



CAPITULO IV

CAPITULO IV

IV.- ANÁLISIS TÉCNICO DE OPCIONES.

Dentro del análisis técnico de las opciones se considera evaluar y cuantificar las características de los hidrocarburos producidos con respecto al grado de estabilización de aceite, gas y condensados, calidad del crudo ($^{\circ}$ API) y flujos obtenidos en cada caso, con la finalidad de definir el efecto que tiene el modificar las condiciones de operación en las instalaciones.

Dentro de los requerimientos de calidad para su comercialización, se fijaron los requerimientos que deben de tener las corrientes obtenidas que son las siguientes:

- a).- Crudo con una PVR máxima de 6.5 psia.
- b).- Contenido de H_2S en el crudo menor de 70 ppm.
- c).- Densidad del crudo de 36 / 38 $^{\circ}$ API.
- d).- Contenido de H_2S en el condensado menor de 0.60 % en volumen.
- e).- Contenido de CO_2 en el condensado menor de 0.45 % en volumen.
- f).- Control del punto de rocío en la corriente de gas.

Cabe señalar en gran medida que los resultados obtenidos de cada opción del proceso dependerán de las condiciones y funcionalidad de los equipos de separación y rectificación instalados y de la eficiencia que estos recipientes tengan en su operación.

Para poder definir los efectos de cada opción propuesta y hacer un análisis comparativo, fue necesario tomar como base las características y volúmenes de hidrocarburos obtenidos actuales, mismos que fueron reproducidos en el simulador.

Variables

Flujo de aceite (BPD)	32,395
PVR (aceite) psia.	6.5
$^{\circ}$ API	38.22
H_2S (ppm)	99.11
Flujo de gas (MMPCD)	42.27
Flujo de condensado (BPD)	827
H_2S (% mol)	0.4071
CO_2 (% mol)	0.8013

Por otra parte, para fijar la presión de separación del aceite en la primera etapa, se llevo a cabo un análisis para determinar la presión mínima de separación permisible con el fin

de que el crudo pueda llegar e integrarse a los tanques elevados, el cual se muestra a continuación:

Análisis para la determinación de la presión mínima de separación permisible en la Batería Tecominoacán:

Éste análisis consiste en determinar la caída de presión desde la descarga del separador general de baja presión (SHBP) hasta la carga de los tanques elevados (SHEBP), considerando los accesorios que se encuentran en esta trayectoria.

Las condiciones de presión a la descarga del SHBP y entrada al SHEBP fueron reproducidas y analizados con los datos que se tienen actualmente, que son: 4.8 y 0.2 kg/cm² respectivamente.

El arreglo de tuberías, diámetros y longitudes de cada tramo de tubería se pueden observar en la figura IV.1.1 de este apartado. Para la determinación de las caídas de presión en cada tramo de tubería se ajusto la presión a la salida de la válvula de control para obtener 0.200 kg/cm² en los separadores elevados.

La ecuación utilizada para determinar las caídas de presión a través de las líneas fue la de Hazzen-Willians y las ecuaciones de estado de Redlich-Kwong-Soave para el calculo de equilibrio de fases.

Las caídas de presión en kg/cm² obtenidas en la simulación para cada tramo de tubería se listan a continuación:

$$\Delta P1 = 0.002$$

$$\Delta P2 = 2.875$$

$$\Delta P3 = 0.004$$

$$\Delta P4 = 0.070$$

$$\Delta P5 = 0.001$$

$$\Delta P6 = 1.648$$

De la simulación, se puede observar que la presión mínima que debe tenerse después de la válvula de control es de 1.923 kg/cm², misma que es empleada para que el aceite suba hasta los separadores elevados.

Basándose en lo anterior, se deduce que la presión corriente arriba de la válvula de control sea mayor de 1.923 kg/cm², por lo que la presión mínima de separación requerida

para manejar la producción deberá ser de 2.0 kg/cm². Los resultados obtenidos de la simulación se observan en la tabla IV.1, y en la figura IV.1.2 se ilustra un diagrama esquemático del análisis efectuado.

Tabla IV.1.- Resultados obtenidos de la simulación para la determinación de la caída de presión en cada punto del arreglo de tuberías.

Corriente	1	2	3	4	5	6	7
Presión, kg/cm ²	4.800	4.798	1.923	1.919	1.849	1.848	0.200
Temperatura, °C	47.998	47.998	47.433	47.431	47.399	47.398	45.326
Flujo gas, pie ³ /día	n/a	214.8	457,829	458,866	476,214	476,570	1' 272,900
Flujo líquido, BPD	32,520	32,520	32,283	32,282	32,272	32,272	31,783
Gravedad API	39.960	39.959	39.363	39.362	39.340	39.339	38.402
PVR psig	11.089	11.089	11.089	11.089	11.089	11.089	11.089

Como se puede observar el aceite al llegar al SHEBP libera cierta cantidad de vapores que se formaron por efectos de caídas de presión a través de las tuberías, encogiéndose en un 2.26 % con respecto al flujo total de la descarga del SHGBP (corriente 1, figura IV.1.1).

Por otra parte, es importante señalar que en la primera parte de este estudio, el análisis de opciones se efectuó tomando en cuenta el flujo molar que se tiene actualmente sin considerar el incremento de producción como consecuencia de la reducción en la presión de separación, de tal manera que los resultados obtenidos nos servirán de referencia para evaluar el comportamiento de los hidrocarburos y sus características físicas y seleccionar aquellas opciones que nos ofrezcan los mejores resultados, considerando además de los incrementos de producción y la calidad de las corrientes obtenidas.

