

01168



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

SECRETARÍA DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

Evaluación de proyectos de inversión en PEMEX Exploración y Producción:
Caso de la estabilización y reducción de la concentración del ácido sulfhídrico
en el crudo de exportación del Activo Cantarell y Ku-Maloob-Zaap
de la Región Marina Noreste

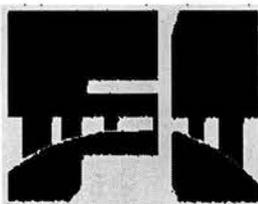
T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA**

(INVESTIGACIÓN DE OPERACIONES)

P R E S E N T A:

CELESTINO ARGÜELLES DOMÍNGUEZ



DIRECTOR DE TESIS : M. EN I. JAIME FRANCISCO GÓMEZ VEGA



CD. UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F.

MARZO DEL 2004



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.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

UNIVERSIDAD NACIONAL
 AVENIDA DE
 MEXICO

RECIBI COPIA DE: () TRABAJO ESCRITO

 (XXXX) TESIS

DESARROLLADO POR EL ALUMNO: **CELESTINO ARGÜELLES DOMINGUEZ**

PARA PRESENTAR EXAMEN:

() DE ESPECIALIZACION

(XX) DE GRADO

EN INGENIERIA: **INVESTIGACION DE OPERACIONES 490**

FIRMA FECHA

PRESIDENTE: DR. JOSE JESUS ACOSTA FLORES

VOCAL: M. EN I. JAIME FRANCISCO GOMEZ VEGA

SECRETARIO: M. EN I. MAYRA ELIZONDO CORTES

SUPLENTE: DR. SERVIO TULIO GUILLEN BURGUETE

SUPLENTE: DR. RICARDO ACEVES GARCIA

[Handwritten signatures and dates]
 10 marzo 2004
 23-feb-2004
 23-feb-2004
 23-11-04

APROBACION DEL TRABAJO DE TESIS POR EL DEPARTAMENTO DE

SISTEMAS

[Handwritten signature]

Reconocimientos:

A Dios por ayudarme a ser fuerte y lograr mis objetivos.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por brindarme la oportunidad de formarme en sus aulas.

A mis Maestros de la Secretaría de Posgrado e Investigación de la Facultad de Ingeniería por compartir sus conocimientos.

A mi director de tesis, M. en I. Jaime Francisco Gómez Vega por su ayuda generosa en la elaboración de este trabajo.

A mis Sinodales por el apoyo brindado:

Dr. José Jesus Acosta Flores

Dr. Ricardo Aceves García

Dr. Servio Tulio Guillén Burguete

M. en I. Mayra Elizondo Cortés

A mis padres y hermanos por ayudarme a concluir esta fase de estudios.

Gracias a todos y cada uno de ustedes.

Contenido

	Introducción	I-1
Capítulo I	Marco conceptual	I-1
I.1	Proyectos de inversión	I-2
I.2	Metodología para la toma de decisiones en proyectos de inversión	I-3
I.3	Criterios de selección de proyectos de inversión	I-4
I.4	Flujos de efectivo	I-6
Capítulo II	Descripción de la situación actual y planteamiento del problema del alto contenido de ácido sulfhídrico del crudo de exportación del Activo Cantarell y Ku-Maloob-Zaap de la Región Marina Noreste	II-1
II.1	Descripción de la situación actual	II-1
II.2	Planteamiento del problema	II-5
II.3	Planteamiento del problema y su incidencia en México	II-6
Capítulo III	Análisis del proceso de producción actual o Caso Base	III-1
III.1	Análisis técnico del Caso base	III-1
III.2	Análisis financiero del Caso Base	III-7
Capítulo IV	Análisis de las alternativas de solución	IV-1
IV.3	Alternativa 1. Reducción del ácido sulfhídrico con inyección de gas dulce en torres de platos del crudo de exportación en el complejo de producción Akal-J del Activo Cantarell de la Región Marina Noreste	IV-24
IV-3.1	Análisis técnico	IV-24
IV.4	Análisis de factibilidad financiera de la alternativa de inyección de gas dulce	IV-30

