

01167



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

T E S I S

**PLAN DE INTEGRACIÓN PARA OPTIMIZAR EL
MANEJO DE LA PRODUCCIÓN EN BATERIAS DE
SEPARACIÓN**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

**MAESTRO EN INGENIERÍA
(PLANEACIÓN)**

PRESENTA:

JORGE ALAMILLA CABALLERO

DIRECTOR DE TESIS:

DR. SERGIO FUENTES MAYA

286406



MÉXICO, D.F.

DICIEMBRE DEL 2000



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.

A Dios

Por darme la oportunidad de lograr este objetivo y a quien debo todo lo que soy.

A mi esposa
Olivia Mata

Con todo el Amor que Dios ha puesto en mí para vivirlo contigo, gracias por tu ayuda y motivación para la realización de este trabajo, por el interés tan grande en mi desarrollo y el amor que día a día me brindas.

P.D. "El que haya esposa, haya el bien"...TE AMO.

A mi hija
Amayali Alamilla Mata

El regalo más grande que Dios me ha dado. Gracias por venir a iluminar con una luz especial nuestras vidas y que este esfuerzo sirva de ejemplo y orgullo ...
TE AMO.

A mis padres
Alicia Caballero y Humberto Alamilla

Gracias a ellos que me dieron la oportunidad de disfrutar lo más valioso del ser humano... *la vida*. Con amor, respeto y admiración les doy una vez más las gracias por el amor, apoyo y respeto ilimitado para lograr un anhelo más, que Dios los bendiga. Gracias hoy y siempre, los quiero.

A mi hermano [†]
Humberto Alamilla Caballero

En tu memoria dedico este trabajo con respeto y veneración. Que Dios te guarde en su gloria.

A la familia Mata Hernández

Con mucho cariño, agradeciendo su confianza y su apoyo incondicional; que Dios los bendiga.

A mis Tías y Tíos

Por los granos de arena puestos en mi vida con su cariño, consejos e incondicional apoyo que de alguna manera ayudaron a mi superación...Gracias.

A la UNAM y en particular a la Facultad de Ingeniería

Gracias por haberme abierto sus puertas y así tener la oportunidad de acrecentar mi formación académica.

A mis profesores

Por contribuir a mi formación mediante su disposición y empeño por compartir y enseñarnos sus conocimientos. Con especial admiración y agradeciendo por su contribución para la elaboración de este trabajo al Dr. Sergio Fuentes Maya.

Al Instituto Mexicano del Petróleo

Por brindarme la oportunidad de ser parte de él, así como de apoyarme para la realización de este trabajo y con ello acrecentar mi formación académica y la de la institución.

A mis compañeros de generación y amigos

Que al paso del tiempo me han ofrecido su valiosa ayuda y apoyo incondicional y por esos grandes momentos.

Finalmente a todos aquellos que de una u otra manera contribuyeron para la realización de esta meta... Gracias. Su aportación hace que este trabajo sea más relevante y meritorio.

PLAN DE INTEGRACIÓN PARA OPTIMIZAR EL MANEJO DE LA PRODUCCIÓN EN BATERÍAS DE SEPARACIÓN

CONTENIDO

OBJETIVO.	1
INTRODUCCIÓN.	2
I. EL PROCESO DE PRODUCCIÓN EN BATERÍAS DE SEPARACIÓN.	5
I.1 Fundamentos de la Separación Gas – Líquido.	5
I.2 Tiempo de Residencia y Capacidad de Separación.	11
II. ESTRATEGIAS DE OPTIMIZACIÓN DE LAS PRESIONES DE SEPARACIÓN.	15
II.1 Criterios para Definir las Presiones Óptimas de Separación.	15
II.2 Técnicas de Optimización de las Presiones de Separación.	20
III. DEFINICIÓN DEL PLAN DE INTEGRACIÓN.	23
III.1 La Problemática Existente y su Diagnóstico.	23
III.2 Descripción Conceptual del Plan Propuesto.	25
III.3 Definición del Plan de Integración.	29
III.3.1 Requerimientos Básicos.	29
III.3.2 Plan de Integración.	29
IV. CASO DE APLICACIÓN.	33
IV.1 Manejo de la Producción en la Plataforma Ku-A Enlace.	33
IV.2 Planteamiento de Alternativas y Evaluación.	37
IV.3 Prueba de Aplicación.	42
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	46
ANEXOS.	
Anexo A: Equilibrio Vapor – Líquido.	49
Anexo B: Factores que Afectan la Eficiencia de Separación.	52
Anexo C: Índices de Rentabilidad.	57
Anexo D: Análisis de Problemas Funcionales.	61
REFERENCIAS.	65

OBJETIVO.

Desarrollar y Proponer un Plan de Integración en Forma Metodológica para Optimizar el Manejo de la Producción en Baterías de Separación, el cual Asegure Maximizar el Aprovechamiento de la Infraestructura Instalada y la Rentabilidad Operativa de las Instalaciones, Considerando la Planeación Futura de Explotación del Campo Petrolero.

INTRODUCCIÓN.

Hablar de la industria de un país es referirse al motor de su desarrollo económico, basta decir que su potencial económico gira en torno a su capacidad o desarrollo industrial. Entre todos los tipos de industria con los que se cuenta en una nación, la industria petrolera es la que ofrece mayor apoyo tanto a países altamente industrializados como a los que están en vías de desarrollo, por lo que el avance tanto tecnológico como productivo que se tenga en esta industria, será de vital importancia para el país que posea dicha infraestructura.

México, desde hace varias décadas ha sido un país petrolero, por lo cual, ha basado en gran medida su economía en este recurso y debido a la gran cantidad de problemas tanto internos (sociales, políticos, económicos, etc.) como externos, ha tenido que hacer uso de manera cada vez mayor de sus recursos petroleros, por lo que requiere en este momento reorganizar y reestructurar el aspecto técnico de su industria, para que sus recursos materiales sean cada vez más eficientes y más acordes a sus necesidades operativas.

Cada uno de los organismos subsidiarios de Petróleos Mexicanos persigue maximizar el valor económico a largo plazo de los activos bajo su responsabilidad, enfocando su gestión a mejorar la calidad de la operación, buscando incrementar su productividad y eficiencia bajo un clima de seguridad y protección al medio ambiente.

Por lo anterior, la planeación de la explotación de un campo petrolero debe tomar en cuenta los factores técnicos, ecológicos y económicos, que de alguna manera pueden cambiar las condiciones existentes.

La misión del Ingeniero Petrolero consiste en maximizar las ganancias derivadas por la explotación de los campos petroleros. Generalmente, sus actividades dentro de la Industria se relacionan con las áreas de Yacimientos, Perforación y Reparación de Pozos y Producción. Especial énfasis se tiene con el área de producción, específicamente con la optimización del manejo de hidrocarburos en las instalaciones superficiales, la cual tienen como objeto recolectar, separar, bombear, comprimir, medir, y almacenar o comercializar la producción de aceite y gas, todo ello constituye lo que se conoce como batería de separación.

La separación se lleva a cabo mediante una serie de separadores operados cada vez a menor presión en el sentido del flujo. La presión en la primera etapa dependerá de las condiciones de los pozos que aporten el fluido y la diferencia de presión requerida para transportar los hidrocarburos del pozo hasta la central de recolección.

Para determinar la presión en la última etapa, se debe considerar la Presión de Vapor Reid (PVR) necesaria para estabilizar el aceite. El aceite está estabilizado cuando a condiciones atmosféricas no hay evaporación de hidrocarburos ligeros, conservando volumen y densidad del aceite producido, por lo que se tiene que ajustar su presión de vapor de modo que sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada. Actualmente el valor contratado de PVR para la venta de petróleo crudo interorganismos de PEMEX que debe obtenerse es de 6.5 lb/pg².

Dado que la producción de hidrocarburos líquidos tiene mayor valor comercial que el gas, frecuentemente la eficiencia de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables contenidos en la fase gaseosa que abandonan el separador. Teóricamente para obtener la máxima recuperación de líquidos se debe tener un número infinito de etapas de separación; sin embargo, en la práctica, el aspecto económico es una limitante a considerar en la selección del número óptimo de etapas, por lo que sólo se tienen hasta un máximo de cuatro.

El diseño de las baterías de separación se hacen bajo ciertos criterios de operación, propiedades de los fluidos y producción de hidrocarburos a manejar. Sin embargo en algunas regiones petroleras el descubrimiento y explotación de nuevos campos traen consigo el incremento paulatino de la producción de hidrocarburos, principalmente en los Activos de las Regiones Marinas, por lo que se hace necesario modificar la capacidad original de separación en las instalaciones superficiales, lo cual se torna en un problema de singular importancia. Muchas veces estas modificaciones no contemplan la adecuación de los equipos existentes, incrementando con ello los costos por operación y mantenimiento, disminuyendo así la rentabilidad del proceso de producción

Por lo anterior, el efectuar un análisis de capacidad de manejo de la producción en las instalaciones existentes, puede proporcionar beneficios sustanciales en la optimización de la operación en baterías de separación; en un primer caso el beneficio se obtiene al incrementar la capacidad de manejo y en un segundo, al eliminar activos improductivos, maximizando así el aprovechamiento de la infraestructura instalada, sin afectar la operación segura y eficiente de la instalación, todo ello avalado por un análisis de factibilidad económica, además de cumplir con las disposiciones gubernamentales en materia de protección al medio ambiente.

El objetivo de este trabajo es proponer e implantar un plan de integración que permita maximizar el aprovechamiento de la infraestructura instalada y la rentabilidad operativa de las instalaciones, en el cual se integren paso a paso las modificaciones pertinentes que deben realizarse para optimizar el manejo de la producción de una batería de separación. Esta metodología debe constituir una herramienta para Petróleos Mexicanos y sus diversos Activos, la cual permita mejorar la productividad de los procesos y la calidad de los productos entre otros aspectos.

El presente trabajo ha sido desarrollado en cuatro capítulos de la siguiente forma: En el Primer Capítulo se describen los conceptos fundamentales y los principios de la separación gas-líquido, incluyendo las especificaciones y criterios para la mejor comercialización de los hidrocarburos producidos.

En el Segundo Capítulo se presenta los criterios para definir u optimizar las condiciones de operación del equipo de separación gas-líquido, las cuales dependen fundamentalmente del objetivo que se pretenda alcanzar; incrementar el ritmo de producción, reducir los costos por compresión, maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos y, la obtención de productos estabilizados.

En el Tercer Capítulo se expone la problemática existente al pretender optimizar el manejo de la producción en baterías de separación, para lo cual se propone y define un plan de integración así como sus requerimientos básicos con el objeto de implantarlo y realizar el análisis, para la solución de la problemática. En este capítulo se plasman los pasos a seguir para incrementar el aprovechamiento de la infraestructura instalada y la rentabilidad operativa de las instalaciones.

En el Cuarto Capítulo se lleva a cabo la implantación del plan de integración en un análisis integral del proceso de producción en una batería de producción, proponiendo y evaluado alternativas, así como el desarrollo de una prueba de aplicación en campo para lograr la optimización del manejo de la producción.

Por último, se presentan las conclusiones y recomendaciones obtenidas del presente trabajo bajo el plan de integración propuesto, con el objeto de maximizar el aprovechamiento de la infraestructura instalada y la rentabilidad operativa de las instalaciones.

CAPÍTULO I

EL PROCESO DE PRODUCCIÓN EN BATERÍAS DE SEPARACIÓN.

En el capítulo que se desarrolla a continuación, tiene por objetivo describir una serie de conceptos y definiciones básicas utilizados comúnmente en el proceso de producción en baterías de separación gas-líquidos, así como de sus condiciones de operación, que serán apoyo para poder entender con claridad los capítulos posteriores. Los conceptos son descritos de manera breve y clara, sin salir del objetivo para el cual fue desarrollado este capítulo.

I.1 FUNDAMENTOS DE LA SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO.

Proceso de Separación.

Los fluidos producidos de los yacimientos petrolíferos son una mezcla compleja de hidrocarburos con diferentes características fisicoquímicas, que dependiendo de la presión y la temperatura a la que se encuentren pueden estar en una, dos o tres fases. Generalmente la presión y temperatura a condiciones de yacimiento tienen valores altos, pero disminuyen en el proceso de producción, generando la liberación de gas disuelto en el líquido y cambiando las características de la mezcla, por lo cual se requiere de la separación física de estas dos fases.

La separación física de las fases líquida y gaseosa es una de las operaciones de campo más comunes, y también una de las más críticas. Esta operación se realiza debido a que es necesario tener fluidos en una sola fase con la finalidad de proporcionarles energía para su transporte (bombeo y compresión) y posteriormente darles el tratamiento adecuado. La manera en la cual las fases de hidrocarburos se separan en la superficie, afecta la recuperación final de aceite en el tanque de almacenamiento.

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación de líquido y gas son:

- a. En campos de gas y aceite, donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además el gas se quemara, una cantidad considerable de aceite ligero que se arrastra en el flujo de gas también se quemara, ocasionando grandes pérdidas, ya que el aceite ligero es el de más alto valor comercial, aunado al alto índice de contaminación y deterioro del medio ambiente.

b. Aunque el gas se transporte a una cierta distancia para tratarlo, el gas se condensa por lo que es conveniente eliminarle la mayor cantidad de líquidos, ya que esto ocasiona problemas tales como corrosión y abrasión del equipo de transporte, aumento en la caída de presión y reducción de la capacidad de transporte de las líneas.

El proceso principal de separación del gas y el aceite es la *separación en etapas*, en la cual los hidrocarburos líquidos y gaseosos son disgregados en sus respectivas fases por dos o más separadores, operando en serie a presiones cada vez más bajas.

Se considera una etapa de separación como la condición a la cual el gas y el aceite alcanzan el equilibrio físico a la presión y temperatura a la cual trabaja el equipo (el Anexo A contiene los fundamentos del Equilibrio Vapor-Líquido).

El proceso de separación de hidrocarburos puede ser de dos tipos:

- ◆ *Separación Instantánea (flash)*: Es aquella en la cual el gas que se libera del aceite queda siempre en contacto con el aceite durante todos los decrementos de presión. Ejemplo de ello es cuando los fluidos del yacimiento pasan a través de la tubería de producción, estranguladores y líneas superficiales, lo que representa una reducción de presión quedando el gas en contacto con el líquido durante este proceso.
- ◆ *Separación Diferencial*: Es en la cual el gas que se libera del aceite después de cada pequeño decremento de presión, se extrae del sistema. Lo anterior ocurre cuando los fluidos producidos pasan a través de los separadores, y debido al abatimiento de presión el gas es liberado del aceite y descargados independientemente.

La tecnología para el funcionamiento de los separadores convencionales, fue desarrollada hace varias décadas; estos separadores son grandes, pesados y costosos. Estas limitaciones son más severas en las operaciones costafuera donde el espacio es muy reducido y el costo de las instalaciones es mucho mayor.

Para la separación del gas natural del líquido y/o de las impurezas en un separador, se combinan la fuerza de gravedad, el tiempo, procesos mecánicos y ocasionalmente químicos. El tamaño de los separadores depende de la cantidad de líquido y gas a procesar y se dividen en tres tipos: esféricos, horizontales y verticales. Los internos del separador tiene un diseño especial, dependiendo del fabricante.

La selección de las condiciones de operación y del equipo requerido de separación en la producción de hidrocarburos, depende fundamentalmente de los objetivos que se pretenden alcanzar. Generalmente estos se orientan a incrementar el ritmo de producción, reducir los costos de compresión de gas, maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos, y a la obtención de productos estabilizados⁽¹⁾.

Para establecer las condiciones de separación más apropiadas, de acuerdo a las características de los fluidos producidos, los ingenieros de producción tiene que considerar las siguientes variables de control: el tipo, el tamaño y los dispositivos internos del separador, el tiempo de residencia del aceite, las etapas de separación, las presiones y temperaturas de operación y el lugar de instalación de los separadores, por citar algunos ejemplos. Es evidente que existirá una combinación de todas estas variables que nos permitirá obtener la separación requerida a un costo mínimo. La selección de las condiciones de separación dependen, fundamentalmente, de los objetivos de producción establecidos. Estos objetivos están orientados a la obtención de:

a. Alta eficiencia de la separación de aceite y gas. Esta eficiencia en un separador depende fundamentalmente de su diseño. Las características de los fluidos y los gastos determinan el tipo y las dimensiones del separador para cada caso en particular.

b. Mayores ritmos de producción. Cuando las condiciones de explotación de los campos productores son favorables, el ritmo de producción de sus pozos puede aumentarse reduciendo su contrapresión en la superficie. La menor contrapresión, y por consiguiente el mayor gasto, se obtiene colocando los separadores lo más cercanamente posible a los pozos, ajustando simultáneamente su presión de operación al valor mínimo que las condiciones de producción lo permitan; lo anterior sucedería si la presión en la cabeza del pozo es controlada por la presión del separador (cuando ya no tiene estrangulador). En caso de tener pozos estrangulados, lo que se logra es mantener un mayor tiempo de afluencia de los pozos a la etapa de separación correspondiente.

Un ritmo óptimo de producción dependerá de las condiciones de operación del pozo, las cuales son determinadas por medio de un análisis previo en el que se deben involucrar tanto el comportamiento del yacimiento, como el que se tiene en las pruebas de presión y de producción.

c. Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos. Debido a que los hidrocarburos de mayor nivel comercial son los líquidos, frecuentemente la eficiencia del proceso de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables que contiene la fase gaseosa que abandona los separadores. Para reducir al mínimo esta cantidad de líquidos es necesario generalmente realizar el proceso de separación en varias etapas; es decir que el líquido desalojado del primer separador pase por otros que operen a presiones reducidas secuencialmente, hasta llegar al tanque de almacenamiento, en donde en forma natural se efectúa la última etapa de separación, a la temperatura y presión ambiente. En esta forma también se obtiene un mayor grado de estabilización del aceite y gas separados. La cantidad de líquido recuperable puede obtenerse simulando el proceso de separación en el laboratorio, o matemáticamente mediante el empleo de ecuaciones de estado, si se conoce la composición de la mezcla de hidrocarburos producidos.

d. Menos costos por compresión del gas. En la determinación de las presiones de separación de un sistema en etapas se puede establecer como meta esencial, la minimización de los costos de operación, mantenimiento e inversión por el equipo de compresión, el cual se requiere para transportar y entregar el gas producido a las condiciones requeridas por petroquímica. En general los costos por este concepto resultan bastante significativos, debido esencialmente a los siguientes factores:

- Los volúmenes de gas que se separan en las baterías de recolección son con frecuencia elevados, especialmente cuando se manejan fluidos producidos de yacimientos con aceite volátil, que se caracterizan por tener factores de volumen y relación gas-aceite generalmente mayores de $1.7 \text{ m}^3/\text{m}^3$ y de $1,200 \text{ pie}^3/\text{bl}_o$ respectivamente.
- La presión a la que debe de llegar el gas a las plantas de endulzamiento es del orden de $1,000 \text{ lb/pg}^2$, esto es por especificaciones de diseño de las propias plantas⁽¹⁾.
- Debido a que la distancia entre las estaciones de recolección y las plantas de endulzamiento es considerable, se requiere que al gas le sea suministrada cierta energía adicional para enviarlo a la planta con la presión especificada.

con lo anterior se busca aprovechar al máximo la energía natural del yacimiento para el transporte de los fluidos separados, sin necesidad o con requerimientos mínimos de equipo de compresión o bombeo.

e. Aceite y gas estabilizados. A fin de que el aceite no experimente pérdidas sustanciales por evaporación durante su almacenamiento, al ser manejado a condiciones superficiales en las refinerías, o al cargar los buques para su exportación, es necesario estabilizarlo previamente. El aceite se estabiliza ajustando su presión de vapor (PV y PVR) de modo tal que esta sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada en el medio ambiente.