Lo anterior se derivó del análisis de ajuste, análisis de sensibilidad de los pozos seleccionados en el planteamiento y el análisis técnico de opciones con los posibles incrementos de producción de éstos, obteniéndose prácticamente el análisis de dichas opciones para los flujos actuales, por lo que se reevaluaron dichos planteamientos considerando los nuevos flujos molares en la corriente de alimentación al sistema.

A continuación se presentan los resultados obtenidos para cada una de estas opciones estudiadas mostrándose los resultados obtenidos considerando el grado de estabilización del aceite, acondicionamiento del gas y recuperación de condensados en la Batería Tecominoacán.

Por otra parte, dentro del planteamiento de las opciones como se mencionó con anterioridad, se considera la posibilidad de eliminar los separadores elevados y mandar la producción del separador directamente al tanque de almacenamiento después de separar el gas a 2 kg/cm^2 de presión, para este caso se lleva a cabo la determinación de la presión que debe de tener el aceite para que pueda entrar al tanque de almacenamiento basándose en el nivel de líquido máximo esperado en este recipiente.

Análisis hidráulico para determinar la presión mínima del aceite requerida a la carga del tanque de almacenamiento.

El concepto en el que se basó este análisis es el de la carga estática que ejerce un fluido sobre una superficie dada, la cual esta dada por la siguiente ecuación:

$$P = \rho (g) (\Delta h)$$

Donde P es la presión manométrica, ρ es la densidad del fluido, Δh es la diferencia de altura requerida y g la aceleración de la gravedad.

Un tanque de 55,000 bls de capacidad tiene una altura de 12.19 m y un diámetro de 22.35 m (norma API-650), para determinar el nivel máximo y mínimo esperado en la operación del tanque se consideraron las situaciones más rigurosas y en este sentido se estimo una altura de 2 m como mínimo desde la base del tanque y una altura máxima de 11.88 m (1 pie debajo de la altura máxima del tanque), la densidad del fluido y la constante gravitacional a nivel del mar es de 820 Kg/m^3 y 9.81 m/s^2 respectivamente. En la figura IV.1.3 se muestra un esquema de la configuración operativa del tanque de almacenamiento.

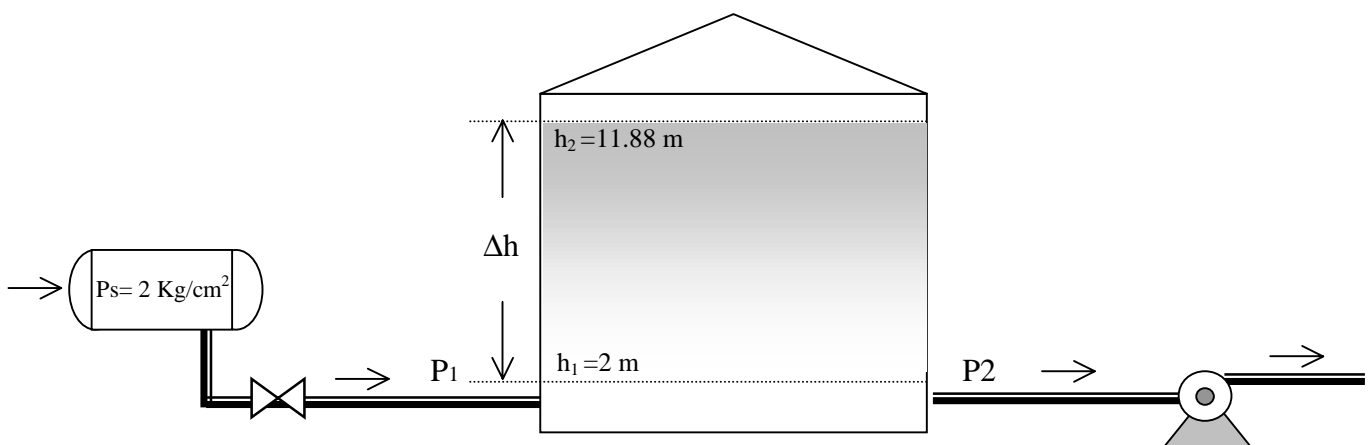


Figura IV.1.3 .- Criterios considerados para la operación del tanque de almacenamiento de 55,000 bls de capacidad

Por lo tanto, la presión requerida del aceite para que pueda integrarse al tanque de almacenamiento será de:

$$P = (820\text{Kg/m}^3)(9.81\text{m/s}^2)(9.88\text{m}) = 79476.696 \text{ N/m}^2 = 0.810 \text{ Kg/cm}^2.$$

Propuesta de readecuación de la estación de compresión para el manejo de gas en más baja presión.