IV.5	Alternativa 2. Reducción del ácido sulfhídrico con inyección de Nitrógeno en torres de platos del crudo de exportación en el complejo de producción Akal-J del Activo Cantarell de la Región Marina Noreste	IV-42
IV-5.1	Análisis técnico	IV-42
IV-6	Análisis de factibilidad financiera de la alternativa de inyección de Nitrógeno	IV-48

Capitulo V Selección de la mejor alternativa, para resolver el problema del de la alta concentración del ácido sulfhídrico del crudo de exportación del Activo Cantarell y Ku-Maloob-Zaap de la Región Marina Noreste **V-1**

Conclusiones y recomendaciones	1
Glosario	1
Referencias	1

INTRODUCCIÓN

Con el proceso de globalización de las economías. Las empresas que mejor sepan adaptarse a las nuevas condiciones, serán las que puedan seguir compitiendo en este entorno globalizado. La modernización de las empresas fortalecerá su capacidad de respuesta a los nuevos retos que presentan la producción, distribución y comercialización de sus productos. En el caso de México, la Industria Petrolera debe modernizar su infraestructura tecnológica, para mejorar la calidad de sus productos e incrementar su rentabilidad.

Petróleos Mexicanos (PEMEX) tiene una posición estratégica en el Mercado Mundial de Hidrocarburos, sin embargo, su infraestructura de producción de hidrocarburos presenta serios rezagos que debilitan su posición ante sus competidores. Sus tecnologías de proceso, presentan serios rezagos, por lo que ésta debe actualizarse para cumplir con los estándares de calidad sus productos que comercializa. Por otra parte, PEMEX debe anticiparse a los nuevos retos que plantean la comercialización de sus productos.

Pemex opera por conducto de un ente corporativo y cuatro organismos subsidiarios:

PEMEX exploración y producción

PEMEX Refinación

PEMEX Gas y Petroquímica

PEMEX Petroquímica

PEMEX Exploración y Producción (PEP), tiene a su cargo la exploración y explotación del petróleo y gas natural. Actualmente PEP, hace patente la problemática existente en la producción de hidrocarburos, en cuanto a la falta de capacidad de respuesta para cumplir con las especificaciones comerciales de sus crudos de exportación a los Estados Unidos de Norteamérica. PEP asegura que los crudos de Exportación de la Región Marina Noreste no cumplen con las especificaciones internacionales del nivel de concentración del ácido sulfhídrico (H_2S). Considera que si se endurecen las especificaciones del contenido de H_2S en el crudo de exportación, no tendría capacidad de respuesta, para cumplir con la calidad del petróleo crudo requerido por sus clientes.

Con base en las tendencias actuales de comercialización de hidrocarburos. Se prevee que en el corto plazo, se aplicará la Normatividad Internacional en cuanto a las partes por millón (70 ppm) de H_2S en el crudo maya de exportación del Activo Cantarell. El incumplimiento de la Normatividad Internacional provocaría una crisis financiera y por ende colapsaría las actividades productivas de PEP. Se prevee un escenario de penalizaciones en el caso de no cumplir con la normatividad; 10% de penalización sobre el precio de venta del petróleo, cuyo monto se descontaría sobre los ingresos de la comercialización del Crudo o rechazo del 100% del producto, por considerarse inseguro o potencialmente peligroso en cuanto a su manejo y transporte y procesamiento.

Ante tal situación, en este trabajo se propone la solución de esta problemática, mediante la instalación de equipos de proceso conocidos comúnmente como torres agotadoras de platos, en los cuales circulará el hidrocarburo y a contracorriente se le inyectará gas residual o nitrógeno para reducir el H_2S , en el centro de proceso Akal-J del Activo Cantarell. Una vez disminuido el H_2S al nivel requerido por la normatividad se enviará a exportación hacia la Terminal Marítima de Cayo Arcas y el Barco de Almacenamiento y Distribución (FSO) Tak'untah.

En este trabajo se hace un estudio de factibilidad financiera, en la cual se seleccionará entre dos alternativas mutuamente excluyentes, la mejor solución a la problemática del alto contenido de ácido sulfhídrico (H_2S) en el crudo de exportación. Las alternativas posibles de solución son las siguientes:

- Alternativa de agotamiento de H_2S en torres de platos con inyección de gas dulce, proveniente de la red de bombeo neumático.
- Alternativa de agotamiento de H_2S en torres de platos con inyección de nitrógeno, proveniente de la planta de producción de nitrógeno en Atasta.