En la práctica, una vez que se ha establecido el ritmo de producción, se optimizan las presiones y número de etapas de separación con el fin de recuperar el mayor volumen de hidrocarburos líquidos, sin descuidar los aspectos de estabilización y de compresión del gas.

Debido a la naturaleza multicomponente de los fluidos producidos, conforme más alta sea la presión a la cual se realiza la primera etapa de separación, se obtendrá una mayor cantidad de líquido en el separador, pero si esta presión es demasiado alta, muchos componentes ligeros permanecerán en la fase líquida y serán liberados hacia la fase gaseosa en el tanque de almacenamiento, en forma de vapores al medio ambiente, por otro lado si esta presión es demasiado baja muchos componentes no permanecerán estables en el líquido, siendo liberados arrastrados por la corriente gaseosa. Por esto, es muy importante seleccionar

adecuadamente las presiones de separación y el número de etapas, para encontrar un punto de equilibrio que sea económicamente rentable.

Cuando se tienen varias etapas de separación, se sigue un procedimiento similar, considerando que la composición y número de moles de líquido resultantes de una etapa de separación, constituyen la alimentación de la siguiente etapa. De los balances de materia de cada etapa, se pueden obtener algunas propiedades PVT, tales como:

RELACIÓN GAS-ACEITE.- La relación gas aceite (RGA), se define como el volumen de gas a condiciones estándar en pies cúbicos, por barril de aceite a las condiciones del tanque de almacenamiento. Como el gas se separa de la mezcla en cada etapa de separación, se puede calcular para cada etapa o para el total de las etapas. La Relación Gas-Líquido Total (RGA_T), es la suma de los volúmenes de gas en pies cúbicos estándar de todas las etapas de separación, dividido entre el volumen (en barriles) de la fase líquida en el tanque de almacenamiento.

FACTOR DE VOLUMEN.- El factor de volumen del aceite (B_o), se define como el volumen de líquido, a condiciones de flujo, requerido para tener un barril de aceite a condiciones estándar.

PESO MOLECULAR.- El peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento (PM_T), es calculado mediante la composición de la fase líquida y el peso molecular de cada componente.

DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE.- La densidad del aceite a condiciones de tanque (ρ_o), se determina a partir de la composición de la fase líquida en el mismo y de la densidad en cada componente medida a condiciones estándar. Por lo que la densidad relativa del aceite (γ_o), se determina por la relación entre la densidad del aceite y la densidad del agua ($\gamma_o = \rho_o/\rho_w$) y tiene unidades adimensionales.

En la industria petrolera comúnmente se utiliza la densidad API del aceite (propuesto por American Petroleum Institute para expresar la densidad del aceite en grados API), y se determina con base en la densidad relativa con la expresión:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (1)$$

PRESIÓN DE VAPOR.- A fin de que el aceite no experimente pérdidas sustanciales por evaporación durante su almacenamiento, al ser manejado a condiciones superficiales en las refinerías o al cargar los buque-tanque para su exportación, es necesario estabilizarlo previamente. Esto se logra ajustando la presión de vapor de modo que sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada. El grado de estabilización de un líquido se acostumbra expresar mediante su Presión de Vapor Reid (PVR). Esta presión no es la presión

de vapor verdadera (PVV) que es la que ejerce sobre un líquido su vapor, en condiciones de equilibrio a una temperatura dada.

PRESIÓN DE VAPOR REID.- Es el valor de presión de vapor resultado de un procedimiento estándar de laboratorio (ASTM-D-323) en el cual se utiliza una botella metálica especial, y se determina bajo condiciones controladas de 100°F. Una presión de vapor elevada acarreará pérdidas posteriores de componentes volátiles durante su almacenamiento o en el buque-tanque, además debido a que los gases liberados por un crudo mal estabilizado son más pesados que el aire ($\rho_{rg} > 1$), son más difíciles de dispersar y pueden generar riesgos de explosión⁽²⁾. Para eliminar la evaporación de los componentes volátiles en el crudo, se busca que el valor de especificación de la PVR se encuentre en el rango de 8 – 12 psia, en función de la temperatura del lugar de producción, del lugar de entrega y del rumbo de transporte⁽¹⁾. Se considera entonces que una PVR menor a 12 psia es de un aceite estable y mayor a este valor será un aceite inestable⁽³⁾. Actualmente el valor de PVR que debe tratar de obtenerse es de 6.5 psia, debido a que es una de las especificaciones pactadas por la venta de petróleo crudo en México.

I.2 TIEMPO DE RESIDENCIA Y CAPACIDAD DE SEPARACIÓN.

Tiempo de Residencia.

Para asegurar que el líquido y el gas alcancen el equilibrio a las condiciones de separación, se requiere un cierto almacenamiento de líquido en el separador. Este almacenamiento está definido como el "tiempo de residencia", o el tiempo promedio que una molécula de líquido debe permanecer dentro del separador considerándose flujo tapón⁽⁴⁾. Esto se expresa como:

$$tr = \frac{V_L}{Q_L} \quad (2)$$

donde: tr , es el tiempo de residencia del líquido en el separador (min); V_L , el volumen de líquido residente en el separador (pie^3) y; Q_L , el gasto de líquido manejado por el separador (pie^3/min).

Se han encontrado que para la mayoría de las aplicaciones, tiempos de residencia de entre 30 segundos y 3 minutos son suficientes⁽⁴⁾, sin embargo cuando el crudo presenta formación de espuma el tiempo de residencia puede ser hasta cuatro veces mayor que los tiempos promedio. También se ve afectado por la composición de la mezcla, viscosidad del líquido, presencia de sólidos y emulsiones⁽⁵⁾.

El tiempo de residencia es un modo directo de fijar las dimensiones necesarias de un separador para manejar el gasto de líquido. El volumen de líquido en el separador es igual al gasto de líquido por el tiempo de residencia. Para un separador dado, los requerimientos de volumen de líquido pueden tener un gran efecto en el dimensionamiento para el manejo del gasto de gas. Esto es particularmente cierto para separadores muy grandes, donde la relación gas-aceite es baja, el líquido es el factor de control⁽⁵⁾.

$$V_L = Q_L (tr) \quad (3)$$

Además de considerar las especificaciones de la norma API-12J, que recomienda lo siguiente para el tiempo de residencia de líquido en el separador para crudos no espumosos⁽⁵⁾:

API 12-J	
Densidad del crudo (°API)	tr (min)
> 35	1
20-35	1-2
10-20	2-4

Capacidad de Separación.

La capacidad de manejo de líquido de los separadores, esta en función de la altura del nivel de operación, ya que el volumen de líquido es directamente proporcional al nivel de líquido, del diámetro interior y de la longitud efectiva de separación. Específicamente: $V_L = f(h, D_i, L_{ef})$, para separadores horizontales y; $V_L = f(h, D_i)$, para separadores verticales.

La capacidad de manejo de líquido de un separador se determina de la siguiente manera:

$$Q_L = \frac{V_L}{tr} \quad (4)$$

debido a que la capacidad actual de manejo de líquido esta en función de la altura del nivel de líquido h , se tiene que:

$$h = h_{ML} - h_D - e \quad (\text{para separadores horizontales}) \quad (5)$$

$$h = h_{ML} - h_D \quad (\text{para separadores verticales}) \quad (6)$$

donde: h_{ML} , representa la altura media del nivel de líquido a partir del nivel de referencia (regularmente el piso); h_D , es la altura de descarga del líquido del separador a partir del nivel de referencia y; e , es el espesor de la pared del separador.

La capacidad máxima de un separador, esta en función de:

$$h = D_i / 2 \quad (\text{para separadores horizontales}) \quad (7)$$

$$h = h_c - h_D - 2 \quad (\text{para separadores verticales}) \quad (8)$$

donde: h_c , es la altura de la carga de fluidos.

En las Figuras I.1 y I.2 se muestran los parámetros involucrados en la determinación de la capacidad de manejo de líquido de los separadores horizontales y verticales respectivamente.

La capacidad máxima aprovechable de los separadores, depende de la instrumentación instalada (nivel óptico y "piernas" de nivel del controlador), por lo cual el nivel máximo de líquido en este caso es:

$$h = \frac{3}{4} (h_{PN\text{máx}} - h_D - e) \quad (\text{para separadores horizontales}) \quad (9)$$

$$h = \frac{3}{4} (h_{PN\text{máx}} - h_D) \quad (\text{para separadores verticales}) \quad (10)$$

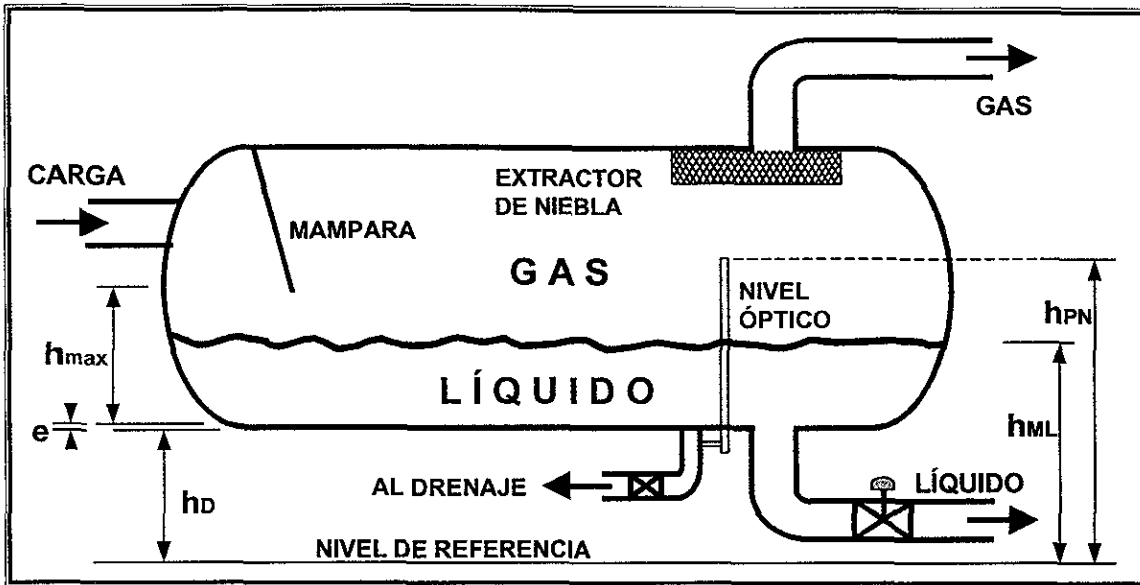


Fig. I.1.- Separador Horizontal.

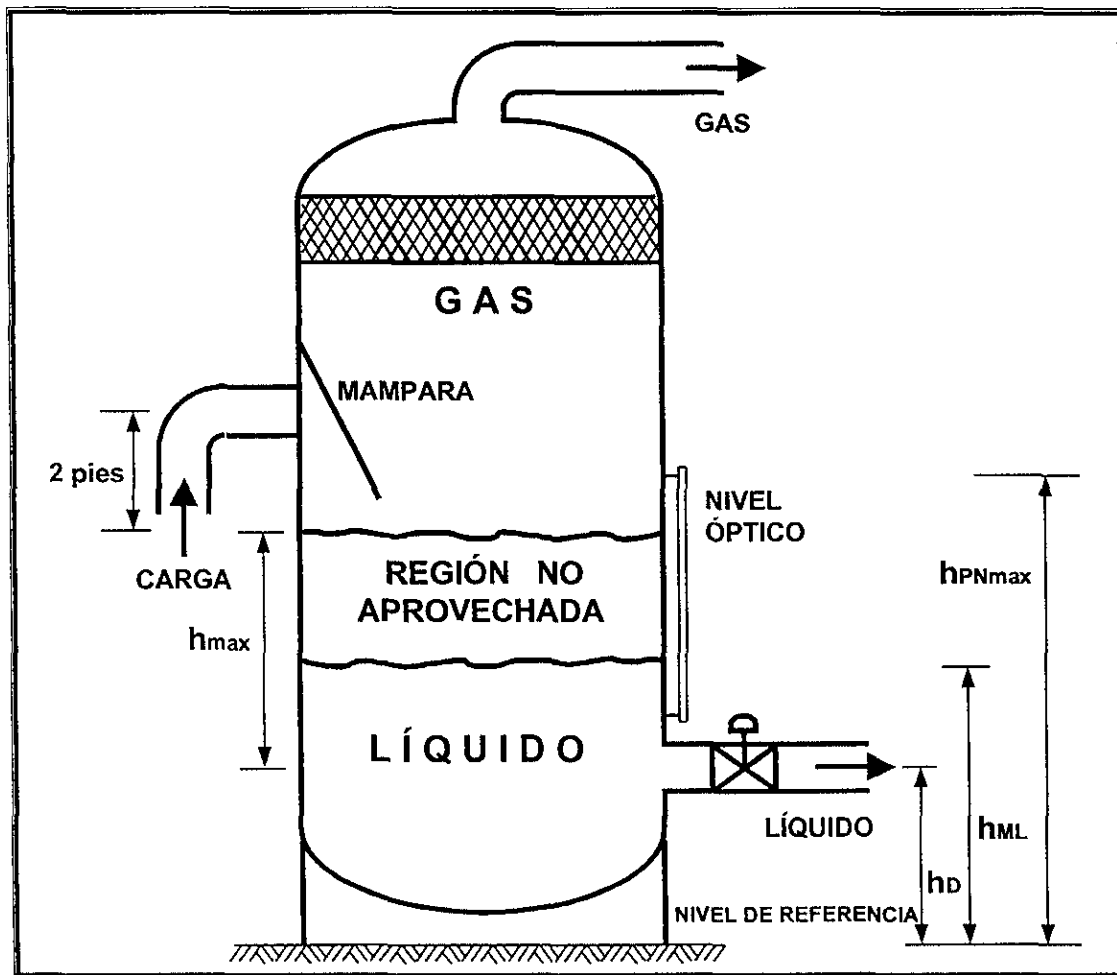


Fig. I.2.- Separador Vertical.

siempre y cuando sean menor que h de la capacidad máxima recomendada, donde: $h_{PN\text{ máx}}$, es la altura máxima del nivel óptimo instalado.

Con la finalidad de que el nivel de líquido en el separador pueda ser visible, se toman tres cuartas partes del nivel óptico para la supervisión respectiva de los operadores.

En cuanto a la capacidad de manejo de gas tenemos que para separadores horizontales⁽⁶⁾:

$$Qg_{\text{máx}} = \frac{D_i L_{\text{ef}} P}{42 K T Z} \quad (11)$$

donde: $Qg_{\text{máx}}$, expresa la capacidad máxima de manejo de gas; D_i , el diámetro interior del separador (pg); L_{ef} , la longitud efectiva de separación (pie); P , la presión de separación (lb/pg²abs); H , es una constante que depende de las propiedades del gas y aceite (adim.); T , la temperatura (°R) y; Z , el factor de compresibilidad (adim.).

La longitud efectiva de separación es:

$$L_{\text{ef}} = L_{\text{ss}} - D_i / 12 \quad (12)$$

donde: L_{ss} , equivale a la longitud de soldadura a soldadura (pie).

La capacidad de manejo de gas de un separados vertical es:

$$Qg_{\text{máx}} = \frac{D_i^2 P}{504 K T Z} \quad (13)$$

Sin embargo, existen otros factores que intervienen en la eficiencia de separación, tema que esta contenido en la *Anexo B* de este trabajo.

CAPÍTULO II

ESTRATEGIAS DE OPTIMIZACIÓN DE LAS PRESIONES DE SEPARACIÓN.

En este capítulo se describen brevemente cuales son los criterios que se utilizan para poder definir las presiones de separación, así como las técnicas que se emplean para lograr que estas presiones se encuentren en su valor óptimo durante el proceso de separación gas-líquido⁽⁷⁾.

II.1 CRITERIOS PARA DEFINIR LAS PRESIONES ÓPTIMAS DE SEPARACIÓN.

Tradicionalmente se definen dos criterios para encontrar las presiones óptimas de separación: a) Máxima recuperación de líquidos y, b) Mínimos requerimientos de compresión; sin embargo existe un tercer criterio: c) Maximización de la ganancia; siendo tratados a continuación estos criterios.

a. MÁXIMA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS.

Dado que la producción de hidrocarburos líquidos tiene mayor valor comercial que el gas, frecuentemente la eficiencia de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables contenidos en la fase gaseosa que abandona el separador.

Si se conoce la composición de la mezcla de hidrocarburos producidos, es posible obtener la cantidad de líquidos recuperable simulando el proceso de separación mediante el empleo de ecuaciones de estado o correlaciones, cálculos de equilibrio y balance de materia.

El método consiste en asignar presiones a las etapas de separación, realizar los cálculos de equilibrio vapor-líquido y calcular los valores de la densidad del aceite condiciones estándar, el factor de volumen y la relación gas-aceite producida, esto se repite con todas las presiones posibles en las etapas de prueba y se eligen las presiones que proporcionen los valores mínimos de las propiedades mencionadas.

La presión de separación óptima se define como la presión a la cual se tiene el máximo volumen de líquido en el tanque de almacenamiento por volumen producido de aceite a condiciones de yacimiento. Esta presión corresponde a los

valores mínimos de la densidad del aceite, la relación gas-aceite y el factor de volumen.

El aceite se cotiza en función a su densidad API, es decir que los valores máximos de la densidad API y mínimos de la relación gas-aceite indican que los hidrocarburos intermedios quedan en la fase líquida, con lo que se evita la pérdida de éstos en el gas separado y además resulta en un mayor valor comercial del aceite. El valor mínimo del factor de volumen indica que se requiere un menor volumen de aceite a condiciones de yacimiento para obtener una unidad de volumen a condiciones estándar.

La Figura II.1 muestra el comportamiento de estas propiedades cuando se tienen dos etapas de separación. En esta figura se observa que para este caso, la presión óptima de separación es aproximadamente 70 lb/pg² abs.