Dentro de los planteamientos considerados para bajar la presión de separación es necesario readecuar o sustituir el equipo de compresión para que pueda succionar el gas a 2.0 kg/cm^2 que es la presión mínima de operación determinada. Para tal efecto, se presenta el arreglo propuesto para el manejo de gas en la estación de compresión bajo el siguiente esquema:

Presión de Succión: 2.0 kg/cm^2 (43.14 psia)

Presión de descarga = 78.0 kg/cm^2 (1165 psia)

Gasto de gas = 50 MMPCSD

La readecuación consiste en lo siguiente:

- Sustituir o rehabilitar dos turbocompresores de los existentes con turbina T4500 y compresores C284/C168/C168 a turbocompresor Centauro T5300 con dos compresores tipo Boosters C505J manejando 25 MMPCSD cada uno con una presión de succión y descarga de 43.14 psia a 80 psia respectivamente.
- Hacer los arreglos de tuberías para conectar la descarga de los turbocompresores tipo "boosters" al cabezal de succión general de los cuatro turbocompresores restantes que succionan y comprimen de baja a alta presión (de 70 a 1165 psia), con una capacidad para el manejo máxima de gas de 17 MMPCSD por máquina

De manera ilustrativa en la figura IV.1.4 se muestra el arreglo propuesto para el manejo de gas en superbaja presión dentro de la estación de Compresión Tecominoacán.

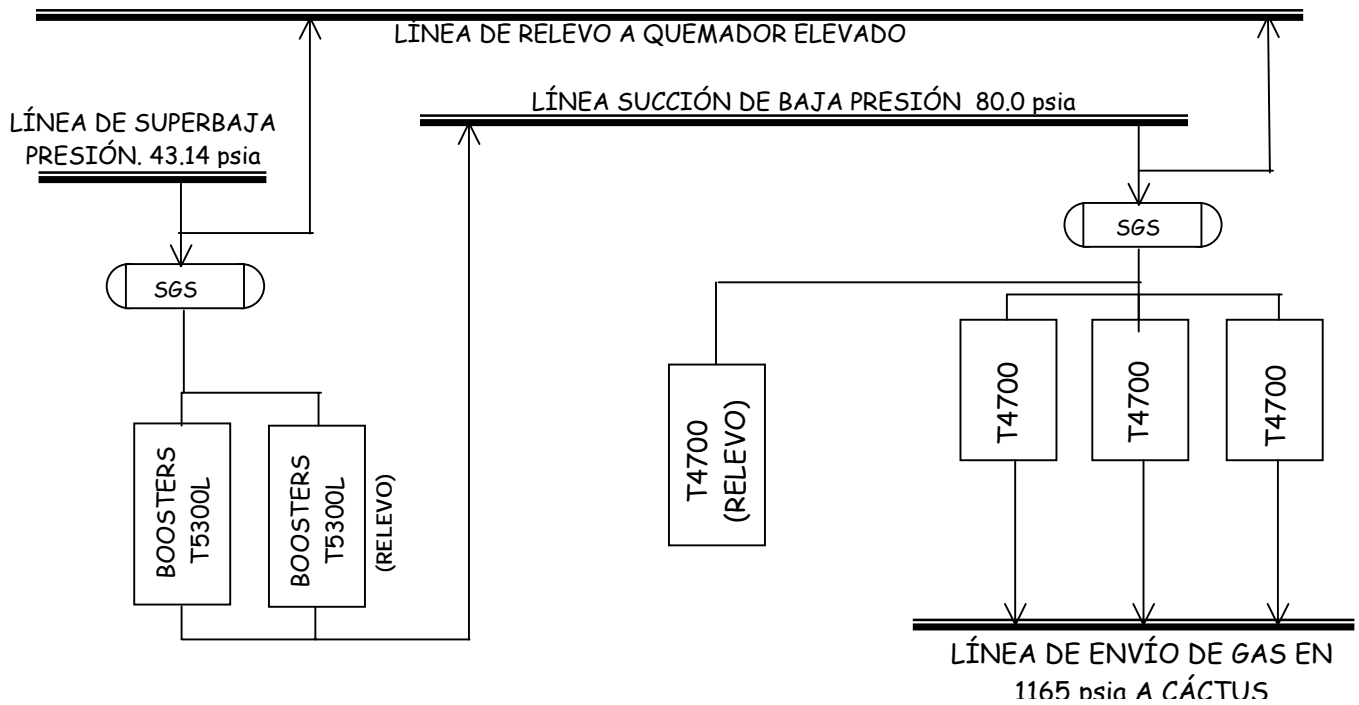


Figura IV.1.4.- Configuración de la readecuación del equipo de compresión para operar en 2.0 kg/cm² de presión.

IV.1.- Análisis de las opciones:

Opción I. 1A.- Presión de separación de 4.0 kg/cm².

Esta opción considera únicamente bajar la presión de separación en baja presión a 4.0 kg/cm² y manejar la producción de gas, vapores y condensados como se tienen actualmente, lo anterior con la finalidad de analizar el comportamiento de la producción por el efecto del cambio en la presión de separación.

En la Tabla IV.1.1 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

Tabla IV.1.1.- Reducción en la presión de separación a 4.0 kg/cm².

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	32,268.6
°API	38.05
PVR (aceite) psia.	6.24
H ₂ S aceite (ppm)	97.53
Flujo de gas (MMPCD)	42.27
Flujo de condensado (BPD)	950.3

H ₂ S condensado (% mol)	0.3967
CO ₂ condensado (% mol)	0.7917

Con esta opción se obtiene un incremento de condensados de 123 BPD, el gas prácticamente permanece constante en 42.27MMPCD, la PVR del crudo disminuye 0.2 psia y queda en 6.24 psia, el volumen de aceite disminuye 126 BPD del total y su calidad se mantiene en 38 °API.

Opción I. 1B. - Presión de separación de 3.0 kg/cm².

