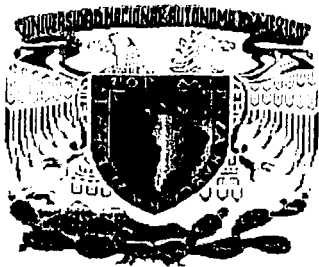


01174
9



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

DISEÑO DE UNA PLATAFORMA DE
COMPRESIÓN COSTA AFUERA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

MAESTRO EN INGENIERÍA PETROLERA

P R E S E N T A

JOSÉ MARTÍN ORTEGA AGUILAR

DIRECTOR DE TESIS
DR. YURI V. FAIRUZOV

CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO, D. F. ABRIL 2003





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

DISEÑO DE UNA PLATAFORMA DE COMPRESIÓN COSTA AFUERA

por:

José Martín Ortega Aguilar

**Tesis presentada a la
División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería
Universidad Nacional Autónoma de México
Como requisito para obtener el grado de
Maestro
en
Ingeniería Petrolera**

asesor:

Dr. Yuri V. Fairuzov

México D. F., abril de 2003

CONTENIDO

AGRADECIMIENTOS.....	9
RESUMEN.....	10
LISTA DE FIGURAS.....	11
LISTA DE TABLAS.....	13
NOMENCLATURA.....	15
1. INTRODUCCIÓN.....	20
1.1 Desarrollo de un esquema de procesamiento de gas.....	21
1.2 Diseño básico	23
1.3 Procesamiento del gas.....	24
1.3.1 Procesos básicos.....	24
1.4 Metas en el procesamiento de gas.....	25
1.4.1 Corriente de gas transportable.....	26

1.4.2 Obtención de gas vendible.....	29
1.4.3 Métodos de recuperación de hidrocarburos líquidos ligeros de una corriente de gas.....	30
1.5 Composición del gas producido.....	34
1.6 Transporte del gas a través de líneas de transmisión.....	36
1.7 Refrigeración del gas.....	38
1.8 Deshidratación del gas usando glicol.....	40
1.8.1 Descripción del proceso de deshidratación.....	41
1.9 Ecuaciones de estado.....	42
1.10 Objetivos de la tesis.....	44
1.11 Descripción de la tesis.....	44
2. DESARROLLO DE UN ESQUEMA DE PROCESAMIENTO DE GAS.....	46
2.1 Bases para el esquema de procesamiento.....	46
2.2 Descripción de la instalación de procesamiento propuesto.....	47
2.3 Conexión de diferentes campos al complejo de producción.....	49
2.4 Determinación del número de etapas de separación.....	50
2.5 Recuperación y manejo de condensados.....	53
2.6 Transporte del gas hacia tierra.....	54
2.6.1 Transporte de la corriente de gas sin usar proceso de refrigeración.....	55
2.6.2 Transporte de la corriente de gas usando refrigeración.....	57
2.6.3 Transporte de la corriente de gas en alta presión.....	59
2.6.4 Selección de la opción para el Transporte de gas.....	60
3. MODELADO DEL SISTEMA.....	65

3.1 diagrama de flujo de proceso.....	67
3.2 simulación del diagrama de flujo de proceso.....	68
3.3 Subrutinas de solución.....	71
3.4 Métodos de solución.....	74
3.5 Modelo matemático de unidades de proceso.....	74
3.5.1 Balance de materia y energía.....	75
3.5.1.1 Balance de materia.....	75
3.5.1.2 Balance de energía.....	75
3.6 Ejemplo práctico para el planteamiento matemático general del modelo.....	76
3.7 Simulación de instalaciones de procesamiento en un simulador comercial.....	78
4. OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO.....	80
4.1 Conceptos básicos de optimización.....	81
4.1.1 Desarrollo de un modelo de optimización.....	81
4.1.2 Formulación matemática del problema de optimización.....	83
4.1.3 Optimización global.....	84
4.1.4 Métodos numéricos aplicados en la solución de la optimización de sistemas de producción.....	86
4.2 Procedimiento de optimización de las ganancias por venta de hidrocarburos producidos en instalaciones costa fuera	87
4.3 Optimización de las ganancias para el procesamiento de la producción en la instalación propuesta.....	89
4.4 Optimización del procesamiento propuesto	90
4.4.1 Optimización para máxima producción de líquido	91

4.4.2 Optimización para mínima potencia de compresión.....	94
4.4.3 Análisis comparativo de las opciones de optimización.....	96
5. DISEÑO DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE GAS.....	98
5.1 Clasificación de intercambiadores de calor.....	98
5.1.1 Intercambiadores de calor por aire.....	99
5.1.1.1 Configuración.....	100
5.1.1.2 Problemas de diseño y operación.....	100
5.1.2 Intercambiadores de calor tubulares.....	101
5.1.2.1 Intercambiadores de doble tubería.....	102
5.1.2.2 Intercambiador de tubo y coraza.....	102
5.1.3 Intercambiadores de placas con sello.....	103
5.2 Procedimiento de diseño preliminar de los intercambiadores de calor.....	105
5.2.1 Estimación de dimensiones del intercambiador de calor de tubo y coraza.....	106
5.2.2 Estimación del gasto requerido del agua	112
5.2.3 Estimación de las caídas de presión.....	113
5.2.3.1 Caída de presión en la coraza.....	114
5.2.3.2 Caída de presión en los tubos.....	117
5.3 Descripción del programa de cálculo.....	118
5.3.1 Datos de entrada.....	118
5.3.2 Datos de salida.....	119
5.3.3 Verificación del programa.....	120

5.4 Diseño de intercambiadores de calor para la plataforma de compresión propuesta	121
5.5 Análisis comparativo del diseño de intercambiadores de tubo y coraza vs. enfriados por aire.....	123
5.6 Diseño térmico de intercambiadores de calor de placa.....	124
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	126
6.1 Contribuciones hechas.....	126
6.2 Conclusiones.....	127
6.3 Recomendaciones para futuros trabajos.....	128
REFERENCIAS.....	130
APÉNDICE A.....	133
A.1 Elementos básicos.....	133
A.2 Balance de energía	136
A.3 Balance de masa	142
APÉNDICE B.....	146
B.1 El método Box.....	146
B.2 El método SQP.....	148
B.3 El método combinado.....	151
B.4 El método de Fletcher Reeves.....	152
B.5 El método de Quasi-Newton.....	154
APÉNDICE C.....	156
APÉNDICE D.....	158
D.1 Consideraciones en la evaluación económica.....	159
D.2 Evaluación del desempeño para el sistema de proceso.....	160

D.3 Depreciación y utilidad de operación.....	161
D.4 Transferencias fiscales y utilidad neta.....	161
D.5 Costo de producción y razón beneficio costo.....	162
D.6 Comentarios globales de las operaciones para la selección de tecnologías del proceso.....	162

EN MEMORIA

**José Bernabé Ortega Maldonado
(1944 – 1994)**

DEDICADA A

**Karla Elizabeth Pedraza García,
José Carlos Ortega Pedraza**

Y

Guadalupe Aguilar Amaya

AGRADECIMIENTOS

A la UNAM por los conocimientos proporcionados que servirán como una base más sólida en el desempeño de mis labores.

Al Instituto de Ingeniería por facilitarme las instalaciones donde se desarrolló la mayor parte de este trabajo, y con un agradecimiento muy especial al doctor Yuri V. Fairuzov, el cual fue director y partícipe en el desarrollo del presente estudio.

A Pemex Exploración y Producción, en especial a los ingenieros Jorge Nieto Cruz y Guillermo Bernal Ramírez e ingenieros del Activo de Explotación Litoral de Tabasco que depositaron su confianza en mí, porque sin su apoyo no hubiera sido posible la realización de este trabajo.

A mi familia que siempre han sido un apoyo incondicional para el cumplimiento de mis proyectos.

RESUMEN

En el presente trabajo se describen las bases sobre el diseño de instalaciones de procesamiento de gas. La descripción, los métodos de diseño y condiciones de operación para la instalación de proceso son cubiertas en detalle en este trabajo.

Operaciones como enfriamiento de crudo, absorción, separación en alta presión, uso de un solo tren de separación, control del punto de rocío del gas, recirculación e inyección de condensados a la corriente gaseosa, uso de agua de mar como fluido de enfriamiento, fueron evaluadas para la definición del esquema final.

El presente trabajo incluye la comparación en desempeño de tres sistemas de enfriamiento para la corriente de gas. Los sistemas analizados son enfriamiento por aire, enfriamiento con uso directo de agua de mar y un sistema de enfriamiento con sistema cerrado de agua dulce-agua de mar.

La presión de llegada de las dos corrientes se considera igual a 35 kg/cm²-g. La posibilidad de integrar una unidad deshidratadora de gas fue investigada.

Un proceso de optimización para seleccionar las condiciones de operación se llevó a cabo. Los criterios de maximizar la producción de crudo y el de minimizar la potencia requerida de compresión, integraron el análisis de optimización. Para una instalación de procesamiento como la propuesta, hubo necesidad de investigar una gran cantidad de opciones para las condiciones de operación antes de hacer la selección final.

LISTA DE FIGURAS

1.1	Esquema general para el procesamiento de gas.....	22
1.2	Diagrama de fase para el gasoducto con condensación.....	28
1.3	Diagrama de fases para el gasoducto después de la remoción de condensados	28
1.4	Diagrama de fases para el gas en fase densa.....	29
1.5	Trayectoria en el diagrama de fases para la recuperación de condensados..	31
1.6	Ciclo de refrigeración por propano.....	32
1.7	Enfriamiento por expansión de Joule-Thomson.....	33
1.8	Enfriamiento con turbina de expansión.....	34
1.9	Relación de condensados en el gas y el efecto en el transporte.....	38
1.10	Diagrama de flujo simplificado de una planta de refrigeración.....	39
1.11	Diagrama de flujo simplificado para deshidratación con TEG.....	42
2.1	Diagrama de flujo de proceso simplificado.....	49
2.2	Esquema de cabezales propuesto.....	50
2.3	Variación de la producción de aceite contra el número de etapas.....	52
2.4	Diagrama de fases para la recuperación de condensados.....	54
2.5	Diagrama presión entalpía para el ciclo de propano.....	55

2.6	Flujo bifásico por condensación en el gasoducto.....	56
2.7	Diagrama de fases después de la remoción de condensados.....	58
2.8	Diagrama de fases para el gas en fase densa a través del gasoducto.....	60
2.9	Efecto del diámetro sobre la velocidad promedio del gas.....	61
2.10	Efecto del diámetro sobre la presión de entrada al gasoducto.....	62
2.11	Efecto del diámetro sobre la caída de presión en el gasoducto.....	62
2.12	Relación condensado/gas.....	64
3.1	Diagrama de flujo para el diseño y selección de un proceso.....	66
3.2	Diagrama de flujo de proceso sin optimizar del procesamiento costa fuera propuesto.....	69
3.3	Diagrama de flujo de proceso para una deshidratadora.....	70
3.4	Simulación en HYSYS para la deshidratadora de la figura 3.3.....	71
3.5	Transferencia de información y subrutina de solución.....	73
3.6	Diagrama real de flujo.....	74
3.7	Diagrama de nodos y conectores.....	77
4.1	Máximos locales y máximo global de una función.....	86
4.2	Comportamiento de la recuperación de aceite con respecto a la presión de separación.....	90
4.3	Tren de separación propuesto a optimizar.....	91
4.4	Máxima recuperación de aceite variando la presión en la segunda etapa.....	94
4.5	Minimización de la Potencia de recompresión.....	95
5.1	Componentes de un intercambiador de tubo y coraza.....	103
5.2	Intercambiador de placas.....	104
5.3	Estructura básica para el diseño de un intercambiador.....	107
5.4	Ángulos de arreglo para el haz de tuberías en un intercambiador de tubo y coraza.....	112
5.5	Arreglo cuadrado y rectangular en un intercambiador de tubo y coraza.....	115

LISTA DE TABLAS

1.1	Clasificación de la riqueza de un gas en condensados.....	35
1.2	Flujos de gas en tuberías y procesos aplicados.....	37
1.3	Ecuaciones de estado para los cálculos de propiedades termodinámicas de mezclas en simulaciones de procesamiento de gas.....	43
2.1	Propiedades de los fluidos para los campos A, B, C, D, E, F.....	47
2.2	Características de diseño de la instalación de procesamiento propuesta.....	47
2.3	Alimentación a los separadores de primera etapa.....	51
2.4	Planta recuperadora de condensados costa fuera en Qatar.....	58
2.5	Resultados de cálculo para diferentes diámetros.....	63
2.6	Relación condensado/gas vs presión a la entrada del ducto.....	63
4.1	Métodos numéricos aplicados en el análisis de optimización del sistema de producción.....	87
4.2	Composición de la corriente de alimentación a los separadores de primera etapa.....	93
4.3	Comparación de resultados de optimización mínima potencia y máxima recuperación de líquido	96
4.4	Comparación de resultados de optimización mínima potencia y máxima recuperación de líquido	96
5.1	Datos de entrada para la verificación del programa.....	121
5.2	Resultados utilizando la hoja de cálculo.....	121
5.3	Datos de entrada para el diseño de intercambiadores de calor de la etapa 3 de compresión.....	122
5.4	Parámetros de diseño principales de intercambiadores de calor.....	122
5.5	Datos de entrada para el diseño de intercambiadores de calor.....	122
5.6	Parámetros principales de diseño para intercambiadores de calor.....	123
5.7	Datos de entrada y salida para la estimación de la caída de presión en los intercambiadores.....	123
5.8	Comparación de parámetros principales del intercambiador de calor de tubo y coraza con los de intercambiador de calor enfriado por aire	124

D.1	Precio de los productos.....	159
D.2	Comparación de las cifras del estado de resultado para los casos valuados con referencia al sexto año y al caso uno.....	166

NOMENCLATURA

A_o	= Área de transferencia de calor basada en el área superficial externa de los tubos, m^2
A_i	= Área de transferencia de calor basada en el área superficial interna de los tubos, m^2
B	= espaciamiento entre los baffles, mm
C	= Costos totales, dll
C_E	= Costos por energía, dll
C_f	= Restricción de la función de objetivo
CL	= Constante para el arreglo del haz de tubos
C_M	= Costos por mantenimiento, dll
C_o	= Costos de operación, dll
CTP	= Constante para las pasadas a través de los tubos
D	= Dominio de la función de objetivo
D_e	= Diámetro equivalente de la coraza de un intercambiador de tubo y coraza, m
$DMLT$	= diferencia media logarítmica de temperatura, $^{\circ}C$
D_s	= Diámetro interno de la coraza, m
d_o	= Diámetro externo de los tubos, mm

d_i	= Diámetro interno de los tubos, mm
f	= factor de fricción para la coraza de un intercambiador
$f(x)$	= Función de objetivo
F	= Factor de corrección para la DMLT; función lagrangiana
$g_i(x)$	= restricción implícita para la función de objetivo
$H^{(k)}$	= Matriz simétrica exacta positiva
h	= Entalpía específica, J/kg
h_i	= Coeficiente de transferencia de calor en el lado interno de los tubos, $W/m^2 \cdot ^\circ K$
h_o	= Coeficiente de transferencia de calor en la coraza, $W/m^2 \cdot ^\circ K$
H_o	= Eficiencia de la superficie basada en el área externa de los tubos
H_i	= Eficiencia de la superficie basada en el área interna de los tubos
I	= Ingresos totales, dll
IC	= Ingresos por venta de crudo, dll
IG	= Ingresos por ventas de gas, dll
II	= Costos de inversión inicial, dll
K	= Conductividad térmica de la pared de los tubos
l_j	= Límite inferior de una restricción explícita
L	= Longitud efectiva de los tubos
m	= Gato másico de circulación del refrigerante, kg/h
m_g	= Gasto másico de gas, Kg/h
N_b	= Número de baffles en un intercambiador de tubo y coraza
N_p	= Número de pasadas a través de los tubos en el intercambiador de tubo y coraza
N_t	= Número total de tubos dentro de la vasija
p	= Presión, kg/cm^2

P_T	= distancia entre los centros de los tubos (pitch) de un tubo y corza, mm
q_1	= Gasto de salida del nodo uno, m ³ /hr
$q_{Cond.}$	= Energía requerida en el condensador, MMJ/hr
q_{CH}	= Energía Total para el refrigerante, MMJ/hr
Q	= Calor transferido por el intercambiador, W, gasto de entrada al nodo m ³ /hr
Q_{CH}	= Energía específica disponible del enfriador, J/kg
Q_w	= Gasto requerido de agua, m ³ /s
R	= relación de compresión
RGA	= relación gas-aceite, m ³ /m ³
R_{fi}	= Resistencia por el ensuciamiento en la superficie interna de los tubos, W/m ² °K
R_{foi}	= Resistencia por el ensuciamiento referido a la corza, W/m ² °K
R_w	= Resistencia térmica de la pared de los tubos, W/m ² °K
T_{h1}	= Temperatura inicial del fluido caliente, °C
T_2	= Temperatura final del fluido caliente, °C
T_{c1}	= Temperatura inicial del fluido frío, °C
T_{c2}	= Temperatura final del fluido frío, °C
$\Delta T_{ln,cf}$	= Diferencia media logarítmica de temperaturas, °C
ΔT_{ln}	= Diferencia media logarítmica de temperaturas corregida, °C
U_j	= Límite superior de una restricción explícita
U_o	= Coeficiente de transferencia de calor global con ensuciamiento, W/m ² °K
U_c	= Coeficiente de transferencia de calor global sin ensuciamiento, W/m ² °K
W_{act}	= Trabajo real específico del compresor J/kg
W_{is}	= Trabajo isoentrópico teórico de compresión J/kg
X	= Variable de decisión del proceso

Símbolos griegos

ϕ	= Relación de viscosidades, $\phi_s = \left(\frac{\mu_h}{\mu_w} \right)^{0.14}$
Δ	= Elemento diferencial
P	= Densidad del fluido de proceso, kg/m^3
M	= Viscosidad, Ns/m^2
E	= Número pequeño
λ	= Multiplicador de Lagrange

Subíndices

act	= Real
c	= Frío
ch	= Enfriador
cond	= Condensador
e	= Equivalente
E	= Energía
g	= Gas
h	= Caliente
I	= Número de ecuación, número de ecuación, interno
is	= Isoentrópico
lm	= Media logarítmica
M	= Mantenimiento

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

n	= Contador de variables
o	= Externo, operación
oi	= Externo referido a la coraza
p	= Pasadas
s	= Coraza
T	= Tubos
w	= Pared, agua

Superíndices

K	= Primera iteración en la búsqueda de máximos
K+1	= Siguiete iteración en la búsqueda de máximos
o	= Variable principal
m	= Coeficiente adiabático de compresión

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPITULO 1

INTRODUCCIÓN

Los hidrocarburos son mezclas complejas de diferentes componentes de hidrogeno y carbono, todos con diferentes densidades, presiones de vapor y otras características físicas. Durante el transporte de estas mezclas desde los yacimientos hasta las instalaciones de recolección y proceso se presenta disminución en presión y temperatura. Los gases escapan del líquido y las corrientes cambian en su carácter. La separación física de estas fases es una de las operaciones básicas dentro de producción y procesamiento de corrientes de aceite y gas asociado.

Al comparar los diagramas de flujo de proceso para una instalación costa fuera y una instalación en tierra, se observan pocas diferencias. El equipo de proceso usado es similar en ambas instalaciones; sin embargo, las operaciones en instalaciones costa fuera deben planearse para ser un sistema completamente independiente.

Las operaciones en tierra ofrecen espacio para poder crecer con base al diseño inicial. Pero este espacio de crecimiento no existe o está limitado en las instalaciones costa fuera ya sea por restricciones económicas o de carga. Los costos de operación en

mar son considerablemente más altos que las operaciones que se llevan a cabo en tierra, debido a que están más ligadas a la exactitud de las reservas, la política monetaria internacional y el futuro de los productos en los mercados internacional y nacional.

Las plataformas marinas de procesamiento no incluyen solamente unidades de separación física y sistema de procesamiento mecánico. Consideran además sistemas de soporte y equipo auxiliar, tales como sistemas de enfriamiento, sistemas de gas combustible, unidades de potencia, etc. Por esto, la planeación debe hacerse en la fase de diseño, donde se detallan todas las posibles contingencias que puedan presentarse durante la vida de producción de los campos.

Incluso el diseño de una instalación costa fuera, debe considerar el entrenamiento regular a sus trabajadores, con evaluaciones periódicas para garantizar que los futuros operarios estén entrenados para efectuar diferentes trabajos y reaccionar rápidamente a emergencias.

Actualmente la creciente necesidad de contar con mayor producción y aprovechamiento del gas natural proveniente de yacimientos de aceite y gas asociado, hace indispensable contar con procesos de separación-compresión mejor diseñados y adaptados a las necesidades que actualmente marcan los proyectos estratégicos de explotación de hidrocarburos. En el presente trabajo se lleva a cabo la evaluación de los diferentes subsistemas que conforman el procesamiento de una corriente de aceite y gas asociado en una instalación costa fuera.

1.1 Desarrollo de un esquema de procesamiento de gas

En campos productores de aceite y gas asociado el proceso está determinado por el gasto, composición, temperatura y la presión de la mezcla producida. El proceso puede variar desde una simple separación más deshidratación del gas o ser más complejo como compresión, endulzamiento, recuperación de condensados, deshidratación y estabilización de aceite crudo.

Si los hidrocarburos líquidos contenidos en la corriente de gas son mínimos, entonces es posible que sean vendidos junto con el gas producido pero si la cantidad de

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

condensados es alta, estos líquidos deben ser recuperados, transportados y almacenados para su comercialización independiente. La localización del campo, las especificaciones de venta, los requerimientos ambientales y económicos, determinan cuales de los contaminantes deben ser removidos y el destino de las diferentes corrientes para venta, quema o disposición.

La figura 1.1 muestra diferentes unidades de operación o módulos, considerados en un procesamiento en campo. No todos los sistemas del diagrama anterior se encuentran en las instalaciones de proceso, aunque en general la secuencia es típica. La selección de los módulos que se usan se determina durante la fase de diseño del desarrollo del campo (Meyer and Sharma, 1980).

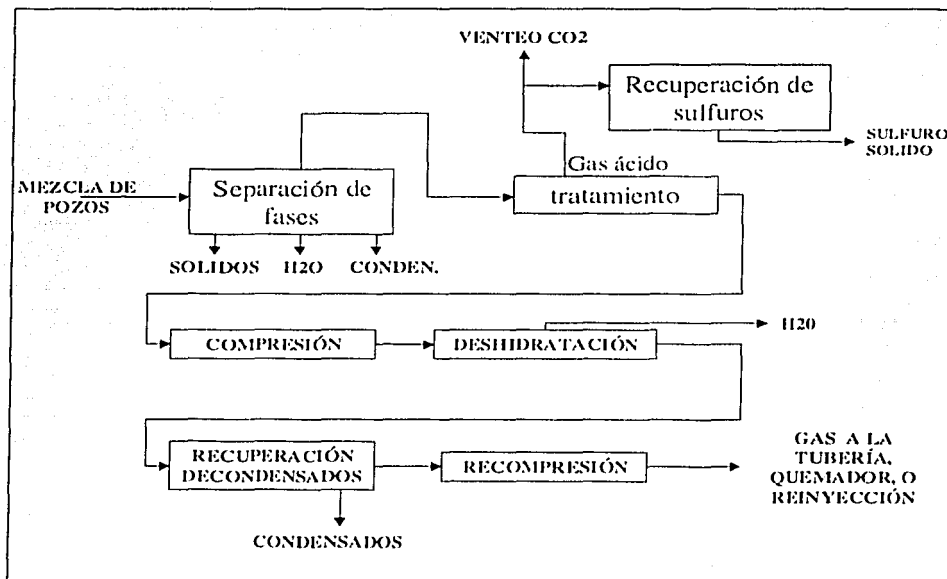


Figura 1.1 Esquema general para el procesamiento de gas (Manning, 1991).

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1.2 Diseño básico

Las corrientes provenientes de los pozos deben ser analizadas con gran cuidado. Se debe ver con claridad pues la composición de alimentación al equipo operando no es la misma que la de diseño. La producción es usualmente una combinación de las corrientes de los pozos (o campos) que quizá tengan diferente composición. El patrón de producción (número de pozos y sus gastos) será en muchas ocasiones diferente a lo pronosticado. Otra situación es que el porcentaje de los componentes en la corriente de alimentación varía conforme la presión de los yacimientos declina. Por lo anterior el equipo debe ser lo suficientemente flexible y/o adecuadamente dimensionado para operar con las corrientes de los yacimientos cuando éstas cambien su perfil de producción o composición.

Además de la composición otros datos importantes para el diseño de una instalación de procesamiento son presión en la cabeza, temperatura y gastos, en cada uno de los pozos que compondrán el total de la producción. Estas variables cambian con el tiempo y es difícil llevar a cabo una predicción precisa de las mismas. La presión y los gastos de los pozos varían de acuerdo con la política y los mecanismos de explotación de los yacimientos, la relación gas aceite puede aumentar con el tiempo de explotación. Este último factor es importante para predecir el gas asociado que se obtendrá en superficie.

Los cambios en presión y gastos, afectarán la selección y diseño de los separadores, así como el dimensionamiento de las líneas y potencia de los compresores. Si el diseño de equipo está basado solamente en las condiciones de producción inicial o máximas, puede conducir a un inadecuado dimensionamiento y omisión de equipo vital para el proceso.

Las generalizaciones en los diseños de instalaciones de proceso, son difíciles. Cada proyecto debe ser analizado con sus características y consideraciones particulares, incluyendo las relaciones entre capacidades y expectativas de producción en el tiempo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1.3 Procesamiento del gas

El flujo que comúnmente sigue el procesamiento de gas se muestra en la figura 1.1, los condensados, agua líquida y sólidos deben ser separados de la corriente de gas para que las corrientes puedan ser tratadas con menos dificultad.

A continuación cada equipo mostrado en la figura 1.1 es descrito

1.3.1 Procesos básicos

La primera unidad de operación es la correspondiente a la separación física de las distintas fases que componen una corriente. Estas fases son gas, hidrocarburos líquidos, agua líquida y sólidos. La temperatura y presión de la mezcla dictan la cantidad de cada componente presente en ella. La separación de fases generalmente ocurre en vasijas provistas para este propósito comúnmente llamados separadores.

El siguiente paso en el proceso es el tratamiento del gas separado. Si la corriente de gas contiene componentes que constituyen impurezas en la corriente, tales como ácido sulfhídrico y dióxido de carbono (ambos tóxicos y corrosivos en presencia de agua libre), la remoción del primero debe ser total, mientras que la del segundo dependerá del uso que se le quiera dar al gas.

La deshidratación es una operación necesaria muchas veces para prevenir la formación de hidratos [pequeñas partículas de hielo que pueden formarse y taponar el equipo de proceso o tuberías a alta presión, aún a temperaturas mayores que los 0°C (32 °F)], los dos principales métodos de deshidratación son contactación con glicol y absorción con sólidos-disecantes. Otra opción es la de inyectar metanol o glicol para la prevención de hidratos.

Si el gas separado contiene altas cantidades de hidrocarburos licuables (etano, propano y más pesados), que producen condensados posterior al enfriamiento y durante el transporte, será mejor procesar el gas lo más cercano a la descarga de los pozos o en los puntos comunes de recolección de la mezcla.

En algunos casos el volumen de condensados tiene el suficiente valor como para justificar su recuperación. Normalmente los condensados son fraccionados en productos dentro de una instalación central ubicada en el campo. Los condensados recuperados quizá tengan que ser estabilizados mediante la remoción parcial de componentes gaseosos disueltos y con ello obtener un producto líquido con un valor de presión de vapor lo suficientemente bajo para ser transportado con seguridad.

El transporte de gas se puede hacer a presiones lo suficientemente altas para mantenerlo en una fase previniendo la condensación y el flujo de dos fases, antes de ser entregado a la planta de tratamiento.

El destino final de las corrientes procesadas tanto de gas como de aceite dependerá de los objetivos del proyecto integral de desarrollo de campos. El gas obtenido es por lo general transportado en ductos para su comercialización o su tratamiento final. En la vida temprana del desarrollo de un campo el gas asociado separado puede ser quemado o reinyectado al yacimiento mientras se construye una línea para su transporte y comercialización. La selección de alguna de las opciones anteriores depende de las regulaciones ambientales y gubernamentales, así como de la localización del campo.

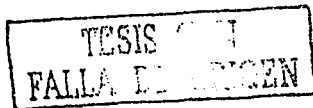
1.4 Metas en el procesamiento de gas

Hay diferentes factores que influyen en la selección de las metas del procesamiento de gas. Estos factores generalmente incluyen el objetivo del proyecto, el tipo o fuente del gas, la localización y tamaño del campo, la reserva.

El procesamiento de una corriente de gas tiene uno de los tres objetivos básicos (Odello, 1981):

1. Producir una corriente de gas transportable.
2. Producir una corriente de gas vendible.
3. Maximizar la producción de condensados.

Cada objetivo es explicado a continuación.



1.4.1 Corriente de gas transportable

Producir una corriente de gas transportable implica tener el mínimo requerimiento en equipo de proceso instalado en el campo y transportar el gas a través de una línea hasta su destino final a la planta de procesamiento. El tratamiento de la corriente en cuanto agua, ácido sulfhídrico y condensado, es de especial interés, en este esquema.

El transporte a través de la línea ocurre a una presión alta y a temperatura relativamente baja. La alta presión es utilizada para incrementar la densidad del gas y repercute directamente en la disminución del diámetro del gasoducto. La baja temperatura puede causar formación de hidratos, por la exposición de la línea a la temperatura del medio ambiente. Para prevenir la formación de hidratos de gas es necesario reducir el punto de rocío del agua, esto se logra mediante el uso de una planta de trietilenglicol (TEG, Manning, 1991), o inyección directa de metanol a la corriente de gas. La remoción del agua previene la formación de hidratos.

Si el uso de una unidad deshidratadora no es posible, entonces el agua líquida puede causar corrosión la cual puede ser controlada mediante la inyección de inhibidores de corrosión o usando recubrimientos internos. La remoción del agua no es absolutamente necesaria, si la menor temperatura esperada en la tubería es más alta que el punto de formación de hidratos para el gas.

Por otro lado, el ácido sulfhídrico es altamente corrosivo y debe de ser removido si se presenta en concentraciones altas. La alternativa técnica al igual que con el caso del agua es el uso de recubrimientos o inyección de inhibidores de corrosión.

Por su parte los condensados pueden ser o no recuperados antes de ser transportados por el gasoducto. Si el punto de rocío de los hidrocarburos es menor que la temperatura más baja esperada, entonces no es necesario el proceso de recuperación de líquidos. Si la cricondenterma del gas es mayor que la temperatura más baja esperada a la presión de la tubería, entonces la trayectoria de transporte podrá caer dentro de la zona de condensación retrógrada en un diagrama de fases y se generara condensación, teniendo flujo de dos fases.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Si la condensación de hidrocarburos durante el transporte es probable, hay tres opciones:

1. El no remover los condensados y tener flujo de dos fases en la línea.
2. Remover los condensados para producir hidrocarburos con un punto de rocío menor que la mínima temperatura esperada.
3. El no remover los condensados y transportar el gas en alta presión, para obtener gas monofásico.

La Figura 1.2. muestra el comportamiento de la trayectoria de la corriente de gas en la tubería, como resultado de un decremento en la presión de operación acompañada de una rápida disminución de temperatura. El flujo de dos fases requiere el uso de diámetros más grandes de tubería en comparación con los que se usan cuando se tienen fases separadas. El punto de entrega debe considerar la instalación de un capturador de tapones de líquido (slug catcher) para manejar los baches de condensados.

Si se desea la remoción de los hidrocarburos líquidos condensables, entonces operaciones como: el enfriamiento de la corriente de gas y la separación de fases deben considerarse. El diagrama de fases mostrado en la Figura 1.3, representa una corriente de gas tratada con algún método de enfriamiento, la trayectoria del gas representada por la línea 1-2 indica que no hay condensación durante el transporte. En esta alternativa los condensados recuperados son inyectados a la corriente de crudo para ser llevados a tierra.

TESIS CON
FALLA EN CORRIENTE

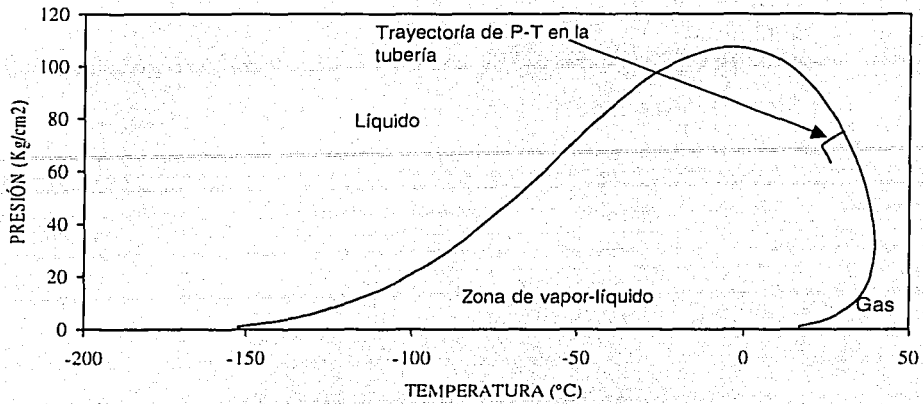


Figura 1.2. Diagrama de fase para el gasoducto con condensación (Manning, 1991).

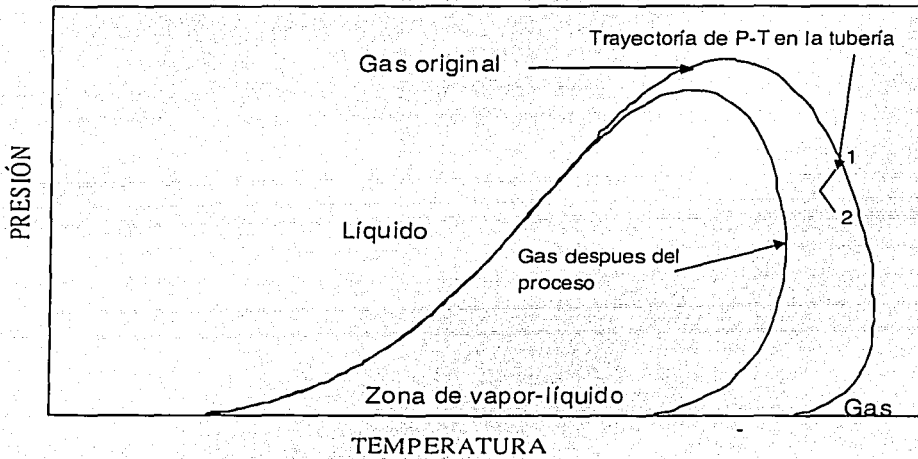


Figura 1-3. Diagrama de fases para el gasoducto después de la remoción de condensados (Manning, 1991).