Los complejos involucrados en el presente estudio son los complejos de producción Akal-J, Akal-C, Akal-N y Ku-A. Estos complejos de producción pertenecen al Activo Cantarell de la Región Marina Noreste, en la Sonda de Campeche. La producción de estos complejos se pretende centralizar en una nueva plataforma que se localizaría en las inmediaciones de Akal-J, en la cual se sometería a tratamiento la cantidad de crudo maya a exportar y la diferencia se enviaría a la Terminal Marítima de Dos Bocas Tabasco.

CAPÍTULO I

MARCO CONCEPTUAL

Descrito en forma general, un proyecto es la búsqueda de una solución inteligente al planteamiento de un problema tendente a resolver una problemática. A partir de esta idea, se definen inversiones de diversos montos, tecnologías y metodologías.

La evaluación de inversiones es una materia interdisciplinaria, ya que durante la elaboración de un estudio de este tipo intervienen disciplinas; tales como, la estadística, la investigación de operaciones, la ingeniería económica y la ingeniería de proyectos.

En la práctica, para realizar la evaluación de un proyecto, se reúnen los grupos interdisciplinarios. El resultado de esta interacción es un estudio completo sobre la viabilidad técnica, económica y de mercado, que sirve de base, para decidir la realización de alguna inversión.

Petróleos Mexicanos evalúa sus proyectos con base en los métodos de los flujos de efectivo y costo mínimo. El método de flujo de efectivo se basa en el cálculo de la tasa interna de rendimiento y valor presente neto de los flujos de efectivo. El método de flujo de efectivo se utiliza en el análisis individual de pozos petroleros y determinación de su número óptimo para maximizar las ganancias de un yacimiento, evaluación integral de proyectos de desarrollo de campos, proyectos de exploración y en la optimización de la infraestructura superficial de transporte de la producción de petróleo y gas a los centros de proceso o de exportación. En el caso de la metodología del costo mínimo, se basa en el costo requerido para cumplir con estándares institucionales o legales de PEMEX o dependencias gubernamentales. Se aplica para proyectos de seguridad industrial, normatividad ecológica, capacitación de personal, entre otros, que implica una inversión para cumplir con normas o estándares.

Sin embargo, tales metodologías son incompletas porque no consideran todos los parámetros que inciden en la evaluación de un proyecto de inversión, tales como el caso base o situación actual, costos de operación y mantenimiento de los centros de proceso o instalaciones de producción. Por consiguiente, en esta trabajo se plantea una metodología general que contemple todos los factores que inciden en la evaluación de un proyecto de inversión.

I.1 Proyectos de inversión

Aunque cada estudio de inversión es único y distinto a todos los demás, la metodología que se aplica en cada uno de ellos, tiene la particularidad de poder adaptarse a cualquier proyecto. Las áreas generales en las que se puede aplicar la metodología de la evaluación de proyectos de inversión en PEMEX Exploración y Producción son:

- Proyectos de exploración petrolera.
- Evaluación integral de proyectos de desarrollo de campos petrolíferos
- Análisis individual de perforación y explotación de pozos petroleros y determinación de su número óptimo para maximizar las ganancias de un yacimiento.
- Sistemas artificiales de producción.
- Estabilización y reducción del ácido sulfhídrico del petróleo crudo, para mejorar la calidad del mismo.
- Optimización de la infraestructura superficial de transporte de la producción de petróleo y gas a los centros de proceso o de exportación.
- Proyectos de seguridad industrial.