En esta opción se propone bajar la presión de separación a 3.0 kg/cm² y reacondicionar o sustituir el equipo de compresión para que puedan succionar a 2.5 kg/cm² aproximadamente, para el caso de la generación de los vapores, disminuiría la potencia requerida para comprimirlos y descargarlos de 2.5 a 3.0 kg/cm² para lograr incorporarlos a la carga de los rectificadores verticales ciclónicos. En la Tabla IV.1.3 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

Tabla IV.1.3.- Reducción en la presión de separación a 3.0 kg/cm².

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	32,049.02
oAPI	37.8
PVR (aceite) psia.	5.95
H ₂ S aceite (ppm)	94.46
Flujo de gas (MMPCD)	42.24
Flujo de condensado (BPD)	1,176
H ₂ S condensado (% mol)	0.3817
CO ₂ condensado (% mol)	0.7773

Para este caso, se obtuvo que el flujo de condensados aumento en 349 BPD del total, la calidad del crudo se mantiene estable y la PVR disminuyo a 5.95 psia, sin embargo el gasto de aceite disminuyo 346 BPD del total, mientras que el flujo de gas se mantiene constante en 42.24 MMPCD .

Opción I. 1C. - Presión de separación a 2.0 kg/cm² (superbaja presión).

En esta opción se define en función de la presión mínima de separación que se puede tener en esta etapa con la finalidad de poder enviar el aceite a los tanques elevados, en este caso se considera al igual que las dos opciones anteriores, reacondicionar o sustituir

el equipo de compresión mediante la implementación de una etapa adicional (Booster) para comprimir de más baja presión (superbaja presión) de 1.5 / 2.0 kg/cm² a 3.5 / 5.0 kg/cm², también será necesario acondicionar las recuperadoras de vapores para que succionen y compriman de 0.2 a 2.0 kg/cm² aproximadamente. En la Tabla IV.1.5 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

Tabla IV.1.5.- Reducir la presión de separación a 2.0 kg/cm².

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	31,792.70
°API	37.45
PVR (aceite) psia.	5.59
H ₂ S aceite (ppm)	90.79
Flujo de gas (MMPCD)	42.19
Flujo de condensado (BPD)	1,445
H ₂ S condensado (% mol)	0.3736
CO ₂ condensado (% mol)	0.7711

Para esta opción, se incrementa la producción de condensado en 618 BPD del total, la PVR del crudo disminuye 0.36 psia con respecto a la opción anterior y la calidad del crudo se mantiene prácticamente estable, el flujo de aceite disminuye del total en 603 BPD y el gasto del gas disminuye 80,000 PCSD.

A continuación se presentan los resultados obtenidos para el grupo de opciones I.2 en donde se considera eliminar los tanques elevados y reducir la presión de separación en un rango de 3.0 a 2.0 kg/cm².

Estas opciones se definen en función de la necesidad de minimizar los requerimientos de la infraestructura instalada y aprovechar el tanque de almacenamiento como un separador-estabilizador tomando en cuenta la calidad del crudo en cuanto a su PVR y la reducción de presión en la primera etapa de separación. En esta opción se deberá cuidar que la presión en el tanque este dentro de los límites máximos permisibles por diseño para evitar dañar al tanque y se requerirá de un sistema eficiente de recuperación de vapores.

Opción 1.2A.- Presión de separación a 3.0 kg/cm² y eliminación de separadores elevados.

Esta opción considera la reducción en la presión de separación a 3.0 kg/cm², y reacondicionar o sustituir el equipo de compresión mediante la implementación de una etapa adicional del tipo booster para comprimir de más baja presión en un rango de 1.5 / 3.0 kg/cm² y descargando de 3.5 / 5.0 kg/cm² también, será necesario acondicionar las recuperadoras de vapores para que estas puedan succionar de 14.7 psia a 18.96 psia aproximadamente.

En la Tabla IV.1.6 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

Tabla IV.1.6.- Reducir la presión de separación a 3.0 kg/cm² y eliminar los separadores elevados.

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	32,341
°API	38.28
PVR (aceite) psia.	7.48
H ₂ S aceite (ppm)	94.46
Flujo de gas (MMPCD)	42.07
Flujo de condensado (BPD)	999.32
H ₂ S condensado (% mol)	0.3834
CO ₂ condensado (% mol)	0.7819

Para este análisis, se incrementa la producción de condensado en 172 BPD del total, el crudo se encoge 54 BPD del total, la PVR del crudo se incrementa aproximadamente 0.95 psia con respecto a la situación actual, la gravedad del crudo se mantiene estable, el contenido de H₂S en el aceite se encuentra por arriba de los límites requeridos y el flujo de gas disminuye de 42.27 a 42.07 MMPCSD.

Opción 1.2B.- Presión de separación a 2.0 kg/cm² y eliminación de separadores elevados.

Esta opción considera la reducción en la presión de separación a 2.0 kg/cm², y reacondicionar o sustituir el equipo de compresión mediante la implementación de una etapa adicional del tipo booster para comprimir a más baja presión de 1.0 / 2.0 kg/cm² y descargar de 3.5 / 5.0 kg/cm².

En la Tabla IV.1.8 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

Tabla IV.1.8.- Reducir la presión de separación a 2.0 kg/cm² y eliminar los separadores elevados.