TESIS CON
FALLA DE INGEN

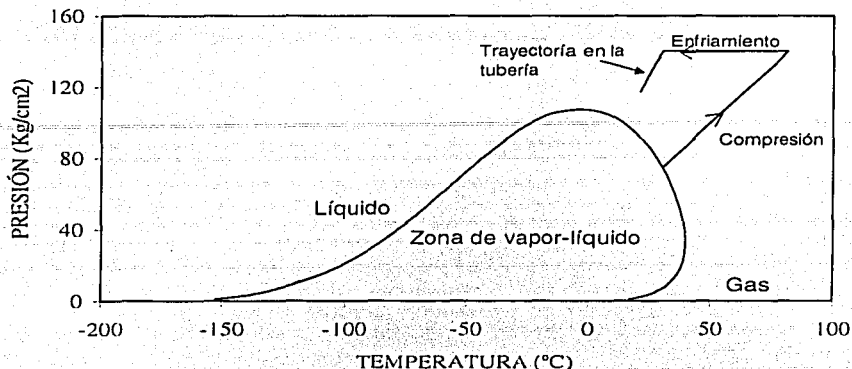


Figura 1.4. Diagrama de fases para transporte del gas en fase densa (Manning, 1991).

Si el gas es mantenido a una presión más alta que la cricondenbara a través de la línea, previene la formación de dos fases en cualquier punto del transporte como se observa en la figura 1.4.. Esta opción requiere más inversión en compresión y líneas de un espesor mayor para soportar las altas presiones; sin embargo los diámetros serán más pequeños por el incremento de la densidad al comprimir el fluido.

De los casos expuestos, debe hacerse una comparación en costos y restricciones técnicas para hacer la selección.

1.4.2 Obtención de gas vendible

La producción de un gas de calidad para comercialización, requiere de todo el proceso que sea necesario para ajustarse con las especificaciones de un contrato de venta. Si se tiene ácido sulfhídrico y bióxido de carbono en cantidades considerables, deben de ser removidos. Generalmente después de la compresión se requiere de un subproceso de deshidratación, con ello se garantiza que el agua libre sea retirada de la corriente de gas después del enfriamiento, antes de entrar al gasoducto. La remoción de agua libre en un

separador trifásico reduce las cargas y costos para la corriente abajo que alimentará a la unidad de deshidratación de TEG.

La recuperación de condensados depende de la cantidad presente, del poder calorífico especificado para el gas de venta y de la especificación del punto de rocío para los hidrocarburos. Si el contenido de condensado es bajo entonces es poco probable removerlos, pero si la corriente de gas contiene un alto porcentaje de hidrógeno entonces es necesario mantener los hidrocarburos pesados para conseguir un gas con el poder calorífico especificado en el contrato.

Si el punto de rocío de los hidrocarburos es regulado en el contrato, entonces la recuperación de condensados es necesaria para tener esta especificación.

Desde el punto de vista del diagrama de fases para el gas de venta, el objetivo es cambiar el estado del sistema, lo cual requiere enfriar el gas por debajo de la temperatura de rocío para que el condensado generado pueda ser separado.

1.4.3 Métodos de recuperación de hidrocarburos líquidos ligeros de una corriente de gas

Los hidrocarburos ligeros contenidos en las corrientes de gas natural pueden recuperarse a partir de un simple control del punto de rocío hasta profundas recuperaciones de etano. El grado de recuperación de los condensados a partir de una corriente de gas, tiene un efecto muy marcado en la selección, complejidad y costo de la instalación de procesamiento.

El término condensado es generalmente aplicado a los líquidos recuperados de una corriente de gas natural y está referida a la recuperación del etano y componentes más pesados.

En algunos casos los hidrocarburos pesados son removidos para controlar el punto de rocío de los hidrocarburos en la corriente de gas y prevenir formación de líquido por condensación en líneas de transporte y sistemas de combustible. En este caso los líquidos son biproductos del procesamiento, ya que si no existe mercado para los condensados recuperados, quizá entonces estos sirvan como combustible. Alternativamente los

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Líquidos recuperados pueden ser estabilizados y comercializados como condensados. El principal objetivo de recuperar los hidrocarburos líquidos de una corriente de gas es maximizar el valor económico de los productos en una central de procesamiento.

Diferentes métodos de recuperación de hidrocarburos líquidos a partir de la corriente de gas son utilizados en la industria petrolera. Uno de estos métodos es la refrigeración. Este se usa cuando se desea recuperar propano y componentes más pesados de una corriente de gas. El uso de una refrigeración directa por lo general resulta en una instalación de proceso más económica, en lo que respecta a tratamiento de gas para recuperación de condensados. La refrigeración del gas puede ser complementada con refrigeración mecánica, refrigeración con absorción, expansión a través de una válvula J-T o combinaciones para obtener temperaturas más bajas en el procesamiento. Tecnologías como mezclas de refrigerantes, turboexpansores han sido desarrolladas y aplicadas para este propósito. Con estas tecnologías, la recuperación de líquidos es significativamente mayor, por ejemplo con viejos métodos de recuperación de condensados como el de absorción se podrían obtener recuperaciones de etano en un orden cercano al 50% de eficiencia. Actualmente los procesos mencionados la incrementan hasta en un 90%.

El diagrama de fases para el proceso de máxima recuperación de condensados es similar al mostrado en la figura 1.5. Una combinación de los procesos de las figuras 1.6-1.8. se usa con la selección de las condiciones de operación para maximizar la condensación y remover los hidrocarburos líquidos de la corriente de gas. Enfriamiento o refrigeración son las técnicas más obvias para enfriar una corriente de gas, estas operaciones se indican en la ruta que sigue la línea ABC en la figura 1.5. La técnica de refrigeración requiere de un ciclo de compresión-refrigeración de vapor, como se muestra en la figura 1.6.

TESIS CON
FALLA DE COPIEN

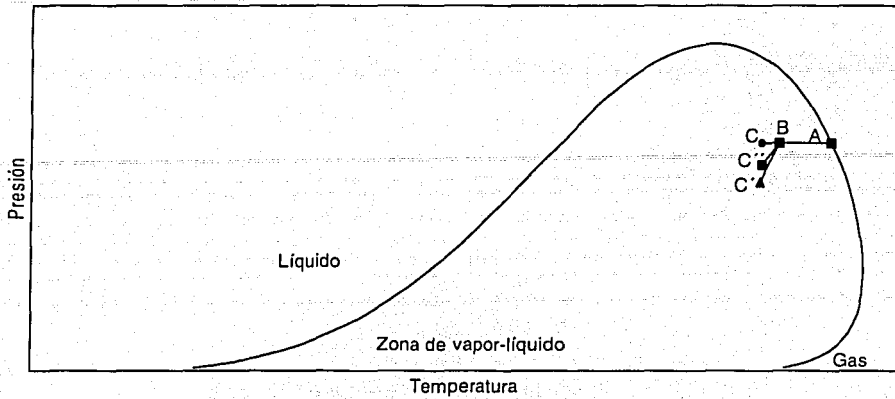


Figura 1.5 Trayectoria en el diagrama de fases para la recuperación de condensados (Manning, 1991).

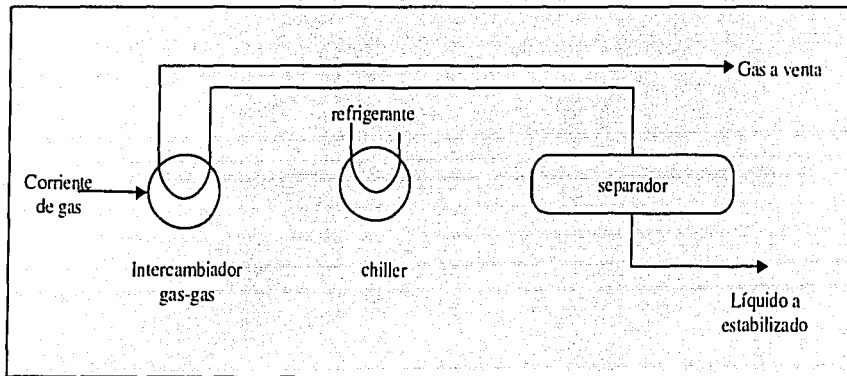


Figura 1.6 .Ciclo de refrigeración por propano

Un método alternativo es el uso del efecto Joule Thomson, en esta operación la corriente de gas húmedo se pasa a través de una válvula donde su temperatura disminuye por la expansión del gas, este proceso se describe por la ruta ABC' en la figura 1.5. La

TESIS CON
FALLA DE ENTEN

línea AB representa un pre-enfriamiento del gas por intercambio con el gas frío obtenido del separador, la operación anterior se muestra en la figura 1.7.

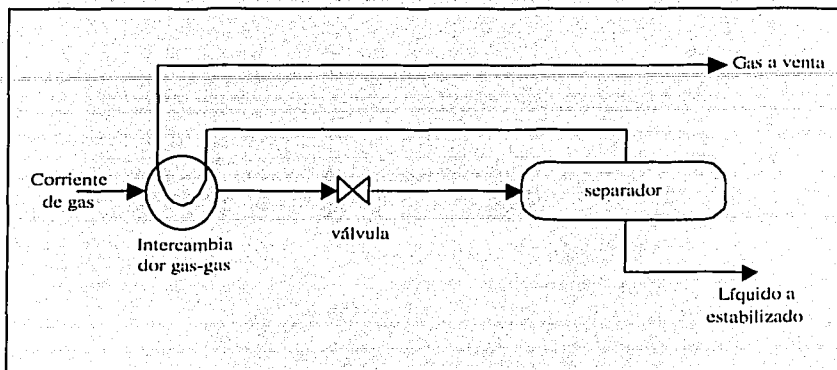


Figura 1.7. Enfriamiento por expansión de Joule-Thomson.

El enfriamiento de la corriente de gas también puede ser obtenido usando una turbina para generar una expansión. La ruta ABC'' mostrada en la figura 1.5. representa este método y la figura 1.8. describe el proceso. La ruta AB representa el enfriamiento del gas por el intercambio con el gas frío a la salida del separador. El trabajo generado por la turbina puede ser aprovechado para mover un compresor, el cual restituirá la presión del gas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

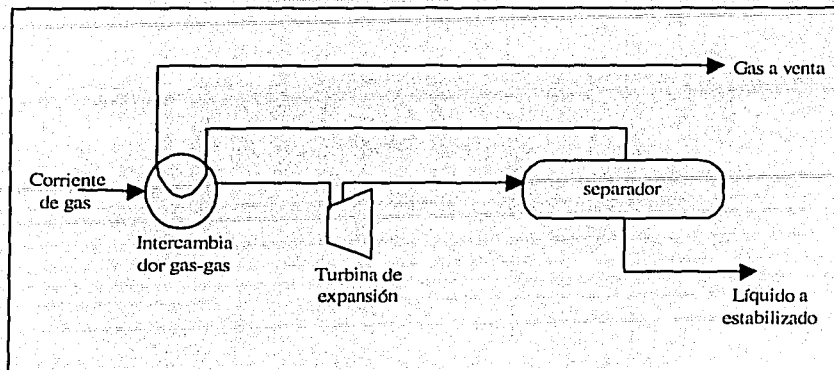


Figura 1.8. Enfriamiento con turbina de expansión

Los métodos de estrangulación de gas y turbina de expansión requieren mayor inversión de recompresión comparadas con el ciclo de refrigeración mecánica. La refrigeración puede ser combinada con estrangulación o con la turbina de expansión para obtener una mayor recuperación de condensados.

En las alternativas mostradas en las figuras 1.6-1.8, la estabilización de los condensados se refiere a la remoción de los componentes gaseosos por separación, para producir productos líquidos que sean estables a baja presión en el tanque de almacenamiento o sistema de transporte.

El procesamiento del gas a baja presión en campo para llevar el gas amargo a las especificaciones de venta requerirá de todos los elementos mostrados en la figura 1.1.

1.5 Composición del gas producido

La composición del gas tiene un mayor impacto en la parte económica de recuperación de condensados y la selección del proceso. En general corrientes de gas con grandes cantidades de hidrocarburos licuables producen grandes cantidades de productos y mejoran grandemente los ingresos para la instalación de procesamiento de gas.

El conocimiento de la composición para la corriente de gas, permite diseñar el equipo superficial de procesamiento. Los hidrocarburos pesados (C_{7++}), son considerados

líquidos recuperables. La cantidad del condensado potencialmente recuperable se expresa en galones de líquido @ 60 °F por mil pies cúbicos estándar (llamado también GPM, no debe confundirse con galones por minuto). Un gas se determina como pobre o rico de acuerdo con la siguiente clasificación (Ewan y col., 1975), mostrada en la tabla 1.1

Tabla 1.1 Clasificación de la riqueza de un gas en condensados

Pobre	< 2.5 GPM
Moderadamente rico	2.5 – 5 GPM
Muy rico	> 5 GPM

La clasificación presentada en la tabla 1.1 está basada en el etano e hidrocarburos más pesados (C_2+) por que el etano es considerado algunas veces como combustible deseable en las plantas petroquímicas donde se recupera como líquido a través de plantas de expansión. Si el etano no es considerado como líquido con valor entonces el GPM se basará en el propano y más pesados (C_3+).

La otra gran consideración en la evaluación de opciones para recuperar condensados a partir de una corriente de gas son las condiciones especificadas en los contratos de venta. Los contratos de comercialización del gas especifican el valor mínimo de poder calorífico que debe tener la corriente de venta. La remoción de líquidos resulta de un encogimiento del volumen de gas y una reducción en su poder calorífico. El encogimiento representa una disminución de ingresos por venta de gas, por lo que debe ser considerado en el estudio económico para el equipo de recuperación de condensados. En general el poder calorífico mínimo del gas está situado entre 950 a 1000 BTU/pie³. De este modo, si componentes como nitrógeno o CO_2 están presentes en la corriente de gas, entonces suficiente cantidad de etano y componentes más pesados deben permanecer en la corriente para llevarla a la especificación de mínimo poder calorífico especificado en el contrato. Por otro lado, si pequeñas cantidades de nitrógeno y CO_2 están presentes en el

gas, el nivel de recuperación de etano y más pesados están entonces limitados por los mercados, costos de recuperación y valor del gas.

1.6 Transporte del gas a través de líneas de transmisión

Las líneas de transmisión de gas son usadas para transportar el gas natural, usualmente deshidratado, hacia un destino de venta o de procesamiento final (petroquímica). Grandes diámetros de tubería entre 12 y 48 pulgadas se usan las presiones típicas de operación van de 48 kg/cm^2 a 82 kg/cm^2 . Las líneas que transportan gas en fase densa (en alta presión) pueden alcanzar presiones de operación hasta de 170 kg/cm^2 , el acero al carbón es en general el material seleccionado para la construcción de este tipo de líneas. La selección del diámetro está basado en la optimización de la línea y el costo de compresión. Las líneas con diámetros pequeños son más económicas, pero requieren de una inversión más fuerte en compresión.

La tabla 1.2 resume los tipos de flujo encontrados en sistemas de recolección y transporte de gas y la aplicación de los procesos necesarios en campo sin el procesamiento de gas. La cantidad de líquido producido por la condensación retrógrada en la tubería puede exceder el nivel aceptable para la operación de la línea. La capacidad de ésta se reduce substancialmente por las grandes cantidades de líquido que se acumulan y la limpieza frecuente de la línea es necesaria en estas condiciones.

Algún proceso de los descritos en la sección anterior puede usarse para enfriar la corriente de gas hasta una temperatura menor a la esperada durante el trayecto de transporte y con ello evitar la condensación dentro de la línea. El condensado obtenido irá directamente al oleoducto, para ser procesado en tierra junto con la corriente de aceite. La figura 1.9, representa las curvas características de transporte de gas cuando es o no usado un método de enfriamiento. La curva que representa el transporte del gas usando un proceso de control del punto de rocío refleja que el gas no será seco en todo el rango de operación de la tubería; sin embargo la condensación es substancialmente reducida con la incorporación de un proceso de enfriamiento. La implementación del subproceso conlleva a un aumento de equipo en plataforma, donde el espacio y peso están limitados,

por lo que un análisis técnico-económico debe ser llevado a cabo para soportar su implementación.

Tabla 1.2 Flujos de gas en tuberías y procesos aplicados (After Natco, 1987)

Flujo	Condición de fase	Aplicación	Proceso usualmente requerido	Observaciones
Gas	HC y H ₂ O con punto de rocío (DP) por debajo de la mínima temperatura esperada en la línea (MTL)	Líneas de transmisión en alta presión, líneas de compresores e intercambiadores de calor.	Deshidratación, recuperación de condensados.	Corrida de diablos para limpieza e inspección
Gas y condensados	HC con DP arriba de MTL, H ₂ O con DP debajo de MTL	Líneas húmedas de transmisión, como ejemplo gasoductos de plataforma hacia tierra	Compresión, deshidratación	Instalación de equipo para corrida de diablos y cachadores de taponés (slug catcher)
Fase densa	H ₂ O con DP debajo de MTL	Líneas de transmisión a presiones muy altas	Deshidratación	Instalación de equipo para corrida de diablos y cachadores de taponés (slug catcher)
Gas, condensado y agua libre	HC y H ₂ O con DP arriba de MTL	Líneas de transmisión húmedas	Inyección de metanol	Instalación de equipo para corrida de diablos y cachadores de taponés (slug catcher)
Gas, condensado y agua libre	HC y H ₂ O con DP arriba de MTL	Líneas de proceso a presión alta y frías	Inyección de glicol	Separadores

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

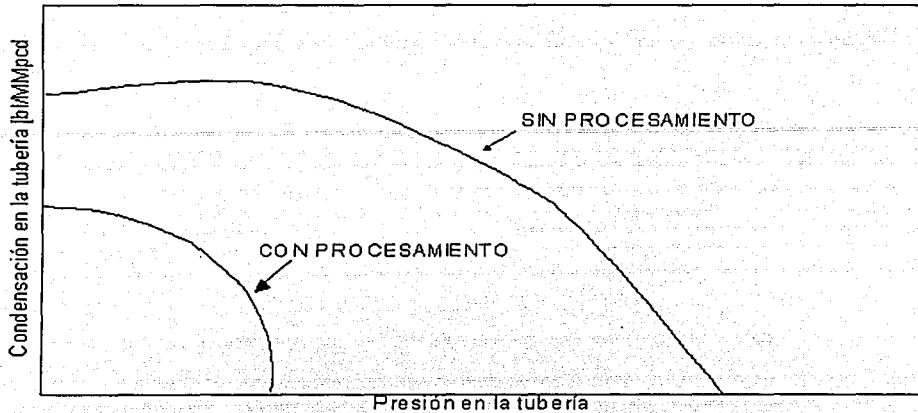


Figura 1.9 Relación de condensados en el gas y efecto en el transporte

1.7 Refrigeración del gas

El proceso de refrigeración como el mostrado en la figura 1.10 es el proceso más simple y directo para la recuperación de condensados de una corriente de gas. El sistema de refrigeración mecánica controla el punto de rocío del gas al remover los componentes pesados del flujo de alimentación.

Antes que la corriente de gas entre a un sistema de refrigeración el agua libre debe separarse y su punto de rocío disminuido, evitando con ello formación de hidratos. Para obtener el punto de rocío requerido es posible deshidratar la corriente de gas usando una planta deshidratadora con TEG. En campo es muy común inyectar glicol en la corriente de gas después de la separación del agua libre. Esta operación tiene como propósito bajar la temperatura de formación de hidratos.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

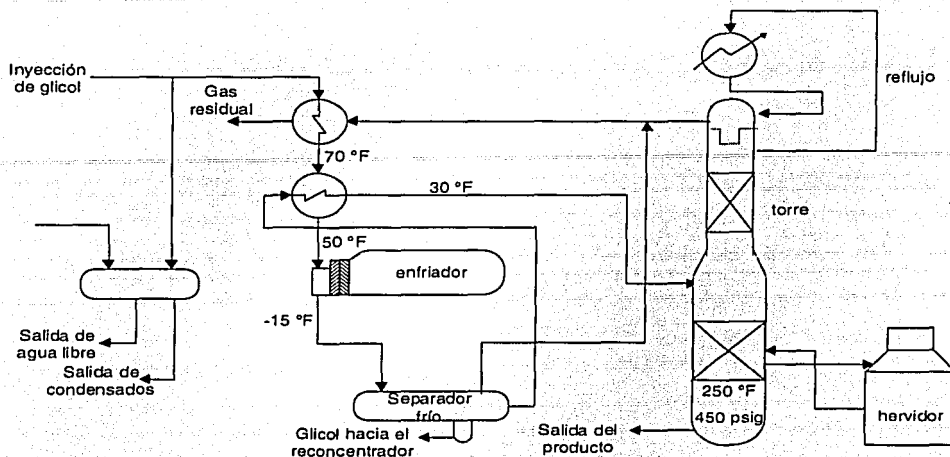


Figura 1.10. Diagrama de flujo simplificado de una planta de refrigeración

La refrigeración externa o mecánica es suministrada por un ciclo de compresión de vapor. El ciclo generalmente utiliza propano o freón como fluidos de trabajo. Generalmente la presión del gas se mantiene en este sistema. El gas es preenfriado con intercambiadores de calor antes de ser enfriado a la temperatura especificada en el enfriador (chiller). El líquido generado por este enfriamiento es separado de la corriente en un separador llamado "separador frío", la temperatura de operación de este componente se especifica de acuerdo al punto de rocío deseado el cual debe incluir un margen para las operaciones de comercialización del gas. La refrigeración mecánica es descrita a detalle a continuación

El enfriador es típicamente un intercambiador de tubo y coraza tipo caldera (kettle). El freón (el cual es enfriado en un ciclo de refrigeración hasta -29°C [-20°F]) es usado para enfriar la corriente de gas hasta -26°C [-15°F]. El propano el cual puede ser enfriado hasta -40°C [-40°F], es usado si se requieren grandes eficiencias de recuperación de condensados.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

El gas y el líquido son separados en el separador "frío", el cual es del tipo trifásico. El agua y el glicol son recuperados en la parte inferior, el hidrocarburo líquido es enviado a una torre de destilación y el gas es recuperado en la parte superior del separador. Si de la corriente de gas se desea recuperar etano, esta torre será llamada un des-metanizador. Por el contrario si lo que se desea recuperar es propano y componentes pesados, la torre recibirá el nombre de des-etanizador. El gas que sale por la parte superior de la torre es llamado gas residual y servirá para llevar un pre-enfriamiento de la corriente del gas de alimentación .

Los niveles típicos de recuperación de líquidos son: $C_3 \approx 85\%$, $C_4 \approx 94\%$, $C_{5+} \approx 98\%$. Muchas plantas de refrigeración usan freón como refrigerante con una temperatura de límite de enfriamiento de -29°C , debido a que el código ANSI de tuberías especifica consideraciones metalúrgicas especiales para temperaturas inferiores de -29°C para asegurar la ductilidad.

1.8 Deshidratación del gas usando glicol

En la cabeza del pozo, los fluidos producidos por el yacimiento casi invariablemente contienen agua. Las mayores razones para deshidratar el gas son:

1. El gas producido puede combinarse con líquidos o agua libre para formar sólidos de hidratos que pueden taponar las válvulas, medidores o incluso la tubería.
2. Si el gas no se separa del agua producida, puede ser corrosivo, especialmente en presencia de CO_2 o H_2S .
3. El agua puede condensarse en la tubería causando taponos y posiblemente erosión o corrosión.
4. El vapor de agua incrementa el volumen y disminuye el poder calorífico del gas.
5. Los contratos de ventas y las especificaciones de la tubería tienen un máximo contenido de agua, usualmente 7 lb H_2O por MMPC, o punto de rocío.

Cuatro tipos de glicoles son usados para secar el gas producido por los yacimientos; estos compuestos son etilen-glicol (EG), dietilen-glicol (DEG), tritilen-glicol (TEG) y el tetraetilen-glicol (TREG). Grosso (1978) discutió los méritos relativos de cada glicol en

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

detalle. El sistema que usa TEG ha ganado aceptación mundial como la selección más económicamente viable por:

1. El TEG es más fácil de regenerar a una concentración del 98 al 99 %, con una limpieza atmosférica porque su punto de ebullición y temperatura de descomposición son altos, esto permite depresiones altas en el punto de rocío del gas producido en un rango de 80-150°F.
2. El TEG tiene en teoría una temperatura de descomposición de 404°F, en comparación con DEG que solamente alcanza una temperatura de 328°F (Ballard, 1966).
3. Las pérdidas por evaporación son menores que las de EG o DEG.
4. Los costos de inversión y operación son bajos.
5. El TEG no es demasiado viscoso arriba de 70°F.

Por más de 40 años el gas dulce y amargo han sido deshidratados usando TEG.

1.8.1 Descripción del proceso de deshidratación

Como se muestra en la figura 1.11 el gas húmedo primero fluye al separador de entrada o "scrubber" para remover los líquidos o impurezas sólidas. Posteriormente el gas fluye dentro y hacia arriba de una torre donde es contactado en contracorriente y secado por "glicol pobre", finalmente el gas seco pasa a través de un intercambiador de calor gas/glicol antes de ser enviado a la línea de transporte.

El glicol reconcentrado entra por la parte superior de la torre contactadora donde fluye hacia abajo de plato en plato y absorbe el agua del gas que se eleva. El glicol húmedo o "rico" sale del contactador y fluye hacia un intercambiador de calor glicol pobre-glicol rico. El glicol enriquecido entra a la columna regeneradora y fluye por debajo de la cama empaquetada del hervidor (reboiler), esto despoja al glicol líquido de agua en forma de vapor la cual es venteadada en la parte superior de la columna regeneradora que tiene una presión de operación cercana a la atmosférica. El glicol reconcentrado y caliente fluye fuera del reboiler para dirigirse hacia el intercambiador de calor glicol pobre-glicol rico, donde es enfriado por el glicol rico. Finalmente el glicol

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

regenerado fluye a través del intercambiador de calor glicol/gas y se bombea por la parte superior de la torre contactadora.

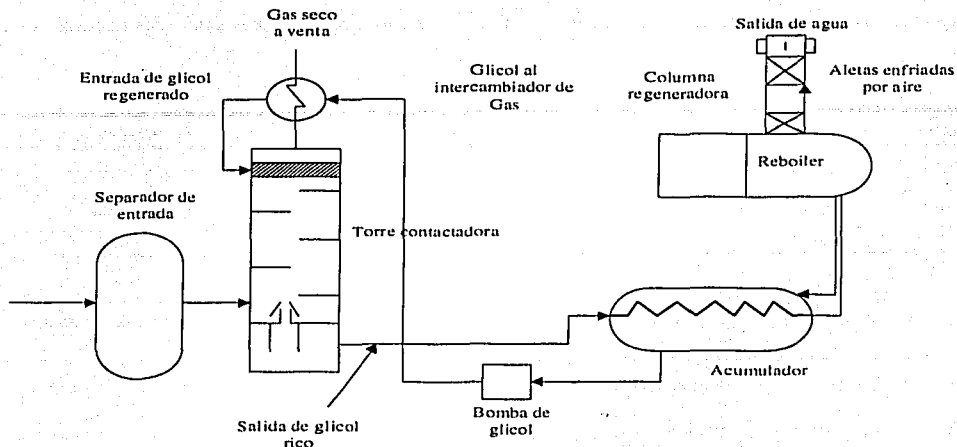


Figura 1.11 Diagrama de flujo simplificado para deshidratación con TEG

(Manning, 1991)

1.9 Ecuaciones de estado

En años recientes se han hecho valiosos esfuerzos en predecir relaciones entre presión-temperatura-volumen y otras propiedades termodinámicas usando ecuaciones de estado (EE). El estudio pionero fue el trabajo realizado por Georgio Soave (1972) al extender la EE de Redlich-Kwong (1949) y el factor acéntrico de Pitzer y col. (1961) para componentes individuales. Reglas especiales de mezclado permiten predecir no solamente la entalpía y la entropía de la mezcla sino también las constantes de equilibrio K del vapor y líquido. Otros desarrollos en EE se llevaron a cabo por otros investigadores como Peng y Robinson (1976). Estas ecuaciones fueron ampliadas para predecir mezclas con contenidos de H_2S , CO_2 y H_2O .

TESIS
FALLA DE ENTREN

La explicación de estas ecuaciones y su uso queda fuera del alcance de este trabajo. Los cálculos de predicción con las EE son demasiado complejos que actualmente sería imposible su aplicación sin un simulador y una computadora personal. El uso de computadoras personales hace que las simulaciones de procesos para el tratamiento de las corrientes de hidrocarburos sean lo suficientemente prácticas para cualquier usuario.

Los métodos más importantes de EE son proporcionados en la tabla 1.3, la cual puede ser tomada como una guía para los usuarios interesados.

Tabla 1.3 Ecuaciones de estado para los cálculos de propiedades termodinámicas de mezclas en simulaciones de procesamiento de gas.

Ecuación de estado	Comentarios
Grayson-Streed versión de Chao-Seader	Usado para simulación de refinerías, especialmente cuando hay presencia de H ₂ . Buena para presiones moderadas, temperatura ambiente y arriba. Método rápido.
Soave-Redlich-Kwong (SRK)	Usada para hidrocarburos ligeros y procesamiento de gas natural, para procesos a alta presión y baja temperatura (2000 psia y -70°F). Puede manejar moderadas cantidades de CO ₂ , H ₂ S, y H ₂
Peng-Robinson, w/Ng-Robinson (PR)	Similar a SRK, pero con mejor aplicación en la zona crítica y para CO ₂ y H ₂ S. Predice la formación de hidratos de gas y congelamiento por CO ₂
Benedict-Webb-Rubin-Starling (BWRS)	Superior a SRK y PR donde es aplicable. Limitada a componentes C1-C11, C2=N ₂ , CO ₂ , y H ₂ S. Mucho más lenta que SRK y PR, mejor para predecir la densidad del líquido.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1.10 Objetivos de la tesis

La tesis tiene como objetivo principal optimizar el proceso de compresión en etapas múltiples para instalaciones de procesamiento de hidrocarburos costa fuera. Más específicamente, los objetivos de la tesis son:

1. Proponer un esquema de procesamiento y transporte.
2. Desarrollar un modelo para la simulación del procesamiento y transporte de la mezcla de crudo ligero y gas.
3. Realizar el estudio para seleccionar un método de optimización para el diseño del proceso de gas en una instalación costa fuera.
4. Optimizar el proceso de tratamiento de la mezcla de crudo ligero y gas asociado en instalaciones costa fuera.
5. Estudiar la posibilidad de usar unidades de deshidratación y enfriamiento para el secado del gas producido.
6. Estudiar la posibilidad del uso de agua de mar para enfriamiento de gas en plataforma.

1.11 Descripción de la tesis

En el capítulo 2 se desarrolla el esquema de procesamiento de gas. Se analizan diferentes esquemas de procesamiento. Se obtienen los diagramas de presión y temperatura para los diferentes análisis. Se enfatiza la necesidad de controlar el punto de rocío del gas para no generar condensados durante el transporte. Se cumple con el objetivo de maximizar la producción de aceite y mejorar su calidad.

En el capítulo 3 se da una descripción del método de balance de flujo en los nodos como modelado del sistema usado para representar el proceso de compresión de gas y sus subsistemas. Se proporcionan las ecuaciones básicas de flujo que representan matemáticamente a los nodos y conectores del sistema simulado. Se genera un diagrama de nodos y conectores para entendimiento de cómo trabaja el simulador de procesos. Se

plantea un modelo matemático del proceso usando el diagrama de nodos y conectores mencionado. Se proporcionan los pasos para generar una simulación.

En el Capítulo 4 se describen los criterios tomados para optimizar el proceso propuesto. Se desarrolla el esquema de optimización por máxima recuperación de líquido. Se desarrolla el esquema de optimización por mínimo requerimiento de potencia de compresión. Se comparan los resultados obtenidos en los esquemas mencionados. Se selecciona la opción que cumpla con los objetivos planteados por el proyecto de maximizar la ganancia.

En el Capítulo 5 se presenta un análisis de diferentes tipos de intercambiadores de calor. El diseño preliminar de los intercambiadores de calor que usan el agua de mar como medio de enfriamiento para instalaciones de compresión multietápica se lleva a cabo. Se comparan las diferencias entre intercambiadores con posibilidades de aplicación en el proceso.

En el Capítulo 6 se presenta las conclusiones y recomendaciones obtenidas del desarrollo del presente trabajo.

En los apéndices se cubren los siguientes tópicos fundamentales y auxiliares:

- Elementos básicos del proceso
- Balances de energía
- Balance de masa
- Métodos de optimización
- Programa en Excel para diseño de intercambiadores de calor

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPITULO 2

DESARROLLO DE UN ESQUEMA DE PROCESAMIENTO DE GAS

Es difícil determinar con exactitud el proceso que conformará una instalación central de procesamiento costa fuera; sin embargo hay ciertos puntos que pueden ser indagados a partir de la información disponible. Un componente que tiene gran impacto en la selección de las operaciones de procesamiento es la recuperación y transporte de los condensados de hidrocarburos líquidos, debido a que tienen gran influencia en las especificaciones de venta de las corrientes producidas las cuales incluyen: presión, temperatura, composición y presión de vapor Reid (PVR).

Durante la etapa temprana de un proyecto no es necesario crear una lista del equipo que conformará el proceso, únicamente deben especificarse cuántos trenes de procesamiento se requieren y cómo estarán distribuidas las cargas a través de ellos. El diseño preliminar debe contener el equipo principal y de exportación (bombas y compresoras, etc.).

2.1 Bases para el esquema de procesamiento

El desarrollo del esquema de procesamiento en el presente trabajo considera como corriente de alimentación, la mezcla de seis campos de diferentes características, los cuales están referidos como A, B, C, D, E, F. Las propiedades de los fluidos para cada campo se muestran en la tabla 2.1.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 2.1 Propiedades de los fluidos para los campos A, B, C, D, E, F.

