorífico como la energía que se desprende en la combustión completa de la unidad de masa o de volumen del combustible. Aquí convendría diferenciar los conceptos de poder calorífico superior e inferior. De este valor calorífico dependerá su valor comercial, para el caso de generación es muy importante conocer su poder calorífico ya que de esto dependerá si es bueno para el uso de generación eléctrica y escoger así el tipo de generador correcto.

- **Poder calorífico inferior (PCI)**, se lo conoce como poder calorífico neto también, se denomina así al poder calorífico cuando el agua resultante de la combustión se supone en estado de vapor con los demás productos de la combustión.
 - **Poder calorífico superior (PCS)**, o poder calorífico bruto o total, se denomina así al poder calorífico cuando el agua resultante de la combustión se supone líquida (condensada) en los productos de combustión.
-

El poder calorífico se obtiene a través de la sumatoria de la multiplicación de la fracción molar con su respectivo poder calorífico de cada componente del gas.

Los resultados se presentan en la Tabla 74.

4. Calor Específico del Gas Natural



BIBLIOTECA FICT
E.S.P.O.L.

Capacidad que tiene una unidad de más de gas para absorber o liberar calor cuando su temperatura aumenta o disminuye respectivamente en la unidad. Se lo determina ya sea manteniendo la presión constante y el volumen variable, designado C_p ; o viceversa, C_v .

- **Calor específico a presión constante C_p :** Representa la cantidad de calor que hay que suministrar a una unidad de masa de una sustancia, a presión constante, para elevar un grado su temperatura.

El calor específico de la mezcla a presión constante, se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$C_p = \sum_{i=1}^n Y_i C_{pi} \quad (4)$$

Donde:

C_p : calor específico de la mezcla, a presión constante.

Y_i : fracción molar del componente i .

C_{pi} : calor específico del componente i , a presión constante.

n : número total de componentes en la mezcla.

- **Calor específico a volumen constante C_v :** Representa la cantidad de calor que hay que suministrar a una unidad de masa de una sustancia, a volumen constante, para elevar un grado su temperatura.

Se puede calcular mediante la relación:

$$C_v = C_p - 1.9 \quad (5)$$

Los resultados se presentan en la Tabla 75.

5. Determinación de la relación k:

La relación k o coeficiente adiabático, está dada por la relación:

$$k = K_o / K_w \quad (6)$$

En el proceso de los cálculos de compresión, se necesita conocer el factor k.

Los resultados se presentan en la Tabla 75.

6. Contenido de Vapor de Agua.

El contenido de vapor de gas natural no es más que la cantidad de agua en estado de vapor que puede permitir dicho gas bajo condiciones de presión y temperatura. Puede ser calculado a través de la Figura 5.1.



7. Factor de Compresibilidad del gas (z)

El factor Z, se puede considerar como un factor de corrección para que la ecuación de estado, en realidad z corrige los valores de presión y volumen leídos para llevarlos a los verdaderos valores de presión y volumen que se tendrían si el mol de gas se comportara a la temperatura T como ideal.

El factor de compresibilidad Z es un factor que compensa la falta de idealidad del gas, así que la ley de los gases ideales se convierte en una ecuación de estado generalizada.

$$P.V = z.n.R.T \quad (7)$$

Determinación del factor z

El factor z, el cual, como ya se dijo, depende de las condiciones de presión y temperatura y del tipo de gas.

El factor de compresibilidad se lo calcula con el Método de Carr-Kobayashi-Burrows así:

$$P_{sr} = \frac{P}{667 + 15 * \gamma_g + 37.7 * \gamma_g^2} \quad (8)$$

$$T_{sr} = \frac{T}{168 + 325 * \gamma_g - 12.5 * \gamma_g^2} \quad (9)$$

Por medio de la Figura 5.2 se puede obtener el factor z.

ANEXO 2

BASE TEÓRICA DE LA SIMULACIÓN SE PROCESOS PARA SISTEMAS DE TRATAMIENTOS DE GAS

1. Procesamiento del gas.

Obtención a partir de la mezcla de hidrocarburos gaseosos producida en un campo, de componentes individuales como etano, propano, butano y más pesados del gas.

Productos:

- Gas Residual
 - Gases licuados
 - Líquidos del gas
-

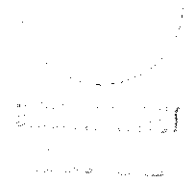
1.1. Opciones de procesamiento

1.1.1. Absorción (Ver Figura 6.1).

- Objetivo: Extracción de líquidos del gas natural y producción de C_{3+} .
- Deshidratación a través de glicol y/o tamices (En este caso el glicol puede afectar el funcionamiento de las membranas).
- Recobro de C_2 de hasta 60%.

1.1.2. Refrigeración Joule Thompson (JT) (Ver Figura 6.2).

- Objetivo: Extracción de líquidos del gas y producción de C_{3+} .
- Deshidratación moderada con glicol o tamices
- Recobro de hasta 90% de C_3 .



1.1.3. Refrigeración turbo-expansión (Ver Figura 6.3).

- Objetivo: Extracción de líquidos del gas y producción de C_{3+} y C_{2+} .
- Deshidratación profunda con glicol o tamices y remoción de CO_2
- Alto recobro de más del 70% de C_{2+} .

1.1.4. Fraccionamiento (Ver Figura 6.4).

- Objetivo: Separación de componentes C_2, C_3, C_4, C_5 .

Ninguno de estos procesos cumplen requerimientos para procesar el gas para generación de ajustar punto de rocío a condiciones de generación y aparte unos utilizan glicoles que afectan el rendimiento de las membranas.

1.1.5. Refrigeración mecánica (Ver Figura 6.5).

- Objetivo: Control del punto de rocío
- Estabilización de líquidos para mezcla con crudo.
- No requiere inyección de glicol.
- Bajo recobro de C_2 y C_3 .

Por ende tomando en cuenta las condiciones y objetivos este proceso cumple con las especificaciones y en base a este se trabaja en la simulación. Este sistema consta de un intercambiador gas-gas (enfriado por la corriente de gas frío que sale del separador trifásico), intercambiador gas-líquido (enfriado el gas por medio de la corriente de hidrocarburo frío que sale del separador trifásico), Chiller (enfriado el gas por medio del refrigerante R22) y el separador trifásico (donde se condensan los líquidos condensados y se los separa del fluido), aparte se inyecta metanol a la línea para así separar el condensado del flujo de gas.

2. Métodos de Cálculos de la Separación Flash

La cantidad de fluido de hidrocarburo que existen en la fase gaseosa o líquida en algún punto del proceso es determinada por calculación Flash.

Para una determinada presión y temperatura de cada uno de los componentes de la mezcla del hidrocarburo esta en equilibrio. La fracción molar de los componentes en la fase de gas depende no solo de la presión y temperatura, sino también de la presión parcial de dicho componente. Por lo tanto, la cantidad de gas depende de la composición total del fluido como la fracción molar de cualquier componente en la fase gaseosa es una función de la fracción molar de todos los demás componentes en esta fase.

Esto es mejor comprendido por la asignando un valor de "k" de equilibrio para cada componente. El valor K es una fuerte función de la temperatura y la presión y otras composición del vapor y la fase líquida.

$$K_N = \frac{V_N/V}{L_N/L} \quad (10)$$

Donde,

K_N = Constante para N componentes a una determinada presión y temperatura.

V_N = N componentes de moles en la fase vapor

V = Moles totales en la fase de vapor

L_N = N componentes de moles en la fase líquida

L = Moles totales en fase líquida

Los valores de K definidos previamente son para una determinada "convergencia" de presión para examinar la composición de la fase líquida y de vapor. Hay un procedimiento en el GPSA Engineering Data Book para calcular la presión de convergencia basada en la simulación

de fluidos como un sistema binario con un ligero componente de hidrocarburos, que representa por lo menos 0.1 % molar en el líquido y un pseudo-componente pesado teniendo el mismo peso promedio de la temperatura crítica como el resto de los hidrocarburos más pesados.

La presión de convergencia se lee de un gráfico de presión de convergencia versus la temperatura operativa para pseudo-binarios comunes.

En la mayoría de las aplicaciones del campo petrolífero la presión de convergencia será entre 2000 y 3000 psia, excepto en presiones muy bajas, entre 500 y 1500 psia son posibles. Si la presión de operación es mucho menor que la presión de convergencia, la constante de equilibrio no es muy afectada por la elección de la presión de convergencia.

Por lo tanto, utilizando una presión de convergencia de 2000 psia esta es la primera buena aproximación para la mayoría de los cálculos flash.

Cuando se requiere una mayor precisión, la presión de convergencia debe calcularse.

Si K_N para cada componente, y la relación entre el total de moles de vapor para el total de moles de líquido (V/L) son conocidos, entonces los moles de los N componente en la fase de vapor (V_N) y los moles en la fase líquida (L_N) pueden calcularse a partir de:

$$V_N = \frac{K_N F_N}{\frac{1}{(V/L)} + K_N} \quad (11)$$

$$L_N = \frac{F_N}{K_N (V/L) + 1} \quad (12)$$

Es necesario en primer lugar conocer la cantidad (V/L) , pero dado que tanto V y L son determinados por la suma V_N y L_N , es necesario recurrir a una solución iterativa. Esto se realiza, primero estimando (V/L) , y calculando V_N y L_N para cada componente, sumando hasta obtener el total de moles de gases (V) y líquidos (L) y entonces comparando lo calculado (V/L) para el valor asumido. Al hacer este procedimiento, es útil usar la relación:

$$L = \frac{F}{1 + (V/L)} \quad (13)$$

Una vez asumido un valor de (V/L) , es fácil calcular el valor correspondiente asumido para L. Esto es mejor ilustrado en el ejemplo de la Tabla 76.

Análisis de la Tabla 76:

a) La fracción molar para cada componente (Columna 2) es obtenida a partir de los datos de la prueba.

b) La Columna 3 se determina a partir de los gráficos de K_N , asumiendo una presión de convergencia de 2000 psia. Para calcular el K_{CO_2} se utiliza la siguiente fórmula:

$$K_{CO_2} = (K_{C_1} + K_{C_2})^{1/2}$$

En la simulación el Heptano ($K_{C_7H_{16}^+}$), fue calculado como Decano.

c) La Columna 4 se obtiene a partir de la derivación de la ecuación 3-10, asumiendo que $F = 100$ moles y $(V/L) = 1.5$. Esto es, $L = 40$ moles. Con esta asunción se ha calculado que $L_N = 44.45$ moles y esto es graficado en la Figura 6.1 como el punto "1".

d) La Columna 5 se obtiene haciendo otra asunción $(V/L) = 0.5$ (es decir, $L = 66.7$ moles), con esta asunción se ha calculado que $L_N = 60.87$. Esto será graficado como el punto "2".

e) En la Figura 6.1, el punto "3", será la intersección del valor asumido y el valor calculado, esto indica una $L \cong 50$, cual corresponde a un $(V/L) \cong 1.0$. Esto es tabulado en la Columna 6.

Puede observarse en esta columna que $L_N = 49.9$.

f) La Columna 7, caracteriza a la composición del flujo de gas, es obtenida de la diferencia entre la Columna 6 y la Columna 2.

2.1. Caracterización de la Corriente del flujo

Una vez realizada la calculación flash y la composición molecular de los componentes del gas y líquidos se han determinado, es posible determinar las propiedades y las tasas de flujo de la corriente del gas y el líquido.

2.1.1. Peso Molecular del Gas:

El peso molecular de la corriente se calcula a partir de la ponderación:

$$MW = \frac{\sum [V_N * (MW)_N]}{V}$$

(14)



El peso molecular de la corriente de gas de la Tabla 76 es calculado en la Tabla 77.

Análisis de la Tabla 77:

- a. La Columna 2 representa el peso molecular de los componentes son fuentes de referencias estándares.

- b. La lista de la Columna 3 representa el número de moles de cada componente para 100 moles de alimentación. Esto es los mismos datos de la Columna 7 en la Tabla 76.

- c. La Columna 4 es la multiplicación entre la Columna 3 y 2.

El peso molecular del gas es el siguiente:

$$MW = \frac{911.5}{50.1} \Rightarrow MW = 18.19$$

La gravedad específica del gas puede ser determinado a partir de la siguiente ecuación:

$$S = \frac{MW}{29} \quad (15)$$

En donde,

$$S = \frac{18.19}{29} = 0.63$$

2.1.2. Tasa del flujo del Gas:

Si la tasa de flujo de la entrada de la corriente de gas es conocida en moles por día entonces el número de moles por día del flujo del gas puede ser determinado a partir de:

$$V = \frac{F}{1 + \frac{1}{(V/L)}} \quad (16)$$

Donde,

V= tasa del flujo de gas, moles/día

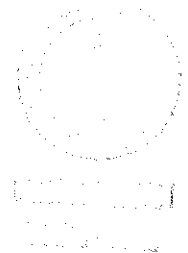
F= Corriente total del flujo de gas, moles/día

L= rata del flujo del liquido, moles/día

Una vez conocido los moles de la tasa del gas, entonces la tasa del flujo en pies cúbicos estándar puede ser determinada recordando que un mol de gas ocupa 380 pies cúbicos en condiciones estándar. En consecuencia:

$$Q_g = \frac{380V}{1,000,000} \quad (17)$$

Donde Qg = tasa del flujo del gas, MMSCFD.



Asumiendo la rata de flujo entregada de 10,000 moles por día para la corriente fueron calculadas en la Tabla 76.

$$V = \frac{10,000}{1 + \frac{1}{50.10/49.90}} = 5,010 \text{ moles / dia}$$

$$Q_g = \frac{380}{1,000,000} (5,010) = 1.90 \text{ MMSCFD}$$

2.1.3. Peso Molecular del Líquido:

El peso molecular de la corriente del líquido es calculada de la ponderación del promedio del peso molecular del componente del líquido dado por:

$$MW = \frac{\sum L_N * (MW)_N}{L} \quad (18)$$

Esto es calculado en la Tabla 78.

Análisis de la Tabla 78:

- a. La Columna 2 es la misma como en la Tabla 77.
- b. La Columna 3 es la composición de la corriente del líquido para 100 moles de la alimentación como fue calculada en la Tabla 77(Columna 7).
- c. La Columna 4 es la multiplicación de la Columna 2 por la Columna 3 y representa el peso de cada componente en la corriente del líquido. El peso molecular del líquido es:

$$MW = \frac{7,212}{49.90} = 145$$



2.1.4. Gravedad específica del Líquido:

El peso de cada componente es el número de moles de ese componente multiplicado por su peso molecular. La gravedad específica del líquido está dada por:

$$S.G. = \frac{\sum [L_N * (MW)_N]}{\sum \left[\frac{[L_N * (MW)_N]}{(S.G.)_N} \right]} \quad (19)$$

Continuando con el análisis de la Tabla 78.

- a. La Columna 5 representa la gravedad específica para cada componente en la fase del líquido en condiciones estándares salvo que se indique lo contrario.
- b. Esto sería más exacto ajustar estas gravedades para la presión y la temperatura actuales del fluido siendo calculadas. Los resultados de la Columna 6 se obtienen dividiendo los resultados de la Columna 4 para los de la Columna 5. La gravedad específica del líquido es:

$$S.G. = \frac{7,212}{9,238} = 0.78$$

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{0.78} - 131.5 = 49.9$$

2.1.5. Rata del flujo del Líquido:

En este ejemplo para una tasa de flujo de entrada de 10,000 moles/día, la rata de flujo es:

$$L = \frac{10,000}{1 + \frac{50.10}{49.90}} = 4,990 \text{ moles / día}$$

La tasa del flujo líquido en barriles/día puede ser obtenida a partir de:

$$Q_l = \frac{L * (MW)}{350(S.G.)} \quad (20)$$

Donde,

Q_l = tasa del flujo del líquido, bpd

S.G.= gravedad específica del líquido (agua=1)

Hay 350 libras por barriles de agua, y 350(S.G.) libras por barriles del líquido.

$$Q_i = \frac{\text{Libras}}{\text{Libras / barril}} \quad (21)$$

Para este ejemplo:

$$Q_i = \frac{(4,990) * (145)}{(350) * (0.78)} = 2,650 \text{ bpd}$$

2.1.6. Corriente de Flujo:

Muchas veces el diseñador toma la fracción molar de cada componente en el flujo de alimentación, pero esto no da la rata del flujo molar para la corriente. Tal vez sea necesario estimar el número total de moles en el flujo de alimentación (F) a la tasa de flujo esperada de barriles fiscales de flujo. Como primera

aproximación, se puede suponer que todo ese petróleo en los tanques fiscales puede ser caracterizado por el componente del C_7^+ del flujo. Por lo tanto, la velocidad de alimentación en moles por día puede ser aproximado como:

$$L \cong \frac{350(S.G.)_7 * Q_l}{(MW)_7} \quad (22)$$

Donde,

L = rata del flujo del líquido, moles/ día

$(S.G.)_7$ = gravedad específica de C_7^+

$(MW)_7$ = Peso Molecular de C_7^+

Q_l = Tasa del flujo del líquido, bpd



Los moles de la rata del flujo del flujo de alimentación es entonces calculada como:

$$F = \frac{L}{(\text{Fracción Molar})_7} \quad (23)$$

Donde,

F = tasa del flujo del flujo de alimentación, moles/día

(Fracción Molar)₇ = fracción molar del componente C_7^+ en el flujo de alimentación

Para este ejemplo, si los moles de la tasa de alimentación de 10,000 moles/día no fue dado, pero fue requerida diseñar para 2,500 bpd de tanques fiscales líquido, los moles de la rata de alimentación para la calculación flash puede ser aproximada como:

$$L = \frac{350 * (0.86) * (2,500)}{253} = 2,974$$

$$F = \frac{2,974}{0.2607} = 11,400 \text{ moles / día}$$

La calculación flash podría entonces proceder. La tasa de flujo calculado para cada corriente en el proceso podría entonces ser radios para reflejar el error entre tasa de flujo de los tanques fiscales asumidos y las tasas de flujos de los tanques fiscales deseados.

3. Ecuaciones de Estado.

El uso más importante de una ecuación de estado es para predecir el estado de gases y líquidos. Una de las ecuaciones de estado más simples para este propósito es la ecuación de estado del gas ideal, que es aproximable al comportamiento de los gases a bajas presiones y temperaturas mayores a la temperatura crítica. Sin embargo, esta ecuación pierde mucha exactitud a altas presiones y bajas temperaturas, y no es capaz de predecir la condensación de gas en líquido. Por ello, existe una serie de ecuaciones de estado más precisas para gases y líquidos. Entre las ecuaciones de estado más empleadas sobresalen las ecuaciones cúbicas de estado. De ellas, las más conocidas y utilizadas

son la ecuación de Peng-Robinson (PR) y la ecuación de Redlich-Kwong-Soave (RKS).

P = Presión (atmósferas)

V = Volumen

n = Número de moles

V_m = V/n = Volumen molar, el volumen de un mol de gas o líquido

T = Temperatura (K)

R = constante de los gases (8,314472 J/mol·K) o (0,0821 atm·L/mol·K)

Ecuación de Peng-Robinson

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (24)$$

R = constante de los gases (8,31451 J/mol·K)

$$a = \frac{0,45724R^2T_c^2}{P_c} \quad (25)$$

$$b = \frac{0,07780RT_c}{P_c} \quad (26)$$

$$\alpha = \left(1 + \left(0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2\right) \left(1 - T_r^{0,5}\right)\right)^2 \quad (27)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (28)$$

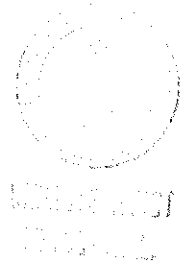
Donde ω es el factor acéntrico del compuesto.

Los parámetros habían de poder ser expresados en función de las propiedades críticas y el factor acéntrico.

El modelo debía ser razonablemente preciso cerca del punto crítico, particularmente para cálculos del factor de compresibilidad y la densidad líquida.

Las reglas de mezclado no debían emplear más que un parámetro sobre las interacciones binarias, que debía ser independiente de la presión, temperatura y composición.

La ecuación debe ser aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades de los fluidos en procesos naturales de gases.



ANEXO 3

VERIFICACIÓN DE CONDICIONES DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS

1. Separador V-102

Criterio de verificación para el separador.

La temperatura ambiente que se utiliza en este estudio previo es de 50 ° F, la cual se encuentra por debajo de la mínima registrada, definida en los capítulos anteriores (70 ° F). Esta condición representara la más crítica desde el punto de vista de mayor enfriamiento y formación de condensados

El criterio de verificación utilizados están basados en el cálculo de la velocidad terminal (máxima recomendada) en el separador y el tiempo mínimo de residencia para los líquidos.

Velocidad terminal (V_t)

$$V_t = k * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (29)$$

Donde:

ρ_L es la densidad de líquido

ρ_G es la densidad de gas

El factor k obtenido de la Gráfica 7.1 (Valores conservativos para separadores sin demister), este valor es $k = 0.125 \text{ ft/seg}$. Esta constante varía de acuerdo al diseño del separador.

Estos valores de k para una separación gas /líquido pueden ser lo siguientes:

- $K = 0.25 \text{ ft/s}$ (separadores con demister)

- $K = 0.125$ ft/s (separadores sin demister)

- Tiempo de residencia mínimo de 2 minutos para la fase líquida.

1.1. Cálculos de los datos de Verificación del Separador de entrada de V-102.

En las Tabla 79 y Tabla 80 se encontraran las propiedades y caudales de operación para el separador y se especifica la dimensiones del separador.

1.1.1. Velocidad Terminal (Vt)

$$V_t = k * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}, \quad k = 0.025 \frac{m}{s} \quad (30)$$

Datos de entrada:



$$\rho_L = 993.79 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_G = 5.78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$k = 0.025 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Resultado:

$$V_t = 0.025 * \sqrt{\frac{(993.79 - 5.78)}{5.78}} \quad V_t = 0.33 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

1.1.2. Área requerida del separador (A)

$$A = \frac{Q_g}{V_t} \quad (31)$$

Datos de entrada:



$$Q_g = 0.621 \frac{m^3}{s}, \quad V_t = 0.33 \frac{m}{s}$$

Resultado:

$$A = \frac{0.621 m^3 / s}{0.33 m / s}$$

$$A = 1.90 m^2$$

1.1.3. Diámetro Interno requerido del separador (D) :

$$A = \frac{\pi}{4} D^2, \quad D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \quad (32)$$

Resultado:



$$D = \sqrt{\frac{4 * 1.90m^2}{\pi}}$$

$$D = 1.56m \Rightarrow D = 5.10ft$$

Diámetro existente: 2.92ft

Entonces se comprueba que el separador V-102 no cumple con los parámetros proyectados.

De acuerdo a los datos de diseño el separador de entrada a la planta fue originalmente dimensionado para un caudal de gas de aproximadamente 2.300 MMSCFD.

De acuerdo a los cálculos, con el $K = 0.125$ ft/s definido para separadores sin demister, el caudal máximo coincide aproximadamente con el de diseño.

Por lo tanto, este equipo podrá manejar el caudal de diseño, siempre y cuando cuente con un demister, caso contrario, se producirá arrastre de líquidos en el gas de salida.

Para las nuevas condiciones de diseño de entrada a planta (8.000 MMSCFD), el separador V-102 verifica para un $K = 0.25$ ft/s, correspondiente a un separador con demister.

Se recomienda colocar un demister en el separador V-102, en el caso en que, como demuestran los cálculos teóricos, no lo tenga.

2. Calentador (HT-10.01)

2.1. Verificación del equipo.

El calentador en línea tiene las siguientes condiciones de diseño,
Ver Tabla 81.

En base a los datos de la simulación el gas de entrada a este equipo es aproximadamente 112 °F y el gas de salida 125 °F los cuales están dentro del rango del diseño original.

ANEXO 4

SISTEMAS ADICIONALES DENTRO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS DE LA PLANTA CENTRAL DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN

1. Circuito de refrigerante

El circuito utilizará el refrigerante R-22 y estará compuesto por los siguientes equipos:

- Compresor de refrigerante (CÓM-108 A/B)
 - Acumulador de Refrigerante R-22 (V-1003)
 - Separador de succión de compresores Refrigerante (V-1004)
 - Válvulas de expansión
 - Condensador de refrigerante (E-115)
-

- Chillers de primera y segunda etapa del sistema de ajuste de punto de rocío (E-110 y E-114)

2. Sistema de estabilización de condensados

Los hidrocarburos condensados en los separadores trifásicos (V-1001 y 1002) serán enviados a un sistema de estabilización de condensados luego del paso por el intercambiador gas-líquido (E-113).

Los líquidos estabilizados con un RVP inferior a 12 psia podrán inyectarse en los tanques de almacenaje de crudo T-101 A/B o en la succión de las bombas booster del sistema de exportación de crudo (P-104 A/B). Cabe recalcar que su descripción y filosofía de operación, control y seguridad no forma parte del alcance del presente estudio.

3. Sistema de inyección de metanol

Como se mencionó anteriormente, debido a la posible formación de hidratos en las condiciones de operación de la plata de tratamiento de

gas, se ha previsto en cada uno de los chillers (E110, E114) conexiones para inyección de metanol.

El sistema de inyección de metanol estará formado por un tanque acumulador y por dos bombas de inyección.



ANEXO 5

FIGURAS

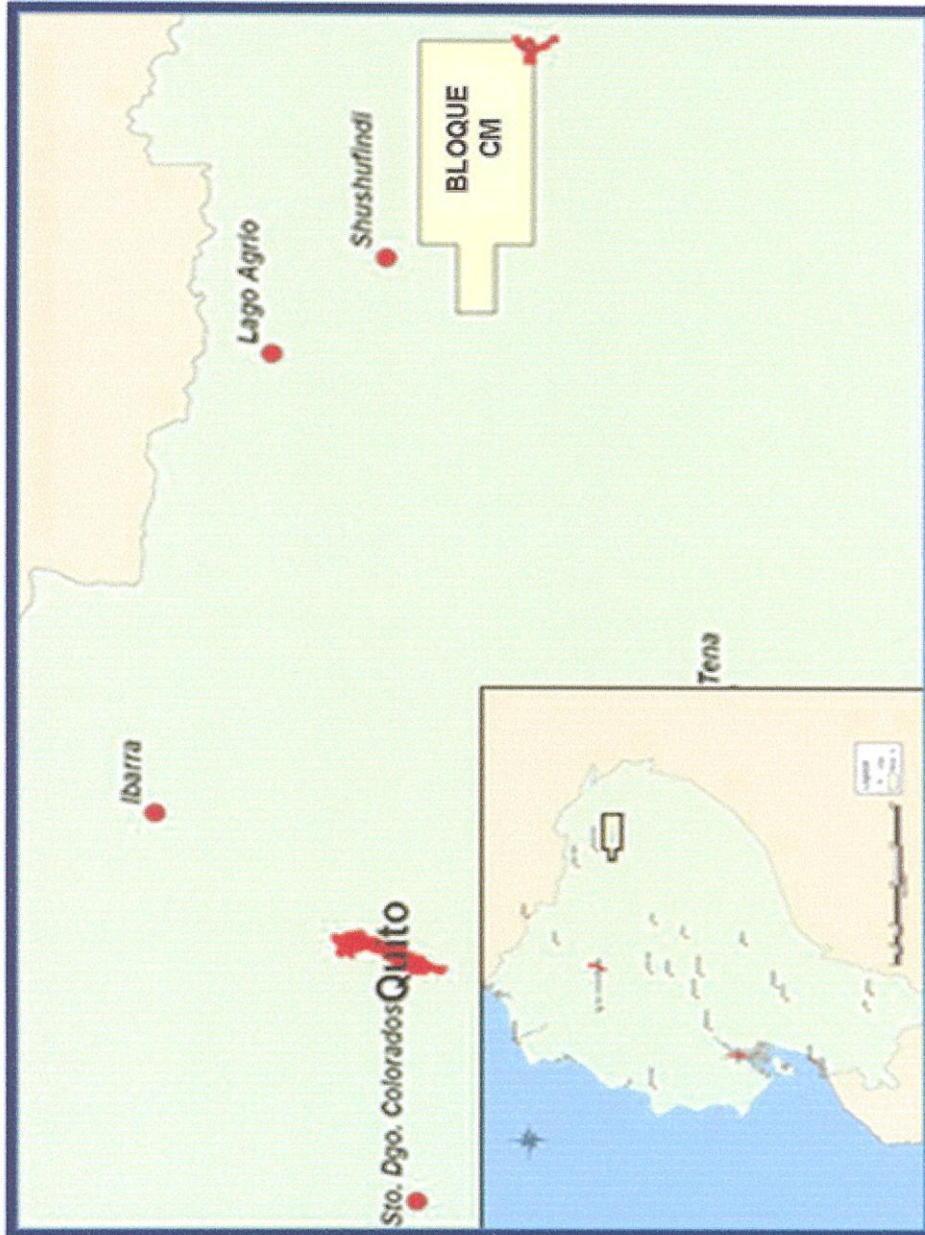


FIGURA 1.1. UBICACIÓN BLOQUE CIM

FUENTE: Departamento de Construcciones - UB 15

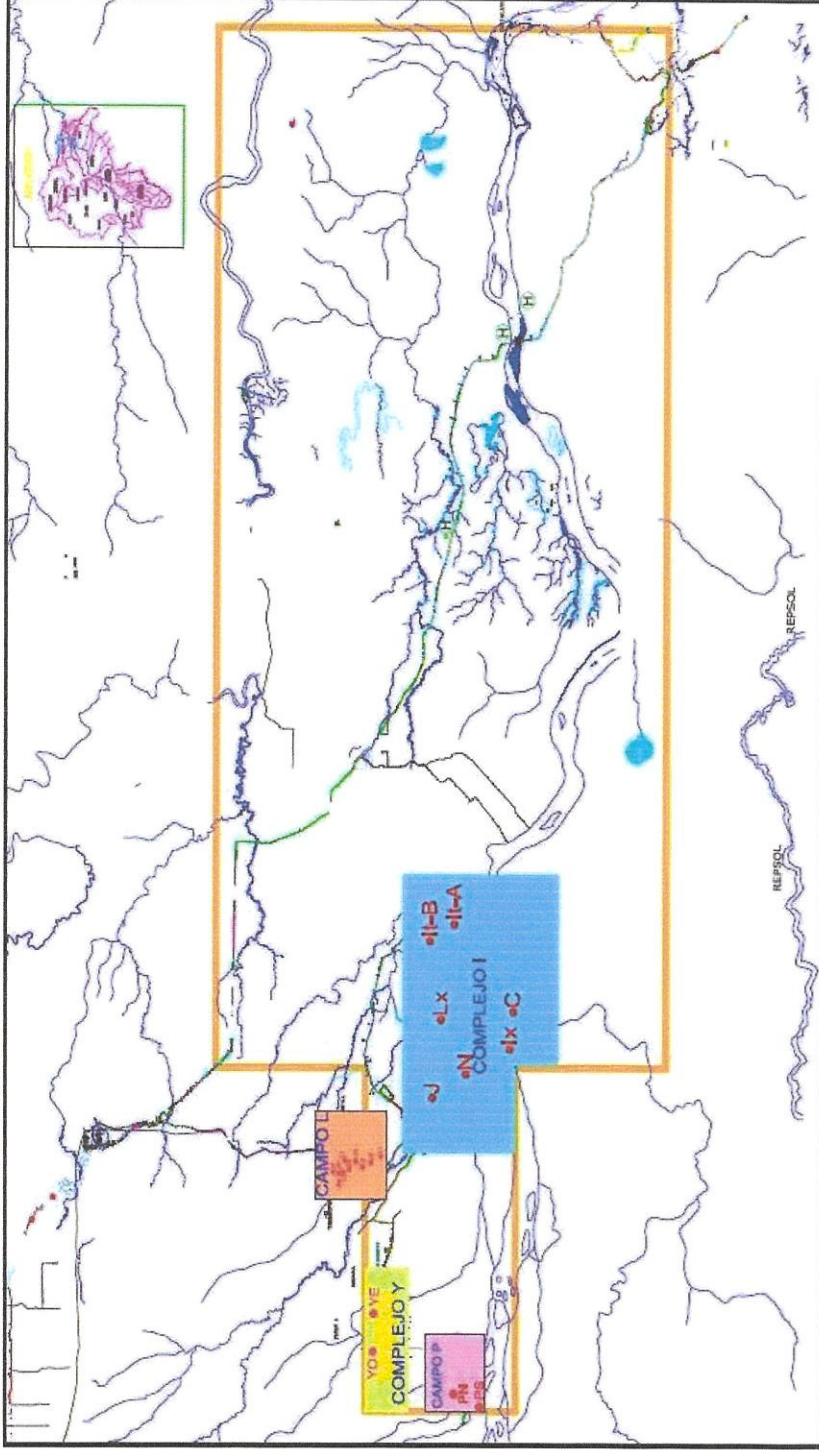


FIGURA 1.2. MAPA DEL COMPLEJO "I", "Y" Y LOS CAMPOS L y P

FUENTE: Departamento de Construcciones - UB 15

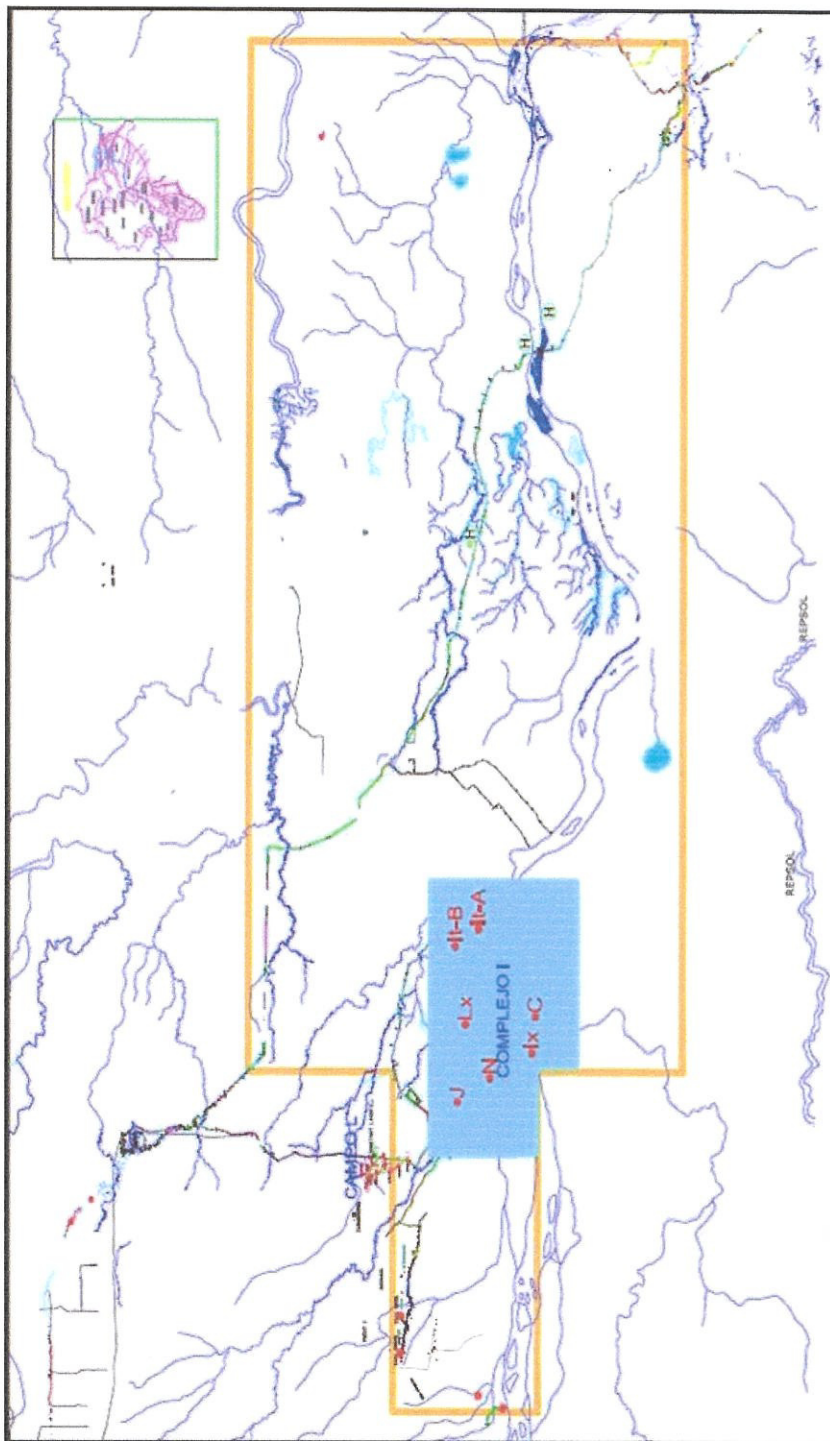


FIGURA 1.3. MAPA DE LOS CAMPOS DEL COMPLEJO "I"

FUENTE: Departamento de Construcciones - UB 15



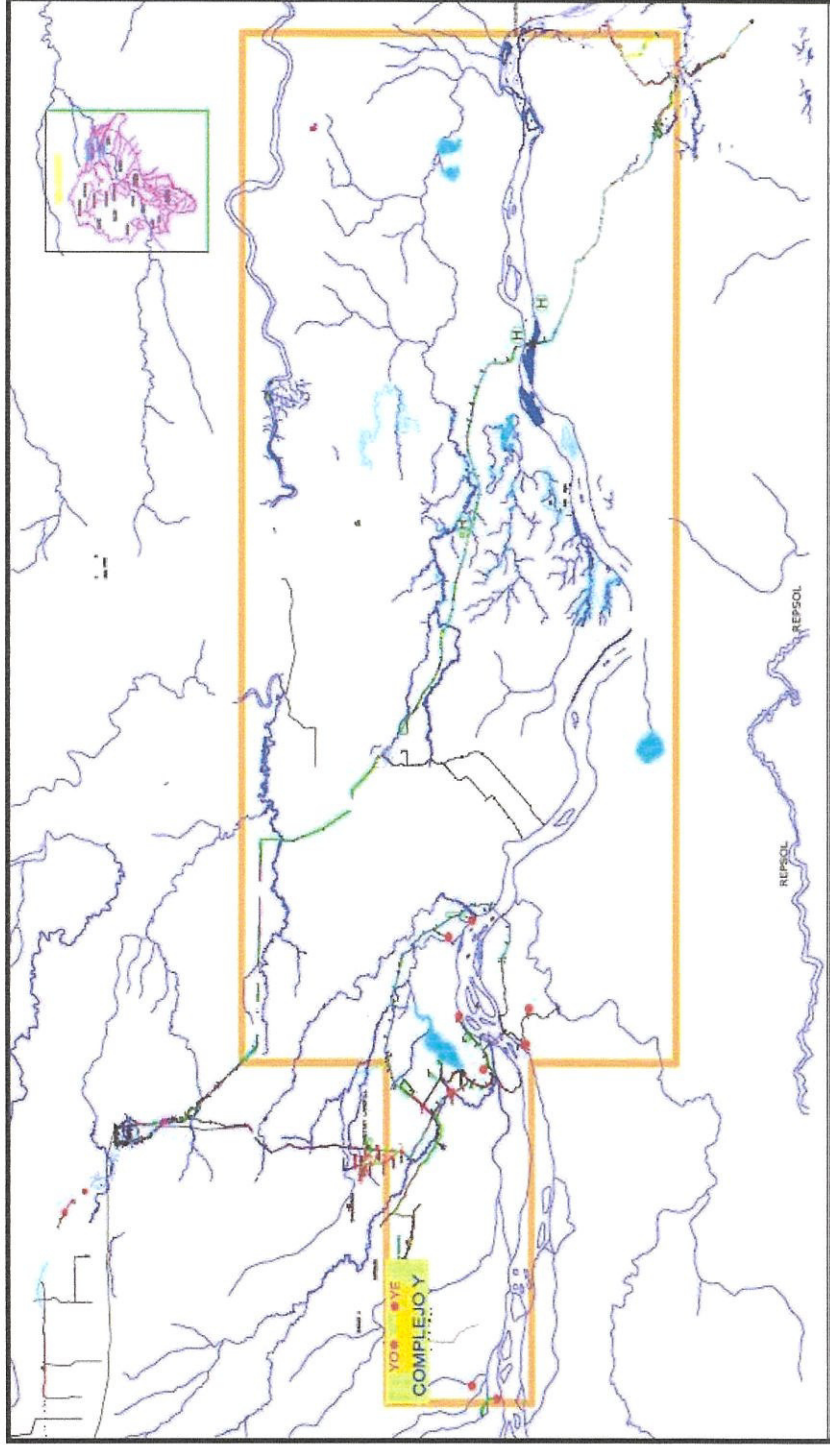


FIGURA 1.4. MAPA DE LOS CAMPOS DEL COMPLEJO "Y"

FUENTE: Departamento de Construcciones – UB 15



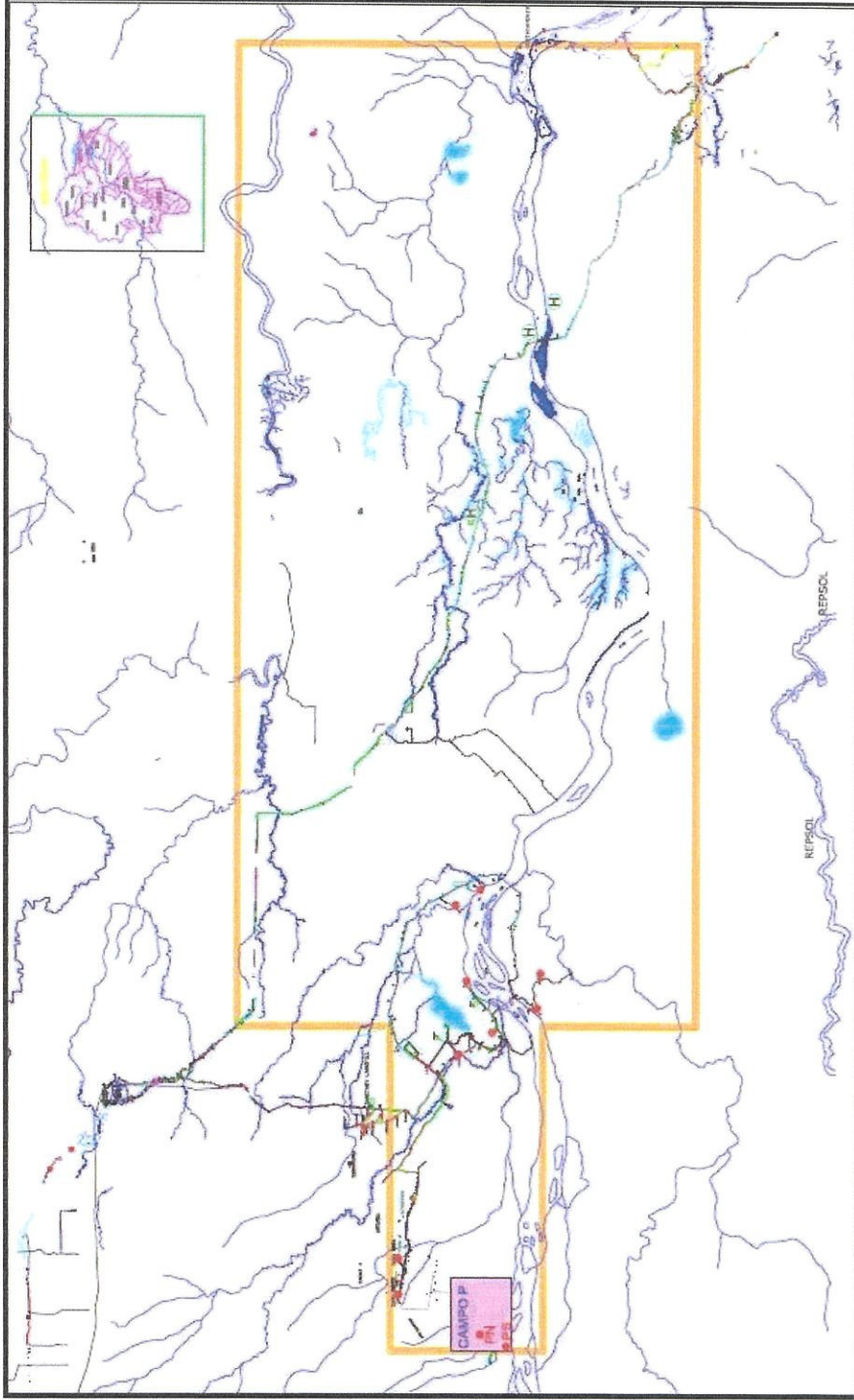


FIGURA 1.5. MAPA DEL CAMPO P.