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	32,013
oAPI	37.85
PVR (aceite) psia.	6.94
H ₂ S aceite (ppm)	90.79
Flujo de gas (MMPCD)	42.04
Flujo de condensado (BPD)	1,321
H ₂ S condensado (% mol)	0.3719
CO ₂ condensado (% mol)	0.7719

Para esta opción se incrementa la producción de condensado en 494 BPD, el crudo disminuye 382 BPD del total respectivamente, la PVR del crudo se incrementa aproximadamente 0.44 psia con respecto a la situación actual, la gravedad del crudo disminuye ligeramente, el contenido de H₂S en el aceite se encuentra por arriba de los límites requeridos y el flujo de gas disminuye de 42.27 a 42.04 MMPCSD.

Cabe señalar que para el grupo de opciones analizadas en esta sección (I.1 y I.2), el H₂S del condensado se obtiene dentro de especificaciones y en todos los casos es menor a 0.6 % mol, no así el contenido de CO₂ que en cada alternativa se encuentra por arriba del límite establecido para entrega a los Complejos Procesadores de gas (Petroquímicas) que es de 0.45 % mol.

Enfriamiento Mecánico del Gas y reducir la Presión de Separación

Las siguientes opciones se enfocan a la estabilización de gas mediante enfriamiento mecánico hasta alcanzar una temperatura de 15 °C a diferentes presiones de separación. Estas opciones tienen como objetivo evitar la condensación del gas durante su transporte y maximizar la recuperación de condensados.

Así mismo se aprovecha la corriente de gas caliente que sale de compresión para calentar el gas que viene de batería antes de que entre al separador general de succión, con el fin de evitar la presencia de líquidos en compresión y minimizar los requerimientos

de energía por el enfriamiento del gas disminuyendo previamente la temperatura del gas antes de entrar al paquete de refrigeración.

La determinación de la temperatura óptima para el enfriamiento del gas se definió basándose en el volumen de condensados recuperados y la inversión requerida.

Análisis de las Opciones:

Opción II.2A.- *Presión de separación a 4.0 kg/cm² y refrigeración mecánica después de compresión.*

Esta opción contempla separar el gas a 4.0 kg/cm², calentar el gas que se envía de Batería a Compresoras y preenfriar el gas descargado de compresión para posteriormente enfriarlo a 20 °C con la finalidad de estabilizarlo y maximizar la recuperación de condensados. En la Tabla IV.2.8 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

Tabla IV.2.8.- Presión de separación a 4.0 kg/cm² y enfriamiento del gas.

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	32,268
°API	38
PVR (aceite) psia.	6.24
H ₂ S aceite (ppm)	97.53
Flujo de gas (MMPCD)	34.42
Condensado recuperado (BPD)	4,553
H ₂ S condensado recup. (% mol)	0.6309
CO ₂ condensado recup. (% mol)	1.835
Condensado a Jujo (BPD)	950
H ₂ S condensado (% mol)	0.3900
CO ₂ condensado (% mol)	0.7900

De este análisis se puede observar que con el enfriamiento del gas se obtienen 4,553 BPD de condensados recuperados, se mantiene la PVR del aceite dentro de especificación, no así el contenido de H₂S que es mayor de 70 ppm, la producción de crudo disminuye en 127 BPD y el flujo de gas disminuye en un 19 % aproximadamente, de 42.27 a 34.28 MMPCSD.

Opción II.2B.- *Presión de separación a 3.0 kg/cm² y refrigeración mecánica después de compresión.*

Esta opción contempla separar el gas a 3.0 kg/cm², calentar el gas que se envía de Batería a Compresoras y preenfriar el gas descargado de compresión para posteriormente enfriarlo a 20 °C con la finalidad de estabilizarlo y maximizar la recuperación de condensados. En la Tabla IV.2.10 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

Tabla IV.2.10.- Presión de separación a 3.0 kg/cm² y enfriamiento del gas.

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	32,049
°API	37.78
PVR (aceite) psia.	5.95
H ₂ S aceite (ppm)	94.46
Flujo de gas (MMPCD)	34.29
Condensado recuperado (BPD)	4,616
H ₂ S condensado recup. (% mol)	0.6287
CO ₂ condensado recup. (% mol)	1.8336
Condensado a Jujo (BPD)	1,176
H ₂ S condensado (% mol)	0.3817
CO ₂ condensado (% mol)	0.7773

Del análisis anterior se puede observar que con el enfriamiento del gas se obtienen 4,616 BPD de condensados recuperados, se mantiene la PVR del aceite dentro de especificaciones, no así el contenido de H₂S que es mayor de 70 ppm, la producción de crudo disminuye en 346 BPD del total y el gasto de gas disminuye en una proporción del 19 % aproximadamente, de 42.27 a 34.29 MMPCD.

Opción II.2C.- *Presión de separación a 2.0 kg/cm² y refrigeración mecánica después de compresión.*

Este análisis contempla separar el gas a 2.0 kg/cm², calentar el gas que se envía de Batería a Compresoras y preenfriar el gas descargado de compresión para posteriormente enfriarlo a 20 °C con la finalidad de estabilizarlo y maximizar la recuperación de condensados. En la Tabla IV.2.12 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

De este análisis se puede observar que con el enfriamiento del gas se obtienen 4,689 BPD de condensados recuperados, se mantiene la PVR del aceite dentro de especificaciones, no así el contenido de H₂S que es mayor de 70 ppm, la producción de crudo disminuye en 602 BPD y el flujo de gas disminuye en un promedio del 20 %, de 42.27 a 34.11 MMPCD.