I.2 Metodología general para la toma de decisiones en proyectos de inversión:

- a) Definición del problema o de la oportunidad de inversión
- b) Identificación de las alternativas de inversión
- c) Evaluación de las alternativas
- d) Selección de la mejor alternativa

a). Definición del problema o de la oportunidad a invertir: esta primera etapa es crítica, porque establece las fronteras para todo lo que sigue. En esta fase se define la problemática a resolver o la oportunidad de inversión. Se efectúa un análisis de la empresa desde el departamento administrativo hasta el departamento de producción con la intención de encontrar puntos fuertes o débiles que servirán de pauta para tomar decisiones que permitan mejorar el estado de la empresa.

b). Definición de alternativas. En este nivel se buscan las soluciones u oportunidades de inversión, que permitan mejorar el estado general de la empresa o situación financiera de la empresa.

c). Evaluación de las alternativas. Una vez enumeradas todas las alternativas, deberán evaluarse. Esta se puede lograr comparando una a una con un conjunto de criterios de selección, tales como el valor presente neto, tasa interna de retorno, etcétera. También puede lograrse estableciendo rangos relativos de las alternativas de acuerdo a factores que sean importantes para la decisión de inversión.

d). Gerarquización y selección de las alternativas. Se selecciona la mejor alternativa. En este nivel, se toma la decisión de cuál de las alternativas cumple mejor con los criterios de selección. La alternativa seleccionada debe de ponerse

en práctica y monitoréar su desarrollo con el objeto de lograr que se cumplan los objetivos planteados de la decisión de inversión. En el caso de la industria petrolera mexicana, los proyectos de inversión

I.3 Criterios para la selección de las alternativas

La evaluación financiera constituye uno de los aspectos, más importantes en la evaluación de proyectos de inversión y en consecuencia, se definen los conceptos que giran en torno a ella. En su concepción básica, la evaluación financiera mide la rentabilidad de un determinado proyecto, para así tomar la decisión sobre la conveniencia de llevarlo a la práctica. Entre los criterios más utilizados en este tipo de evaluaciones se tienen:

- El criterio del valor presente neto (VPN)
- El criterio de la tasa interna de rendimiento (TIR)
- El tiempo de recuperación de la inversión (TRI)

El VPN se define como la suma de los valores presentes de los flujos de efectivo (flujos descontados a valor presente) menos la inversión inicial. Si el $VPN > 0$, entonces la inversión es rentable; si el $VPN < 0$, la inversión no es rentable. Además, si las dos alternativas son mutuamente excluyentes, aquel que tenga el VPN más alto deberá ser elegido, siempre y cuando el VPN sea positivo.

Matemáticamente, el VPN, se define como:

$$VPN = \sum_{t=1}^n \frac{\Delta F_t}{(1+i)} - VPI$$

Donde: VPI es el valor presente de la inversión.

ΔF_t es el diferencial de Flujo de Efectivo ó utilidades netas incrementales.

i es igual a la tasa de descuento.

n el número de años.

La TIR, es la tasa interna de retorno que permite que el VPN de un proyecto sea igual a cero. Es un número interno o intrínseco al proyecto, que proporciona la tasa de rentabilidad del proyecto. Bajo este criterio, la regla de inversión es clara; aceptar el proyecto, si la TIR es más grande que la tasa de descuento; rechazar el proyecto, si la TIR es menor que la tasa de descuento.

La TIR se define con la expresión:

$$0 = \sum_{t=1}^n \frac{\Delta F_t}{(1+R)^t} - VPI$$

En esta expresión, $R=TIR$. Es decir, R es la tasa que hace que el VPN sea igual a cero.

En la práctica, se hace variar R desde un valor relativamente alto hasta donde se cumpla la condición anterior.

Por otro lado, el tiempo de recuperación de la inversión (TRI), nos indica el número de años en que se recuperará la inversión. El (TRI), será igual al valor de t , cuando se cumpla la expresión siguiente.

$$0 = \sum_{t=1}^t \frac{\Delta F_t}{(1+i)^t} - VPI$$

de tal manera que $TRI=t$

Donde:

i representa la tasa de descuento

n es el número de años del horizonte de estudio.

Para determinar la diferencia de flujo de efectivo (ΔF_t) se debe obtener los ingresos y egresos o costos de producción, tanto del Caso Base como de la alternativa a evaluar.