Campo	Pyac kg/cm ²	Ty °C	Ptp Kg/cm ²	°API	RGA m ³ /m ³	Tipo de Fluido
A	853	179	544	43	1,360	Gas y condensado
B	647	150	481	41	530	Aceite Volátil
C	650	160	421	36	371	Aceite Volátil
D	767	163	463	37	370	Aceite Volátil
E	802	160	455	35	448	Aceite Volátil
F	910	141	520	30	77	Aceite negro

Para llevar a cabo los cálculos se consideraron gastos base arbitrarios de 234,000 bpd de aceite estabilizado y 465 MMpcd de gas a condiciones estándar. Para obtener el esquema definitivo de procesamiento de la mezcla se analizaron operaciones como enfriamiento de crudo, absorción, separación selectiva y en alta presión, uso de un solo tren de separación, control del punto de rocío del gas, recirculación e inyección de condensados a la corriente gaseosa, uso de agua de mar como fluido de enfriamiento.

En la tabla 2.2, se muestran las bases de estudio para el análisis de la central marina de proceso

Tabla 2.2 Características de diseño de la instalación de procesamiento propuesta.

Central de proceso para	234,000 bpd de aceite y 465 MMPCD de gas.
Presión de salida de la plataforma	95 kg/cm ²
Proceso de compresión adiabático con temperatura constante de	35°C
Transporte del gas hacia el punto de entrega a través de una línea de	30 pg x 140 km.
Presión de llegada al punto de venta	70 Kg/cm ²

2.2 Descripción de la instalación de procesamiento propuesto

La mezcla de hidrocarburos llega a la central de proceso usualmente pasa a través de un cabezal hacia cuatro etapas de separación, de éstas tres están contenidas en la

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

instalación marina y una más será la instalación de estabilizado situada en tierra. Enfriamiento de la corriente de gas por agua de mar para las inter-etapas de compresión fue considerado. Los condensados generados por el enfriamiento son integrados con la corriente de crudo y enviados a tierra para su tratamiento final.

Por su parte, la corriente de gas obtenida en el separador de alta es enviada sin compresión y se le integrará el gas obtenido de las etapas de separación a menor presión. Esta corriente será comprimida hasta la presión necesaria para vencer las caídas de presión en el gasoducto. Una unidad deshidratada deberá ser instalada para eliminar el agua y evitar problemas de corrosión en la línea de transporte.

Un listado breve del equipo de proceso principal es enunciado a continuación

- Dos cabezales
- Cuatro etapas de separación, tres en plataforma y una en tierra.
- Una vasija de separación en alta presión para los campos A, B, C, D
- Tres etapas de compresión.
- Enfriamiento interetapas de compresión con uso de agua de mar.
- Deshidratación de la corriente de gas.
- Integración de los condensados a la corriente de aceite para ser llevados a tierra.
- Estabilización de los condensados en tierra por calentamiento.

El diagrama de flujo de proceso simplificado con las operaciones principales se muestra en la figura 2.1. El procedimiento de cómo se definieron las condiciones de operación y el equipo principal requerido para las operaciones descritas se presenta a detalle en las secciones siguientes:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

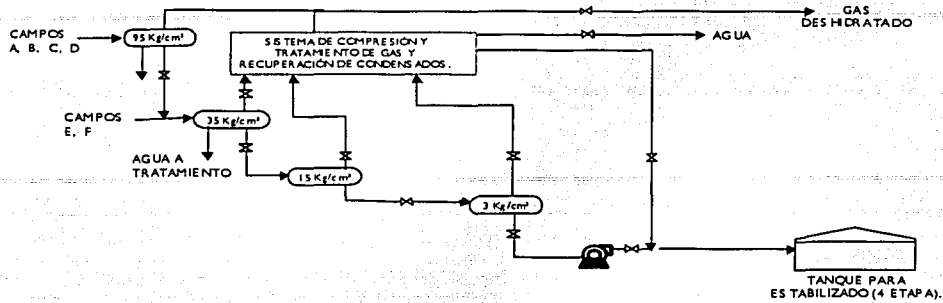


Figura 2.1 Diagrama de flujo de proceso simplificado

2.3 Conexión de diferentes campos al complejo de producción

La llegada de la mezcla de cada campo a la plataforma de producción se determinó de acuerdo al tipo de yacimiento. Los campos con más alta RGA y presión en la cabeza son recibidos en un cabezal de alta presión a 95 kg/cm^2 y los restantes son enviados a un cabezal de primera etapa en 35 kg/cm^2 . Este arreglo de cabezales permite aprovechar la energía de los yacimientos y diferir en tiempo la instalación de equipo de compresión, debido a que el gas obtenido del separador de alta es enviado a tierra sin compresión. El esquema de cabezales propuesto en la figura 2.2, muestra la conexión de los diferentes campos, el arreglo mostrado ofrece una gran flexibilidad operativa en teoría se tiene $5^2=25$ combinaciones de campos diferentes al complejo de producción. Debido a que si un campo ya no es capaz de vencer la contrapresión impuesta, será direccionado hacia el cabezal de primera con una presión de 35 kg/cm^2 .

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

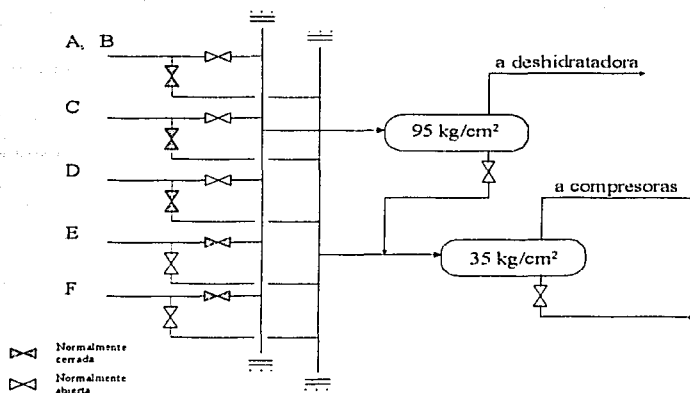


Figura 2.2 Esquema de cabezales propuestos

2.4 Determinación del número de etapas de separación

Las presiones de separación se definieron en un principio a partir de las relaciones de compresión. La temperatura de descarga en cada compresor debe ser menor a los 150°C. La optimización de las presiones que regirán el proceso en la vida inicial del proyecto de explotación se lleva a cabo.

La composición de alimentación a la instalación propuesta en la figura 2.1 se proporciona en la tabla 2.3. La composición muestra dos tipos de componentes: componentes individuales reales (N₂ hasta el C₇+) y pseudo componentes los cuales fueron definidos por sus propiedades promedio como punto de ebullición y un promedio de la densidad específica. Los cálculos se llevaron a cabo con el simulador de proceso HYSYS (Hyprotech, 2001). La ecuación de estado utilizada fue la de Peng-Robinson. El gasto de aceite estabilizado arbitrario fue de 234 Mbpd.

Tabla 2.3 Alimentación a los separadores de primera etapa

Sep a 95 kg/cm ²		Sep a 35 kg/cm ²	
Componente	Fracción mol	Componente	Fracción mol
Nitrogeno	0.0089	Nitrogeno	0.0042
CO2	0.0107	CO2	0.0255
H2S	0.0029	H2S	0.0267
H2O	0.0152	H2O	0.0133
C1	0.6771	C1	0.4416
C2	0.0766	C2	0.1157
C3	0.0334	C3	0.0630
IC4	0.0053	IC4	0.0111
NC4	0.0183	NC4	0.0311
IC5	0.0073	IC5	0.0091
NC5	0.0104	NC5	0.0121
NC6	0.0158	NC6	0.0252
NC7	0.0000	NC7	0.0000
C7+	0.0606	C7+	0.0000
HeptanoB	0.0077	HeptanoB	0.0000
OctanoB	0.0067	OctanoB	0.0000
NonanoB	0.0066	NonanoB	0.0000
DecanoB	0.0055	DecanoB	0.0000
Undecano+B	0.0311	Undecano+B	0.0000
C7P	0.0000	C7P	0.0074
C8P	0.0000	C8P	0.0064
C9P	0.0000	C9P	0.0051
C10P	0.0000	C10P	0.0058
C11P	0.0000	C11P	0.0420
C7+PT	0.0000	C7+PT	0.1546
Total	1.0000	Total	1.0000

Gasto másico, Kg mol / h	1.501*10 ⁴	Gasto másico, Kg mol / h	1.552*10 ⁴
Temperatura, °C	63	Temperatura, °C	77
Presión, Kg/cm ²	95	Presión, Kg/cm ²	35

El número de etapas de separación se determinó con base a la predicción de la producción de crudo en el tanque de almacenamiento. En la figura 2.3 se observa el efecto de agregar etapas sobre el gasto de aceite producido y su calidad. El incremento en el número de etapas de separación resulta en un incremento en la producción de aceite. El beneficio de etapas adicionales separación es obvio. Sin embargo, el incremento de etapas de separación requiere más equipo y más espacio en la plataforma. En la práctica

en raras ocasiones se utilizan más de cuatro etapas de separación. Arnold (1998), recomienda el uso de tres etapas cuando la presión del primer separador está entre los 35 y 50 kg/cm², y el gasto es menor a los 100 Mbpd, un número mayor de etapas puede ser utilizado cuando se rebasa este límite o los cálculos de equilibrio de fases muestran el beneficio de adicionar más etapas.

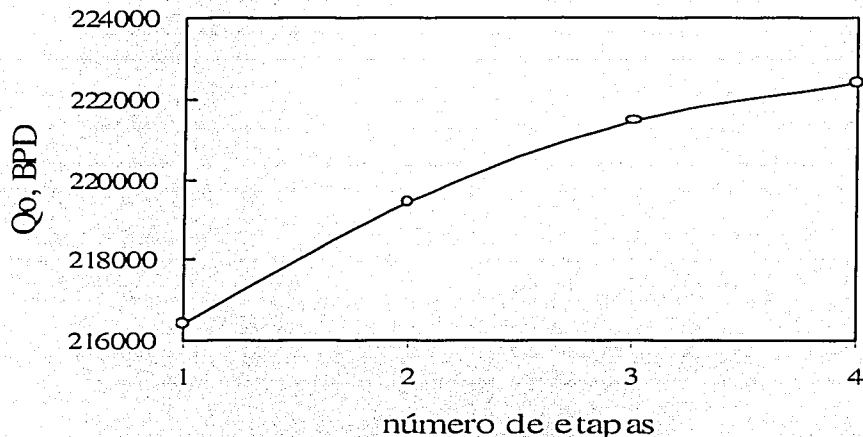


Figura 2.3 Variación de la producción de aceite contra el número de etapas

En este trabajo se tomó la decisión de usar cuatro etapas de separación: tres en la plataforma y una en la tierra. La primera etapa de separación comprende dos separadores a diferente presión. El máximo gasto arbitrario de 234 MBPD de aceite estabilizado es teóricamente obtenido por separación diferencial, la cual corresponde a un número infinito de etapas de separación.

El volumen de aceite estabilizado recuperado de acuerdo con el valor de presión no optimizado de separación es de 222,500 BPD. La optimización de presiones de operación puede aumentar la recuperación hasta en un 2% en volumen adicional en el tanque de estabilizado.

2.5 Recuperación y manejo de condensados

La recuperación de hidrocarburos líquidos de una corriente de gas natural puede llevarse a cabo mediante un simple enfriamiento hasta métodos sofisticados para el control del punto de rocío, como los descritos en el capítulo I. El grado deseado de recuperación de condensados tiene una gran repercusión en el diseño, costo y selección del proceso.

En algunas instalaciones costa fuera donde el gas es vendido directamente, los hidrocarburos pesados se remueven para controlar el punto de rocío del gas y prevenir la formación de líquidos por condensación en la línea de transporte y en los sistemas de combustible de los equipos rotatorios. En estos casos los líquidos son un biproducto del procesamiento y si no existe mercado para ellos entonces pueden ser utilizados como combustible. Alternativamente, los líquidos recuperados pueden ser estabilizados y vendidos como condensados.

En este trabajo el objetivo es producir gas transportable por lo que el proceso para su tratamiento debe ser mínimo. Otra consideración es que en tierra se tienen instalaciones de recuperación de líquidos naturales del gas y que en este punto es donde se comercializan los productos obtenidos.

El diseño de la central de proceso implementa únicamente las operaciones necesarias para obtener una "corriente de gas de transportable", es decir se transporta gas amargo deshidratado y sólo se cuida que la velocidad de flujo sea suficiente para no generar asentamiento de líquido en las partes bajas del gasoducto. El diseño óptimo del diámetro del gasoducto evita problemas de formación de tapones. Lo anterior evita instalar procesos más complicados para recuperar hidrocarburos líquidos, los cuales son extremadamente caros.

Los esquemas de transporte que se analizaron antes de hacer la selección final fueron tanto para gas transportable como para gas vendible. A continuación se describen estos esquemas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.6 Transporte del gas hacia tierra

Antes de llegar a la decisión de no implantar un sistema de recuperación de condensados en plataforma fue necesaria su evaluación, así dentro del proceso se investigó la posibilidad de aplicar en plataforma algún método de recuperación de licuables, debido a que el gas de alimentación contiene 5.26 gal liq. C_2+Mpie^3s , haciendo a la corriente un gas rico en licuables.

La figura 2.4, ilustra la aplicación de los diferentes métodos de recuperación de condensados. Se ve que para el enfriamiento mecánico no se requiere compresión adicional de la corriente de gas. La figura 2.5. es un diagrama de presión-entalpía que ejemplifica el comportamiento de un ciclo de enfriamiento cuando se aplica un ciclo de refrigeración mecánica y el fluido de trabajo es esencialmente propano puro.

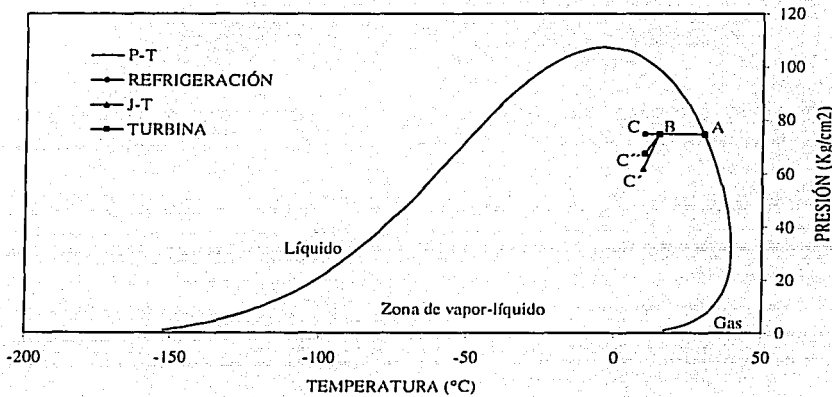


Figura 2.4. Diagrama de fases para la recuperación de condensados.

TESIS
FALLA DE ORIGEN

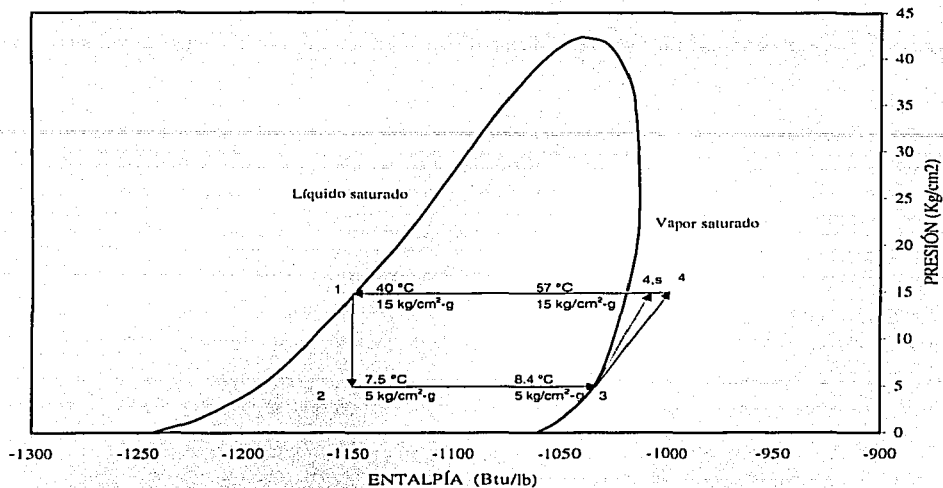


Figura 2.5. Diagrama presión entalpía para el ciclo de propano.

Se analizaron diferentes opciones de transporte de la corriente de gas producida. El punto de entrada a la tubería está ubicado en el complejo de producción y conectado por una tubería de 30 pg de diámetro al punto de venta. Con una parte marina de 77 km y una parte terrestre de 65 km, los casos analizados son:

1. Transporte de la corriente de gas sin usar proceso de refrigeración (gas transportable).
2. Transporte de la corriente de gas usando refrigeración (gas vendible).
3. Transporte de la corriente de gas en alta presión.

A continuación se discute cada caso.

2.6.1 Transporte de la corriente de gas sin usar proceso de refrigeración

El transporte de la corriente de gas sin control del punto de rocío produce condensados en la línea que disminuyen la capacidad de transporte y aumentan las caídas de presión. La velocidad de flujo debe mantenerse entre 10-15 ft/s. para evitar asentamiento del líquido condensado. La determinación de un diámetro adecuado para la

línea de transporte es uno de los criterios principales en la definición del sistema de procesamiento y transporte final.

Bajo este esquema de transporte el gas debe ser deshidratado para reducir el punto de rocío del agua y con ello evitar la formación de hidratos de gas o condensación de vapor de agua en la línea que provoque corrosión. En tierra se considera la instalación de capturadores de líquido antes de la llegada de la corriente al centro de procesamiento y comercialización.

La figura 2.7 ilustra el diagrama de fases para la corriente de gas que entra al gasoducto y la trayectoria que sigue esta corriente dentro de la tubería. Como el punto de rocío de los hidrocarburos no es controlado, la trayectoria que sigue la corriente en la tubería durante el transporte cae dentro de la zona de condensación retrógrada y produce flujo de dos fases. La condensación en la tubería es provocada por disminución de la presión acompañada con un rápido descenso de la temperatura. La cantidad de condensados formados por transporte asciende a 3,000 bpd, los cuales se recuperan en tierra para su estabilización.

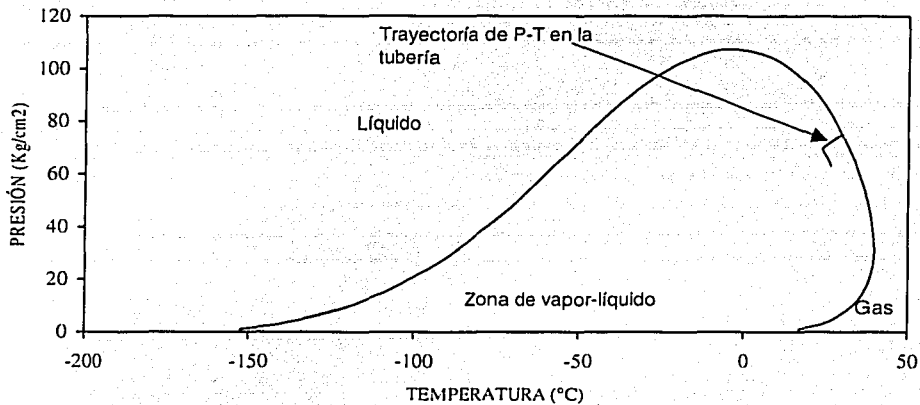


Figura 2.6. Flujo bifásico por condensación en el gasoducto.

La presión y temperatura a la entrada de la tubería coinciden con las condiciones de salida del deshidratador. Sin embargo, no utilizar un método para el control de la temperatura de rocío del gas provoca que la trayectoria dentro de la línea esté dentro de la zona de dos fases.

2.6.2 Transporte de la corriente de gas usando refrigeración

El disminuir la temperatura del gas a un valor menor que el de la mínima temperatura en la línea asegura que el transporte sea en una sola fase implementar el sistema de refrigeración mecánica utilizando propano como fluido de trabajo mejora la calidad del gas y el valor del crudo con lo que se obtiene una mayor producción de hidrocarburos líquidos. Sin embargo la implementación de un sistema de este tipo aumenta el equipo y peso en plataforma, así como la inversión inicial y los costos de operación y mantenimiento. Incluso para grandes volúmenes de gas asociado producido se puede requerir de una plataforma completa sólo para esta operación.

El diagrama de fases se muestra en la figura 2.8 : la trayectoria del gas indica que no hay condensación. En esta alternativa se inyectan los condensados recuperados del enfriamiento a la corriente de aceite para ser llevada a tierra.

El volumen de hidrocarburos líquidos recuperados por la implementación de enfriamiento asciende a 10,772 bpd medido a condiciones estándar (@ c.s.) y la mezcla líquida enviada a tierra alcanza una densidad API de 38°. La temperatura de control del punto de rocío es de 10°C. Para tener una buena estabilización en tierra se puede usar un sistema de estabilización por calentamiento (reboiler).

En la figura 2.8 se observa que con un valor de 15°C para la temperatura de rocío tampoco habría condensación en el gasoducto. Sin embargo, la recuperación de condensados es más pobre con este valor. El volumen de hidrocarburos líquidos recuperados sería solamente de 6,432 bpd @ c.s.

Cuando se usan sistemas de secado es absolutamente necesario considerar unidades deshidratadoras con TEG o inyección de metanol a la corriente de gas y con ello evitar la formación de hidratos

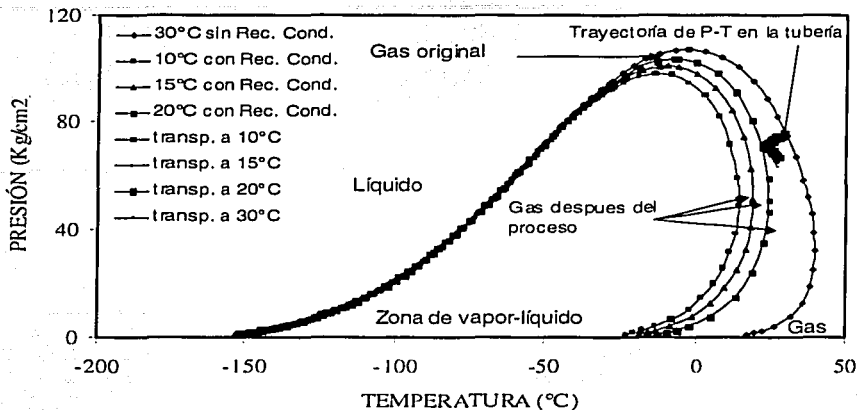


Figura 2.7. Diagrama de fases después de la remoción de condensados

La tabla 2.4 muestra los datos correspondientes a una instalación en Qatar donde se implementó este sistema el cual sirvió como uno de los criterios para no considerar este proceso en las instalaciones costa fuera del golfo de México.

Tabla 2.4. Planta recuperadora de condensados costa fuera Qatar (Mitsubishi 1979)

Planta	Recuperadora de condensados costa fuera
Cliente	Qatar General Petroleum Corporation (QGPC)
Localización de la planta	Costa fuera Doha, Qatar
Capacidad de procesamiento	130 MMpcd de gas
Tirante de agua	30-35 m
Dimensiones	Módulos de compresión ; L55.9 x W24.2 x H31m X 3 Unidad de TEG , L25.4 x W241.7 x H22m X 3 unidades Espacio para los módulos , L19.8 x W19.8 x H23m X 3 unidades
Peso total	Módulos ; 17,500 Tons. Cubiertas y pilotes ; 9,000 Tons.
Periodo de fabricación	18 meses

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La instalación anterior fue requerida por QGPC de Qatar, para tener una corriente de gas dentro de especificaciones del contrato de venta.

2.6.3 Transporte de la corriente de gas en alta presión

Como se mencionó en el capítulo I, al implementar esta opción el gas se transporta como un fluido monofásico (“en fase densa”). El gas se comprime hasta una presión más alta que la máxima que se puede tener en el sistema (cricondenbar). Esta operación previene la formación de dos fases en cualquier punto del transporte del gas a través de la línea. El valor de la cricondenbar es de 98 Kg/cm² por lo que se tiene que comprimir el gas hasta 140 Kg/cm², para que llegue a tierra arriba del valor de la cricondenbar. Con lo anterior se asegura que se tenga una sola fase durante el transporte. Los condensados pueden ser recuperados y estabilizados en tierra. La desventaja sería implementar una etapa adicional de compresión que llevara al gas de 95 Kg/cm²_g hasta 140 Kg/cm²_g. El incremento de sistemas auxiliares es evidente ya que se necesitarían intercambiadores de calor adicionales para disminuir la temperatura de descarga y evitar que rebase los 150 °C. El peso y espacio requerido en plataforma aumenta, así como los costos de operación y mantenimiento. El diagrama de fases para esta opción se muestra en la figura 2.9, donde la línea de trayectoria dentro de la tubería nunca cruza con la campana de la zona de dos fases. Las líneas serán de un espesor mayor para soportar las altas presiones pero los diámetros serán más pequeños por el incremento de la densidad al comprimir el fluido.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

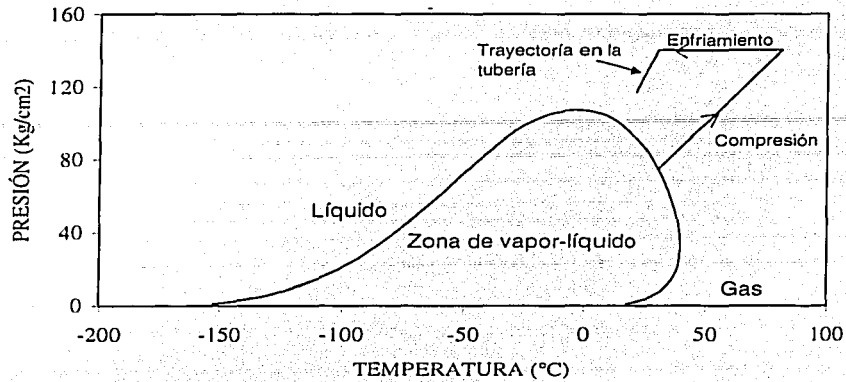


Figura 2.8. Diagrama de fases para el gas en fase densa a través del gasoducto.

2.6.4 Selección de la opción para el transporte de gas

Aunque la opción de tener un sistema para el control del punto de rocío y garantizar gas seco mejora las condiciones para el transporte de gas el uso de este sistema se recomienda cuando el gas no es comercializado directamente hacia otro país o a centros industriales. El incremento en el equipo para tener gas a condiciones de venta requiere mucho equipo para lograr ese objetivo. Los costos por inversión y mantenimiento son elevados con respecto a la opción de tener una corriente de gas transportable. Se requiere de una plataforma adicional para el proceso de secado y sus servicios auxiliares.

La opción de tener una corriente de gas transportable disminuye los requerimientos de equipo sobre cubierta, abaratando los costos iniciales de operación y mantenimiento. Sin embargo se debe tener especial cuidado en la definición del diámetro de la línea de transporte para tener velocidades adecuadas de transporte y con ello evitar asentamientos de líquidos.

El transporte en fase densa se limita por la presión de llegada a la instalación de procesamiento y comercialización ubicada en tierra. Los requerimientos de potencia de compresión se incrementan. La energía natural de los yacimientos no es aprovechada

TUSA
FALLA EL TUBO

puesto que se requiere la compresión de todo el volumen de gas. Los costos de inversión inicial, operación y mantenimiento son mayores que los de gas transportable.

Por lo anteriormente expuesto se decidió tener una instalación que genera una corriente de gas deshidratada y transportable. Se definió que el diámetro óptimo de transporte es de 30 pg, esta configuración ayuda a mantener la velocidad de transporte entre los 10-15 pies/s. recomendados. Las figuras 2.9, 2.10, 2.11, muestran el efecto del diámetro sobre la velocidad promedio del gas y la presión de entrada al gasoducto.

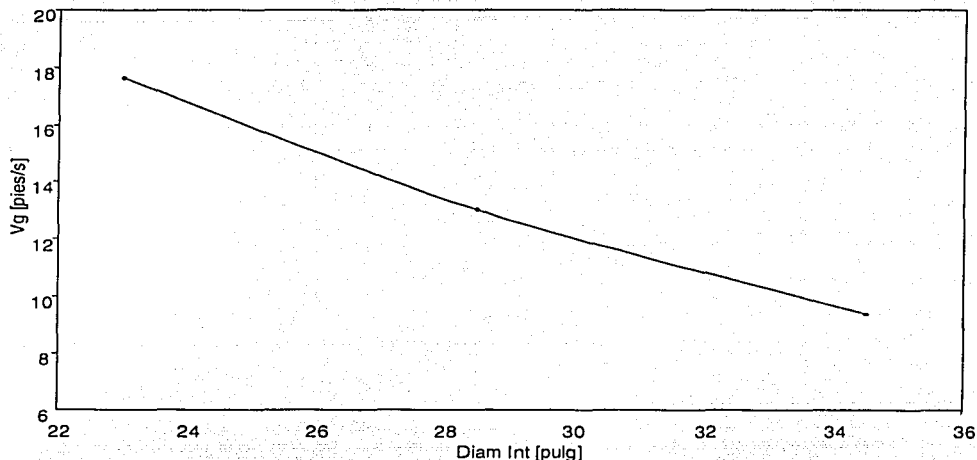


Figura 2.9. Efecto del diámetro sobre la velocidad promedio del gas

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

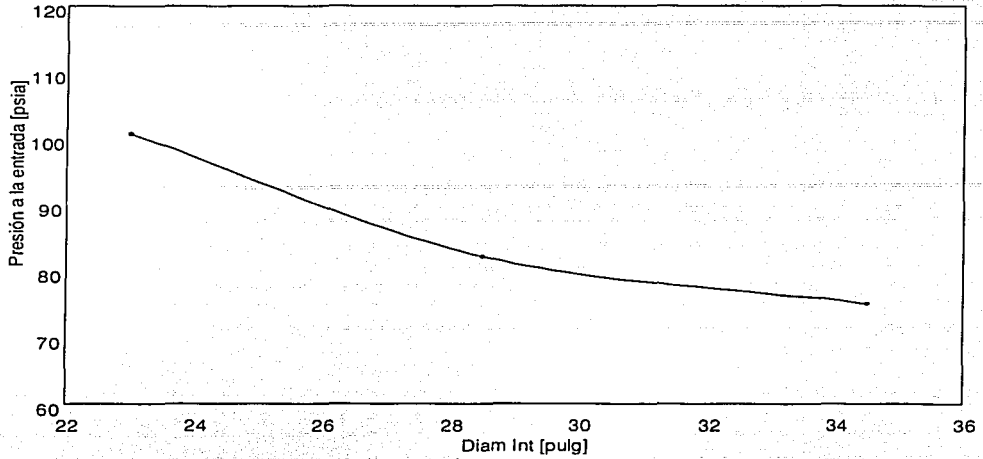


Figura 2.10. Efecto del diámetro sobre la presión de entrada al gasoducto.

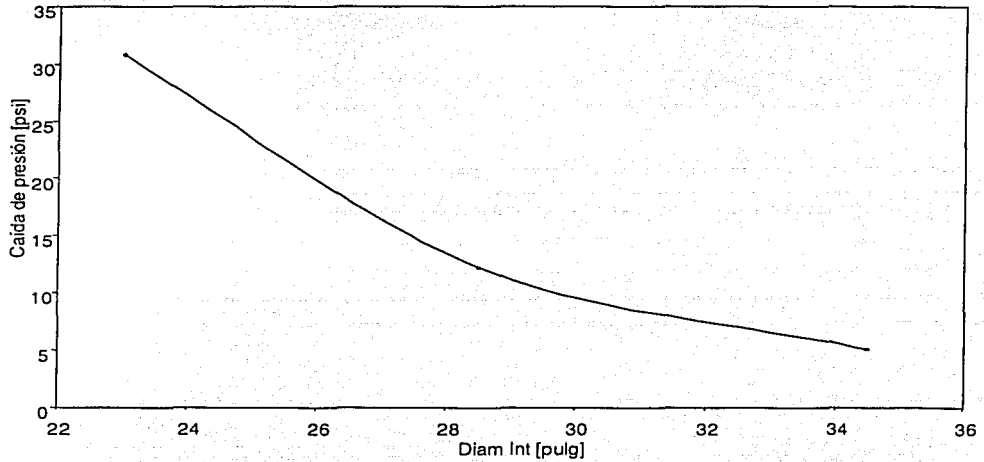


Figura 2.11. Efecto del diámetro sobre la caída de presión en el gasoducto.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Los resultados anteriores son resumidos en la tabla 2.5

Tabla 2.5 Resultados de cálculo para diferentes diámetros

Di [pg]	Pm [Kg/cm ²]	Top [°C]	dens@c.f [lbm/pie ³]	Zm	Vg [pie/s]	Qs [MMscfd]	P1 [Kg/cm ²]	P2 [Kg/cm ²]	P [Kg/cm ²]
34.5	72.6	20	5.74	0.7	9.4	534	75	70	5
28.5	76.3	20	6.05	0.7	13.0	534	82	70	12
23	86.3	20	6.84	0.7	17.7	534	101	70	31

La figura 2.13 muestra las predicciones de la presión a la entrada del ducto para diferentes contenidos de condensado en gas. Las simulaciones se hicieron en el simulador PIPEPHASE Ver.7.2. Se utilizó la correlación de Beggs y Brill. Se ve que la presión requerida a la entrada es menor de 93 kg/cm². Los compresores se diseñaron para 95 kg/cm², entonces la capacidad del ducto es suficiente para transportar el gas en el año de máxima producción. La fracción volumétrica del líquido, velocidad del gas y temperatura a la entrada y salida se muestran en la tabla 2.6.

Tabla 2.6 Relación Condensado/Gas vs Presión a la entrada del ducto.