FUENTE: Departamento de Construcciones – UB 15



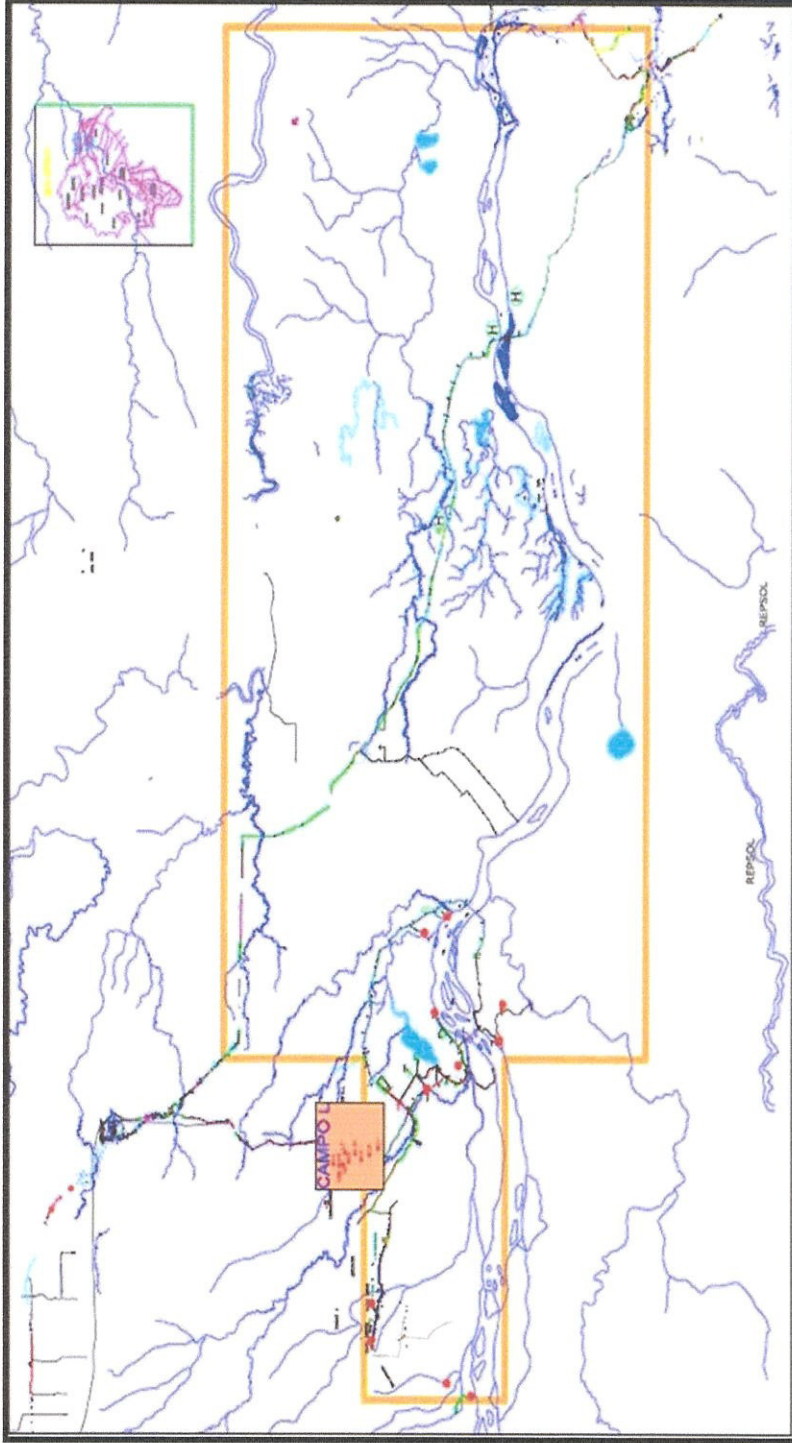


FIGURA 1.6. MAPA DEL CAMPO L

FUENTE: Departamento de Construcciones – UB 15



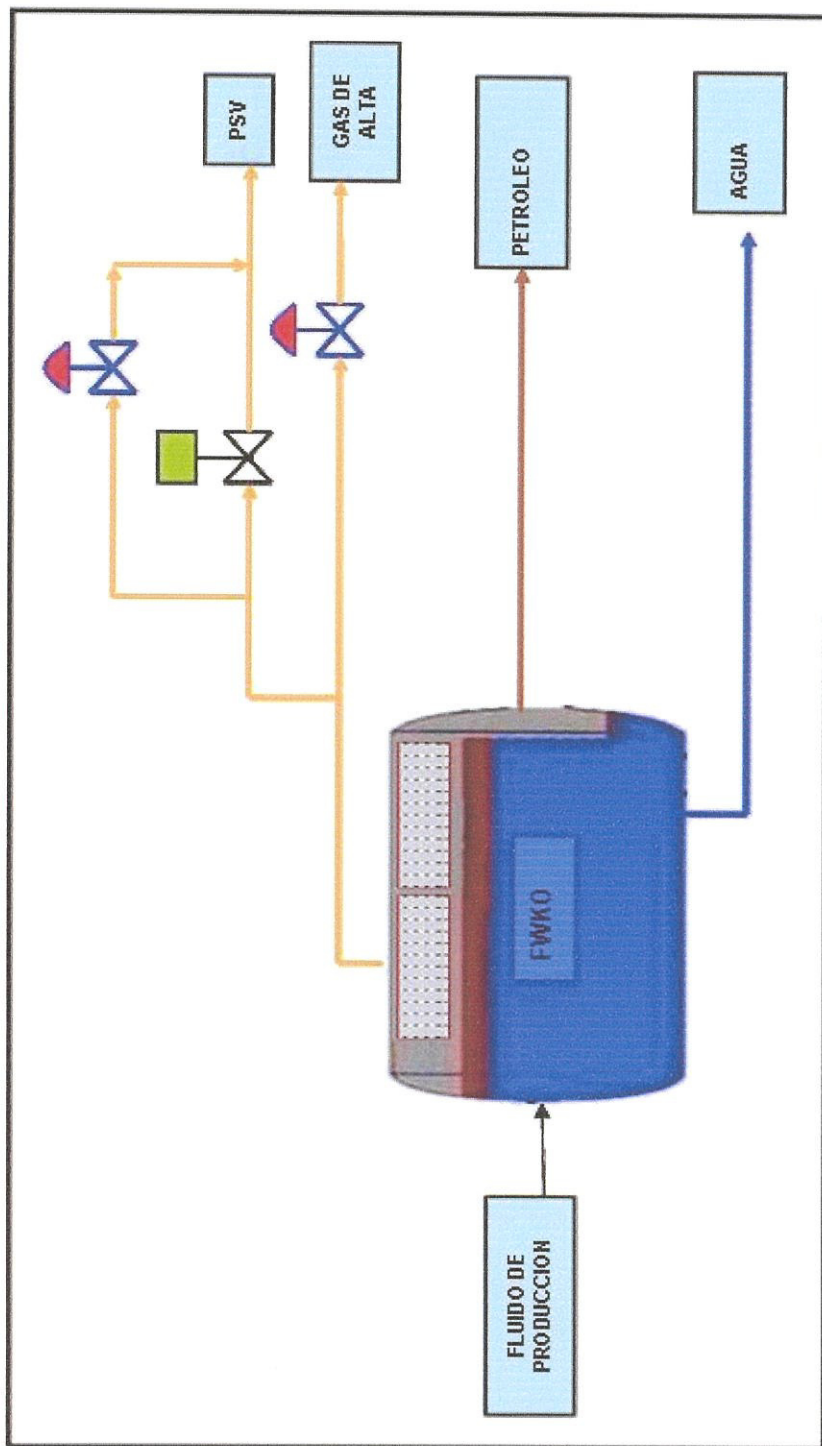


FIGURA 1.7. ESQUEMA DE SEPARACION DEL FLUIDO EN EL SEPARADOR DE AGUA LIBRE

FUENTE: Elaborado por Mariela Murillo y Carla Echeverría

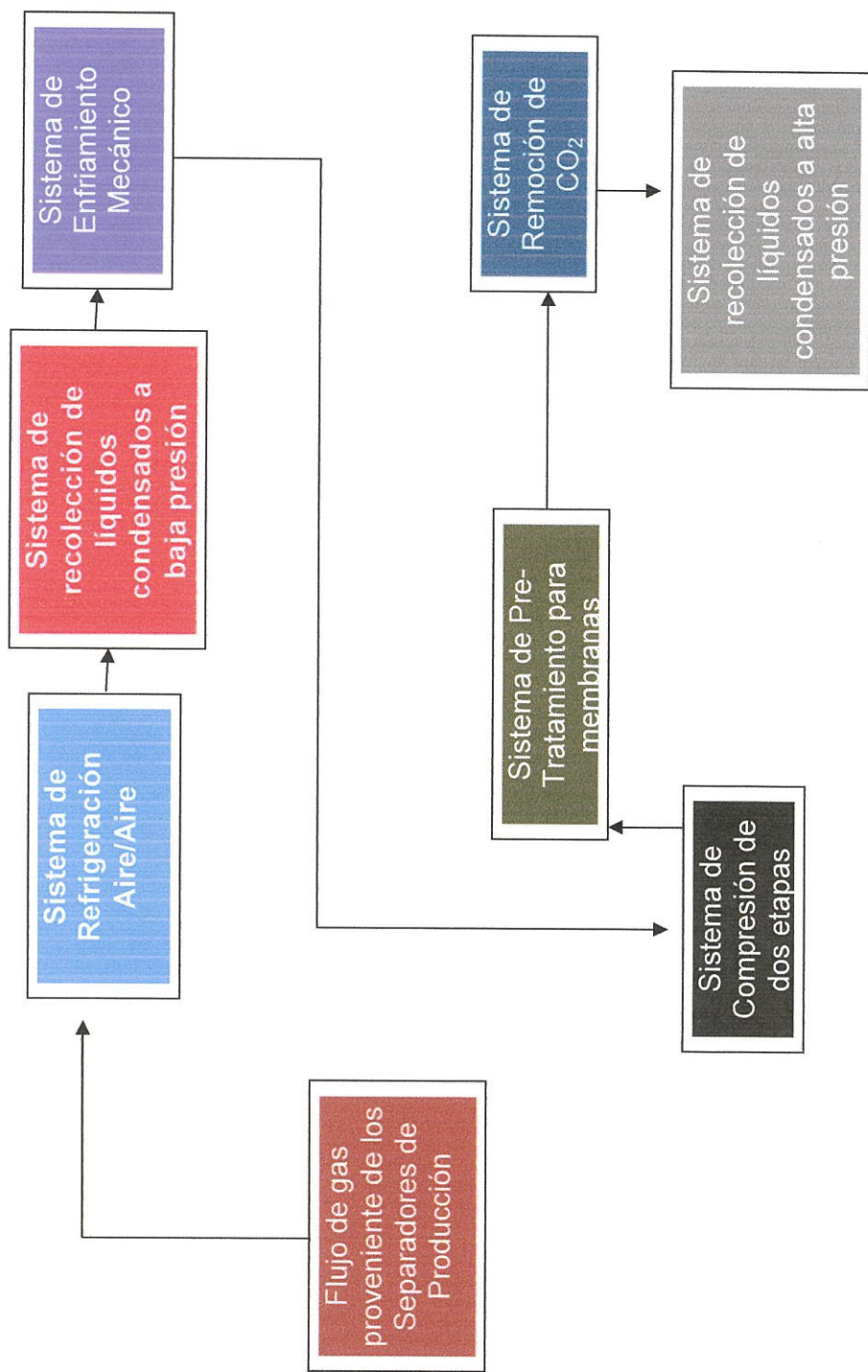


FIGURA 2.1. DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS – CPF

FUENTE: Elaborado por Mariela Murillo y Carla Echeverría



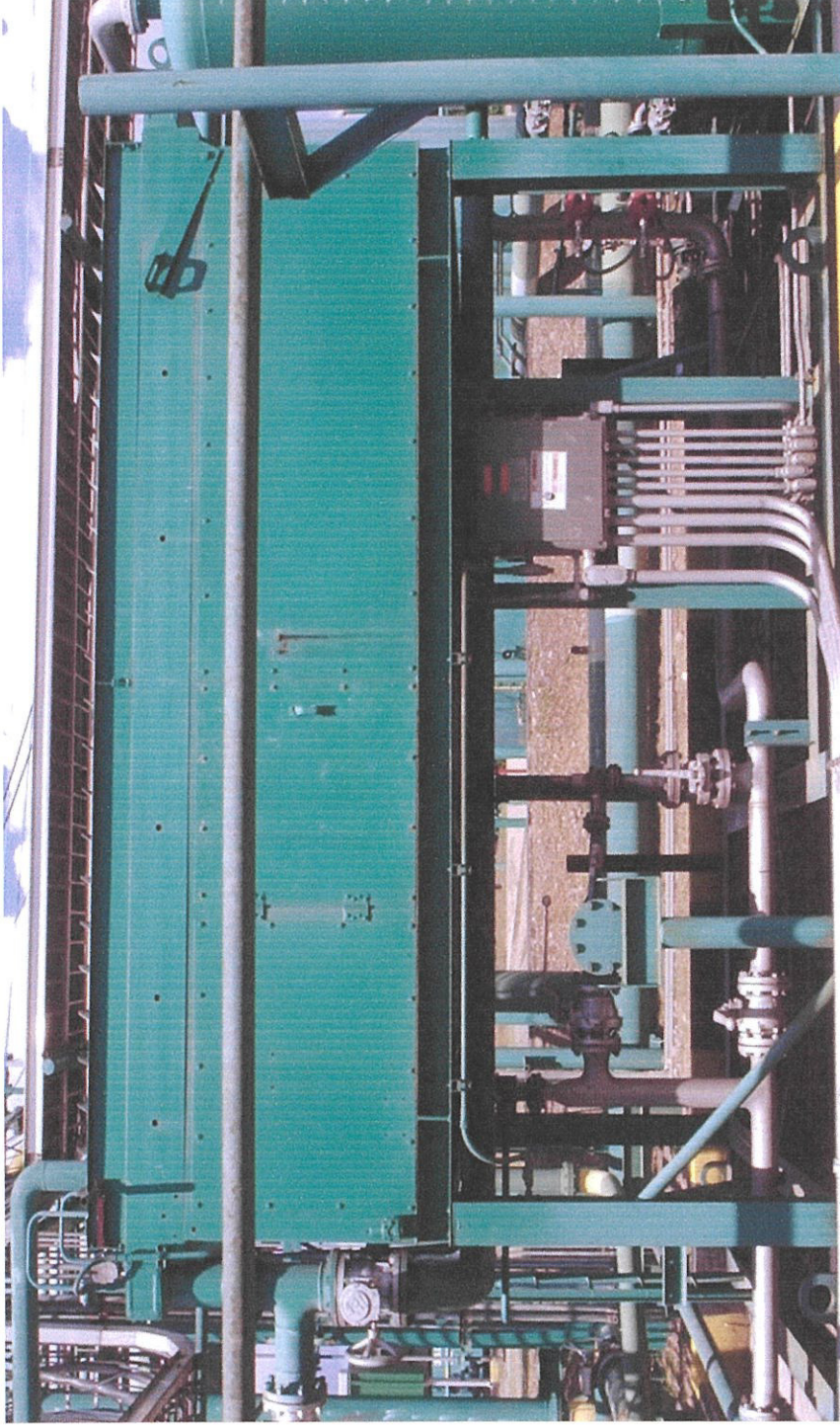


FIGURA 2.2. AEROENFRIADOR – E-103

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)

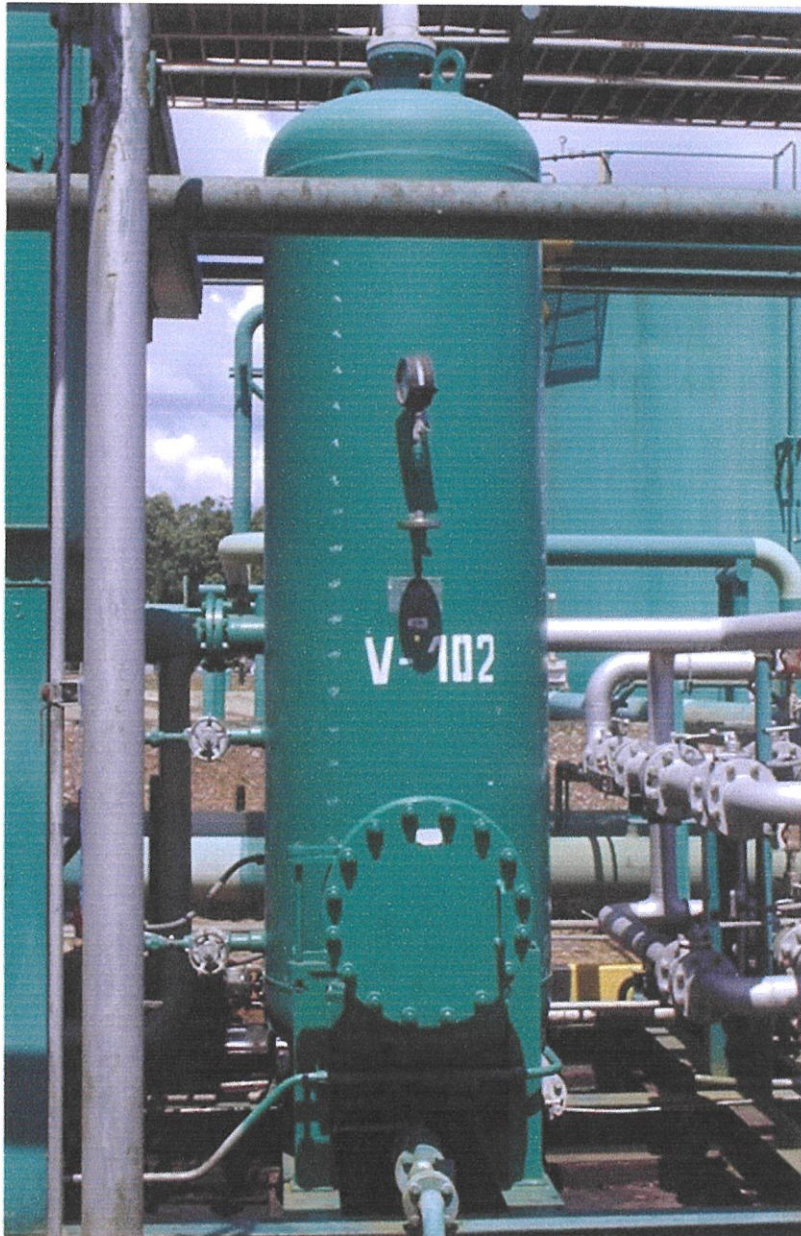


FIGURA 2.3. SEPARADOR V-102

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)

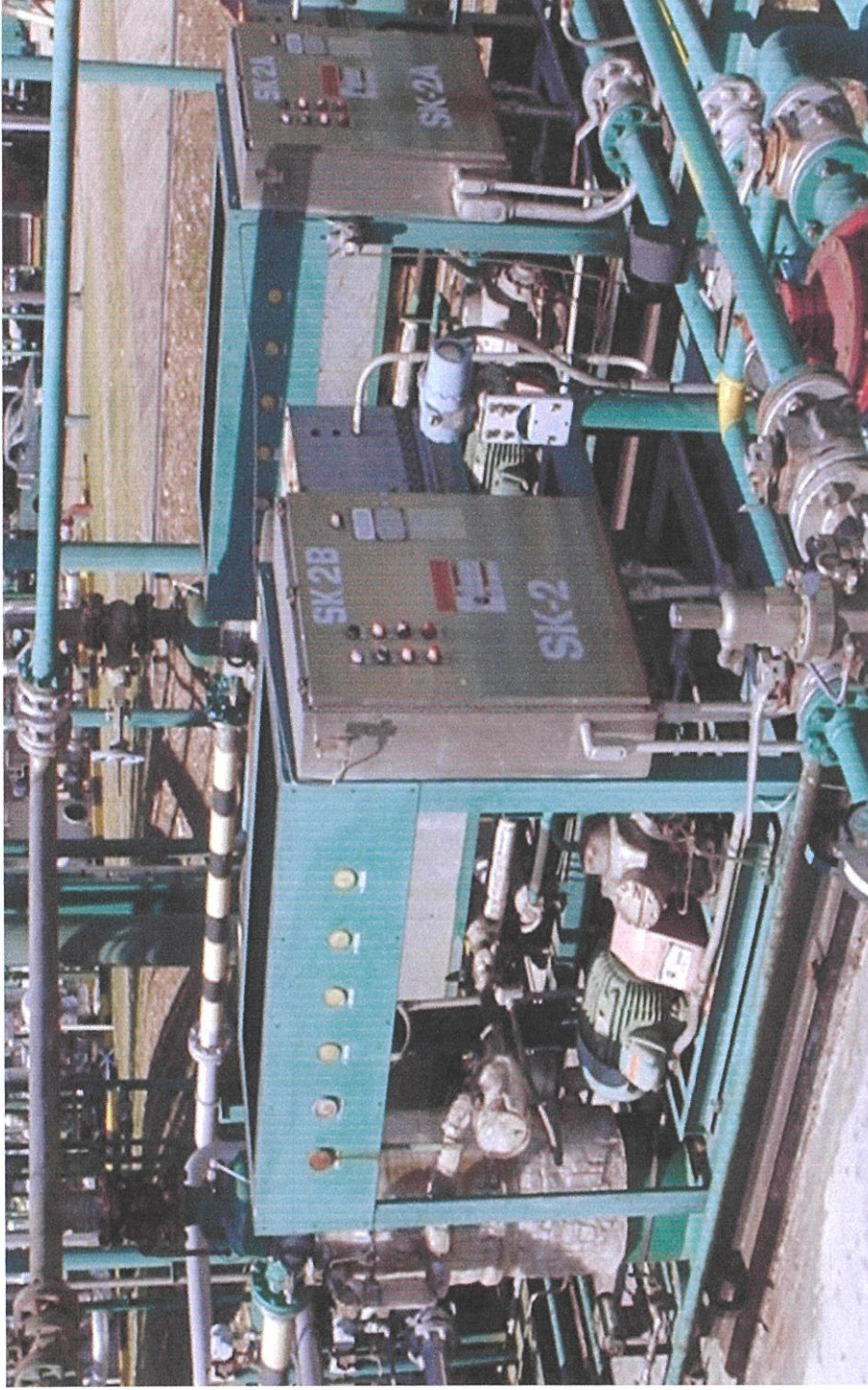


FIGURA 2.4. SISTEMA DE ENFRIAMIENTO MECÁNICO

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)



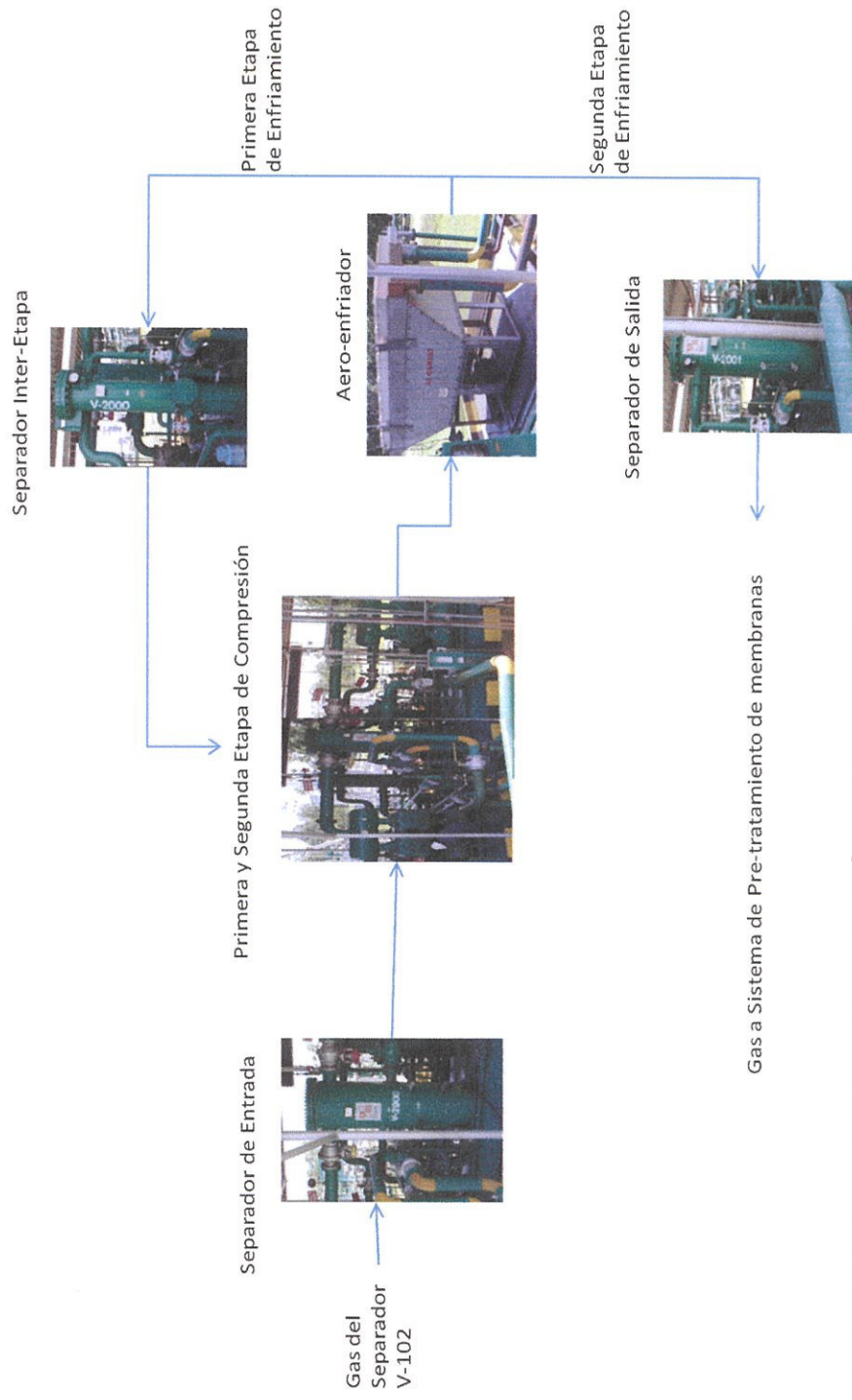


FIGURA 2.5. SISTEMA DE COMPRESIÓN DOS ETAPAS

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)





FIGURA 2.6. FILTRO COALESCEDOR (PV-17.01)

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)



FIGURA 2.7. FILTRO POALESCEDOR (PV-17.02)

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)



FIGURA 2.8. CALENTADOR EN LÍNEA (HT-10.01)

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)



FIGURA 2.9. GUARD BED (PV-17.05)

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)



FIGURA 2.10. SISTEMA DE MEMBRANAS (MB-11)

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)



FIGURA 2.11. SEPARADOR V-112

FUENTE: Foto en CPF – Bloque 15 – Francisco de Orellana – Ecuador (Noviembre 2007)

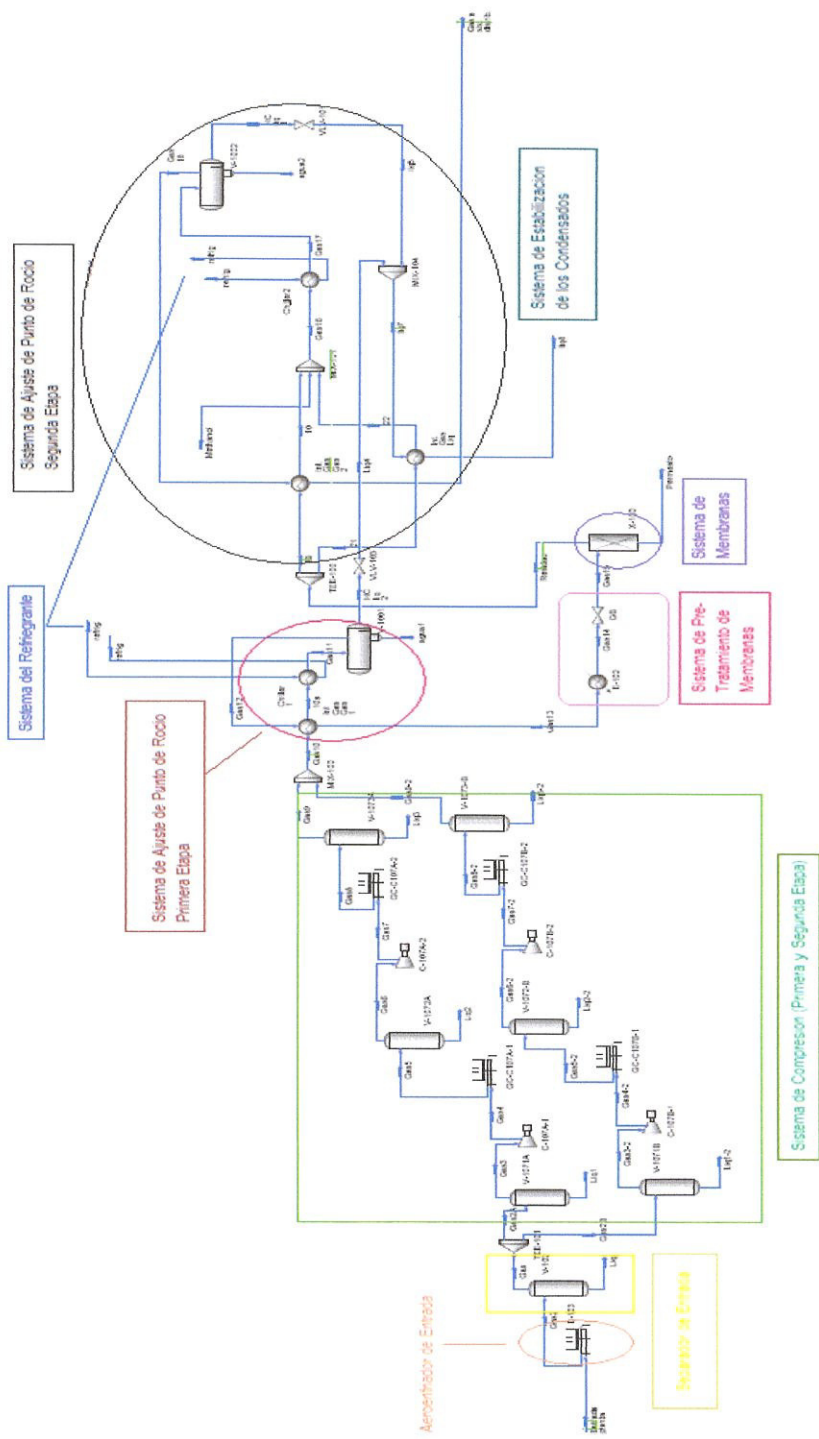


FIGURA 3.1. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS DEL SIST. DE TRATAMIENTO

FUENTE: Simulador HYSIS

ABSORCION

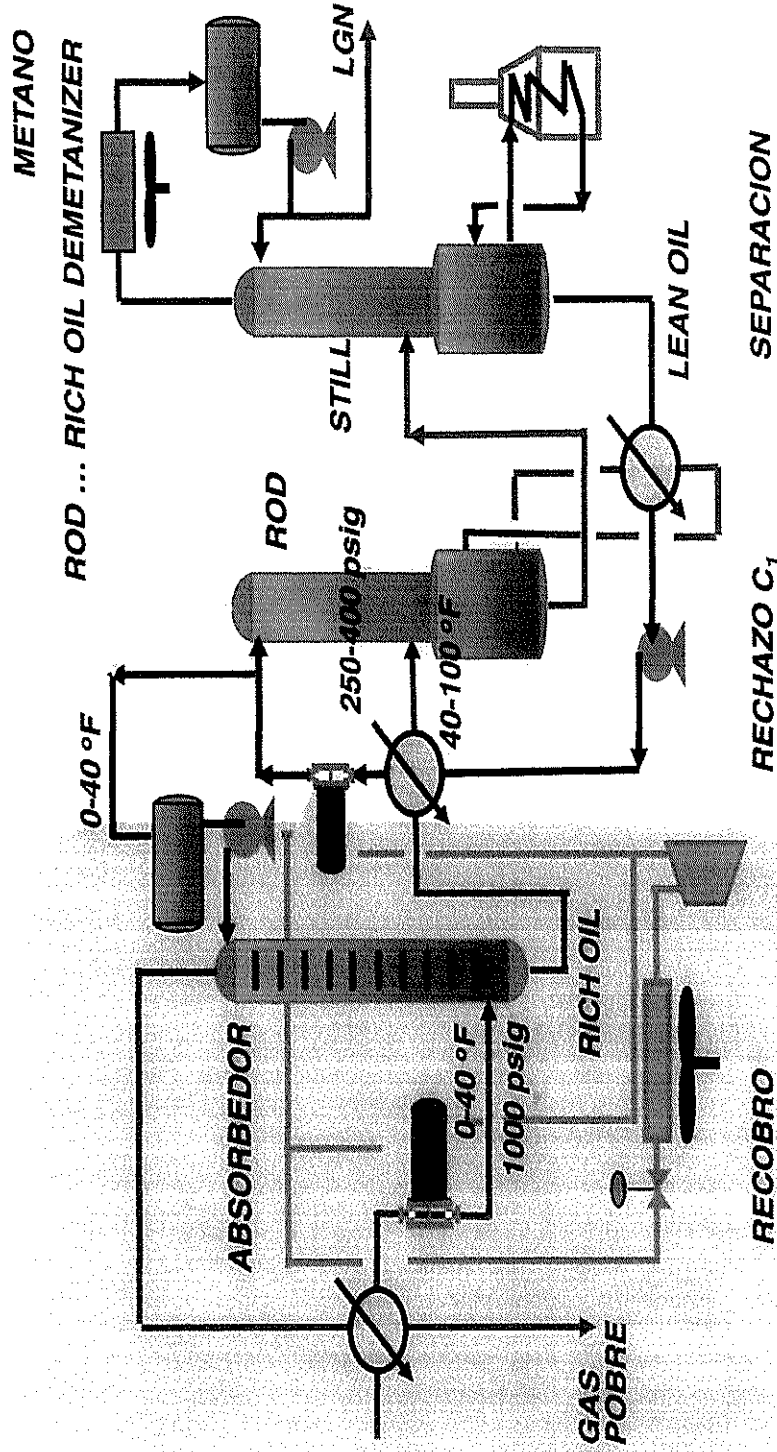


FIGURA 6.1. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE ABSORCIÓN

FUENTE: Campbell John, Gas Conditioning and processing.