Tabla IV.2.12.- Presión de separación a 2.0 kg/cm² y enfriamiento del gas.

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	31,793
°API	37.45
PVR (aceite) psia.	5.59
H ₂ S aceite (ppm)	90.79
Flujo de gas (MMPCD)	34.11
Condensado recuperado (BPD)	4,689
H ₂ S condensado recup. (% mol)	0.6260
CO ₂ condensado recup. (% mol)	1.8315
Condensado a Jujo (BPD)	1,445
H ₂ S condensado (% mol)	0.3736
CO ₂ condensado (% mol)	0.7711

Cabe señalar que para este grupo de opciones analizadas, el contenido de H₂S en el condensado recuperado se encuentra dentro del rango de calidad, no así con respecto al contenido de CO₂ que se obtiene con un valor mayor al especificado para entrega a los Complejos procesadores de gas (Petroquímicas). Así mismo el H₂S de los condensados obtenidos por el enfriamiento mecánico del gas se encuentran aproximadamente en el límite requerido (0.6 % mol), mientras que el contenido de CO₂ es considerablemente mayor al especificado (0.45 % mol).

Finalmente dentro de las opciones consideradas para la optimización del manejo de la producción se analizó la opción de integrar las opciones anteriores mediante la reducción en la presión de separación, enfriamiento del gas y la eliminación de los tanques elevados, ya que la Batería Central Jujo en etapa de construcción llevara a cabo la deshidratación, el desalado y la estabilización del crudo a través de una torre estabilizadora por lo que se recomienda aprovechar esta infraestructura.

Opción II.2D.- *Presión de separación a 2.0 kg/cm², eliminación de los tanques elevados y refrigeración mecánica después de compresión*

Esta opción contempla separar el gas a 2.0 kg/cm², calentar el gas que se envía de Batería a Compresoras y preenfriar el gas descargado de compresión para posteriormente enfriarlo a 20 °C con la finalidad de estabilizarlo y maximizar la recuperación de condensados, así mismo se considera la eliminación de los tanques elevados y enviar el crudo directamente al tanque de almacenamiento. En la Tabla IV.2.13 se muestran los resultados obtenidos para esta opción.

De este análisis se puede observar que eliminando los tanques elevados y con el enfriamiento del gas operando a 2 kg/cm² de presión de separación, se obtienen en total 4910 BPD de condensados recuperados, se mantiene la PVR del aceite dentro de especificaciones fijadas en 5.61 psia, no así el contenido de H₂S que es mayor de 70 ppm, la producción de crudo y gasto del gas disminuye en 315 BPD y en un 11 % aproximadamente de 42.27 a 37.76 MMPCSD del total respectivamente.

Tabla IV.2.13.- Presión de separación a 2.0 kg/cm² y enfriamiento del gas.

Variable	
Flujo de aceite (BPD)	32,082.39
°API	37.78
PVR (aceite) psia.	5.61
H ₂ S aceite (ppm)	78.27
Flujo de gas (MMPCD)	37.76
Condensado recuperado (BPD)	4,910
H ₂ S condensado recup. (% mol)	0.6505
CO ₂ condensado recup. (% mol)	1.8680
Condensado a Jujo (BPD)	4,167
H ₂ S condensado (% mol)	0.5863
CO ₂ condensado (% mol)	0.9744

Cabe mencionar que para estas opciones analizadas el condensado recuperado se encuentra dentro del rango en el contenido de H₂S, no así con respecto al contenido de CO₂ que se obtiene con un valor mayor al especificado para entrega a los Complejos Procesadores de gas (Petroquímicas). Así mismo el H₂S de los condensados obtenidos por el enfriamiento mecánico del gas se encuentran aproximadamente en el límite requerido (0.6 % mol), no obstante el contenido de CO₂ es considerablemente mayor al especificado (0.45 % mol).

IV.3.- Reevaluación técnica de alternativas considerando los nuevos flujos molares (incrementos de producción de pozos).

Como ya se mencionó en el Capítulo II, se determinó que el incremento de producción al bajar la presión de separación de 4.8 a 2.0 kg/cm² es de esperarse de un 15 % aproximadamente, tomando en cuenta este porcentaje e interpolando proporcionalmente para las diferentes presiones de separación analizadas en un rango de (4.0 a 2.0 kg/cm²) se estimaron los nuevos flujos molares en la corriente de alimentación al sistema considerando un incremento de producción ponderado (%) para cada presión de separación. En la Tabla IV.3.3 se muestra el porcentaje del incremento de producción para las diferentes presiones de separación analizadas.

Tabla IV.3.3.- Incremento de producción vs presión de separación.

Presión de separación (kg/cm ²)	Incremento de Producción (%)
4.0	5
3.0	10
2.0	15

Tabla IV.3.2.- Opciones reevaluadas.

Criterio	Opción	Descripción
Se considero Opciones que contemplan la presión de separación en 2.0 Kg/Cm2.	I.1C	Bajar la Presión de separación a 2.0 Kg/cm ²
	I.2B	Bajar la Presión de separación a 2.0 Kg/cm ²
	II.2C	Presión de separación 2.0 Kg/cm ² y Enfriamiento del gas a 15°C.
	II.2D	Presión de separación a 2 kg/cm ² , eliminar los separadores elevados y enfriar el gas a 15 °C.