Gasto gas [MMpcfd]	RCG [bbt/MMpcfd]	Pe [kg/cm ²]	P _s [kg/cm ²]	V _{sg} [pies/s]	V _{gs} [pies/s]	Te [°C]	Ts [°C]	He [adim]	Hs [adim]
540	1	92.6	70	12.31	15.7	35	25.58	0.02	0.02
540	2	93.2	70	12.2	15.67	35	25.59	0.03	0.03
540	3	93.6	70	12.13	15.65	35	25.61	0.04	0.03
540	4	93.9	70	12.08	15.65	35	25.63	0.05	0.04
540	5	94.1	70	12.05	15.65	35	25.64	0.05	0.04
540	6	94.3	70	12.02	15.65	35	25.65	0.06	0.05
540	8	94.6	70	11.96	15.65	35	25.69	0.06	0.05
540	10	94.9	70	11.92	15.64	35	25.73	0.07	0.06
540	12	95.2	70	11.87	15.64	35	25.75	0.08	0.07

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

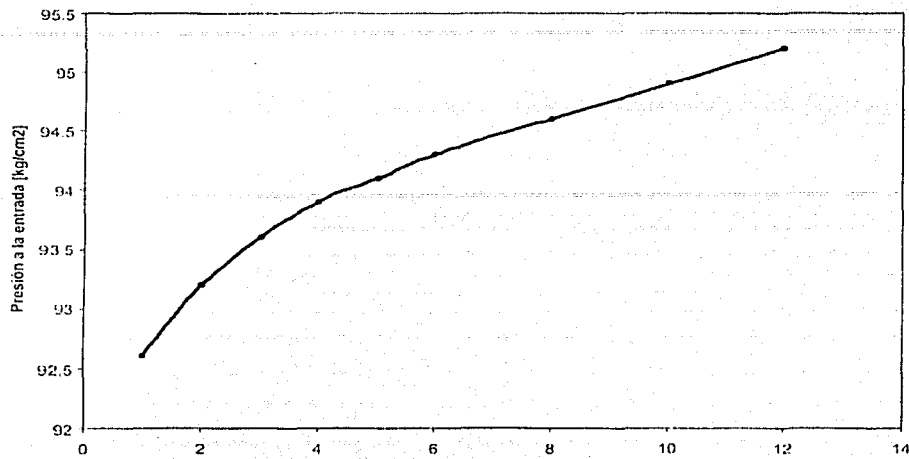


Figura 2.12 Relación condensado / gas

FALLA DE ORIGEN

CAPITULO 3

MODELADO DEL SISTEMA

En los capítulos I y II se dieron las bases de las operaciones comunes en una instalación costa fuera de procesamiento. Este capítulo trata de proporcionar los conceptos para el entendimiento y creación de un modelo de simulación para que los ingenieros en proceso puedan implementarlos en la solución de cada problema en específico y obtener modelos de simulación de las alternativas más prometedoras.

Este capítulo cubre en gran medida los pasos para crear o desarrollar una simulación. Las principales acciones se basan en el diagrama de bloques mostrado en la figura 3.1. Los esfuerzos se enfocan básicamente en la creación de un modelo de procesamiento en régimen estacionario. El ingeniero encargado del diseño de un proceso sobre una plataforma marina debe ser capaz de:

- Recopilar información y relacionarla como una base de datos.
- Implementar los pasos de la figura 3.1 y crear un diagrama de flujo de proceso que involucre cálculos de equilibrio, operaciones de cambio en presión y temperatura
- Saber cómo seleccionar las piezas principales del equipo y con ello crear un modelo detallado de la simulación de proceso con un balance de materia y energía y una lista del equipo principal a usar.
- Conocer cómo interactúan los equipos al acoplarlos en la instalación real.
- Entender los grados de libertad en el modelo de proceso creado

- o Tener un concepto del role de un simulador de proceso para obtener datos y analizarlos durante la ejecución de balances de materia y energía.

PASOS DE DISEÑO PARA UN PROCESO

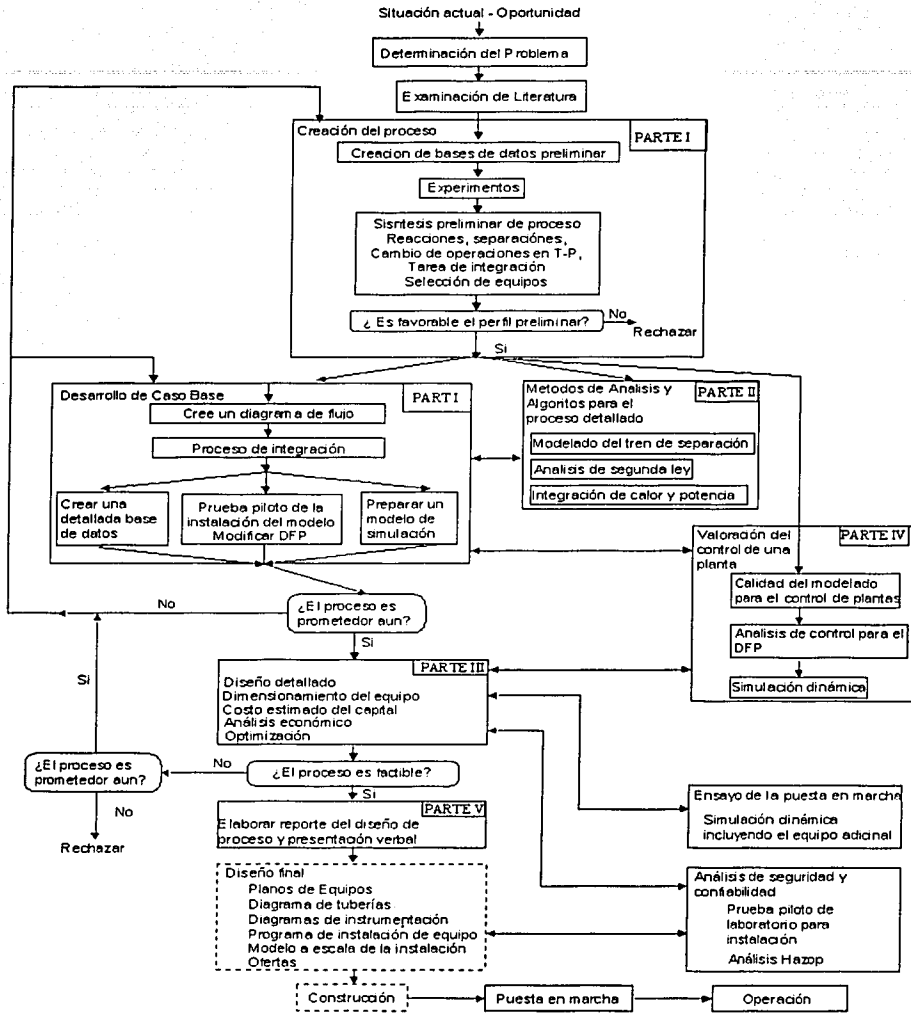


Figura 3.1 Diagrama de flujo para el diseño y selección de un proceso.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Los simuladores de proceso proporcionan soluciones para los balances de materia y energía acoplados con equilibrios de fases, ecuaciones de transporte y cinética química. Los datos que se pueden obtener de una simulación de proceso son cargas térmicas, requerimientos de potencia, equilibrio de fases, desempeño de operaciones como deshidratación, endulzamiento y otros muchos cálculos termodinámicos. Con los resultados obtenidos se pueden dimensionar equipos y proponer un costeo preliminar del equipo principal involucrado en la simulación. Muchos de los detalles concernientes en la creación de un modelo de simulación son presentados en los apéndices A y B.

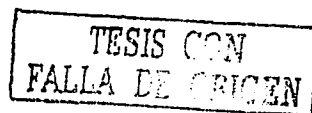
3.1 Diagrama de flujo de proceso

El diagrama de flujo de proceso es el lenguaje del ingeniero en proceso. La creación de este esquema se ha convertido en un trabajo de arte, debido a que describe ya sea un proceso existente o un proceso hipotético con suficiente detalle.

El análisis o la simulación es la herramienta que el ingeniero utiliza para interpretar el diagrama de proceso. El corazón del análisis es el modelo matemático y el conjunto de ecuaciones que relacionan las variables del proceso como: temperatura, presión, flujo y composición, con el área expuesta al intercambio de calor, juego de válvulas, configuración geométrica, etc. La simulación estacionaria trata de encontrar la solución para las variables desconocidas, proporcionando los valores de las cantidades conocidas.

Existen diferentes niveles de análisis en una simulación de proceso en orden de complejidad son balance de materia, balance de energía, dimensionamiento de equipo y análisis de factibilidad. Adicionalmente se integra una serie de ecuaciones de acuerdo a cada nivel de complejidad y nuevas variables se introducen ocasionando que la solución llegue a ser demasiado complicada.

Afortunadamente, muchos de los procesos comprendidos en una instalación de proceso costa fuera involucran equipo de proceso convencional: intercambiadores de calor, bombas, compresores, unidades para deshidratación, etc. Para estas unidades de proceso las constantes físicas, químicas y propiedades termodinámicas difieren, pero no



las ecuaciones. Por lo tanto para cada unidad de proceso es posible preparar uno o más algoritmos de solución para el sistema de ecuaciones formado y con ello obtener soluciones de los balances de materia – energía, cálculos del tamaño y costo de equipo.

En los simuladores la librería de subrutinas o modelos, usualmente escritos en FORTRAN, automáticamente resuelven los sistemas de ecuaciones y por lo tanto constituyen el corazón de la simulación de procesos. Las ecuaciones de las unidades son interconectadas con corrientes y las ecuaciones de cada unidad en el proceso son acopladas para ser resueltas simultáneamente por un método numérico como el método de Newton Raphson.

Por lo anteriormente expuesto, un diagrama de flujo de proceso puede ser definido como una recopilación de iconos para representar unidades de proceso y líneas de corriente para representar el flujo de materia de una unidad hacia otra. El diagrama de flujo de proceso (sin optimizar), para la instalación considerada en este trabajo se muestra en la figura 3.2.

3.2 Simulación del diagrama de flujo de proceso

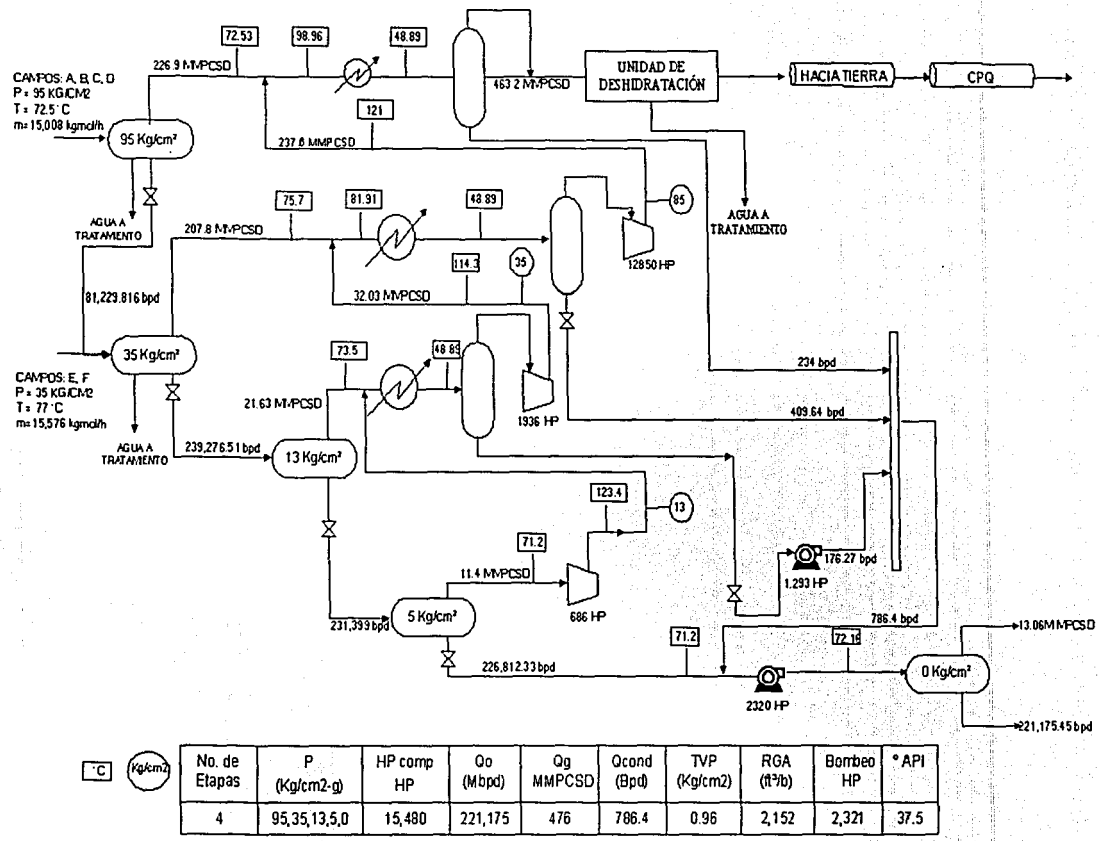
Un diagrama de flujo de proceso (DFP), es un esquema simplificado del proceso a simular. En un DFP se representan las corrientes y operaciones principales. Una simulación de proceso enfatiza el flujo de información. La analogía entre diagrama de flujo de proceso y simulación de proceso se ilustra comparando las figuras 3.3 y 3.4. Los diferentes simuladores en el mercado pueden utilizar bloques o iconos para representar las unidades de proceso y así crear el modelo del proceso propuesto.

En la figura 3.4 aparecen diferentes unidades

1. Las líneas (flechas) representan la transferencia de flujo, temperatura, presión, entalpía, entropía y las fracciones de vapor y líquido de cada corriente.
2. Los bloques o iconos, representan las unidades de simulación.

Para convertir un diagrama de flujo de proceso en una simulación de proceso, se reemplazan las unidades de proceso por unidades adecuadas de simulación. Para cada unidad de simulación una subrutina (bloque o modelo) es asignada para resolver sus ecuaciones.





TESIS CON
 FALTA DE ORIGEN

Figura 3.2 Diagrama de flujo de proceso sin optimizar del procesamiento costa fuera propuesto

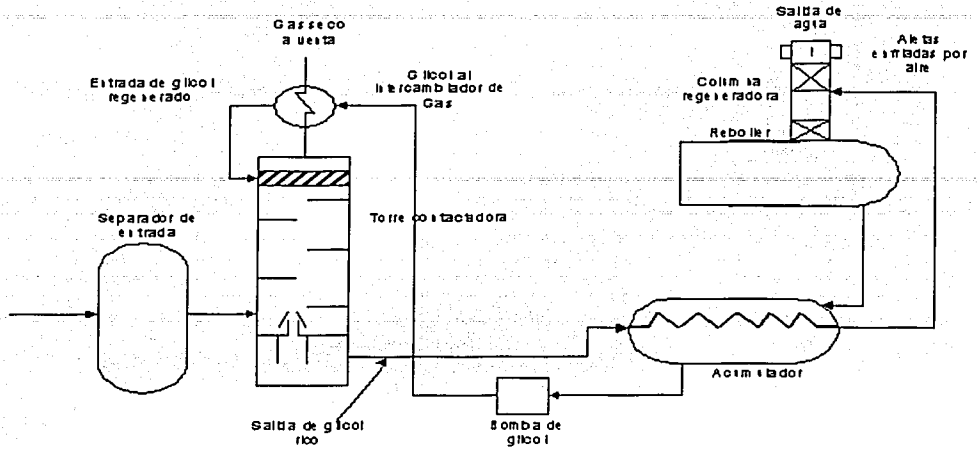


Figura 3.3 Diagrama de flujo de proceso para una deshidratadora

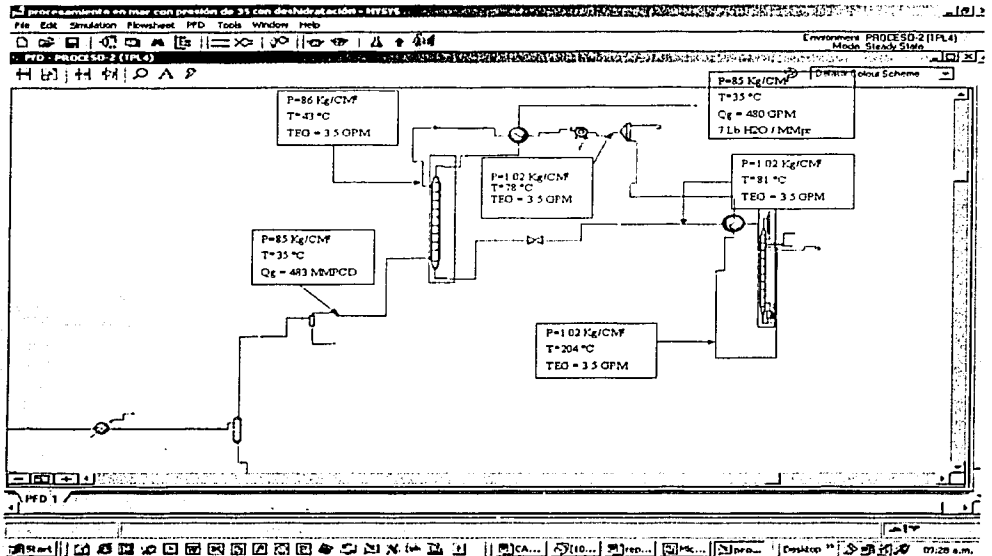


Figura 3.4 Simulación en HYSYS, para la deshidratadora de la figura 3.3.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Cada simulador en particular tiene una extensa lista de subrutinas para modelar y resolver las ecuaciones de las unidades de proceso. En muchos casos el rango de modelado va de aproximado a detallados y rigurosos. Los modelos de flujo estacionario en un simulador no resuelven ecuaciones dependientes del tiempo. Estos simulan únicamente las operaciones en flujo estacionario de las unidades de proceso para estimar el tamaño y costo de los equipos. Otros dos tipos de subrutinas son utilizados para predecir la optimización o la convergencia, cuando se utiliza el recirculamiento de corrientes subrutinas de convergencia son utilizadas. Por otro lado es importante conocer cómo se aplica el equilibrio de fases en el modelado de procesos como en los separadores o vasijas. En la sección 3.6, se presenta un ejemplo manual de cómo traducir un diagrama de flujo de proceso en un diagrama de nodos y conectores, para crear un sistema de ecuaciones (modelo de simulación) que será resuelto con las subrutinas integradas en el simulador.

3.3 Subrutinas de solución

Al modelar las unidades de proceso, la información fluye entre la unidad de solución (subrutina) y los vectores de alimentación (entradas), variables de salida (productos) y parámetros del equipo. Los vectores de parámetros para los equipos requieren de las condiciones de operación, flujos, presiones, temperaturas y eficiencias.

Para ejemplificar este flujo de información, en la figura 3.5 se supone que se tiene un separador como unidad de proceso el cual es modelado por una subrutina de nombre FLASH. Los valores de presión y temperatura de operación son datos proporcionados. Las variables para la corriente de alimentación son introducidas en un vector especial llamado FEED. La entalpía, fracción de vapor-líquido, entropía y densidad son parámetros calculados por la estimación de las propiedades del sistema. Una vez que todos los datos son introducidos, los simuladores generan un programa que representa en una forma compacta las especificaciones provistas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La comunicación de los datos de alimentación con el módulo de solución se muestra en la figura 3.5. Una vez que los datos son interpretados a través del programa se genera una secuencia de cálculo y la llamada de las subrutinas para cada unidad de simulación es hecha (modelo). Durante la ejecución de una subrutina, los vectores de entrada-productos y parámetros de los equipos son accedidos a través de la "llamada" del vector "B". Los cambios son grabados cuando se calculan nuevos valores en la solución de las ecuaciones. En muchos simuladores las unidades de subrutinas toman las variables de las corrientes de alimentación como entrada y calculan las variables de las corrientes producto; muchos parámetros de los equipos son especificados, pero algunos son cálculos y almacenados. En otros simuladores como el HYSYS, los modelos son programados para reconocer la alimentación en orden inverso cuando esto es apropiado para la simulación del proceso. Lo anterior más específicamente es que se proporcionan los valores de las corrientes producto y se calculan las variables de las corrientes de alimentación. Este método es llamado flujo de información bidireccional.

TESIS CON
FALLA DE CALIFICACION

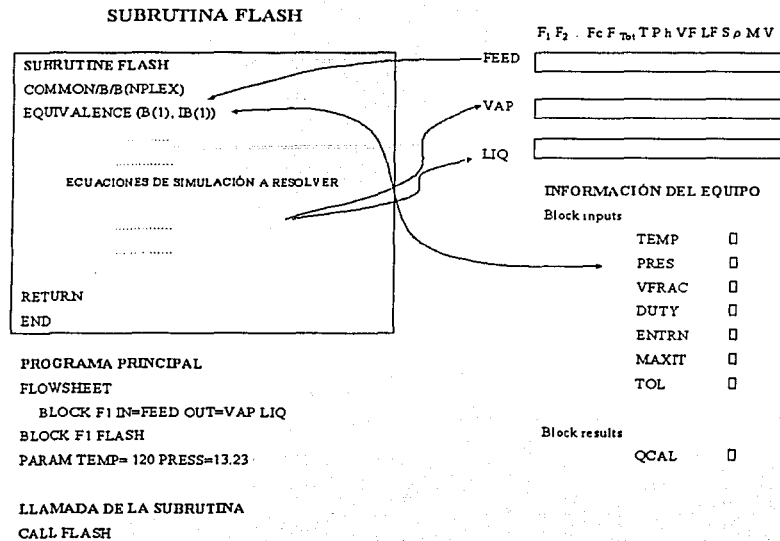


Figura 3.5 Transferencia de información y subrutina de solución (Seider, 1998)

Dentro de la estructura de la subrutina FLASH, el vector “B” contiene los vectores de alimentación y los parámetros de los equipos para todas las corrientes y unidades de simulación. El vector B se refiere como un vector común de almacenamiento, para que pueda ser llamado por la subrutina FLASH, en cualquier etapa del cálculo.

Cuando se simula el separador, F1, las variables de la corriente se toman del vector de alimentación FEED y dos de los parámetros del equipo TEMP, PRES, VFRAC y DUTY, se toman de la subrutina de entradas. Cuando las ecuaciones de equilibrio son resueltas, las variables de las corrientes son almacenadas en los vectores VAP y LIQ. La carga térmica es almacenada como un parámetro dentro de QCAL.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Para cada unidad de simulación, el vector de parámetros calculados por una unidad de subrutina se salvan para iniciar los cálculos iterativos para ejecuciones subsecuentes de la subrutina o ser desplegados o impresos.

3.4 Métodos de solución

Los métodos comúnmente utilizados para obtener las soluciones de las unidades de proceso son los métodos de Newton-Raphson, Quasi-Newton de Broyden y el método del eigenvalor-dominante. Los métodos anteriores se usan cuando las ecuaciones a resolver son altamente no lineales y con interdependencia.

3.5 Modelo matemático de unidades de proceso

El modelado matemático de unidades de simulación para representar los procesos característicos de las instalaciones de procesamiento de aceite y gas, es el método de balance de flujo en los nodos. Un nodo en general es el elemento que suministra materia hacia el sistema o está sujeto a cierta demanda de flujo. El gasto que entra hacia el nodo debe ser considerado como positivo y el gasto que sale como negativo. Por lo anterior se define como nodos a los puntos del sistema donde se inyecta o se extrae materia y se unen dos o más elementos del sistema (tubos, bombas, compresoras, válvulas, etc.). El elemento que enlaza a dos nodos es llamado conector. La conjunción de los elementos anteriores conforma el diagrama de nodos y conectores.

La simulación de sistemas de procesos grandes, se basa en las ecuaciones de conservación de masa, momento y energía en cada uno de los elementos del sistema. Parks aplicó el método mencionado para simular pequeñas distribuciones de gas. Stoner fue el primero en hacer el método práctico para la aplicación a grandes problemas aplicando la técnica de matriz ampliada y otras mejoras que sustancialmente redujeron el tiempo de cálculo en los simuladores.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

3.5.1 Balance de materia y energía

Los balances de materia y energía son dos herramientas básicas para el diseño de instalaciones de procesamiento en mar. Estas ecuaciones de conservación, más las relaciones de gastos y de equilibrio, pueden resolver muchos problemas técnicos en el diseño, selección y dimensionamiento de equipo.

3.5.1.1 Balance de materia

La relación más general de balance de masa o materia se presenta a continuación. El sistema referido es un volumen de control seleccionado por conveniencia para cualquier aplicación particular.

$$\left[\begin{array}{c} \text{Gasto o flujo} \\ \text{de masa} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Gasto de} \\ \text{producción en el} \\ \text{sistema por} \\ \text{reacción química} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Gasto o flujo de} \\ \text{masa que sale} \\ \text{del sistema} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Gasto de} \\ \text{acumulación} \\ \text{en el sistema} \end{array} \right]$$

El desarrollo de aplicación de las ecuaciones básicas del balance de materia se lleva a cabo en el apéndice A.

3.5.1.2 Balance de energía

En ocasiones también llamado balance entálpico cuando es aplicado a casos específicos del balance de energía general para un sistema dado. El balance de energía es por sí mismo una declaración matemática de la primera ley de la termodinámica. Esta ley declara que la energía es conservada en un proceso real, es decir que no aparece y desaparece a placer.

El balance de energía es usado con mucha frecuencia en las instalaciones de procesamiento de campos de aceite y gas, su aplicación involucra sistemas con consumo de combustible y su uso eficiente. La ecuación general de balance de energía para un sistema estacionario con una entrada y salida simple se proporciona en el apéndice A.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

3.6 Ejemplo práctico para el planteamiento matemático general del modelo

Para el ingeniero de procesos el simulador es una herramienta importante en la solución de sistemas de instalaciones y operaciones integradas en el procesamiento de crudo y gas. La creación del modelo matemático para hallar la solución se lleva a cabo mediante la aplicación de un método de balance en los nodos. La definición de los elementos que componen un diagrama de nodos y conectores está dado en el APÉNDICE A. Para una mejor comprensión del método aplicado de solución, se proporciona un ejemplo sencillo. El modelado del sistema se hace en diferentes pasos. A continuación se describe cada etapa del análisis.

Etapa 1. *Diagrama real de flujo.* En el diagrama de la Figura 3.6. se representan tres estaciones de compresión (comp. 1,2,3) que recomprimen el gas hacia una central petroquímica (CPQ).

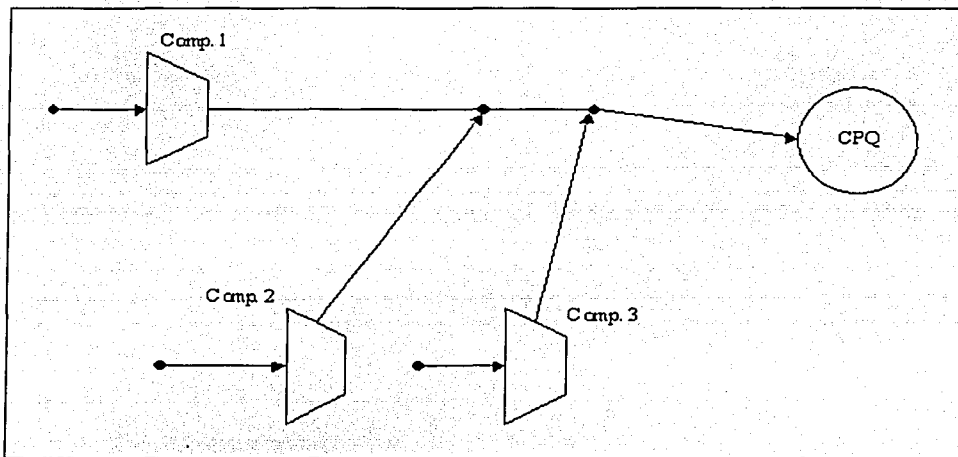


Figura. 3.6 Diagrama real de flujo.

Etapa 2. *Diagrama de nodos y conectores.* En este paso se representan esquemáticamente los elementos del sistema en un diagrama de nodos y conectores, figura 3.7.

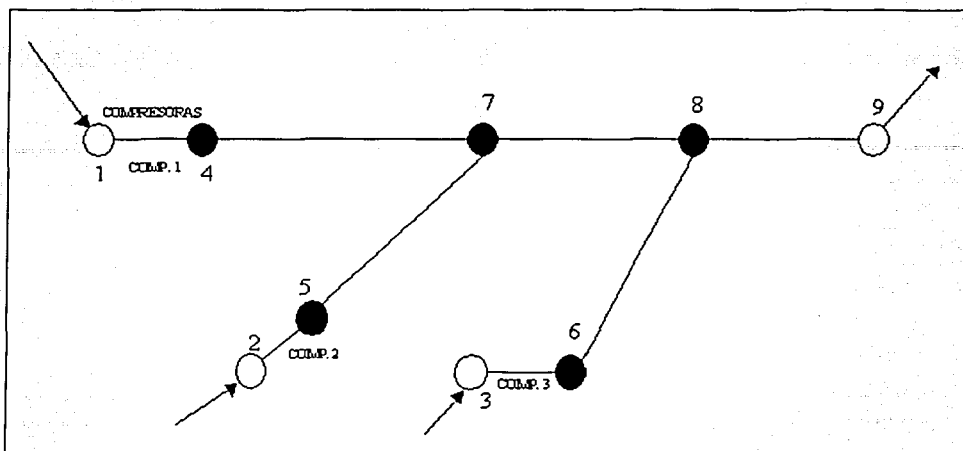


Figura. 3.7 Diagrama de nodos y conectores

Se observa que los compresores son representados como conectores y unen los nodos de entrada (presión de succión) y salida (presión de descarga). Así se tiene un sistema con 9 nodos y 8 conectores.

Etapa 3. *Aplicación de las ecuaciones de balance de materia en los nodos.* Convección de signos, el flujo que entra es positivo (+), mientras el que sale es negativo (-). Por sencillez se enuncian las ecuaciones de conservación en los nodos 1 y 7; las ecuaciones para los otros nodos siguen el mismo esquema de planteamiento.

$$F_1 = +Q_1 - q_{14} \quad , \quad F_7 = q_{47} + q_{57} - q_{78} \quad , \quad \text{etc.} \quad (3.2)$$

Etapa 4. Sustitución de las ecuaciones de flujo (ver apéndice A) de los conectores en las ecuaciones de balance de materia en los nodos. El gasto q_{14} , en F_1 , puede ser sustituido por la ecuación de una compresora. Para F_7 , q_{47} , q_{57} y q_{78} , se sustituyen por las

ecuaciones de una línea, para este caso como la red es de gas la ecuación de flujo utilizada fue la de Panhandle A.

$$F_1 = +Q_1 - \frac{C_{14} E_{14} H P_{14}}{\left[\left(\frac{P_4}{P_1} \right)^m - 1 \right]}, \quad (3.3)$$

$$F_7 = E_{47} C_{47} (P_4^2 - P_7^2)^n + E_{57} C_{57} (P_5^2 - P_7^2)^n - E_{78} C_{78} (P_7^2 - P_8^2)^n$$

Etapa 5. Establecimiento de las incógnitas (P o Q en cada nodo), número de nodos = número de incógnitas. Para este punto la selección de qué variable quedará como incógnita, requiere del juicio y experiencia del usuario. Si alguna variable fue mal seleccionada, llevará a una inconsistencia del sistema de ecuaciones planteado.

Etapa 6. Solución del sistema de ecuaciones. El sistema de ecuaciones planteado por las ecuaciones (3.3), para los diferentes nodos se resuelve usando cualquiera de los métodos de la sección 3.4. Si el método utilizado es Newton-Raphson, entonces

cuando $\sum_{i=1}^N f_i = 0$, $N = \text{No. de ecuaciones}$, se obtiene la solución correcta

El simulador de proceso utiliza este procedimiento en la solución de las diferentes operaciones establecidas.

3.7 Simulación de instalaciones de procesamiento en un simulador comercial

La preparación de una simulación de procesos involucrados requiere dos pasos principales: (1) definir la alimentación o las alimentaciones y (2) definir el diagrama de flujo de proceso.

Sin embargo, la construcción de una simulación sigue cierto procedimiento el cual es descrito a continuación:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1. Seleccionar una ecuación de estado.
2. Proporcionar los elementos que compondrán la mezcla de alimentación.
3. Proporcionar el grupo de componentes hipotéticos caracterizados por sus propiedades como peso molecular y densidad.
4. Construir el diagrama de flujo de proceso (equivalente al diagrama de nodos y conectores), en esta operación se deben incluir todas las operaciones contempladas en el tratamiento de la mezcla proveniente de los campos.
5. Alimentar con las condiciones de operación a las diferentes operaciones del punto anterior.
6. La depuración de información, análisis y mejora de resultados dependerá de la experiencia del usuario.

La Figura 3.1. Representa en forma condensada los pasos para empleo de cualquier simulador de proceso.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

CAPITULO 4

OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO

La optimización es el proceso de encontrar las condiciones que dan el máximo o mínimo valor de una función. En ocasiones en la práctica es difícil optimizar un sistema complejo por esto se optimizan subsistemas para elegir la mejor combinación de ellos (Stoecker, 1971). Un proceso de optimización requiere seleccionar el criterio que debe ser optimizado. El minimizar costos es probablemente el más común. El minimizar el peso en una nave espacial o el incrementar la recuperación de un producto pueden ser otros dos buenos ejemplos de criterios de optimización.

La simulación de sistemas y componentes son pasos preliminares en los procesos de optimización. Es necesario simular un amplio rango de condiciones de operación de los sistemas a optimizar. Un sistema puede ser óptimo para ciertas condiciones de diseño, pero no para el rango completo de condiciones de operación.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

4.1 Conceptos básicos de optimización

Para resolver el problema de optimización se requiere el planteamiento de un modelo matemático. En la creación de un modelo de optimización es necesario el manejo de los siguientes conceptos.

Variables de decisión. Son las variables que representan completamente las decisiones a tomar.

Función objetivo. Es la expresión matemática a maximizar (o minimizar) que relaciona las variables de decisión.

Restricciones. Son condiciones que limitan físicamente al problema. En otras palabras, son limitaciones para las variables de decisión que ayudan a excluir alternativas no factibles.

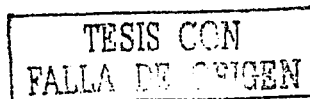
Solución óptima. En general una solución óptima se obtiene cuando los valores de las variables de decisión proporcionan el valor máximo o mínimo de la función objetivo y se satisfacen todas las restricciones.

4.1.1 Desarrollo de un modelo de optimización

Un modelo de optimización debe considerarse como un medio para "resumir" un problema de la vida real. En su definición más simple se puede decir que un modelo de optimización "ES UNA ABSTRACCION SELECTIVA DE LA REALIDAD". Un modelo de optimización sirve para identificar las relaciones pertinentes entre las variables del sistema y en esencia debe contener tres elementos:

- 1.-Alternativas de decisión de entre las cuales se hace una selección.
- 2.-Restricciones (Excluyen alternativas no factibles).
- 3.-Criterios de evaluación (Clasifican las alternativas factibles).