I.4 Flujos de efectivo

Una vez identificadas las alternativas se procede a determinar los flujos de efectivo, los que servirán de punto de partida para obtener los indicadores financieros de cada una de las alternativas. Los flujos de efectivo, se obtienen a partir de las siguientes variables: pronósticos de ventas, pronósticos de precios, costos de producción, depreciación e impuestos. Con base en estos rubros se determina los flujos de efectivo del proyecto. Una vez determinados los flujos de efectivo, se procede a obtener los indicadores financieros de cada alternativa, los cuales se utilizarán para seleccionar la alternativa óptima.

Cuando se trata de una instalación de una planta totalmente nueva, la evaluación financiera debe de efectuarse a partir de los flujos de efectivo calculados durante el horizonte de estudio de la planta. Sin embargo, cuando se requiere elaborar un nuevo producto o mejorar la calidad del mismo, en una planta ya existente, o ampliar la capacidad instalada, el incremento de las inversiones debe corresponder a un incremento en los ingresos, de lo contrario, no se justificaría la decisión de inversión. Por consiguiente, la evaluación financiera deberá hacerse a través de un análisis incremental. El análisis incremental es una metodología de evaluación integral, ya que arroja información de cómo se comportara la empresa futuramente con respecto a la situación actual. Es decir, considera la diferencia en ingresos de la empresa con inversión y sin inversión. Si esta diferencia de ingresos resulta positiva las utilidades mejoran y se debe de llevar a cabo la inversión, en caso contrario no se recomienda. Las fases para el análisis incremental son las siguientes:

- Cálculo de flujo de efectivo sin inversión: realizar las fases descritas en el cálculo de valor presente neto bajo el supuesto de no llevar a cabo el proyecto de inversión (caso base).
- Cálculo de flujo de efectivo con inversión: realizar las fases descritas en el cálculo de valor presente neto bajo el supuesto de llevar a cabo el proyecto de inversión (caso propuesto).

Calculados ambos flujos de efectivo, se determina el flujo de efectivo diferencial, el cual servirá de base para calcular los índices de rentabilidad y con base en ellos se elegirá la alternativa más rentable.

Posteriormente, se hace la asignación de recursos, se ejecuta el proyecto y se evalúa el desempeño. El control y el seguimiento de la alternativa seleccionada asegura el logro de las metas fijadas por la organización.

CAPÍTULO II

Descripción de la situación actual y planteamiento del problema del alto contenido de ácido sulfhídrico del crudo de exportación del Activo Cantarell y Ku-Maloob-Zaap de la Región Marina Noreste

II.1. Descripción de la situación actual

Actualmente en la Región Marina Noreste de PEMEX Exploración y Producción, la producción de crudo maya (pesado) que es exportada por la Terminal Marítima de Cayo Arcas y el Barco de almacenamiento Ta'kuntah, es la que proviene de los complejos de producción Akal-C, Akal-J, Akal-N y Ku-A, misma que ha sido sometida a dos etapas de separación y bombeada para centralizarla en la plataforma de enlace del complejo Akal-J y hacerla llegar con la presión requerida de 5.4 kg/cm² al destino, para su embarque a los buques tanque para su exportación.

La producción proveniente de las plataformas Ku-A/Enlace y Ku-A/Perforación del Activo Ku-Maloob-Zaap es en promedio de 260,000 bl/día, misma que ha sido separada en dos etapas a 4.0 kg/cm² y 67 °C en la primera etapa y 1.2 kg/cm² y 61 °C en la segunda etapa de Ku-A/Enlace y a 4.0 kg/cm² y 74 °C en la primera etapa y 1.5 kg/cm² y 72 °C de Ku-A/Perforación, es bombeada y enviada conjuntamente con una presión de 45.9 kg/cm² a la plataforma Akal-J/Enlace, para su envío en conjunto con la producción de los otros complejos a la Terminal Marítima de Cayo Arcas y al Barco de almacenamiento y exportación Ta'kuntah.

Del mismo modo, la producción manejada en la plataforma Akal-N se separa en primera etapa a 6.0 kg/cm² y 69 °C y en la segunda a 1.1 kg/cm² y 68 °C para ser bombeada posteriormente a la plataforma Akal-J con una presión de 39 kg/cm².