Del análisis efectuado, los resultados obtenidos para cada opción analizada basándose en los nuevos flujos molares se muestran en la Tabla IV.3.4.

Tabla IV.3.4.- Resultados Obtenidos del Análisis de las Opciones Reevaluadas en función de los nuevos flujos molares.

Opción	Aceite				Condensado			Gas	Vapores**
	BPD	° API	PVR (psia)	H ₂ S (ppm)	BPD	H ₂ S (%)	CO ₂ (%)	MMPCSD	MMPCSD
I.1C	36569.5	37.46	5.59	90.89	1667.22	0.38	0.78	48.27	3.28
I.2B.	36357.1	37.22	8.17	392.14	1357.65	0.37	0.77	45.75	-----
II.2B*	32049.5	37.78	5.95	94.46	4616.00	0.63	1.83	34.29	-----
II.2D*	36315.2	37.14	8.16	78.27	4629.59	0.55	0.95	41.00	-----

* Los condensados recuperados en estas opciones son la suma de los obtenidos por refrigeración, por compresión enviados al trifásico y los recuperados en baja presión enviados a la trampa neumática.

** Vapores totales (separadores elevados y tanque de almacenamiento)

Con la finalidad de identificar el incremento en la producción de condensados por el solo efecto del acondicionamiento del gas (enfriamiento después de compresión), en la Tabla IV.3.5 se presentan los flujos obtenidos al respecto.

Tabla IV.3.5.- Producción de condensados por el enfriamiento del gas.

Opción	Producción de condensados (BPD)
II.2C	3598.55
II.2D	3315.91

Los diagramas esquemáticos de cada opción, así como la envolvente de fases del gas enviado al Complejo Procesador de Gas Cactus en cada caso, se ilustran a continuación. En la Tabla IV.3.6 se indica el número de las figuras que corresponden a cada una de las opciones reanalizadas.

Tabla IV.3.6.- Identificación de figuras para cada opción reanalizada.

Opción	Esquema de Proceso	Diagrama de Fases del Gas
	Figura	
I.1C	IV.3.9	IV.3.10
I.2B	IV.3.15	IV.3.16
II.2C	IV.3.23	IV.3.24
II.2D	IV.3.25	IV.3.26

Cabe mencionar que en la mayoría de las opciones el contenido de H₂S en el crudo es ligeramente mayor al estipulado con anterioridad (70 ppm), por lo que no pone en riesgo la calidad de estos hidrocarburos para su comercialización, ya que este aceite será enviado a la Batería Central Jujo en donde por medio de calentamiento, se tratará esta corriente conjuntamente con otras en la torre estabilizadora, resultando un producto dentro de especificaciones en cuanto al contenido de H₂S y PVR del crudo. Finalmente, para llevar a cabo el análisis económico de las opciones se procedió a preseleccionar aquellas que mejores resultados arrojaron con respecto a la cantidad de los hidrocarburos obtenidos, dicha información se muestra en la Tabla IV.3.7.

Tabla IV.3.7.- Selección de las opciones para su análisis económico.

Planteamiento	Alt.	Descripción
	I.1C	Presión de separación a 2.0 Kg/cm ²
	I.2B	Presión de separación a 2.0 Kg/cm ² y eliminar Tanques elevados.
	II.2C	Presión de separación 2.0 Kg/Cm ² y enfriamiento del gas a 15°C
	II.2D	Presión de separación a 2.0 kg/cm ² , eliminación de los separadores elevados y enfriamiento del gas a 15 °C.

En las opciones anteriormente propuestas el objetivo fundamental que se persigue es el maximizar los incrementos de producción y la calidad de los hidrocarburos al bajar la presión de separación a 2.0 kg/cm², la cual podríamos considerar como la presión mínima de separación en la que se puede aprovechar el proceso considerando infraestructura actual en el manejo de la producción.

IV.4.- Requerimientos para la implementación de las Opciones.

Con el propósito de identificar los requerimientos en infraestructura, adecuaciones y recomendaciones para este proyecto cuyo fin es el de optimizar e incrementar el manejo de la producción, contemplando el acondicionamiento de los hidrocarburos obtenidos, aprovechamiento de la infraestructura instalada, disminución de los costos de operación y mantenimiento por conservación y ahorro de energía, aunada con la seguridad de las instalaciones y la protección al medio ambiente, a continuación se describen para cada opción las recomendaciones propuestas.

Es importante mencionar que las recomendaciones señaladas en la opción I.1C (Tabla IV.4.1) aplican de igual manera para las demás opciones, por lo tanto ésta opción se considerará como opción pivote con respecto a las demás. Para el caso de las restantes, solo se hará mención de los cambios y recomendaciones sustanciales en cada una con la finalidad de no ser repetitivos.

Para hacer referencia a las tablas en donde se mencionan las recomendaciones o modificaciones adicionales para las otras opciones propuestas, a continuación se enlistan las tablas correspondientes a cada una de ellas.

Opción	Tabla
I.1C	IV.4.1
I.2B	IV.4.2
II.2C	IV.4.3
II.2D	IV.4.4

Cabe señalar que en las áreas del proceso donde se considero que el manejo de los hidrocarburos con la configuración actual es adecuado, no se contempla ninguna recomendación.

Tabla IV.4.1.- Opción I.1C (Bajar la presión de separación a 2.0 kg/cm²).