REFRIGERACION J-T

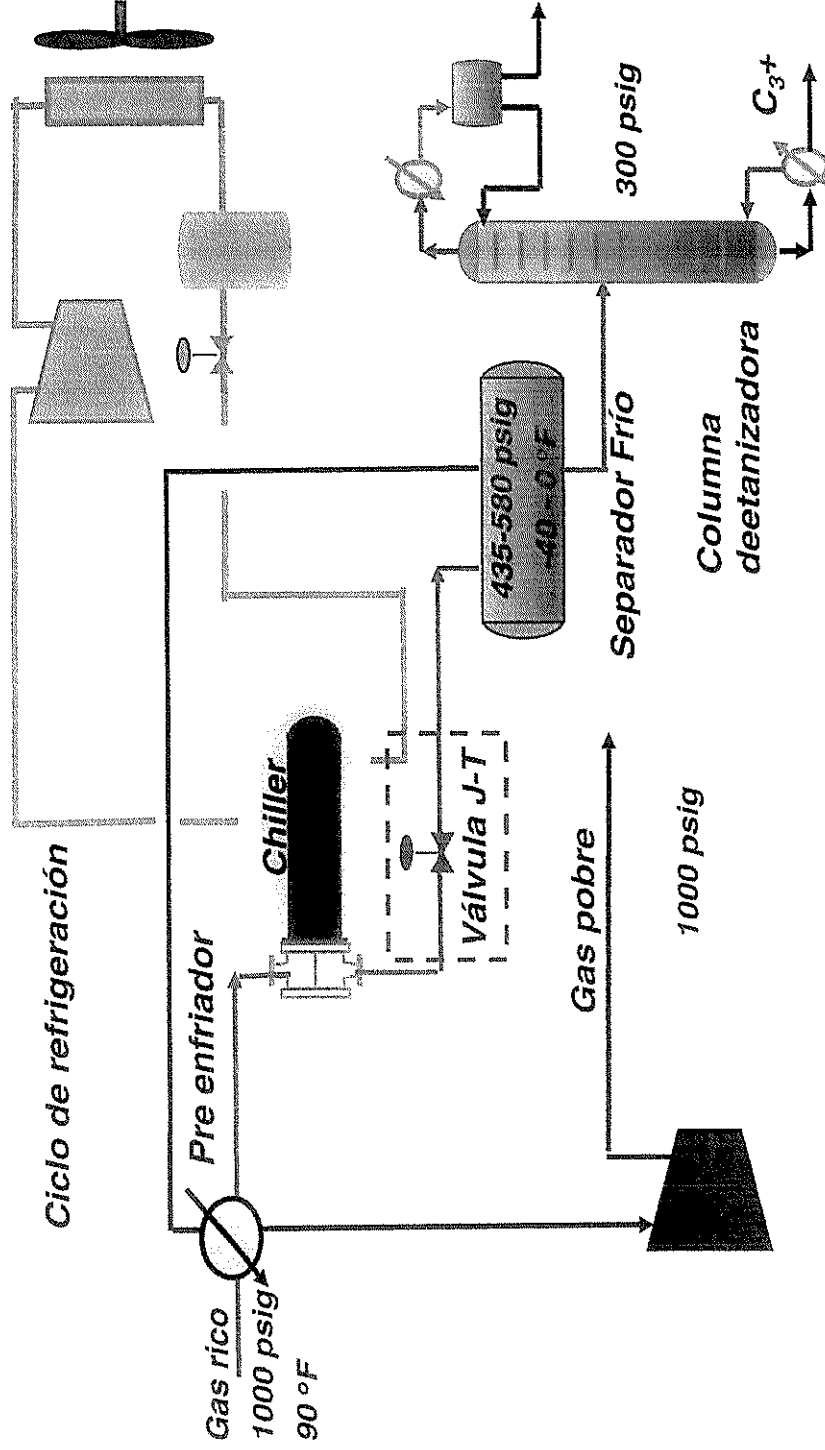


FIGURA 6.2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE REFRIGERACION JT

FUENTE: Campbell John, Gas Conditioning and processing

REFRIGERACION TURBOEXPANSION

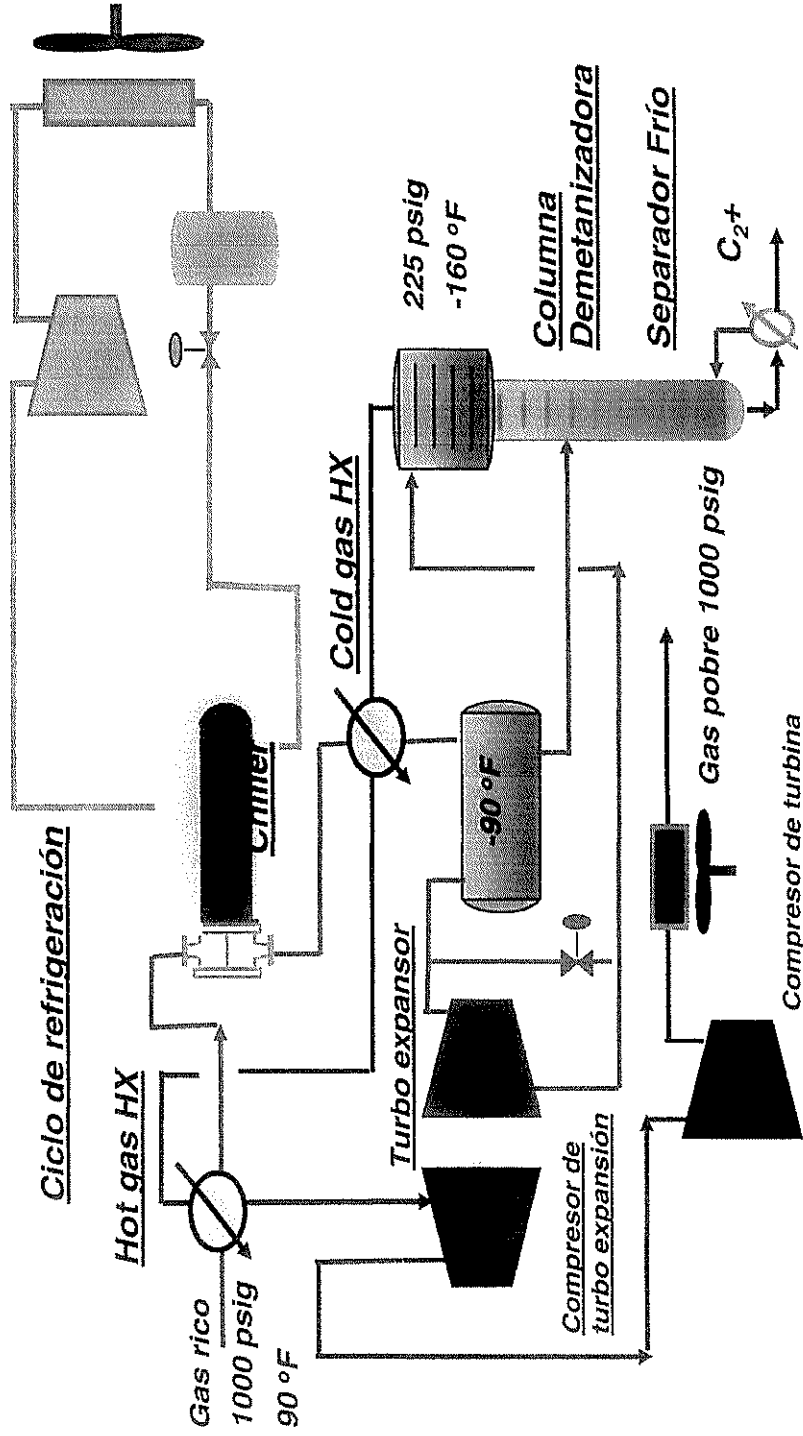


FIGURA 6.3. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE TURBO-EXPANSIÓN

FUENTE: Campbell John, Gas Conditioning and processing

FRACCIONAMIENTO

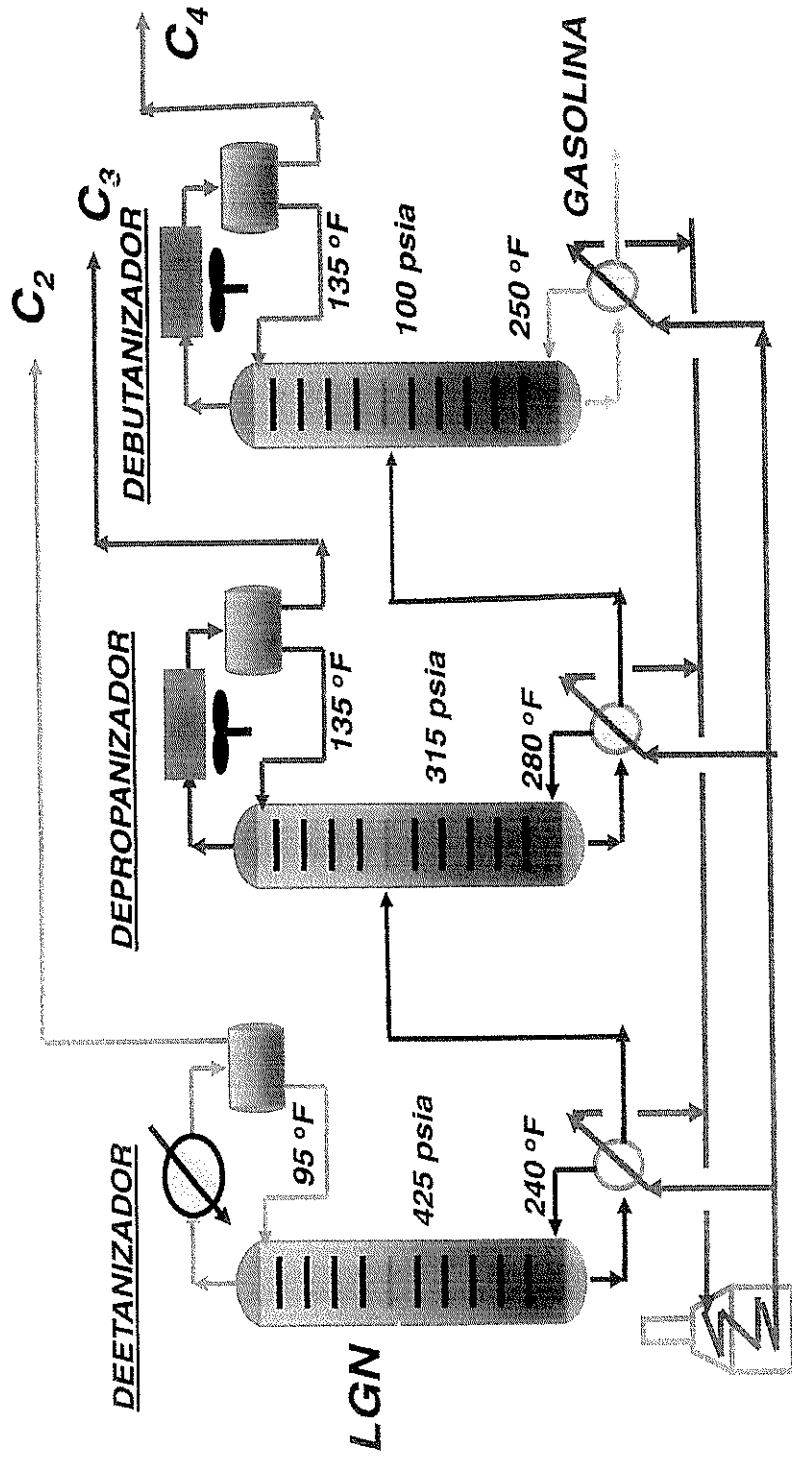


FIGURA 6.4. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE FRACCIONAMIENTO

FUENTE: Campbell John, Gas Conditioning and processing

REFRIGERACION MECANICA

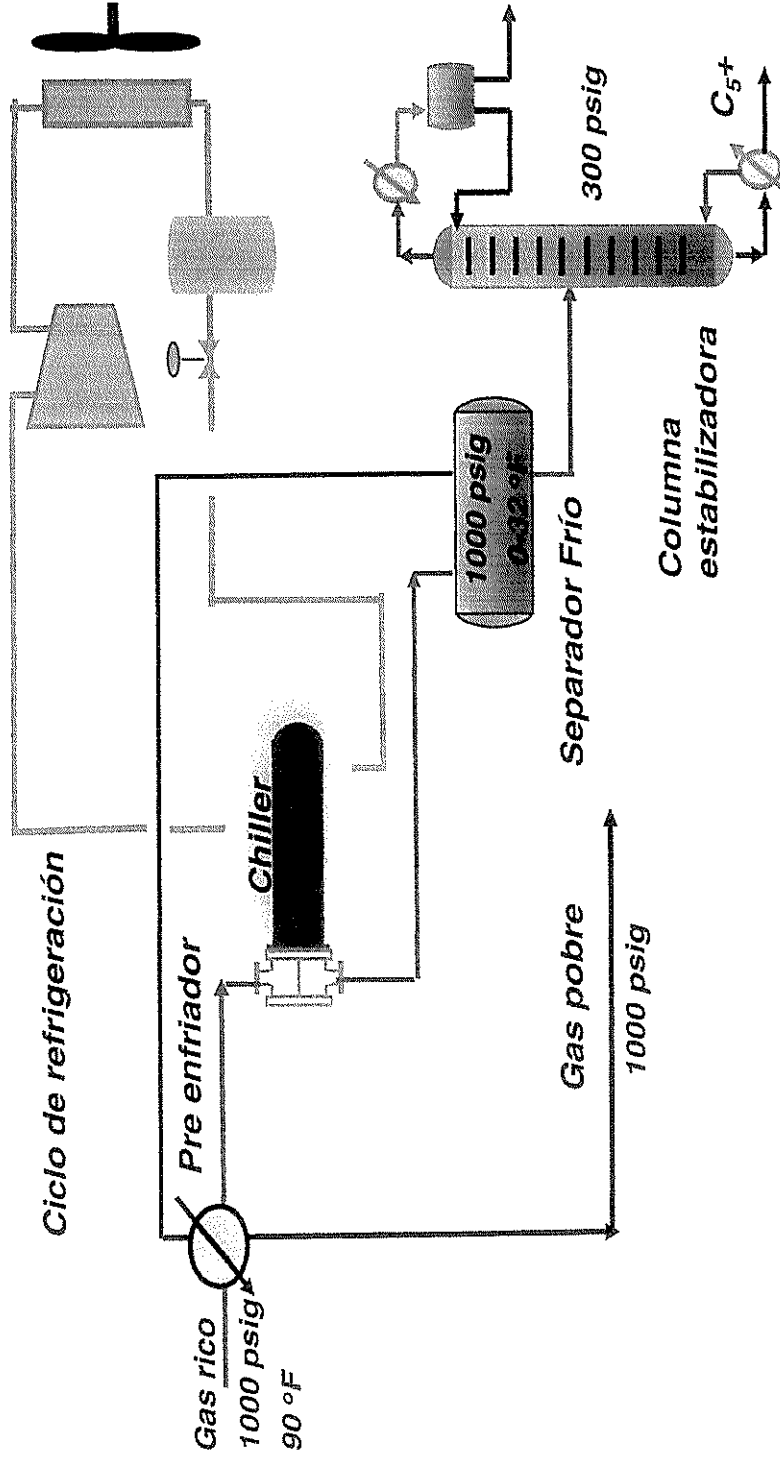


FIGURA 6.5. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESAMIENTO DE REFRIGERACION MECANICA

FUENTE: Campbell John, Gas Conditioning and processing

ANEXO 6

TABLAS

TABLA 1

POZOS REINYECTORES DEL COMPLEJOS ILYP

Campo	Pozos Inyectores	Volumen Agua BAPD	
Complejo IYP		178,912	Presión Inyección
	JF-1	36,822	2,650
	SH - 1	35,531	2,260
	JF - 2	18,971	2,665
	JB-11	25,494	2,150
	JE-10	0	OFF
	N - 3	8,388	2,480
	JB- 3	33,138	2,450
	Lx -7	6,596	2,500
	JB - 14	13,972	2,220
Campo L		34,631	Presión Inyección
	L-10	17,035	2,000
	L-04	17,596	1800
		213,543	

FUENTE: Datos tomados del reporte de producción (Diciembre 2006) de CPF – UB 15

TABLA 2

CROMATOGRAFÍA DE GAS DE ENTRADA AL SISTEMA DE TRATAMIENTO

Presión	50 psig
Temperatura	185 °F
Componente	Fracción Molar
Metano	0.2451
Etano	0.0315
Propano	0.0439
i-Butano	0.0129
n-Butano	0.0189
i-Pentano	0.0124
n-Pentano	0.0055
n-Hexano	0.0055
n-Heptano	0.0022
Nitrógeno	0.0224
H2O	0.1332
CO2	0.4666
Total	1.0000

Fuente: Laboratorio de Química – CPF – UB 15 (Diciembre 2006)

TABLA 3

CROMATOGRAFÍA DE GAS DE SALIDA DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO

Presión	390 psig
Temperatura	128 °F
Componentes	Fracción Molar
Metano	0.4043
Etano	0.0517
Propano	0.0674
I-Butano	0.0183
N-Butano	0.025
I-Pentano	0.0125
N-Pentano	0.0047
N-Hexano	0.0027
N-Heptano	0.0008
N ₂	0.0498
H ₂ O	0.0341
CO ₂	0.3287
Total	1

Fuente: Laboratorio de Química – CPF - UB 15 (Diciembre 2006)

TABLA 4

PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS

Propiedades Físicas del Gas	Entrada	Salida
Peso Molecular (PM) (GR/MOL)	34.21	31.55
Gravedad Específica (GE)	1.18	1.09
Factor de Compresibilidad (z)	0.9847	0.9872
Poder Calorífico Superior (PCS) (BTU/SCF)	654.14	725.13
Poder Calorífico Inferior (PCI) (BTU/SCF)	567.24	812.38
Calor Específico (Cp) (BTU/LB/°F)	9.26	10.37
Calor Específico (Cv) (BTU/LB/°F)	7.36	8.47
Coefficiente Adiabático (k)	1.26	1.22
Viscosidad del Gas (CP)	0.0188	0.014
Riqueza del Gas (GPM) (GAL/1MSCFD)	12.03	8.55
Punto de Rocío	185 °F @ 50 psig	86 °F @ 50 psig
Contenido de Vapor de Agua (Ya) (LB/1MSCFD)	5400	500

Fuente: Laboratorio de Química – CPF – UB 15 (Diciembre 2006)

TABLA 5

CARACTERÍSTICAS DEL AERO-ENFRIADOR E-103

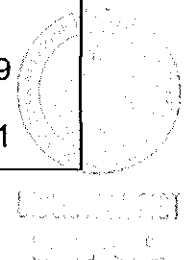
	Características del Aero-enfriador E-103	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
Presión de ingreso (psig)	150 -(Máxima Presión Trabajo)	52
Presión de salida (psig)		50
Temperatura de ingreso (°F)	180-(Máxima Temperatura Trabajo)	155
Temperatura de salida (°F)		91

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 6

CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR V-102

	Características del Separador V-102	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
Diámetro (ft)	3	
Altura (ft)	12	
Presión (psig)		59
Temperatura (°F)		91



Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 7

CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

	Características del SKID A/B	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
Presión de entrada (psig)	89 (Máxima presión de trabajo)	50
Temperatura de entrada (°F)	103 (Máxima temperatura trabajo)	91
Presión de salida (psig)		59
Temperatura de salida (°F)		86

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 8

**CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR DE ENTRADA
(SISTEMA DE COMPRESIÓN)**

	Características del Separador de Entrada	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
Diámetro (in)	30	
Altura (ft)	6	
Presión (psig)	200 psig @ 400 °F	47
Temperatura (°F)	-20 °F @ 200 psig	32

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 9

**CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR
(PRIMERA ETAPA SISTEMA DE COMPRESIÓN)**

	Características del Compresor	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
HP	660	
Presión (psig)	50 – 136 (rango de operación)	90
Temperatura (°F)	130 (mínima de trabajo)	260

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 10

**CARACTERÍSTICAS DEL AERO-ENFRIADOR
(PRIMERA ETAPA DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN)**

	Características del Aero-enfriador E-103	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
Presión de ingreso (psig)	600 (Máxima Presión Trabajo)	90
Presión de salida (psig)		90
Temperatura de ingreso (°F)	450 (Máxima Temperatura Trabajo)	260
Temperatura de salida (°F)		109

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 11

**CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR INTER-ETAPA
(PRIMERA ETAPA DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN)**

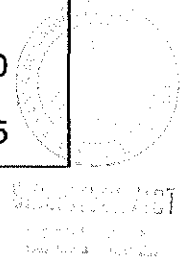
	Características del Separador Inter-etapa	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
Diámetro (pulgadas)	16	
Altura (ft)	7	
Presión de ingreso (psig)	1415 psig (presión máxima de operación)- a 150 ° F	90
Temperatura de salida (°F)	60 °F (temperatura mínima de operación) a 1415 psig	104

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 12

CARACTERÍSTICAS DEL COMPRESOR
(SEGUNDA ETAPA DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN)

	Características del Compresor	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3947	3600
HP	660	
Presión (psig)	131 – 450 (rango de operación)	420
Temperatura (°F)	120 (mínima de trabajo)	275



Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 13

**CARACTERÍSTICAS DEL AERO-ENFRIADOR
(SEGUNDA ETAPA DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN)**

	Características del Aero-enfriador E-103	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3600
Presión de ingreso (psig)	600 (Máxima Presión Trabajo)	420
Presión de salida (psig)		420
Temperatura de ingreso (°F)	450 (Máxima Temperatura Trabajo)	275
Temperatura de salida (°F)		114

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 14

**CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR DE SALIDA
(SEGUNDA ETAPA DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN)**

	Características del Separador de Salida	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	2700
Diámetro (pulgadas)	16	
Altura (ft)	7	
Presión de ingreso (psig)	1415 psig (presión máxima de operación) a 150 °F	420
Temperatura de salida (°F)	60 °F (temperatura mínima de operación) a 1415 psi	118

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 15

**CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO COALESCEDOR
(SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS)**

Características del Filtro Coalescedor PV-17.01		
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	2700
Diámetro (pulgadas)	16	
Altura (ft)	7 – 8 pulgadas	
Presión de ingreso (psig)	1415 psig (presión máxima de operación) a 150 °F	420
Temperatura de salida (°F)	60 °F (temperatura mínima de operación) a 1415 psi	118

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 16

**CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO POALESCEOR
(SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS)**

Características del Filtro Poalescedor (PV-17.02)		
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	2700
Diámetro (pulgadas)	16	
Altura (ft)	8	
Presión de ingreso (psig)	1440 psig (presión máxima de operación) a 100 °F	418
Temperatura de salida (°F)	60 °F (temperatura mínima de operación) a 1440 psi	118

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 17

**CARACTERÍSTICAS DEL CALENTADOR EN LÍNEA
(SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS)**

Características del Calentador en línea (HT-10.01)		
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	2700
Presión de entrada (psig)	675 psig (presión máxima de operación) a 200 °F	405
Temperatura de entrada(°F)	250 °F (temperatura mínima de operación) a 650 psi	111
Presión de salida (psig)		405
Temperatura de salida (°F)		152

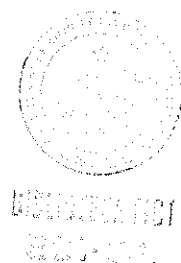
Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 18

CARACTERÍSTICAS DEL GUARD BED

(SISTEMA DE PRE – TRATAMIENTO DE MEMBRANAS)

	Características del Guard Bed (PV-17.05)	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	3000
Diámetro (pulgadas)	30	
Altura (ft)	7	
Presión ingreso (psig)	1320 psig (presión máxima de operación) a 100 °F	405
Temperatura de ingreso (°F)	60 °F (temperatura mínima de operación) a 1320 psi	152



Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 19

CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE MEMBRANAS

	Características de Membranas (MB-11)	
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3000	2700
Presión de entrada (psig)	420 (presión requerida de trabajo)	395
Temperatura de entrada (°F)	180 (temperatura máxima de trabajo)	140
Presión de salida (psig)		390
Temperatura de salida (°F)		125

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

TABLA 20

CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR V-112

Características del Separador V-112		
	Diseño	Operativa
Caudal de flujo (MSCFD)	3600	1500
Diámetro (pulgadas)	24	
Altura (ft)	7	
Presión (psig)		200
Temperatura (°F)		200

Fuente: Manuales de Equipos y Reportes diarios (Diciembre 2006) – CPF – UB 15

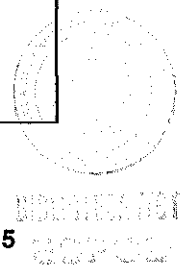


TABLA 21

**PRODUCCIÓN DE GAS [2004-2006] PLANTA CENTRAL DE FACILIDADES
DE PRODUCCIÓN**

Producción de Gas [2004-2006] - GPF			
	2004	2005	2006
Complejo I	3457.87	4326.78	6181.89939
Complejo Y + Campo P	680.66	615.69	1024.65
Total (MSCFD)	4143.52668	4942.468936	7206.54895

FUENTE: Datos tomados del Reporte Diario de Producción (Diciembre 2006) UB 15

TABLA 22

DISTRIBUCIÓN DEL SISTEMA DE GAS EN LA PLANTA CPF

Sistema de Gas	(MMSCFD)
Gas CPF	7.2
Gas al Mechero	5
Gas a las Membranas	2.2
CO ₂ al Mechero	1.2
Total al Mechero	6.2
Gas a la Planta	0.4
Gas a las Locaciones	0.4
Gas a la Estación L	0.2

FUENTE: Datos tomados del Reporte Diario de Producción (Diciembre 2006) UB 15



TABLA 23

GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA - COMPLEJO ILYP

Generación Total	Diesel	Gas
Complejo IYP	13.73 MW	2.3 MW
Campo L	1.3 MW	3.8 MW

FUENTE: Datos tomados del reporte de consumo eléctrico (Diciembre 2006) de CPF

UB 15

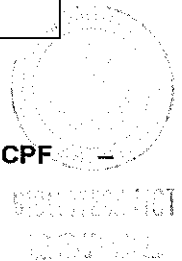


TABLA 24

DESCRIPCIÓN DE LA GENERACIÓN ELÉCTRICA Y EQUIPOS EN EL COMPLEJO ILYP

Locación	KW Instalados	KW Generando	% KW Generado	GENERADORES			Observación
				Unidades a Diesel	Unidades a Gas	Total	
Lx	12090	4323	36	9	3	12	3 generadores a gas dañado
J-A	4710	1440	31	3	2	5	1 generador a gas dañado
J-B	1800	500	28	1	0	1	
J-C	1500	180	12	0	2	2	1 generador a gas dañado
Ix	3860	1390	36	4	0	4	
It-A	4150	1920	46	5	0	5	
It-B	2490	1220	49	3	0	3	
CPF	10110	3735	37	5	4	9	2 generadores a gas dañado
EST.L	11075	5140	46	2	10	12	2 generadores a gas dañado
SRF	725	25	3.5	2	0	2	
Y-E	3600	1265	11	2	0	2	
Y-O	3600	380	9	2	0	2	
C	2300	200	35	1	0	2	
P-S	3600	324	9	2	0	2	
TOTAL	65610	22042	33.5	41	21	63	

FUENTE: Datos tomados del reporte de consumo de generación eléctrica (Diciembre 2006) -- CPF -- UB15

TABLA 25

PROYECCIÓN DE PERFORACIÓN COMPLEJO ILYP

Ubicación	2007	2008	2009	Total pozos por Campo	% de Pozos Nuevos por Campo
Campo L	7	4	0	11	25.6
Complejo Y + Campo P	6	6	9	21	48.8
Complejo I	0	6	5	11	25.6
Total pozos por Año	13	16	14	43	100
% de Pozos Nuevos por Año	30.23	37.21	32.56	100	

FUENTE: Datos tomados del reporte de consumo eléctrico (Diciembre 2006) de CPF –

UB 15

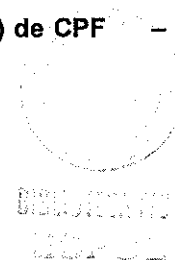


TABLA 26

PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN COMPLEJO ILYP

Tiempo (Años)	Petróleo (BOPD)	Agua Complejo IYP (BWPD)	Agua (BPWD) Campo L	GAS (MMSCFD)
2007	19760.4	182770.6	38,904.9	7320
2008	28560.6	200472.6	44,298.7	7560
2009	36668.4	213450.7	47,536.8	8100
2010	45467.8	238499.2	48,154.3	8771

FUENTE: Datos tomados del reporte de consumo eléctrico (Diciembre 2006) de CPF –

UB 15



TABLA 27

BOMBAS ELECTROSUMERGIBLES COMPLEJO ILYP

WELLS	PUMP #	MOTOR			KVA CONSUM	NAMEPLATE KVA	KVA CONSUM	HP CONSUM	% of load	KW	
		TYPE	STGS	HP							VOLT.
JIV-A07	GN-3200	132	450	2270	127	398	750	344	275	46	275
JIV-A12	SN-8500	148	660	3900	103	497	850	483	386	57	411
LAG-A01	SN-8500	184	900	4250	128	558	1000	461	369	46	437
LAG-A03	JN-10000	93	900	4250	128	703	850	654	523	77	456
LAG-A04	SN-8500	144	660	3900	103	552	850	578	462	68	462
LAG-A05	SN-8500	136	450	2125	128	397	800	360	288	45	288
LAG-A06	SN8500	114	450	2125	128	503	700	449	359	64	400
LAG-A08	JN-16000	97	900	4250	128	631	850	600	480	71	450
LAG-A12	SN-2600	158	270	1673	103	290	850	285	228	33	222
LIM-001	DN-1750	322	250	1120	136	221	520	206	165	40	167

FUENTE: Datos tomados del reporte de operaciones – bombas ESP- (Diciembre 2006) de CPF – UB 15

TABLA 28

BOMBAS ELECTROSUMERGIBLES COMPLEJO ILYP

POZOS	BOMBA #						KVA		KVA		HP		KW	
	TIPO	ETAPA	HP	VOL T.	AMP.	CONSUM	CONSUM	CONSUM	CONSUM	CONSUM	CONSUM	CONSUM	CONSUM	CONSUM
L-007	GN-4000	158	400	2240	135	365	316	253	424					
L-003	SN-3600	120	400	2440	99	299	270	216	446					
L-006	GN-4000	244	400	2440	99	385	359	287	316					
L-009	SN-8500	146	750	3360	136	540	509	407	433					
L-010	GN-4000	189	400	2116	113	253	230	184	405					
L-012	SN-2600	119	330	1950	103	314	292	234	234					
L-015U	GN-3200	120	330	1950	103	283	255	204	417					

FUENTE: Datos tomados del reporte de operaciones – Bombas ESP- (Diciembre 2006) de CPF – UB 15

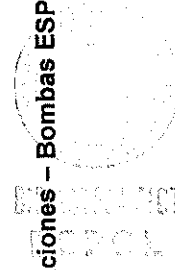


TABLA 29

RESUMEN DE POZOS A PERFORARSE COMPLEJO ILYP [2007-2010]

UBICACIÓN	INICIO OPERACION	FIN DE OPERACION
Campo L	3/2/2007	9/30/2007
Perforación L – 2A	3/2/2007	4/7/2007
Perforación L – 18	4/26/2007	6/6/2007
Perforación L – 16	6/18/2007	7/18/2007
Perforación L – 17	7/27/2007	8/21/2007
Perforación L – 20	8/30/2007	9/24/2007
Plataforma YK	10/10/2007	4/26/2008
Perforación L- 19 (Probable)	10/10/2007	11/4/2007
Perforación L - 21 (Probable)	11/12/2007	12/7/2007
Perforación L - 22 (Probable)	12/15/2007	1/9/2008
Perforación L-23 (Probable)	1/18/2008	2/12/2008
Perforación L - 24 (Probable)	2/21/2008	3/17/2008
Perforación L - 25 (Probable)	3/26/2008	4/20/2008
Isla JA	7/4/2008	9/20/2008
Perforación JA – 16	7/4/2008	7/29/2008
Perforación JA – 17	8/17/2008	9/11/2008

FUENTE: Datos tomados del Departamento de Operaciones

TABLA 30

**NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA PARA LOS NUEVOS
POZOS - COMPLEJO I [2007-2010]**

	Potencia (MW)
Consumo de energía eléctrica [2006] (constante [2007-2010])	0.6
Carga extra de consumo eléctrico [2007-2010]	0.8

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría

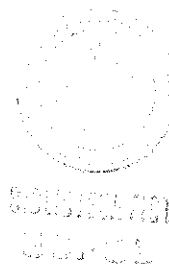


TABLA 31

**NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA PARA LOS NUEVOS
POZOS - CAMPO L [2007-2010]**

	Potencia (MW)
Consumo de energía eléctrica [2006] (constante [2007-2010])	1.8
Carga extra de consumo eléctrico Plataforma L8 [2007-2010]	2.4
Carga extra de consumo eléctrico Plataforma LY [2007]	0.8
Carga extra de consumo eléctrico Plataforma LY [2008-2010]	2.4

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría



TABLA 32

**NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA PARA REINYECCIÓN DE
POZOS [2007 – 2010]**

Consumo Adicional de energía eléctrica Requerido para reinyección [2007-2010]		
Año	Complejo IYP	Campo L
2007	3.55 MW	3.027 MW
2008	5.06 MW	3.046 MW
2009	6.17 MW	3.101 MW
2010	8.3 MW	3.21 MW

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría

TABLA 33

NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA A GAS COMPLEJO IYP [2007 – 2010]

NECESIDADES A GAS	2007		2008		2009		2010	
	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD
Reinyección	3.55		5.06		6.17		8.3	
Requerimiento para pozos producción existentes	0.6		0.6		0.6		0.6	
Requerimiento para nuevos pozos producción Isla JA	0		0.8		0.8		0.8	
Volumen total gas tratado	4.15	1117.31	6.46	1739.23	7.57	2038.08	9.70	2611.54
Volumen de gas para tratamiento		3088.84		4808.17		5634.35		7219.70

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría – Byron Guachamin (Ing. Senior de Facilidades Bloque 15)

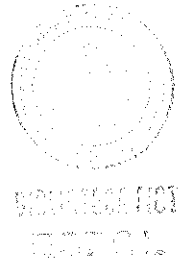


TABLA 34

NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA A GAS CAMPO L [2007 – 2010]

	2007 MW	GAS MSCFD	2008 MW	GAS MSCFD	2009 MW	GAS MSCFD	2010 MW	GAS MSCFD
Reinyección	3.027		3.046		3.101		3.21	
Pozos producción existentes	1.8		1.8		1.8		1.8	
Nuevos pozos de producción	2		2		2		2	
Nuevos pozos probables de producción	0.8		2.4		2.4		2.4	
Volumen total de gas tratado	7.63	2053.42	9.25	2489.31	9.30	2504.12	9.41	2533.46
Volumen recibido de CPF (12% del consumo total)	0.92	246.41	1.11	298.72	1.12	300.49	1.13	304.02
Volumen de gas para tratamiento		681.21		825.82		830.73		840.46

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría – Byron Guachamin (Ing. Senior de Facilidades Bloque 15)

TABLA 35

NECESIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA EXTRA A GAS COMPLEJO ILYP [2007 – 2010]

	2007			2008			2009			2010		
	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD	MW	GAS MSCFD
Volumen de Gas												
Tratado para CPF	4.15	1117.31	7.16	1927.69	8.27	2226.54	10.40	2800.00				
Tratado en CPF para Estación L	1.30	134.08	1.66	298.72	1.67	300.49	1.68	304.02				
Total tratado	5.45	1251.38	8.82	2226.41	9.94	2527.03	12.08	3104.02				
Para tratamiento CPF		3088.84		4808.17		5634.35		7219.70				
Para tratamiento en CPF para Estación L		681.21		825.82		830.73		856.46				
Total de gas para tratamiento	5.45	3770.06	8.82	5633.99	9.94	6465.07	12.08	8076.17				

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría.- Byron Guachamin (Ing. Senior de Facilidades Bloque 15)

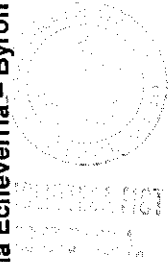
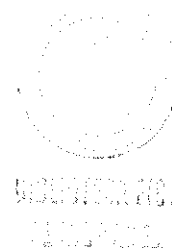


TABLA 36

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL AERO-ENFRIADOR (E-103)**

Características del Gas de Entrada Aero-enfriador (E-103)	
Fracción de gas	100%
Temperatura	185 °F
Presión	50 psig
Caudal de gas	8.076 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2451
Etano	0.0315
Propano	0.0439
I Butano	0.0129
n Butano	0.0189
I Pentano	0.0124
n Pentano	0.0055
Hexano	0.0055
Heptano	0.0022
Nitrógeno	0.0224
Agua	0.1332
CO2	0.4666



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 37

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL AERO-ENFRIADOR E-103**

Características del Gas de Salida del Aero-enfriador E-103	
Fracción de gas	88.62 %
Fracción de agua	11.28 %
Temperatura	110 °F
Presión	45 psig
Caudal de gas	7.157 MMSCFD
Caudal de agua	122.8 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2766
Etano	0.0355
Propano	0.0495
I Butano	0.0146
n Butano	0.0213
I Pentano	0.014
n Pentano	0.0063
Hexano	0.0062
Heptano	0.0024
Nitrógeno	0.0252
Agua	0.022
CO2	0.5264



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 38

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL SEPARADOR V-107 A/B**

Características del Gas de Entrada al Separador V-107-A / B	
Fracción de gas	100%
Temperatura	110 °F
Presión	45 psig
Caudal de gas	3.579 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2766
Etano	0.0355
Propano	0.0495
I Butano	0.0146
n Butano	0.0213
I Pentano	0.014
n Pentano	0.0063
Hexano	0.0062
Heptano	0.0024
Nitrógeno	0.0252
Agua	0.022
CO2	0.5264

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 39

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL COMPRESOR C-107 A/B-1**

Características del Gas Entrada al Compresor C-107- A/B-1	
Fracción de gas	100%
Temperatura	110 °F
Presión	45 psig
Caudal de gas	3.579 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2766
Etano	0.0355
Propano	0.0495
I Butano	0.0146
n Butano	0.0213
I Pentano	0.014
n Pentano	0.0063
Hexano	0.0062
Heptano	0.0024
Nitrógeno	0.0252
Agua	0.022
CO2	0.5264



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2.