En su proceso la optimización utiliza cinco pasos principales, que son descritos a continuación:



i. Formulación y definición del problema

En la formulación de un problema de optimización para una función de objetivo incluye especificaciones en forma de ecuaciones (restricciones de igualdad) y expresiones de frontera (restricciones de desigualdades).

Esta fase del proceso se requiere:

- a). Una descripción precisa de las metas u objetivos del estudio.
- b). Identificación de las variables de decisión controlables y no controlables.
- c). Reconocimiento de las limitaciones o restricciones de las variables.

ii. Construcción del modelo

Primeramente se decide sobre el modelo más adecuado para representar al sistema. El modelo especifica las relaciones cuantitativas entre el objetivo y restricciones en términos de variables de decisión. Los datos (parámetros) de entrada serán estimados a partir de datos históricos, estadísticos o de simulaciones. Se debe decidir si el modelo se considera determinístico o probabilístico, dependiendo de su complejidad y posibilidad de solución puede ser matemático, heurístico o de simulación.

iii. Solución del modelo

Si la solución del modelo se obtiene de una técnica bien conocida se dice que proporciona una "Solución óptima". Por otra parte si las relaciones existentes son muy complejas para permitir una solución analítica o exacta, entonces los métodos heurísticos pueden ser apropiados para la búsqueda de la solución óptima aproximada. En ocasiones, aún obteniendo una solución exacta, ésta no es aplicable a menos que el modelo mismo ofrezca una representación adecuada de la realidad. De ahí que la construcción y desarrollo de un modelo representa la parte medular en optimización.

Debido a la naturaleza dinámica y cambiante del mundo real es necesario realizar análisis de sensibilidad para estudiar el comportamiento de la solución en los entornos de las estimaciones de los parámetros de entrada.

iv. Validación del modelo

El modelo es válido si independientemente de sus inexactitudes puede predecir confiablemente el sistema. Un método común para probar la validez es comparar su funcionamiento con datos del pasado o sistemas semejantes.

v. Implementación

Una vez que el modelo de optimización se evalúa y valida contra el caso base, es posible optimizar el sistema con relación a variables continuas como niveles de presión, gastos de las corrientes de recirculación, tiempos de residencia, integración de corrientes, y división de flujos. El modelo de simulación permitirá dar las recomendaciones pertinentes para el buen desempeño del sistema bajo las condiciones estimadas.

4.1.2 Formulación matemática del problema de optimización

Los métodos ingenieriles se apoyan en leyes y principios matemáticos que analizan el comportamiento de un sistema y sus diversos componentes. En sistemas físicos, las ecuaciones pueden estar basadas en leyes de conservación que involucran cantidades físicas como la fuerza, la energía, el momento, la masa, etc. Un sistema que estudia la distribución de la corriente en un circuito, o aquel en el cual se analiza el balance de masa en reactores químicos, son ejemplos claros de aplicación de las leyes mencionadas y pueden ser modelados por ecuaciones algebraicas simultáneas lineales o no lineales.

El método de optimización manipula los valores de un juego de variables principales $(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n)$ para lograr una maximización o minimización de una función objetivo f dada y construida a partir de cualquier número de variables independientes del proceso.

$$\min f(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \quad (4.1)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Donde: $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$ Son variables de decisión

Cada variable principal, x^0 , deberá manipularse en un rango especificado:

$$x_i^0 \text{ frontera inferior} < x_i^0 < x_i^0 \text{ frontera superior con } i = 1, \dots, j$$

Las restricciones generales de igualdad y desigualdad usadas son:

$$\begin{aligned} c_i (y_1, y_2, y_3, \dots, y_n) &= 0, & \text{con } i &= 1, \dots, m \\ c_i (y_1, y_2, y_3, \dots, y_n) &\leq 0, & \text{con } i &= m_1 + 1, \dots \\ c_i (y_1, y_2, y_3, \dots, y_n) &\geq 0, & \text{con } i &= m_2 + 1, \dots \end{aligned} \tag{4.2}$$

Las funciones del tipo restricción no deben usar por lo general a las variables principales. Todas las variables son normalizadas de acuerdo con los valores de frontera inferior y superior. Los valores deben ser seleccionados cuidadosamente. El exceder estos valores puede ocasionar problemas al escalar las variables. El punto de arranque proporcionado debe estar situado dentro de una región factible de solución. Las restricciones son opcionales y no todos los esquemas de optimización las toman en cuenta.

4.1.3 Optimización global

Muchos problemas prácticos se reducen a tener que optimizar una función, para maximizar un beneficio o para minimizar un riesgo. En términos matemáticos, el problema se enfoca en encontrar un valor (x_0) en el dominio (D) de cierta función objetivo (f) que verifique

$$x_0 = \arg \max_{x \in D} f(x) \tag{4.3}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

si se dispone de un método para maximizar funciones, también se tiene para minimizarlas, ya que

$$\min\{f(x)\} = -\max\{-f(x)\} \quad (4.4)$$

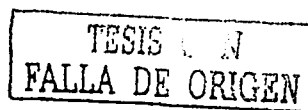
El proceso de optimización de una función puede ser difícil, cuando:

- El dominio D de la función tiene una gran dimensionalidad.
- Cuando D no se reduce a un conjunto numérico o vectorial, sino que sus elementos forman estructuras complejas.
- Cuando la función f no se expresa analíticamente y su evaluación requiere algún proceso de simulación.
- Cuando f tiene muchos máximos relativos en los que cualquier algoritmo clásico podría quedarse atascado.

Se necesita entonces un método de búsqueda del máximo global que exija las menos restricciones posibles a la función objetivo. Para entender mejor lo que es un máximo global se define primero qué es un máximo local. Para cualquier modelo de optimización con una maximización, un punto factible $x = (x_1, x_2, \dots, x_n)$ es un máximo local si para un ϵ suficientemente pequeño, cualquier punto factible $x' = (x'_1, x'_2, \dots, x'_n)$ con $|x_i - x'_i| < \epsilon (i = 1, 2, \dots, n)$ satisface $f(x) \geq f(x')$.

En resumen, un punto x es un máximo local, si $f(x) \geq f(x')$ para todo x' factible que esté cerca de x . De manera análoga, para un problema de minimización, un punto de x es un mínimo local si $f(x) \leq f(x')$ para todo x' factible que esté cerca de x . Un punto que es un máximo local o mínimo local se llama un extremo local o relativo. La tarea de optimización se complica cuando existen múltiples máximos o mínimos, pues lo que se desea obtener es el máximo global de la función. Así un máximo local puede no ser la solución para el modelo de optimización. Por ejemplo, considerando que

$$\begin{aligned} \max z &= f(x) \\ 0 &\leq x \leq 10 \end{aligned} \quad (4.5)$$



donde $f(x)$ tiene un comportamiento como el mostrado en la figura 4.1. Entonces los puntos A,B y C son todos máximos locales, pero el punto C (máximo global) es la solución óptima para el modelo de optimización.

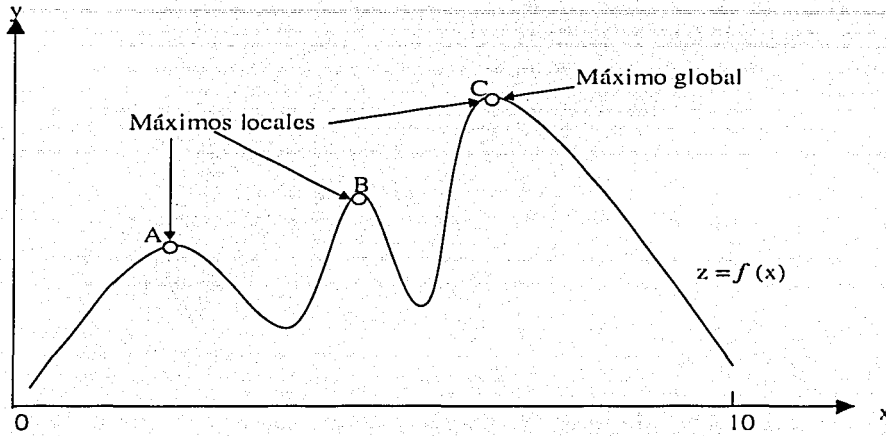


Figura 4.1. Máximos locales y máximo global de una función

4.1.4 Métodos numéricos aplicados en la solución de la optimización de sistemas de producción

Los métodos numéricos son técnicas mediante las cuales es posible formular problemas de tal forma que puedan resolverse usando operaciones aritméticas. Aunque hay muchos tipos de métodos numéricos todos comparten una característica común, llevan a cabo un buen número de tediosos cálculos aritméticos.

Los métodos que por sus características pueden ser aplicados en la solución de sistemas de tratamiento de hidrocarburos se proporcionan en la tabla 4.1. Los detalles de aplicación y desarrollo de los mismos se dan en el apéndice B.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 4.1 Métodos numéricos aplicados en el análisis de optimización del sistema de producción (HYPROTECH 2001)

Método	Problemas sin restricciones	Problemas con restricciones de desigualdad	Problemas con restricciones de igualdad	Cálculo de derivadas
Box	X	X		
Combinado	X	X		X
SQP	X	X	X	X
Fletcher- Reeves	X			X
Quasi-Newton	X			X

En la práctica muchos problemas no pueden ser resueltos con estos métodos o con la combinación de ellos, por lo que se emplean métodos heurísticos junto con simulación "manual del proceso" para crear "árboles de síntesis de análisis" (programación no lineal).

4.2 Procedimiento de optimización de las ganancias por venta de hidrocarburos producidos en instalaciones costa fuera

Las instalaciones por sí mismas constituyen verdaderos proyectos de inversión, cuya importancia hace imprescindible estudiarlas y evaluarlas esmeradamente antes de decidir su diseño, adquisición, instalación o rehabilitación (Solórzano 1998).

La función objetivo, Y , para la optimización del proceso comprende dos contribuciones fundamentales ingresos y costos. Entonces:

$$Y = I - C \quad (4.6)$$

I – es los ingresos totales; C – es el costo total.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Los ingresos totales considerados por la venta de crudo e ingresos por venta de gas, es

$$I = IC + IG \quad (4.7)$$

Los costos (C) incluyen costos por inversión inicial (II) y los costos de las actividades de operación (CO) así C está definida como :

$$C = II + CO \quad (4.8)$$

Los costos de operación incluyen a los costos por energía (CE) y mantenimiento (CM).

$$CO = CE + CM \quad (4.9)$$

El planteamiento de optimización antes descrito fue aplicado para establecer las presiones de separación en la segunda (P_1) y tercera (P_2) etapas que den el valor máximo de la función de objetivo (4.6). Dos esquemas de análisis fueron analizados; uno involucra la optimización del caso base al minimizar los requerimientos de potencia. El otro, la optimización al maximizar la recuperación de hidrocarburo líquido estabilizado. Los casos de estudio son los presentados en la sección 4.4 de este capítulo.

Los cálculos mostraron que el efecto máximo sobre la función objetivo se tiene en el ingreso generado por la producción de crudo. Para evaluar la función de objetivo en los dos casos se realizaron corridas del código HYSYS. Los resultados detallados de estas simulaciones se resumen en la sección 4.4. En los resultados se ve que las presiones P_1 y P_2 en las etapas de separación que corresponden a la máxima recuperación de hidrocarburos líquidos y mínima potencia de compresión no coinciden. Es interesante notar que el ahorro en energía para el caso de mínimo requerimiento de potencia es menor que la disminución de ingresos por venta de crudo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

4.3 Optimización de las ganancias para el procesamiento de la producción en la instalación propuesta

Para establecer el valor máximo de la función de objetivo (4.6) se analizó el esquema de procesamiento descrito en el capítulo 2 del presente trabajo.

En la predicción del comportamiento de esta función se considera que los gastos por inversión inicial (II) son constantes. Los costos de operación (CO) se definen como una función de los requerimientos de potencia necesaria para comprimir el gas. Para ingresos por venta de hidrocarburos se tomaron los precios actuales de aceite y gas, 28 dls/bl y 5 dls/mpc, respectivamente. En el análisis se comparan dos grandes casos de optimización máxima producción de líquido y mínima potencia de compresión del gas.

El desarrollo del modelo de optimización para los dos casos consistió en:

- La reordenación e identificación de las variables de decisión, cuya selección se basa en la relación que tiene el subsistema de separación con el subsistema de compresión. Las variables de decisión son las presiones de descarga de los compresores. Cabe aclarar que al mover los valores de las presiones de succión y descarga de los compresores se mueven las condiciones de separación de la mezcla.
- La selección de una nueva función objetivo, la cual tuvo como sustento incrementar la recuperación del hidrocarburo (gas o aceite) que incrementara la ganancia con la venta del mismo.
- Las restricciones a las que se sometió a la función son del tipo desigualdades donde la relación de compresión no debe exceder un valor de cuatro ni ser menor que dos. La temperatura de descarga en los compresores no debe sobrepasar los 300°F.

Se trató de optimizar la función objetivo (ecuación 4.6) con la herramienta "optimizador" incluida en el código HYSYS. Los métodos de análisis son los presentados en la tabla 4-1. Los resultados obtenidos con el uso de esta herramienta para la evaluación del comportamiento de la función de objetivo en el caso de máxima producción de crudo se presentan en la figura 4.2.

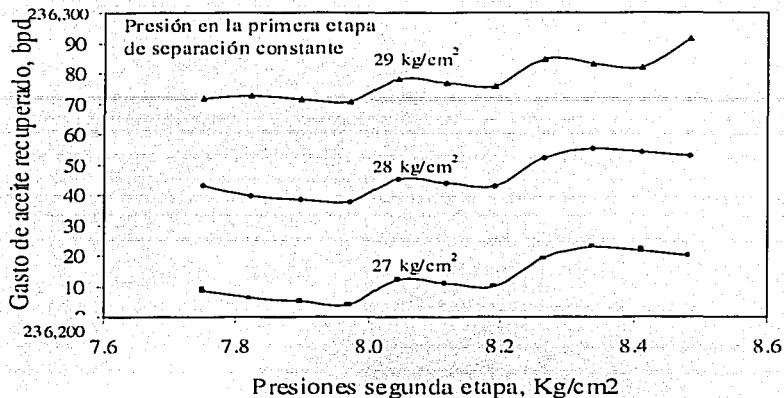


Figura 4.2. Comportamiento de la recuperación de aceite con respecto a la presión de separación

Al ejecutar los cálculos, se observan máximos y mínimos locales que originan que el comportamiento de esta función no sea lineal, haciendo la optimización de la función objetivo una tarea muy difícil. Los métodos enunciados en la tabla 4.1. fallan por lo tanto el proceso de optimización debe verse a nivel global y calcular el comportamiento de las variables de decisión en forma manual o con métodos heurísticos. Algunos subsistemas como las redes de intercambiadores de calor, pueden ser optimizados convenientemente usando combinaciones de los métodos de la tabla 4.1, pero esto no es práctico al tratar de optimizar de esta manera una instalación de procesamiento de aceite y gas.

4.4 Optimización del procesamiento propuesto

Se seleccionó el procedimiento de repetir la simulación en forma manual para mejorar la función objetivo por las razones enunciadas en la sección anterior. La

TESIS COMPLETA
FALLA DE ORIGEN

simulación se calcula cada vez que se asignan incrementos uniformes a las variables de decisión (presiones separación en las etapas 2 y 3 del DFP). Los incrementos considerados deben estar dentro de un rango especificado por el usuario. Para facilitar la tarea de optimización se crea un algoritmo de cálculo dentro del simulador, esto ayuda a mantener dentro del rango especificado a las variables de decisión. EL objetivo es encontrar qué variables tienen el mayor aporte en maximizar la función de objetivo (la ganancia).

4.4.1 Optimización para máxima producción de líquido

El método más común para la remoción del gas disuelto en el aceite es por la separación de fases en una serie de separadores vapor-líquido en sucesivas disminuciones de presión (ó separación multietápica, SME). La Figura 4.3. representa el tren de separación analizado en el presente trabajo. Las condiciones que se muestran en el diagrama y las corrientes de alimentación referida en la Tabla 4.4, fueron utilizadas en la simulación de esta parte del proceso. Se debe producir un aceite estabilizado en el tanque de almacenamiento en tierra con presión de vapor verdadera de 0.9 kg/cm^2 .

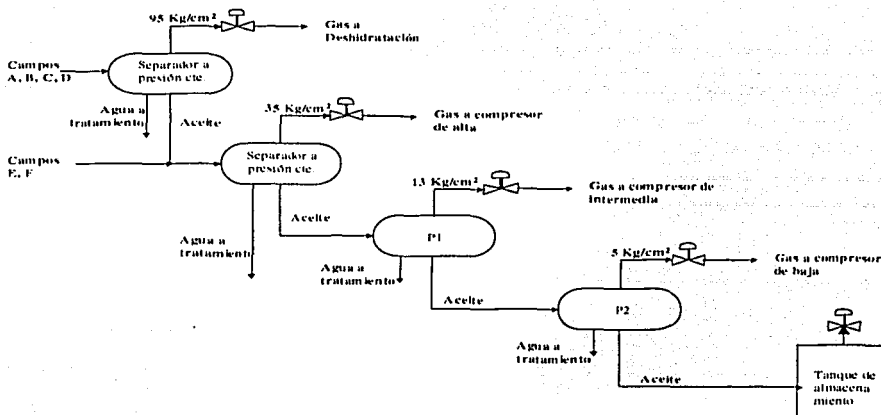


Figura 4.3 Tren de separación propuesto a optimizar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En la tabla 4.2. se muestran dos tipos de componentes los individuales reales (N_2 hasta el C_{7+}) y pseudo componentes, los cuales fueron definidos por sus propiedades promedio como punto de ebullición y un promedio de la densidad específica.

La presión de 95 Kg/cm^2 es la correspondiente al separador de alta presión, la cual se estableció como la mínima presión requerida para que el gas llegara con 70 Kg/cm^2 , a través de un gasoducto con diámetro de 30 pg, al complejo petroquímico. El aceite estabilizado tiene una densidad promedio 37°API , los cálculos realizados se llevaron a cabo con el simulador de proceso HYSYS (Hyprotech, 2001). La ecuación de estado utilizada fue la de Peng-Robinson. El gasto de aceite estabilizado arbitrario para esta simulación es de 234,000 bpd.

La segunda (P_1) y tercera etapa (P_2) de separación se variaron para determinar el máximo en la producción de aceite. Como se muestra en la figura 4.4 las presiones óptimas encontradas son 17 kg/cm^2 y 2 kg/cm^2 , respectivamente. Para este caso la producción de aceite en el tanque de almacenamiento es 221.800 bpd. Sin embargo, esta condición no es posible porque la temperatura del gas a la descarga de los compresores excede el límite permitido. La máxima producción de aceite que puede ser obtenida sin exceder el límite de la temperatura del gas es con las presiones 15 y 3 kg/cm^2 en la segunda y tercera etapas de separación respectivamente.

TESIS CON
FALLA DE CUMPLIMIENTO

Tabla 4.2 Composición de las corrientes de alimentación a los separadores de primera etapa

Sep a 95 kg/cm ²		Sep a 35 kg/cm ²	
Componente	Fracción mol	Componente	Fracción mol
N ₂	0.0089	N ₂	0.0042
CO ₂	0.0107	CO ₂	0.0255
H ₂ S	0.0029	H ₂ S	0.0267
H ₂ O	0.0152	H ₂ O	0.0133
C1	0.6771	C1	0.4416
C2	0.0766	C2	0.1157
C3	0.0334	C3	0.0630
IC4	0.0053	IC4	0.0111
NC4	0.0183	NC4	0.0311
IC5	0.0073	IC5	0.0091
NC5	0.0104	NC5	0.0121
NC6	0.0158	NC6	0.0252
NC7	0.0000	NC7	0.0000
C7+	0.0606	C7+	0.0000
HeptanoB	0.0077	HeptanoB	0.0000
OctanoB	0.0067	OctanoB	0.0000
NonanoB	0.0066	NonanoB	0.0000
DecanoB	0.0055	DecanoB	0.0000
Undecano+B	0.0311	Undecano+B	0.0000
C7P	0.0000	C7P	0.0074
C8P	0.0000	C8P	0.0064
C9P	0.0000	C9P	0.0051
C10P	0.0000	C10P	0.0058
C11P	0.0000	C11P	0.0420
C7+PT	0.0000	C7+PT	0.1546
Total	1.0000	Total	1.0000

Gasto másico, Kg mol / h	1.501*10 ⁴	Gasto másico, Kg mol / h	1.552*10 ⁴
Temperatura, °C	63	Temperatura, °C	77
Presión, Kg/cm ²	95	Presión, Kg/cm ²	35

TESIS CON
FALLA EN ORIGEN

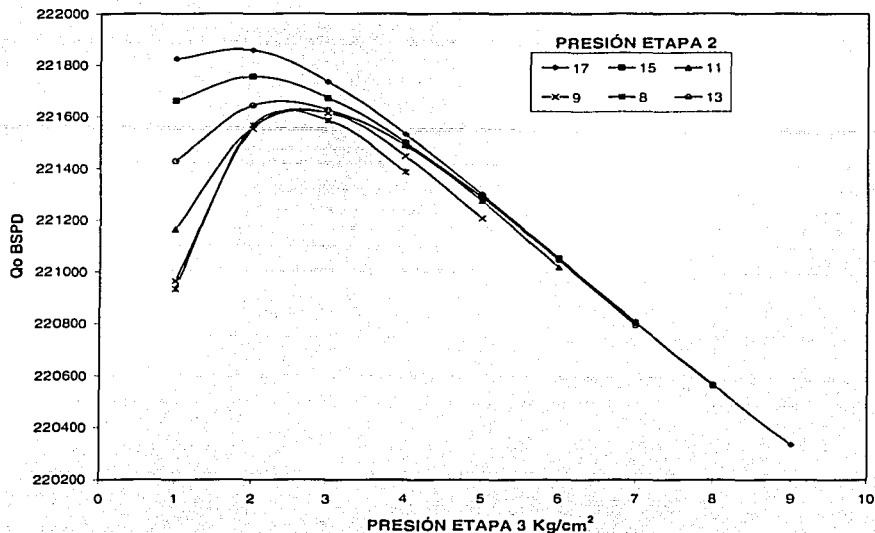


Figura. 4.4 Máxima recuperación de aceite, variando la presión en la segunda etapa

4.4.2 Optimización para mínima potencia de compresión

Cuando el gas se comprime a la presión requerida, la opción de minimizar los requerimientos de compresión representa económicamente una solución viable, Así lo definieron Kryska, et al. (1976), Penick and Thrasher (1977), que al minimizar los requerimientos de potencia se minimiza el peso en plataforma. Los resultados de optimización de las presiones de separación para minimizar la potencia requerida para la compresión de gas se presentan en la figura 4.5. Según estos cálculos la potencia mínima se requiere cuando las presiones de la segunda y la tercera etapa de separación son 17 kg/cm² y 9 kg/cm², respectivamente.

TESIS CON
FALLA DE COPIEN

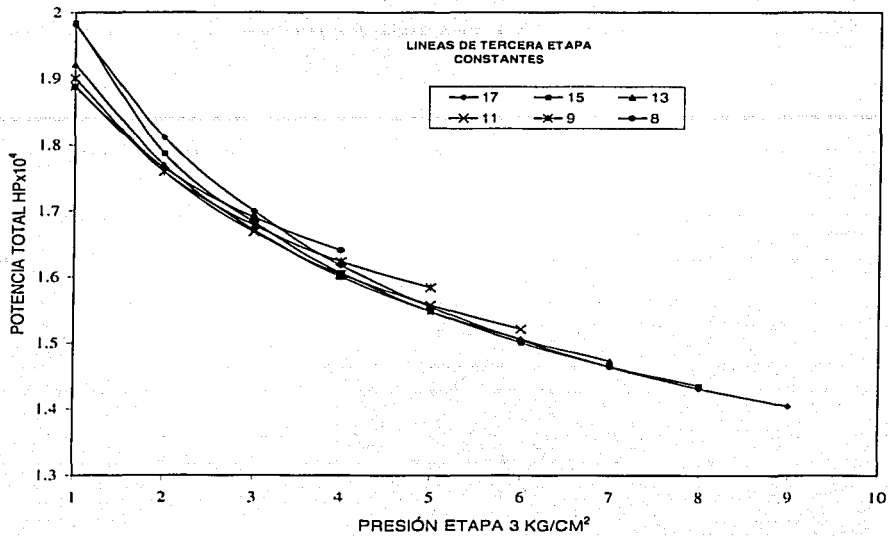


Figura 4.5 Minimización de la potencia de recompresión.

Los cálculos se llevaron a cabo en el simulador de procesos HYSYS (Hyprotech, 2001). Las gráficas generadas para la potencia no incluyen tolerancia en la ineficiencia mecánica. Se usó una eficiencia isentrópica de 0.75 para los compresores, valor promedio para compresores centrífugos. Las relaciones de compresión para las presiones óptimas son las siguientes :

$$R1 = \frac{96}{36} = 2.67; \quad R2 = \frac{36}{18} = 2; \quad R3 = \frac{18}{10} = 1.8$$

Los líquidos que entran a las compresoras causan daños severos, por esto los condensados formados después del enfriamiento interetapas deben ser removidos antes de alimentar a la siguiente etapa de compresión. La simulación asume que los líquidos

generados por el interenfriamiento son removidos en su totalidad en el separador (scrubber) del compresor.

4.4.3 Análisis comparativo de las opciones de optimización

Altas relaciones de compresión en un compresor reciprocante pueden generar elevadas temperaturas de descarga del gas y excesivas cargas hacia la biela del pistón. La temperatura de descarga del gas no debe exceder 300 °F (149 °C) porque pueden causar formación de coque del aceite lubricante. En el caso analizado, las relaciones de compresión y los valores de las temperaturas de descarga son aceptables.

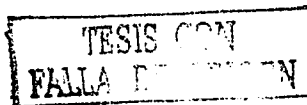
Tabla 4.3 Comparación de resultados de optimización mínima potencia y máxima recuperación de líquido

Caso	Crudo estabilizado (bpd)	Densidad del aceite °API	Presión en las etapas (Kg/cm ²)	RGA total Pie ³ /bl
Mín HP	220,223	37.3	(85,35),17,9,0	2,171
Max Rec Aceite	221,562	37.5	(85,35),15,3,0	2,146
Propuesta original	221,175	37.5	(85,35),13,5,0	2,152

Tabla 4.4 Comparación de resultados de optimización mínima potencia y máxima recuperación de líquido

Etapa de Compresión	Caso		
	Mín HP	Max Rec Aceite	Propuesta
1	370	1,978	686
2	1,093	1,824	1,936
3	12,580	13,020	12,850
Total	14,040	16,820	15,480

Las comparaciones de resultados obtenidos para ambos casos se presenta en las tablas 4.3 y 4.4; en ellas se ve que las condiciones óptimas para los dos criterios de optimización no coincide la diferencia entre la potencia total requerida para los dos casos es 2780 HP. Suponiendo que el costo de los compresores es de 1500 US \$ /HP, entonces



la diferencia entre los costos de compresores para los dos casos considerados es del orden de 4'000,000 US \$. Sin embargo, en caso de máxima producción de aceite el gasto del aceite es 1,300 BPD mayor que en caso de mínima potencia requerida de compresores. Suponiendo que el precio de un barril del petróleo es de 20 US \$/B, entonces se requieren 153 días para recuperar la inversión asociada con el incremento del tamaño de compresores. Por esto se recomienda diseñar el sistema para máxima producción del aceite.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CAPITULO 5

DISEÑO DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE GAS

5.1 Clasificación de intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son componentes dentro de un proceso encargados de proveer el intercambio energético entre dos o más fluidos a diferentes temperaturas. Los intercambiadores son usados en la industria costa fuera de explotación del petróleo en una gran variedad de aplicaciones como en el endulzamiento y deshidratación del gas y en el enfriamiento entre etapas de compresión. De acuerdo con el tipo de proceso de transferencia de calor, los intercambiadores son clasificados como de contacto directo o indirecto. En el contacto directo no existe una superficie que separe las corrientes de los fluidos frío y caliente, por lo que la transferencia de calor ocurre en la interfaz; en este tipo de intercambiadores los fluidos deben ser dos líquidos inmiscibles. En los intercambiadores de contacto indirecto, la transferencia de energía ocurre entre un fluido

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

caliente y uno frío a través de una superficie de transferencia de calor. Los fluidos frío y caliente fluyen simultáneamente y la energía en forma de calor es transferida a través de la pared que los separa. A continuación se da una breve explicación de los criterios que deben cumplir los intercambiadores de calor más comúnmente usados en la industria petrolera.

Los criterios básicos para la selección de un intercambiador de calor son:

- El intercambiador debe satisfacer las especificaciones del proceso y las condiciones de paro y mantenimiento en la plataforma.
- El intercambiador de calor debe ser resistente a corrosión de la corriente de servicio y de proceso así como la del ambiente predominante.
- El intercambiador debe ser resistente al ensuciamiento.
- El intercambiador debe permitir su mantenimiento. Esto implica usualmente el cambio de la configuración que permita limpieza y reemplazo de cualquier componente afectado por corrosión, erosión o vibración. Estos requerimientos definen el área de instalación y mantenimiento.
- El costo del intercambiador y los costos asociados con su operación deben ser mínimos.
- El tamaño del intercambiador de calor es limitado por los requerimientos del sitio de instalación. Estas limitaciones son en diámetro, peso, longitud, capacidad, etc.

5.1.1 Intercambiadores de calor por aire

Este tipo de intercambiador de calor ha llegado a ser de uso normal en la industria para procesos de enfriamiento. El intercambiador de calor de este tipo consiste en un banco de finos tubos en los que fluye aire impulsado por ventiladores arriba o debajo de la unidad. Las características de desempeño de los tubos son exactamente iguales que las de los intercambiadores de tubo y coraza. Consecuentemente, correlaciones idénticas son tomadas para calcular el coeficiente de transferencia de calor y la caída de presión. Por la parte del aire, su desempeño es totalmente diferente debido a que el flujo de aire cruza los tubos. Por lo anterior se han desarrollado correlaciones

específicas para la determinación del coeficiente de transferencia de calor y la caída de presión.

5.1.1.1 Configuración

La configuración de un intercambiador de calor por aire depende principalmente del servicio para el cual será diseñado, condiciones ambientales prevalecientes y disposición de espacio. Las configuraciones más comunes son:

1. Horizontal. El mantenimiento es mucho más fácil en esta configuración.
2. Marco o soporte en A. Usado exclusivamente en plantas de potencia para condensación del vapor de turbinas. Los tubos son empotrados en forma triangular con los sopladores por debajo.

El marco en A permite una reducción en espacio del 30 al 40 % comparado con la configuración horizontal.

3. Vertical. Esta configuración es generalmente usada para paquetes en compresores. Su uso es ventajoso donde el espacio es limitado y se sitúan idealmente en plataformas marinas, en donde están propensos al deterioro y a la disminución en su desempeño debido a los vientos predominantes.

5.1.1.2 Problemas de diseño y operación

Flujo mal distribuido. El flujo del proceso no es distribuido uniformemente del cabezal hacia varios haz de tubos en cada línea. El grado de mala distribución resulta en una reducción del desempeño del intercambiador de calor.

Inadecuado enfriamiento del proceso. Esto puede resultar por:

- La carga térmica (la transferencia de calor) que excede las condiciones de diseño debido a un incremento en el gasto, cambio en la composición o incremento en la viscosidad del fluido de proceso.
- Inadecuada área superficial para la transferencia de calor.
- Fluido de proceso mal distribuido.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

- Recirculación parcial de aire caliente de la salida del intercambiador hacia la entrada del mismo. Esto resulta en una alta temperatura en la entrada causando así una reducción de la diferencia de temperaturas logarítmica media (DTLM) y bajo desempeño.
- Flujo de aire mal distribuido debido a la inadecuada área para el haz de tubos.
- Incremento en la temperatura del fluido de enfriamiento (aumento o disminución de la temperatura del aire en las diferentes estaciones del año, cambio del día a la noche).
- Difícil control de la temperatura de enfriamiento.

Selección incorrecta de la temperatura ambiente de diseño. Este es el factor más importante para la eficiencia de operación de un intercambiador enfriado por aire. Las variaciones de la temperatura ambiente no se consideraban especialmente en climas secos por lo que seleccionar una temperatura para los intercambiadores no era tarea difícil. Las altas temperaturas y la baja medición de sus diferencias así como la gran área para la transferencia de calor repercuten en un alto costo. De otra manera si un valor bajo es considerado, los enfriadores no operarán satisfactoriamente donde la temperatura ambiente nunca será más alta que la del valor de diseño. La segunda edición del API 661 recomienda que la temperatura del aire de diseño debe ser el valor de la temperatura promedio del ambiente la cual no debe excederse en un 5 % durante el año. Considerando un año de 8,000 h. de operación el 5% serán 400 h. Por lo anterior este tipo de enfriadores no tiene un desempeño superior al diseñado para la mayor parte del día en los meses de verano.

5.1. 2 Intercambiadores de calor tubulares

Este tipo de intercambiadores están contruidos de tubos circulares. Un fluido fluye dentro de los tubos y el otro sobre la superficie externa de los mismos. Diámetro, número, longitud y arreglo de los tubos pueden ser variados, de ahí su flexibilidad operativa.

Los intercambiadores de tubo son clasificados como:

- Doble tubería.
- Tubo y coraza.

5.1.2.1 Intercambiadores de doble tubería

Estos tipos de intercambiadores consisten de una tubería situada concéntricamente dentro del interior de otra tubería de diámetro más grande con los accesorios adecuados para direccionar el flujo de una sección hacia la siguiente. Los intercambiadores de doble tubería pueden ser arreglados en paralelo o en serie según sea la necesidad de caída de presión y temperatura de flujo prevalecientes en las instalaciones. El uso más común de este tipo de intercambiadores es el calentamiento o enfriamiento del fluido de proceso donde se requieran áreas de transferencias de calor bajas (hasta 50 m^2). Esta configuración es buena cuando uno o los dos fluidos están en alta presión. La mayor desventaja radica en que estos intercambiadores son espaciosos y de alto costo por unidad de superficie de transferencia.

La tubería interna puede ser una simple tubería o un conjunto de las mismas, si el coeficiente de transferencia de calor es pobre a través del espacio anular, se le pueden agregar aletas a la tubería o tubos internos.