En el caso del complejo de producción Akal-C, este cuenta con tres baterías de separación, las cuales son Akal-C1, C2 y C3; en la primera de ellas en su primera etapa de separación se maneja la producción de crudo ligero de la Región Marina Noreste el cual posteriormente es enviado a la plataforma Abkatún-A y en la segunda etapa se maneja una producción de 64,000 bl/día de crudo pesado que fue separada en primera etapa en los separadores remotos de las plataformas satélites de la región Marina Noreste a una presión de 2.4 kg/cm² y 63 °C. La plataforma Akal-C2 cuenta con dos etapas de separación las cuales operan a 3.5 kg/cm² y 65 °C la primera y 1.1 kg/cm² y 64 °C la segunda, manejando una producción de 70,000 bl/día; La plataforma Akal-C3 solamente cuenta con la segunda etapa de separación donde se maneja una producción de 235, 000 bl/día a una presión de 1.1 kg/cm² y 74 °C. La producción de crudo pesado, después de haber sido separada en la segunda etapa de este complejo de producción, es bombeada y dividida en dos corrientes, la primera para ser enviada a la Terminal Marítima de Dos Bocas y la segunda enviada a la plataforma Akal-J/enlace, para su exportación por Cayo Arcas.

En la Tabla siguiente se presenta un resumen de las condiciones a las cuales se encuentran operando las baterías del complejo Akal-C:

PLATAFORMA	Aka-C1	Aka-C2	Aka-C3
Presión de sep 1a etapa(Kg/cm ²)	1	3.5	-
Temperatura sep 1a etapa (°C)	68	65	-
Presión de sep 2a etapa(Kg/cm ²)	2.4	1.1	1.1
Temperatura sep 2a etapa (°C)	63	64	74
Flujo de aceite (MBPD)	64	70	235
Flujo de gas (MMPCD)	38.9	97.3	-
Ppm* de H ₂ S			
Sep 1ª etapa	572	572	572
Sep 2ª etapa	384	384	384

*. Información, del Activo Cantarell.

En Akal-J se cuenta con tres baterías de separación J-1, J-2 y J-3, las cuales operan en las condiciones que se presentan en la tabla siguiente:

PLATAFORMA	Aka-J1	Aka-J2	Aka-J3
Presión de sep 1a etapa(Kg/cm ²)	3*	4.2	3.2
Temperatura sep 1a etapa (°C)	61.2*	63	63
Presión de sep 2a etapa(Kg/cm ²)	0.9	0.9	0.9
Temperatura sep 2a etapa (°C)	64	61	62
Flujo de aceite (MBPD)	170	167*	140.6*
Flujo de gas (MMPCD)	59.9*	138.3	72.4*
Ppm* de H2S			
Sep 1ª etapa	244	244	244
Sep 2ª etapa	175	175	175

*. Información, del Activo Cantarell.

La producción de las baterías de separación de los complejos antes mencionados (Ku-A, Akal-N, Akal-C en forma parcial y Akal-J), es enviada normalmente a la Terminal Marítima de Cayo Arcas para su exportación y/o al barco de almacenamiento y exportación Ta'kuntah. En la Figura 1, se muestra el esquema general del manejo y transporte de la producción de crudo pesado de exportación por Cayo Arcas y el Barco Ta'kuntah.