TABLA 40

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL COMPRESOR C-107 A/B-1**

Características del Gas de Salida del Compresor C-107A/B-1	
Fracción de gas	100%
Temperatura	258.1 °F
Presión	150 psig
Caudal de gas	3.579 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2766
Etano	0.0355
Propano	0.0495
I Butano	0.0146
N Butano	0.0213
I Pentano	0.014
n Pentano	0.0063
Hexano	0.0062
Heptano	0.0024
Nitrogeno	0.0252
Agua	0.022
CO2	0.5264

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 41

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL AERO-ENFRIADOR GC-C107 A/B-1**

Características del Gas de Salida del Aero-enfriador GC-C107A/B-1	
Fracción de gas	0.9931
Fracción de agua	0.0069
Temperatura	130 °F
Presión	145 psig
Caudal de gas	3.554 MMSCFD
Caudal de agua	3.299 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2785
Etano	0.0358
Propano	0.0498
I Butano	0.0147
N Butano	0.0215
I Pentano	0.0141
n Pentano	0.0063
Hexano	0.0062
Heptano	0.0025
Nitrógeno	0.0254
Agua	0.0152
CO2	0.5301



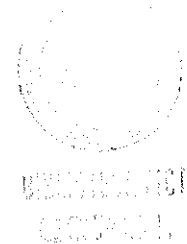
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 42

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
DEL COMPRESOR C-107 A/B-2**

Características del Gas de Entrada al Compresor C-107A/B-2	
Fracción de gas	100%
Temperatura	130 °F
Presión	145 psig
Caudal de gas	3.554 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2785
Etano	0.0358
Propano	0.0498
I Butano	0.0147
N Butano	0.0215
I Pentano	0.0141
n Pentano	0.0063
Hexano	0.0062
Heptano	0.0025
Nitrógeno	0.0254
Agua	0.0152
CO2	0.5301



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 43

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL COMPRESOR C-107 A/B - 2**

Características del Gas de Salida del Compresor C-107A/B-2	
Fracción de gas	100%
Temperatura	286.5 °F
Presión	435 psig
Caudal de gas	3.554 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2785
Etano	0.0358
Propano	0.0498
I Butano	0.0147
N Butano	0.0215
I Pentano	0.0141
n Pentano	0.0063
Hexano	0.0062
Heptano	0.0025
Nitrógeno	0.0254
Agua	0.0152
CO2	0.5301

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 44

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL AERO-ENFRIADOR GC-C107 A/B-2**

Características del Gas Salida del Aero-enfriador GC-C107A/B-2	
Fracción de gas	0.9913
Fracción de agua	0.0087
Temperatura	130 °F
Presión	435 psig
Caudal de gas	3.523 MMSCFD
Caudal de agua	44.263 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.281
Etano	0.0361
Propano	0.0503
I Butano	0.0148
N Butano	0.0217
I Pentano	0.0142
N Pentano	0.0064
Hexano	0.0063
Heptano	0.0025
Nitrógeno	0.0256
Agua	0.0065
CO2	0.5347

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 45

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL SEPARADOR V-107 A/B-2**

Características del Gas de Salida del Separador de Salida V-107A/B-2	
Fracción de gas	100%
Temperatura	130 °F
Presión	430 psig
Caudal de gas	3.523 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.281
Etano	0.0361
Propano	0.0503
I Butano	0.0148
N Butano	0.0217
I Pentano	0.0142
N Pentano	0.0064
Hexano	0.0063
Heptano	0.0025
Nitrógeno	0.0256
Agua	0.0065
CO2	0.5347



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 46

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL INTERCAMBIADOR GAS- GAS**

Características del Gas de Entrada al Intercambiador Gas-Gas	
Fracción de gas	100%
Temperatura	130 °F
Presión	430 psig
Caudal de gas	7.045 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2857
Etano	0.0364
Propano	0.0498
I Butano	0.0142
n Butano	0.0204
I Pentano	0.0123
n Pentano	0.0053
Hexano	0.0041
Heptano	0.0011
Nitrógeno	0.0261
Agua	0.0024
CO2	0.5422

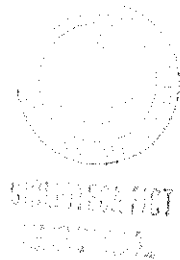
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 47

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL INTERCAMBIADOR GAS-GAS**

Características del Gas de Salida del Intercambiador Gas-Gas	
Fracción de gas	0.9811
Fracción de agua	0.0148
Fracción de hidrocarburos	0.0041
Temperatura	93.53 °F
Presión	425 psig
Caudal de gas	2.981 MMSCFD
Caudal de agua	224.3 b/d
Caudal de hidrocarburos	0.95 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2857
Etano	0.0364
Propano	0.0498
I Butano	0.0142
n Butano	0.0204
I Pentano	0.0123
n Pentano	0.0053
Hexano	0.0041
Heptano	0.0011
Nitrógeno	0.0261
Agua	0.0024
CO2	0.5422



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 48

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS A LA SALIDA
DEL CHILLER**

Características del Gas de Salida del Chiller	
Fracción de gas	0.9316
Fracción de agua	0.0625
Fracción de hidrocarburos	0.0059
Temperatura	55 °F
Presión	420 psig
Caudal de gas	6.564 MMSCFD
Caudal de agua	286.8 b/d
Caudal de hidrocarburos	5.570 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2978
Etano	0.0365
Propano	0.0452
I Butano	0.011
n Butano	0.0145
I Pentano	0.0064
n Pentano	0.0024
Hexano	0.0011
Heptano	0.0002
Nitrógeno	0.0274
Agua	0.0007
CO2	0.5566

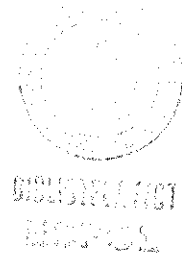
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 49

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS A LA SALIDA
DEL SEPARADOR TRIFÁSICO.**

Características del Gas de Salida del Separador Trifásico	
Fracción de gas	100%
Temperatura	55 °F
Presión	420 psig
Caudal de gas	6.564 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2978
Etano	0.0365
Propano	0.0452
I Butano	0.011
n Butano	0.0145
I Pentano	0.0064
	0.0024
Hexano	0.0011
Heptano	0.0002
Nitrógeno	0.0274
Agua	0.0007
CO2	0.5566



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 50

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL SISTEMA DE PRE-TRATAMIENTO DE MEMBRANAS.**

Características del Gas de Entrada al Sistema de Pre-tratamiento de Membranas	
Fracción de gas	100%
Temperatura	112 °F
Presión	418 psig
Caudal de gas	6.564 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2978
Etano	0.0365
Propano	0.0452
I Butano	0.011
n Butano	0.0145
I Pentano	0.0064
n Pentano	0.0024
Hexano	0.0011
Heptano	0.0002
Nitrógeno	0.0274
Agua	0.0007
CO2	0.5566



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 51

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL GUARD BED.

Características del Gas de Entrada al Guard Bed	
Fracción de gas	100%
Temperatura	125 °F
Presión	412 psig
Caudal de gas	6.564 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2978
Etano	0.0365
Propano	0.0452
I Butano	0.011
n Butano	0.0145
I Pentano	0.0064
n Pentano	0.0024
Hexano	0.0011
Heptano	0.0002
Nitrógeno	0.0274
Agua	0.0007
CO2	0.5566



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 52

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL SISTEMA DE MEMBRANAS X-100**

Características del Gas de Entrada al Sistema de Membranas X-100	
Fracción de gas	100%
Temperatura	125 °F
Presión	412 psig
Caudal de gas	6.564 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.2978
Etano	0.0365
Propano	0.0452
I Butano	0.011
n Butano	0.0145
I Pentano	0.0064
n Pentano	0.0024
Hexano	0.0011
Heptano	0.0002
Nitrógeno	0.0274
Agua	0.0007
CO2	0.5566

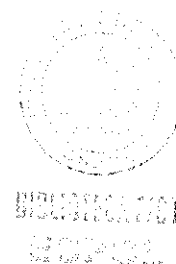
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 53

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS CO₂ DE SALIDA AL FLARE

Características del Gas CO₂ de Salida al Flare	
Fracción de gas	100%
Temperatura	105.7 °F
Presión	6 psig
Caudal de gas	3.244 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.0723
Etano	0.0007
Propano	0.0009
I Butano	0.0002
n Butano	0.0003
I Pentano	0.0001
n Pentano	0
Hexano	0
Heptano	0
Nitrógeno	0.0006
Agua	0.0012
CO₂	0.9236



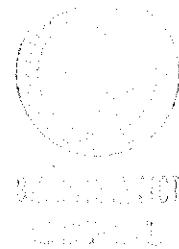
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 54

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS RESIUDO DEL SISTEMA DE MEMBRANAS.

Características del Gas residuo del sistema de membranas	
Fracción de gas	100%
Temperatura	107 °F
Presión	409 psig
Caudal de gas	3.320 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5181
Etano	0.0714
Propano	0.0886
I Butano	0.0216
n Butano	0.0284
I Pentano	0.0126
n Pentano	0.0048
Hexano	0.0022
Heptano	0.0004
Nitrógeno	0.0536
Agua	0.0003
CO2	0.1981



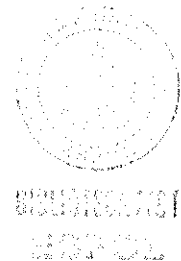
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 55

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL INTERCAMBIADOR GAS-GAS**

Características del Gas de Entrada al Intercambiador Gas-Gas	
Fracción de gas	100%
Temperatura	107 °F
Presión	409 psig
Caudal de gas	1.66 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5181
Etano	0.0714
Propano	0.0886
I Butano	0.0216
n Butano	0.0284
I Pentano	0.0126
n Pentano	0.0048
Hexano	0.0022
Heptano	0.0004
Nitrógeno	0.0536
Agua	0.0003
CO2	0.1981



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 56

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL INTERCAMBIADOR GAS-LÍQUIDO**

Características del Gas de Entrada al Intercambiador Gas-Líquido	
Fracción de gas	100%
Temperatura	107 °F
Presión	409 psig
Caudal de gas	1.66 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5181
Etano	0.0714
Propano	0.0886
I Butano	0.0216
n Butano	0.0284
I Pentano	0.0126
n Pentano	0.0048
Hexano	0.0022
Heptano	0.0004
Nitrógeno	0.0536
Agua	0.0003
CO2	0.1981



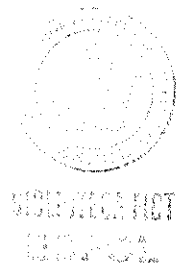
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 57

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL INTERCAMBIADOR GAS-GAS**

Características del Gas de Salida del Intercambiador Gas- Gas	
Fracción de gas	0.8940
Fracción de agua	0.1045
Fracción de hidrocarburos	0.0015
Temperatura	33.97 °F
Presión	404 psig
Caudal de gas	1.5905 MMSCFD
Caudal de agua	479.52 b/d
Caudal de hidrocarburos	1.416 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5638
Etano	0.0706
Propano	0.0686
I Butano	0.0117
n Butano	0.0127
I Pentano	0.0031
n Pentano	0.0009
Hexano	0.0002
Heptano	0
Nitrógeno	0.0593
Agua	0.0002
CO2	0.2085



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 58

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL INTERCAMBIADOR GAS-LÍQUIDO**

Características del Gas de Salida del Intercambiador Gas- Líquido	
Fracción de gas	0.8940
Fracción de agua	0.1045
Fracción de hidrocarburos	0.0015
Temperatura	33.97 °F
Presión	404 psig
Peso Molecular	28.97
Caudal de gas	1.5905 MMSCFD
Caudal de agua	479.52 b/d
Caudal de hidrocarburos	1.416 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5638
Etano	0.0706
Propano	0.0686
I Butano	0.0117
n Butano	0.0127
I Pentano	0.0031
n Pentano	0.0009
Hexano	0.0002
Heptano	0
Nitrógeno	0.0593
Agua	0.0002
CO2	0.2085

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 59

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA
AL CHILLER**

Características del Gas de Entrada al Chiller	
Fracción de gas	0.8940
Fracción de agua	0.1045
Fracción de hidrocarburos	0.0015
Temperatura	33.97 °F
Presión	404 psig
Caudal de gas	3.181 MMSCFD
Caudal de agua	224.3 b/d
Caudal de hidrocarburos	0.95 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5638
Etano	0.0706
Propano	0.0686
I Butano	0.0117
n Butano	0.0127
I Pentano	0.0031
n Pentano	0.0009
Hexano	0.0002
Heptano	0
Nitrógeno	0.0593
Agua	0.0002
CO2	0.2085



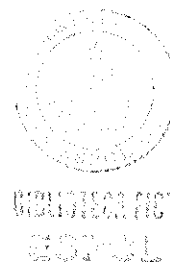
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 60

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL CHILLER.**

Características del Gas de Salida del Chiller	
Fracción de gas	0.8239
Fracción de agua	0.1749
Fracción de hidrocarburos	0.0017
Temperatura	4 °F
Presión	399 psig
Caudal de gas	3.104 MMSCFD
Caudal de agua	361.4 b/d
Caudal de hidrocarburos	1.068 b/d

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5971
Etano	0.0659
Propano	0.0486
I Butano	0.0063
n Butano	0.0061
I Pentano	0.0012
n Pentano	0.0003
Hexano	0
Heptano	0
Nitrógeno	0.0639
Agua	0
CO2	0.2102



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 61

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
DEL SEPARADOR TRIFÁSICO**

Características del Gas de Salida del Separador Trifásico	
Fracción de gas	100%
Temperatura	4 °F
Presión	399 psig
Caudal de gas	3.104 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5971
Etano	0.0659
Propano	0.0486
I Butano	0.0063
n Butano	0.0061
I Pentano	0.0012
n Pentano	0.0003
Hexano	0
Heptano	0
Nitrógeno	0.0639
Agua	0
CO2	0.2102

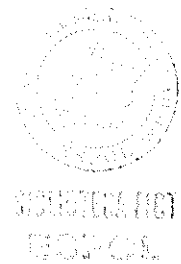
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 62

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE SALIDA
AL SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN**

Características del Gas al Sistema de Distribución	
Fracción de gas	100%
Temperatura	80 °F
Presión	397 psig
Caudal de gas	3.104 MMSCFD

Componentes	Fracción Molar
Metano	0.5971
Etano	0.0659
Propano	0.0486
I Butano	0.0063
n Butano	0.0061
I Pentano	0.0012
n Pentano	0.0003
Hexano	0
Heptano	0
Nitrógeno	0.0639
Agua	0
CO2	0.2102



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 63

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRFÍA DEL GAS SIMULADO
FINAL A USARSE PARA GENERACIÓN.**

Características del Gas de Salida (Actual)	
Temperatura	80 °F
Presión	397 psig
Peso Molecular	25.59
Z	0.9061
Gravedad Especifica	0.883015
Poder Calorífico	804.50924 Btu/SCF
Calor Especifico	Cp=9.58
	Cv=7.68

Componente	Fracción Molar
Metano	0.5971
Etano	0.0659
Propano	0.0486
i-Butano	0.0063
n-Butano	0.0061
i-Pentano	0.0012
n-Pentano	0.0003
n-Hexano	0.0000
n-Heptano	0.0000
Nitrógeno	0.0639
H2O	0.0000
CO2	0.2102



Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

TABLA 64

**CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y CROMATOGRAFÍA DEL GAS
COMBUSTIBLE PARA LOS GENERADORES WUAKESHA**

Características del Gas Combustible para Generadores Wuakesha	
Temperatura	80 °F
Presión	397 psig
Peso Molecular	35.6628
Gravedad Especifica	1.23157
Z	0.9123
Poder Calorífico	654.39308
Calor Especifico (Cp)	10.37
(Cv)	8.467

Componente	Fracción Molar
Metano	0.284
Etano	0.0364
Propano	0.0542
i-Butano	0.0151
n-Butano	0.0253
i-Pentano	0.0132
n-Pentano	0.0057
n-Hexano	0.0043
n-Heptano	0.0014
Nitrógeno	0.0313
H2O	0.0292
CO2	0.4999

Fuente: Proforma de Arcolands – Dresser Wuakesha /Diciembre 2006

TABLA 65

LISTADO DE EQUIPOS PARA EL SISTEMA DE TRATAMIENTO

TAG EQUIPO	DESIGNACIÓN	
	EQUIPOS MECANICOS Y DE PROCESO MAYOR	CANTIDAD
E-103	AERO-ENFRIADOR DE ENTRADA	1
V-1071B	SEPARADOR DE ENTRADA	1
V-1072B	SEPARADOR INTER ETAPA	1
V-1073B	SEPARADOR DE SALIDA	1
GC-107B	AERO-ENFRIADOR COM-107B	1
COM-107C	SKID DE COMPRESIÓN	1
COM-108 A/B	COMPRESORES DE REFRIGERANTE	1
V-1001	SEPARADOR FRIO 1	1
V-1002	SEPARADOR FRIO 2	1
V-1003	ACUMULADOR DE REFRIGERANTE R-22	1
V-1004	SEPARADOR DE SUCCIÓN DE COMPRESORES R-22	1
V-1005	COLUMNA ESTABILIZADORA	1
E-110	CHILLER 1	1
E-111	INTERCAMBIADOR DE CALOR GAS/GAS 1	1
E-112	INTERCAMBIADOR DE CALOR GAS/GAS 2	1
E-113	INTERCAMBIADOR DE CALOR GAS/LIQUIDO	1
E-114	CHILLER 2	1
E-115	CONDENSADOR DE REFRIGERANTE R-22	1
E-116	REBOILER ESTABILIZADORA	1
E-117	AERO-ENFRIADOR DE PRODUCTO ESTABILIZADO	1
-----	NUEVO SKID DE MEMBRANAS	1
-----	PAQUETE DE INYECCIÓN DE METANOL	1

Fuente: Datos proporcionado por la empresa UB -15

TABLA 66

PRESUPUESTO DEL PROYECTO EN EL AÑO 2007

Servicios de Orden en cuestión de Ingeniería y gestión de proyectos.	\$ 198,800
Equipos y materiales	
Compresor	\$ 440,000
Unidad de Tratamiento de Gas	\$ 1,474,000
Materiales en Ingeniería civil	\$ 23,203
Materiales globales de Instrumentación, Mecánica y Eléctrica	\$ 275,000
Contingencia	\$ 363,074
Total	
	\$ 2,774,000
Costo Total de Facilidades	\$ 2,774,000
10% de Incremento por Disposición del Departamento Financiero	\$ 256,4
12% de IVA	\$ 363,648
Total incluido IVA	\$ 3,285,898

Fuente: Datos proporcionado por la empresa UB-15

TABLA 67

PRESUPUESTO DEL PROYECTO EN EL AÑO 2008

Servicio de Orden en cuestión de Ingeniería y gestión de proyectos.	\$ 85,200
Logísticas y transportación	\$ 619,417
Instalación y comisiones	
Trabajos civiles	\$ 40,624
Trabajos Mecánicos	\$ 405,000
Trabajos Eléctricos y de Instrumentación	\$ 90,000
Comisiones de servicio	\$ 25,000
	\$ 288,682
Total	\$ 1,554,000
Costo Total de Facilidades	\$ 1,554,000
10% de Incremento por Disposición del Departamento Financiero	\$ 155,4
12% de IVA	\$ 205,128
Total incluido IVA	\$ 1,915,000

Fuente: Datos proporcionado por la empresa UB-15

TABLA 68

PRESUPUESTO DEL PROYECTO EN EL AÑO 2009

Mejoramiento de Sistema de Tratamiento de Gas CPF	\$ 4,328,000
Servicios de Orden en cuestión de Ingeniería y gestión de proyectos.	\$ 284,000
Equipos y materiales	
Compresores	\$ 440,000
Unidad de Tratamiento de Gas	\$ 1,474,000
Materiales en Ingeniería civil	\$ 23,203
Materiales globales de Instrumentación, Mecánica y Eléctrica	\$ 275,000
Logísticas y transportación	\$ 619,417
Instalación y comisiones	
Trabajos civiles	\$ 40,624
Trabajos Mecánicos	\$ 405,000
Trabajos Eléctricos y de Instrumentación	\$ 90,000
Comisiones de servicios	\$ 25,000
Contingencia	\$ 651,756
Total	\$ 4,328,000
Costo Total de Facilidades	\$ 4,328,000
10% de Incremento por Disposición del Departamento Financiero	\$ 412,8
12% de IVA	\$ 568,896
Total incluido IVA	\$ 5,310,000

Fuente: Datos proporcionado por la empresa UB-15

TABLA 69

IMPLANTACIÓN DE GENERADORES POR AÑO

Años	# de generadores
2008	2
2009	2
2010	3
	7

Fuente: Datos proporcionado por la empresa UB-15



TABLA 70

**DEMANDA ENERGÉTICA A GAS CON RESPECTO A LA EFICIENCIA DE
LOS GENERADORES.**

Generación a gas				
Años	Ef = 0.65		Ef = 0.85	
	Potencia requerida (KW)		Potencia requerida (KW)	
	ANUAL	DIARIA	ANUAL	DIARIA
2006	2.190.000	6.000		
2007	1.989.250	5.450		
2008	3.219.300	8.820	4.209.853,846	11.533,846
2009	3.628.100	9.940	4.744.438,462	12.998,462
2010	4.409.200	12.080	5.765.876,923	15.796,923

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría

TABLA 71

AHORRO DE GENERACIÓN DIARIA A GAS

Años	Costo de Mantenimiento de generadores a gas (USD)	Eficiencia 65% Costo por 1 KW/hr generado (USD)	Eficiencia 85% Costo por 1 KW/hr generado (USD)	Ahorro mejoramiento de la eficiencia (USD)
2006	218,004.48	0.0996		
2007	218,004.48	0.1096		
2008	242,227.20	0.0752	0.0575	0.0177
2009	266,449.92	0.0734	0.0562	0.0172
2010	302,784.00	0.0687	0.0525	0.0162

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría



**BIBLIOTECA FICT
ESPOL**

TABLA 72

PESO MOLECULAR DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF

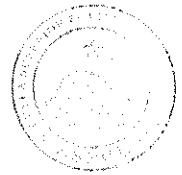
Componentes	Masa Molecular (Mi) (gr/mol)	PESO MOLECULAR (Ma) (gr/mol)		
		Gas de Entrada a CPF	Gas de entrada a Planta de Tratamiento de Gas	Gas de Salida de Planta de Tratamiento de Gas
		Yi x Mi	Yi x Mi	Yi x Mi
Metano	16.04	4.54	3.931404	6.484972
Etano	30	1.089	0.945	1.551
Propano	44.1	2.23	1.93599	2.97234
i-Butano	58.12	0.87	0.749748	1.063596
n-Butano	58.12	1.27	1.098468	1.453
i-Pentano	72.15	1.03	0.89466	0.901875
n-Pentano	72.15	0.46	0.396825	0.339105
Hexano+	86.18	0.54	0.47399	0.232686
Heptano+	100.21	0.25	0.220462	0.080168
Nitrógeno	28.01	0.72	0.627424	1.394898
H2O	44.01	0	5.862132	1.500741
CO2	18.02	23.69	8.408132	5.923174
Peso Molecular (Ma)		36.692	34.21	31.55

Fuente: Laboratorio Química – CPF-UB 15

TABLA 73

GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF

Gas de Entrada a Planta de Tratamiento de Gas	Gas de Salida de la Planta de Tratamiento de Gas
1.181339	1.089709



BIBLIOTECA
ESPOL

Fuente: Laboratorio Química – CPF-UB 15

TABLA 74

PODER CALORÍFICO DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF

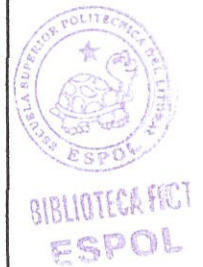
Componente	Fracción Molar		Pc Neto	Poder Calorífico	
	Gas Entrada	Gas Salida		Gas Entrada del Sist. de Trat Gas	Gas Salida del Sist. de Trat Gas
	Y _i	Y _i		Y _i x Pc Neto	Y _i x Pc Neto
Metano	0.2451	0.4043	909.1	222.8204	367.5491
Etano	0.0315	0.0517	1617.8	50.9607	83.6403
Propano	0.0439	0.0674	2315.9	101.6680	156.0917
i-Butano	0.0129	0.0183	3001.0	38.7129	54.9183
n-Butano	0.0189	0.0250	3010.5	56.8985	75.2625
i-Pentano	0.0124	0.0125	3697.9	45.8539	46.2238
n-Pentano	0.0055	0.0047	2706.8	14.8874	12.7219
n-Hexano	0.0055	0.0027	4403.9	24.2215	11.8905
n-Heptano	0.0022	0.0008	5100.3	11.2207	4.0802
Nitrogeno	0.0224	0.0498	0	0	0
H2O	0.1332	0.0341	0	0	0
CO2	0.4666	0.3287	0	0	0
				567.2439	812.3783

Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría

TABLA 75

CALOR ESPECÍFICO DEL GAS DE PRODUCCIÓN DE CPF

Componente	C _{pi}	Gas Entrada del	Gas Salida del
		Sist. de Trat. Gas	Sist. de Trat. Gas
		C _p *Y _i	C _p * Y _i
Metano	8.650	2.120	3.497
Etano	12.950	0.408	0.670
Propano	18.170	0.798	1.225
i-Butano	23.950	0.309	0.438
n-Butano	24.070	0.455	0.602
i-Pentano	29.420	0.365	0.368
n-Pentano	29.700	0.163	0.140
n-Hexano	35.360	0.194	0.095
n-Heptano	41.010	0.090	0.033
Nitrogeno	6.960	0.156	0.347
H ₂ O	0.000	0.000	0.000
CO ₂	9.000	4.199	2.958
	C_p	9.258	10.372
	C_v	7.358	8.472
	k	1.258	1.224



Autor: Mariela Murillo & Carla Echeverría

TABLA 76

MÉTODO DE CALCULACIÓN FLASH

Cálculo Flash en 1000 psia y 100 ° F						
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)
Componente	Fración Molar (%)	K_N	$\frac{(V/L)=1.5}{L_N}$	$\frac{(V/L)=0.5}{L=66.7}$	$\frac{(V/L)=1}{L=50}$	V_N
CO ₂	0.22	1.88*	0.06	0.11	0.08	0.14
N ₂	0.09	4.00	0.01	0.03	0.02	0.07
Metano	63.35	2.80	12.18	26.4	16.67	46.68
Etano	4.21	0.96	1.73	2.84	2.15	2.06
Propano	2.09	0.38	1.33	1.76	1.51	0.58
i-Butano	0.68	0.22	0.51	0.61	0.56	0.12
n-Butano	1.08	0.18	0.85	0.99	0.92	0.16
i-Pentano	0.47	0.10	0.41	0.45	0.43	0.04
n-Pentano	0.38	0.09	0.33	0.36	0.35	0.03
Hexano	1.36	0.05	1.20	1.33	1.30	0.06
Heptano*	26.07	0.006	25.84	25.99	25.91	0.16
	100.00		44.45	60.87	49.90	50.10
					100.00	

Fuente: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.

TABLA 77

CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO DE GAS

Caracterización del Flujo del Gas			
(1)	(2)	(3)	(4)
Componentes	MW_N	V_N Moles	$V_N * MW$
CO ₂	44.01	0.14	6.2
N ₂	28.01	0.07	2
Metano	16.04	46.68	748.7
Etano	30.07	2.06	61.9
Propano	44.1	0.58	25.6
I-Butano	58.12	0.12	7
N-Butano	58.12	0.16	9.3
I-Pentano	72.15	0.04	2.9
N-Pentano	72.15	0.03	2.2
Hexano	86.18	0.06	5.2
Heptano +	253	0.16	40.5
		50.10	911.5

Fuente: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.

TABLA 78

CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO DEL LÍQUIDO

Caracterización del Flujo del Líquido					
(1)	(2)	(3)	(4)	(2)	(4)
Componentes	MW_N	L_N	$L_N * (MW_N)$	$(S.G._N)$	$\frac{L_N * (MW)_N}{(S.G._N)}$
CO ₂	44.01	0.08	3	0.83	4
N ₂	28.01	0.02	1	0.81	1
Metano	16.04	16.67	267	0.30	891
Etano	30.07	2.15	65	0.36	179
Propano	44.10	1.51	67	0.51	131
I-Butano	58.12	0.56	33	0.56	58
N-Butano	58.12	0.92	53	0.58	92
I-Pentano	72.15	0.43	31	0.62	50
N-Pentano	72.15	0.35	25	0.63	40
Hexano	86.18	1.30	112	0.66	170
Heptano +	253	25.91	6555	0.86	7,622
		49.90	7212		9,238

Fuente: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.

TABLA 79

**DATOS DE PROPIEDADES Y CAUDALES DE OPERACIÓN DEL
SEPARADOR V-102**

Datos de propiedades y caudales de operación				
Flujo de liquido (Q_{liq})	125.30	Bbl/d		
Densidad del liquido (ρ_{liq})	62.04	lb/ft ³	993.79	kgr/m ³
Flujo másico	0.505	LB/S	0.229	kgr/s
Flujo de gas (Q_g)	1,315.88	ft ³ /min	0.621	m ³ /s
Densidad de gas (ρ_g)	0.361	lb/ft ³	5.78	kgr/m ³
Viscosidad gas (μ)	0.013	cp		
Flujo másico	7.9	LB/S	3.59	kg/s

Fuente: Manual de diseño del Separador V-102.

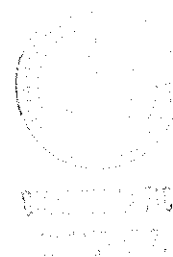
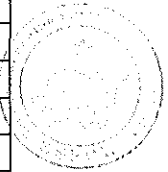


TABLA 80

DIMENSIONES DEL SEPARADOR V-102

Dimensiones de los separadores				
Espesor	0.5	in	0.0416667	ft
Diámetro externo	3.0	ft		
Diámetro interno	2.92	ft	0.889	m
Altura	12.00	ft	3.6576	m
Área	6.7	ft ²	0.6207	m ²
Altura(30% nivel)	3.6	ft	1.0973	m



BIBLIOTECA FICP
ESPOL

Fuente: Manual de diseño del Separador V-102.

TABLA 81

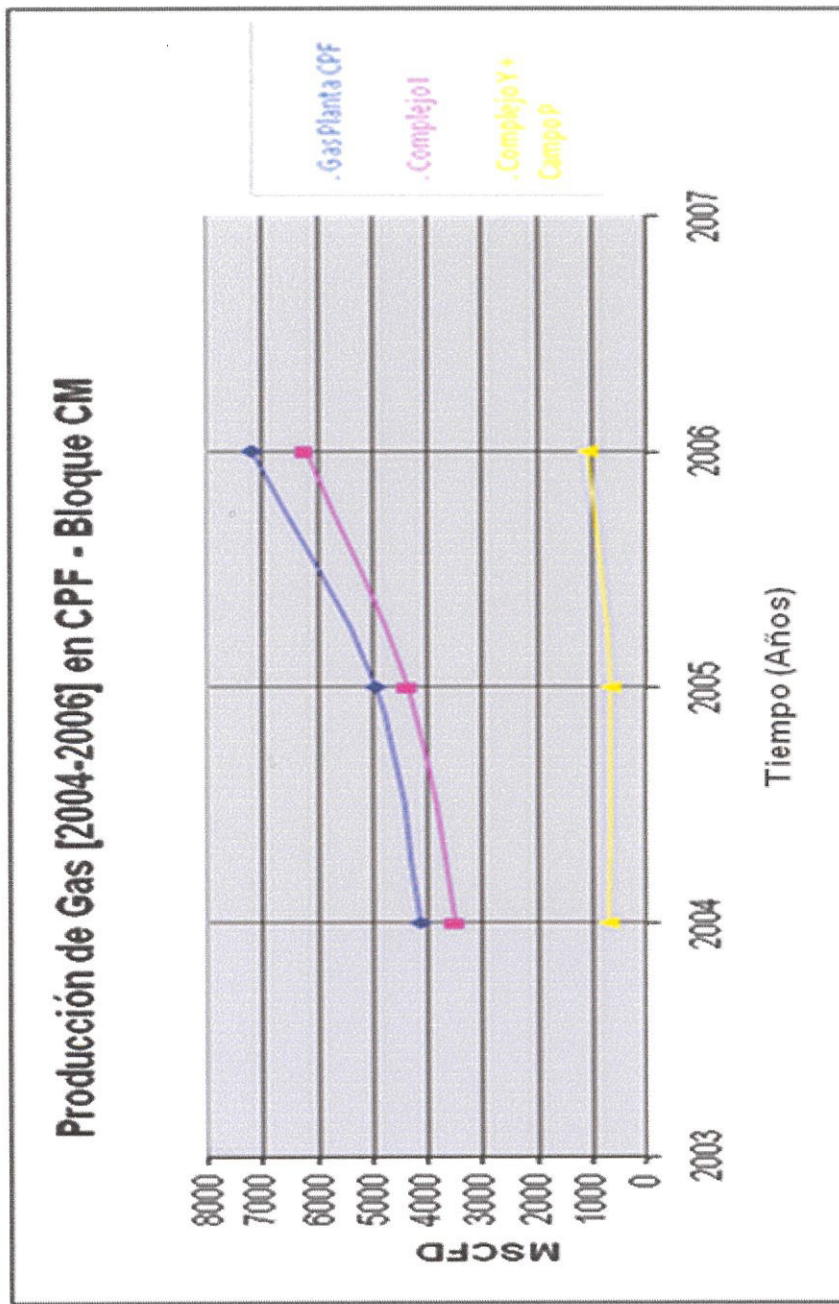
**DATOS DE PROPIEDADES Y CAUDALES DE OPERACIÓN DEL
CALENTADOR HT-10.01**

CONDICIONES O CARACTERÍSTICA	ORIGINAL
Temp. Máxima de baño, ° F	190
Temp. Mínima de baño, ° F	185
Temp. de Entrada de agua, ° F	110
Temp. De salida de agua, ° F	140
Presión, Psig	435
U, BTU/hr SCFD ° F	67.9
Q, BTUI/hr	393954.4

Fuente: Manual de diseño del Calentador HT-10.01

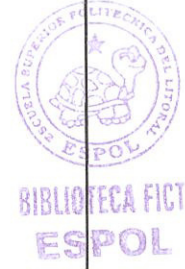
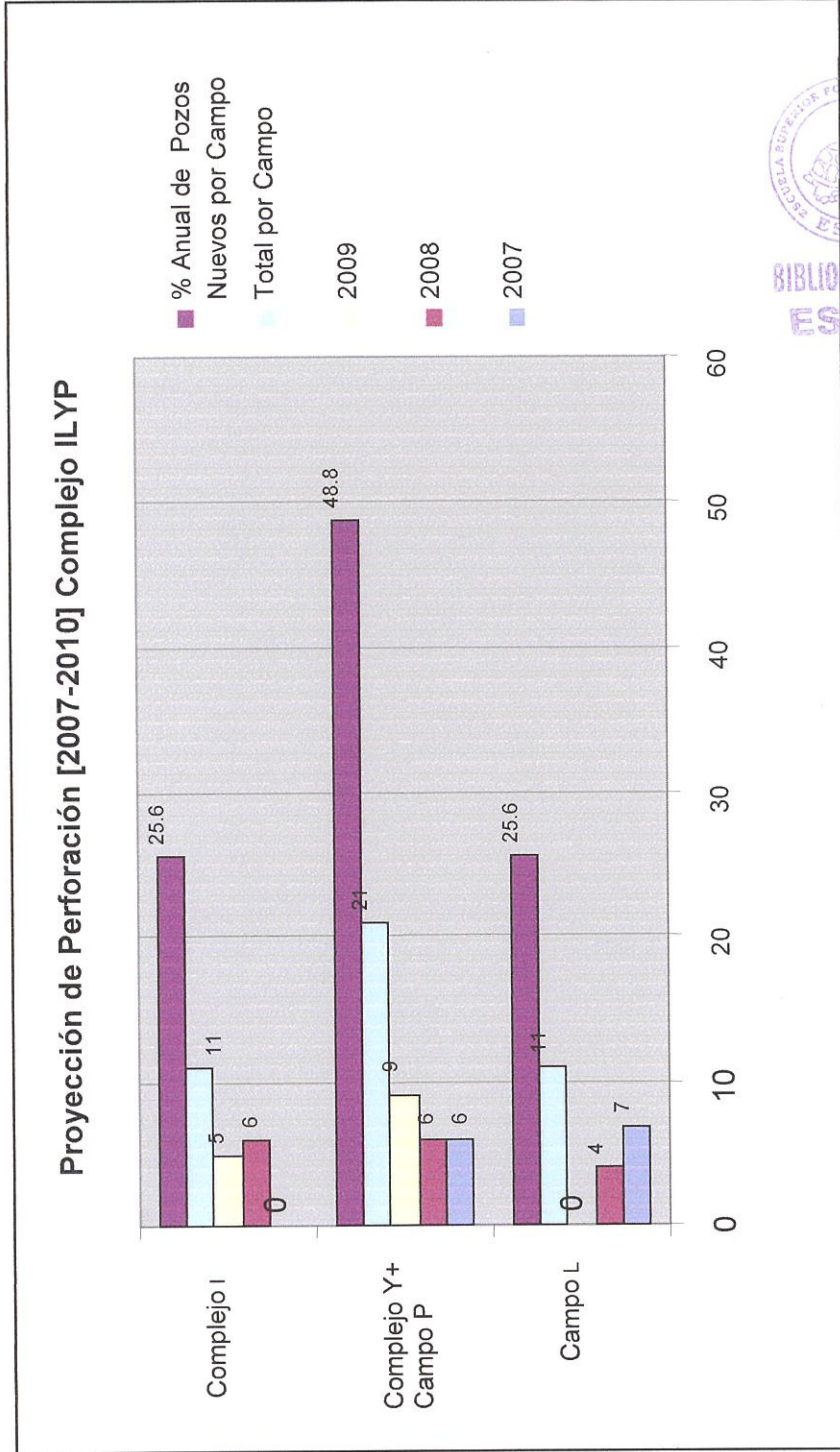
ANEXO 7

GRÁFICAS



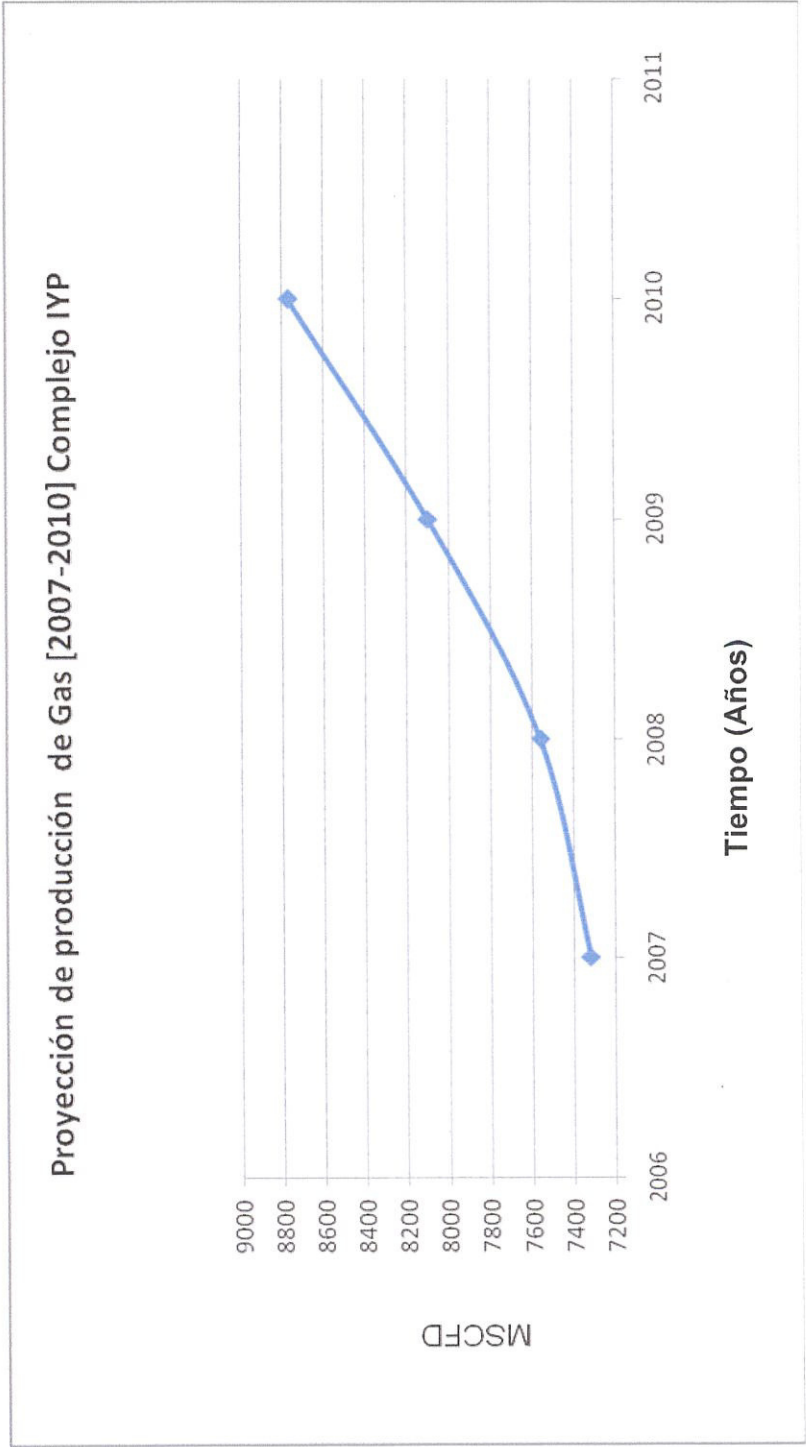
GRÁFICA 2.1. PRODUCCIÓN DE GAS [2004-2006] CPF- BLOQUE CM

FUENTE: Departamento de Operaciones – UB 15.