Cuando sólo se va a optimizar una etapa de separación, las gráficas generadas son similares a la anterior, pero cuando tienen dos etapas a optimizar, se tiene dos curvas similares para cada presión fija en una de las etapas. La lectura de las gráficas se dificulta a mayor número de presiones consideradas y puede ser que la presión óptima real no se haya probado, por lo cual, se recomienda utilizar una técnica numérica para encontrar la presión que proporcione la máxima densidad en grados API y los valores mínimos del factor de volumen y de la relación gas-líquido.

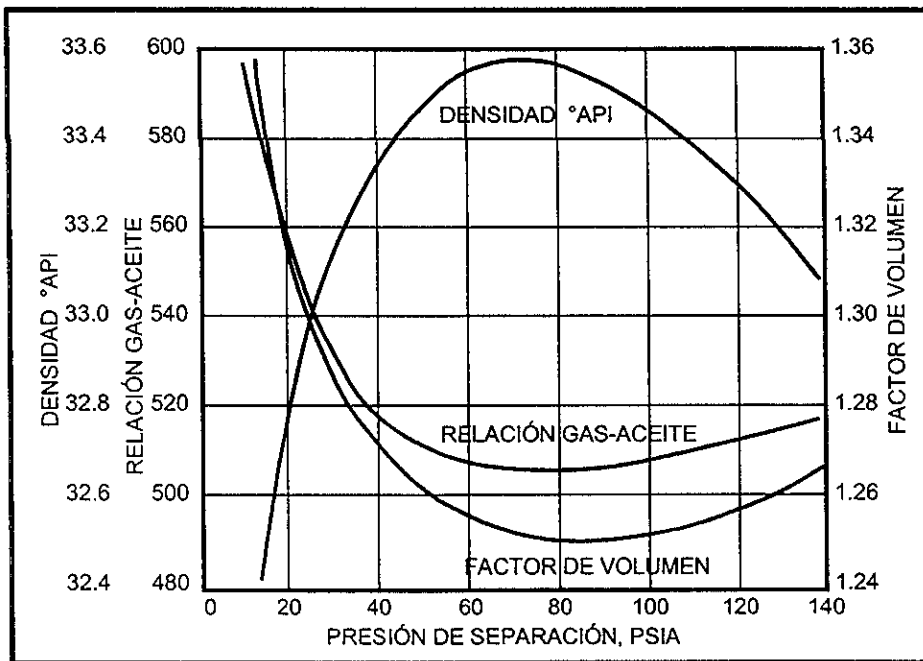


Figura II.1.- Comportamiento de la densidad API, Factor de volumen del aceite y Relación gas-aceite para la optimización de un sistema de dos etapas.

b. MÍNIMOS REQUERIMIENTOS DE COMPRESIÓN.

Las condiciones de operación de un sistema de separación en etapas, pueden determinarse con el fin de disminuir los costos o potencia de compresión requerida para transportar el gas. Estos costos pueden ser muy significativos, ya que generalmente se erogan grandes volúmenes en las baterías de separación; por especificaciones de diseño, el gas debe llegar a planta de tratamiento a una presión de 1,000 lb/pg² después de vencer las caídas de presión en los gasoductos.

Al igual que en el criterio de Máxima recuperación de líquido, este método consiste en asignar presiones a las etapas de separación, realizar los cálculos de equilibrio vapor-líquido y estimar los valores de la potencia necesaria para comprimir el gas separado; esto se repite con todas las presiones posibles en las etapas de prueba y se eligen las presiones que proporcionen el valor mínimo de potencia requerida.

El método supone la instalación independiente de un compresor por etapa de separación, cuya presión de succión es la presión de separación de la última etapa y la de descarga es la presión necesaria para hacer llegar el gas a la planta de tratamiento.

Para obtener la potencia requerida, es necesario conocer varios parámetros, tales como el gasto de gas que se va a comprimir, potencia teórica para incrementar la presión del gas, el índice adiabático y el factor de compresibilidad, entre otros.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento de los requerimientos de presión cuando se tienen tres etapas de separación (la curva corresponde a la presión en la segunda etapa), en la cual se observa que para este caso, la presión óptima de separación es aproximadamente de 310 lb/pg² abs.

Cuando se tienen dos etapas a optimizar, se genera una curva similar para cada presión fija en una de las etapas. De forma similar a la optimización bajo el criterio de Máxima recuperación de líquidos, la lectura en las gráficas se dificulta a mayor cantidad de presiones consideradas y es posible que la presión óptima real no se haya probado, por lo cual, se recomienda utilizar una técnica numérica para encontrar la presión que proporcione la mínima potencia requerida para comprimir el gas producido.

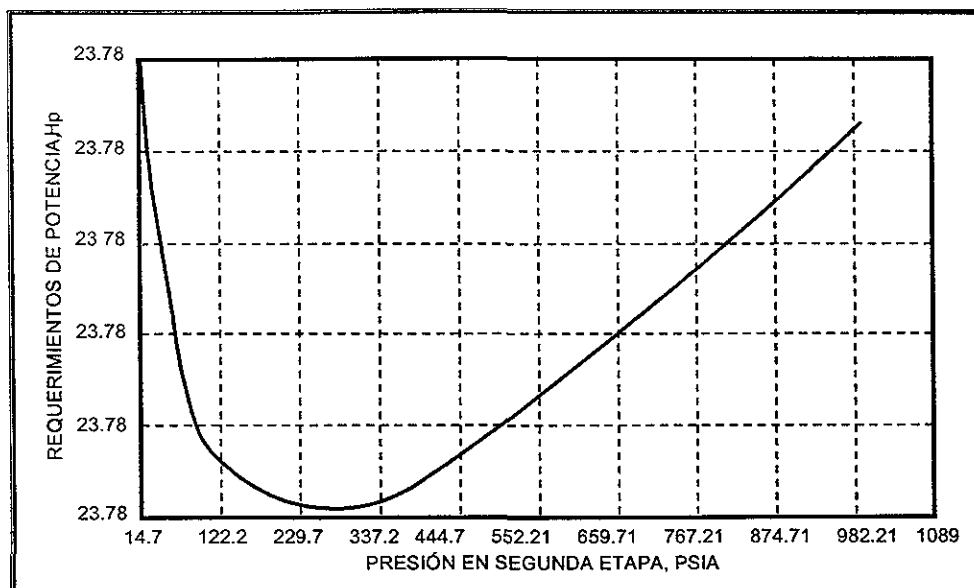


Figura II.2.- Comportamiento de los requerimientos de presión, para diferentes presiones en la segunda etapa.

c. MAXIMIZACIÓN DE LA GANANCIA.

Generalmente no se utiliza un análisis económico para determinar las presiones de operación, sólo se acostumbra tomar en cuenta los criterios que permiten obtener la mayor recuperación de líquidos o minimizar los costos debido a la compresión de gas.

Lógicamente podría pensarse que el criterio de Máxima recuperación de líquidos debiera coincidir con el criterio de Máxima ganancia, pero esta situación no es la más común, ya que el resultado es función de los costos de transporte del aceite y del gas, los costos de operación y los precios de los hidrocarburos, por lo cual es necesario encontrar un punto de equilibrio entre ambos criterios, en el cual se tenga la máxima ganancia.

Es necesario realizar una evaluación de cuánto se invierte y cuánto se gana, para elegir las mejores condiciones de separación, o la mejor elección del equipo a instalar.

Los problemas de análisis económico caen de manera inevitable en una de las tres categorías presentadas en la siguiente tabla:

CATEGORIA	CRITERIO ECONÓMICO
Insumo Fijo	Maximizar los beneficios u otros productos.
Producción fija.	Minimizar los costos u otros insumos.
Ni insumos ni producción fija	Maximizar beneficios y reducir costos o, de otro manera, maximizar utilidades.

El dinero disminuye su valor real con el paso del tiempo, a una tasa aproximadamente igual al nivel de inflación vigente, esto implica que el método de análisis deberá tomar en cuenta este cambio de valor real del dinero a través del tiempo. Para obtener una base para elegir la mejor alternativa, los resultados de cada escenario deben llevarse al mismo tiempo para realizar adecuadamente una comparación entre ellos.

Para lo anterior se emplean varios parámetros o índices de rentabilidad (valor presente, relación beneficio-costos, tasa interna de rendimiento, etc.) para convertir los flujos de efectivo de cada alternativa en valores comparables de igual unidad de medida entre ellos: "el dinero". Estos índices de rentabilidad se muestran en el *Anexo C* de este trabajo.

Al igual que los dos criterios anteriores de optimización, para determinar las presiones óptimas de separación, el método consiste en asignar presiones a las etapas de separación, realizar los cálculos de equilibrio vapor – líquido y estimar los valores del valor presente neto; esto se repite con todas las presiones posibles en las etapas de prueba y se elige el arreglo de presiones que proporcione el mayor valor presente neto, tomando en cuenta los siguientes puntos:

- Los ingresos se obtienen por la venta de gas y aceite producidos. Aunque no es posible determinar los precios a futuro, debido a que fluctúan mes con mes, para efectos de estudios se considera una tasa de incremento en el horizonte de estudio.
- Para el cálculo de los egresos, se tomarán en cuenta los egresos por concepto de presión del gas separado y los gastos de transporte del gas y el aceite. Al igual que para los ingresos, se considera una tasa de incremento.
- Como la producción va declinando, se toma una tasa de declinación de la producción.

II.2 TÉCNICAS DE OPTIMIZACIÓN DE LAS PRESIONES DE SEPARACIÓN.

En el proceso de separación gas – aceite no existe un criterio único para establecer las condiciones más adecuadas de operación del equipo; como el valor de los hidrocarburos líquidos es mayor que el del gas, se considera que el equipo debe operar a condiciones que permitan la mayor recuperación de líquidos, pero si se tiene una gran producción de gas, los costos por compresión pueden resultar muy importantes.

Por lo anterior, de acuerdo al tipo de hidrocarburos, comúnmente se manejan dos criterios para analizar las mejores condiciones de operación del equipo de separación que como se vio en la sección anterior son: a) Máxima recuperación de líquidos y, b) Mínimos requerimientos de compresión. La política actual dentro de la industria petrolera, incluyendo a PEMEX, considera como factor a optimizar es la ganancia obtenida al realizar cualquier proceso, por lo que en este trabajo se propone un plan de integración a fin de maximizar el aprovechamiento de la infraestructura instalada y la rentabilidad operativa de las instalaciones.

Sistema de separación.

La siguiente figura muestra un proceso de separación en etapas. El líquido se separa a una presión inicial y después sucesivamente a presiones más bajas hasta llegar al tanque de almacenamiento.

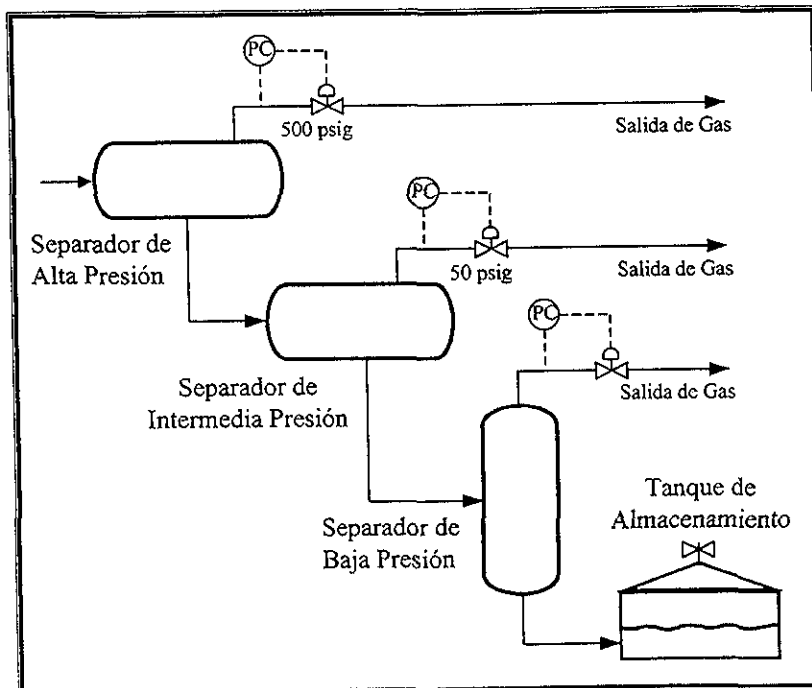


Figura II.2.- Tren de Separación.

Es posible demostrar mediante cálculos flash que en la separación con más etapas, el aceite tiene mayor tendencia a la estabilización de los componentes ligeros con más etapas, el aceite tiene mayor tendencia a la estabilización de los componentes ligeros en la fase líquida. Además, los requerimientos de potencia de compresión disminuyen debido a que al haber más etapas de separación, las presiones en ellas son mayores que cuando hay menos etapas, y por lo tanto, el gas se separa a mayores presiones, necesitando menos potencia para comprimir el gas separado. En la Tabla II.1 se presentan los resultados de la simulación del proceso de separación para una muestra rica en condensados, bajo diferentes escenarios:

Caso	Etapas de separación (psia)	Líquido producido (bopd)	Potencia requerida de compresión (Hp)
1	1215, 65	8400	861
2	1215, 515, 65	8496	497
3	1215, 515, 190, 65	8530	399

Tabla II.1.- Efectos de la cantidad de etapas de separación.

De la información presentada puede concluirse que el gasto máximo y los requerimientos mínimos de compresión, se obtienen para un sistema de separación con cuatro etapas, sin considerar el tanque de almacenamiento.

En forma ideal, la recuperación máxima de líquidos se obtiene con un sistema de separación con un número infinito de etapas de separación. El líquido adicional que se recupera al ir agregando un separador cada vez es más pequeño, por lo que llega un punto en que las ganancias adicionales no justifican los costos de separadores e instalaciones. Es claro entonces, que para cada caso en particular existe un número óptimo de etapas de separación.

La Tabla II.2 es una guía general del número óptimo de etapas de separación, excluyendo el tanque de almacenamiento, desarrollada en base a la experiencia de campo. Esta tabla no reemplaza los cálculos flash, ni estudios de ingeniería detallados y se incluye solamente para fines de normar criterios.

Presión inicial de separación (psia)	Número de etapas (excluyendo el tanque de almacenamiento)
25 – 125	1
125 – 300	1 ó 2
300 – 500	2
50 - 700	2 ó 3

Tabla II.2.- Número de etapas dependiendo de la presión inicial de separación.

La presión en la primera etapa de separación es dependiente de la presión disponible en la cabeza de los pozos y los requerimientos de presión necesarios

para transportar los hidrocarburos desde los pozos a la batería donde se van a separar.

La presión en la última etapa comúnmente se supone como la presión en el tanque de almacenamiento, pero debe tomarse en cuenta que se pueden presentar grandes pérdidas de ligeros, con el consecuente encogimiento del aceite y aumento de densidad; además de acuerdo a la reglamentación para protección al medio ambiente, no debe haber vaporización excesiva. Para evitar este problema en varios lugares se utiliza un tanque elevado como última etapa de separación, cuya presión de operación se determina en base a la presión de vapor de la mezcla a separar.

En las presiones intermedias es donde se tiene mayor control, por lo que se pueden realizar simulaciones para determinar cuales son las presiones óptimas de separación de acuerdo al criterio de evaluación que se elija, si se tienen 3 etapas de separación se optimará la presión en la segunda etapa, si son 4 etapas, se buscará la combinación óptima de las presiones en la segunda y tercer etapa.

CAPÍTULO III

DEFINICIÓN DEL PLAN DE INTEGRACIÓN.

El capítulo que ha continuación se describe, plantea la problemática existente en el manejo de la producción en baterías de separación, la cual involucra una serie de equipos interconexos que forman una integridad (*sistema*) por lo cual se hace necesario una descripción conceptual y se propone una solución mediante la definición de un plan de integración.

III.1 LA PROBLEMÁTICA EXISTENTE Y SU DIAGNÓSTICO.

Las instalaciones superficiales de producción que se componen de: separadores, rectificadores, bombas, compresores, medidores, ductos, etc., los cuales son diseñados bajo ciertos criterios de operación, propiedades de los fluidos y producción de hidrocarburos a manejar para una situación actual y a corto y/o mediano plazo, sin embargo es común que en ocasiones sea modificada la capacidad original de diseño, debido a incrementos no considerados originalmente o abatimiento en el manejo de la producción, quedando las instalaciones existentes bajo o sobredimensionadas de acuerdo a su diseño original.

Para el caso que la batería de separación original quede bajodimensionada con respecto a las nuevas capacidades de manejo requeridas, resultaría lógico el diseñar una nueva batería de separación con una capacidad de manejo que pudiera procesar el total de la nueva producción o bien para complementar la capacidad de manejo que la batería original no pueda trabajar. Sin embargo el analizar de una forma integral todas las etapas del proceso que conforman una batería de separación (*sistema*), evaluando alternativas que pudieran incrementar la capacidad de manejo, involucrando recomendaciones, modificaciones y adecuaciones que de ellas resulte, pudiera ser posible optimizar el manejo de producción, para lo cual es indispensable la realización de una prueba de campo para validar la alternativa factible.

Efectuar un análisis de capacidad de manejo de la producción en las instalaciones existentes, puede proporcionar beneficios sustanciales en la optimización de la operación en baterías de separación; en un primer caso el beneficio se obtiene al incrementar la capacidad de manejo y en el segundo, al eliminar activos improductivos (causar baja en equipo no requerido, reduciendo el tamaño de las instalaciones y sus consecuentes costos de operación y mantenimiento).

El primero de los casos, será requerido solamente si se dispone de una producción mayor a la considerada en el diseño original de las instalaciones; de otra manera, el análisis permitirá definir el equipo que deba conservarse instalado y el que pueda ser desmantelado sin afectar la operación segura y eficiente de la instalación, todo ello avalado por un análisis de factibilidad económica.

Con base en lo anterior y sabiendo que en la mayoría de los casos para optimizar el manejo de la producción, las instalaciones cuentan con la infraestructura necesaria para manejar el total del gasto de los pronósticos de producción, pero al operar deficientemente tanto los equipos de separación, compresión y bombeo que componen el proceso de separación, esto se hace imposible de lograr dada la mala organización y ejecución de los parámetros de operación que en algunas instalaciones se tiene, esto se convierte en un problema operacional del tipo funcional (Ver Anexo D), dado que la problemática de llevar a cabo la optimización del manejo de la producción es lograr compaginar las interconexiones que guardan los diversos equipos que integran una batería de separación.

Con base en lo anterior y para llevar a cabo un análisis que permita maximizar el aprovechamiento del equipo instalado para el manejo de hidrocarburos, es necesario establecer un plan de integración con el cual sea posible dar el seguimiento paso a paso de las modificaciones pertinentes que deben realizarse para optimizar la operación de una batería de separación.

III.2 DESCRIPCIÓN CONCEPTUAL DEL PLAN PROPUESTO.

No es posible elaborar una adecuada explicación del funcionamiento o la dinámica de un fenómeno, problema u objeto, si no se cuenta con una adecuada descripción de los principales elementos que intervienen y de sus relaciones estáticas⁽⁸⁾.