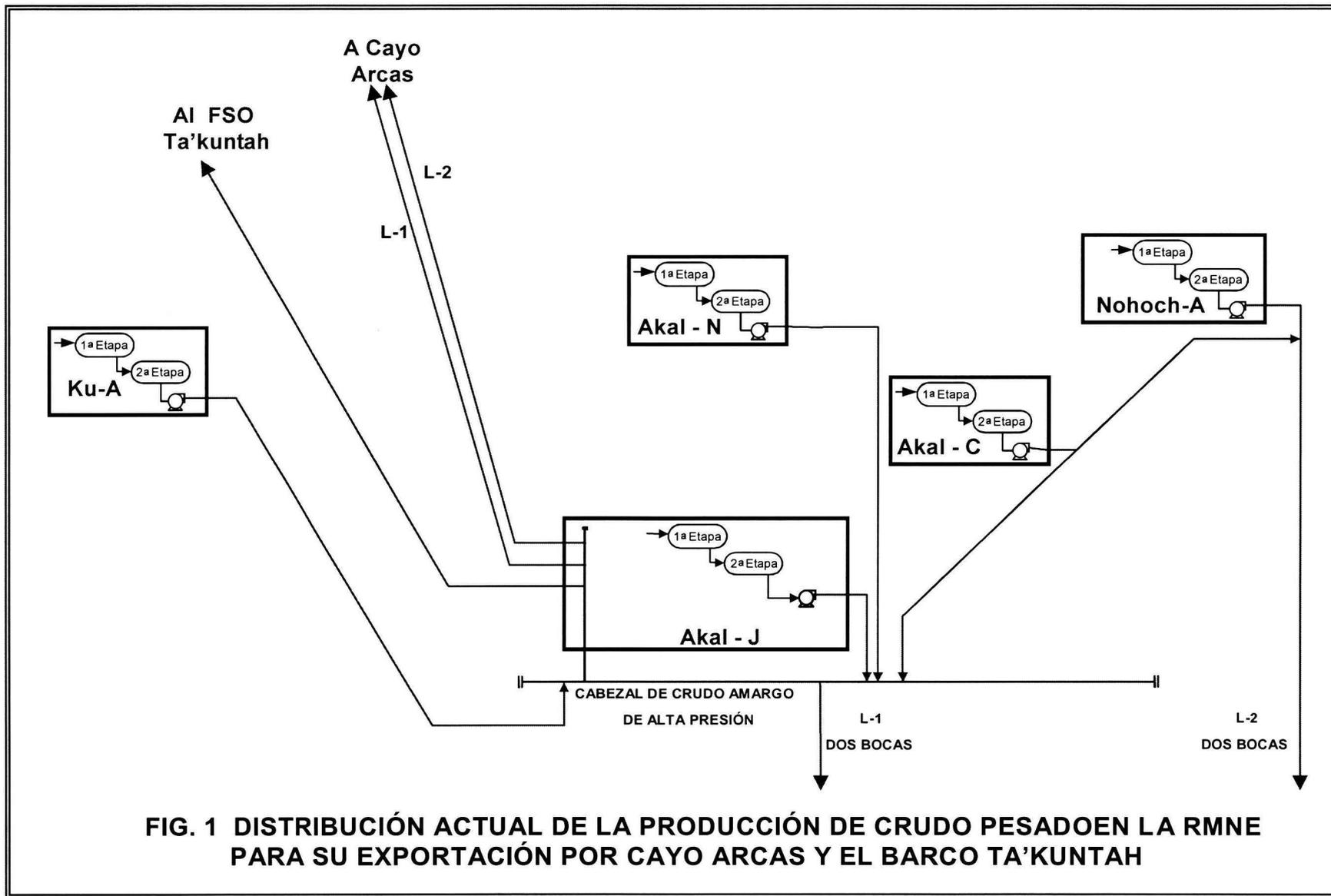


FIG. 1 DISTRIBUCIÓN ACTUAL DE LA PRODUCCIÓN DE CRUDO PESADO EN LA RMNE PARA SU EXPORTACIÓN POR CAYO ARCAS Y EL BARCO TA'KUNTAH

II.2 Planteamiento del problema

La explotación del petróleo requiere de especial atención en su manejo y procesamiento en la superficie, debido a que para su distribución transporte y comercialización, requiere cumplir con ciertos parámetros de control de calidad, como son: el contenido de agua, sales, gas disuelto y ácido sulfhídrico entre otros. Dos de los problemas que este trabajo aborda, son los relacionados con la cantidad de gas disuelto en el petróleo crudo, conocido como grado de estabilización de éste y el contenido de ácido sulfhídrico.

El proceso de estabilización del petróleo crudo inicia desde que se lleva a cabo la primer separación de las fases gaseosa y líquida, de una mezcla de hidrocarburos que proviene de los yacimientos en el subsuelo, a través de los pozos y las tuberías que la transporta hasta las instalaciones superficiales de producción conocidas como baterías de separación. Dicha estabilización del crudo continúa su proceso, conforme se somete la producción de crudo a otras etapas de separación en serie, hasta lograr ajustar el valor de la PVR al requerido para cumplir con el parámetro especificado en los contratos de comercialización de este producto.