GRÁFICA 3.1. PROYECCIÓN DE PERFORACIÓN [2007-2010] COMPLEJO ILYP

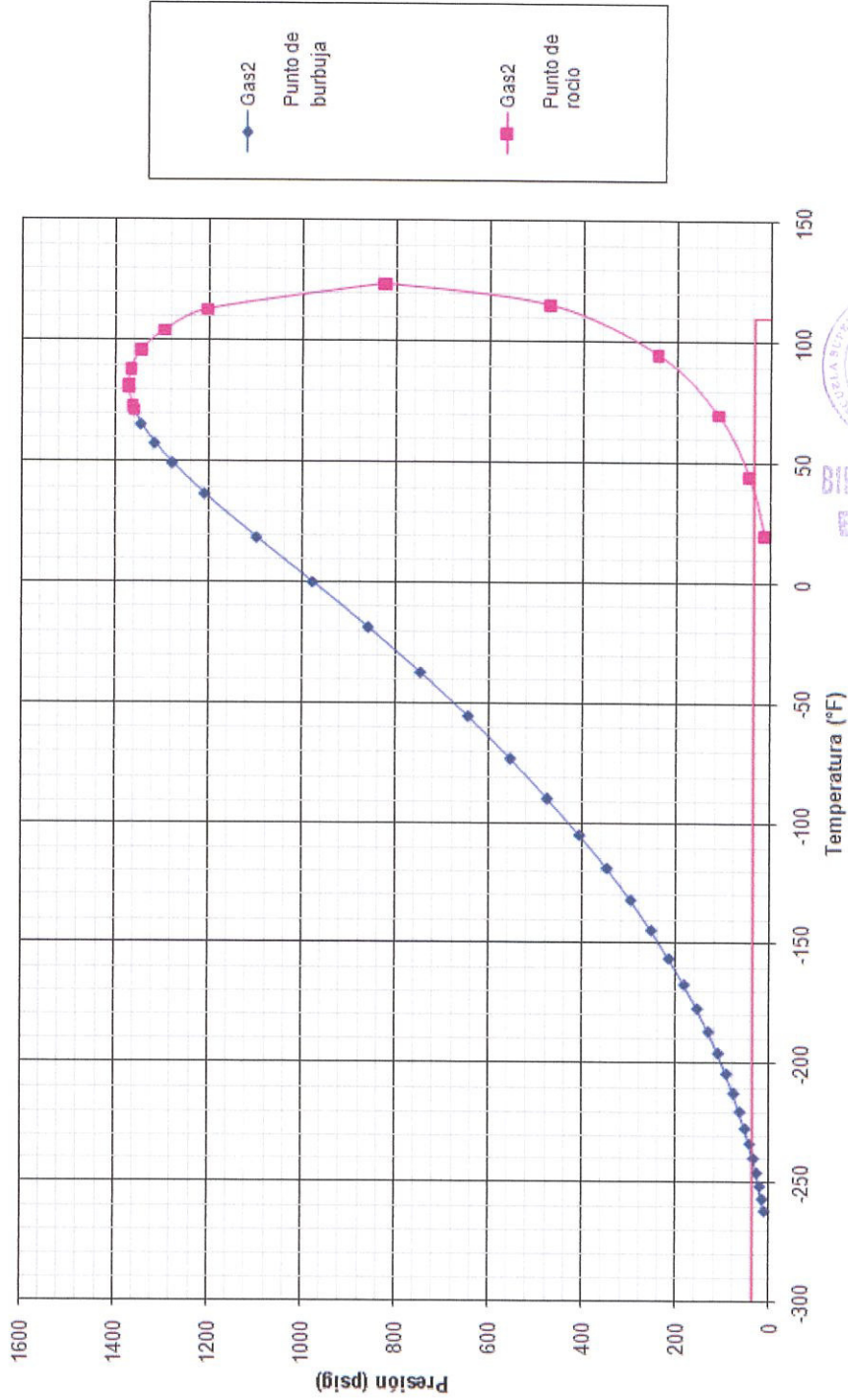
FUENTE: Departamento de Operaciones – UB 15.



GRÁFICA 3.2. PROYECCIÓN DE PRODUCCIÓN DE GAS [2007-2010] COMPLEJO IYP

FUENTE: Departamento de Operaciones – UB 15.

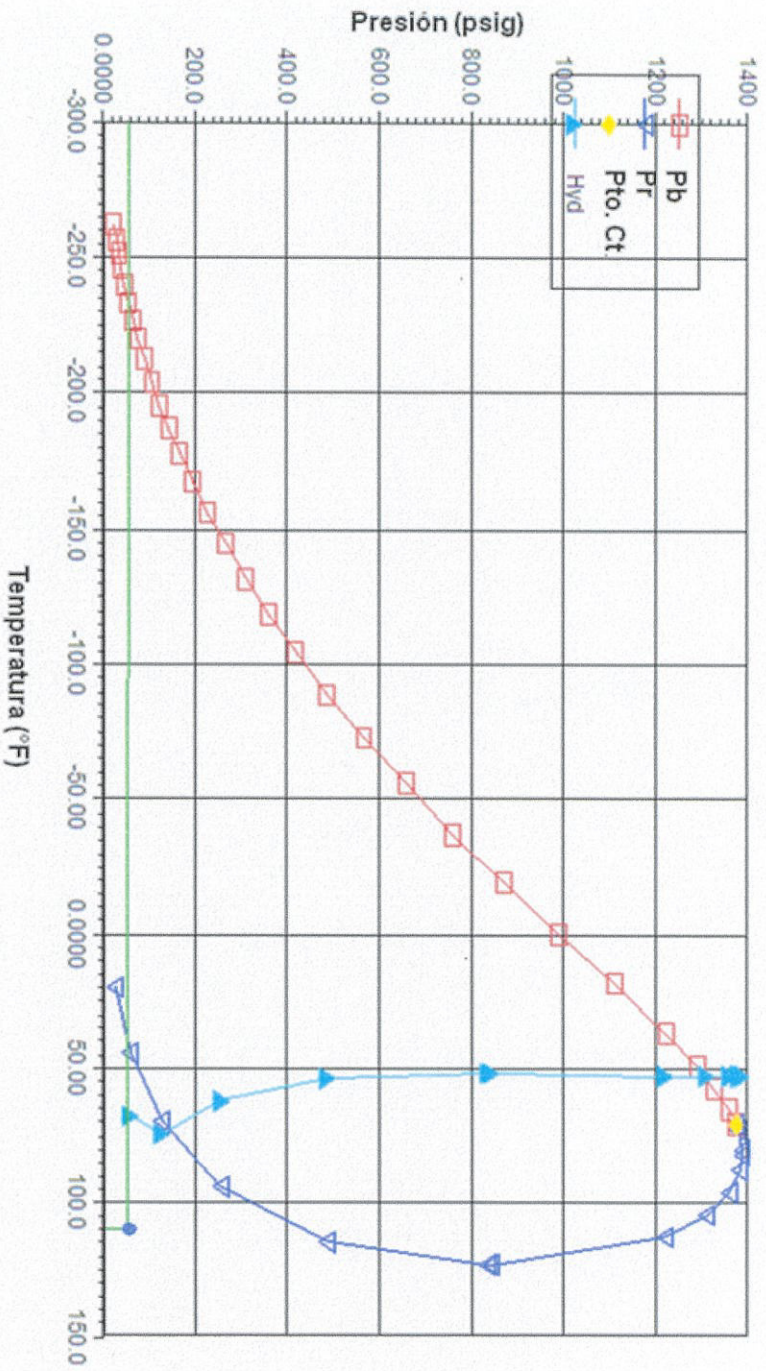
Diagrama de Fases (Gas 2)



GRÁFICA 3.4. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AL AERO-ENFRÍADOR (E-103)

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2.

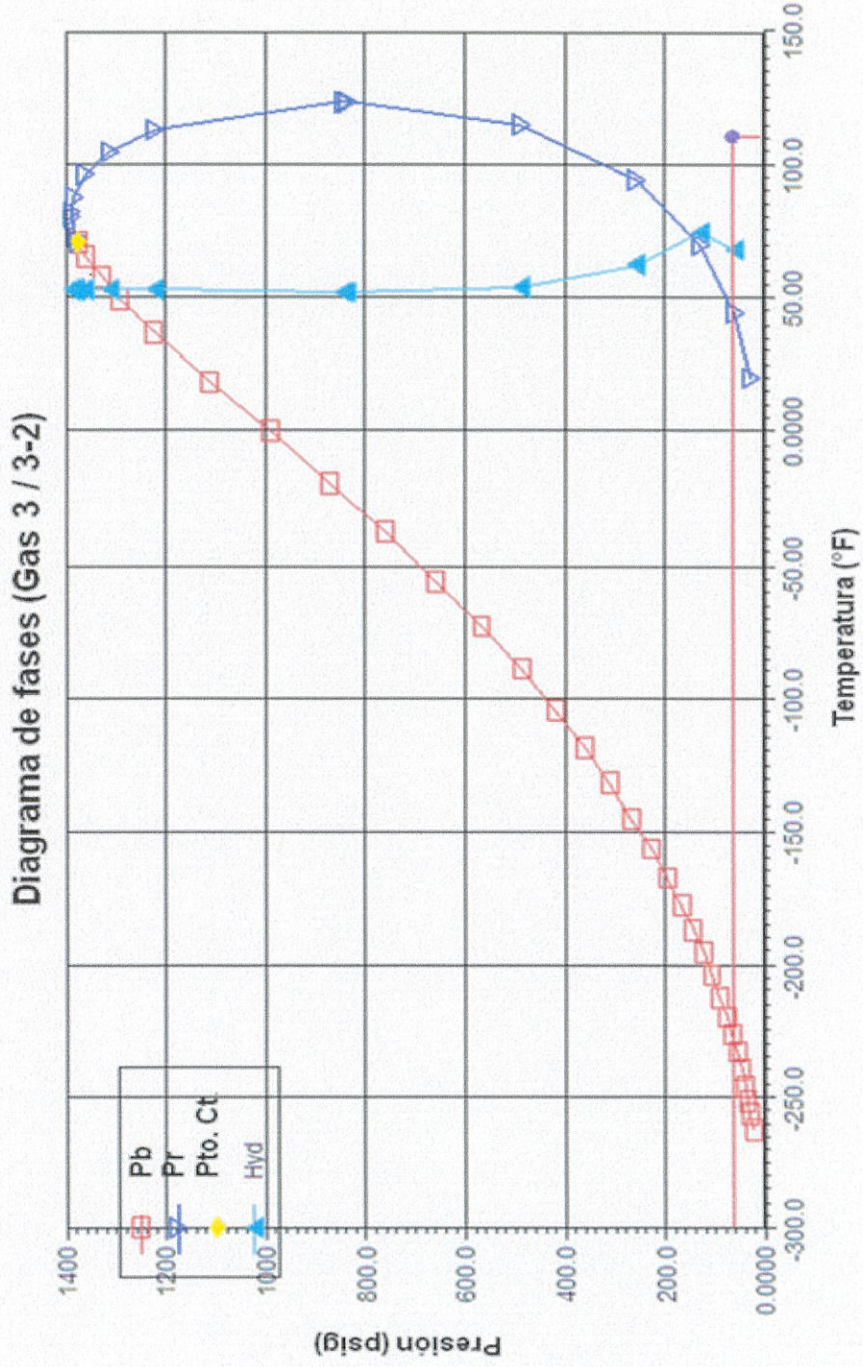
Diagrama de fases (Gas 2 A/B)



GRÁFICA 3.5. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL SEPARADOR V-107-AB-1

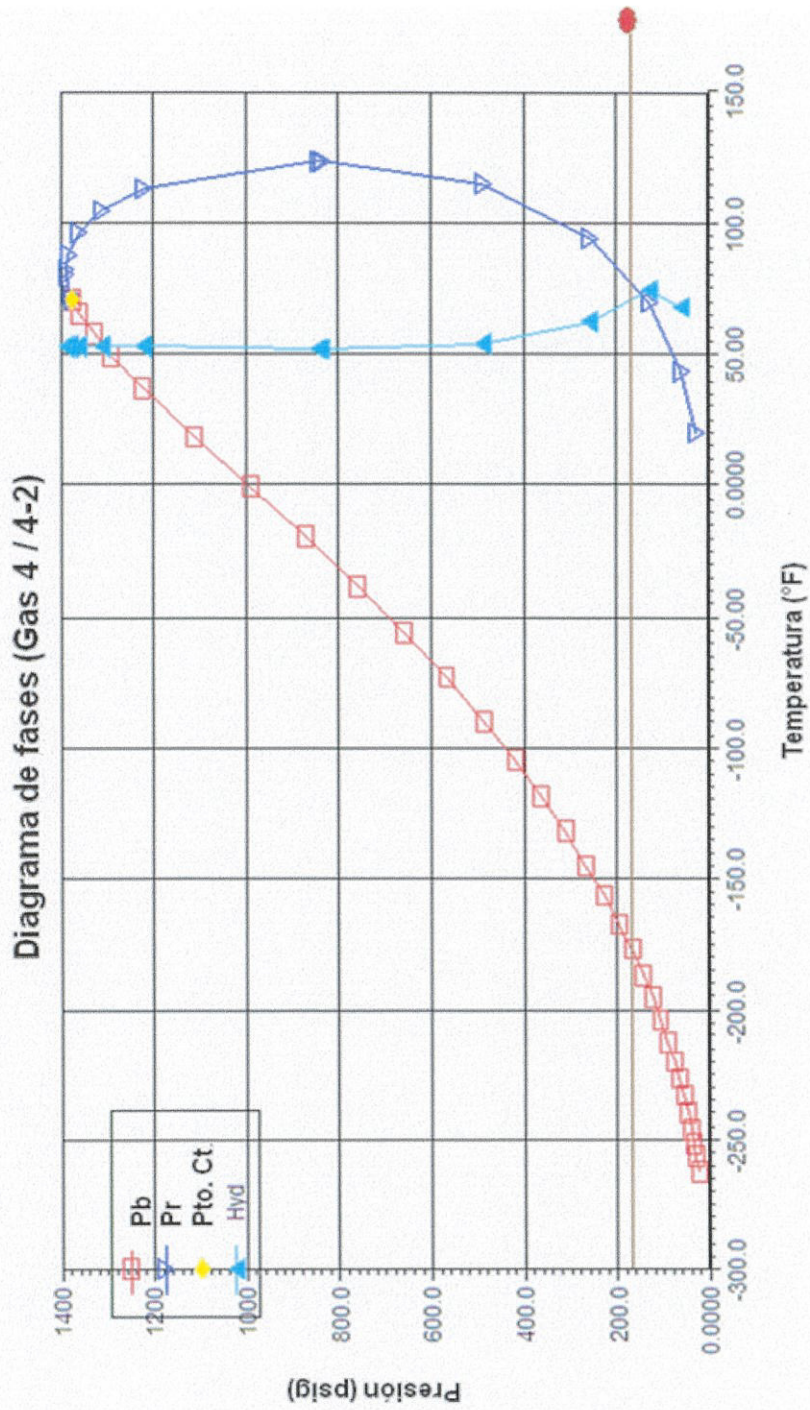
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2





GRÁFICA 3.6. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL COMPRESOR C-107 A/B-1

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

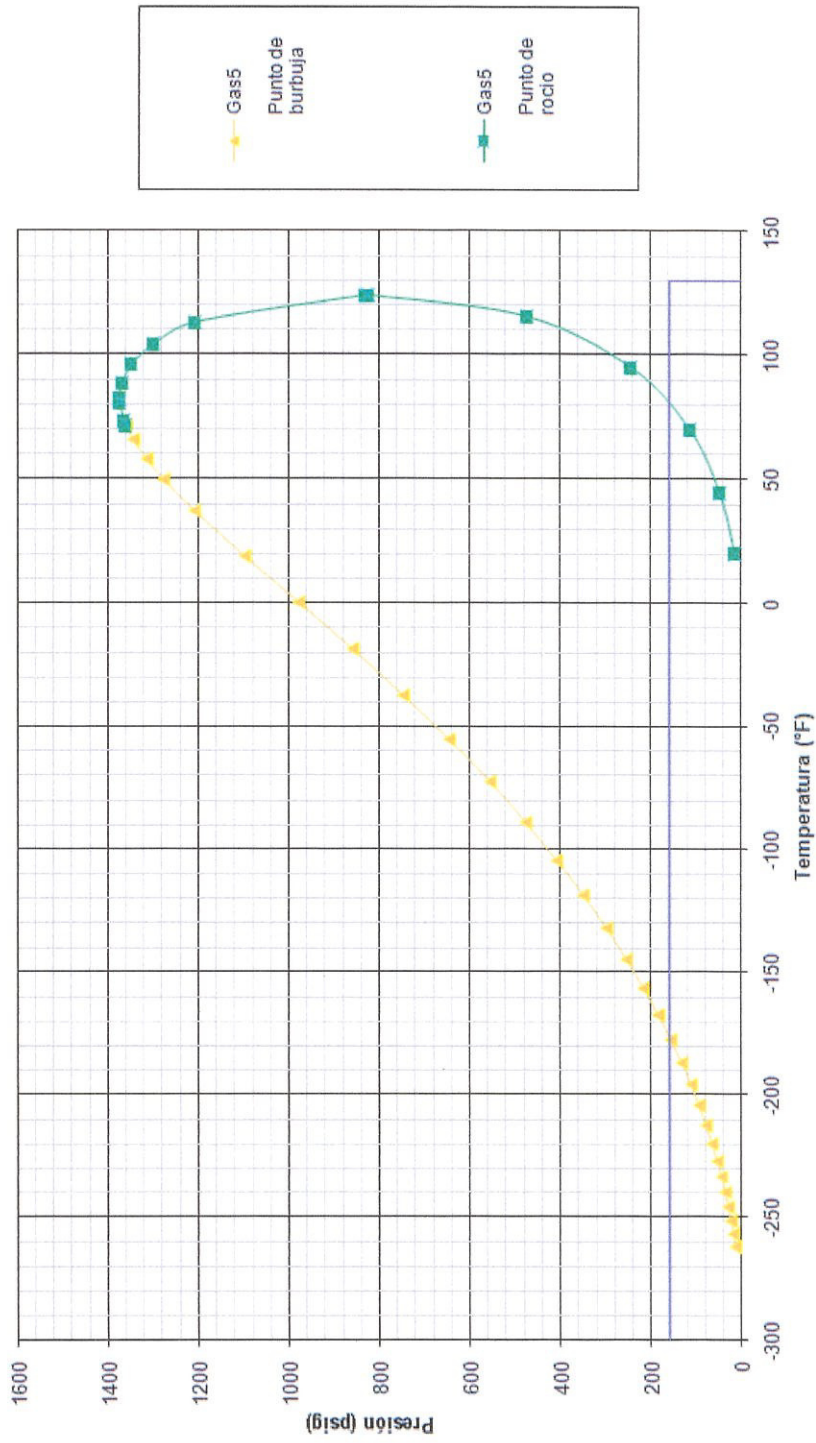


GRÁFICA 3.7. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL COMPRESOR C-107 A/B-1

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



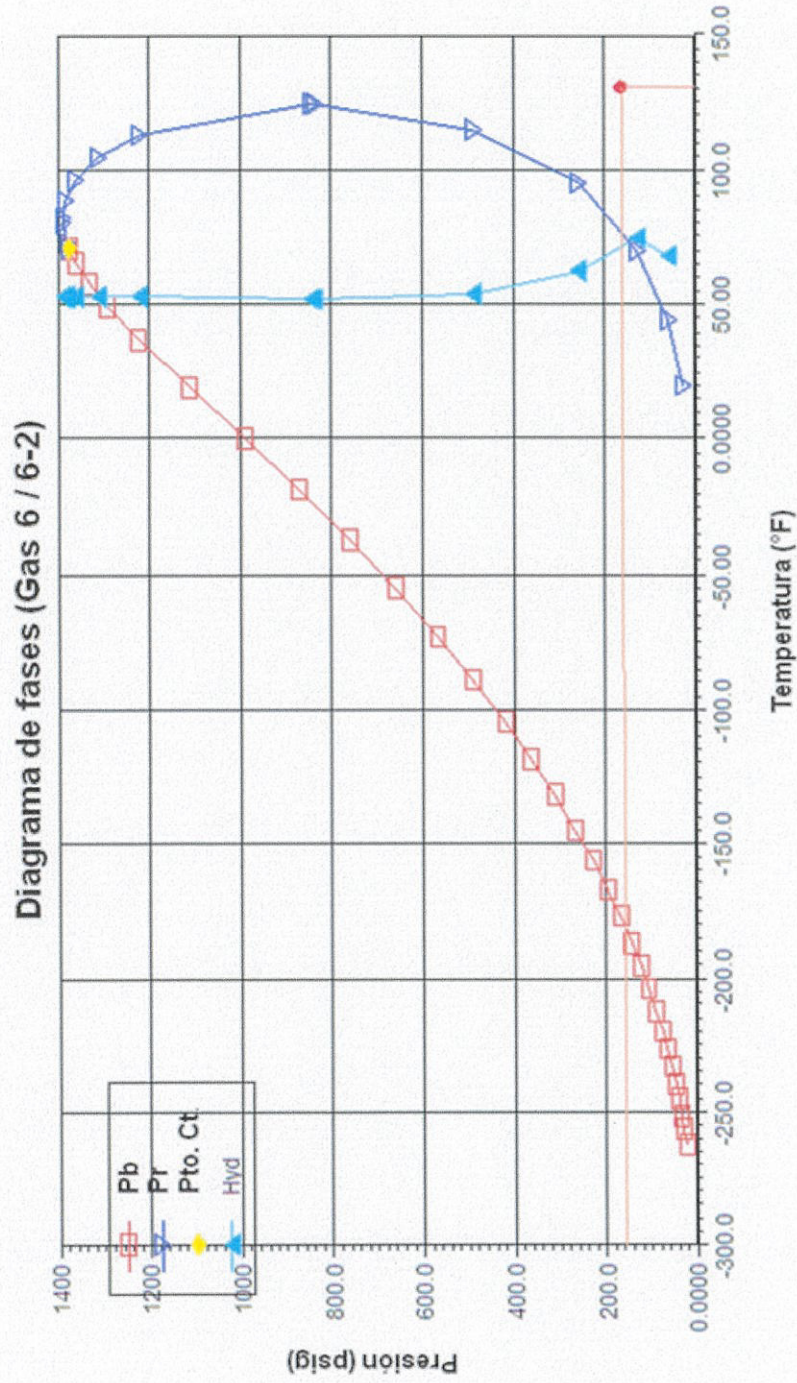
Diagrama de Fases (Gas 5 / Gas 5-2)



GRÁFICA 3.8. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AERO-ENFRIADOR GC-107 A/B - 1

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

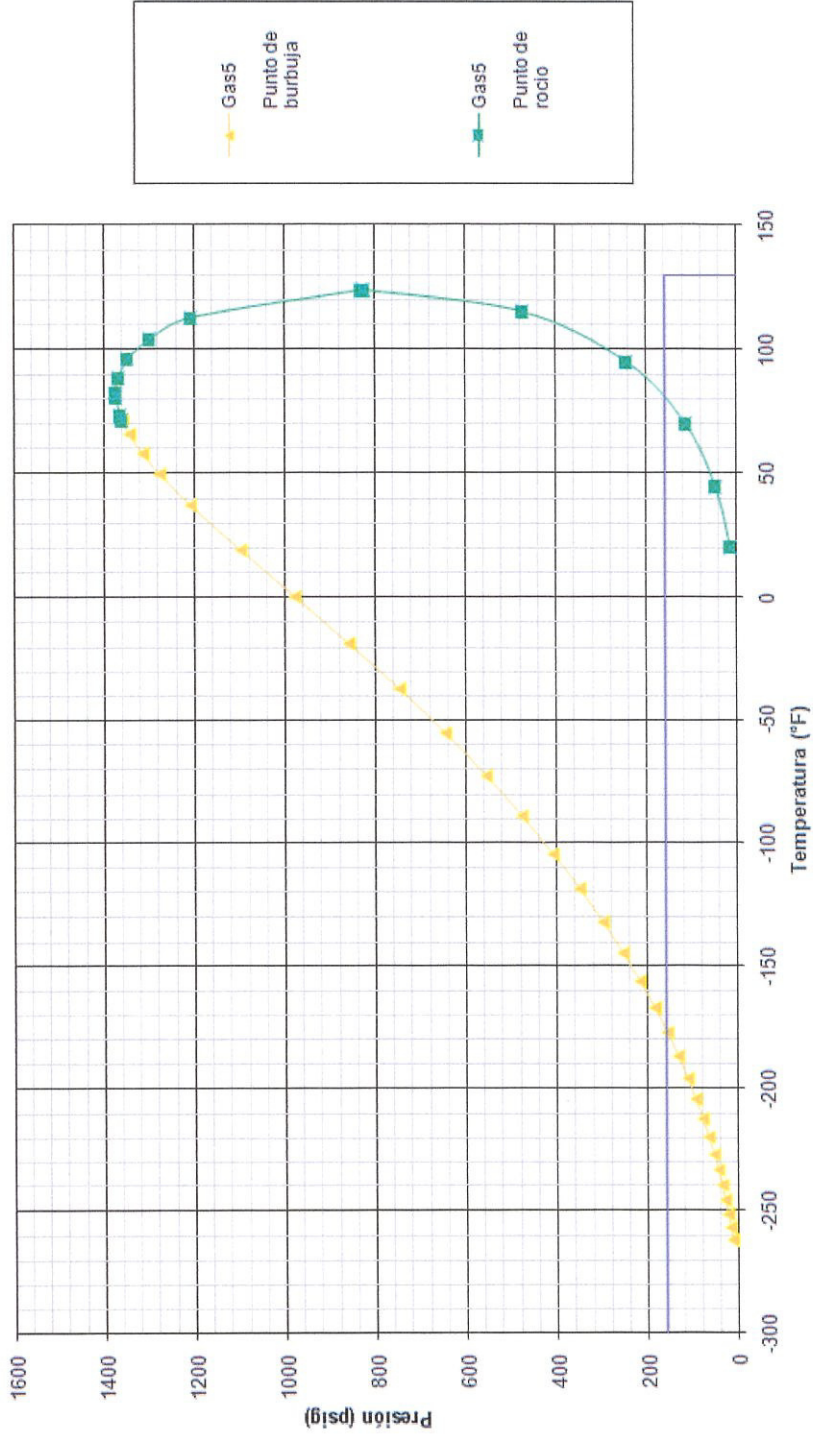




GRÁFICA 3.9. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA DEL COMPRESOR C-107 A/B - 2

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

Diagrama de Fases (Gas 5 / Gas 5-2)

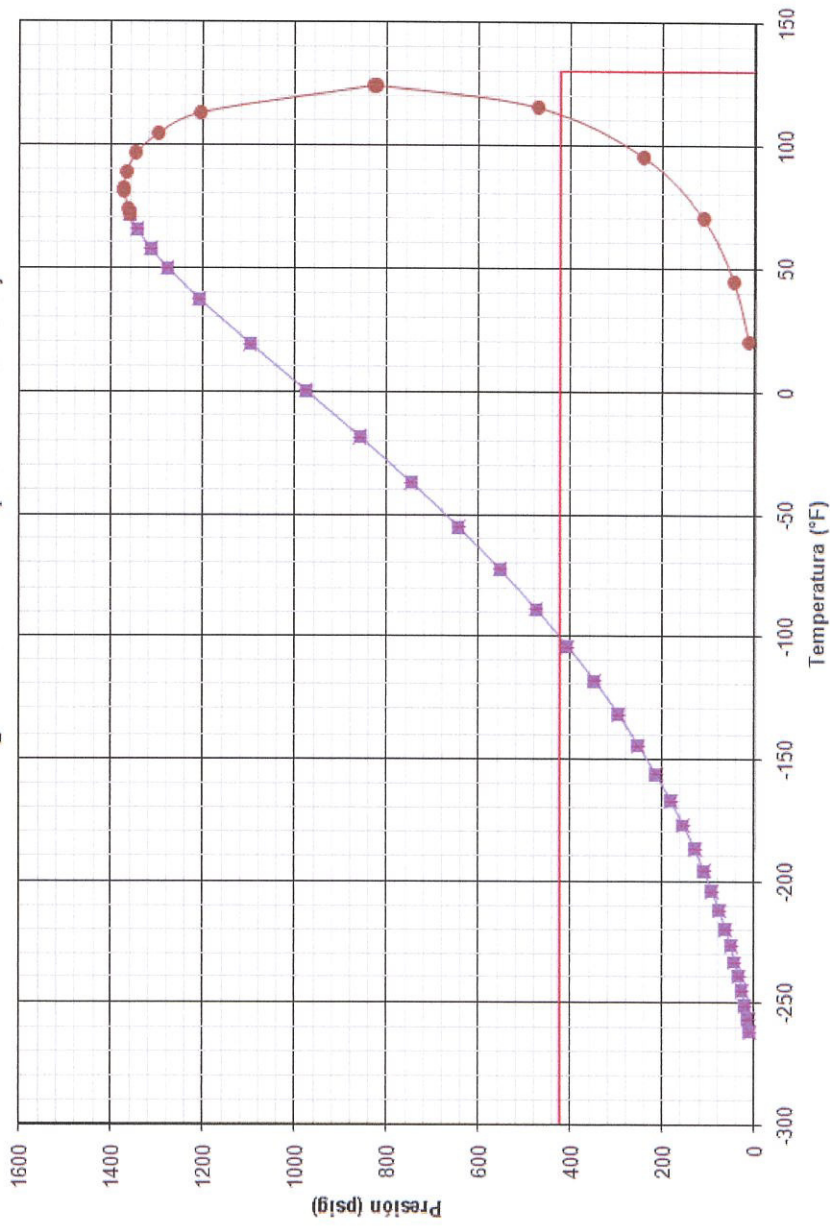


GRÁFICA 3.10. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AERO-ENFRIADOR GC-107 A/B - 1

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

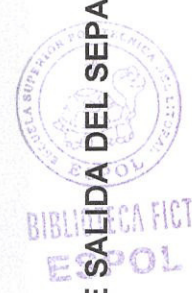
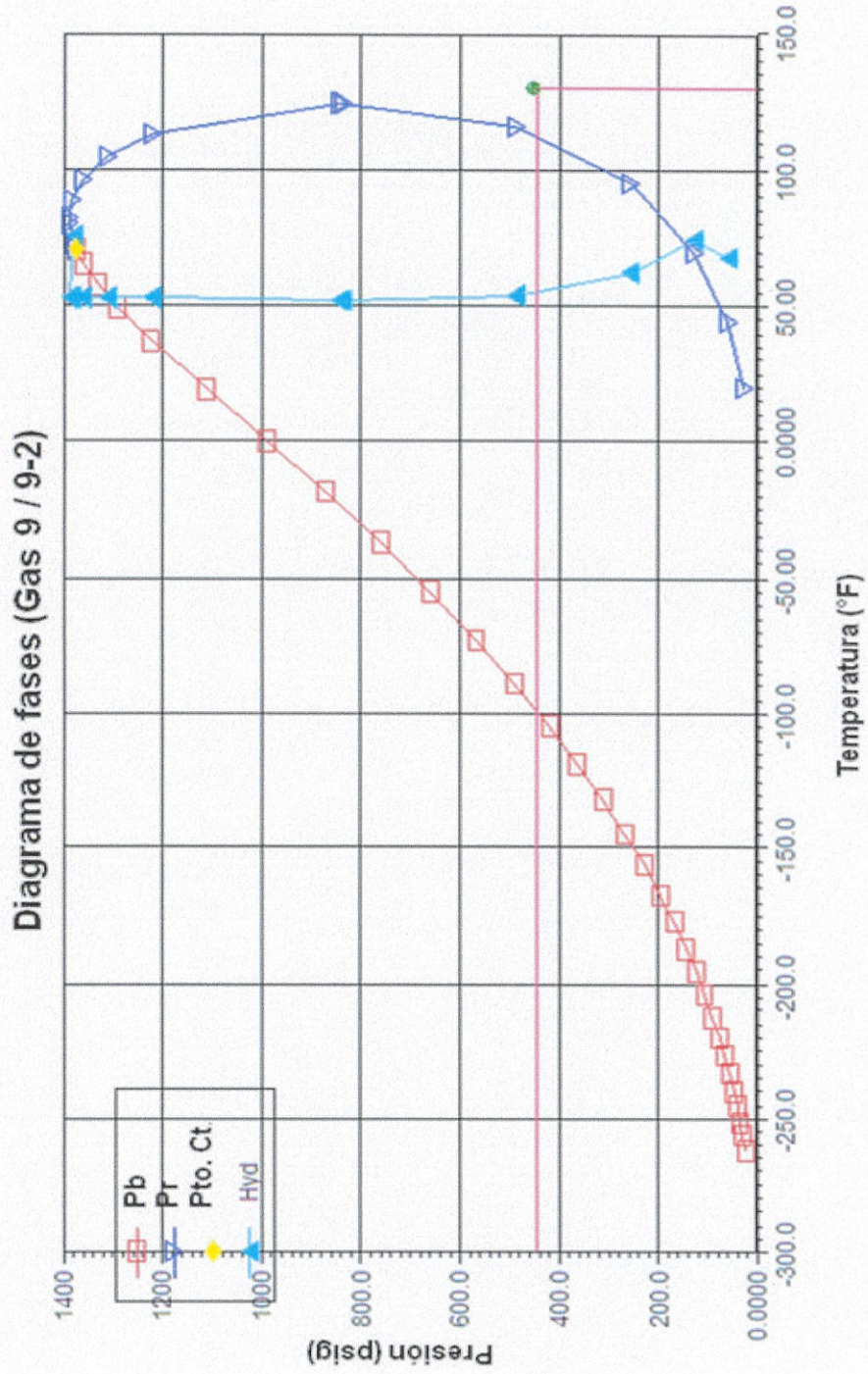


Diagrama de Fases (Gas 8 / Gas 8-2)



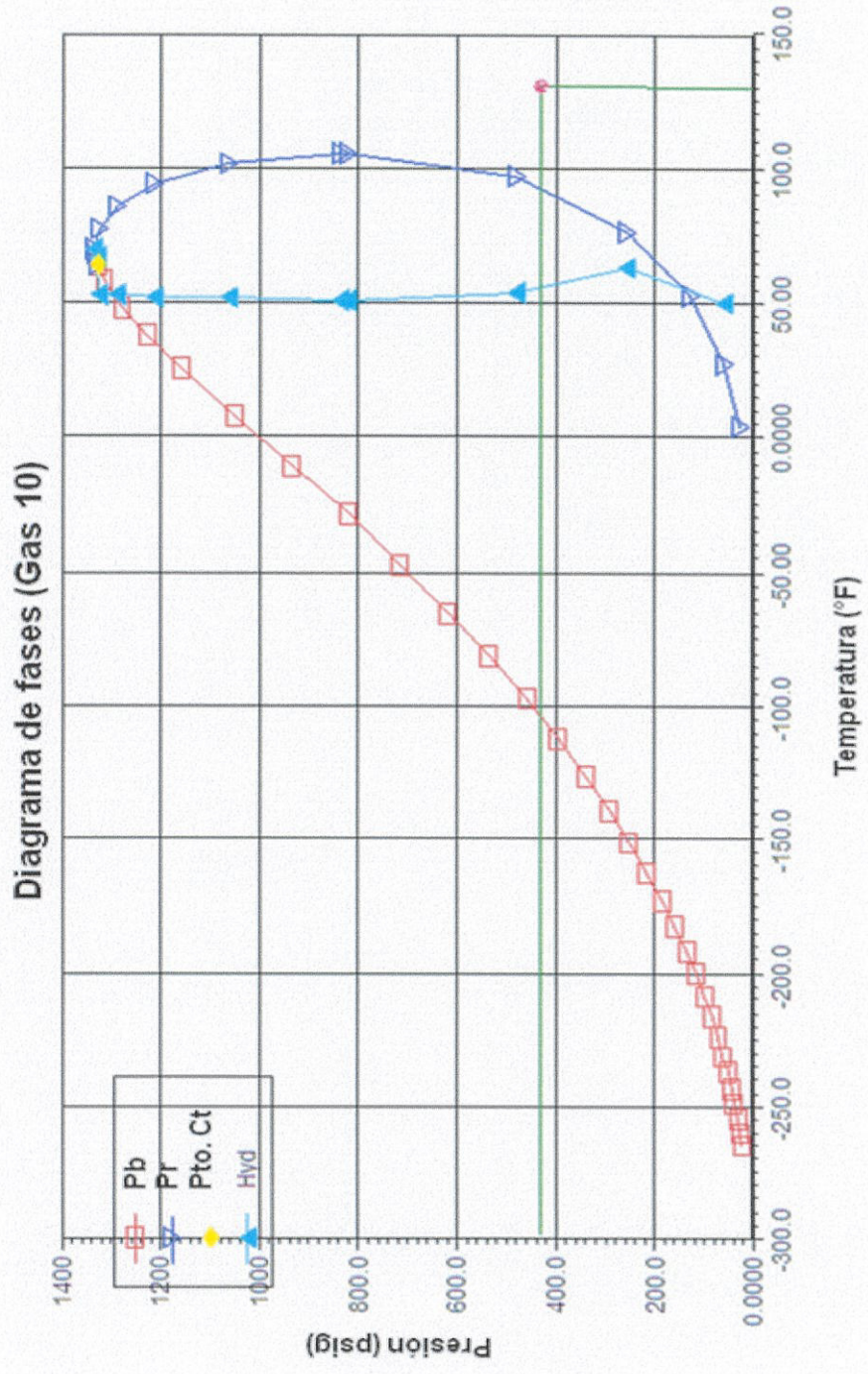
GRÁFICA 3.11. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AERO-ENFRIADOR GC-107 A/B - 2

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2.