5.1.2.2 Intercambiador de tubo y coraza

Los intercambiadores de tubo y coraza son de los intercambiadores más versátiles debido a que son propuestos para diferentes alternativas de enfriamiento de los procesos que involucran manejo de hidrocarburos. Estos intercambiadores proveen una relación grande entre el área dispuesta para la transferencia de calor y el volumen del intercambiador además son de fácil mantenimiento. Pueden ser diseñados para manejar altas presiones y temperaturas, están contruidos de tubos montados en grandes corazas cilíndricas con los ejes de los tubos paralelos a las mismas. Un fluido corre dentro de los tubos mientras que otro fluido va por la superficie externa a lo largo del eje del intercambiador. Los componentes principales de este tipo de intercambiador son los

tubos (haz de tubos), coraza, tapas y baffles. Estas partes y conexiones típicas se muestran para propósitos ilustrativos en la figura 5.1.

La Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA) define diferentes tipos de intercambiadores de calor tubo y coraza así como características de diseño y prácticas de construcción.

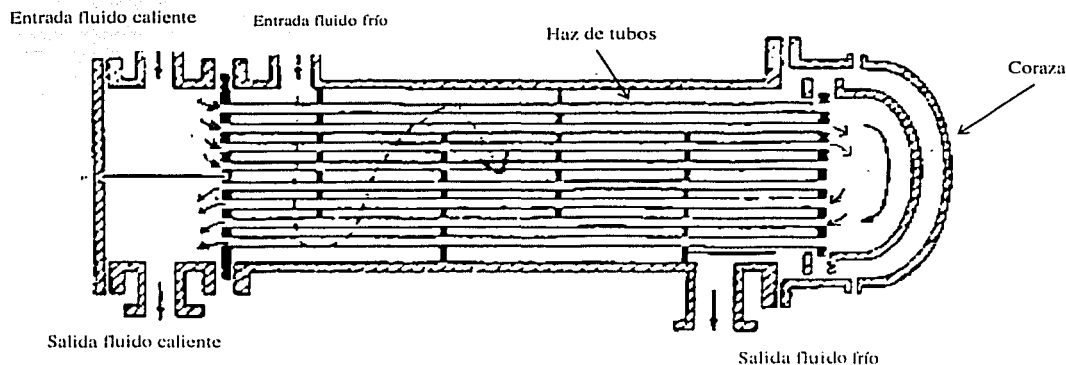


Figura.5.1. Componentes de un intercambiador de tubo y coraza (TEMA, 1999)

Este tipo de intercambiadores son de los más usados en operaciones de producción de gas en el mundo. Los estándares de TEMA definen los requerimientos de diseño para virtualmente todos los rangos de temperatura y presión que pueden ser encontrados en las instalaciones petroleras de producción de aceite y gas.

5.1.3 Intercambiadores de placas con sello

Un intercambiador de placas y su patrón de flujo son mostrados en la figura 5.2. Este tipo de intercambiadores consiste de una serie de placas delgadas con superficies corrugadas u onduladas que separan los fluidos. Las placas están provistas de partes esquinadas arregladas de tal manera que entre los dos fluidos a diferentes temperaturas el

calor debe ser intercambiado alternativamente entre los espacios de las placas. Un diseño apropiado de los sellos permite un apilamiento de placas para mantenerlas juntas a través de la sujeción por compresión del apriete al final de los mismos. El sello previene las fugas hacia el exterior y direcciona al fluido hacia donde se desea. El patrón de flujo se selecciona generalmente para que sea en contracorriente entre cada fluido.

Estos intercambiadores de placas están generalmente limitados para corrientes de fluidos con presiones menores a 25 bar y temperaturas inferiores a 250 °C. debido principalmente a que el flujo que se maneja a través de ellos es pequeño, las fuertes turbulencias generadas provocan que se obtengan altos coeficientes de transferencia de calor, elevadas caídas de presión y altos esfuerzos que minimizan el ensuciamiento. Estos intercambiadores son relativamente compactos y ligeros en peso para el área ocupada para la transferencia de calor. La temperatura y la presión están limitadas debido a los detalles de construcción y sellado.

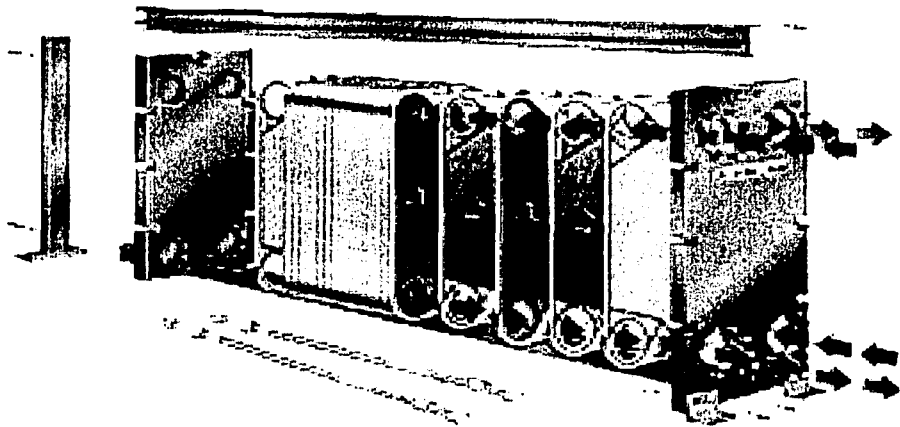


Fig. 5.2. Intercambiador de placas (TEMA, 1991).

Son usados típicamente para el enfriamiento de intercambio de calor entre dos corrientes de líquidos. Son fáciles de limpiar y esterilizar porque pueden ser desamblados

completamente. Los desarrollos actuales en tecnología de materiales han permitido introducir estos intercambiadores en áreas que se consideraban de uso exclusivo para los intercambiadores de tubo y coraza para el enfriamiento de corrientes gaseosas en íter etapas de compresión. Lo que los hace aún más competitivos en la aplicación para temperaturas mayores de 350 °F (177 °C) y 400 Psig (27 Kg/cm²). Las vibraciones y fracturas que se ocasionan con el uso de otros tipos de intercambiadores como por ejemplo el tubo y coraza son eliminados con este tipo de intercambiador. Las principales desventajas de este tipo de intercambiador son su alto costo y las bajas presiones de operación.

El intercambiador de placas tiene la flexibilidad operativa de ser un equipo modular en caso de incremento en la producción de fluido y tener mayor capacidad de enfriamiento de la corriente del proceso.

Límites estándar de desempeño:

- Máxima presión de diseño 25 Kg/cm² (360 Psig)
- Máxima presión de diseño 30 Kg/cm² (435 Psig)
con construcción especial
- Temperatura máxima 160 °C (320 °F)
- Gasto máximo 3600 m³/h (16,000 USgpm)
- Coeficiente de transferencia de calor 3500-7500 W/(m² °c)
(agua/agua).
- Área de transferencia de calor 0.1-2200 m² (1-24,000 ft²)
- Tamaño de conexión máximo 18 pg.

5.2 Procedimiento de diseño preliminar de los intercambiadores de calor

La selección de los intercambiadores de calor tubo y coraza debe satisfacer los requerimientos del proceso para la caída de presión hasta la siguiente programación de mantenimiento y limpieza. El procedimiento lógico de cálculo se muestra en la figura 5.3. Primeramente, el problema debe ser identificado tan completo como sea posible. Los gastos y las composiciones no son los parámetros que determinen el diseño de los

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

intercambiadores de calor, así se toman en cuenta parámetros como temperaturas de entrada y de salida, requerimientos de presión en ambas corrientes, requerimientos de exactitud de la ingeniería de proceso y de la información adicional necesaria para la ingeniería de diseño. La combinación de los parámetros mencionados lleva a una selección tentativa de diseño del intercambiador de calor.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

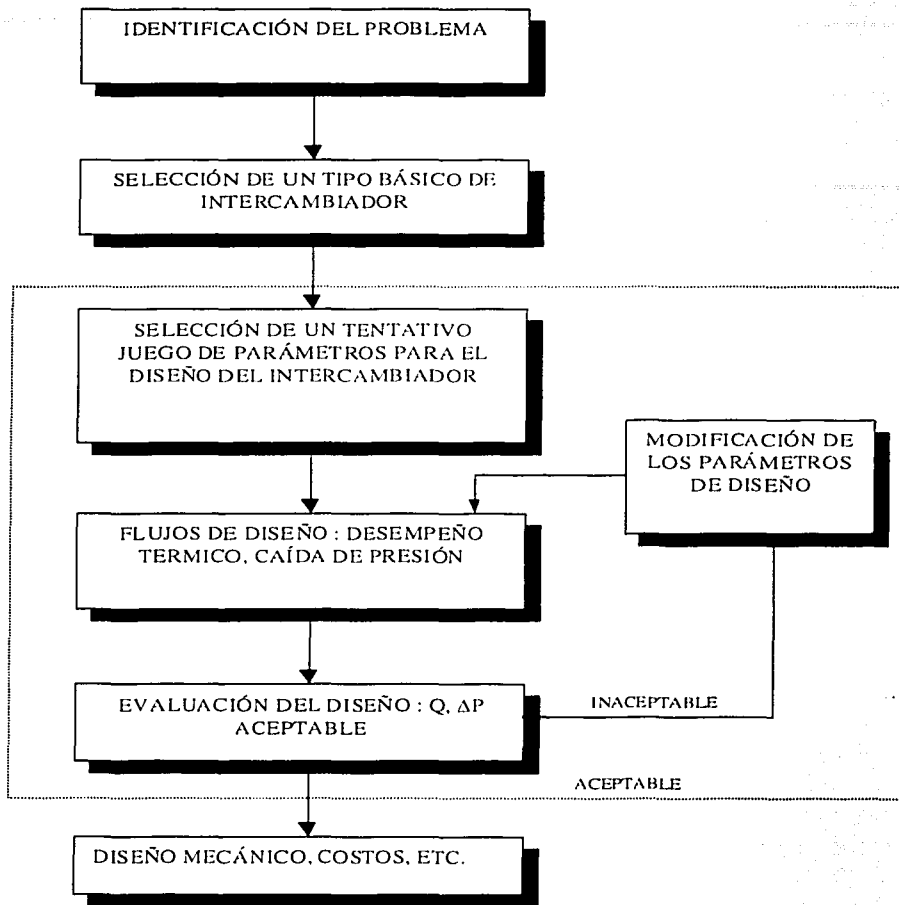


Figura. 5.3. Estructura básica para el diseño de un intercambiador.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

5.2.1 Estimación de dimensiones del intercambiador de calor de tubo y coraza

El tamaño del intercambiador de calor puede ser obtenido por la ecuación 5.1

$$A_o = \frac{Q}{U_o \Delta T_m} = \frac{Q}{U_o F \Delta T_{m,cf}} \quad (5.1)$$

Donde A_o es el área externa utilizada para el intercambio de calor basado en el diámetro externo de los tubos y Q es el flujo de calor en el intercambiador.

Primeramente se estima el coeficiente de transferencia de calor individual usando el factor por ensuciamiento. Las tablas para la estimación del coeficiente de transferencia de calor individual o global están disponibles en diferentes manuales. Se prefiere estimar el coeficiente de transferencia de calor global debido a que da una mejor idea de la magnitud de las resistencias.

El coeficiente de transferencia de calor global U_o que se basa en el diámetro externo de los tubos puede ser estimado por los valores individuales de los coeficientes de transferencia de calor como la resistencia de la pared y la del ensuciamiento. El cálculo del coeficiente de transferencia de calor global puede ser calculado por la ecuación 5.2.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{A_o}{A_i} \left(\frac{1}{\eta_i h_i} + \frac{R_f}{\eta_i} \right) + A_o R_w + \frac{R_{fo}}{\eta_o} + \frac{1}{\eta_o h_o} \quad (5.2)$$

En esta etapa usualmente se determina la distribución de las resistencias térmicas para condiciones de ensuciamiento y limpias.

TESIS CON
FALLA DE REGISTRO

Para una simple pasada por los tubos y un intercambiador a contracorriente $F=1.00$. Para el diseño preliminar de la carcasa y cualquier pasada por los tubos, F puede tomar el valor de 0.9. La carga de calor puede ser calculada por medio de un balance de calor como :

$$Q = (mC_p)_c (T_{c2} - T_{c1}) = (mC_p)_h (T_{h1} - T_{h2}) \quad (5.3)$$

Si una de las corrientes cambia de fase :

$$Q = mh_{fg} \quad (5.4)$$

Donde m es la masa de la corriente que cambia de fase por unidad de tiempo y h_{fg} es el calor latente de la corriente que cambió de fase.

El cálculo de la diferencia media logarítmica de temperaturas (DMLT) es necesario para la estimación del flujo a contracorriente para las cuatro temperaturas de entrada y salida proporcionadas. Si tres temperaturas son conocidas, la cuarta puede ser obtenida a partir de un balance de calor :

$$\Delta T_{lm,cf} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \frac{T_{h1} - T_{c2}}{T_{h2} - T_{c1}}} \quad (5.5)$$

El problema ahora es convertir el área calculada con la ecuación (5.1) en dimensiones razonables. El objetivo es encontrar el número correcto de tubos de diámetro d_o , y el diámetro de la vasija D_s , para acomodar el número de tubos N_t , en la longitud proporcionada L del intercambiador.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$A_o = \pi l_o N_t L \quad (5.6)$$

El número total de tubos puede ser calculado (N_t) con buena aproximación como función del diámetro de la vasija. Es decir, tomamos el círculo de la vasija y lo dividimos entre el área proyectada del diseño de tubos, Figura 5.4. Partiendo de un tubo con área A_1 , se tiene que :

$$N_t = (CTP) \frac{\pi D_s^2}{4A_1} \quad (5.7)$$

Donde CTP es una constante para el cálculo de los tubos. Debido a que es necesario tener un claro entre la vasija y el diámetro exterior de los tubos CTP puede tener los siguientes valores, según las pasadas del fluido.

Pasadas por los tubos	CTP
1	0.93
2	0.9
3	0.85

$$A_1 = (CL)P_T^2 \quad (5.8)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

donde CL es una constante que depende del arreglo de tubos que se pueden observar en la siguiente tabla, así los valores característicos son :

CL	Valor	Ángulo de arreglo tubular
	1.0	90° y 45°
	0.87	30° y 60°

La ecuación 5.7 puede ser escrita como :

$$N_i = 0.875 \left(\frac{CTP}{CL} \right) \frac{D_s^2}{(PR)^2 d_o^2} \quad (5.9)$$

Donde PR es la relación entre PT y d_o .

Al sustituir N_i en la ecuación (5.6), en la ecuación (5.9) se obtiene una expresión en términos de las variables principales de construcción.

$$D_s = 0.637 \sqrt{\frac{CL}{CTP} \left[\frac{A_o (PR)^2 d_o}{L} \right]^{1/2}} \quad (5.10)$$

Después de seleccionar el diseño básico tentativo de dimensionamiento , los datos

pueden ser utilizados para alimentar un programa de cálculo o bien llevar a cabo cálculos manuales para obtener parámetros de operación tales como :

- Temperaturas de salida.
- Calor transferido entre fluidos.
- Longitud del intercambiador.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

- Caída de presión a través de los tubos.

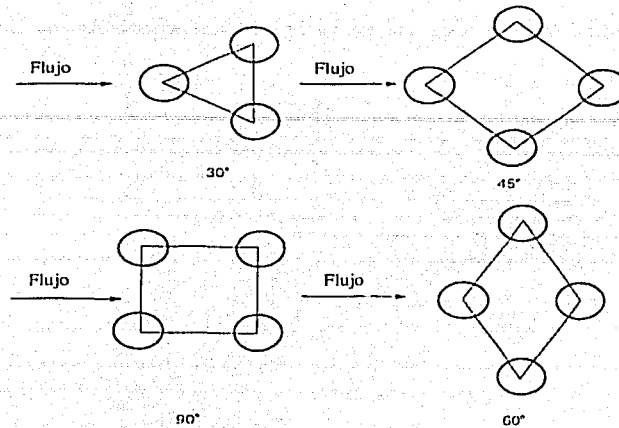


Figura 5.4. Ángulos de arreglo para el haz de tuberías en un intercambiador de tubo y coraza.

5.2.2 Estimación del gasto requerido del agua

Un esquema de cómo se utilizó el simulador para la determinación del diseño preliminar se muestra en la Figura 3.3. El simulador valúa el calor transferido entre el gas de alimentación del enfriador y el agua de mar utilizada como medio de enfriamiento. Si los cálculos llevados a cabo muestran que la cantidad de calor requerida no puede ser transferida para obtener las temperaturas de salida especificadas o si las caídas de presión son excedidas en el interior de la coraza o en los tubos, será necesario seleccionar un diseño diferente al preliminar.

Para obtener el gasto de agua, todos los datos de geometría preliminar deben de ser conocidos. Los cálculos para determinar el gasto de agua incluyen los de transferencia de calor, mediante la definición de los coeficientes de transferencia de calor por convección y conducción en cada elemento que compone el intercambiador. El otro cálculo obligatorio es la caída de presión para cada corriente especificada. Si la longitud

del intercambiador de calor es proporcionada, entonces el simulador calcula la temperatura de salida para ambas temperaturas. Si por el contrario se especifica el flujo de calor, entonces el simulador determina las dimensiones requeridas del intercambiador para satisfacer el flujo de calor especificado.

Si el flujo de agua calculado en el análisis no es satisfactorio, se deben hacer modificaciones a la geometría. Por ejemplo si el intercambiador no puede proporcionar el flujo de calor, entonces se debe encontrar la manera de incrementar ya sea el área del intercambiador o el valor del coeficiente de transferencia de calor global. Una manera de incrementar el valor del coeficiente de transferencia de calor es aumentar la velocidad del fluido dentro de los tubos, lo que conlleva a incrementar las pasadas a través de los mismos. Otra manera de aumentar el coeficiente de transferencia de calor, es reduciendo el espaciamiento entre los baffles. El incremento del área disponible para el intercambio de calor puede obtenerse por incrementar la longitud o diámetro del intercambiador de calor o incluso poner varios intercambiadores conectados en serie.

Si la caída de presión calculada se excede de lo pronosticado, puede reducirse el número de pasadas a través de los tubos o podemos incrementar el diámetro de los mismos, con lo que se puede disminuir la longitud de los tubos e incrementar el diámetro de la vasija y el número de tubos.

Sí la caída de presión en la vasija es demasiado grande, entonces parámetros como el espaciamiento, distancia entre tubos y corte de los baffles pueden ser incrementados.

5.2.3 Estimación de las caídas de presión

El diseño térmico de un intercambiador de calor tiene como objetivo calcular un área adecuada de superficie para manejar eficientemente las especificaciones de flujo de calor. Los efectos de la fricción del fluido dentro del intercambiador son de igual importancia debido a que con ellos se puede determinar la caída de presión de los fluidos yendo a través del sistema y consecuentemente determinar la potencia requerida en las bombas para mantener el flujo. Por lo tanto es importante considerar lo anterior debido a que las bombas son componentes que agregan costos tanto a la adquisición del equipo

como al mantenimiento. Así la selección final de un intercambiador de calor, está influenciado por la caída de presión máxima permisible y el costo por bombeo. Los cuales a su vez están influenciados por la distribución de temperaturas y el área disponible para la transferencia de calor.

Para flujo totalmente desarrollado dentro de un tubo, la siguiente relación funcional para la caída de presión por fricción para cualquier flujo ya sea laminar o turbulento, puede ser escrita como:

$$\frac{\Delta P}{L} = \phi(U_m, d_i, \rho, \mu, e) \quad (5.11)$$

Donde la cantidad e es una medición estática de la rugosidad del tubo y tiene dimensiones de longitud, la relación de la ecuación (5.11) asume que la caída de presión ΔP es proporcional a la longitud L de los tubos.

5.2.3.1 Caída de presión en la coraza

La caída de presión del lado de la coraza depende del número de tubos, número de veces que el fluido pasa entre los baffles y el grupo de tubos, longitud de cada cruce. Supóngase que la longitud de un grupo de tubos está dividida por cuatro baffles entonces el fluido viaja a través del grupo de tubos cinco veces.

La correlación desarrollada para el cálculo de la caída de presión, usa el producto de la distancia a través del grupo de tubos. Tomando como el D.I. el de la vasija, D_e y el número de veces que el fluido atraviesa el grupo de tubos. El diámetro equivalente usado en los cálculos se define según el arreglo de tuberías dentro del intercambiador.

Este diámetro equivalente de la vasija se toma como cuatro veces el área neta al flujo para un arreglo determinado dividido entre el perímetro mojado :

$$D_e = \frac{4 \times \text{Área libre al flujo}}{\text{Perímetro mojado}} \quad (5.12)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Como ejemplos de arreglos la figura 5.5 muestra dos diferentes arreglos de tubos en el intercambiador para un arreglo cuadrado, el perímetro es la circunferencia de un círculo y el área libre al flujo es el área del cuadrado menos el área del círculo (sección sombreada).

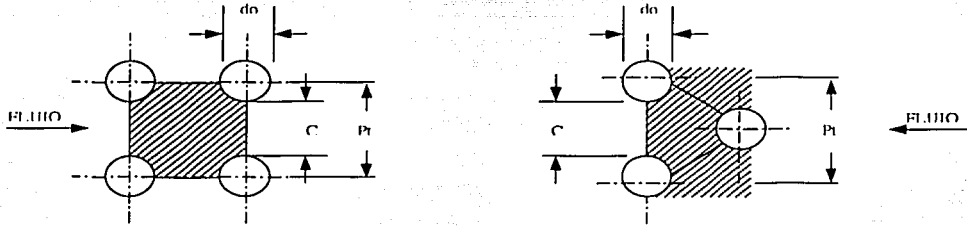


Figura. 5.5. Arreglo cuadrado y rectangular en un intercambiador de tubo y coraza.

Por lo anterior se tiene que para un arreglo cuadrado el diámetro equivalente es :

$$D_e = \frac{4(P_T^2 - \pi d_o^2 / 4)}{\pi d_o} \quad (5.13)$$

Y para un arreglo triangular:

$$D_e = \frac{4 \left(\frac{P_T^2 \sqrt{3}}{4} - \frac{\pi d_o^2}{8} \right)}{\pi d_o / 2} \quad (5.14)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Las variables que afectan la velocidad son el diámetro de la vasija, el claro C , entre tubos adyacentes la distancia entre centros (pitch) y el espaciamiento entre baffles, B . El ancho del área de flujo en los tubos localizados en el centro de la coraza es $(D_s/P_T)C$ y la longitud del área de flujo se toma como el espaciamiento entre baffles, por lo que el área transversal al flujo de los tubos A_s , en el centro de la vasija es:

$$A_s = \frac{D_s CB}{P_T}, \quad (5.15)$$

Por lo que el gasto másico dentro de la coraza se define como :

$$G_s = \frac{m}{A_s} \quad (5.16)$$

La caída de presión en la coraza se calcula por la siguiente expresión :

$$\Delta P = \frac{f G_s (N_b + 1) D_s}{2 \rho D_e \phi_s}, \quad (5.17)$$

donde :

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_h}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5.18)$$

N_b es el número de baffles y (N_b+1) es el número de veces que el fluido en la coraza pasa por el grupo de tubos. El factor de fricción f para la coraza se puede calcular por :

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$f = \exp(0.576 - 0.19 \ln \text{Re}_s) \quad (5.19)$$

donde :

$$400 < \text{Re}_s = \frac{G_s D_e}{\mu} \leq 1 \times 10^6 \quad (5.20)$$

La correlación se ha probado basándose en datos obtenidos de los intercambiadores de calor que actualmente operan en diferentes instalaciones. El coeficiente de fricción toma en cuenta las pérdidas en la entrada como en la salida.

5.2.3.2 Caída de presión en los tubos

La caída de presión en el lado de los tubos puede ser calculada por el número de veces que el fluido atraviesa los tubos (pasadas), N_p y la longitud L , del intercambiador.

La caída de presión a través del grupo de tubos que componen el intercambiador está dado por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_t = 4f \frac{LN_p}{d_i} \rho \frac{U_m^2}{2} \quad (5.21)$$

O

$$\Delta P_t = 4f \frac{LN_p}{d_i} \frac{G_t^2}{2\rho} \quad (5.22)$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

El cambio de dirección en las pasadas introduce una caída adicional de presión, ΔP_r , debida principalmente a expansiones y contracciones súbitas que experimenta el fluido durante su regreso por los tubos, el cual es evaluado por medio de las cuatro velocidades principales permitidas por pasada.

$$\Delta P_r = 4N_p \frac{\rho U_m^2}{2} \quad (5.23)$$

La caída de presión total dentro de los tubos es :

$$\Delta P_{total} = \left(4f \frac{LN_p}{d_i} + 4N_p \right) \frac{\rho U_m^2}{2} \quad (5.24)$$

5.3 Descripción del programa de cálculo

Para el cálculo del dimensionamiento y las caídas de presión a través de un intercambiador de tubo y coraza, se desarrolló una hoja de cálculo en Excel la cual facilita la selección de las condiciones de operación que habrán de predominar en el intercambiador de tubos. Para hacer uso de la hoja de cálculo debe de introducirse una serie de parámetros los cuales se enlistan a continuación.

5.3.1 Datos de entrada

Los datos de entrada están divididos en dos grupos de parámetros: datos para la estimación de dimensiones y datos para la estimación de las caídas de presión.

Los datos para la estimación de dimensiones son:

- Flujo de calor Q en (W)

- Coeficiente de transferencia de calor convectivo entre la superficie externa de los tubos y el fluido de enfriamiento h_o ($W/m^2 \text{ } ^\circ K$)
- Coeficiente de transferencia de calor convectivo entre la superficie interna de los tubos y el fluido del proceso h_i ($W/m^2 \text{ } ^\circ K$)
- Resistencia por ensuciamiento de los tubos R_f ($W/ m^2 \text{ } ^\circ K$)
- Coeficiente de transferencia de calor por conducción para el tubo K ($W/m \text{ } ^\circ K$)
- Diámetro exterior de los tubos d_o (mm)
- Diámetro interior de los tubos d_i (mm)
- Constante de arreglo de los tubos CL
- Constante según las pasadas del fluido dentro de los tubos CTP

Los datos para la estimación de las caídas de presión son:

- Gasto másico del fluido enfriante dentro de la coraza (kg/h)
- Viscosidad del fluido enfriante dentro de la coraza (Ns/m^2)
- Viscosidad del agua (Ns/m^2)
- Densidad del fluido dentro de la coraza (Kg/m^3)
- Distancia entre centros de los tubos (pitch, redondeando el valor)
- Gasto másico dentro de los tubos (kg/h)
- Viscosidad del fluido dentro de los tubos (Ns/m^2)
- Densidad del fluido dentro de los tubos (Kg/m^3)
- Número de tubos (tomando sólo la parte entera)

5.3.2 Datos de salida

Al alimentar la hoja de cálculo con los parámetros arriba listados, se obtienen las características de diseño del intercambiador de calor, tales como :

- Diámetro de la vasija, D_s (m)
- Longitud de la vasija L (m)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

- Número de tubos dentro de la vasija N_t
- Temperatura media logarítmica $T_{lm,cf}$ (°C)
- Temperatura media logarítmica corregida T_m (°C)
- Coeficiente de transferencia de calor global con ensuciamiento, U_o (W/ m² °K)
- Coeficiente de transferencia de calor global sin ensuciamiento, U_c (W/ m² °K)

El programa calcula un cierto número de tubos de cual sólo se debe tomar la fracción entera e introducirla en la celda de datos para la estimación de caída de presión. Otro criterio de cálculo fue tomar un pitch de 1.25 correspondiente a un arreglo triangular para los tubos. Si se desea hacer los cálculos para otro tipo de arreglo de tubería, entonces se deberá introducir el pitch correspondiente.

El programa se puede consultar en el apéndice C de este trabajo.

5.3.3 Verificación del programa

Para la validación de los cálculos se tomó el ejemplo 8.1 presentado en el libro de Kakac y Liu, (1998). Se debe diseñar un intercambiador de calor para calentar agua cruda por medio del uso de agua condensada a 67 °C y 0.2 bar, la cual fluirá dentro de la coraza con un gasto másico de 50,000 Kg/h. El calor será transferido al agua proveniente de la ciudad que llega con un gasto de 30,000 Kg/h a 17°C ($C_p = 4184 \text{ J/Kg } ^\circ\text{K}$). Para los cálculos se recomienda usar una vasija y una pasada. La resistencia debida al ensuciamiento es de $0.000176 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{K/W}$. Se debe permite sobre dimensionar hasta en un 35% de la superficie de diseño. La máxima velocidad del refrigerante para no tener problemas de corrosión será de 1.5 m/s. La máxima longitud de tubería será de 5m por limitaciones de espacio. El material del tubo será acero al carbón ($k = 60 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$), el agua cruda fluirá dentro de los tubos con $\frac{3}{4}$ pg (19 mm de D.E. y 16 mm D.I.). Los tubos están dispuestos con un arreglo cuadrado con un pitch de 1.25, el espaciamiento del baffle es aproximadamente 0.6 del diámetro de la vasija y el corte del baffle es 25 %, la máxima caída de presión permitida dentro de la coraza es de 1.5 psi. La temperatura de salida del agua no deberá ser menor que 40 °C . Llévase a cabo un análisis preliminar.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Solución :

Utilizando la hoja de cálculo se tiene que :

Tabla 5.1 Datos de entrada para la verificación del programa

Q		Ho	Hi	Rf	K del tubo	do	di	CL
KJ/h	KW	W/m2 °K	W/m2 °K	m2 °K/W	W/m °K	mm	mm	
2.88E+06	801.0	5000	4000	0.000176	60	19	16	1

CTP	PR	do	L	Th1	Th2	Te1	Te2
		M	m	°C	°C	°C	°C
0.93	1.25	0.019	3	67	53	17	40

Tabla 5.2 Resultados utilizando la hoja de cálculo

	Ur	Uc	T _{lm,cf}	T _m	A _r	A _c	D _s	D _s	N _t	L _c
	W/m2 °K	W/m2 °K	° C	° C	m2	m2	m	pg		m
Kakac y Liu, 1998	1428.4	1908.08	31.4	28.26	19.86	14.85	0.293	11.53	116.48	3.0
Programa	1428.4	1908.09	31.383	28.245	19.854	14.863	0.293	11.53	110.95	3.0

Al comparar los resultados con los obtenidos en el libro, se puede observar que son muy semejantes.

5.4 Diseño de intercambiadores de calor para la plataforma de compresión propuesta

Con base en el diseño conceptual del proceso de compresión y separación de gas (alternativa 2), se realizó el diseño preliminar de los intercambiadores de calor para la tercera etapa de compresión de gas. La información necesaria sobre el proceso se tomó desde la predicción hecha en el código HYSYS. La Tabla 5.3. muestra datos de entrada

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

para tres casos considerados. El parámetro que fue cambiado en estos tres casos fue el número de intercambiadores de calor, ver tabla 4.

Tabla 5.3. Datos de entrada para el diseño de intercambiadores de calor de la etapa 3 de compresión

Caso	N	M	d _o mm	d _i mm	h _o W/m ² k	h _i W/m ² k	R _n m ² k/W	K W/mk	CTP	CL	PR	T _{c1} °C	T _{c2} °C	T _{h1} °C	T _{h2} °C
1	4	6	19	16	5000	250	0.00018	60	0.93	0.87	1.25	25	29	85.03	30
2	8	6	19	16	5000	250	0.00018	60	0.93	0.87	1.25	25	29	85.03	30
3	10	6	19	16	5000	250	0.00018	60	0.93	0.87	1.25	25	29	85.03	30

Tabla 5.4. Parámetros de diseño principales de intercambiadores de calor

Caso	DMLT °C	Q BTU/h	m _g MMPCD	A _o m ²	U _i W/m ² °C	D _s pg	N _i	Q _w MBPD
1	18.4717	2.328E07	141.85	1128.31	194.0538	57.3	3153	217.2
2	18.4717	1.164E07	70.925	951.627	194.0538	52.6	2659	108.6
3	18.4717	9.312E06	56.74	761.379	194.0538	47.1	2127	86.88

Las tablas 5.5, 5.6, 5.7, muestran los resultados de cálculo obtenidos con ayuda del programa para los diseños térmico e hidráulico descritos arriba.

Tabla 5.5 Datos de entrada para el diseño de intercambiadores de calor

Etapa	N	L M	d _o mm	d _i mm	h _o W/m ² k	h _i W/m ² k	R _n m ² k/W	k W/mk	CTP	CL	PR	T _{c1} °C	T _{c2} °C	T _{h1} °C	T _{h2} °C
1	1	6	19	16	5000	250	0.00018	60	0.93	0.87	1.25	25	29	74.76	30
2	2	6	19	16	5000	250	0.00018	60	0.93	0.87	1.25	25	29	90.54	30
3	8	6	19	16	5000	250	0.00018	60	0.93	0.87	1.25	25	29	85.03	30

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 5.6. Parámetros principales de diseño para intercambiadores de calor

Etapa	N	DMLT °C	Q BTU/h	m _g MMPCD	A _o m ²	U _t W/m ² °C	D _s P _g	N _t	Qw MBPD
1	1	16.104	7.276E06	37.51	682.348	194.0538	44.6	1907	65.0
2	2	19.701	1.814E07	38.745	695.325	194.0538	44.9	1943	165.0
3	8	18.4717	1.164E07	70.925	951.627	194.0538	52.6	2659	108.6
Total	13		1.366E08		9686.014				1264

Tabla 5.7. Datos de entrada y salida para la estimación de la caída de presión en los intercambiadores

Etapa	N	Mw Kg/h	Mw Ns/m ₂	Nb	Pw Kg/m ³	Pt Triangular	ΔP PSI	Mg Kg/h	Mg Ns/m ₂	Pg Kg/m ³	Nt	ΔP PSI
1	1	4.43E05	19	1	1014.8	1.25	07.8	64114	1.17E-05	12	1907	0.54
2	2	5.56E05	19	1	1014.8	1.25	11.7	53935	1.33E-05	35	1943	0.13
3	8	7.18E05	19	1	1014.8	1.25	16.4	76303	1.53E-05	73.33	2659	0.07

5.5 Análisis comparativo del diseño de intercambiadores de tubo y coraza vs. enfriados por aire

Se realizó una comparación de dos diseños de intercambiadores de calor uno es de tubo y coraza y el otro enfriado por aire. La tabla 5.8 muestra los parámetros principales para estos dos diseños hechos para la carga térmica en un intercambiador de calor de la tercera etapa.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 5.8 Comparación de parámetros principales del intercambiador de calor de tubo y coraza con los de intercambiador de calor enfriado por aire

Tipo de intercambiador	P, BTU/h	Q _R , MMPCD	T _{h1} , °C	T _{h2} , °C ₂	T _{c1} , °C	T _{c2} , °C	ΔT _{lm} , °C	U, W/m ² K	A, m ²
Tubo y coraza	1.164x10 ⁷	70.925	85.03	30	25	29	18.5	194.1	951.6
Enfriado por aire	9.457x10 ⁶	70.925	85.03	40	35	60	12.8	28	7820.36

El análisis de los datos presentados en la tabla 5.8 muestra que el intercambiador de tubo y coraza tiene una gran ventaja sobre el intercambiador enfriado por aire desde el punto de vista del área requerida de transferencia de calor. Además la temperatura de gas a la salida del intercambiador de calor enfriado por aire es mayor que la temperatura a la salida del intercambiador de tubo y coraza.