El modelo conceptual es aquella representación gráfica, escrita o mental, elaborada por el analista y que emplea como marco de apoyo para situar y ordenar sus percepciones, para con ello fijar la estructura del problema, delimitar el área de interés y decidir qué aspectos son relevantes y cuáles no.

La razón de ser de los modelos conceptuales es clara: cuando el hombre se enfrenta a una situación nueva, tiene la urgente necesidad de formular una imagen o representación que le ayude a comprender su naturaleza y explicar su comportamiento. No es posible elaborar una teoría del funcionamiento o la dinámica de un objeto, fenómeno o problema, si no se cuenta con una adecuada descripción de los principales elementos que intervienen y sus relaciones estáticas.

Así, los modelos conceptuales son importantes porque: obligan a ordenar el conocimiento; fuerzan a ser claros en cuanto a los que se está tratando de estudiar, observar y medir; permiten una comunicación más amplia entre los distintos participantes; y dan bases más sólidas para el debate cuando este es requerido.

Para nuestro caso de una batería de separación, se elabora el modelo de concepción funcional el cual estudia dicho objeto como un proceso: como el conjunto de actividades requeridas para cumplir con una función o un propósito.

FORMAS BÁSICAS PARA LA CONSTRUCCIÓN DEL MODELO CONCEPTUAL:

Para conocer el objeto y explicar sus propiedades basta con lo siguiente:

- a) Identificar las partes o componentes del sistema objeto;
 - b) Conocer las características de las partes;
 - c) Establecer el patrón de relación entre las partes;
 - d) Reunir esta información y de ahí deducir las propiedades y comportamiento del sistema total.
-
- a) Identificación de las partes o componentes del sistema objeto.
 - Producción.
 - Separación y Rectificación.
 - Bombeo.
 - Compresión.
 - Medición.
 - Líneas de Transporte.
 - Control de Calidad (Normas).

b) Conocer las características de las partes.

- **Producción:**
Número de pozos, producción, propiedades físicas de los fluidos, condiciones de operación (presión, temperatura, etc.), distancia a la batería de separación, pronósticos de producción de aceite y gas, nuevos pozos.
- **Separación y Rectificación:**
Dimensionamiento, presión de separación (presión de succión del sistema de compresión), temperatura de separación, calibración de espesores, controles de nivel, tipo y estado de los internos, condiciones de operación actuales y futuras.
- **Bombeo:**
Tipo, marca, número de equipos en operación y relevo, capacidad de bombeo por equipo, tipo y marca del accionador, presiones de succión y descarga, condiciones de operación (temperatura, velocidad, etc.), espacio disponible para nuevos equipos, presión de descarga requerida para llegar hasta la estación de rebombeo, exportación o comercialización del crudo.
- **Compresión:**
Tipo, marca, número de equipos en operación y relevo, capacidad de compresión por equipo, tipo y marca del accionador, presiones de succión y descarga, número de etapas de compresión, condiciones de operación (temperatura, velocidad, etc.), espacio disponible para nuevos equipos, presión de descarga requerida para llegar hasta la estación de recompresión o comercialización del gas.
- **Medición:**
Tipo y número de medidores para gas y líquido, características (marca, diámetro del tubo, diámetro del medidor, caída de presión, etc.).
- **Líneas de Transporte:**
Longitud, diámetro, elevaciones (configuración), especificaciones de la tubería, características del fluido manejado, condiciones de operación (gasto, presión, temperatura, actuales y futuras), accesorios (válvulas, checks, reducciones, etc.).
- **Control de Calidad (normas):**
Hoy día el cuidado del medio ambiente se ha convertido en un aspecto de suma importancia dentro de toda la actividad industrial a nivel mundial, al grado de que todo proceso de transformación está reglamentado, por lo que hay que basarse en cumplir con todas las normas de calidad, seguridad y protección al medio ambiente vigentes.

c) Establecer el patrón de relación entre las partes:

◆ *Producción:*

La relación que guardan la producción con respecto a todas y cada una de las etapas del proceso (separación, compresión, bombeo, medición, etc.), radica en que en base a las propiedades físicas y volúmenes de producción se deben diseñar o rediseñar todos los equipos, con base en pronósticos de producción esperados contando con una presión en los pozos suficiente para confluir a la batería de producción.

◆ *Separación y Rectificación:*

Deben contar con la capacidad de manejo de producción esperada, y contar con los internos e instrumentos de control que permitan obtener fases gaseosa y líquida en condiciones estables, capaces de ser manejadas por los compresores y bombas respectivamente de una manera eficiente, cumpliendo con todas las normas de calidad, seguridad y protección al medio ambiente. La presión de separación depende de la presión de succión del paquete de compresión, así como también la ubicación de los separadores respecto a los equipos de bombeo debe ser tal que proporcione la carga hidrostática suficiente a la succión de las bombas.

◆ *Bombeo:*

El total de los equipos de compresión deben tener la capacidad de bombear el total de la producción esperada, contando además con unidades de relevo. Las bombas deben disponer de una relación de bombeo (P_{desc}/P_{succ}) necesaria para asegurar que la producción de aceite crudo llegue a su próximo destino (terminal de rebombeo, exportación o almacenamiento y comercialización), venciendo las caídas de presión que las líneas de transporte y accesorios le ocasionan.

◆ *Compresión:*

Los paquetes de compresión deben contar con capacidad de manejo de gas esperada, considerando tener unidades de compresión de relevo. La relación de compresión (P_{desc}/P_{succ}) debe ser tal que asegure el envío del gas a una presión tal que la producción de gas llegue a su próximo destino (estación de recompresión, planta de tratamiento, complejo petroquímico) a una presión mínima de entrega.

◆ *Medición:*

La capacidad de manejo de la producción se determina mediante la medición de los fluidos procesados, así como también deberá provocar la menor perturbación o restricción al flujo a fin de ahorrar energía, sin descuidar la eficiencia o exactitud de la medición, la cual es también una medida de ingresos.

◆ *Líneas de Transporte:*

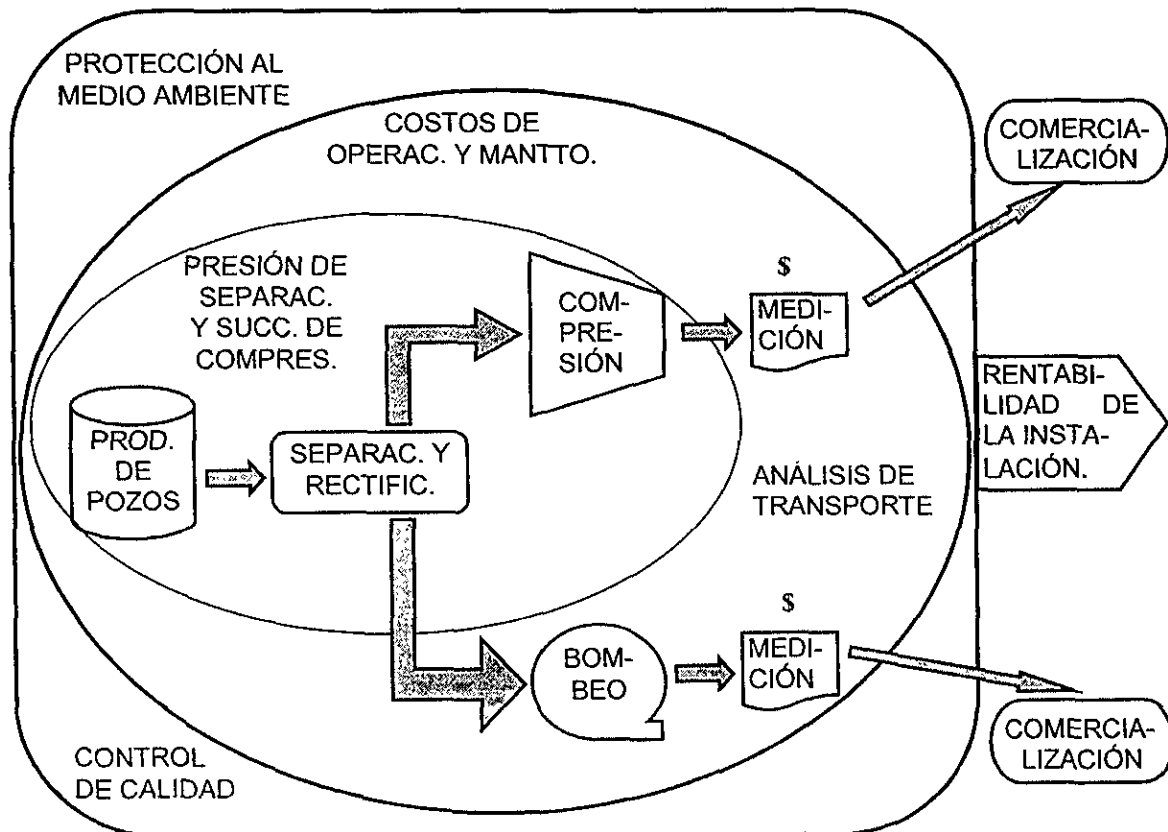
La configuración y dimensionamiento de las líneas de transporte y accesorios debe ser tal que produzcan las menores restricciones al flujo, lo que se traduce en ahorros de energía de producción, compresión y bombeo. La detección y eliminación de "cuellos de botella" incrementará la capacidad de manejo de la instalación, cuidando a toda costa el correcto mantenimiento e inspección para garantizar la seguridad del proceso.

◆ *Control de Calidad:*

El cumplimiento de las normas de calidad, seguridad y protección al medio ambiente, acarreará beneficios al comercializar los hidrocarburos, al reducir multas de penalización por emanación de gases a la atmósfera, contribuyendo así a la conservación del mundo en que vivimos.

d) *Descripción Conceptual:*

Finalmente, cabe recordar que, dado el carácter multifuncional y multivalente de los objetos, un modelo conceptual sólo es una narración entre muchas, acerca de cómo interpretar un objeto y que por tanto no tiene un papel normativo, sino únicamente el de servir como medio o instrumento para indagar en los problemas y estudiar la posibilidad de introducir algún cambio.



III.3 DEFINICIÓN DEL PLAN DE INTEGRACIÓN.

Para efectuar un análisis técnico cuya finalidad sea determinar la capacidad máxima posible de una batería de separación, se requiere conocer el proceso actual al que es sometida la producción de hidrocarburos en la instalación en estudio, el equipo del que se dispone, la instrumentación y el control del proceso, así como de los pronósticos de la producción que confluirá en el futuro a la batería estudiada.

III.3.1 Requerimientos Básicos.

Se requiere contar con los fundamentos teórico-prácticos para la determinación de la capacidad de separación gas-líquido en recipientes a presión, las curvas de comportamiento del equipo de bombeo y de los turbocompresores instalados, así mismo, disponer de un simulador de flujo en tuberías que permita determinar el perfil de presiones y la velocidad en las tuberías, válvulas y recipientes.

Es importante disponer de los datos requeridos para efectuar el análisis técnico, dentro de los cuales se encuentran:

1. La producción de aceite medida a condiciones estándar.
2. Pronósticos de producción y plan de desarrollo futuro.
3. El gas medido en cada etapa de separación.
4. Presión y Temperatura en:
 - Cabeza de los pozos (de interés).
 - Cabezal de llegada de los pozos a la batería.
 - Separadores y rectificadores.
 - Succión y-descarga de bombas y compresores.
 - Puntos de medición.
4. Altura de nivel de líquido en separadores y rectificadores.
5. Velocidad de accionadores de compresores y bombas.
6. Presión de Vapor Reid del crudo estabilizado (condición actual).
7. Dosificación de antiespumante o aditivos utilizados.
8. Propiedades de los fluidos: densidad del aceite y del gas, viscosidad del aceite, factor de volumen del aceite a las condiciones de separación, etc..
9. Planos de diseño de los separadores y sus internos.
10. Calibración del espesor de pared de los recipientes a presión y de los ductos.

III.3.2 Plan de Integración.

En esta sección se presenta el plan de integración a aplicarse para incrementar la capacidad de manejo de la producción en baterías de separación, maximizando la infraestructura instalada y su rentabilidad, contemplando un análisis en forma integral o de ciclo, para visualizar las condiciones de operación máximas y

mínimas a las cuales puede operar el equipo bajo las normas de seguridad recomendadas, y determinar las modificaciones necesarias del equipo de separación, rectificación, bombeo y compresión, además de eliminar en lo posible algunos "cuellos de botella" o restricciones al flujo que generan altas velocidades de los fluidos manejados, o también altas pérdidas de presión. Lo anterior se logrará al aplicar el procedimiento metodológico propuesto a continuación:

1. Verificar que la resistencia del equipo de separación, ductos y tanques, cumplan con la presión máxima de operación, la cual será posible determinarla utilizando las ecuaciones planteadas por el código ASME y API-650⁽⁶⁾:

Casco cilíndrico del separador	Esfera y cabeza hemisférica del separador	Para tanques atmosféricos
$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$	$t = \frac{PR}{2SE - 0.2P}$	$t = \frac{2.6(D)(H-1)(G) + C.A.}{21,000 E}$

2. Elaboración de curvas de capacidad de manejo de líquido respecto a la altura de nivel en el separador a distintos tiempos de residencia, apoyándose en la especificación API-12J⁽⁹⁾.

Densidad del aceite (°API)	Tiempo de residencia (min)
Mayor de 35	1.0
20 a 35	1.0 a 2.0
10 a 20	2.0 a 4.0
Aceite con Espuma	4.0 a 5.0

Para realizar este análisis se considera indispensable contar con los planos de los internos del equipo de separación; ya que al modificar la altura de nivel de líquido, se puede invadir la zona de gas rectificado en el extractor de niebla y presentar "arrastre" de líquido en la corriente del gas ya separado.

Determinación del gasto de líquido a condiciones de flujo (separación):

$$Q_0 @ c.f. = Q_0 @ c.s. * B_0 @ c.f.$$

Por otra parte se tiene:

$$Q_0 @ c.f. = \frac{V_0 \text{ resid. sep.}}{t_r}$$

$$t_r = \frac{V_0 \text{ resid. sep.}}{Q_0 @ c.f.}$$

3. Determinación de la capacidad de manejo de gas de los separadores.

Para determinar dicha capacidad de manejo de gas, se cuenta con las ecuaciones propuestas por Ken Arnold y Maurice Stewart⁽⁶⁾, que se basan en la Ley de Stokes, mismas que se encuentran en el programa CAPASEP.

Separadores Verticales	Separadores Horizontales
$Q_{g_{max}} = \frac{P \cdot d_i^2}{504 \text{ KTZ}}$	$Q_{g_{max}} = \frac{P \cdot d_i^2 \cdot L_{ef}}{504 \text{ KTZ}}$

donde: P (lb/pg² abs.), di (pg), T(°R), Z(adim) y Lef (pie).

4. Determinación de la capacidad del equipo de bombeo, a partir de sus curvas de comportamiento, las cuales deben ajustarse y actualizarse por prueba física.
5. Para la determinación de la capacidad de manejo de gas del equipo de compresión, se requiere de las curvas de comportamiento en operación, los datos de presión (succión y descarga), temperatura y velocidad de las etapas de los compresores y de la turbina de potencia, lo cual dependerá de las pérdidas de presión que se presenten en el gasoducto externo, en función del gasto de gas manejado, requiriéndose así de las curvas de capacidad de transporte del ducto.
6. Análisis hidráulico del comportamiento de la presión y velocidad en tuberías, válvulas y recipientes a presión de la batería de separación, bajo las condiciones actuales de operación, para lo cual es conveniente utilizar un simulador de flujo multifásico y en una sola fase de fluidos en tuberías y accesorios.
7. Determinar la capacidad de manejo de la producción para la máxima altura de líquido posible de obtener sin afectar el proceso, al considerar el tiempo de residencia recomendado por la especificación API-12J y las ecuaciones de Arnold y Stewart.

Si después de haber efectuado el análisis de capacidad de manejo de la producción en separadores, bombas y compresores, se determina que puede haber posibilidades para incrementar la capacidad de manejo de la producción en la instalación, entonces se procederá a efectuar un análisis de caídas de presión y perfil de velocidad, para identificar "cuellos de botella" y proponer su solución al redimensionar las válvulas, ductos, boquillas de los separadores, etc., de lo contrario el análisis terminará en este punto.

8. Para comprobar los resultados obtenidos, se deberá efectuar el diseño de una prueba, la cual permita demostrar los resultados obtenidos teóricamente.

Dentro de la prueba se deberá considerar la secuencia que se muestra en el diagrama de flujo que se presenta en la Figura III.1

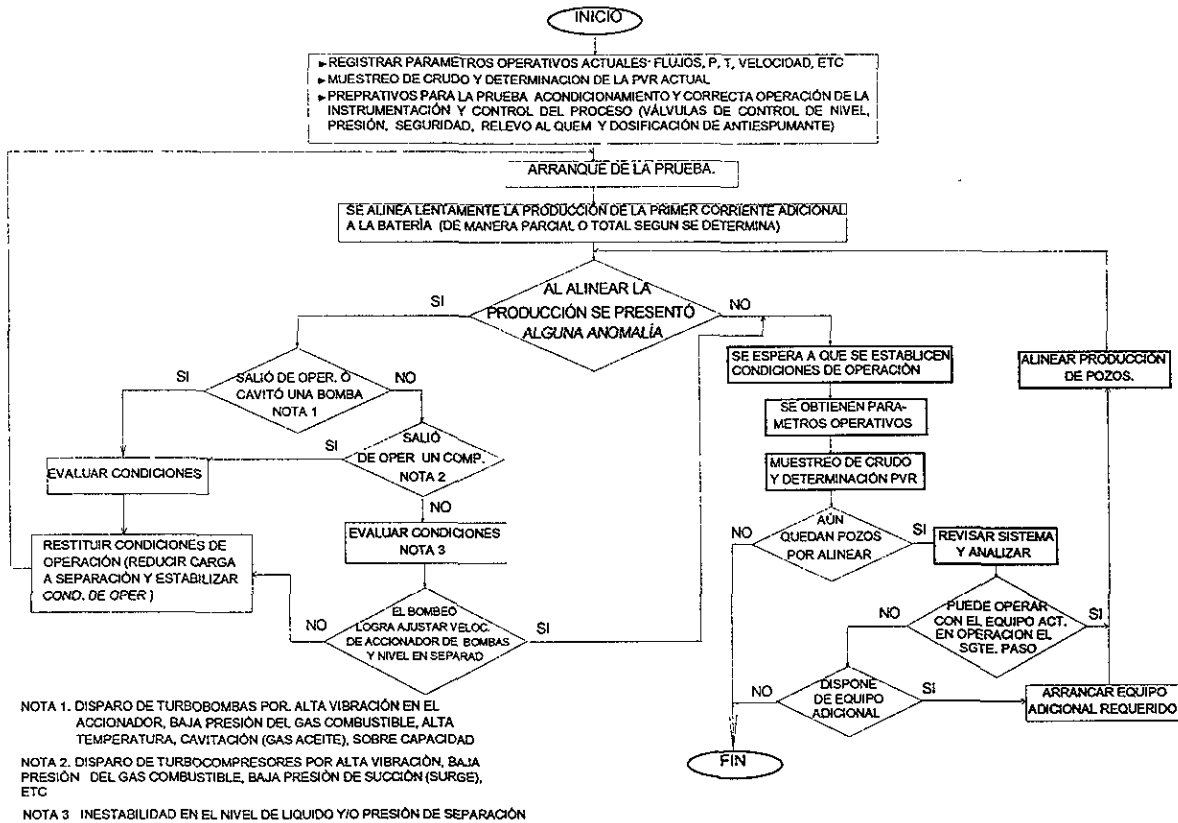


Figura III.1.- Secuencia de Prueba para Incrementar la Capacidad de Manejo de la Producción.