GRÁFICA 3.12. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL SEPARADOR V-107 A/B - 2

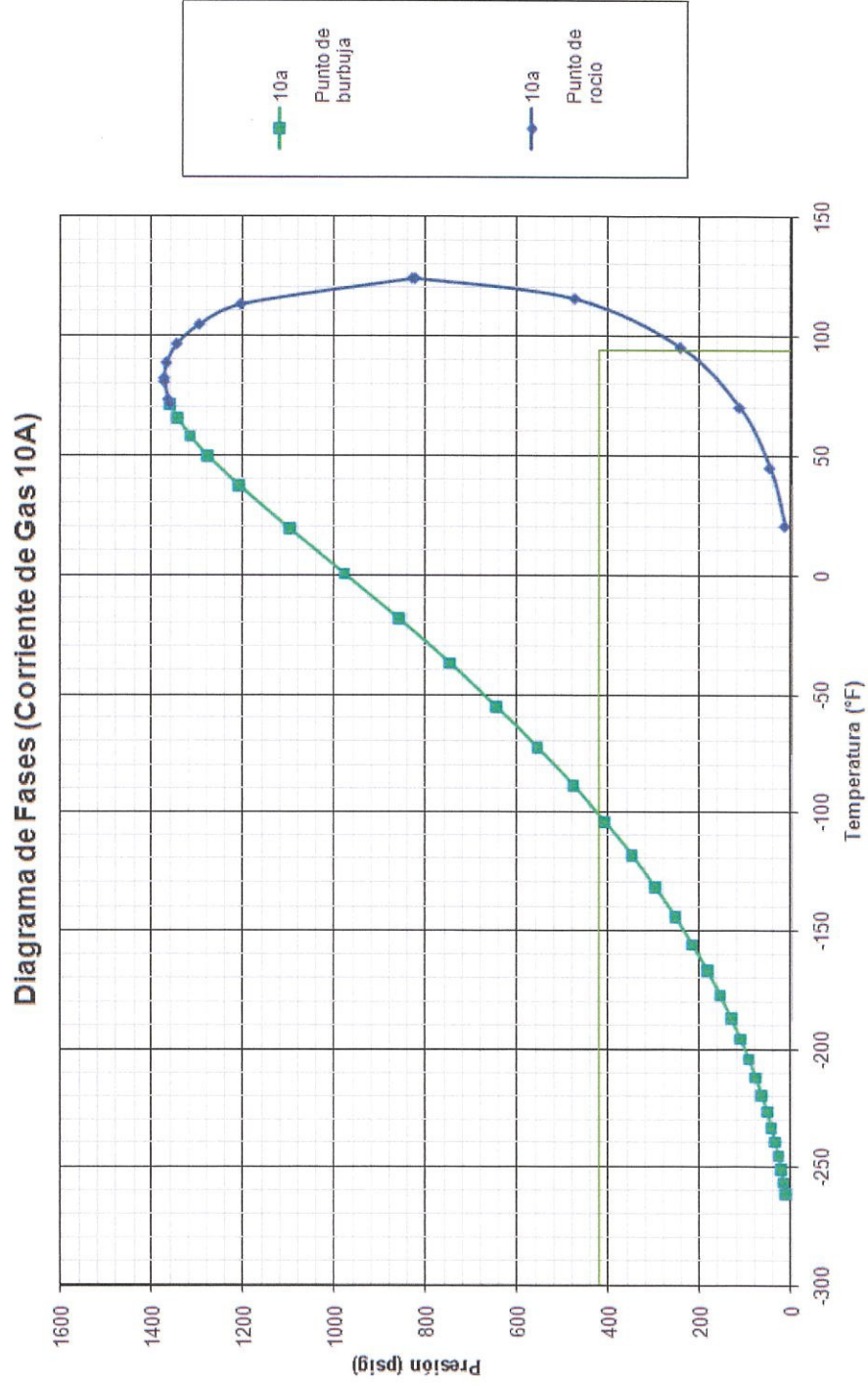
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



GRÁFICA 3.13. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS-GAS

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

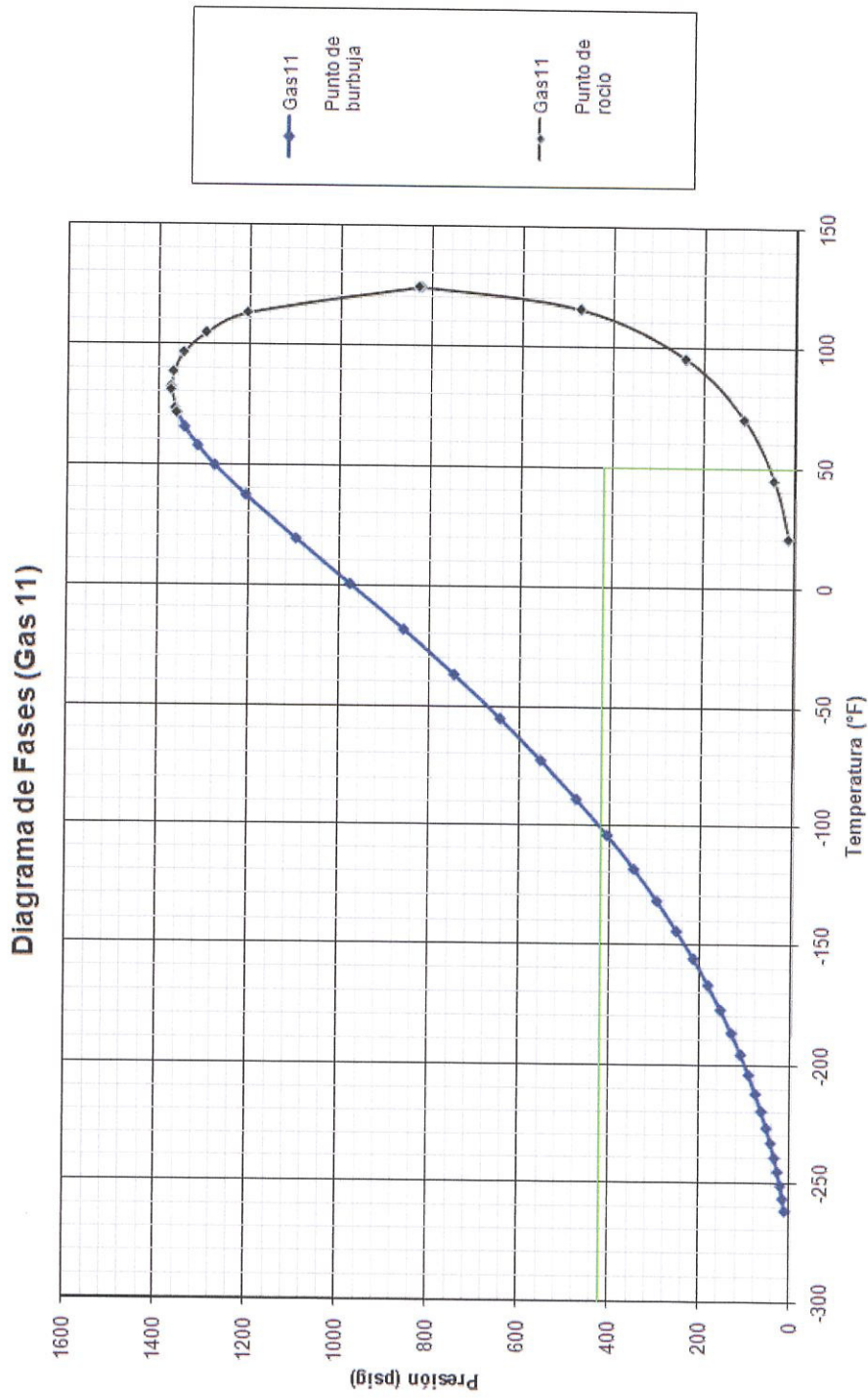




GRÁFICA 3.14. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL INTERCAMBIADOR GAS- GAS

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

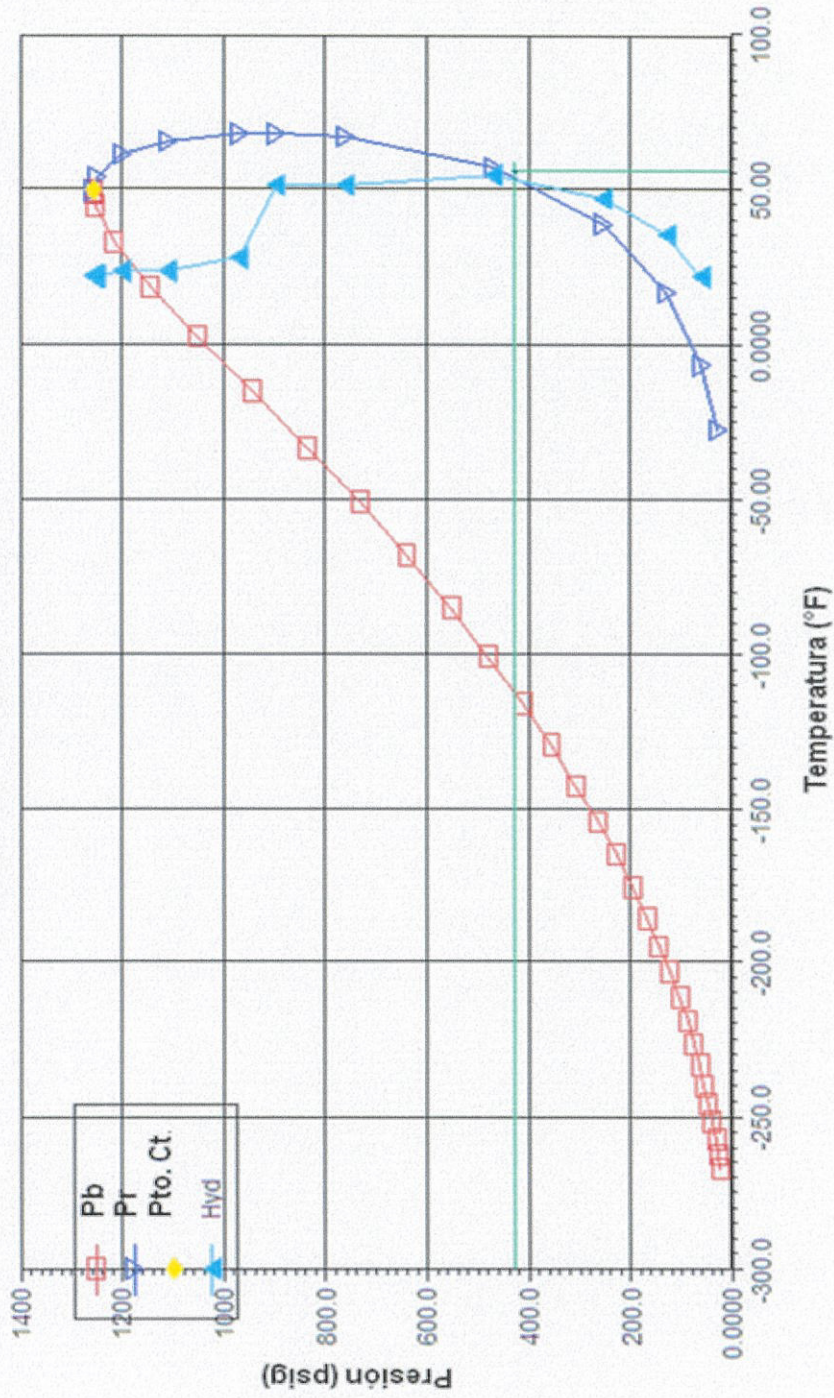




GRÁFICA 3.15. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL CHILLER (AJUSTE 1)

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

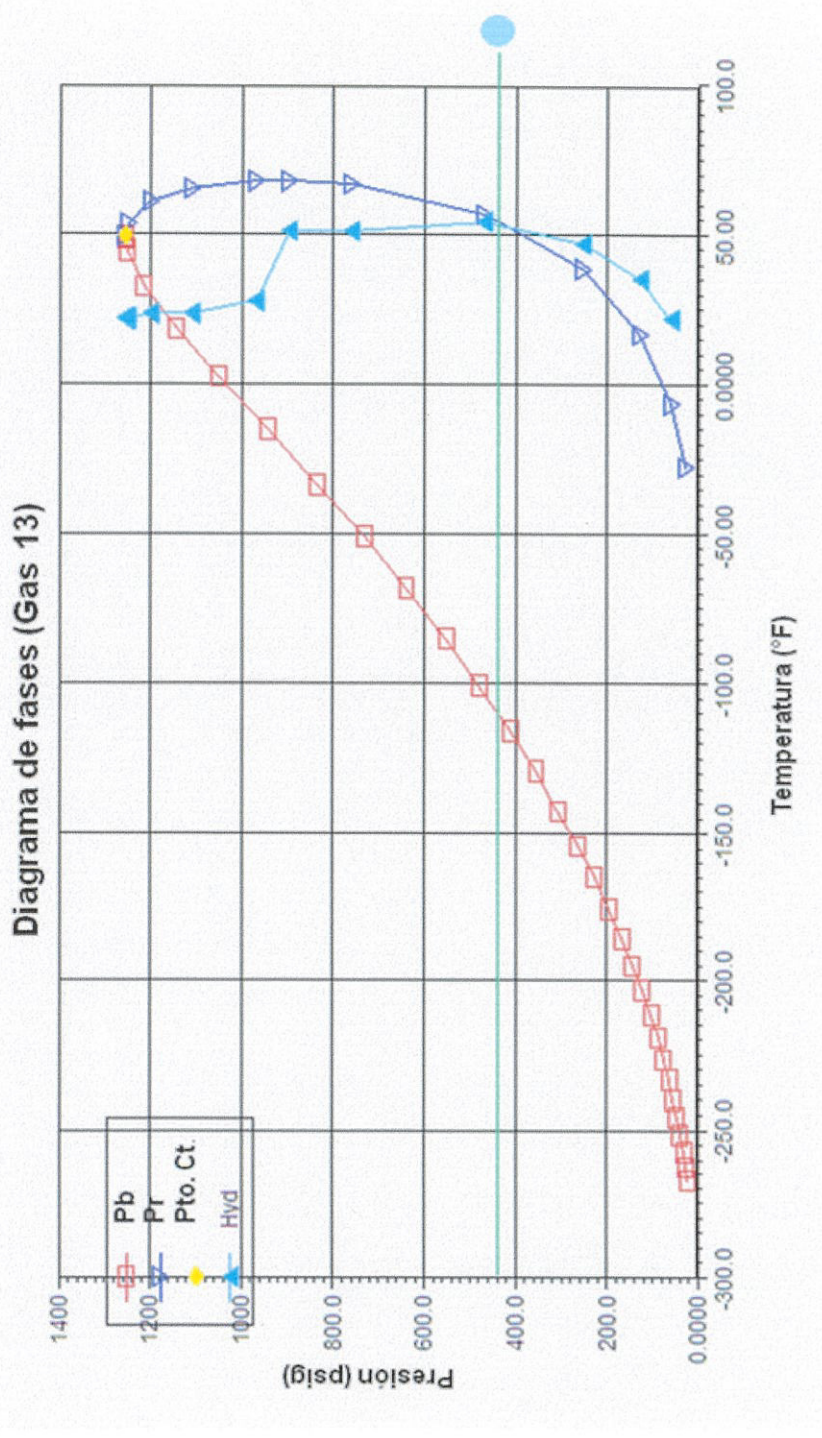
Diagrama de fases (Gas 12)



GRÁFICA 3.16. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO.

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

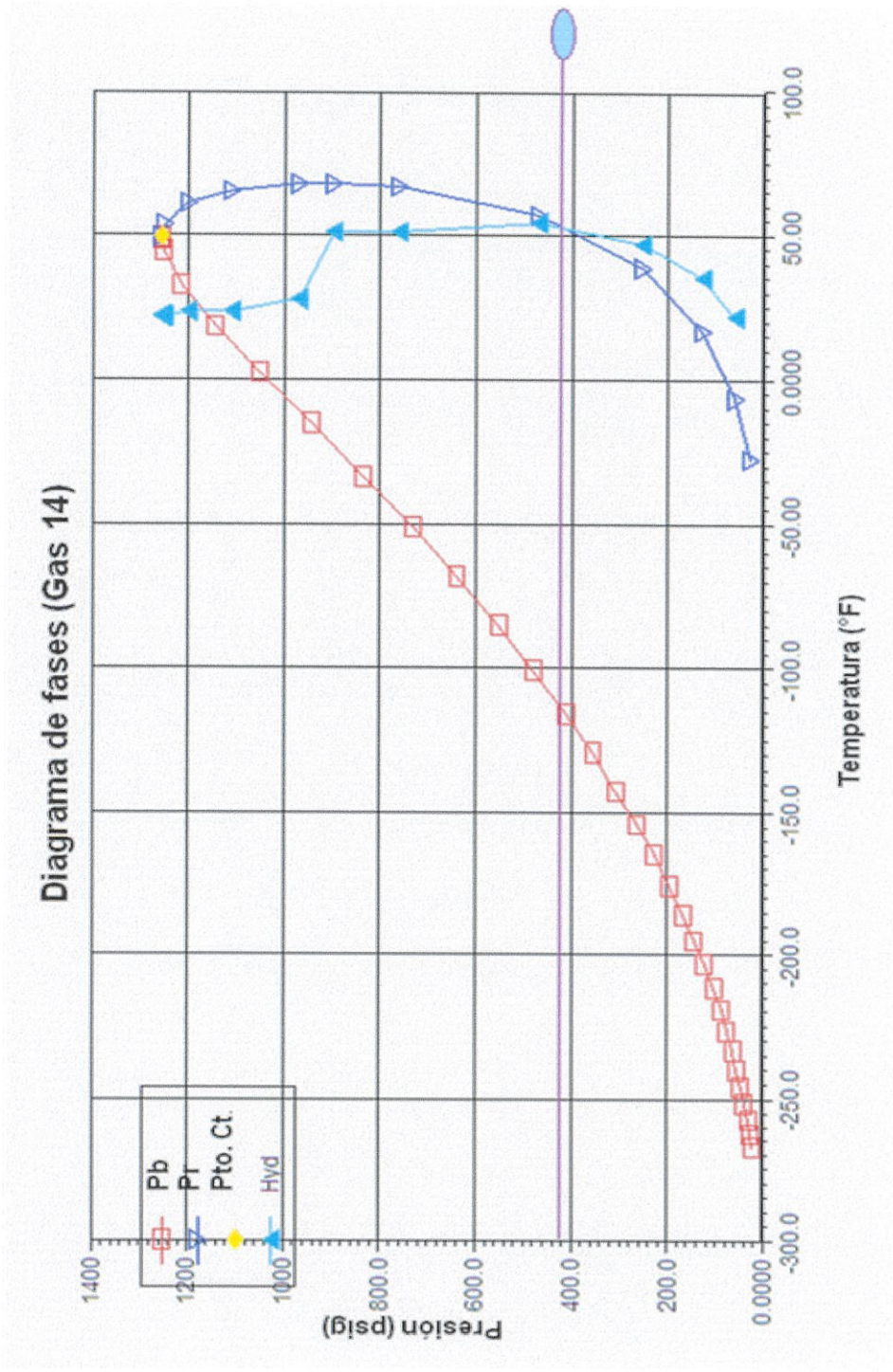




GRÁFICA 3.17. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL SISTEMA DE PRE-TRATAMIENTO DE MEMBRANAS.

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



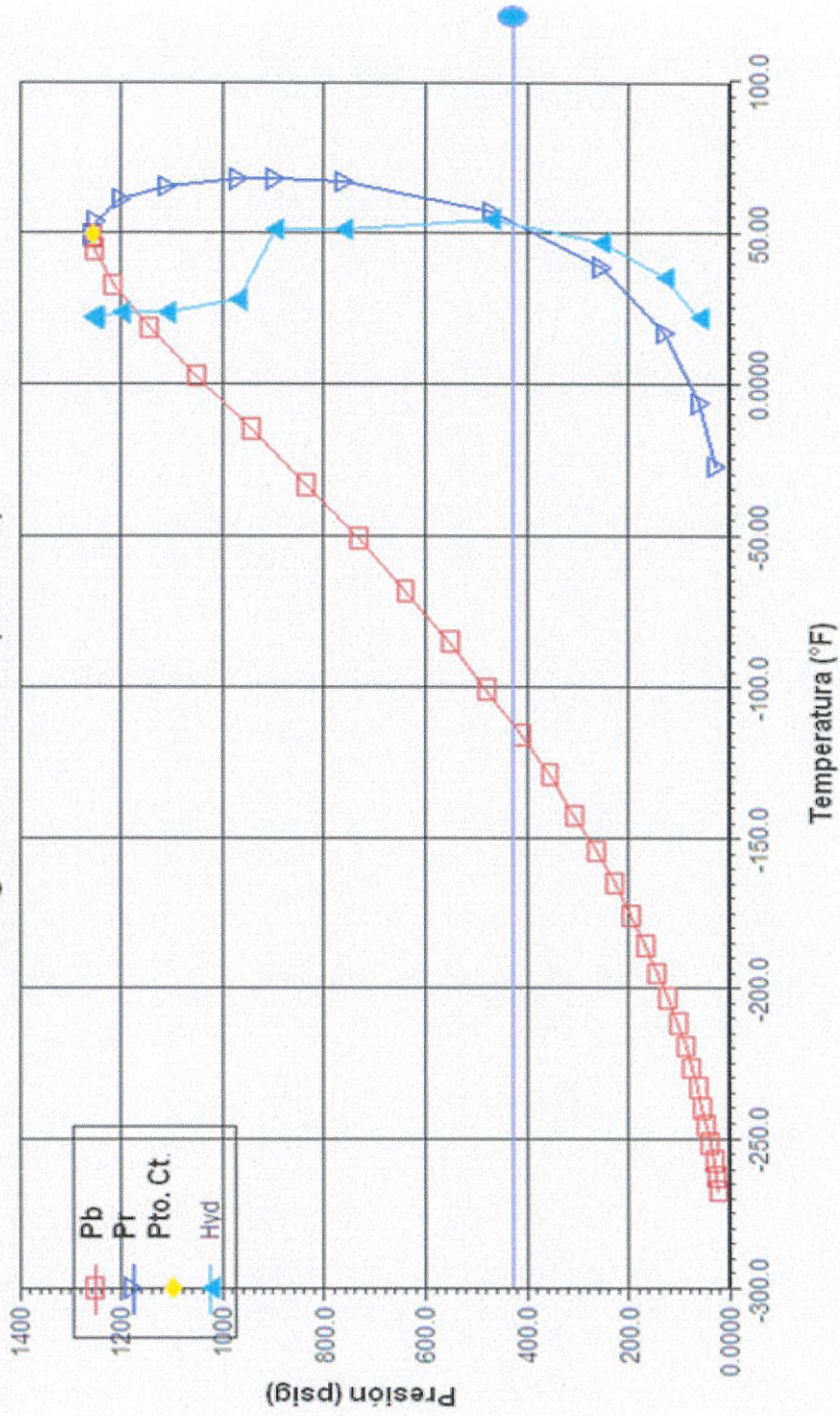


GRÁFICA 3.18. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL GUARD BED.

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



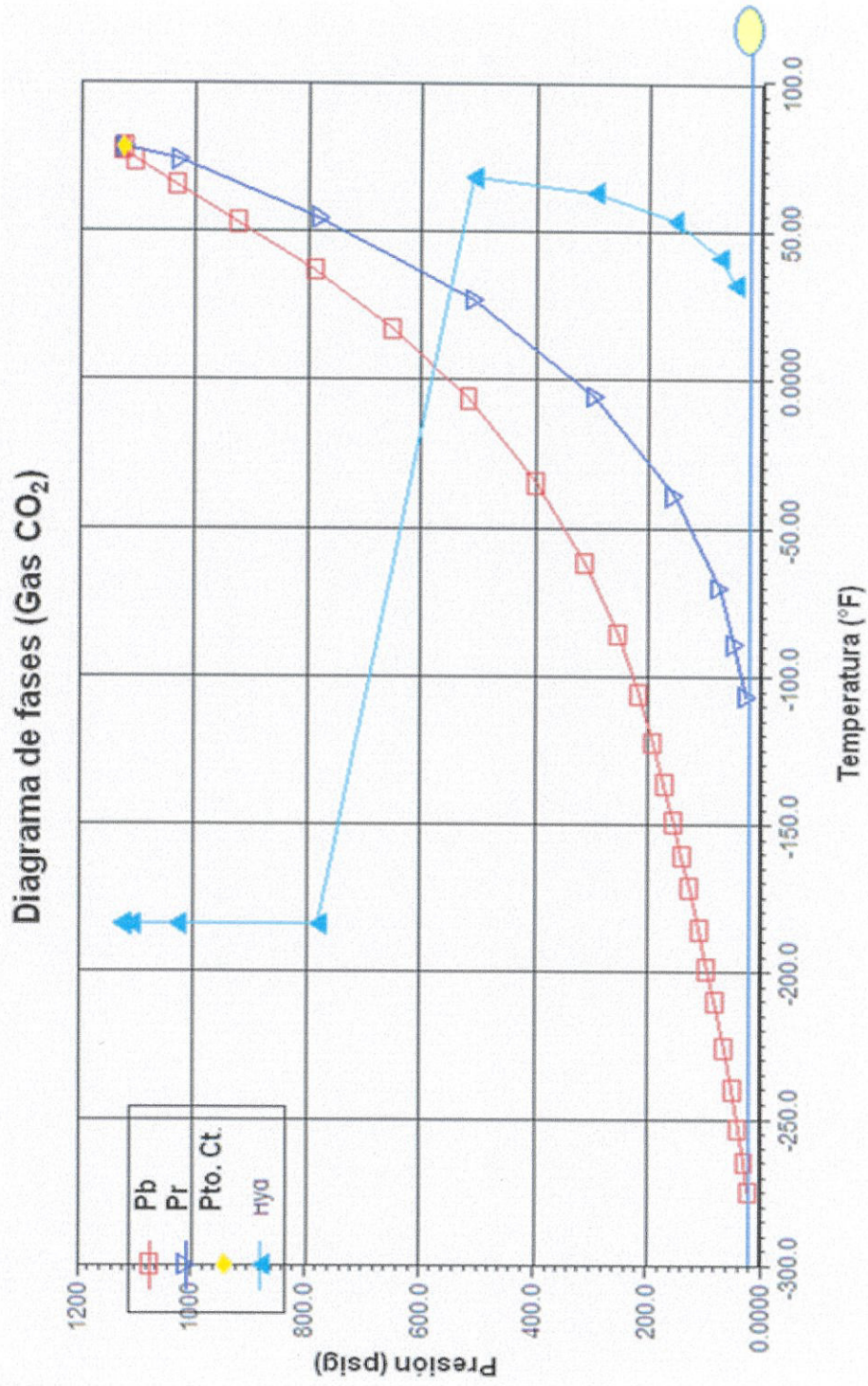
Diagrama de fases (Gas 15)



GRÁFICA 3.19. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL SISTEMA DE MEMBRANAS

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



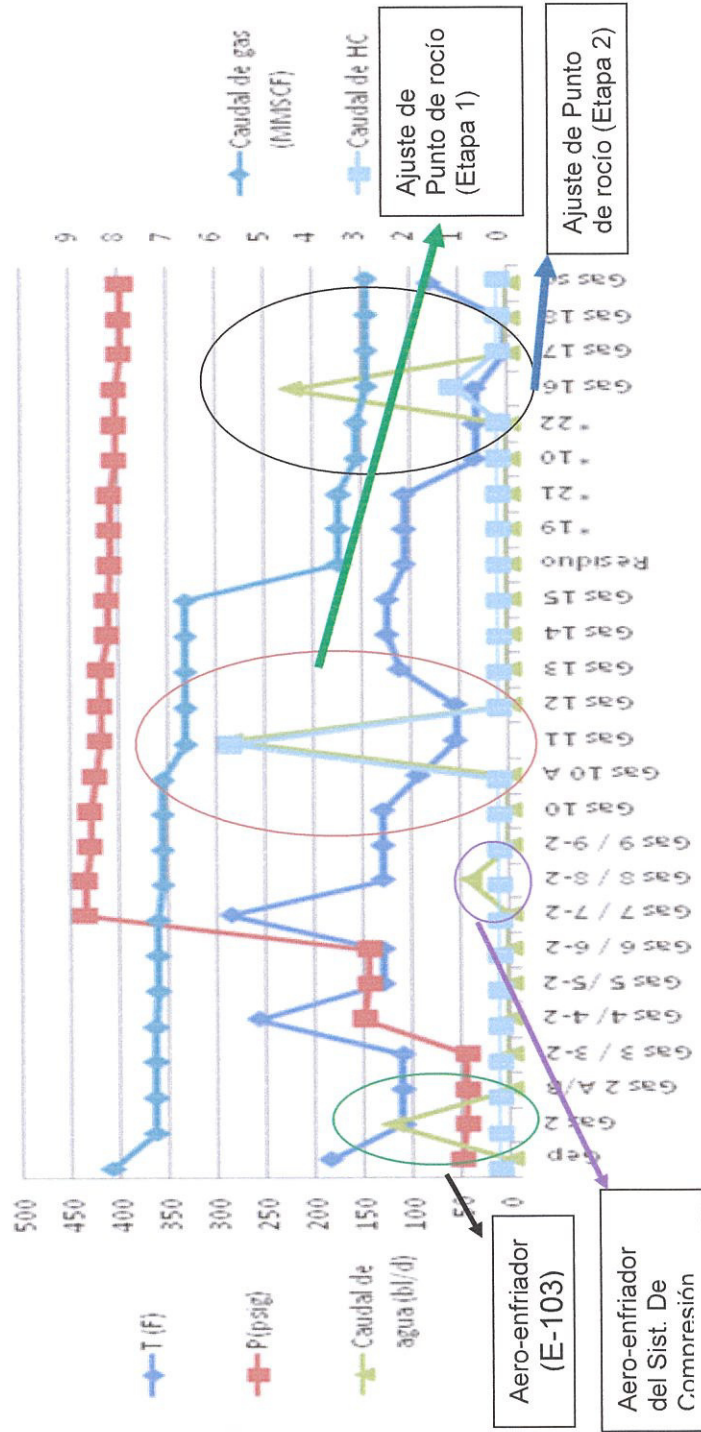


GRÁFICA 3.20. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AL FLARE.

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



Simulación de procesos de la Planta de tratamiento de gas – CPF

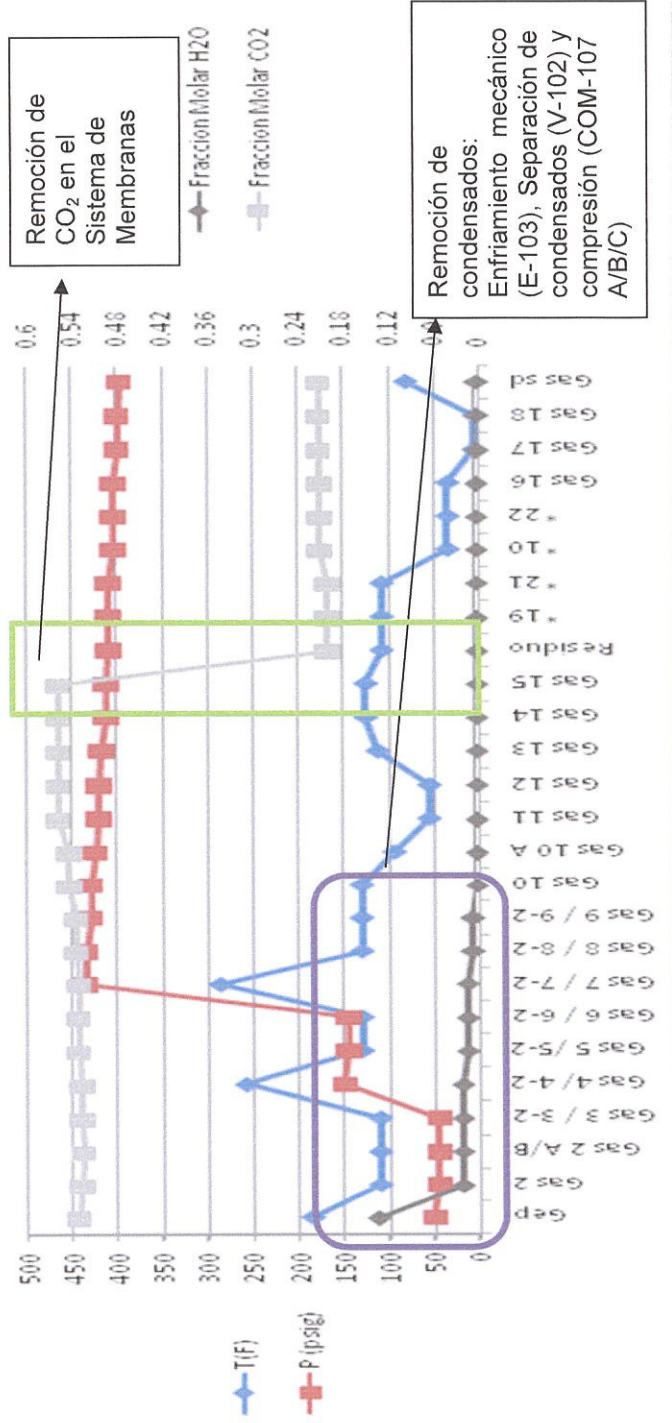


GRÁFICA 3.30. SIMULACIÓN DE PROCESOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS- CPF

FUENTE: Simulador HYSIS



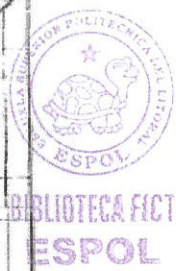
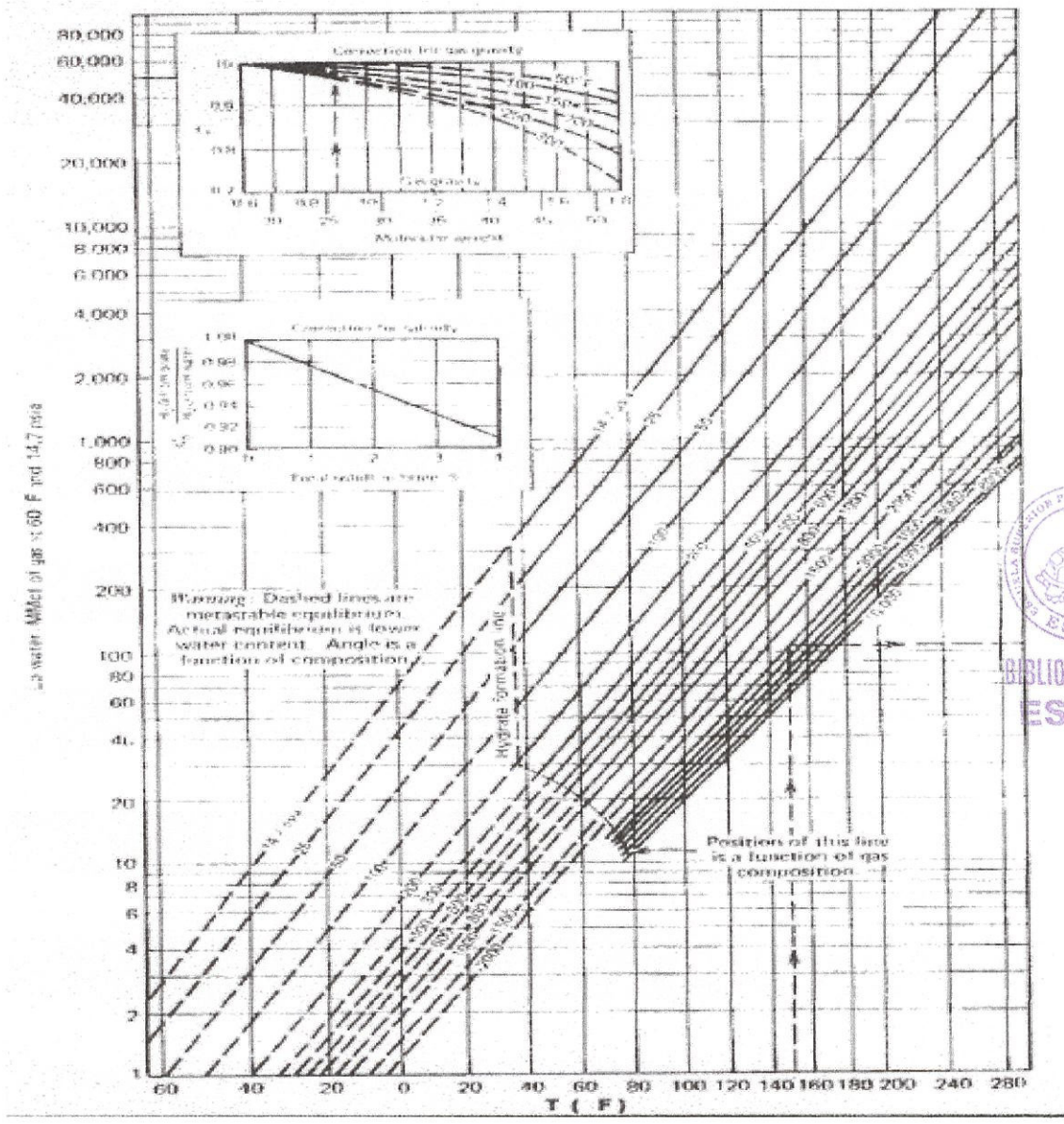
Simulación de procesos de la planta de tratamiento de gas - CPF



GRÁFICA 3.31. SIMULACIÓN DE PROCESOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS -CPF