5.6 Diseño térmico de intercambiadores de calor de placa

El área total de transferencia de calor de placa se obtiene de la siguiente fórmula

$$A = \frac{P}{U \Delta T_{lm}} \quad (5.25)$$

Para los intercambiadores de calor de placa U alcanza 7500 W/m²K (agua/agua). La diferencia de media logarítmica es:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2})(T_{h2} - T_{c1})}{\ln \frac{T_{h1} - T_{c2}}{T_{h2} - T_{c1}}} \quad (5.26)$$

El gasto del agua de mar requerido se obtiene de la siguiente fórmula.

$$m = \frac{P}{C_p(T_{c1} - T_{c2})} \quad (5.27)$$

Con base en las ecuaciones (5.25 - 5.27) se realizó el cálculo de área total requerida de transferencia de calor y el gasto total de agua. Los resultados del cálculo se presentan en la tabla 5.9.

Tabla 5.9 Diseño térmico de los intercambiadores de placa

P Btu/h	T _{h1} °C	T _{h2} °C	T _{c1} °C	T _{c2} °C	U W/m ² K	ΔT _{lm} °C	A m ²	Q _w m ³ /s
1.366E8	29	25	20	28	7000	2.49	2294	2.3

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Capítulo 6

Conclusiones y Recomendaciones

6.1 Contribuciones hechas

Las contribuciones del presente trabajo han sido en términos de la optimización del proceso de compresión y del análisis del uso del agua de mar como medio de enfriamiento de la corriente de gas. Con respecto a la optimización, las principales contribuciones se pueden resumir en :

1. Se investigó la dependencia que existe del gasto de crudo estabilizado con respecto a las presiones de compresión.
2. Se encontró que la recuperación de hidrocarburos líquidos está en función de las presiones intermedias de separación ($Q_{oe}=f(P_1,P_2)$).
3. Se investigó el comportamiento de la potencia requerida en compresión.
4. Se mostró que es muy importante encontrar las condiciones bajo las cuales la producción de hidrocarburos líquidos es máxima.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

5. Se mostró que las presiones (P_1, P_2) en las etapas de separación que corresponden a la máxima recuperación de hidrocarburos líquidos y mínima potencia de compresión, no coinciden.
6. En el caso considerado, las ganancias por aumento de producción de crudo es un orden de magnitud mayor que el incremento de costos de operación asociados con el incremento de potencia requerida para comprimir el gas.

Con respecto al sistema de enfriamiento las principales contribuciones son:

1. Se mostraron las ventajas del uso del agua de mar como medio de enfriamiento en lugar del aire.
2. El uso del agua de mar reduce significativamente la carga térmica hacia la planta deshidratadora de gas.
3. El uso del agua de mar incrementa la recuperación de condensados generados por enfriamiento de la corriente de gas.
4. La cantidad de vapor de agua en la corriente de gas es menor cuando la temperatura del gas se encuentra entre 27 y 30 °C. Lo anterior repercute en el consumo de TEG de la unidad deshidratadora.

Los resultados del presente trabajo han sido publicados en forma de :

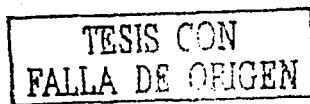
Artículo en una conferencia de la SPE:

- M. Ortega-Aguilar, M. Peregrino, J. Verdejo-Fierro PEMEX Exploration, and Y .V. Fairuzov, Inst. of Engineering, National. Autonomous U. of Mexico “ The Use of Sea Water for Gas Cooling in Offshore Processing Facilities in the Campeche Bay in the Gulf of México”, SPE 74381, 10 de febrero 2002.

6.2 Conclusiones

Las principales conclusiones de este trabajo son:

1. El diseño del sistema de producción de hidrocarburos está determinado por dos parámetros: ganancias obtenidas, costos iniciales y de operación.



2. Se mostró que la decisión de la aplicación de un sistema de procesamiento se debe basar en un estudio integral que tome en cuenta el análisis costo-beneficio y no únicamente en la predicción de características técnicas del sistema.
3. Para buscar el punto óptimo de recuperación de condensados se requieren métodos numéricos aplicables a una función con máximos y mínimos locales.
4. El uso de un sistema para controlar el punto de rocío en el gas, permite evitar patrones de flujo no deseados en las líneas de transporte (bache, tapón), con la eliminación del agua libre de la corriente de gas se reducen los problemas de corrosión en gasoductos.
5. El uso del agua de mar para enfriamiento de la corriente de gas ofrece varias ventajas, por lo que debe ser analizado en el desarrollo de instalaciones bajo condiciones del Golfo de México en la Sonda de Campeche.
6. Los resultados de este trabajo fueron aplicados en un proyecto de investigación y desarrollo realizado por el Instituto de ingeniería de la U.N.A.M. para Pemex Exploración y Producción (Proyecto Estratégico de Gas).
7. Este trabajo tiene aplicación directa e inmediata en el desarrollo de los campos nuevos pertenecientes al Activo de Explotación Litoral de Tabasco.

6.3 Recomendaciones para futuros trabajos

Se han alcanzado los objetivos de optimizar el proceso de compresión en etapas múltiples, se propuso un esquema alternativo de compresión y enfriamiento del gas. Sin embargo, es necesario complementar este estudio con las siguientes recomendaciones para trabajos futuros:

- Tomar en cuenta el costo de la inversión inicial (espacio en plataforma, adquisición de equipo, etc.) en el proceso de optimización para maximización de la ganancia.
- Encontrar un método numérico robusto que permita la optimización para funciones no lineales, con máximos y mínimos locales.
- Llevar a cabo la optimización para las condiciones de operación de la instalación, tomando en cuenta la variación de la producción en el tiempo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

- Incluir un estudio de análisis de sensibilidad que muestre el comportamiento del sistema fuera de condiciones de diseño. Este punto es indispensable porque la diferencia de la producción real y la pronosticada puede ser muy grande.
- Incluir la incorporación de reservas de nuevos campos al sistema de procesamiento de hidrocarburos propuesta.
- Incluir un estudio de paro y arranque de equipo ocasionado por la condensación en las instalaciones de proceso y transporte.
-

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

REFERENCIAS

1. L.k: sood and A.s. Jamsheer, "Desing Of surface facilities for Khuff Gas," SPE 13683, marzo 1985.
2. R.J.C. Rietveld, SPE, "Design of production facilities integrated with the tanker," SPE 11883, junio 1985.
3. Campbell J. M., "Gas processing in 1982," Spe, marzo 1982.
4. M.E. Alford, Mobil Oil Corp, "A review of the Arun Field Gas production/cyclin and LNG export proyect," SPE 11473, marzo 1983.
5. K. Majumdar, Abu Dhabi National Oil Co, "Understand Centrifugal compressor equipment interaction," Hydrocarbon Processing, agosto 1999.
6. K.S. Kumaran, Amec Process & Energy, "Not normally Manned Compression Platform for the North Sea," SPE 28863, octubre 1994.
7. Michael Nakhamkin, Lars andersson (1991), "AEC 110MW Caes Plant : Status of Proyect," ASME COGEN-TURBO.
8. John M. Campbell, "Design of Gas Conditioning and Processing Facilities," SPE 9997, marzo 1982.
9. R.N. Maddox, K.E. Bretz, "Turbo Expander application in Natural Gas Processing," SPE, mayo 1976.

TESIS CON
FALLA DE ENTREGA

10. M. D. Haynes, Amoco (U. K.) Exploration Co (1976). "Leman Gas Compression Project Southern North Sea," OTC 2481, (may. 3-6).
11. Krishna P. Singh and Maurice Holtz., "On Predicting Intermediate Terminal Temperatures for Heat Exchangers in Tamden," Joseph Oat and Sons, Inc
12. R. Bettocchi, G. Cantore, G. Negri di Montenegro and D. Moro. "Optimum Performance Evaluation in Multistage Intercooled Compression Gas Turbines," 1991 ASME COGEN-TURBO. IGTI-Vol 6.
13. Alberto Álvarez Barajas (1998), "Cogeneración con turbinas de vapor y turbinas de vapor", Congreso Internacional de Tecnología Petrolera. (nov 18-20).
14. R. Mukherjee, Engineerings India Ltd., New Delhi, India, "Avoid Operating problems in air-cooled heat exchangers",
15. Sajjad Ahmed and John Bayers, Bechtel Corp., "Design Basics for Cooling Systems," Hydrocarbon Processing, marzo 1997.
16. Charles E. Hulswitt, consultant, Wooster, "Properly Specified Exchangers Result in Big Savings," Chemical Processing, agosto 1994.
17. Randy Albritton and Alan E. Hodel, "Gasket compatibility no problem with welded plate heat exchanger," Chemical Processing, agosto 1991.
18. Bob Wright and Dan Roberts, "Compressor/Expander combination provides energy savings," Chemical Processing, agosto 1995.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

19. Abidi, F (1975), "Pipeline-System Cost Estimated," Oil and Gas J. Vol. 73, No 41, p. 99-100 (oct. 13).
20. Diab, Saleh Y. (1983a), "Determining Volume and Concentration to Dry Gas Line," Oil and Gas J., Vol. 81, No 9, P. 80 (feb. 28).
21. Diab, Saleh Y. (1983b), "Techniques for Draying Pipelines by Three-Spheres Method," Oil and Gas J., Vol. 82, No 10, p. 113 (mar. 7).
22. Finch, J. C., and D.W. Ko (1983), "Tutorial-Fluid Flow Formulas," Proceedings, Pipeline Simulation Interest Group Annual Meeting, Toronto, Ont. (oct. 20-21).
23. Gatlin, L.W., and H.J. Endean (1975), "Corrosion from Wet Gas Controlled," Oil and Gas J., Vol. 73, No 40, p. 63-68 (oct. 6).
24. Hein, Mike (1983), "Here are Methods for Sizing Offshore," Oil and Gas J., Vol. 81, No 18, p. 143 (may. 2).
25. Huntley, Allan R. (1986), "Flexible Subsea Slug Catcher Designed for Use in North Sea's Troll Field," Oil and Gas J., Vol. 84, No 30, p. 84-86 (jul. 28).
26. Oloronniwo, F. O. (1987), "An Analysis of Pipe and Compressor Cost Functiona in Natural Gas Transmission Line," Journal of Pipelines, Vol. 7, p. 1-13.
27. Seider, W. D. (1991), "Process Design Principles," Wiley.
28. Solórzano, L. N. (1999), "Activos Petroleros" Argo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

APÉNDICE A

A.1 Elementos básicos del proceso.

Un balance de materia y energía con operaciones termodinámicas, alrededor de cada nodo para el sistema planteado es llevado a cabo. El simulador utiliza ciertas ecuaciones básicas de cada elemento del sistema para ejecutar los cálculos, entre ellas están:

Tubería. Es un elemento utilizado para transportar los diferentes fluidos comerciales producidos hacia su destino final. Las tuberías de proceso difieren de las tuberías de transporte, ya que las primeras son mucho más cortas y transportan mezclas de aceite, gas y agua. El diseño y análisis de las tuberías involucra la aplicación de los fundamentos de mecánica de fluidos del flujo de fluido a través de tuberías cilíndricas. La energía necesaria para mover los fluidos dentro de las tuberías es proporcionada por dispositivos como bombas y compresores. Para representar el flujo en la tubería dentro del sistema de nodos y conectores se tienen diferentes correlaciones como Beggs-Brill (1973), Kermit (1977), etc, las cuales utilizan mapas de patrones de flujo para predecir el comportamiento de la corriente y calcular parámetros como colgamiento de líquido, fracción de vacío, caída de presión y temperatura, así como los porcentajes de vapor y líquido que se tendrían para ciertas condiciones. La descripción de cada uno de los métodos mencionados no es objetivo de este trabajo. Para consulta a detalle de estos métodos se recomienda el texto de F. Garaicochea, "Transporte de hidrocarburos por ductos", (CIPM 1991).

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

- **Bomba.** Las bombas tienen gran cantidad de usos en las instalaciones petroleras.

Las bombas son los dispositivos que proporcionan la energía necesaria para mover el aceite a través de las tuberías de un punto a otro.

En la vida inicial del campo, el yacimiento proporciona la energía para procesar y enviar el líquido a su punto de entrega. Conforme la presión del yacimiento declina se hará necesario la instalación de bombas. Éstas convierten el movimiento rotatorio de un motor primario en movimiento lineal de un líquido dentro de la tubería. Como función secundaria, las bombas sirven ocasionalmente para mezclar fluidos. Los tipos de bombas más comunes usadas en la industria petrolera son centrífugas, reciprocantes y de tornillo.

$$Q = \frac{hp \times \rho_L}{(p_2 - p_1)}$$

A.1

- **Compresor.** Los compresores tienen el mismo propósito para la corriente de gas como las bombas lo tienen para el líquido. Por lo que un compresor mueve a la corriente de gas de un sistema de baja presión hacia uno de presión más alta. Las diferentes etapas en una instalación de procesamiento se encuentran a menor presión que la línea de transporte así la compresión es usada en todos los aspectos de procesamiento de la corriente de gas. Como en recuperadoras de helio, recuperación de condensados, distribución y transmisión, reinyección para mantenimiento de presión, almacenamiento de gas y licuefacción para transporte. La clasificación de los diferentes tipos de compresores se hace de acuerdo con el método de operación. Por lo tanto en la industria petrolera los compresores más comunes son reciprocantes, centrífugos, de tornillo.

$$Q = \frac{hp}{K \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{K_3} - K_2}$$

A.2

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

- **Válvula.** Las líneas de flujo no son siempre simples tuberías. Las tuberías contienen diferentes elementos como codos, válvulas y otros cambios de diámetro importante los cuales llegan a ser importantes en la evaluación de la caída de presión total. De estos elementos son de especial importancia las válvulas. Los cálculos para este dispositivo son considerando un proceso isoentálpico.

$$Q = K \sqrt{(p_1 - p_2) p_1}$$

$$Q = 0.5 K p_1 \quad \text{para flujo sónico}$$

A.3

- **Equipo de transferencia de calor.** Muchos de los procesos para el gas producido, requieren de equipos de transferencia de calor. Los tres tipos de transferencia de calor son

- Conducción
- Convección
- Radiación

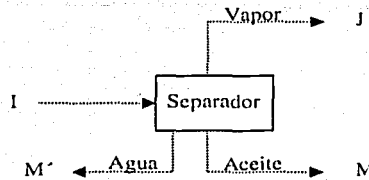
Los equipos diseñados utilizan una combinación de dos o tres de estos métodos para tener una transferencia de calor eficiente. Las instalaciones de producción a menudo transfieren calor de fluido a fluido o de un fluido al aire. Los intercambiadores de calor más comúnmente usados en el procesamiento del gas son

- Intercambiadores de tubo y coraza
- Intercambiadores de doble tubería
- Intercambiadores de platos
- Intercambiadores de aire forzado

- **Separadores.** La función de los separadores de aceite y gas es separar mecánicamente la fase líquida de la gaseosa a las condiciones de presión y temperatura especificadas para el proceso. Los separadores bifásicos separan gas de la corriente de líquido. Los separadores trifásicos separan el gas del líquido y este es separado en sus

fases de aceite y agua. En campo los separadores son llamados scrubber cuando la relación gas-líquido es alta.

La corriente de alimentación I del separador es separada en sus corrientes de líquido M, M' (aceite y agua) y en su corriente de vapor de equilibrio J.



Para la predicción de las fases de equilibrio y sus propiedades existen diferentes ecuaciones de estado que permiten calcularlas. Una guía rápida de su aplicación se proporciona en la tabla 1.1. Sin embargo la descripción de cada una de ellas queda fuera del alcance de este proyecto.

A.2 Balance de energía

En ocasiones también llamado balance entálpico cuando es aplicado a casos específicos del balance de energía general para un sistema dado. El balance de energía es por sí mismo una declaración matemática de la primera ley de la termodinámica. Esta ley declara que la energía es conservada en un proceso real, es decir que no aparece y desaparece a placer.

El balance de energía es usado con mucha frecuencia en las instalaciones de procesamiento de campos de aceite y gas su aplicación involucra sistemas con consumo de combustible y uso eficiente. La ecuación general de balance de energía para un sistema estacionario con una entrada y salida simple se proporciona a continuación

$$(H_2 - H_1) + \frac{g(Z_2 - Z_1)}{g_c J} + \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2g_c J} = Q - W_s - \Delta H_{comb} \quad A.4$$

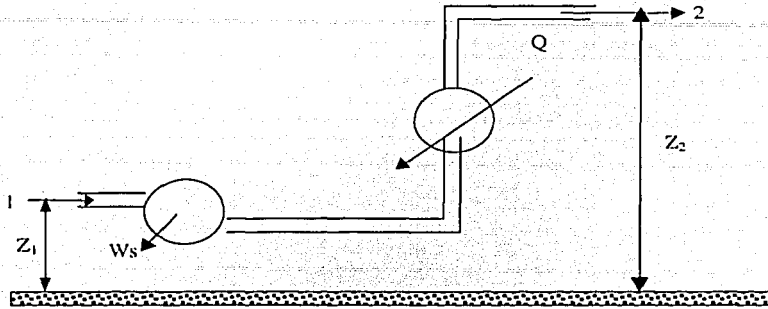


Diagrama de flujo para un balance de energía

Donde

H = corriente entálpica, energía/masa

Z = elevación sobre un punto de referencia arbitrario, longitud

V = velocidad promedio de un fluido dentro de un conducto, longitud/tiempo

Q = energía suministrada al sistema debida a una diferencia de temperatura (transferencia de calor), energía/masa

Ws = energía proporcionada por el sistema en forma de trabajo mecánico, energía/masa

ΔH_{comb} = calor de combustión por combustible quemado, energía/masa

γ = aceleración de la gravedad, longitud/(tiempo)²

γ_c = factor de conversión entre masa-longitud-tiempo y unidades de fuerza

$$= 1 \text{ Kg} \cdot \text{m}/(\text{s}^2 \cdot \text{N})$$

$$= 32.174 \text{ ft} \cdot \text{lbm}/(\text{s}^2 \cdot \text{lbf})$$

J = factor de conversión entre fuerza-distancia y unidades de energía

$$= 1.0 \text{ N} \cdot \text{m}/\text{J} = 778.17 \text{ ft} \cdot \text{lbf}/\text{Btu}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Los sistemas reales raras veces en verdad son estacionarios. Sin embargo un análisis de la ecuación A1.4, se aproxima lo suficiente para cualquier aplicación. Los términos involucrados son descritos a continuación.

Cambio de entalpía. El término $H_2 - H_1$ es el cambio neto en entalpía de la corriente de flujo. La entalpía está compuesta de la suma de la energía interna del fluido y la energía PV adicionada al fluido. La energía interna representa la energía inherente que tiene una sustancia que no puede ser observada pero que se sabe que existe. Microscópicamente, la energía interna es la suma de las energías cinéticas y potenciales de las partículas que conforman un fluido.

Energía potencial. El término $g(Z_2 - Z_1) / g_c J$, es el cambio en energía potencial relativa al campo gravitacional de la tierra. Otros tipos de energía potencial como la eléctrica o magnética, son despreciables en el procesamiento de aceite-gas.

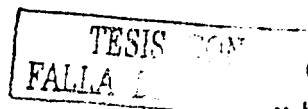
Energía cinética. El cambio en la energía cinética del flujo del fluido está dado por la siguiente relación $(V_2^2 - V_1^2) / 2g_c J$. Este término solamente es importante si el cambio de velocidad es muy grande, lo cual no es el caso para instalaciones de proceso de aceite y gas.

Transferencia de calor. La transferencia de calor, Q , de o hacia un sistema por conducción, convección o radiación, es en muchas ocasiones un término importante que debe ser tomado en cuenta, especialmente cuando el uso de combustible está involucrado. El gasto de transferencia de calor es,

$$q = wQ$$

A.5

donde q = gasto de transferencia de calor, energía/tiempo



w =gasto de flujo del fluido, masa/tiempo.

El gasto de transferencia de calor quizá sea despreciable en algunos casos. Un proceso para el cual $Q=0$ es conocido como "adiabático".

Donde la transferencia de calor es importante, puede ser calculado por la relación siguiente:

$$q = UA\Delta T_m \quad A.6$$

Donde

U =coeficiente de transferencia de calor total, energía/((área)(tiempo)(temperatura de la fuerza manejada)

A =área de transferencia de calor

ΔT_m =temperatura de la fuerza manejada

(El método para calcular la transferencia de calor en los equipos como intercambiadores de calor se presentan en el capítulo 5. Para mayor información de los mecanismos de transferencia se pueden consultar libros de texto como el de Kreith, Principios de transferencia de calor, 3^{ra} ed., Intext, 1973.)

Trabajo de flecha. Bombas, compresores y turbinas involucran transferencia de energía del fluido vía una flecha hacia sus alrededores. La potencia o el gasto de hacer trabajo P_s , es la cantidad de veces que la flecha hace viajar al fluido.

$$P_s = w W_s \quad A.7$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Aplicación del balance de energía

En operaciones de procesamiento en campo, el balance de energía se puede reducir a una forma más simple. Algunas de ellas como sumatorias para todos los componentes, excepto para los de combustión donde el término de calor por combustión no es cero.

Intercambiadores de calor. En estos componentes los cambios en energía cinética y potencial son despreciables. No se hace trabajo. La ecuación (1) se reduce a:

$$Q=H_2-H_1 \quad A.8$$

El calor adicionado o removido es igual al cambio en la entalpía entre la entrada y salida de la corriente. Q será positivo si el calor es adicionado y negativo si el calor es removido de la corriente del fluido.

Válvulas. El cambio en energía cinética y potencial son despreciables. No se hace trabajo. El trabajo es esencialmente adiabático.

$$H_2 - H_1=0$$

El proceso es "isoentálpico". La expansión es referida como una expansión de "Joule-Thomson".

Separadores. Los separadores operan igual que las válvulas (isoentálpico). Por lo tanto, la entalpía de salida, H_2 , es la suma de las entalpías de salida del vapor y el líquido.

$$H_2 - H_1=0 \quad A.9$$

Compresores, bombas y turbinas. Los cambios en la energía cinética y potencial se consideran despreciables para estos componentes. Su operación es esencialmente adiabático.

$$W_s= -(H_2 - H_1) \quad A.10$$



El trabajo de flecha adiciona un signo negativo a la expresión anterior. El trabajo de flecha es positivo si el trabajo es hecho sobre los alrededores (expansor o turbina) y negativo si es hecho sobre el fluido (bomba o compresor).

Calentadores y hornos. Los cambios en energía potencial y cinética son despreciables. No se hace trabajo. El calor de combustión contribuye a incrementar el valor de la entalpía de combustión del gas y el de la transferencia de calor.

$$\Delta H_{comb} = -Q + (H_2 - H_1) \quad A.11$$

El intercambio de calor consta de dos términos el calor absorbido por el fluido cuando está siendo calentado Q_{proc} , y la pérdida de calor hacia los alrededores Q_{loss} .

$$\Delta H_{comb} = -Q_{proc} - Q_{loss} + (H_2 - H_1) \quad A.12$$

El calor de combustión se está tomando como una cantidad negativa (convención termodinámica).

Idealmente es deseable incrementar el primer término del lado derecho y reducir el segundo.

Cálculo de la entalpía. De las discusiones anteriores se entiende que la entalpía es una propiedad importante en el proceso de cálculos. A continuación se describe una técnica de evaluación de esta propiedad.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Relaciones básicas. De la termodinámica se conoce que la entalpía puede ser evaluada por cambios sensibles en el calor (cambios donde la temperatura es elevada o disminuida sin cambios de fase) por

$$\Delta H = (H_2 - H_1) = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \text{ (medido a presión etc.)} \quad \text{A.13}$$

donde C_p es una función de T , para muchas aplicaciones se puede usar un valor promedio de C_p y asumirlo como constante en el rango de interés. Entonces

$$\Delta H = C_p (T_2 - T_1) \quad \text{A.14}$$

los calores latentes son los cambios en la entalpía ocurridos por un cambio de fases como evaporación o condensación.

Las cartas de entalpía son desarrolladas para datos de calor específico y el calor latente después de que los datos apropiados son seleccionados.

A.3 Balance de masa

El balance de materia y el balance de energía (discutido en el apéndice A) son dos herramientas básicas para el ingeniero de procesos. Estas ecuaciones de conservación más las relaciones de gastos y las relaciones de equilibrio pueden ayudar a resolver muchos problemas técnicos involucrados con el procesamiento de aceite-gas.

La relación general de balance de masa o materia se presenta a continuación. El sistema referido es un volumen de control seleccionado por conveniencia para cualquier aplicación particular.

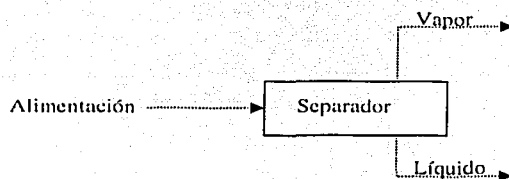
Gasto o flujo de masa dentro del sistema	+	Gasto de producción en el sistema por reacción química	-	Gasto o flujo de masa que sale del sistema	=	Gasto de acumulación en el sistema
---	---	---	---	---	---	--

TESIS
 FALLA DE ORIGEN

Si no hay reacción química y si se asume un estado estacionario, entonces la relación anterior toma la forma siguiente

$$\text{Gasto de masa que entra al sistema} = \text{Gasto de masa que sale del sistema}$$

La relación anterior no suele ser tan trivial como aparenta, por ejemplo en el caso donde a un aparato entra una corriente y salen dos corrientes con diferente composición. El ejemplo referido se trata del caso de un separador, por ejemplo:



Dos diferentes ecuaciones de balance de materia pueden ser escritas un balance para la corriente global, o un balance por componente.

$$F = F_v + F_L$$

balance de materia de la corriente global

$$F_z = F_v y + F_L x$$

balance de materia por componente

Donde

F = gasto de alimentación

F_L = gasto de líquido, moles/tiempo

F_v = gasto de vapor, moles/tiempo

z = fracción de algún componente en la corriente de alimentación

x = fracción de algún componente en la corriente de líquido

y = fracción de algún componente en la corriente de vapor

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Los ingenieros de procesos usan continuamente los moles en su trabajo, al contrario de otros ingenieros solo los mencionan ocasionalmente. ¿Qué es un mole? Es simplemente la masa de una sustancia expresada en unidades de tamaño de su peso molecular. Estrictamente hablando, se necesita de un prefijo para indicar que el mole es lbmole, gmole o kgmole. El peso molecular de una sustancia es descrito como cuántas lb hay en una lbmole (lb por lbmole), g por gmole, kg por kgmole.

La ventaja de usar unidades molares es que cualquier sustancia tiene el mismo número de moléculas en ella. La unidad molar expresa equivalencia en términos de moléculas. La mole es usada como unidad en los cálculos de la ley de los gases porque la constante R de esta ley es la misma para todas las sustancias. Las unidades molares son usadas también en cálculos de equilibrio de fases.

Ecuación de continuidad

Como una corriente de flujo a lo largo de una tubería en flujo estacionario, que puede experimentar posibles cambios en presión y temperatura, aunque su gasto másico, w , es constante, el gasto volumétrico puede cambiar por cambios en la densidad. Incluso el promedio de velocidad del fluido puede variar. Estos hechos están contenidos en la ecuación de continuidad.

$$w = VA\rho \quad \text{A.15}$$

Donde

w =gasto másico, masa /tiempo

V =velocidad promedio del fluido en el conducto

A =área transversal del conducto de flujo

ρ =densidad del fluido

El gasto volumétrico está dado por

$$Q = VA = w/\rho \quad \text{A.16}$$



como la densidad se requiere para la evaluación de la ecuación de continuidad, para su cálculo se puede consultar el texto de F. Garaicochea, "Transporte de hidrocarburos por ductos", CIPM 1991.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

APÉNDICE B

B.1 El método Box

Este procedimiento está basado en el complejo método de **Box**; el cual utiliza el algoritmo desarrollado por Press et al. conocido como *cuesta bajo simple* y el algoritmo **Box** de Kuester y Mize.

El problema considerado para el desarrollo del método es la minimización de $f(x) = f(x_1, x_2, \dots, x_n)$ donde x está sujeta a restricciones explícitas.

$$l_j \leq x_j \leq u_j, \quad j = 1, 2, \dots, n \quad (\text{B.1})$$

y a las restricciones implícitas

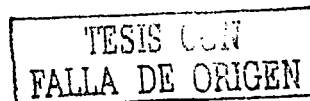
$$g_i(x) \leq b_i, \quad i = 1, 2, \dots, m \quad (\text{B.2})$$

Si la función objetivo $f(x)$ es convexa y la restricción implícita $g_i(x)$ también es convexa, el problema podrá tener solución única. Las l_j y u_j son las fronteras inferiores y superiores para las variables.

El método es un procedimiento iterativo y asume que se conoce n , m , l_j , u_j y que además se tiene un punto inicial x_1 que satisface todas las restricciones (ecuaciones B.1 y B.2). Se genera primero un juego de k puntos los cuales satisfacen las restricciones y se evalúa la función objetivo para este juego de k puntos. Este juego de puntos se conoce como un *complejo*. Box encontró que la k necesariamente debe ser más grande que $n+m$, que es el número de puntos usados en el método simplex de Nelder y Mead. Box sugiere que el valor de $k=2n$.

Como asumimos que x_1 , satisface todas las restricciones dadas generamos puntos posteriores que satisfacen la ecuación. 4.1 de la sección 4.1.2 para.

$$x_j = l_j + r(u_j - l_j) \quad (\text{B.3})$$



para $j=1,2,\dots,n$ y $i=2,3,\dots,k$ donde r es un pseudo-aleatorio de distribución rectangular variable en el rango $(0, 1)$ cuyas variables son obtenidas de la declaración $Y=RND(X)$.

Los puntos generados por la ecuación B.3 para un valor de j satisfacen automáticamente a la ecuación B.1 y si también satisfacen a la ecuación B.2 entonces serán aceptados como puntos iniciales del *complejo*. Si el punto generado por la ecuación B.3 no satisface a la ecuación B.2, se pasará a la mitad del intervalo hacia el centroide alrededor del punto aceptado.

$$x_i^j = \left(\frac{x_i + x_c}{2} \right) \quad (B.4)$$

donde

$$x_c = \frac{1}{i-1} \sum_{c=1}^{i-1} x_c \quad (B.5)$$

Si la ecuación B.4 no se cumple, el procedimiento se repite hasta que cumpla. Si la $g_i(X)$ es convexa sólo bastará satisfacer las restricciones.

Así el método Box se define como una técnica de búsqueda secuencial la cual resuelve problemas no lineales de la función objetivo, sujeta a restricciones de desigualdad no lineales.

Características del método Box

- No requiere de derivadas.
- En este método no se pueden utilizar restricciones del tipo igualdad.
- Este método no es muy eficiente en términos del número requerido en las evaluaciones de las funciones.
- Generalmente requiere un número grande de iteraciones para que converja a una solución.

TESTE CON
 FALLA DE ORIGEN

- La aplicación de este método es muy robusta.

Procedimiento del método Box

1. Proporcionado un punto de arranque “factible”, el simulador genera un “complejo” original de $n+1$ puntos alrededor del centro de una región (donde n es el número de variables).
2. La función objetivo es evaluada en cada punto. El punto que tiene el valor más alto de la función es reemplazado por un punto obtenido a través de extrapolar frente al cruce del complejo con el punto más alto (reflexión).
3. Si el nuevo punto tiene éxito en reducir la función objetivo, el simulador trata con una nueva extrapolación. Por otro lado, si el nuevo punto es peor que el segundo punto más alto, el simulador llevará a cabo una contracción unidimensional.
4. Si un punto persiste en dar valores altos, todos los puntos serán concentrados alrededor del punto más bajo.
5. El nuevo punto debe satisfacer tanto a las condiciones de frontera como a las restricciones de desigualdad. Si las fronteras son rebasadas, dicho punto es retornado dentro de las mismas. Pero si el nuevo punto viola las restricciones entonces es movido progresivamente hacia el centroide de los puntos remanentes hasta que la restricción es alcanzada.
6. Los pasos 2 al 6 son repetidos hasta que la convergencia se alcance.

B.2 El método SQP

El método de programación cuadrática secuencial (Sequential Quadratic Programming), SQP, puede utilizar restricciones del tipo desigualdad o igualdad según sea el caso.

SQP es considerado por muchos como el más eficiente método para minimización con restricciones lineales y no lineales, dado un punto inicial razonable de partida y que las variables principales sean pequeñas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

El procedimiento implementado está basado en la subrutina de Harwell VF13 y VE17. El simulador sigue el algoritmo de Powell.

SQP minimiza una aproximación cuadrática de la función Lagrangiana, sujeta a aproximaciones lineales de las restricciones. La matriz de segundas derivadas de la función Lagrangiana es estimada automáticamente. Una línea de procedimiento de búsqueda utiliza la técnica "perro guardian" (Chamberlain and Powell) para forzar la convergencia.

El problema de optimización planteado para el método SQP es la minimización de una función $f(x)$, sujeta a m restricciones del tipo $g_i(x) \leq b_i$ ($i=1,2,\dots,m$).