Es importante considerar que antes de iniciar la prueba, desarrollar una estrategia a fin de eliminar los “cuellos de botella” y sus consecuencias, además se deberá llevar a cabo el muestreo y determinación de la Presión de Vapor Reid (PVR) actual del crudo, para contar con este valor de referencia, debido a la modificación de los tiempos de residencia en el separador que podrán afectar considerablemente el grado de estabilidad del crudo.

CAPÍTULO IV

CASO DE APLICACIÓN.

En el Activo Ku-Maloob-Zaap de la Región Marina Noreste de PEMEX Exploración y Producción, el incremento paulatino de la producción debida al desarrollo de los campos petroleros, hace necesario también el aumento en la capacidad para su manejo en las instalaciones superficiales, lo cual se torna como un problema de singular importancia, ya que este Activo cuenta con una plataforma de producción (Ku-A Enlace), a la que confluye la producción propia de los campos del Activo así como la de la plataforma Bacab-A, en la que se llevan a cabo los procesos de separación gas-líquido, estabilización del petróleo crudo, bombeo de la producción a Cayo Arcas, Compresión del gas para hacerlo llegar a los módulos de compresión de Akal-J, cuya capacidad nominal es insuficiente para el manejo de la producción total actual y futura del Activo, motivo por el cual se deriva parte de su producción en mezcla al Activo Cantarell para su separación y manejo.

Debido a que esta plataforma en la actualidad cuenta con equipo de separación gas-líquido, cuyas especificaciones iniciales de diseño establecen una capacidad máxima para manejar 215,000 bl/día @ c.s. (BPD) y 180 MM pie³ @ c.s./día (MMPCD), dicho Activo se ha dado a la tarea de incrementar esta capacidad de separación, considerando como única alternativa la construcción de un "cantiliver" (extensión volada de la plataforma, susceptible a vibraciones) por la falta de espacio disponible en la plataforma y del traslado de dos separadores gas-líquido de otras plataformas, cuya función actual es la de permitir el aforo de la producción de pozos, lo que se traduce en incremento de infraestructura con sus respectivos costos de operación y mantenimiento.

Sin embargo, el objetivo de este trabajo es proponer e implantar un plan de integración que permita maximizar el aprovechamiento de la infraestructura instalada y la rentabilidad operativa de las instalaciones, por lo que ahora se cuenta con la alternativa de efectuar un análisis integral de la capacidad de manejo de la producción, con la posibilidad de proporcionar beneficios sustanciales en la optimización de la operación en baterías de separación, sin afectar la operación segura y eficiente de la instalación.

IV.1 MANEJO DE LA PRODUCCIÓN EN LA PLATAFORMA KU-A ENLACE.

La plataforma de producción KU-A Enlace en la actualidad cuenta con dos etapas de separación, cada una de ellas con su respectiva etapa de rectificación, así como de seis turbobombas y equipo de compresión independiente para el gas de cada etapa (alta y baja presión).

El separador de 1ª etapa opera actualmente a una presión que varía entre 4.0 y 5.5 Kg/cm² y una temperatura de 65 °C. Este recipiente, cuyas dimensiones y capacidad nominal para el manejo de la producción son: 13 pies de diámetro por 60 pies de longitud para 215 MBPD de aceite con 180 MMPCD de gas (capacidad de diseño). Actualmente este separador opera con una producción promedio de 240 MBPD @ c.s. de aceite y 148 MMPCD @ c.s. de gas; teniendo un tiempo de residencia del líquido en el separador de 1.046 minutos al operar con una altura de nivel de líquido (h_L) de 1.98 pies (actual).

Con base en lo anterior y de acuerdo con las dimensiones del separador, se tiene que el volumen de líquido residente en el mismo, obtenido con el programa CAPASEP, es:

$$V_L \text{ resid. en sep1ª} = 571.315 \text{ pie}^3$$

El factor de volumen obtenido con la correlación de Standing es:

$$B_o \text{ sep1ª} = 1.0348 \text{ blo @c. Sep1ª} / \text{blo @c.s.}$$

y el gasto de aceite medido a las condiciones de este separador es:

$$Q_o \text{ @ c.f.} = Q_o \text{ @ c.s.} * B_o \text{ @ c.f.}$$

$$\text{Si : } Q_o \text{ @ c.s.} = 240,000 \text{ bl/día}$$

$$Q_o \text{ @c.sep1ª} = (240,000) \times (1.0348) = 248,352 \text{ bl/día @c.sep1ª} \quad (968.331 \text{ pie}^3/\text{min})$$

Entonces el tiempo de residencia en el separador de 1ª etapa es:

$$tr \text{ 1ª} = \frac{V_L \text{ res. sep 1ª}}{Q_o \text{ @c.sep1ª}} = \frac{571.315}{968.33} = 0.60 \text{ min.}$$

El separador de 2ª etapa opera actualmente a una presión de 1.0 Kg/cm² y 64 °C, con una altura registrada del líquido de $h_L \text{ 2ª} = 3.9566 \text{ pie}$, con las mismas dimensiones que el de 1ª etapa, y cuya capacidad nominal de 215 MBPD de aceite con 7.0 MMPCD de gas (de acuerdo con los planos de diseño).

El factor de volumen por la correlación de Standing y el flujo de aceite medido a las condiciones de este separador de 2ª etapa es:

$$Bo_{sep2^a} = 1.01 \text{ blo/día } @c.sep2^a / \text{ blo/día } @c.s$$

$$Qo_{@c.sep2^a} = (240,000) \times (1.01) = 242,400 \text{ bl/día} = 950.41 \text{ pie}^3/\text{min}$$

El volumen de líquido residente en el separador es:

$$V_{L \text{ res. sep } 2^a} = 1,505.024 \text{ pie}^3$$

El tiempo de residencia de líquido en este separador es:

$$tr_{2^a} = 1.583 \text{ min.}$$

Por otra parte, cada turbobomba cuenta con una capacidad nominal de 50 MBPD, de las cuales operan regularmente cinco de las seis instaladas, manteniendo una de relevo, cuyas condiciones de operación son a una presión de succión y descarga de 2.4 y 45 Kg/cm² respectivamente, para enviar el petróleo crudo a complejo Akal-J y posteriormente a la Terminal Marítima de Cayo Arcas para exportación, o hacia la Terminal Marítima de Dos Bocas vía Rebombeo para su almacenamiento y comercialización.

En lo referente al equipo de compresión, se tienen instalados actualmente tres turbocompresores marca Solar con turbina modelo Centauro Tipo H de 5,500 HP @ c.ISO y compresor modelo C-505 (dos en operación y uno de relevo), así como una turbina Taurus de 6500 HP y compresor C-505 (actualmente en instalación) para el gas de 1ª etapa y, para el de 2ª con dos turbocompresores Solar con turbinas Saturno de 1200 HP @ c.ISO y compresor C-284 (uno en operación y el otro en modificación a turbo bomba). Los compresores del gas de 1ª etapa succionan a una presión de 4.0 Kg/cm² y descargan a 9.7 Kg/cm² hacia Akal-J para su recompresión y envío a Atasta. El compresor del gas de 2ª etapa lo succiona a 0.9 Kg/cm² y lo descarga a 9.6 Kg/cm² para incorporarse al gas de 1ª etapa enviado a Akal-J. En la Figura IV.1 se muestra esquemáticamente el flujo de proceso y el equipo instalado actualmente en la batería de separación de la plataforma KU-A Enlace.

Para la medición de la producción de gas, se cuenta con medidores de placa de orificio y para el líquido se tiene un sistema de medición de turbina de 8 pg de diámetro, en la que se presenta una pérdida de presión de 5.5 kg/cm² debido al diámetro reducido de 8 pg. del medidor. Así mismo, se cuenta con un medidor de placa de orificio de 16 pg de diámetro para el aceite, en paralelo al de turbina (actualmente fuera de operación), el cual podrá ser utilizada durante la prueba.

La producción que confluye a este Complejo provienen de las plataformas de perforación Ku-A, Ku-F, Ku-G, Ku-I, Ku-H, Ku-M y Bacab-A, pero debido a que la capacidad nominal de separación en esta batería de separación era insuficiente, se envía al Complejo Akal-J parte de la producción en mezcla multifásica por un ducto de 30 pg. de diámetro (10 MBPD de la producción de Ku-H y Ku-M, más 47 MBPD de 7 pozos de Ku-A Perforación).

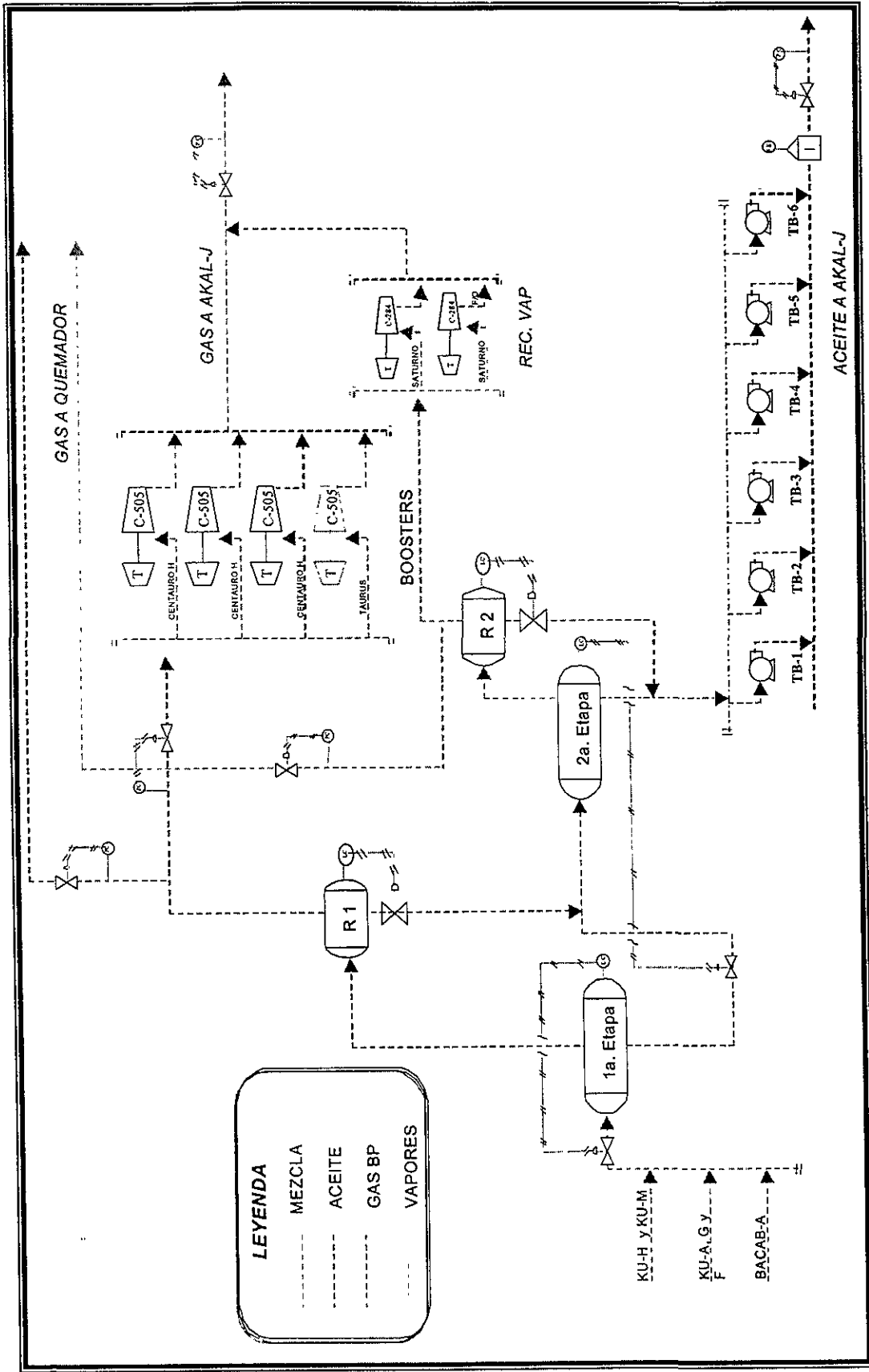


Figura IV.1.- Complejo de Producción Ku-A Enlace..

IV.2 PLANTEAMIENTO Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS.

Para incrementar la capacidad de manejo de la producción en la Plataforma KU-A Enlace, se requiere no solamente analizar la capacidad de separación, sino también involucrar los aspectos relacionados con la capacidad de bombeo y algunos “cuellos de botella” que ocasionan fuertes represionamientos, además de los aspectos relacionados con la compresión de gas.

a. SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO.

Se estudiaron y presentaron las siguientes 3 alternativas:

Alternativa 1:

Incremento de la carga a los separadores e incremento de la altura del nivel de líquido gradualmente en ambas etapas de separación hasta una altura $h = Di/2$.

Alternativa 2:

Instalación de separadores de medición que se encuentren disponibles, en paralelo a los de 1ª y 2ª etapa para manejar la producción general (propuesta del Activo Ku-Maloob-Zaap).

Alternativa 3:

Modificación de los internos de los separadores de 1ª etapa.

De estas tres alternativas para el incremento de la capacidad de separación gas-líquido, se decidió desarrollar la primera, que solamente requiere de la realización de una prueba. Esta alternativa a diferencia de la otras dos, ya que no requiere de inversión, ni “libranza” de la plataforma (bypasear la batería para poder realizar modificaciones).

De no presentar resultados satisfactorios la alternativa anterior, se deberá recurrir a la alternativa 3, que presenta una mayor factibilidad técnica, ya que con la modificación de los internos, es posible incrementar la capacidad de manejo de líquido, al incrementar la altura del nivel de líquido. La alternativa 2 es la que menos beneficios ofrece, debido a que afecta al programa de aforo de la producción de los pozos de las plataformas KU-I y KU-G, además de requerir demasiadas interconexiones, válvulas, ductos, así como de un “cantiliver”, lo cual adicionará peso y reducirá espacio en la plataforma, además de complicar el sistema de control digital.

Por lo anterior, al seleccionar la alternativa 1 y con la ayuda del modelo CAPSEP se determina el comportamiento de la capacidad de manejo de líquido a condiciones de flujo, respecto a la altura del nivel de líquido en el separador de 1ª etapa para diferentes tiempos de residencia, considerando las recomendaciones de la especificación API-12J, tal y como se muestra en la Figura IV.2

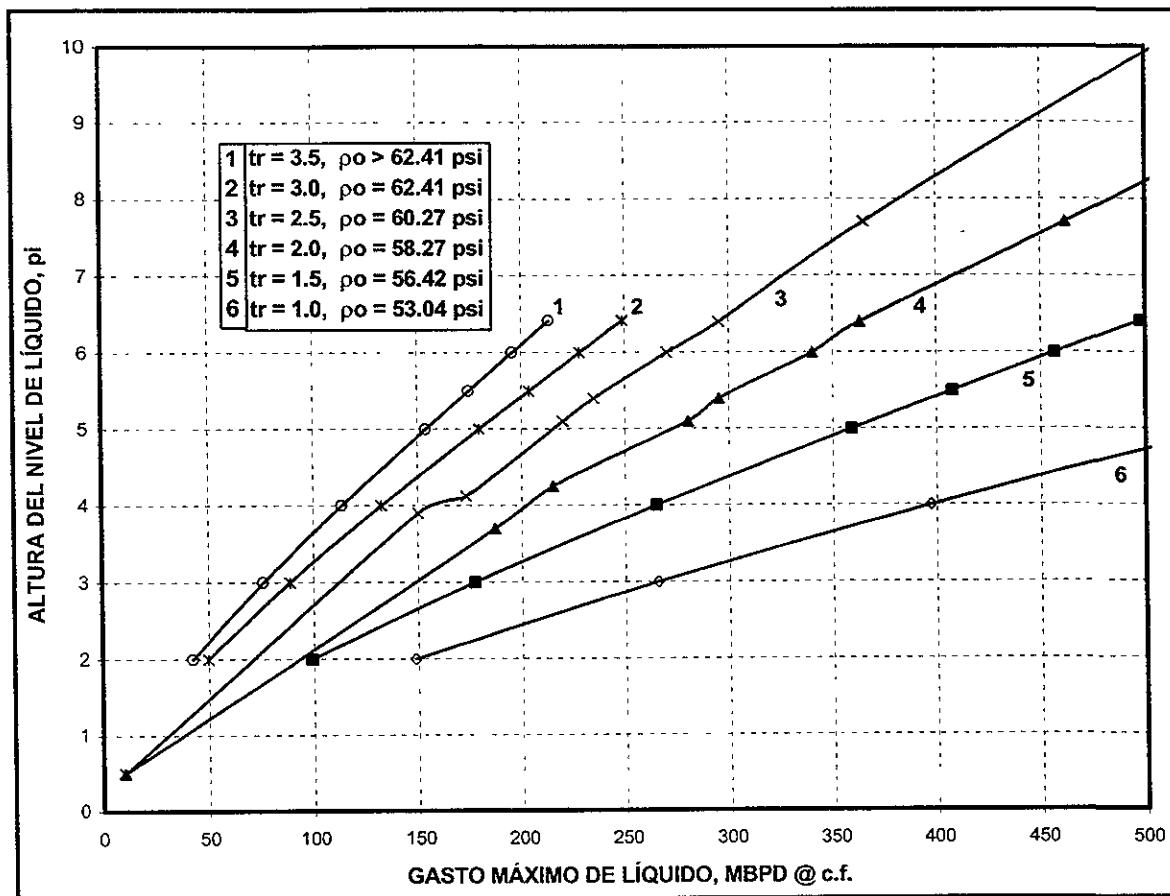


Figura IV.2.- Capacidad de Manejo de Líquido en 1ra. Etapa de Separación.

Por otra parte, se considera que se tiene suficiente capacidad de manejo de gas en los separadores, ya que la capacidad obtenida con el programa CAPASEP es de 199 MMPCD en la 1ª etapa y de 96 MMPCD en la 2ª etapa.

b. BOMBEO DE LA PRODUCCIÓN.