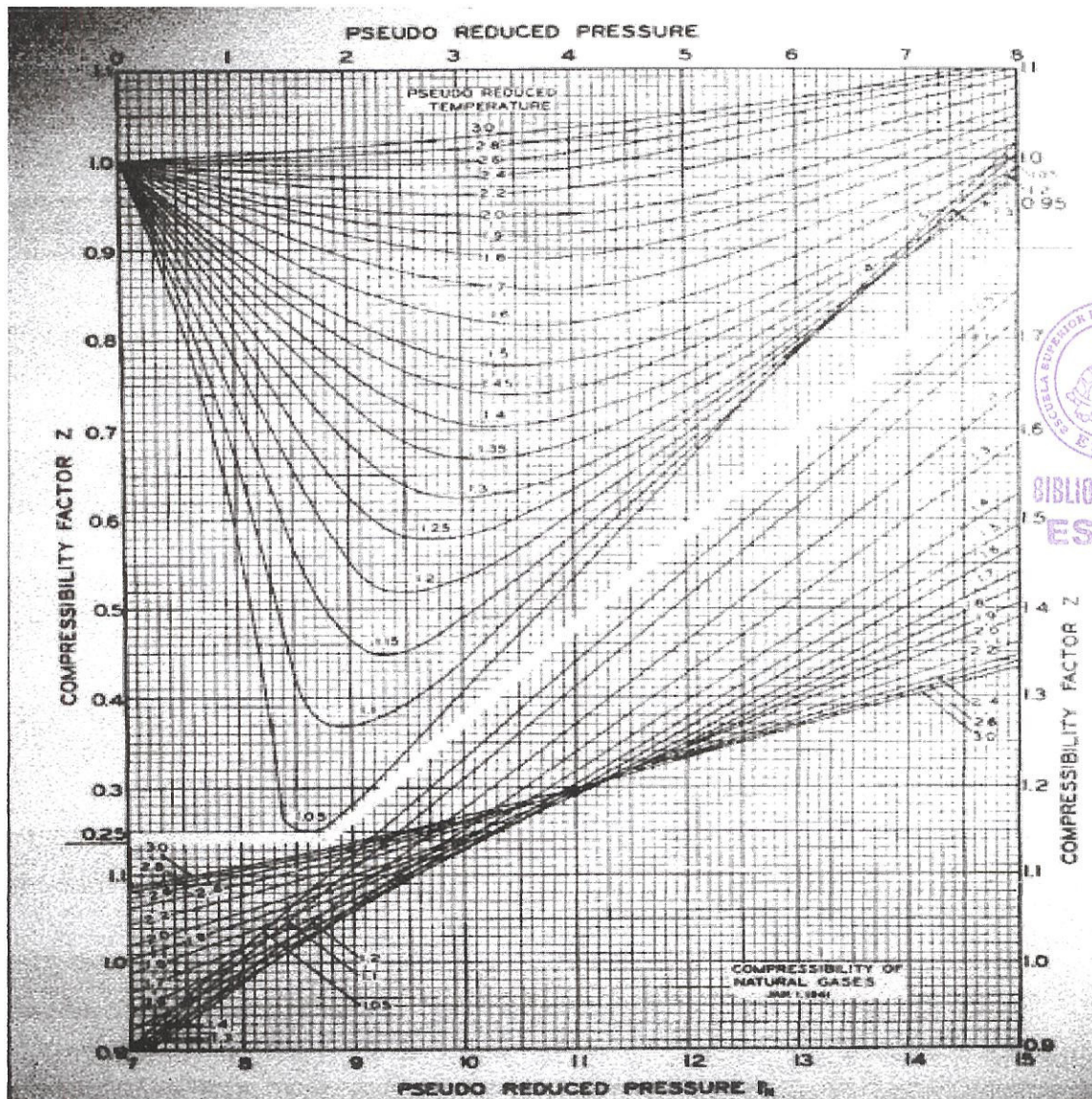
FUENTE: Simulador HYSIS





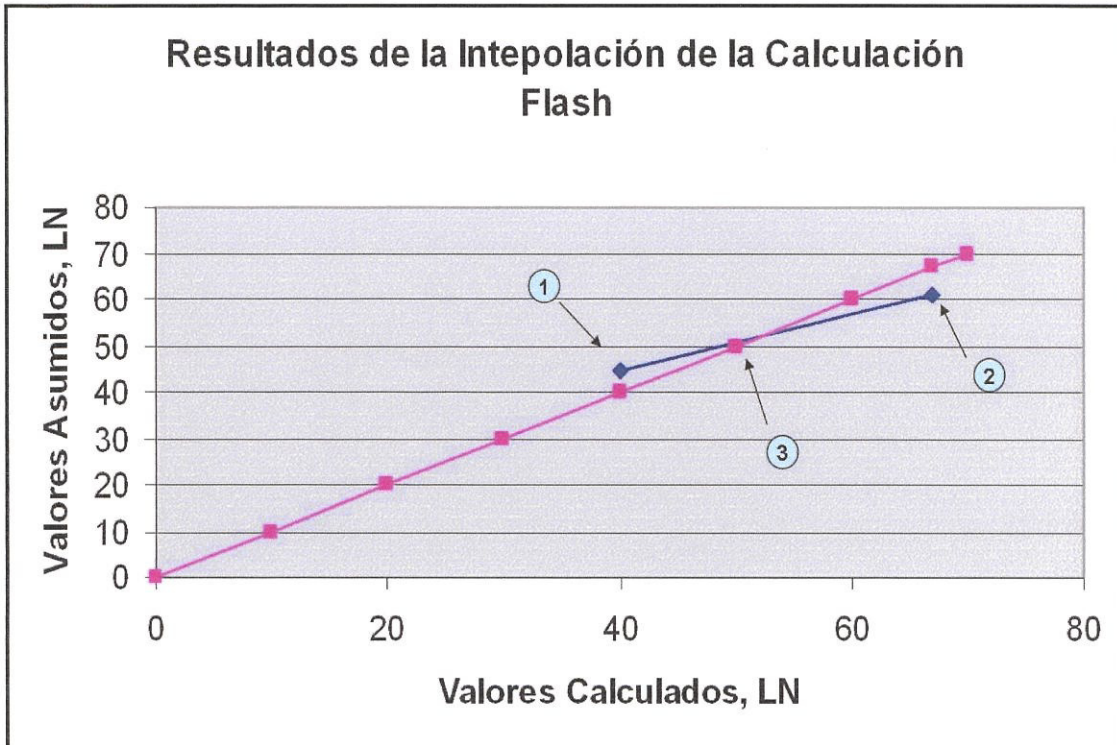
GRÁFICA 5.1. CONTENIDO DE AGUA DEL GAS NATURAL

FUENTE: katz, Donald, Handbook of natural gas engineering



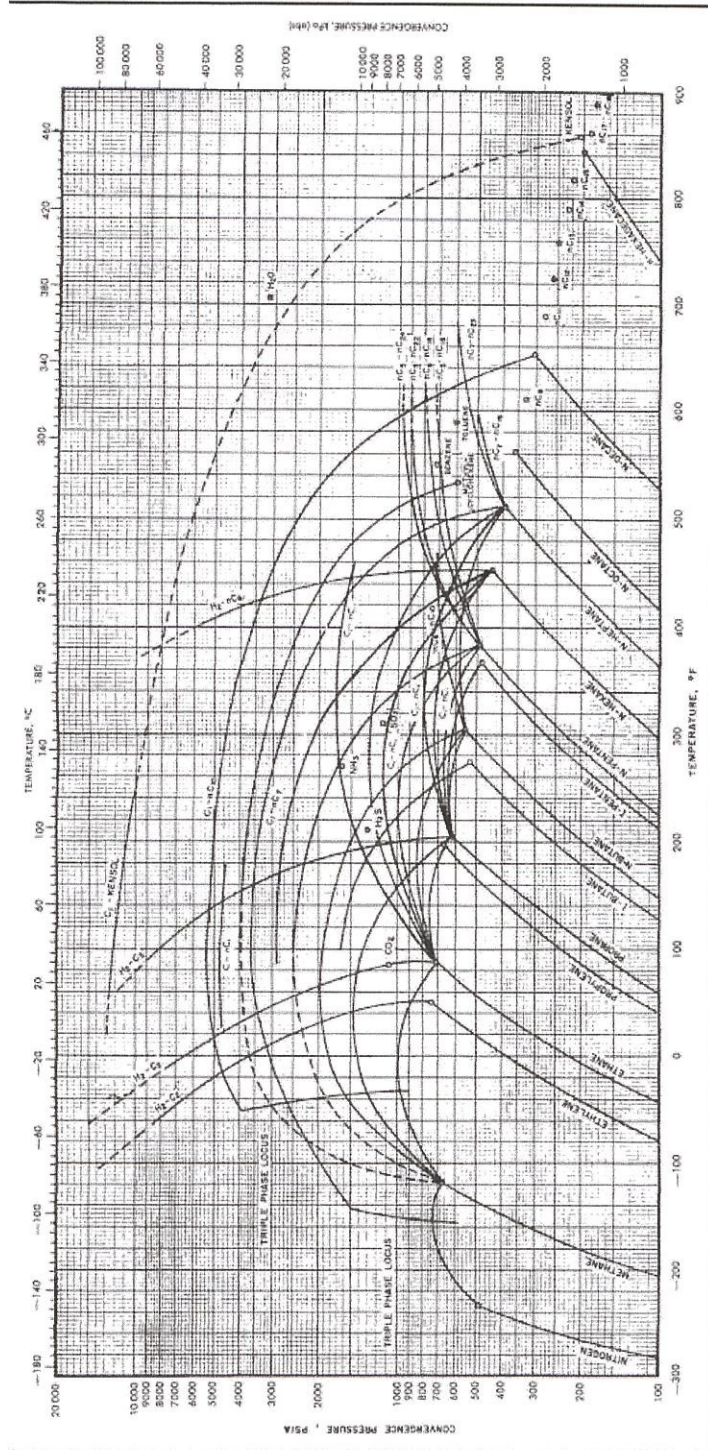
GRÁFICA 5.2. FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS NATURAL

FUENTE: Tomado de Standing y Katz, Actas del AIME



GRÁFICA 6.1. RESULTADOS DE LA INTERPOLACIÓN DE LA CALCULACIÓN FLASH

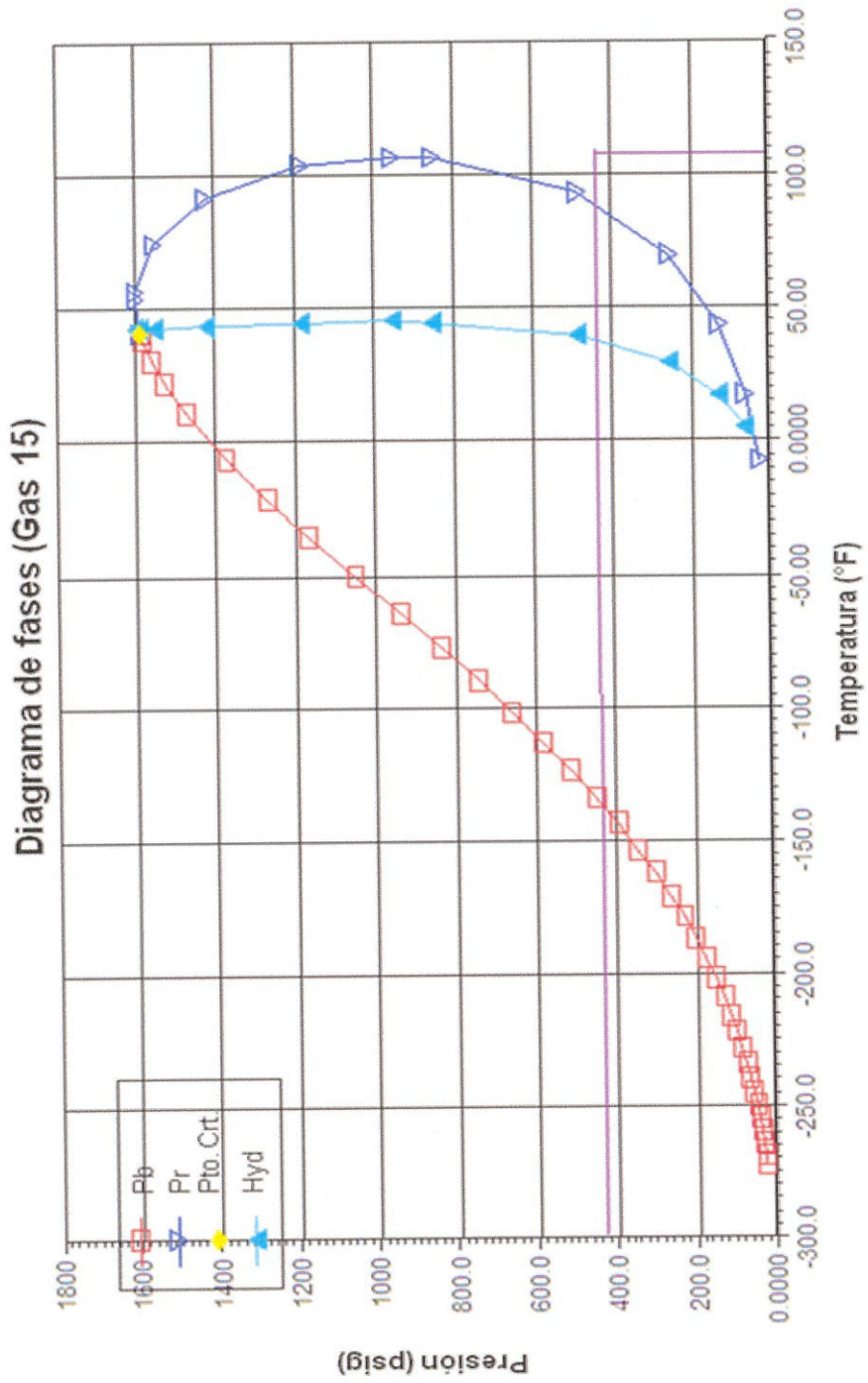
FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.



GRÁFICA 6.2. PRESIONES DE CONVERGENCIA PARA HIDROCARBUROS.

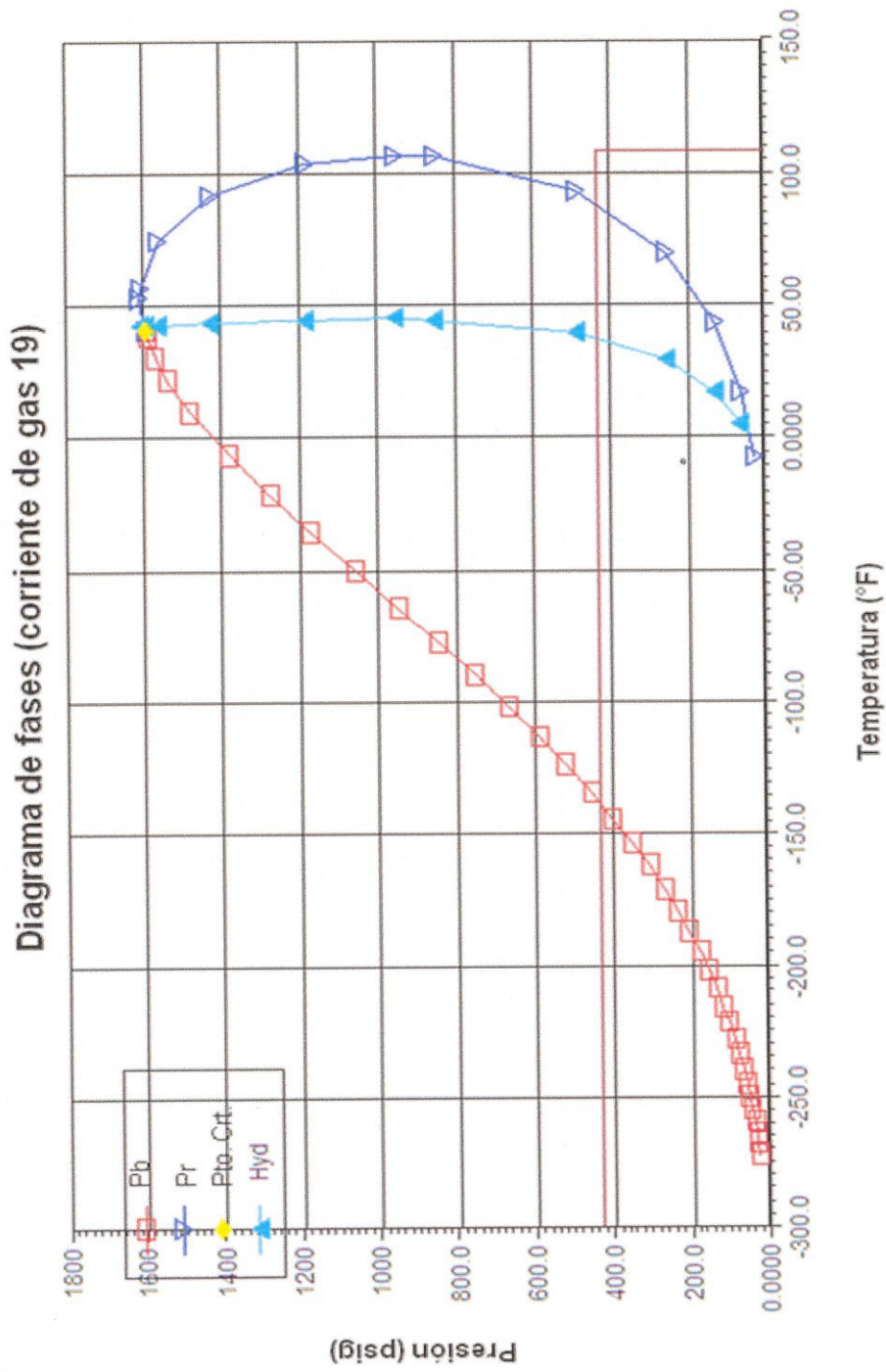
FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.





GRÁFICA 3.21. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS RESIDUO DEL SISTEMA DE MEMBRANAS

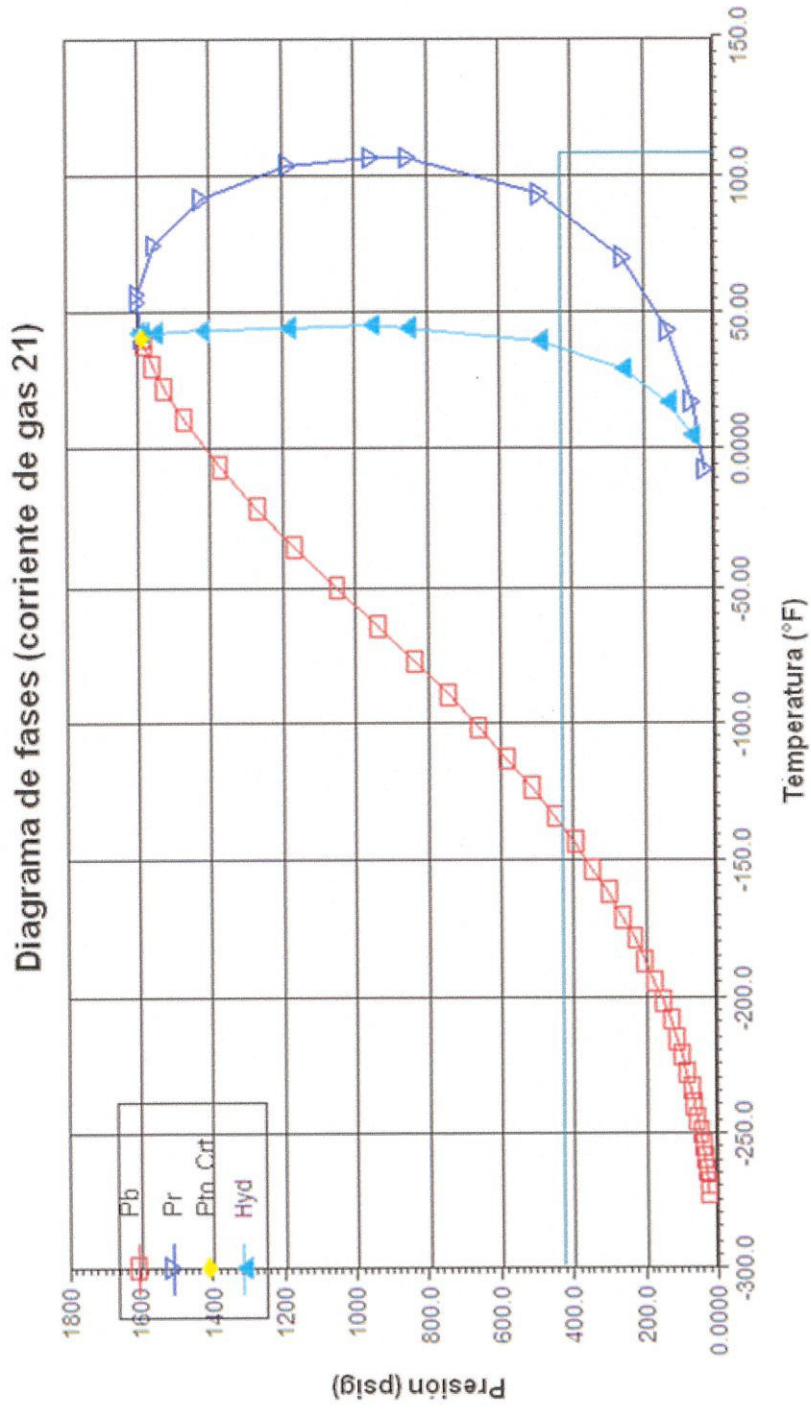
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



GRÁFICA 3.22. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS-GAS

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



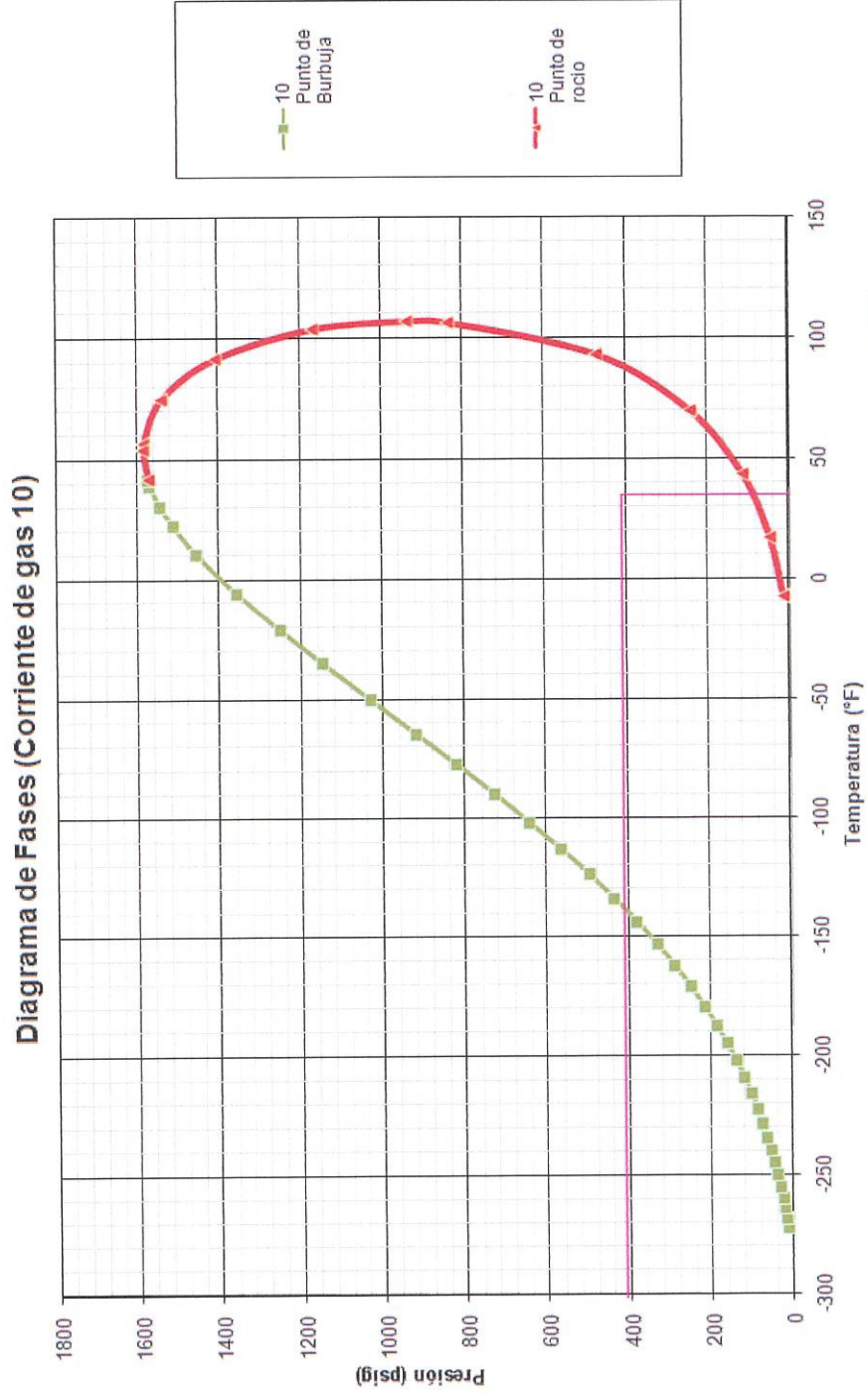


GRÁFICA 3.23. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA AL INTERCAMBIADOR GAS-

LÍQUIDO

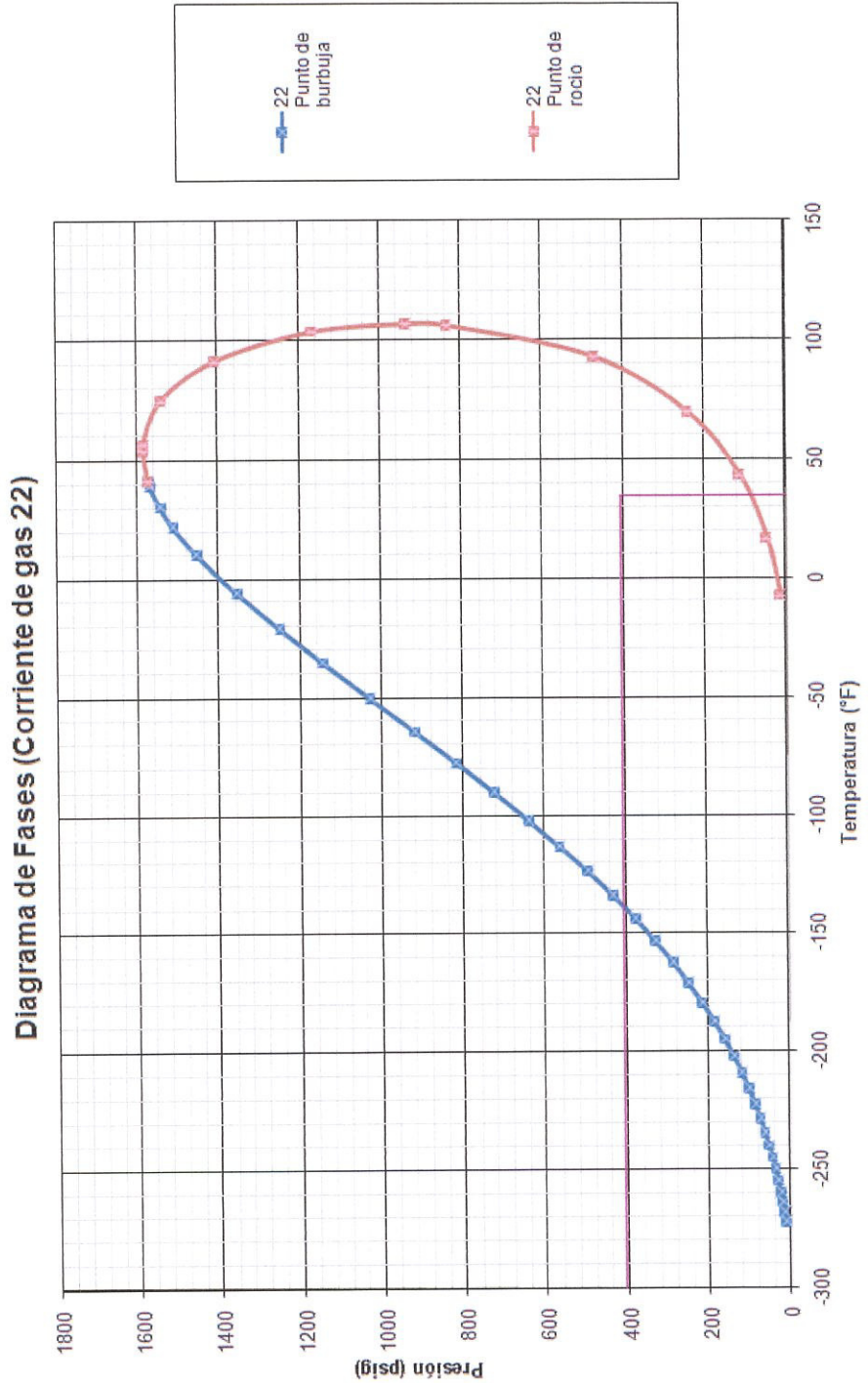


Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



GRÁFICA 3.24. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AL INTERCAMBIADOR GAS-GAS

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

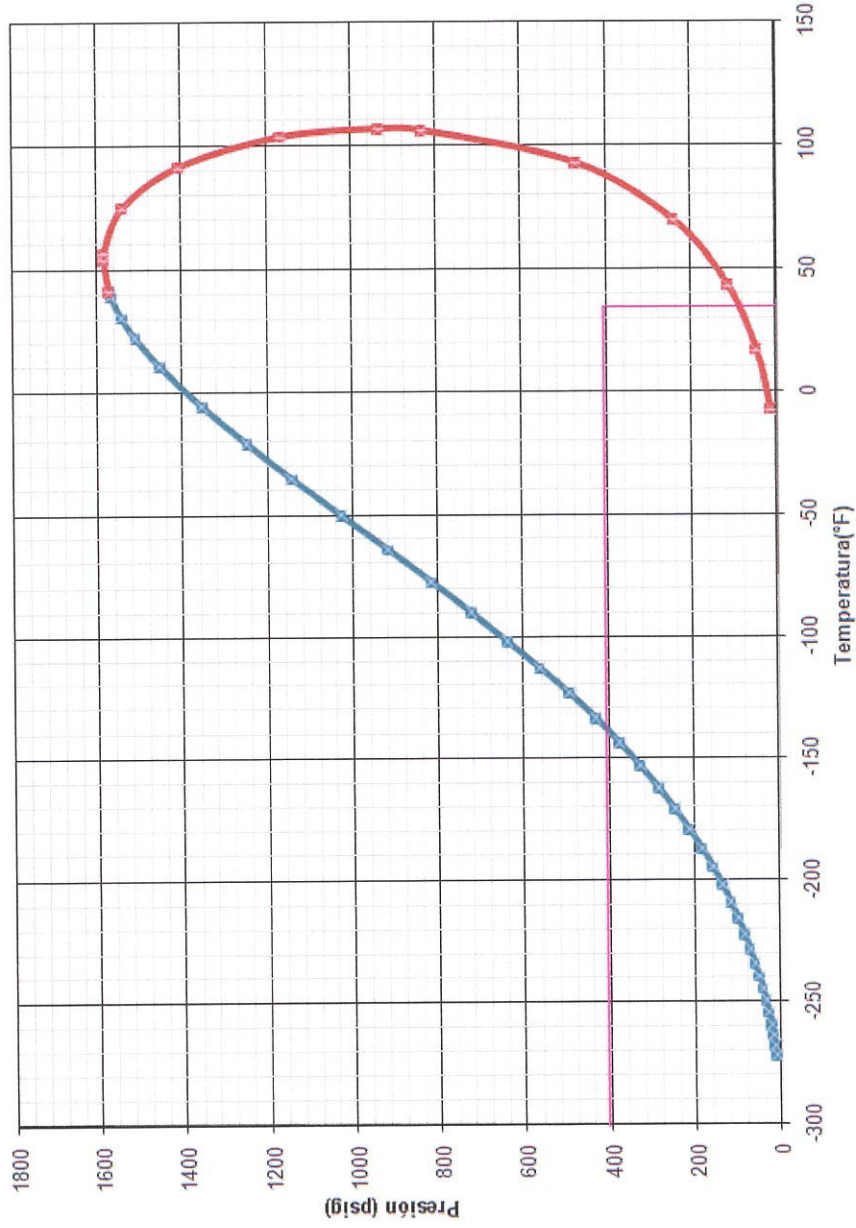


GRÁFICA 3.25. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA AL INTERCAMBIADOR GAS-LIQUIDO

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

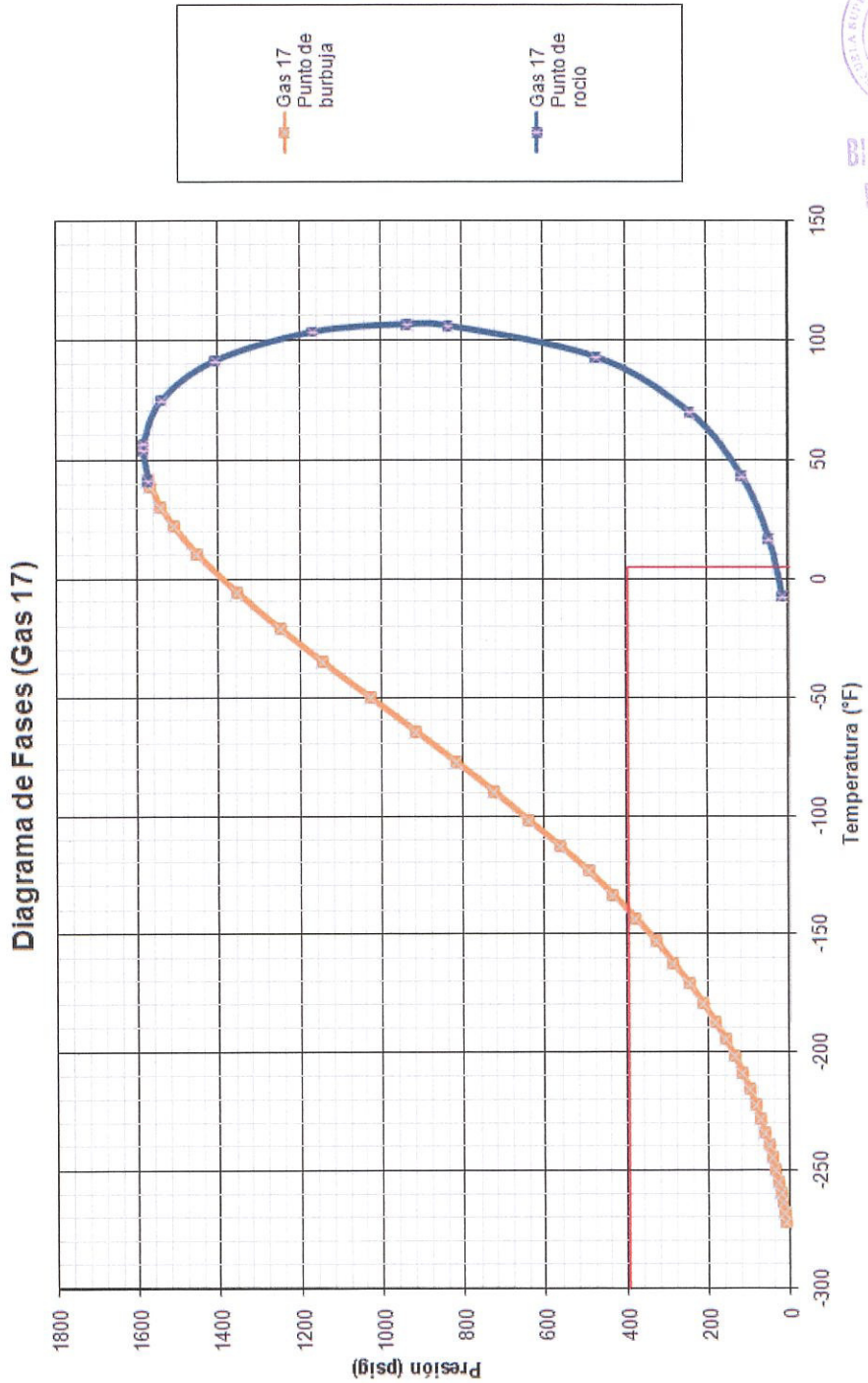


Diagrama de Fases (Gas 16)



GRÁFICA 3.26. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE ENTRADA DEL CHILLER

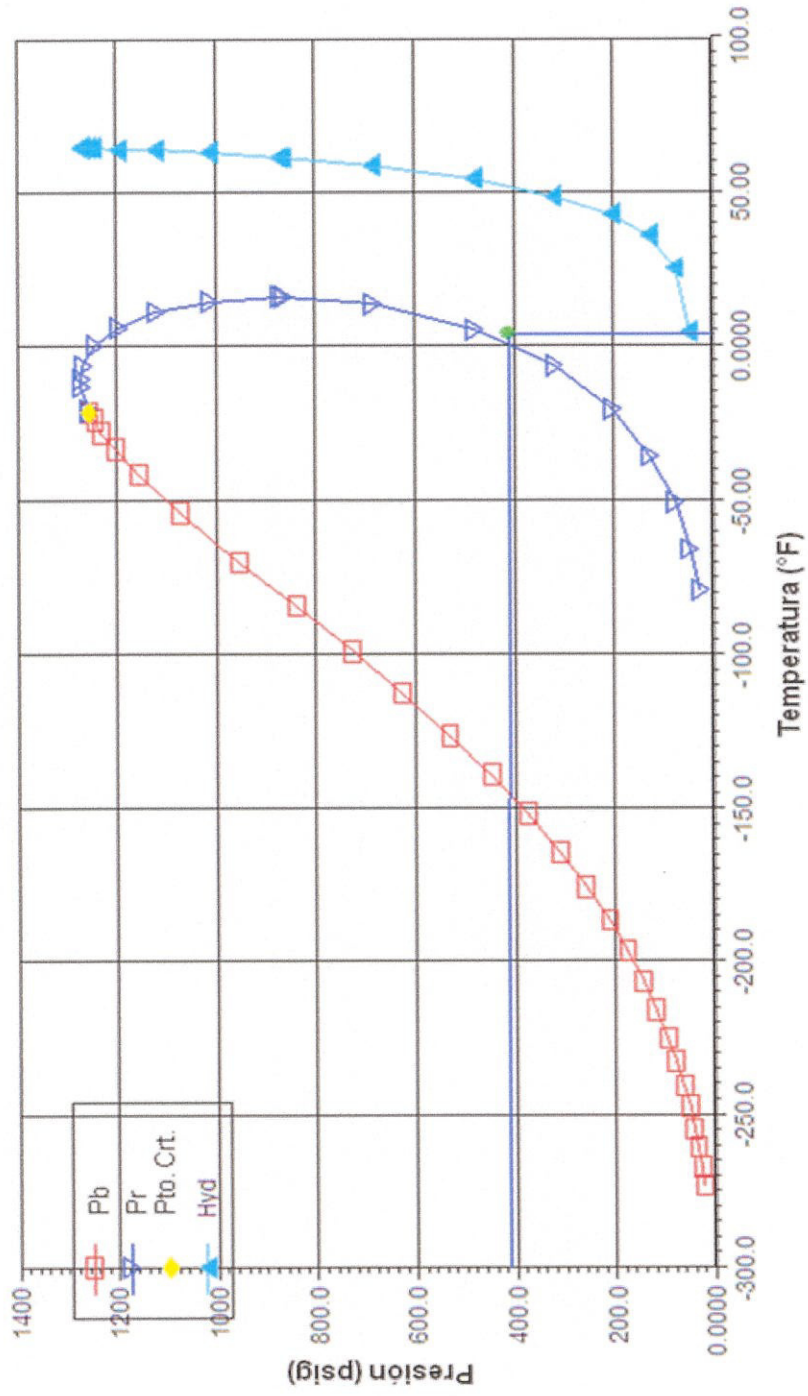
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



GRÁFICA 3.27. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS DE SALIDA DEL CHILLER

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

Diagrama de fases (Gas 18)