Área	Recomendaciones
Separación gas-aceite	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Cambiar el separador general de baja presión 156" x 60" por un separador bifásico nuevo con internos (placas vane) 84" x 30' ó por un separador con internos de alta eficiencia del tipo ciclónico, en este último caso se puede rehabilitar un separador horizontal 72" x 20' existente y disponible, cambiando sus internos al tipo ciclónicos, para poder manejar hasta 50,000 BPD de aceite y 60 MMPCSD de gas amargo húmedo.
Rectificación y Pre-enfriamiento del gas	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Sustitución de rectificadores primarios o programar su mantenimiento general interna y exterior. ➤ Sustitución de soloaires convencionales por un tipo más eficientes o su adecuación para optimizar el proceso de enfriamiento con la finalidad de bajar la temperatura de succión en compresoras y minimizar los requerimientos de energía y costos de operación por compresión

	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Reducir la capacidad instalada de enfriamiento mecánico (soloaires) a 80 MMPCD, eliminando 3 enfriadores sencillos y uno doble.
Compresión	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Equipo de compresión: Sustituir o rehabilitar dos turbocompresores al tipo ' Boosters (T-4500 a T5300L) para succionar el gas a 2.0 kg/cm² y descargarlo a 4.5 kg/cm² aproximadamente, con capacidad para 30 MMPCSD cada uno, ➤ Sustituir los filtros (6) en la succión de los motocompresores, revisión y reparación de los slug catchers actuales para el módulo de compresión de baja a alta presión.
Bombeo	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Sustituir o reacondicionar el equipo de bombeo de (3 a 5 pasos) para incrementar su capacidad operativa de hasta 37,000 BPD dejando una motobomba disponible como relevo.
Recuperación de vapores	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Sustituir las recuperadora de vapores por equipos de menor capacidad, eficiencia y capacidad (2 motocompresores) para manejar hasta 4 MMPCD cada uno (se deberá contar con su relevo).

Tabla IV.4.2.- Opción I.2B (Presión de separación 2.0 kg/cm² y eliminación de tanques elevados).

Área	Recomendaciones
Estabilización de crudo	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Eliminar los separadores elevados y mandar la producción directamente a un tanque de almacenamiento de techo flotante, con la finalidad de controlar la emisión de vapores a la atmósfera, estrangular la presión de 2 kg/cm² a 0.810 kg/cm², con el propósito de que pueda entrar el aceite al tanque de almacenamiento y vencer la máxima columna hidrostática que se tenga.
Recuperación de vapores	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Eliminación de la máquinas recuperadoras de vapores.
Almacenamiento	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Tomando en cuenta la necesidad de incrementar la capacidad de almacenamiento para prevenir situaciones de emergencia (necesidad de PEP), en este caso se recomienda instalar un tanque de almacenamiento de

	cúpula flotante de 30,000 Bls de capacidad para que opere normalmente, el tanque de 55,000 Bls. se entregará para su mantenimiento y disponibilidad.
Bombeo	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Instalar una bomba de trasiego adicional con la finalidad de tener capacidad para trasegar la producción que se obtenga como consecuencia de bajar la presión de separación a 2.0 kg/cm² e incorporar producción de pozos con baja presión, tomando como base los pronósticos de producción.

Tabla IV.4.3.- Opción II.2C (Presión de separación a 2.0 kg/cm² y refrigeración mecánica hasta alcanzar una temperatura de 15 °C).

Área	Recomendaciones
Compresión (Acondicionamiento del gas)	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Enfriar el gas descargado de compresoras a 15 °C para maximizar la recuperación de condensados y evitar problemas de condensación durante su transporte mediante el control del punto de rocío, para ello es necesario implementar un paquete de refrigeración, 1 separador trifásico (54" x 16') y 1 rectificador de gas (30" x 10').

Tabla IV.4.4.- Opción II.2D (Presión de separación a 2.0 kg/cm², eliminación de los separadores elevados y enfriamiento del gas a 15 °C).

Área	Recomendaciones Adicionales
Estabilización de crudo	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Eliminar los separadores elevados y mandar la producción directamente a un tanque de almacenamiento de techo flotante con la finalidad de controlar la emisión de vapores a la atmósfera, estrangular la presión de 2.0 kg/cm² a 0.810 kg/cm² (presión mínima requerida) mediante una válvula reguladora de presión en la descarga del aceite del separador general con el propósito de que pueda entrar el aceite al tanque de almacenamiento

Recuperación de vapores	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Eliminación de la recuperadoras de vapores.
Almacenamiento	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Tomando en cuenta la necesidad de incrementar la capacidad de almacenamiento para prevenir situaciones de emergencia (necesidad de PEP), en este caso se recomienda instalar un tanque de almacenamiento de cúpula flotante de 30,000 Bls de capacidad para que opere normalmente, el tanque de almacenamiento de 55,000 Bls deberá estar disponible.
Bombeo	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Instalar una bomba de trasiego adicional con la finalidad de tener capacidad para trasegar la producción que se obtenga como resultado de bajar la presión de separación a 2.0 kg/cm² e incorporar la producción de pozos, tomando como base los pronósticos de producción.
Compresión (Acondicionamiento del gas)	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Enfriar el gas que descarga compresoras hasta alcanzar la temperatura de rocío de 15 °C para maximizar la recuperación de condensados y evitar problemas de condensación durante su transporte, para ello es necesario implementar un paquete de refrigeración, un separador trifásico (54" x 16') y un rectificador de gas (30" x 10').