Con las alternativas presentadas hasta aquí, se lograría incrementar la capacidad de separación gas-líquido, pero no así la capacidad de bombeo, para lo cual se tienen el siguiente planteamiento de opciones como se muestra en la Tabla IV.1.

TABLA IV.1.- PLANTEAMIENTO DE BOMBEO DE LA PRODUCCIÓN				
	TBBs a Instalar	Capacidad (bpd)	Potencia (HP)	Bomba
Opción a)	2	50,000	1,200	Normal
Opción b)	1	100,000	3,800	Normal
Opción c)	Operar equipo existente conforme a las condiciones críticas y óptimas.			
Opción d)	1	65,000	1,600	7 Impulsores
	Modificar productor de gas y turbina de potencia de TBBs a 1,600 HP			

De los planteamientos anteriores, se descarta la Opción a) debido a que no se cuenta con espacio disponible para dos turbo-bombas adicionales. De igual forma para la Opción b), ya que se presenta el problema de no contar con la altura suficiente entre pisos para la instalación de la turbo-bomba. En lo que respecta a la Opción c), considera que las curvas de operación de las bombas aún sean representativas, se tendría capacidad de bombeo limitado (de 299 a 316.5 MBPD al operar 5 y mantener una de relevo). Esta opción estará sujeta a la prueba que se realice en la cual se compruebe el comportamiento de acuerdo con las curvas de las bombas.

Por lo anterior, se considero que la Opción d) es la que presenta una gran flexibilidad para su implantación ya que actualmente se cuenta con la turbina de uno de los dos compresores Saturno, cuyo productor de gas y turbina de potencia puede ser enviado a modificación de 1200 a 1600 HP, bajo esas condiciones podrá incrementar el manejo de 52 a 65 MBPD en cada una de ellas, con lo que se contará con capacidad instalada de 420 MBPD (capacidad de operación de 390 MBPD manteniendo una turbobomba disponible para relevo).

Para crear el suficiente espacio alineado a los cabezales de succión y de descarga de las turbo-bombas, con el fin de instalar la séptima unidad de bombeo, se requiere de la reubicación de la trampa de diablos de Ku-H.

c. CAPACIDAD DE COMPRESIÓN.

De acuerdo al equipo instalado (turbocompresores Solar con turbina Centauro tipo H y Taurus con compresor C-505) cuenta con una capacidad unitaria de hasta 80 MMPCD, lo que garantiza que el complejo cuentan con la capacidad suficiente para el manejo de la producción de gas para los próximos dos años.

d. CAPACIDAD DE MANEJO Y TRANSPORTE.

Para verificar que los ductos existentes tengan la capacidad de manejar el incremento de producción esperado, se requiere llevar a cabo un análisis hidráulico de flujo de fluidos en tuberías, con el fin de determinar los perfiles de velocidad y presión. Para realizar el análisis hidráulico, tanto para el manejo de gas como de aceite, se requiere contar con: datos del levantamiento de todos los ductos que intervienen en el proceso, condiciones de operación y de un simulador de flujo multifásico. Una vez introducida la información necesaria al modelo, se lleva a cabo las simulaciones para lograr reproducir las condiciones de operación actuales y en base a ello, dar el diagnóstico de la situación en la que se encuentra la instalación, para posteriormente poder predecir el comportamiento de cada alternativa propuesta y con ello identificar problemas tales como “cuellos de botella” que ocasionen grandes caídas de presión y/o altas velocidades del líquido, lo que pudiera producir erosión en las tuberías, que son problemas que requieren de solución lo más pronto posible.

El circuito que comprende el flujo de gas de alta presión se dividió en tramos de tubería desde la salida del gas del separador de 1ª etapa hasta la línea de envío a Akal-J. Como ejemplo, se muestra en la Figura IV.3 el comportamiento de la presión y velocidad de flujo en la sección correspondiente a la descarga de gas del separador de 2ª etapa hacia el rectificador de 2ª etapa, observándose un alto valor de la velocidad del gas, dando como resultado propuestas de modificación presentadas en la Tabla IV.2.

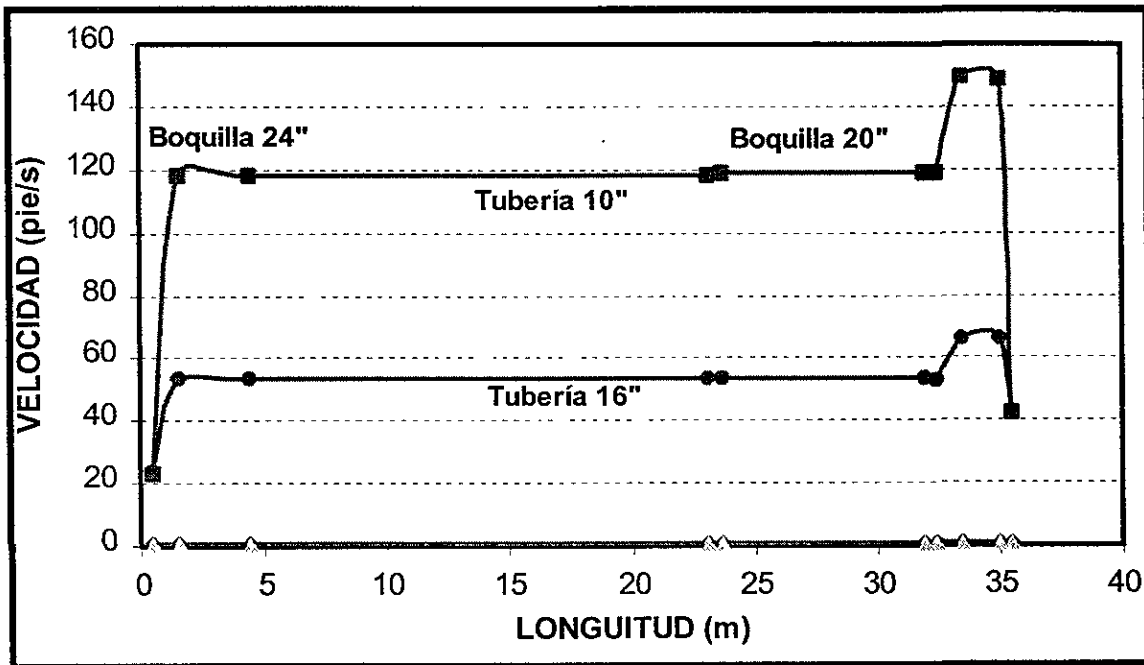


Figura IV.3.- Comportamiento de Presión y Velocidad de Flujo.

TABLA IV.2

Requerimientos Básicos para Manejar la Producción en la Plataforma Ku-A Enlace

300 MBPD	<ul style="list-style-type: none"> • Cambiar válvula de control de nivel de la entrada del separador de 1ª etapa de 12 a 18" ø. • Medición de la descarga de aceite con el patín y la línea de 16" ø alterna. • Operación de 5 equipos de bombeo sin relevo. • Cambiar línea de descarga de gas de separador de 2ª etapa al rectificador de 2ª etapa de 10 a 16" ø. • Cambio de válvula de control de presión de 14 a 16" ø a la succión de los boosters. • Cambio de válvula de control de descarga general de boosters a la línea submarina de 16 a 18" ø. • Reflujo entre cabezal de descarga de aceite hacia tanque de balance. • Reflujo de descarga de gas a succión de equipo booster.
360 MBPD	<ul style="list-style-type: none"> • Modificar boquilla de la entrada y salida de gas del separador y rectificador de 1ª etapa a 30" ø, manteniendo el diámetro de la tubería en 30" ø. • Modificar paquete de regulación de gas de succión de boosters incluyendo válvula de control a 20" ø. • Modificar paquete de regulación de gas de descarga de compresoras a 24" ø y válvula de control a 18" ø. • Cambiar línea de descarga de gas del separador de 2ª etapa al rectificador de 10 a 16" ø. • Modificar la boquilla de salida de aceite del separador de 1ª etapa a 24" ø, así como tubería de 20 a 24" ø. • Operación con 6 equipos de bombeo y uno de relevo.

IV.3 PRUEBA DE APLICACIÓN.

Esta prueba se propone solamente como tal, sin considerar que al resultar factible o exitosa, la plataforma pueda operar a las condiciones como se realice dicha prueba, ya que para ello se requerirá efectuar algunos ajustes [instalación de unidad(es) de bombeo adicional(es), principalmente], u operar de esta manera después de estar seguros de que no se presentarán eventualidades que pongan en riesgo al personal ni a las instalaciones.

La prueba consistirá en realizar una serie de etapas, mediante los cuales sea posible definir las condiciones de operación óptimas del equipo de separación en KU-A, y paso a paso de incremento de capacidad de producción, identificar algún problema que se presente durante la prueba para tratar de solucionarlos o en caso contrario finalizarla.

Desarrollo de la prueba

Se consideró como premisa básica para la prueba, la sustitución de al menos una de las dos válvulas de control de nivel del separador de primera etapa, actualmente de 12 pg. de diámetro por 18 pg. , para disminuir el represionamiento corriente arriba de las válvulas al incrementar el flujo y modificar posteriormente los “cuellos de botella” identificados en el análisis hidráulico.

Después de haber sido sustituida una de las válvulas de control mencionadas dio inicio la prueba, alineando en primera etapa la totalidad de la producción proveniente de las plataformas Ku-H y Ku-M, para continuar sucesivamente con la producción de cada uno de los 7 pozos restantes de la plataforma KU-A Perforación, de la forma que se muestra en la tabla siguiente, partiendo de las condiciones iniciales de:

$$Q_o = 240 \text{ MBPD @c.s.} \quad Q_g \text{ 1ª etapa} = 124.4 \text{ MMPCD} \quad Q_g \text{ quem 1ª} = 0.8 \text{ MMPCD}$$

$$\text{PVR} = 4.8 \text{ psi} \quad Q_g \text{ 2ª etapa} = 7.1 \text{ MMPCD} \quad Q_g \text{ quem 2ª} = 0.3 \text{ MMPCD}$$

DIA	HORA	PROD. ALINEADA	Qo (MBPD) @ c.s Calculo por simulador	Qo (MBPD) @ c.s Medido en campo	PVR (psi)
1er.	21:45	Platafs. Ku-H y Ku-M	250,000	255,000	4.6
2do.	10:05	Pozo Ku-84D	261,890	261,050	4.6
2do.	12:15	Pozo Ku-66	272,551	271,637	4.5
2do.	15:10	Pozo Ku-42	281,321	288,900	4.2
2do.	17:35	Pozo Ku-64	290,105	282,095	4.5
3er.	07:55	Pozo Ku-23	298,675	302,697	5.1
3er.	17:45	Pozo Ku-46	307,155	301,172	5.0
3er.	20:45	Pozo Ku-44	313,969	312,674	5.3

En la Figura IV.4 se muestra gráficamente la secuencia de la prueba realizada para incrementar la capacidad de manejo de la producción en la plataforma KU-A Enlace.

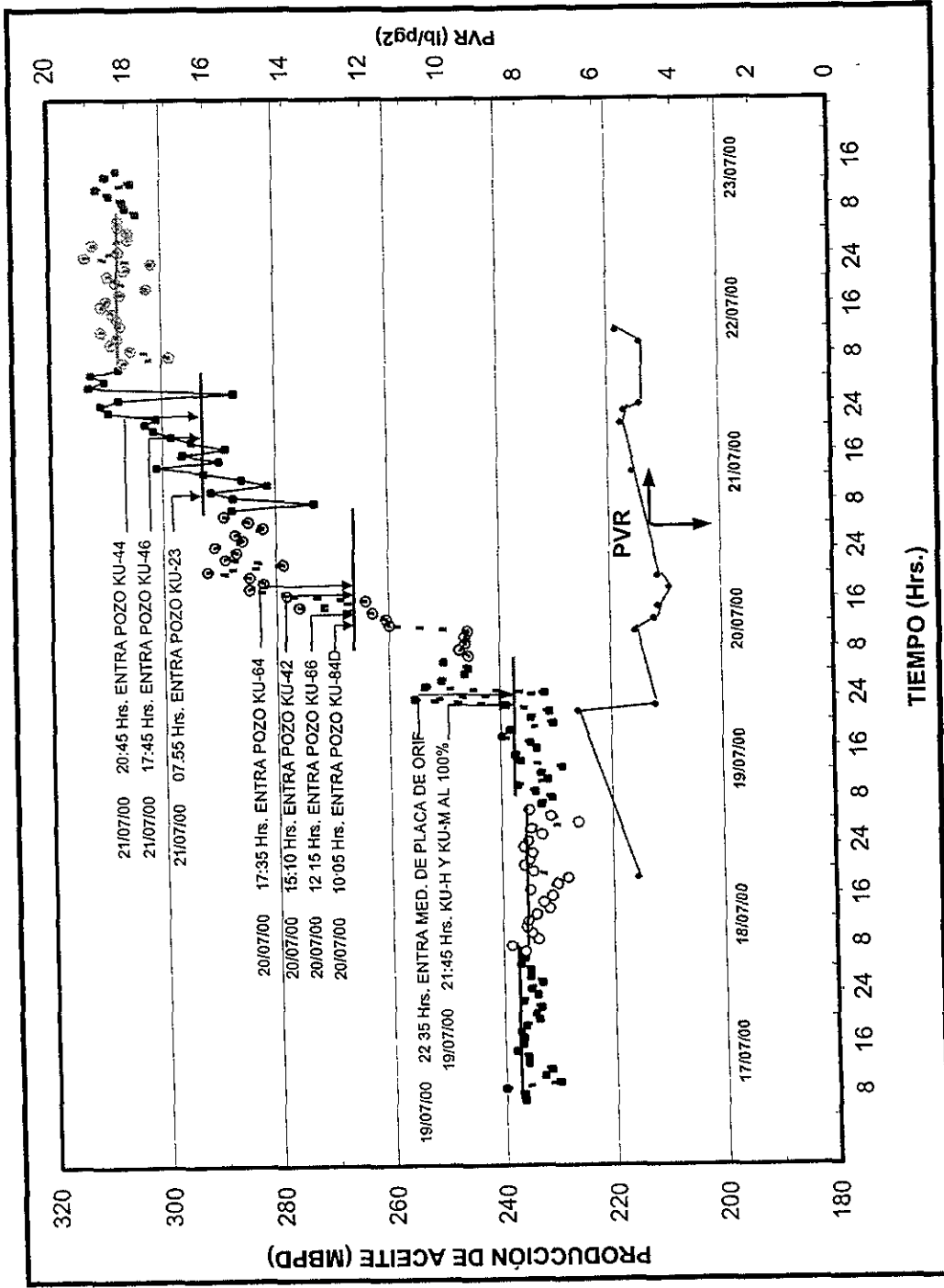


Figura IV.4.- Prueba de Incremento de Capacidad en la Plataforma Ku-A Enlace

Análisis y Evaluación de la Prueba

De acuerdo con los datos obtenidos durante la prueba realizada en la plataforma KU-A Enlace para incrementar su capacidad, se manejó una producción de 312,674 BPD @c.s. (323,555 BPD @c. Sep1ª y 315,800 BPD @c. Sep2ª). En el separador de 1ª etapa se manejó de manera estable una altura de 3.666 pie, mientras que en el separador de segunda etapa la altura de líquido fue de 4.75 pie, con lo cual se obtuvo un tiempo de residencia de:

$$t_{\text{res. 1ª}} = 1.075 \text{ min.} \quad \text{y} \quad t_{\text{res. 2ª}} = 1.599 \text{ min.}$$

Con lo anterior se tiene que el tiempo de residencia al comienzo de la prueba y a las condiciones finales, prácticamente no tuvieron variación, por lo cual no se presentaron problemas serios.

Se considera como un problema el hecho de que durante la prueba se incrementará la inyección del producto químico antiespumante, lo cual se debió a que la presión de succión de las turbo-bombas se redujera por el incremento en las pérdidas de presión en el ducto de descarga de aceite del separador de 2ª etapa y en el cabezal de succión, para lo cual las alternativas son:

- 1ª) Incrementar la presión en el separador de 2ª etapa, lo que incrementaría la PVR del crudo (no Factible).
- 2ª) Incrementar la altura del nivel del líquido para incrementar el tiempo de residencia y el grado de estabilidad del crudo.
- 3ª) Incrementar la inyección de antiespumante (lo cual se efectuó hasta en un 200%).

Se considera que en un futuro se podrá contar con la 2ª Alternativa con lo que se reducirá la dosificación del químico antiespumante; Es indispensable mencionar que durante la prueba, la operación se efectuó con las seis turbo-bombas instaladas sin contar con equipo de relevo, pero debido a que solamente fue una prueba, esto no representó riesgo alguno debido a que se contaba con personal de operación, mantenimiento y de seguridad industrial en la plataforma KU-A preparado para actuar en cualquier momento de ocurrir alguna contingencia.

No se considera recomendable operar a la máxima capacidad el equipo de bombeo y sin relevo, como se esta llevando a cabo actualmente la operación, pero si el personal está consiente de ello y se mantiene muy alerta de la operación y con un plan de contingencia se puede llevar a cabo esta operación como normal, obteniéndose beneficios inmediatos (no recomendable).

Aun con los pequeños problemas que se presentaron se considera que la prueba tuvo éxito, y se comprobó que los separadores tienen una capacidad de manejo de la producción muy superior a la especificación de diseño.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

La inquietud de desarrollar este trabajo de tesis se basa en la diversidad de proyectos que se han venido desarrollando en el Instituto Mexicano del Petróleo, en las áreas de análisis de pozos, análisis de separación, análisis del sistema de compresión, análisis del sistema de bombeo, análisis del sistema de transporte, etc., que no son más que áreas involucradas en los procesos que integran una batería de producción y, que en muchas ocasiones se desarrollaban en forma completamente independiente y con objetivos diferentes que en un gran número de casos afectaban el buen funcionamiento de algún otra área involucrada.

Hoy en día Pemex es la quinta empresa a nivel mundial, lo que obliga a que cada uno de sus organismos subsidiarios pretendan maximizar el valor económico a mediano y largo plazo de los activos bajo su responsabilidad, debiendo enfocar su gestión a mejorar la calidad de la operación, buscando incrementar su productividad y eficiencia bajo un clima de seguridad y protección al medio ambiente, bajo la consideración que el “Diseño de sistemas de separación eficientes” en una de las tecnologías de importancia operacional que Pemex Exploración y Producción tiene que apoyar para disminuir la brecha tecnológica con respecto a otras empresas de reconocimiento mundial.

Por lo anterior, se debe considerar que la planeación de explotación de un campo petrolero debe tomar en cuenta los factores técnicos, ecológicos y económicos, que de alguna manera puedan cambiar las condiciones existentes y sus consecuentes problemas, esto mediante la realización de un análisis integral de la capacidad de manejo de la producción en baterías de separación, a fin de alcanzar su optimización.