Las restricciones de desigualdad pueden ser transformadas en ecuaciones restringidas por la adición de una variable disminuida no negativa u_i^2 en cada lado de la desigualdad (**nota** u_i^2 siempre será positiva) para obtener

$$\begin{aligned} g_i(x) + u_i^2 &= b_i \\ g_i(x) + u_i^2 - b_i &= 0 \end{aligned} \quad \text{B.6}$$

Entonces el problema es minimizar $f(x)$ sujeto a las m restricciones $g_i(x) + u_i^2 - b_i = 0$. La función Lagrangiana será de la forma

$$F(x, \lambda, u) = f(x) + \sum_{i=1}^m \lambda_i [g_i(x) + u_i^2 - b_i] \quad \text{B.7}$$

Las condiciones necesarias deberán ser satisfechas en un punto estacionario:

$$\frac{\partial F}{\partial x_j} = 0 = \frac{\partial f}{\partial x_j} + \sum_{i=1}^m \lambda_i \frac{\partial g_i}{\partial x_j}; \quad j = 1, 2, \dots, n \quad \text{B.8}$$

$$\frac{\partial F}{\partial \lambda_i} = 0 = g_i(x) + u_i^2 - b_i; \quad i = 1, 2, \dots, m \quad \text{B.9}$$

$$\frac{\partial F}{\partial u_i} = 0 = 2\lambda_i u_i; \quad i = 1, 2, \dots, m \quad \text{B.10}$$

Cuando multiplicamos la última condición por $u_i/2$, tenemos

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

$$\begin{aligned}\lambda_i u_i^2 &= 0 \\ \lambda_i [b_i - g_i(x)] &= 0, \quad i = 1, 2, \dots, m\end{aligned}$$

B.11

Las ecuaciones B.8, B.9 y 4.11 son condiciones necesarias para un mínimo restringido x^* . La ecuación B.9 es una forma arreglada de las restricciones $g_i(x) \leq 0$. Las condiciones de B.11 implican que algún término de la declaración sea cero. Si λ_i no es cero entonces $g_i(x^*) = b_i$ y la restricción es activada y satisfecha como una ecuación.

Hay una condición que debe ser satisfecha en un mínimo restringido, respecto a $\lambda_i \geq 0$.

Suponiendo que las ecuaciones B.8, B.9 y B.11 son satisfechas en el punto (x^*, λ^*, u^*) . Si el mínimo real de la función restricción es $z = f(x^*)$ entonces z se puede considerar como una función de b_i , con el cambio de b_i se modifican las restricciones y por lo tanto cambiará el valor de z .

$$\begin{aligned}\frac{\partial F}{\partial b_i} &= \lambda_i^* \\ \frac{\partial F}{\partial b_i} &= \sum_{j=1}^n \frac{\partial g_k}{\partial x_j} \cdot \frac{\partial x_j}{\partial b_i}\end{aligned}$$

Donde las derivadas parciales son evaluadas en x^* . Puesto que $g_i(x) + u_i^2 = b_i$.

$$\frac{\partial g_k}{\partial b_i} = \sum_{j=1}^n \frac{\partial g_k}{\partial x_j} \cdot \frac{\partial x_j}{\partial b_i} = \begin{cases} 0 & \text{si } i \neq k \\ 1 & \text{si } i = k \end{cases}$$

Por consiguiente

$$\frac{\partial z}{\partial b_i} + \sum_{k=1}^m \lambda_k^* \frac{\partial g_k}{\partial b_i} = \frac{\partial z}{\partial b_i} + \lambda_i^* = \sum_{j=1}^n \left(\frac{\partial f}{\partial x_j} + \sum_{k=1}^m \lambda_k^* \frac{\partial g_k}{\partial x_j} \right) \frac{\partial x_j}{\partial b_i}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Pero de la ecuación B.9 esto es cero

Por lo que

$$\frac{\partial F}{\partial b_i} = -\lambda_i \quad \text{B.12}$$

Como b_i es incrementado, la región de restricción ampliada con lo cual no se puede obtener un valor para z . El mínimo de $f(x)$ en esta región con un z reducido se tiene

$$\begin{aligned} \frac{\partial F}{\partial b_i} &\leq 0 \\ \lambda_i &\geq 0 \end{aligned} \quad \text{B.13}$$

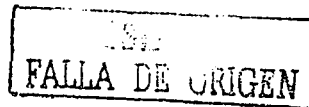
Las condiciones necesariamente deben ser satisfechas en el mínimo de $f(x)$ donde x debe satisfacer $g_i(x) \leq b_i$ ($i=1,2,\dots,m$) para encontrar x y λ las cuales satisfagan

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial f}{\partial x_j} + \sum_{i=1}^m \lambda_i \frac{\partial g_i}{\partial x_j} &= 0; \quad j = 1, 2, \dots, n \\ g_i(x) &\leq b_i \quad i = 1, 2, \dots, m \\ \lambda_i [g_i(x) - b_i] &= 0 \quad i = 1, 2, \dots, m \\ \lambda_i &\geq 0. \quad i = 1, 2, \dots, m \end{aligned} \right\} \quad \text{B.14}$$

(El signo de λ_i es contrario si se trata de un máximo) estas condiciones son conocidas como las condiciones de Kuhn-Tucker.

B.3 El método Combinado

Este método intenta tomar las ventajas de convergencia global del método **BOX** y la eficiencia del método **SQP**. El método arranca con el método Box usando una menor tolerancia para la convergencia (50 veces la tolerancia deseada). Después de converger, el método **SQP** es usado para obtener la solución final usando la tolerancia deseada.



B.4 El método de Fletcher Reeves

El procedimiento implementado es el esquema de gradiente conjugado. Modificación realizada por Polak-Ribere al método de Fletcher Reeves. Este método es eficiente para minimizar cuando no se usan restricciones.

El método de Fletcher Reeves trata de explotar lo hecho para una función cuadrática de n variables con n búsquedas lineales a lo largo de una *dirección mutuamente conjugada*, donde se localizará el mínimo.

Considere la función

$$f(x) = a + b^T x + \frac{1}{2} x^T G x$$

Se pretende hacer las búsquedas a lo largo de las direcciones que son mutuamente conjugadas con respecto a G .

La primera dirección de búsqueda para el primer punto x_1 es llevada a cabo en la dirección de la inclinación más descendente (lo cual parece razonable);

$$d_1 = -g_1 \tag{B.15}$$

Para encontrar el valor de λ_1 el cual minimiza

$$f(x_1 + \lambda d_1).$$

Poniendo

$$x_2 = x_1 + \lambda_1 d_1 \tag{B.16}$$

Y buscando en una dirección d_2 , conjugada en d_1 (se selecciona d_2 , por ser una combinación lineal de d_1 y $-g_2$) para encontrar

$$x_3 = x_2 + \lambda_2 d_2 \tag{B.17}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Para minimizar $f(x_2 + \lambda d_2)$ la dirección de búsqueda d_3 para x_3 se selecciona que sea conjugada tanto para d_1 como para d_2 . En la etapa $(K+1)th$ se selecciona a d_{k+1} que es una combinación lineal de $-g_{k+1}, d_1, d_2, \dots, d_k$.

Siendo $d_{k+1} = -g_{k+1} + \sum_{r=1}^k \alpha_r d_r$, $k = 1, 2, \dots$ esto conlleva que todas las α_r sean cero excepto para α_k y para que

$$d_{k+1} = -g_{k+1} + \alpha_k d_k \tag{B.18}$$

Y

$$\alpha_k = \frac{g^{2_{k+1}}}{g_k^2} \tag{B.19}$$

Se establecé primero las ecuaciones B.18 y B.19 para $k=1$, antes de llevar a cabo la inducción. Por lo tanto $f(x_2) = f(x_1 + \lambda_1 d_1)$ es el mínimo de $f(x_1 + \lambda d_1)$ a lo largo de la línea,

$$g_2^T d_1 = -g_2^T g_1 = 0 \tag{B.20}$$

En lo sucesivo el método de Fletcher-Reeves será conjugado y deberá encontrar el mínimo de una función cuadrática de n variables después de n búsquedas. Se asume que la búsqueda lineal se lleva a cabo exactamente y deprecia cualquier error que pudiera surgir.

Procedimiento método Fletcher-Reeves

1. Dado un punto de partida, se evalúan las derivadas de la función objetivo con respecto a las variables principales.
2. Evaluación de la nueva dirección de búsqueda como la conjugación del gradiente anterior.
3. Ejecutar una búsqueda unidimensional a lo largo de la nueva dirección hasta localizar el mínimo.
4. Si alguna variable excede sus fronteras, regresarla hacia ellas.
5. Se repiten los pasos 1 al 4 hasta que la convergencia sea alcanzada.

B.5 El método Quasi-Newton

El método **Quasi-Newton** de Broyden-Fletcher-Goldfarb-Shanno (BFGS), de acuerdo con Press et al. a sido implementado en términos de aplicabilidad y limitaciones, para la optimización de procesos químicos. Este método es similar al método de Fletcher.

Quasi-Newton calcula la nueva dirección de búsqueda para la aproximación de la inversa de la matriz Hessiana.

La principal desventaja del método de Newton, aun cuando se modifique para asegurar la convergencia global es que el usuario debe proporcionar las fórmulas necesarias de la segunda derivada para evaluar la matriz G . Esta es la razón que muchos usuarios declinan en su uso. Por lo tanto métodos relacionados con el de Newton son derivados de este cuando solamente tenemos las primeras derivadas. El más obvio el método de Newton a diferencias finitas en el cual los incrementos h_i en cada dirección coordenada e_i , se toman como una estimación de $G^{(k)}$ para las diferencias en el vector de gradientes. Es decir una matriz \bar{G} cuya i th es $(g(x^{(k)} + h_i e_i) - g^{(k)})/h_i$ es evaluada. Entonces \bar{G} se hace simétrica si tomamos $\frac{1}{2}(\bar{G} + \bar{G}^T)$ y la matriz resultante usó el reemplazamiento de $G^{(k)}$ en el método de Newton. Las desventajas del método incluyen lo siguiente la matriz $\frac{1}{2}(\bar{G} + \bar{G}^T)$ quizá no sea positiva definitivamente (requiriendo modificar la técnica), la evaluación de los n gradientes requiere la estimización de $G^{(k)}$, y el juego de ecuaciones lineales debe ser resuelto en cada iteración. Las desventajas enunciadas se evitan con el uso del método quasi-Newton, método que incrementa la aplicabilidad para resolver problemas. El método de Quasi-Newton es parecido al método de Newton con búsqueda de línea, excepto que $G^{(k-1)}$ es aproximada por una matriz simétrica exacta positiva (matriz Hessiana) $H^{(k)}$, la cual es corregida o actualizada de iteración en iteración. Por lo que la iteración k th tiene la estructura básica

- a) Serie $s^{(k)} = -H^{(k)}g^{(k)}$,
- b) Línea de búsqueda a lo largo de $s^{(k)}$ dando $x^{(k+1)} = x^{(k)} + \alpha^{(k)}s^{(k)}$,

TESIS
FALLA DE ORIGEN

c) Actualizar $H^{(k)}$ dando $H^{(k+1)}$.

La matriz inicial $H^{(0)}$ puede ser cualquier matrix exacta positiva, aunque en la ausencia de una mejor estimación, la selección más común es hacer $H^{(0)} = I$ (matriz identidad). Las ventajas potenciales del método son:

- i. Solamente se requieren las primeras derivadas
- ii. $H^{(k)}$ exacta positiva implica la disminución de propiedades ($G^{(k)}$ puede ser indefinida) y
- iii. $O(n^2)$ multiplicada por la iteración (n^3)

La propiedad (iii) puede ser almacenada para mantener una aproximación hacia G^{-1} , mejor dicho que G sea la solución del sistema de ecuaciones cuando cada iteración sea evitada.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

APÉNDICE C

DI SEÑO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBO Y CORAZA PARA LA APLICACIÓN DE ENFRÍAMENTO DE UNA CORRIENTE GASEOSA EN PLATAFORMA MARINA

DIMENSIONAMIENTO

DATOS

Q	ho	hi	Rf	K del tubo	do	di	CL	CTP	PR	do	L	Th1	Th2	Tc1	Tc2	
KJ/h	KW	W/m2 *K	W/m2 *K	m2 *K/W	W/m *K	mm	mm			m	m	°C	°C	°C	°C	
1.23E+07	3411.111	5000	250	0.000176	60	19	16	0.87	0.93	1.25	0.019	6	85.03	30	25	29

CALCULOS

Uf	Uc	Tlm.cf	Tm	Af	Ac	Ds	Ds	Nt	Lc
(W/m2 *K)	(W/m2 *K)	°C	°C	m2	m2	m	pg		m
194.054	200.916	21.118	18.472	951.627	919.125	1.337	52.634	2658.95	6.0

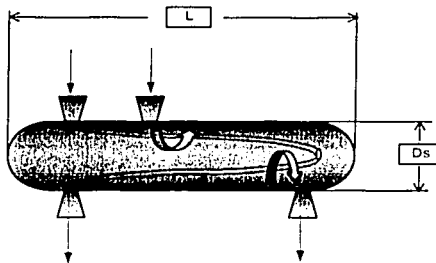
gasto maximo de gas 567.4 mmpcd

CÁLCULO DE LAS CAÍDAS DE PRESIÓN

DENTRO DE LA CORAZA

DATOS

Gasto másico(Kg/h)=	7.18E-05
Vis.(Ns/m2)= dentro de la vasija	8.52E-04
Vis.(Ns/m2)= del agua	6.04E-04
Número de pasadas (Nb)	1
Densidad en la vasija (Kg/m3)	1014.8
PI=	0.024



TESIS CON FOLIO PARA ENTREGAR

Teclear el mismo valor

CALCULOS

Pt	C	B(m)	As (m2)	Gs	De (m)	Res	Fis	f	DP	DP
				(Kg/(sm2))					(Pa)	(lb/ln2)
0.024	0.005	0.25	0.06963072	2164.675909	0.0195992	65885	1.0494	0.21607	1E+05	16.45514

DATOS

Gasto másico en los tubos(Kg/h)=	76303
Vis.(Ns/m ²)= del fluido dentro de los tubos	1.53E-05
Densidad del fluido en los tubos (Kg/m ³)=	73.33
Número total de tubos	2659

NOTA : EL VALOR A INTRODUCIR EN ESTA CELDA ES IGUAL AL DEL K23 PERO TOMANDO EL NÚMERO ENTERO

CÁLCULOS

Atp (m ²)	Um (m/s)	Re	ft	DP (Pa)	DP (lb/in ²)
0.2673125	1.0812801	8.30E+04	0.00468124	472.4795353	0.0684532

CÁLCULO REALIZADO PARA OCHO INTERCAMBIADORES

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

APÉNDICE D

Introducción

En la industria petrolera, como en cualquier otra rama de la ingeniería, el estudio y desarrollo de proyectos se realiza considerando dos aspectos fundamentales: el técnico y el económico, siendo generalmente el último la limitante del primero, aunque en ocasiones sucede lo contrario.

Para alcanzar el grado óptimo, en algún proyecto considerado, debe buscarse que el sistema en cuestión opere con la máxima eficiencia el mayor tiempo posible y con los mínimos gastos de inversión, operación y mantenimiento. La explotación de yacimientos de hidrocarburos debe realizarse de forma eficiente, en todo momento y en todas las etapas del proceso de extracción, manejo, acondicionamiento y comercialización, de tal manera que siempre se conserve el máximo valor comercial.

Los cambios en infraestructura, como en cualquier componente del proceso de extracción, deben estar sustentados en un análisis económico que permita decidir si es posible realizar la modificación del modelo original.

En este capítulo, se utiliza el método propuesto por Luzbel Napolcón Solórzano (1999), para evaluar los cambios en la infraestructura de proceso de la instalación costa fuera propuesta. Con el estado de resultados básico se sabrá si hay mejoría al ajustar las presiones de separación o incluir un sistema de enfriamiento diferente al tradicional, o bien, debido a la combinación de ambos. El año de comparación para todos los casos, es el año seis, el cual corresponde al periodo de máxima producción de hidrocarburos líquidos y la puesta en marcha de un complejo de producción que procese, costa fuera, las corrientes de los yacimientos. El volumen y la calidad de los productos obtenidos en la instalación marina de proceso tienen gran repercusión en los ingresos por venta. Por esta razón, se determinó que el año seis es crítico en la evaluación integral de este proyecto debido a que está asociado a múltiples circunstancias que al variar afectan la rentabilidad esperada. Cambios en la tecnología, en el contexto político, en el marco legal o en el financiero pueden transformar un proyecto rentable en no rentable o a la inversa.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

D.1 Consideraciones en la evaluación económica

Para la evaluación se tomaron en cuenta los pronósticos de producción totales de los diferentes hidrocarburos a producir. En los proyectos de desarrollo de campos la mayor inversión es debida a gastos de perforación y terminación de pozos y al tendido de líneas. Los equipos menores como el sistema de enfriamiento que forma parte de la infraestructura de tratamiento y comercialización no altera en gran medida la inversión de capital, pudiendo considerarse esta inversión constante independiente de la tecnología seleccionada para enfriar la corriente de gas, lo anterior simplifica la evaluación.

El esquema financiero del proyecto de explotación, en general, está diseñado de tal manera que cada mes se pague una cantidad proporcional a la producción. Al concluir el año 14, la inversión se habrá recuperado en el mismo porcentaje en que se ha extraído la reserva.

En lo que respecta a los gastos de operación y mantenimiento, se consideran igual para los casos analizados.

Los precios para los diferentes productos utilizados para la evaluación son mostrados en la tabla D.1.

Tabla D.1 precio de los productos

Producto	Precio
Aceite	16 dl/bl
Gas seco	2.4 dl/Mpcd
Condensado	15 dl/bl

La tasa de interés es de 12 % anual.

El método considerado para depreciación es el método de unidades de producción, donde la amortización de la deuda se hace de acuerdo al ritmo en que va ocurriendo la extracción. Con la aplicación de este procedimiento se obtendrán resultados financieros más sanos, pues se irá recuperando lo invertido al mismo ritmo que se agota la reserva de hidrocarburos de los campos.

TESIS CON
FALLA EN ORIGEN

D.2 Evaluación del desempeño para el sistema de proceso

Una comparación de las cifras del estado de resultado para los casos valuados con referencia al sexto año y al caso uno, se muestran en la tabla D.2, estos resultados indicarán si los cambios propuestos en el sistema de procesamiento son posibles de llevar a cabo económicamente,

Con la variación de las presiones de separación, para el caso de máxima recuperación de crudo (caso 2), se tiene una mejoría en el aspecto volumétrico. Con esta simple operación se ha incrementado en 141,255 bl la producción de crudo durante el año seis; para el caso de tratar de economizar la potencia de los compresores (caso 3), se refleja una disminución de producción anual de 347,480 bl. Sin embargo, para el caso de ajustar las presiones de separación y enfriar un poco más la corriente de gas por medio del agua (caso 4), se genera un incremento de 588,745 bl para el año en cuestión.

En los ingresos hay un incremento de 2,825,100 dólares por venta de crudo, de 10,287,863 dólares por venta de gas y una reducción por venta de condensado de 3,349,240 dólares; todo originado por la variación de las presiones de separación. En el caso que se deseara reducir la potencia de los compresores, las cifras serían una reducción en los ingresos de venta de crudo y gas en 6,949,600 dólares y 5,087,808 dólares, respectivamente, sin embargo, habría un incremento en la venta de condensados en 8,479,680 debido a que el gas está más alejado de la temperatura de condensación, provocando una mayor generación de líquidos que son recuperados en tierra. Para cuando se introduce el sistema de enfriamiento en conjunto con la optimización de presiones, se tiene un incremento en 11,774,900 dólares por venta de crudo de 7,491,552 dólares por venta de gas y una reducción de 12,485,920 dólares por venta de condensados. Este último valor se debe a que se recupera un mayor volumen de condensado con el enfriamiento, para ser integrado a la corriente de aceite, la cual tiene mayor valor comercial.

En el renglón de ingresos financieros se cuenta con incrementos de 94,192 y 175,587 dólares para los casos de máxima recuperación de aceite y enfriamiento con agua de mar, respectivamente. Lo contrario sucede con la opción para disminuir la potencia en la cual, la disminución es de 47,094 dólares. Por lo tanto, la opción 2 es la que se comporta mejor en cuanto a ingresos se refiere.

TESIS CON
FALLA EN ORIGEN

En cuanto a los egresos, se observa que para los gastos de operación y mantenimiento, la cifra global es la misma para todos los esquemas, pues se supuso que los cambios en el procesamiento no generan incrementos en ese tipo de gastos. El caso 4 experimenta un aumento de intereses en virtud de aportar mayor producción. Los casos 2 y 3 reflejan una disminución en este renglón.

En ingresos netos hay un incremento en los casos 2 y 4, debido al aumento en producción y con ello absorber mayor gasto de operación y mantenimiento. Las operaciones de optimización de presiones y enfriamiento de la corriente de gas son responsables de este incremento, para el caso 2 se presenta una disminución en este rubro.

D.3 Depreciación y utilidad de operación

Solamente la opción 4 es la que se ve beneficiada al reducir su amortización en 38,819 dólares por aumento en la producción de crudo, las opciones 2 y 3 absorben más gastos debido a que el aumento de producción de condensado y gas es mayor que la de crudo.

El análisis del renglón de utilidad de operación indica que hay un incremento de 6,897,908 dólares para la opción 4 y en 9,880,476 dólares para la opción 2, lo que resulta en un beneficio para estas dos opciones. Sin embargo, en la opción 3 la utilidad se reduce en 3,618,617 dólares.

D.4 Transferencias fiscales y utilidad neta

El incremento en la recuperación de hidrocarburos líquidos se refleja también en un incremento de las aportaciones fiscales, por esto en las opciones 2 y 4 aumenta el pago de impuestos beneficiando en mayor parte las transferencias fiscales, no así la opción tres donde las contribuciones se ven reducidas.

Por último, la utilidad neta tiene un incremento global de 1,355,107 dólares para la opción 2 y de 946,648 para la opción tres derivado del incremento en la producción de los campos, no así para la opción 3 donde la utilidad neta se reduce en 496,294 dólares.

D.5 Costo de producción y razón beneficio costo

El costo de producción y razón beneficio costo prácticamente se mantienen sin cambios en todas las opciones, lo que significa que las operaciones de optimización y enfriamiento no perjudican el costo del barril extraído.

Sin hacer más hincapié sobre los beneficios esperados al optimizar las presiones de operación de los separadores e integrar un sistema de enfriamiento para mejorar la compresión del gas, se resume, que estos cambios pueden ser llevados a cabo mejorando el estado de resultando, lo cual se traduce en una mejoría técnica económica.

D.6 Comentarios globales de las opciones para la selección de tecnologías dentro del proceso

Algunos autores parten, para la selección de la tecnología, de un supuesto simplificador que dice que los ingresos serán iguales para cualquier alternativa tecnológica. Esta hipótesis propone elegir la alternativa que tenga el menor valor actualizado de los costos. Se presenta entonces una puja entre tecnología de grandes inversiones y bajos costos operativos, con otras de menor inversión pero mayores costos de operación. El valor actual de los costos variará significativamente según la tasa de descuento utilizada (que se supondrá igual, con fines comparativos de tecnología). Generalmente las alternativas que requieren una mayor inversión en bienes de capital tienen menores costos operativos lo que permite un menor período de amortización; sin embargo, el riesgo de obsolescencia del equipamiento es mayor por tratarse de una mayor inversión. Las tecnologías que requieren menor inversión suelen ser de mano de obra intensiva, prolongando el período de amortización debido a los mayores costos asociados.

Al comparar distintas tecnologías, deberá realizarse para distintos niveles de producción, pues suele suceder que los costos de producción no varían linealmente al volumen. Al presentar, cada una, distinta estructura de costos, un cambio en el volumen producido puede lograr que una tecnología pase a ser menos costosa, con respecto al nivel de actividad anterior.

Otros dos factores de gran importancia en la elección de alternativas tecnológicas son:

- 1) que las distintas alternativas tecnológicas podrían significar cambios en las características del producto o servicio y, en consecuencia, en el precio;
- 2) que existen costos indirectos relevantes, como los impuestos y el costo del capital.

Por lo antes mencionado, se comprende que a distintas tecnologías, corresponden distintas características de producto, distintos precios, así como distintos ingresos, con lo cual, el primer supuesto de igualdad de ingresos deja de ser válido. El criterio a seguir es, que la tecnología elegida **NO** será la de menor costo, sino la de **MAYOR** rentabilidad.

Las variables de selección de tecnología hasta aquí descritas, son de carácter netamente económico. Cabe considerar que los elementos de orden cualitativo son tan relevantes como los económicos, con fines de elección de la mejor tecnología para el proyecto. Los más comunes son la flexibilidad de la tecnología (capacidad de implantación en la producción), la elasticidad de la tecnología (compatibilidad del rango productivo con el plan de producción y posibilidad de expansión), el acceso a refacciones y mantenimiento, los antecedentes de uso de dicha tecnología, el espacio y volumen físico requerido, el grado de automatización, etc.

Existen otros factores que si bien no están directamente vinculados a la tecnología, pueden modificar la elección de la misma. Éstos son:

Disponibilidad y calidad de los insumos: el hecho que las materias primas se obtengan con mayor o menor calidad influye en la tecnología a emplear, algunas tecnologías requieren calidades de materias primas que no son fáciles de obtener en el mercado local.

Disponibilidad de mano de obra: el manejo de algunas tecnologías requiere mano de obra altamente especializada que a veces no se encuentra en la región. Es importante destacar que muchos proyectos han fracasado por no tener en cuenta este factor.

Las instalaciones de proceso hasta la fecha desarrolladas en la sonda de Campeche, reinyectan los condensados a la corriente de gas para ser transportados hasta el centro de recompresión, donde son recuperados junto con los líquidos generados durante el transporte. En este sitio, los líquidos son estabilizados y comercializados como condensados amargos con un precio de 15 dl/bl. El gas es comprimido nuevamente a las condiciones necesarias para llegar a las plantas criogénicas, donde es secado totalmente,

TESIS
FALLA DE ORIGEN

y los líquidos obtenidos durante esta operación son comercializados como condensados dulces.

Pemex Exploración y Producción no se beneficia de la venta de los líquidos condensados obtenidos por el secado del gas, puesto que la corriente que llega a las petroquímicas es pagada como gas amargo húmedo con un valor de 2.4 dl/Mpc contra los 20 dl/bl de condensado dulce obtenido en petroquímica.

El diseño de la instalación, el cual es cuestión de la evaluación anterior, considera entre sus mejoras técnicas:

Mejorar la calidad del crudo mediante la integración de condensados a esta corriente, disminuyendo los requerimientos de potencia en la instalación marina.

Disminuir la quema de gas, gracias al sistema de enfriamiento por agua, debido a que es menos susceptible a cambios climatológicos.

Las evaluaciones económicas hechas en este trabajo consideran iguales condiciones operativas, sin interrupciones por fallo de equipo. Sin embargo, en la realidad, esto no es verdad, ya que de acuerdo con estadísticas de equipos localizados en la zona marina mexicana, una de las principales fallas en las centrales de proceso es ocasionada por los líquidos condensados provenientes de la corriente de gas que alimentan a los compresores.

Para la captación de los líquidos generados por la condensación de gas se llegan a tener hasta dos etapas de rectificación sin lograr el 100 % la eliminación total de líquidos, ocasionando que los compresores salgan de operación. Por otro lado, al tener una alta temperatura de succión en los compresores, el volumen de gas se incrementa, siendo quemado el excedente, mermando la cantidad de gas a comprimir.

Debido a que la habilidad de los compresores centrífugos para operar bajo cambios de condiciones de presión, temperatura y peso molecular en las corrientes de alimentación son muy limitadas, es necesario contar con un mejor sistema de enfriamiento capaz de mantener las condiciones operativas dentro de los rangos recomendados. Los intercambiadores de calor que utilizan aire como medio de enfriamiento se ven altamente afectados por las condiciones climáticas o los gases calientes de los escapes de las turbinas, reduciendo la eficiencia de estas últimas. Esta condición operativa ocasiona que el sistema de control por capacidad del compresor se

TESIS CON
FALLA DE

active, buscando una condición de operación tal, que su eficiencia se ajuste a la cantidad de gas disponible, lo cual ocurre cuando las condiciones de operación caen fuera de los límites de operación establecidos.

El transporte de gas es otra operación que se ve afectada al carecer de un buen enfriamiento de la corriente de gas. La temperatura de rocío es mayor que la temperatura del medio ambiente, lo que provoca la formación de una gran cantidad de condensados en la línea, debido al enfriamiento, además, si la energía de estos líquidos es insuficiente para transportarlos, el líquido incrementará su volumen en las partes bajas de los gasoductos reduciendo el área disponible para el paso del gas, ocasionando un exceso en las pérdidas de presión e incremento del colgamiento, generando baches que deben ser tratados a la salida de línea con equipo muy costoso y difícil de operar.

Con base en lo expuesto en los párrafos anteriores, aunque la opción 2 es la que mejor resultados comparativos presenta con respecto al caso 1, se decidió implantar la opción 4, para evitar tener los problemas antes mencionados. Los resultados comparativos se muestran en la tabla D.2.

Para finalizar, no hay que perder de vista que la finalidad del estudio de Ingeniería aquí expuesto (a nivel de prefactibilidad), dentro del programa de elaboración del proyecto, es la de suministrar la información técnica necesaria para realizar la evaluación económica -financiera del proyecto, el cual, no tiene el alcance requerido para su construcción o instalación. A través de esta etapa será factible determinar la cuantía de inversiones a realizar y la estructura de costos e ingresos del proyecto.

TESIS C
FALLA DE ORIGEN

Tabla D.2 Comparación de las cifras del estado de resultado para los casos valuados con referencia al sexto año y al caso uno

	DIFERENCIAS CON RESPECTO AL CASO 1						
	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 4 vs CASO 1	CASO 2 vs CASO 1	CASO 3 vs CASO 1
VOLUMENES DE HIDROCARBUROS PRODUCIDOS							
	AÑO 6	AÑO 6	AÑO 6	AÑO 6			
VOLUMEN DE ACEITE PRODUCIDO BP	87 725 675 00	40 670 710 00	61 361 377 00	51 317 620 00	588 745 00	141 255 00	-347 460 00
VOLUMEN DE GAS SECO PRODUCIDO NMPC	151 677 15	142 157 76	135 751 23	140 952 63	3121 43	4 286 61	-2 113 62
VOLUMEN DE CONDENSADO PRODUCIDO BP	6 228 675 54	7 627 489 14	6 566 765 54	7 256 445 54	-780 370 00	209 327 50	529 980 00
TOTAL DE CRUDO EQUIVALENTE PRODUCIDO BP	123 233 477 65	124 237 057 50	122 865 997 65	123 622 222 65	588 745 00	1 003 579 05	-347 480 00
INGRESOS							
Ingresos por venta de crudo	1 614 577 500 00	1 617 432 600 00	1 607 627 900 00	1 625 352 400 00	11 774 900 00	2 825 100 00	-6 949 600 00
Ingresos por venta de gas	330 890 756 25	341 178 618 79	325 802 948 25	338 382 308 25	7 491 552 00	10 287 862 54	-5 067 805 00
Ingresos por venta de condensados	128 583 048 68	125 233 808 68	137 068 728 68	116 103 128 68	-12 485 920 00	-3 349 240 00	8 479 680 00
Ingresos financieros	293 483 74 59	29 523 961 73	29 301 280 69	29 442 566 67	94 192 09	175 587 14	-47 093 51
TOTAL DE INGRESOS	2 103 405 679 53	2 113 344 989 20	2 095 800 857 62	2 110 280 403 60	6 874 724 08	9 939 309 68	-3 604 621 31
INVERSIONES DE CAPITAL							
Costo de inversión en activos fijos	308 320 000 00	308 320 000 00	308 320 000 00	308 320 000 00	0 00	0 00	0 00
GASTOS							
Gastos de operación y mantenimiento	844 000 00	844 000 00	844 000 00	844 000 00	0 00	0 00	0 00
Gastos financieros	56 852 024 14	56 812 404 00	56 842 724 89	56 867 659 41	15 635 27	-39 620 15	-9 299 26
TOTAL DE GASTOS	57 696 024 14	57 656 404 00	57 686 724 89	57 711 659 41	15 635 27	-39 620 15	-9 299 26
INGRESOS NETOS (Ingresos brutos MENOS gastos)	2 045 709 655 39	2 055 688 585 21	2 042 114 132 74	2 052 568 744 19	6 859 088 80	9 978 929 82	-3 595 522 65
AMORTIZACIÓN DE INVERSIONES	200 593 659 95	200 698 113 40	200 622 756 92	200 560 841 22	-38 818 73	98 453 45	23 095 57
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS Y DERECHOS	1 845 109 995 44	1 854 990 471 81	1 841 491 375 82	1 852 007 902 97	6 097 907 53	9 880 476 37	-3 618 613 62
Derechos 78.9 % base derechos	1 455 791 786 40	1 463 587 482 26	1 452 936 695 52	1 461 234 235 44	5 442 449 04	7 795 695 06	-2 855 090 08
Impuestos 35 % base impuestos	136 261 373 16	136 991 046 34	135 934 138 10	136 770 783 63	503 410 47	729 673 18	-267 235 05
TOTAL TRANSFERENCIA AL FISCO	1 592 053 159 56	1 600 578 528 60	1 588 930 833 62	1 598 005 019 06	5 951 859 52	8 525 369 04	-3 122 325 94
UTILIDAD NETA	253 056 835 87	254 411 943 21	252 560 542 13	254 002 883 89	945 048 02	1 355 107 33	-496 293 68
SALDO INSOLUTO	347 060 291 06	346 708 498 75	346 983 845 66	347 210 270 94	141 979 87	-359 792 32	-84 445 41
INDICADORES ECONÓMICOS							
COSTO DE PRODUCCIÓN dólares/barril	2 055 566 326	2 079 526 625	2 102 025 347	2 085 633 182	-0 01	-0 02	0 01
Componente gasto de operación y mantenimiento	0 006 548 788	0 006 793 464	0 006 686 954	0 006 616 224	0 00	0 00	0 00
Componente costo financiero	0 461 135 574	0 457 290 322	0 463 564 702	0 459 268 605	0 00	0 00	0 00
Componente depreciación de gastos	1 627 781 164	1 615 444 839	1 631 753 449	1 619 749 353	-0 01	-0 01	0 00
TOTAL DE GASTOS	2 167	2 104	2 197	2 164	0 03	0 04	0 01

TESIS
 FALTA DE
 EN

166