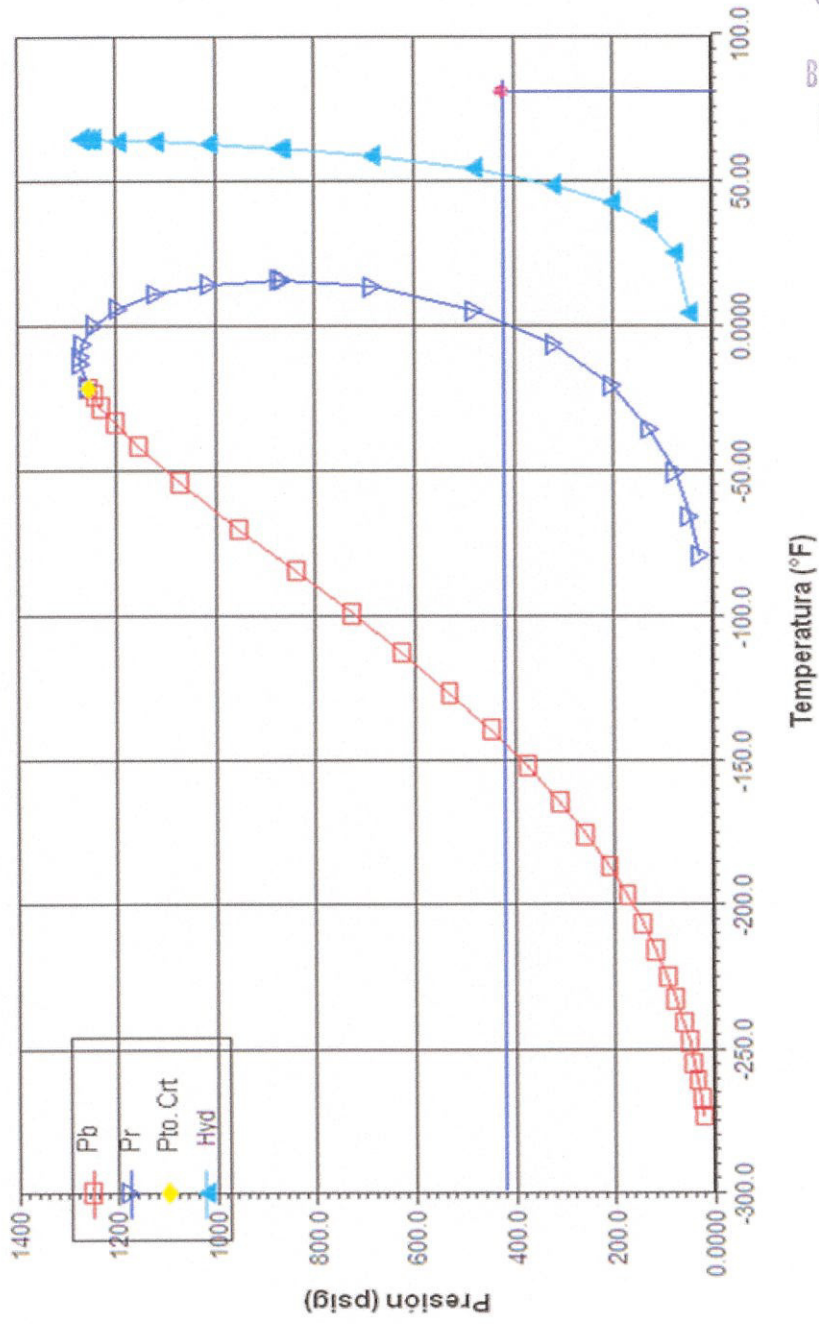


GRÁFICA 3.28. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS A LA SALIDA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO

Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2

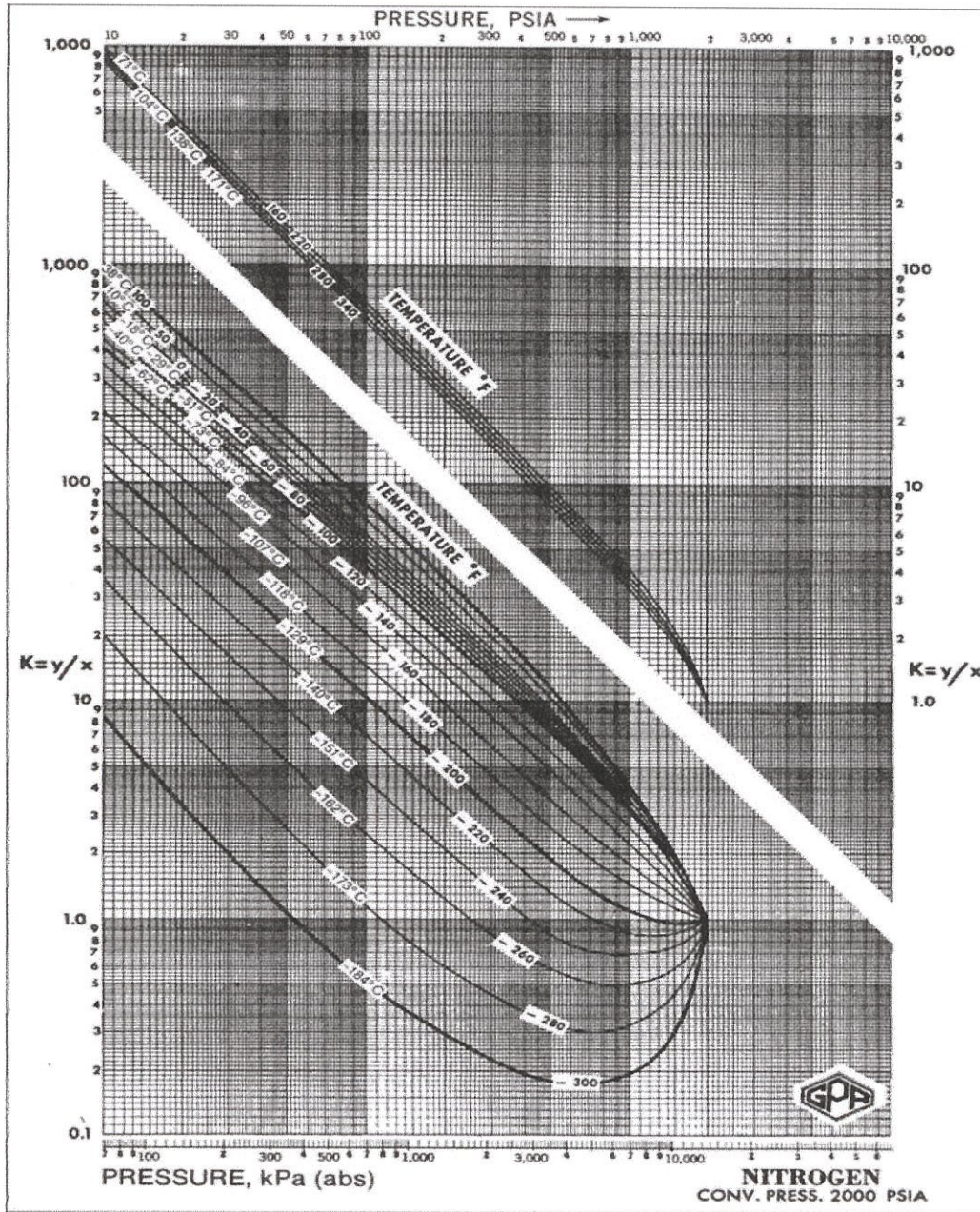


Diagrama de fases (Gas sistema de distribución)



GRÁFICA 3.29. DIAGRAMA DE FASES DEL GAS PARA EL SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN

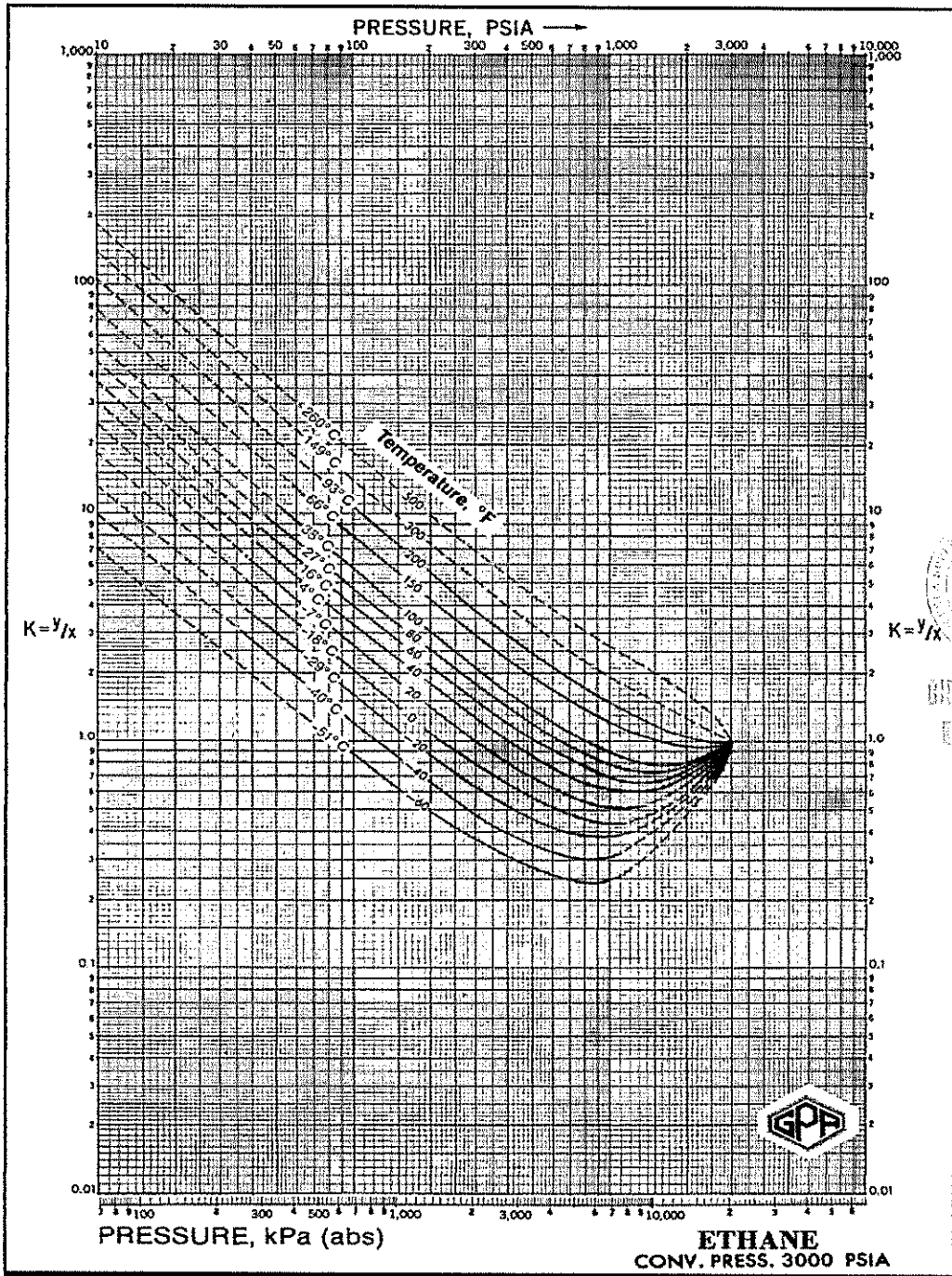
Fuente: Simulación de procesos – HYSIS 3.2



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

GRÁFICA 6.3. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE
HIDROCARBURO

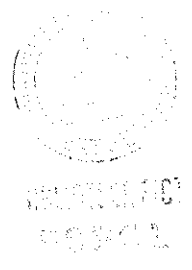
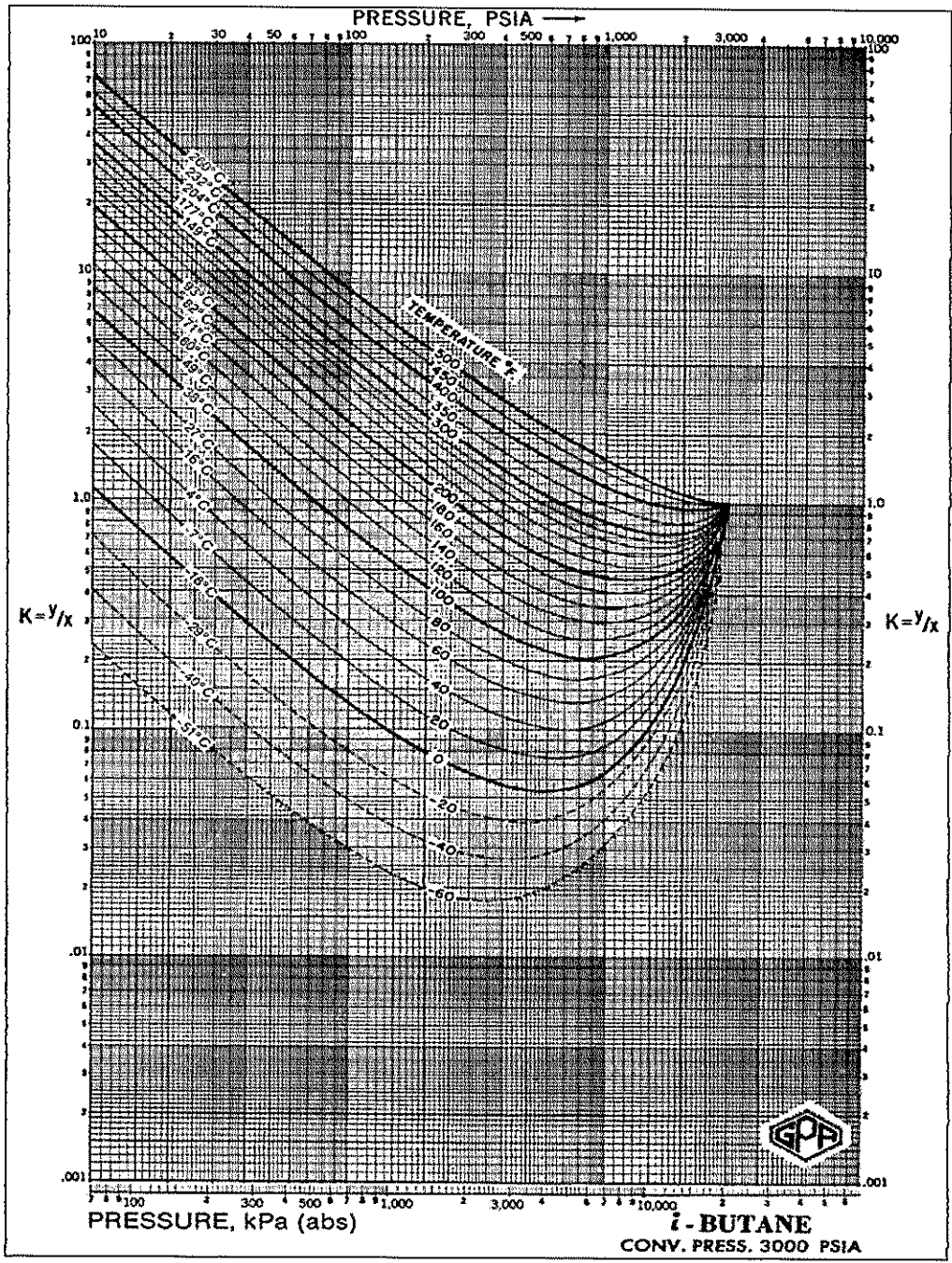
FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.



UNIVERSIDAD
NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
INSTITUTO DE INVESTIGACIONES QUÍMICAS
CÁTEDRA DE FÍSICO QUÍMICA
ESTADÍSTICA

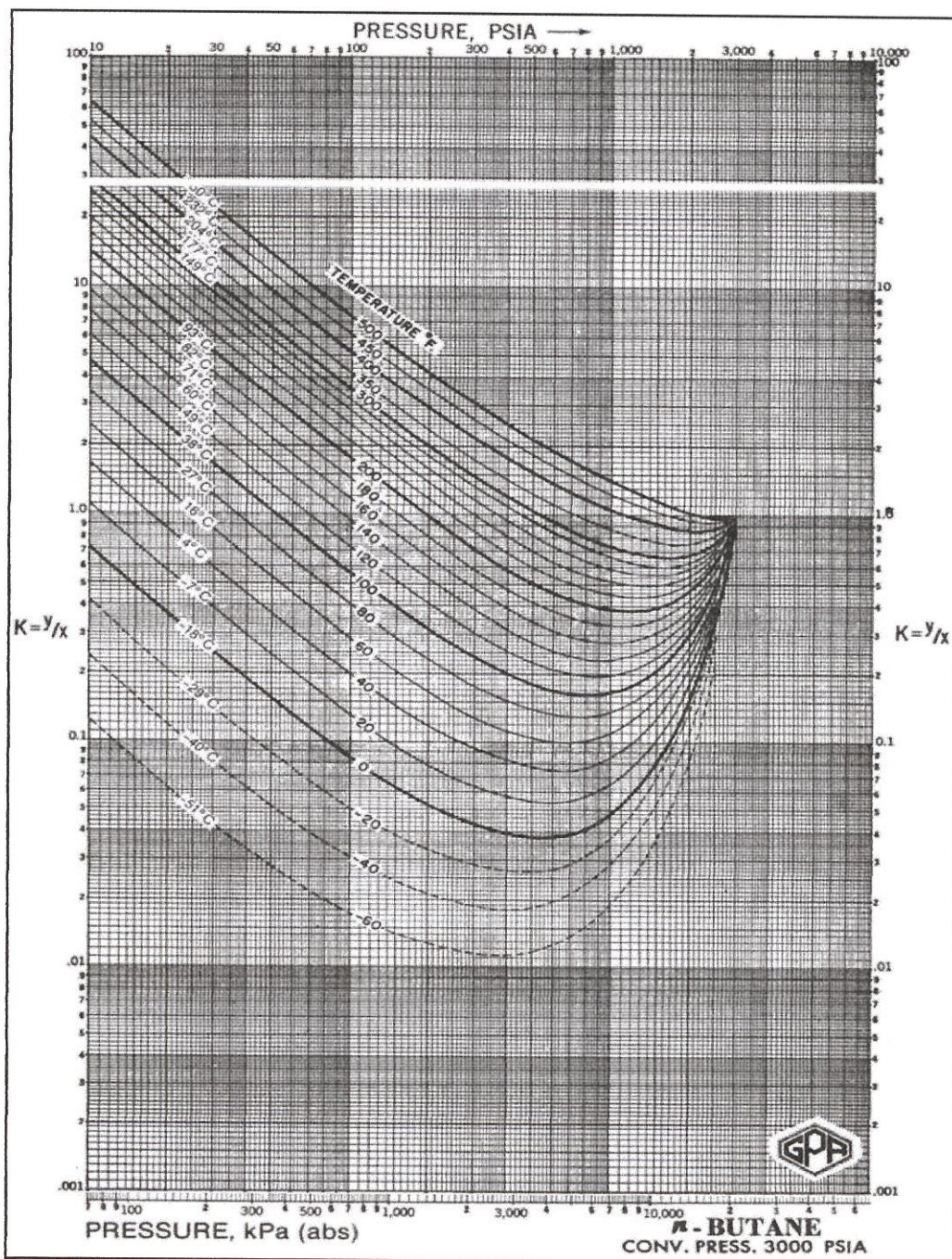
GRÁFICA 6.4. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

FUENTE: The GPA Engineering Data Book Twelfth Edition.



GRÁFICA 6.5. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

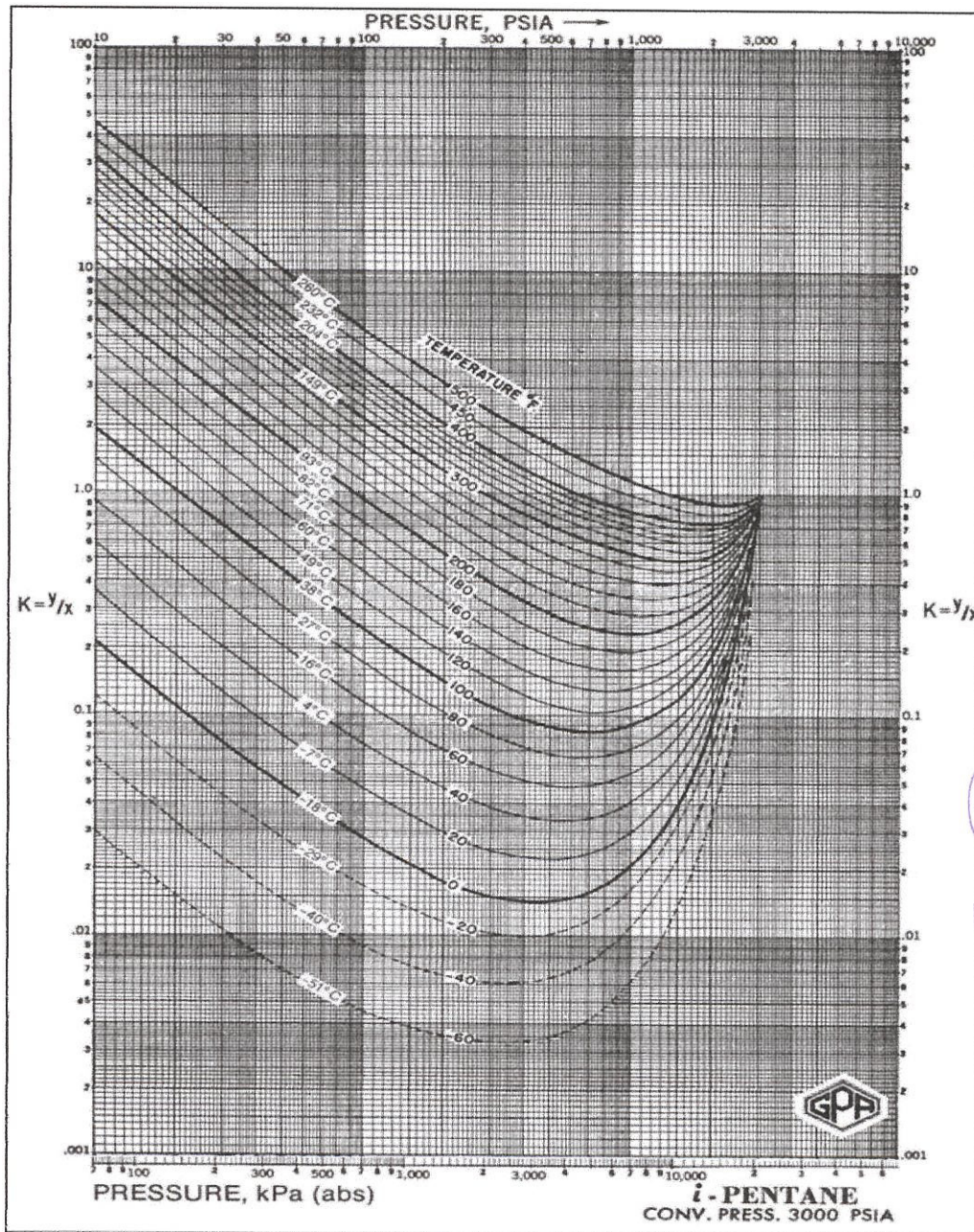
FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

GRÁFICA 6.6. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

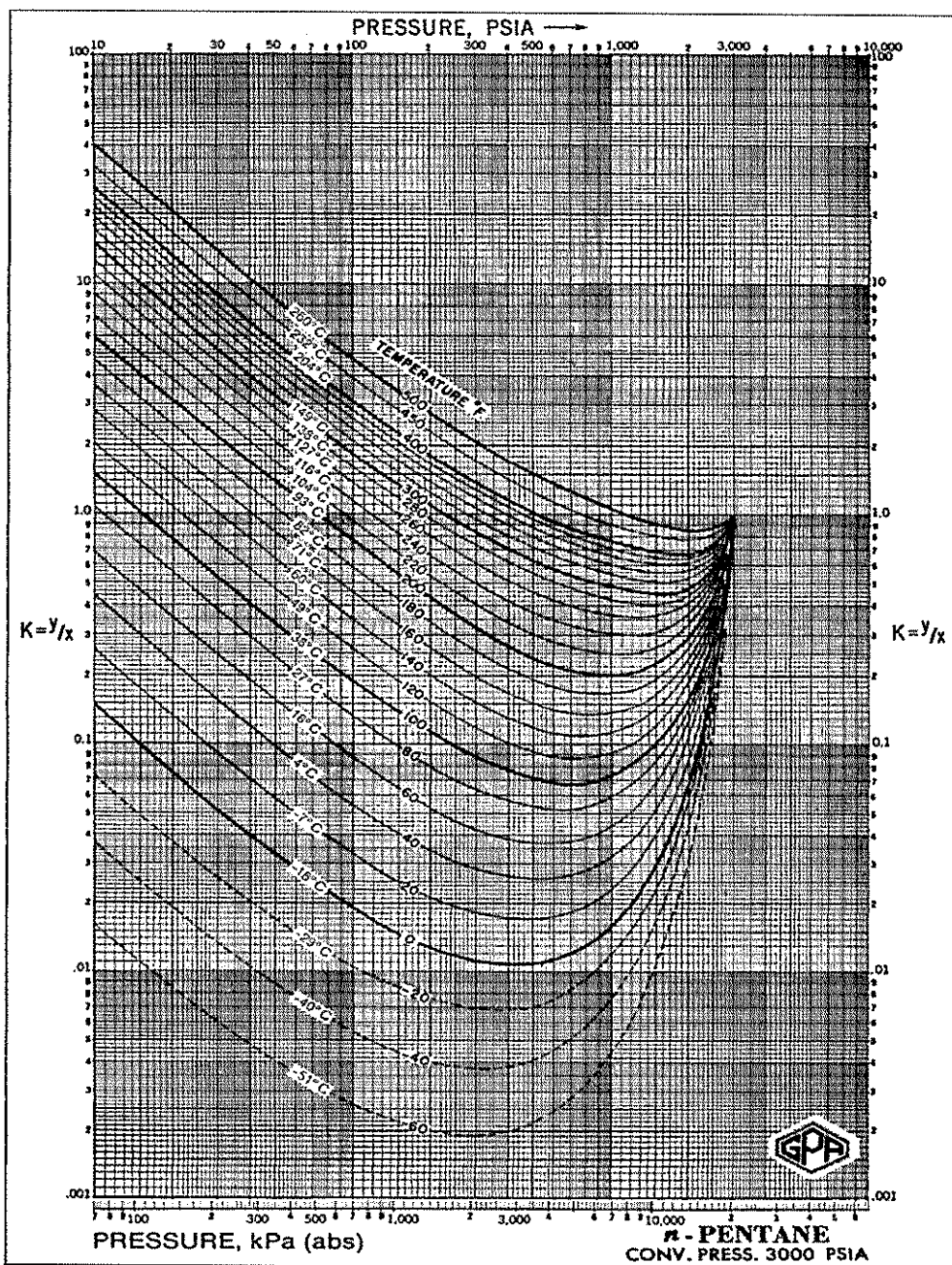
FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

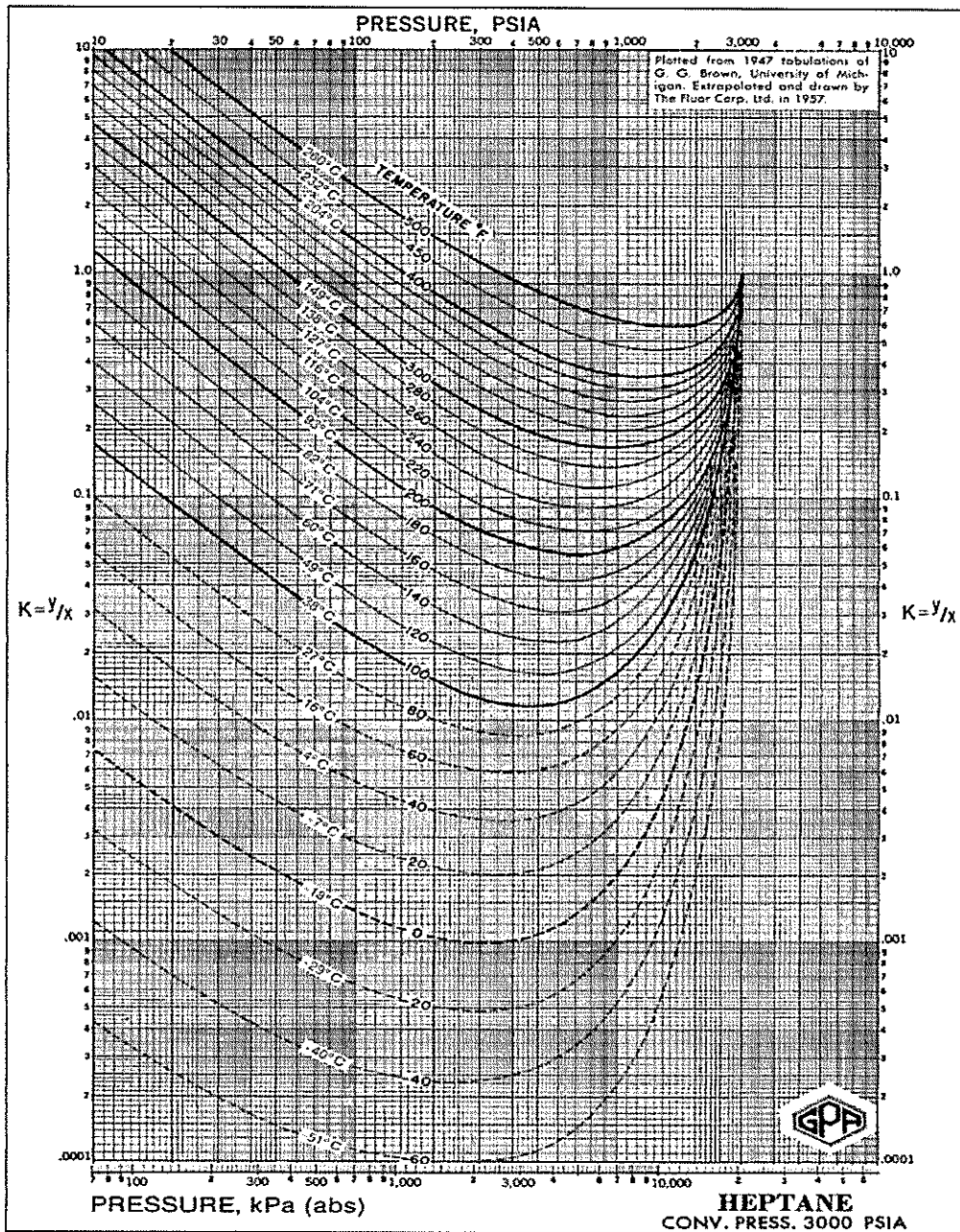
GRÁFICA 6.7. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.



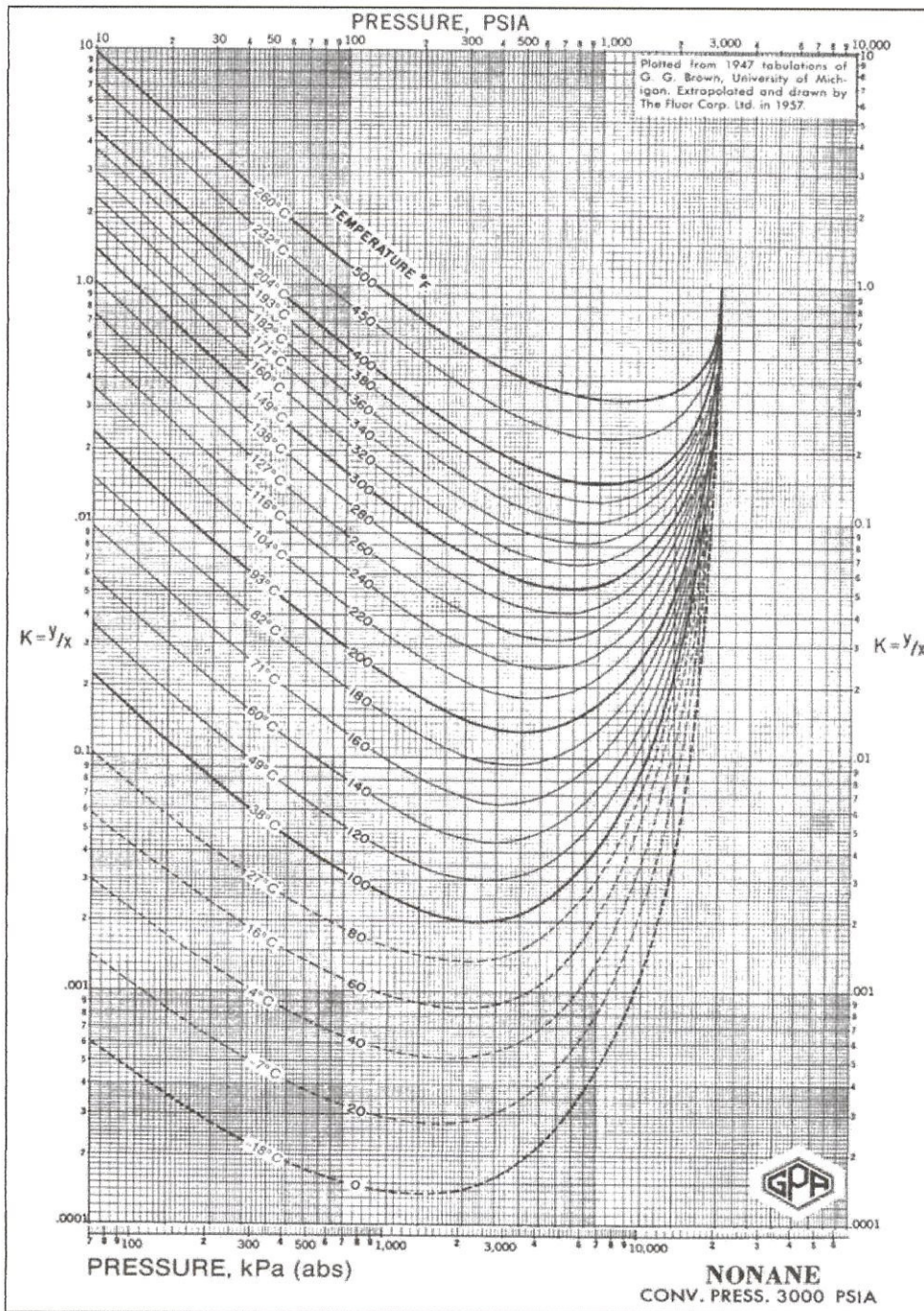
GRÁFICA 6.8. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

FUENTE: The GPA Engineering Data Book Twelfth Edition.



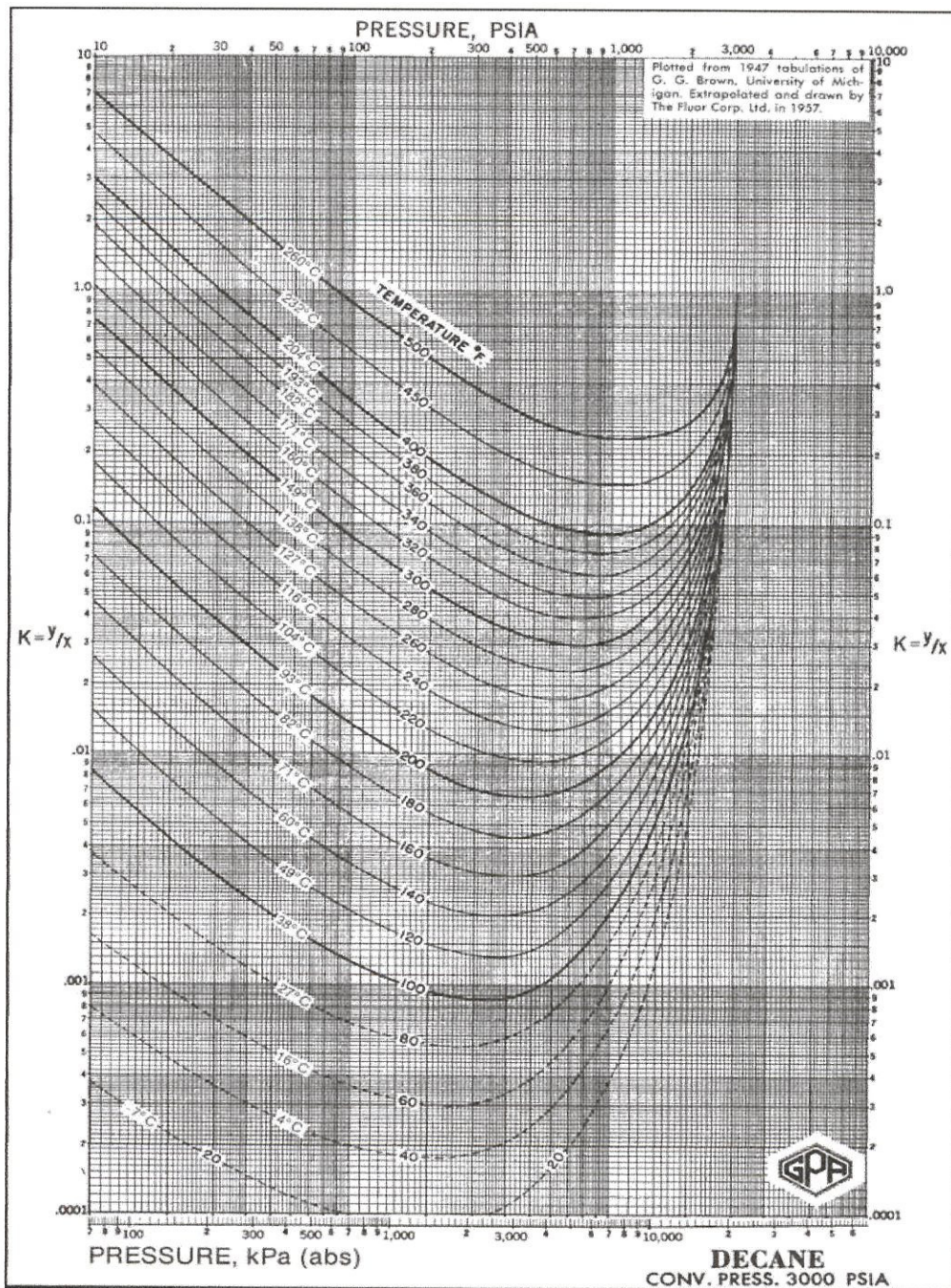
GRÁFICA 6.9. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.



GRÁFICA 6.11. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

FUENTE: The GPSA Engineering Data Book Twelfth Edition.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

GRÁFICA 6.12. VALORES DE "K" PARA MEZCLA DE HIDROCARBURO

FUENTE: The GPA Engineering Data Book Twelfth Edition.

Separator Type	K Factor (ft/sec)	C Factor (ft/hr)
Horizontal	0.40 a 0.50	1440 a 1800
Vertical	0.18 to 0.35	650 to 1260
Spherical	0.20-0.35	720-1260
Wet Steam	0.25	900
Most vapors under vacuum	0.2	720
Salt & Caustic Evaporators	0.15	540
Adjustment of K & C Factor for Pressure - % of design value		
	100	
Atmospheric	90	
150 psi	85	
300 psi	80	
600 psi	75	
1150 psi		
<ul style="list-style-type: none"> ▪ For glycol and amine solutions, multiply K by 0.6 - 0.8. ▪ Typically use one-half of the above K or C values for approximate sizing of vertical separators without wire demisters. ▪ For compressor suction scrubbers and expander inlet separators multiply K by 0.7 - 0.8 		



BIBLIOTECA FIC1
ESPOL

GRÁFICA 7.1. TYPICAL K & C FACTORES FOR SIZING WOVEN WIRE DEMISTERS

Fuente: GPSA Manual Engineering Data Book. 10th Edicion.