La dificultad de realizar un análisis integral surge al desconocer la capacidad máxima que mi instalación puede manejar, ya que en la mayoría de los casos para optimizar el manejo de la producción en baterías de separación, estas cuentan con la infraestructura necesaria para manejar el total de los pronósticos de producción, pero el operar deficientemente los equipos o áreas que componen el proceso, esto se hace imposible de lograr dada la mala organización y/o ejecución de los parámetros de operación que en algunas instalaciones se tienen, convirtiéndose esta situación en un problema operacional del tipo funcional, lo que obliga al análisis del sistema entero mediante el seguimiento de un plan de integración que permita optimizar el manejo de la producción en baterías de separación.

Es indispensable de la elaboración de un modelo conceptual del sistema integral, identificando sus principales áreas que lo componen, así como de sus

interrelaciones que guardan, con lo que se puede establecer las variables más significativas y permite contar con una visión más amplia de los problemas y de los posibles efectos de las soluciones propuestas.

Con la finalidad de proporcionarle al ingeniero petrolero una herramienta que permita mejorar la productividad de los procesos, así como la calidad de los productos, se propone el plan de integración que permita maximizar el aprovechamiento de la infraestructura instalada y la rentabilidad operativa de las instalaciones, en el cual se integra paso a paso las modificaciones o consideraciones pertinentes que deben realizarse para alcanzar la optimización de una batería de separación.

A fin de comprobar los resultados obtenidos de la aplicación del plan de integración, se recomienda realizar una prueba de campo que permita los resultados teóricos obtenidos, para lo cual es importante recordar que antes de iniciar la prueba, se deberá llevar a cabo el muestreo y determinación de la PVR actual del crudo, que servirá como parámetro de comparación para la calidad de los productos.

De la prueba de aplicación desarrollada en este trabajo, se concluye lo siguiente:

- ♦ Con especificaciones del API 12-J y el uso de metodología aplicada para separación gas-líquido (Kent Arnold y Stewart), se determinó que la capacidad de separación es de 360 MBPD y 199 MMPCD, siendo superior a las manejadas (215 MBPD y 188 MMPCD).
- ♦ La prueba fue exitosa al lograr manejar la totalidad de la producción de 312,674 BPD y 150 MMPCD.
- ♦ La operación se lleva a cabo con la capacidad total instalada del equipo de bombeo, sin contar con relevo y manteniendo solo un turbocompresor de relevo, bajo estas condiciones no es recomendable, debido a que se podrían generar situaciones de riesgo.
- ♦ Los valores obtenidos del monitoreo de la Presión de Vapor Raid (PVR), no excedieron en ningún momento al valor máximo permisible de 6.5 psi.
- ♦ Como resultado de esta prueba, se podrá diferir la construcción de una plataforma de separación y compresión, una plataforma de Enlace y un octapodo como habitacional en el Campo Zaap de acuerdo a los pronósticos de producción, reflejándose en un ahorro sustancial de inversión.
- ♦ Se recomienda la eliminación de los cuellos de botella, tanto los detectados mediante el análisis hidráulico antes del inicio de la prueba, como los registrados durante el desarrollo de la misma.
- ♦ De acuerdo a las características de los separadores instalados, se concluye que estos sin necesidad de modificar los internos, se puede incrementar el

manejo de la producción hasta 360 MBPD, sustituyendo las piernas de nivel de líquido, por unas de mayor longitud para permitir el ajuste de alturas mayores al Di/2 e incrementando la capacidad de bombeo.

Considerando lo anterior se concluye que el objetivo del presente trabajo se alcanzó, pero que su verdadero alcance se dará mediante su implantación en los diversos Activos de Pemex Exploración y Producción.

ANEXOS

ANEXO A: EQUILIBRIO VAPOR-LÍQUIDO.

Para cuantificar el funcionamiento de un sistema de separación convencional en etapas, es necesario efectuar cálculos de equilibrio vapor-líquido y de balance de materia en cada etapa de separación, utilizando para ello una ecuación de estado. Esto permite conocer las cantidades de gas y líquido separadas en cada etapa, así como los parámetros necesarios para seleccionar las presiones de separación óptimas para los fines que se pretendan (máxima recuperación de líquido, mínimos requerimientos de compresión, maximizar la producción de pozos)⁽⁷⁾.

El equilibrio vapor-líquido se aplica para determinar el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en la región de dos fases, y para calcular las concentraciones y las composiciones de cada fase a las condiciones de presión y temperatura. La distribución de un componente en un sistema vapor-líquido es expresada por la Constante de Equilibrio, K , la cual se define como la razón de la fracción molar del componente en la fase gaseosa "y", a la fracción molar del componente en la fase líquida "x", cuando ambas fases se encuentran en equilibrio, matemáticamente esto se expresa como⁽¹⁰⁾:

$$K = \frac{y}{x} \quad (1)$$

una etapa de separación se define como una condición a la cual el aceite y el gas alcanzan el equilibrio, a la presión y temperatura existente en el separador. En la Figura A.1 se muestra el esquema de una etapa de separación operando a una presión P_s y temperatura T_s .

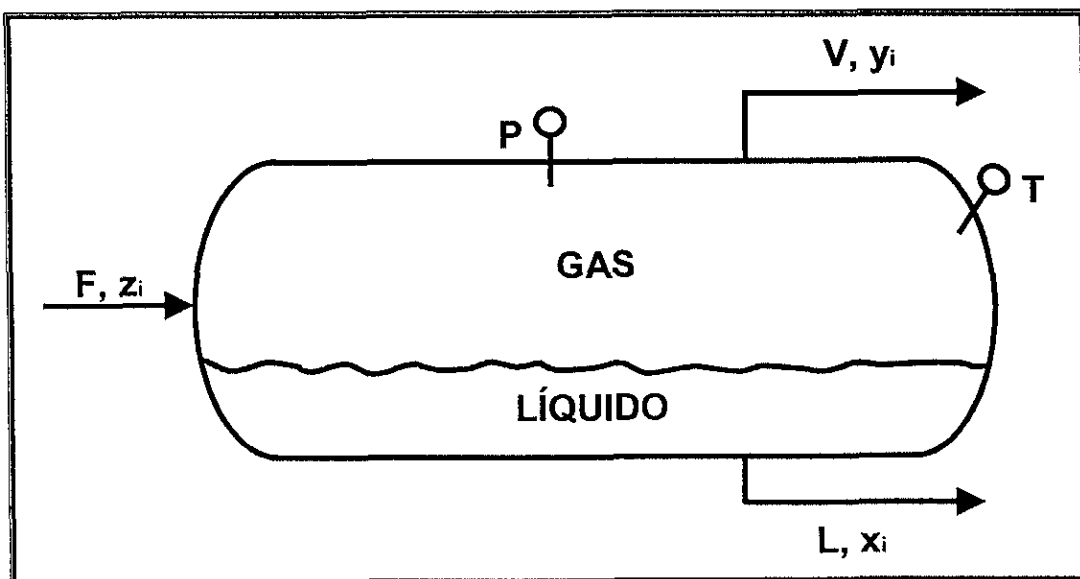


Fig A.1.- Esquema de una Etapa de Separación.

Si se considera que F , son las moles de alimentación al sistema; V , las moles de vapor liberadas en la separación; y L , las moles de líquido recuperados; además, z_i , x_i y y_i , son las fracciones molares del componente i en la alimentación, en la fase líquida y en la fase vapor, respectivamente; entonces, de un balance de materia global en el sistema, se tiene:

$$F = V + L \quad (2)$$

$$\text{Si } F = 1.0, \text{ entonces: } 1 = V + L \quad \text{o} \quad L = 1 - V \quad (3)$$

De un balance global por contenido se tiene:

$$Fz_i = Vy_i + Lx_i \quad (4)$$

Incorporando la constante de equilibrio vapor-líquido para componente i , se tiene:

$$y_i = K_i x_i \quad (5)$$

Combinando las expresiones anteriores y considerando un mol de alimentación al sistema:

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1)V + 1} \quad (6)$$

Adicionalmente la suma de las fracciones molares en cualquiera de las corrientes del sistema debe ser igual a la unidad, esto es: $\sum x_i = \sum y_i = 1.0$

La solución de la ecuación (6) se resuelve mediante un proceso iterativo, en el cual se suponen diferentes valores de V hasta encontrar aquel con el que se obtiene la sumatoria de las fracciones x_i igual a la unidad. Con esto quedan determinados las moles de vapor resultante de la separación y composición molar del líquido, mientras que los moles de líquido y la composición molar de la fase vapor se obtiene utilizando las ecuaciones (3) y (5), respectivamente.

Mientras que constante de equilibrio es función de la presión, de la temperatura y de la composición del sistema. Uno de los procedimientos para el calculo de la Constante de Equilibrio, es utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson⁽¹¹⁾ y mediante un procedimiento iterativo, cuyos valores iniciales se pueden obtener con la correlación⁽¹²⁾:

$$K_i = \frac{1}{Pr_i} e^{5.3727(1+\omega_i)\left(1 - \frac{1}{Tr_i}\right)} \quad (7)$$

Posteriormente se realiza el cálculo de separación instantánea con la ecuación (6) y, con la aplicación de la ecuación de estado de Peng-Robinson, se determinan los factores de compresibilidad para las fases líquida y vapor, z_L y z_V .

A continuación se calculan las fugacidades del líquido y del vapor, para cada uno de los componentes, las cuales deberán ser iguales en las condiciones de equilibrio, $f_{iL} = f_{iV}$. La fugacidad de un componente es la fuerza que tiene para pasar de gas a líquido y viceversa. Si este criterio de equilibrio se cumple para todos los componentes, las constantes de equilibrio supuestas son las reales. En caso contrario, se evalúan nuevas constantes que se obtienen con la relación:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \frac{f_{iL}}{f_{iV}} \quad (8)$$

con las cuales se repite el proceso hasta obtener aquellas con las que se satisface la condición de equilibrio para todos los componentes.

ANEXO B: FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACIÓN.

1. Tamaño de la partícula de líquido.

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

La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el base deben ser eliminadas, en realidad lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo, y a que alguna de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio del flujo de gas.

En general, el tamaño de las partículas de líquido que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitación violenta, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia de separación.

Una práctica común de campo consiste en especificar los equipos de separación con un arrastre no mayor de 0.1 gal/MMpie³. Una partícula de 10 micras tiene tan poco volumen, que puede haber 720,000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie³ de gas, sin que exceda la especificación aludida

2. Distribución del tamaño de partículas de líquido y volumen que entra al separador.

Estos aspectos están íntimamente ligados con la eficiencia de separación. Para ilustrarlo se pueden analizar las siguientes situaciones:

Considérese que un separador se instala para separar un volumen de líquido de 2,000 galones por cada millón de pie cúbico de gas. De este volumen de líquido 0.5 galones están formados por partículas menores de 10 micras. Si el separador tiene una eficiencia del 80% y separa partículas menores de 10 micras, entonces su eficiencia total será de casi 100%. Sin embargo, si este mismo separador se utiliza en una corriente de gas, donde el contenido de líquido es de 20 galones por millón de pie cúbico de gas, todo formado por partículas menores de 10 micras, la eficiencia total de separación será de 80% y habrá un arrastre de líquido en el flujo

de gas de cuatro galones por millón de pie cúbico de gas, por lo tanto el separador no sería adecuado.

De lo que se concluye que, en la sección del equipo de separación para un determinado problema, se deben considerar como aspectos importantes, la distribución del tamaño de las partículas y el volumen de líquido que se va a separar.

3. *Velocidad del gas.*

Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas líquido mayores a 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

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

4. *Presión de separación.*

La presión de operación del separador es uno de los factores más importantes en la separación, ya que afecta directamente la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular.

Debido a la naturaleza multicomponente del flujo producido, a mayor presión inicial de separación, se tendrá mayor cantidad de líquido en el separador, pero debido a que este líquido contiene muchos componentes volátiles, estos vaporizarán en el tanque de almacenamiento. Por otro lado, si la presión es demasiado baja, muchos componentes ligeros no estabilizarán en la fase líquida dentro del separador y se perderán en la fase gaseosa. Este fenómeno se puede simular mediante cálculos de separación flash. En la Figura B.1 se presenta un caso típico de campo, en el cual se observa que la presión óptima de separación es de 620 lb/pg².

En ocasiones al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento de volumen de líquido, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas

La capacidad de los separadores también se afecta por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

5. *Temperatura de separación.*

En cuanto a la recuperación de líquidos, a medida que la temperatura de separación disminuye, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador.

Por ejemplo, en una gráfica de temperatura de separación contra recuperación de líquidos (Figura B.2), se observa que a una temperatura de separación de 0 °F, la recuperación de líquidos en el separador es de aproximadamente 5,000 galones por millón de pie cúbico de gas, mientras que el volumen de líquidos que se recupera en el tanque de almacenamiento es del orden de 2,000 galones por millón de pie cúbico.

Por lo tanto, es necesario considerar que aunque se tiene la máxima recuperación de líquidos en el separador a 0°F, de los 5,000 galones por millón de pie cúbico, se evaporan en el tanque 3,000. Este vapor generalmente se evapora a la atmósfera, por lo que se ocasionan grandes pérdidas así como un deterioro al medio ambiente.

Otros aspectos que hay que considerar para decidir utilizar separación a baja temperatura son los siguientes:

- a) La separación a baja temperatura necesita equipo adicional de enfriamiento.
- b) Se presentan otros problemas de operación como es la formación de hidratos.

En consecuencia, para obtener la temperatura óptima de separación, desde el punto de vista de recuperación de líquidos, es necesario considerar todos los aspectos mencionados.

La temperatura también afecta la capacidad de separación al variar los volúmenes de fluido y sus densidades. El efecto neto de un aumento en la temperatura de separación es la disminución de capacidad en la separación de gas.

6. *Densidad del líquido y del gas.*

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

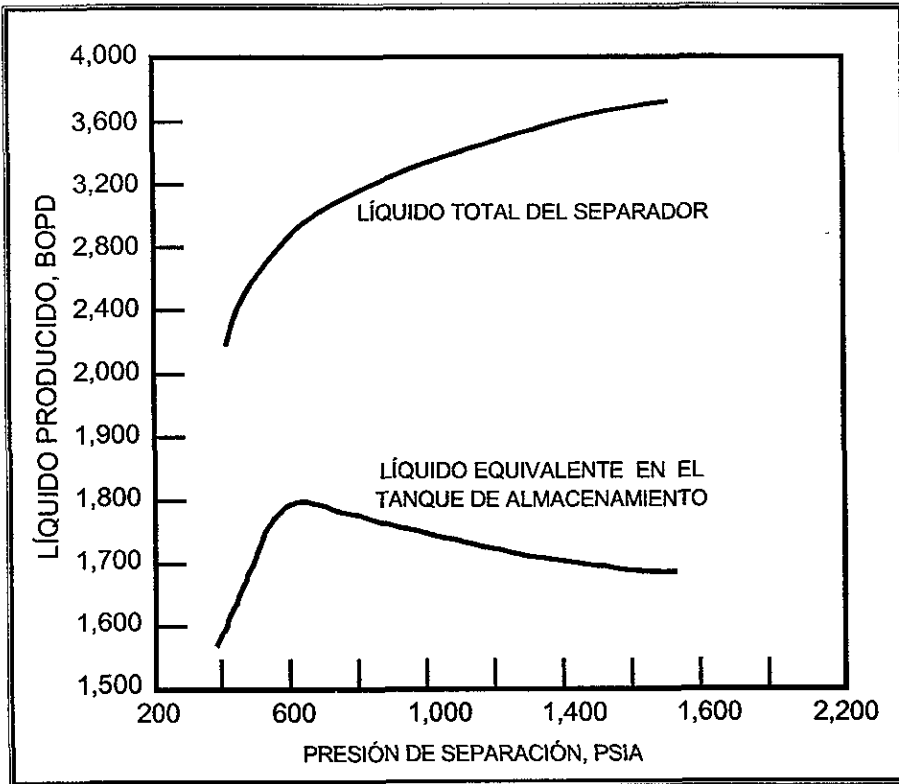


Fig B.1.- Comportamiento de la recuperación de líquido respecto a la presión de separación.

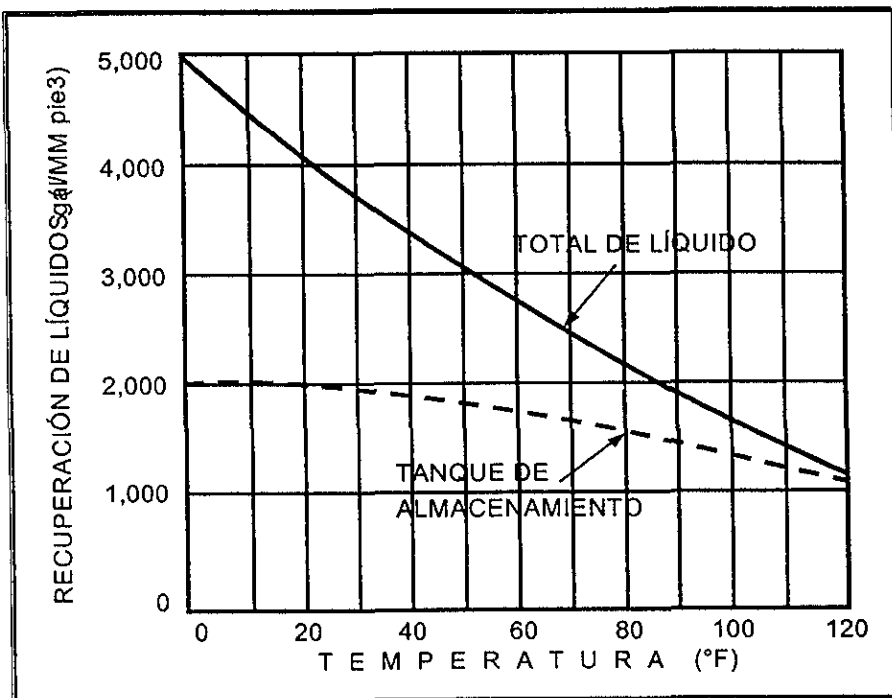


Figura B.2.- Comportamiento de la recuperación de líquido con base a la temperatura de separación.

7. *Viscosidad del gas.*

A partir de pruebas de campo, se ha encontrado que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y, por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

ANEXO C: ÍNDICES DE RENTABILIDAD.

La determinación del flujo de efectivo es un aspecto importante a considerar, puesto que constituye una de las bases técnicas de evaluación que se utilizan más frecuentemente para medir los costos y beneficios de los proyectos⁽¹³⁾⁽¹⁴⁾.

Las técnicas de análisis de ingeniería se utilizan cuando las repercusiones económicas son las importantes, pero antes de elegir la alternativa se deben analizar tanto las repercusiones económicas como las que no se incluyeron en el análisis.

Antes de presentar los métodos, se describe brevemente la base de su funcionamiento. Supóngase que se invierte una cantidad P en el banco o alguna empresa, se le denota como P porque es la inicial de presente, debido que es la cantidad al tiempo t_0 , después de cierto tiempo de estar depositado en el banco o de invertida en una empresa genera una ganancia a cierto porcentaje de la inversión inicial P , a ese porcentaje se le denomina tasa de ganancia o de interés y se denota con "i", y al número de periodos de tiempo con "n". Con estos datos, la forma en que crecería el dinero invertido, sin retirar los intereses o ganancias generadas sería:

$$F = P (1 + i)^n \quad (1)$$

Esta es la forma que se usa para convertir el dinero a tiempo futuro, para convertirlo a tiempo actual se despeja la cantidad a tiempo presente, P :

$$P = \frac{F}{(1 + i)^n} \quad (2)$$

Valor Presente Neto (VPN).

El valor presente neto se define como el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos descontados a la inversión inicial.

Cuando se hacen cálculos para transferir, en forma equivalente, dinero del presente al futuro, se utiliza una tasa de interés "i" o de crecimiento del dinero, pero cuando se quiere pasar cantidades futuras al presente, como en este caso, se usa una "tasa de descuento", llamada así porque descuenta el valor del dinero en el futuro a sus equivalentes en el presente, y a los flujos trasladados al tiempo cero se les llama flujos descontados.

Sumar los flujos descontados en el presente y restar la inversión inicial equivale a comparar todas las ganancias esperadas contra todos los desembolsos

necesarios para producir esas ganancias, en términos de su valor equivalente en este momento o tiempo cero. Es claro que para aceptar un proyecto, las ganancias deberán ser mayores que los desembolsos, lo cual dará por resultado que el VPN sea mayor que cero.

Para calcular el VPN se usa la Tasa mínima aceptable de rendimiento, TMAR, o costo de capital, que se define como:

$$\text{TMAR} = \text{índice inflacionario} + \text{premio al riesgo} \quad (3)$$

Esto significa que la TMAR se calcula sumando dos factores: primero, debe ser tal su ganancia, que compense los efectos inflacionarios, y el segundo término, debe ser un premio o sobretasa por arriesgar su dinero en determinada inversión. Cuando se evalúa un proyecto en un horizonte de tiempo de cinco años, la TMAR calculada debe ser válida no solo al momento de la evaluación, sino durante todos los cinco años, por lo que el índice inflacionario debe ser un promedio pronosticado; teóricamente la tasa de premio al riesgo debe ser entre 10 y 15%, aunque eso dependerá del riesgo en que se incurra al hacer esa inversión.

El valor presente neto, puede resultar una cantidad positiva o negativa. Si el VPN es positivo, significa que la inversión tendrá una tasa de rendimiento mayor que la tasa de descuento elegida, en consecuencia el proyecto será aceptado. Por el contrario, si el valor presente neto es negativo, significa que la inversión tendrá una tasa interna de rendimiento menor que la tasa de descuento elegida y en tal situación el proyecto se rechazará. Alternativamente un VPN de cero, significa que la tasa de descuento y de rendimiento son iguales, pero aunque el $\text{VPN} = 0$, habría un aumento en el patrimonio de la empresa si la TMAR aplicada para calcularlo fuera superior a la suma de la tasa inflacionaria promedio de ese periodo y la del premio al riesgo.

La determinación del valor presente neto se basa en el estado de flujo de efectivo, lo cual permite establecer la equivalencia de los flujos futuros de efectivo en dinero en el momento de arranque de los sistemas.

$$\text{VPN} = -P + \frac{\text{FNE}_1}{(1+I)^1} + \frac{\text{FNE}_2}{(1+I)^2} + \frac{\text{FNE}_3}{(1+I)^3} + \frac{\text{FNE}_4}{(1+I)^4} + \frac{\text{FNE}_5 + \text{VS}}{(1+I)^5} \quad (4)$$

donde: P, es el valor de la inversión inicial; VS, el valor de salvamento (valor al final del periodo de análisis) y; FNE_n , representa el flujo neto de efectivo al periodo n ($n = 5$):

$$\text{FNE} = \Sigma \text{Ingresos} - \Sigma \text{Egresos} \quad (5)$$

Como se observa, el valor del VPN es inversamente proporcional al valor de la "i" aplicada, de modo que como ésta es la TMAR, si se pide un gran rendimiento de la inversión (es decir, si la mínima aceptable es muy alta) el VPN puede volverse

fácilmente negativo, y en ese caso se rechazaría el proyecto. La Figura C.1 muestra como puede representarse gráficamente la relación entre el VPN y la "i".

Como conclusiones generales acerca del uso del VPN como método de análisis se puede decir lo siguiente:

- Su resultado se interpreta fácilmente en términos monetarios.
- Supone una reinversión total de todas las ganancias anuales, lo cual no sucede en la mayoría de las empresas.
- Su valor depende exclusivamente de la "i" aplicada. Como esta "i" es la TMAR, su valor lo determina el evaluador.
- Los criterios de evaluación son. Si $VPN \geq 0$, acéptese el proyecto, si $VPN < 0$, recházese.

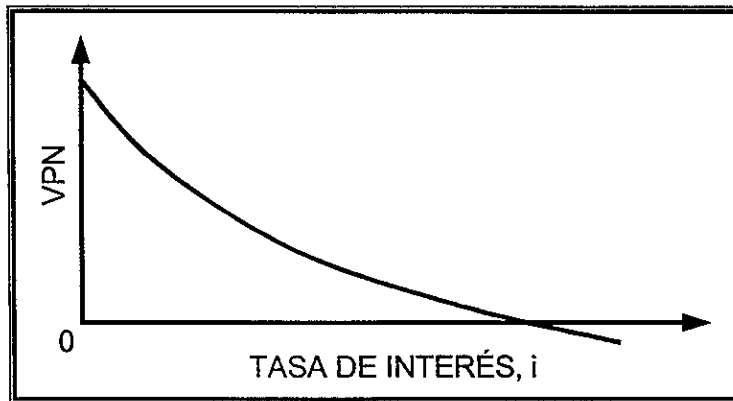


Figura C.1.- Gráfica del VPN vs "i"

Tasa Interna de Retorno (TIR).

Se ha definido la tasa interna de retorno de varias maneras, en este trabajo se presentan dos de ellas:

- a) Es la tasa de descuento que hace que el VPN sea igual a cero.
- b) Es la tasa que iguala la suma de los flujos descontados a la inversión inicial.

De acuerdo a estas definiciones, la ecuación (4) queda como:

$$VPN = + \frac{FNE_1}{(1+I)^1} + \frac{FNE_2}{(1+I)^2} + \frac{FNE_3}{(1+I)^3} + \frac{FNE_4}{(1+I)^4} + \frac{FNE_5 + VS}{(1+I)^5} \quad (6)$$

Con un dato positivo del VPN, se acepta el proyecto, pero ahora interesa conocer cuál es el valor real del rendimiento del dinero en esa inversión; para ello, se usa la ecuación anterior. La variable es la tasa de interés "i", y se determina por medio de ensaye y error; es decir, se hace variar la "i" hasta que satisfaga la igualdad.

Se le llama tasa interna de rendimiento porque supone que el dinero que se gana año con año se reinvierte en su totalidad.

El criterio de aceptación que emplea el método de la TIR es válido sólo si ésta es mayor que la TMAR, es decir, si el rendimiento de la empresa es mayor que el mínimo fijado como aceptable, la inversión es económicamente rentable.

En la operación práctica de una empresa puede darse el caso de que exista una pérdida en determinado periodo. En esta situación se recomienda no usar la TIR como método de evaluación y, en cambio usar el VPN que no presenta esta desventaja.

Relación Beneficio – Costo (RBC).

Se le denomina como el índice que establece la razón entre los beneficios obtenidos por cada unidad monetaria invertida en un proyecto. De tal forma que:

$$RBC = \frac{VPN_B}{VPN_{CI}} = \frac{BENEFICIOS}{COSTO INICIAL} = \frac{INGRESOS - EGRESOS}{COSTO INICIAL} \quad (7)$$

donde: VPN_B , representa el valor presente neto de los beneficios y; VPN_{CI} , el valor presente de la inversión inicial.

ANEXO D: ANÁLISIS DE PROBLEMAS FUNCIONALES

El proceso de solución de problemas se definirá a partir de las características de la clase de problemas en que se aplica, por lo tanto no existe un sistema de metodologías sino muchos y su formulación dependerá de los detalles inherentes al acceso concreto⁽¹⁵⁾⁽¹⁶⁾.

Por lo tanto en la formulación de los problemas tipo se busca ser concreto, apegándose al manejo empírico e intuitivo que predomina en la realidad en las organizaciones. Las metodologías que existen para la solución de problemas tipo son cinco:

- Análisis de problemas operacionales.
- Análisis de problemas de cambio normativo.
- Análisis de problemas de evaluación.
- Análisis de problemas estratégicos.
- Análisis de problemas de programación, presupuestación y control.

Análisis de problemas operacionales.

Esta clase de problemas corresponde a las situaciones en las organizaciones en donde se desea corregir algo o mejorar el desempeño, ya sea en general o en alguna de sus partes. En el proceso de solución se tiene como tarea fundamental indagar la causa de las fallas detectadas, o bien, identificar los puntos susceptibles de mejoramiento, para que sobre esa base se definan, los ajustes que es necesario introducir.

En el análisis de este tipo de problemas es necesario hacer notar que no se desarrollan objetivos nuevos ya que los fines que se manejan son los ya establecidos y que con su incumplimiento originan un problema, lo que obliga a actuar en la remoción de una situación no deseada o en la búsqueda de un rendimiento más satisfactorio, tomando como horizonte de planeación, el corto o a lo más el mediano plazo.

Para abordar los problemas operacionales, se identifican dos métodos básicos, que corresponden a una subdivisión de estos problemas en: a) *problemas causales* y, b) *problemas funcionales*.

Los problemas causales se distinguen por estar relacionados con temas, tareas o áreas específicas de la organización, mientras que los problemas funcionales tienen que ver con la manera en que se organiza y ejecuta integralmente un proceso que pueda abarcar varias áreas o incluso la organización en su conjunto,

o bien con fallas o mejoras generalizadas, lo que obliga el análisis del sistema entero.

Con base en lo anterior y sabiendo que en la mayoría de los casos para optimizar el manejo de la producción, las instalaciones cuentan con la infraestructura necesaria para manejar el total del gasto de los pronósticos de producción, pero al operar deficientemente tanto los equipos de separación, compresión y bombeo que componen el proceso de separación, esto se hace imposible de lograr dada la mala organización y ejecución de los parámetro de operación que en algunas instalaciones se tiene, esto se convierte en un problema operacional del tipo funcional, razón por la cual en este trabajo solo se contemplará este tipo de problemas.

Los **problemas funcionales** se refieren a aquellos que por su naturaleza no pueden ser manejados de manera aislada y que incluyan las situaciones vinculadas con la forma en que se organiza y ejecuta un proceso o un conjunto de procesos, así como en los casos en los que se detectan fallas generalizadas o los casos en los que se plantea la organización de mejoras globales.

Una actividad clave para enfrentar este tipo de problemas consiste en elaborar un modelo conceptual del sistema. Este modelo es una representación amplia y estructurada en la que se identifican los principales componentes del objeto de estudio y sus relaciones estáticas (así como de sus interrelaciones con el medio ambiente). Esta labor reviste especial importancia porque ayuda a ordenar el conocimiento, a delimitar el área de estudio y a establecer las variables más significativas y permite contar con una visión más amplia de los problemas y de los posibles efectos de las soluciones dadas.

En particular, una forma de representación que resulta de gran utilidad consiste en elaborar el modelo conceptual con base a un sistema de actividades que se identificaran como el conjunto que de manera lógica se requiere para cumplir con determinada función o propósito; con lo que se desarrolla un instrumento que permita indagar en el objeto lo que esta mal y la causa de ello.

Un símil que nos permite ilustrar el papel que juegan estos modelos, es el esquema de los circuitos de un aparato electrónico, cuyo seguimiento es de gran valor para que el técnico responsable identifique las fallas y hagan los cambios pertinentes. La diferencia de este ejemplo con respecto al modelo conceptual que se manejaría en el proceso de solución de problemas, es que en esta situación no se contaría con ningún esquema preelaborado. De esta manera, puede tratarse como un sistema:

- * Las actividades necesarias para la producción de un bien.
- * La ejecución de un proyecto.
- * El abasto de una urbe.
- * La operación de una terminal de carga.
- * Un servicio de información.

y muchos otros problemas más, pues en el mundo existen un sinnúmero de actividades y objetivos que se integran en un todo como resultado de un propósito o una función común.

Siguiendo el razonamiento, también se debe tener presente que los objetivos no cumplen con una sola función, si no que se diseñan y operan conforme a propósitos múltiples por lo que a un mismo objeto de estudio le corresponde una gran cantidad de posibles representaciones, por lo tanto se trabajará con aquella o aquellas que resulten de interés de acuerdo a la problemática planteada.

Por ejemplo, tomaremos el caso de un hospital, cuyo propósito primario es cuidar y mejorar la salud de la comunidad. Pero también tiene como propósito, fungir como centro de investigación y enseñanza, o cumplir tareas de apoyo como la administración misma de la institución. Adicionalmente cada función se puede desagregar en un sinnúmero de funciones, por ejemplo: servicio de urgencias, medicina preventiva, enfermedades infecciosas, análisis químicos, etc.

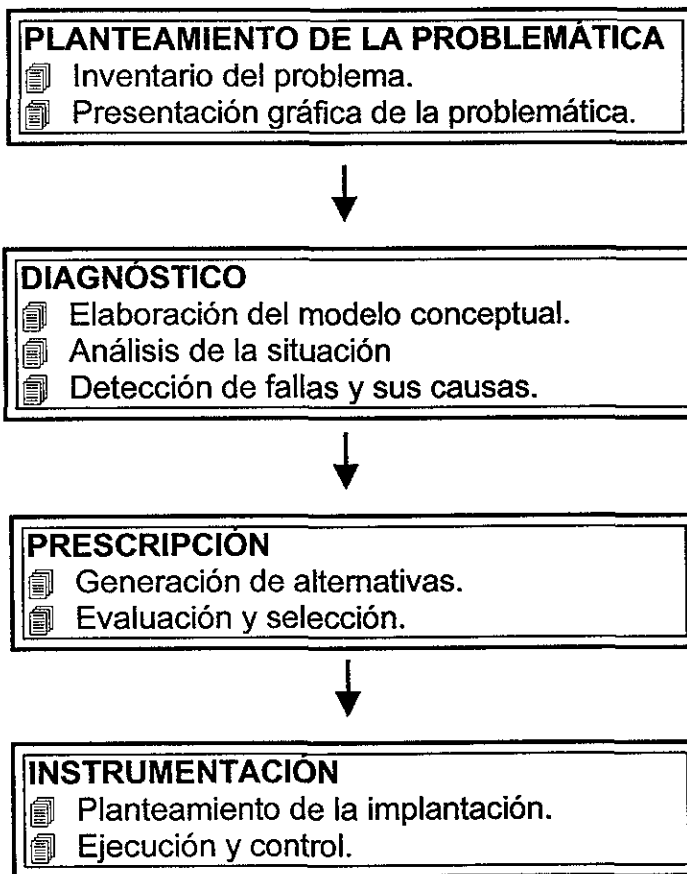
Considerando las reflexiones anteriores, se propone empezar el proceso de solución de problemas funcionales con una descripción amplia de la problemática que se enfrenta, representándola de manera gráfica sobre un organigrama un plano de las instalaciones, un diagrama de procesos o por cualquier otro medio similar, ya que ello favorece un mejor entendimiento y brinda una visión global de la situación.

El siguiente paso es elaborar un modelo conceptual del sistema; para ello es necesario identificar de entre las funciones que se le atribuyen al sistema, aquellas que se relacionan con la problemática planteada. Después, se establece el sistema de actividades que son lógicamente necesarias para cumplir con cada función.

Este esquema se compara con el funcionamiento real para establecer lo que está mal y buscar la causa, que pudiera relacionarse con una mala organización de actividades, conexiones inadecuadas, o a que en alguna actividad no se cumple con lo previsto, ya sea en cantidad, calidad u oportunidad, afectando así el resto del sistema.

Cuando una actividad no se cumple satisfactoriamente se puede tratar de indagar directamente la causa, o si se considera más adecuado, hacer una desagrupación en subactividades y retomar las indicaciones del párrafo anterior.

Una vez que se han detectado las fallas y sus causas, se procederá a identificar las alternativas de solución, se pueden ir desde ligeros ajustes hasta el rediseño de la organización.



Proceso para el análisis de problemas operacionales de tipo funcional.

REFERENCIAS

1. Nolasco M.J. y Garaicochea P.F.: "Criterios para Seleccionar las Condiciones de Separación de Aceite y Gas", Ingeniería Petrolera, Agosto 1978.
2. Moins G.: "Optimización de las Unidades de Estabilización de Petróleo Crudo", Technip-Geoproduction, Noviembre 1979.
3. Medina R.P.: "Estabilización de Crudo en el Área Marina de la Sonda de Campeche", Ingeniería Petrolera, Enero 1987.
4. Arnold K.: "Designing Oil and Gas Production System", World Oil, November 1984.
5. Campbell J.M.: "Gas Conditioning and Processing-Separation Equipment", Cambell Petroleum Series, Norman, 1984.
6. Arnold K. and Stewart M.: "Surface Production Operation", Vol. 1, Desing of Oil-Handling Systems and Facilities, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1986.
7. Santamaría G.N. Y Clavel L.J.: "Aplicación de Ecuaciones de Estado a la Optimización de Presiones de Separación Gas-Líquido, en la Producción de Hidrocarburos", Subdirección de Tecnología de Explotación, IMP, 1992.
8. Fuentes Zenón, Arturo: "El Enfoque de Sistemas en la Solución de Problemas: La Elaboración del Modelo Conceptual", Cuaderno de Planeación y Sistemas, México, DEPFI, UNAM, 1990b.
9. American Petroleum Institute, API: "Specification for Oil and Gas Separators", API Specification 12J, Washington, D.C., 1982.
10. González H.S. y De la Garza L.N.: "Apuntes de Físico-Química y Termodinámica de los Hidrocarburos", Facultad de Ingeniería, UNAM.
11. Peng D.Y. and Robinson D.B.: "A New Two Constant Equation of State", Ind. Eng. Chem. Fund., Vol. 15, No. 1, 1976.
12. Peng D.Y. and Robinson D.B.: "Two and Three Phase Equilibrium Calculations for Systems Containing Water", Can. Jour. Eng., Vol. 54, December 1976.
13. Ross, Westerfield y Jordan: "Fundamentos de Finanzas Corporativas", Ed. McGraw-Hill.

14. Arturo Infante Villareal: "Evaluación Financiera de Proyectos de Inversión", Ed. Norma.
15. Ackoff Russell: "El Arte de Resolver Problemas", México, Limusa (1983).
16. ESC.: "Métodos, Modelos y Técnicas en la Toma de Decisiones", Tesis, UNAM (1994).