El valor especificado para la PVR ha evolucionado con respecto al tiempo ya que anteriormente (hasta 1990) se aceptaba un valor de PVR de 9 a 12 lb/pg², lo cual no complicaba el proceso de manejo de los hidrocarburos en la superficie, debido a que la simple separación en etapas permitía lograr este grado de estabilidad del crudo.

Aún cuando se emanaban grandes volúmenes de vapores a la atmósfera, en épocas anteriores a la actual, las regulaciones gubernamentales en materia de protección al medio ambiente no exigían a las compañías petroleras a erradicar de sus procesos esta prácticas, salvo en el estado de California en los Estados

Unidos de Norteamérica. Sin embargo en la actualidad, aunque no en la mayor parte del mundo se ha especificado un valor máximo de PVR de 9 lb/pg² psiq. También las regulaciones gubernamentales para la protección del medio ambiente han entrado en vigor, no permitiendo la emanación de vapores contaminantes a la atmósfera, lo cual exige la modificación del proceso de manejo y tratamiento del crudo en la superficie.

En México el problema es más crítico, debido a que el valor la PVR estipulado en los contratos es de 6.5 lb/pg². Cabe señalar que entre menor sea este valor, se requiere que la última etapa de separación se realice ya sea a presiones muy bajas y/o a muy altas temperaturas.

Así mismo, se espera que para el año 2003 entre en vigor de manera generalizada el dar cumplimiento en el control de calidad del crudo, a un contenido máximo de 70 partes por millón (ppm) de ácido sulfhídrico en el mismo. Lo anterior en la actualidad solamente tiene vigencia para el crudo que sea exportado al Estado de California de los Estados Unidos de Norteamérica.

Ambas especificaciones acarrearán ya grandes problemas a las compañías petroleras, ya que requieren invertir grandes sumas de dinero para poder modificar sus procesos y poder así cumplir con el control de calidad exigido por sus clientes.

II.3. Planteamiento del problema y su incidencia en México

El control de calidad para la comercialización del petróleo crudo, contempla la supervisión de los límites máximos aceptables de los parámetros de las propiedades de los fluidos especificados en el contrato de compra-venta, con los cuales el vendedor está obligado a cumplir.

Actualmente se tienen serios problemas en el cumplimiento del control de la calidad exigida para la exportación de crudo a la costa Oeste de los Estados Unidos de Norteamérica (California). Estos problemas consisten en lograr la estabilización del crudo y mantener una concentración menor a las 70 ppm de ácido sulfhídrico (H_2S) en el crudo.

Es importante dar solución al problema planteado, antes de que la normatividad que actualmente es aplicable parcialmente al mercado del petróleo crudo producido por México, sea aplicado en la totalidad de las exportaciones de crudo. Así mismo, o de mayor importancia es el hecho de reducir el impacto al medio ambiente e incrementar la seguridad del personal operativo y la del equipo del proceso mismo.

Debido a que en el corto plazo, se prevé que estas restricciones sean exigidas para el crudo exportado por el Golfo de México, es importante contar anticipadamente con la mejor solución, ya que de presentarse este problema (especificación de 70 ppm como máximo de H_2S en el crudo), conducirá al pago de sanciones, reducción del precio del producto y/o costos excesivos de tratamiento, lo que representará una crisis financiera para Pemex Exploración y Producción. Otros problemas que ocasiona un proceso de tratamiento de la producción de crudo que no cumple con las especificaciones de presión de vapor Reid (6.5 lb/pg^2), ni de contenido de H_2S (70 ppm) son los siguientes:

- *Condición insegura en la operación y transporte.*
- *Pérdida de hidrocarburos de gran valor (GLP).*
- *Altos costos de tratamiento.*
- *Errores en la medición.*
- *Reclamación por la gran cantidad de vapor en los embarques.*
- *Limitaciones en el mercado para la exportación de crudo.*
- *Mala imagen de PEMEX ante la sociedad.*

Efectuando un breve análisis de la situación actual con respecto a la concentración de H₂S en el crudo de nuestro país, de no cumplir con las especificaciones de 70 ppm de H₂S en el crudo de exportación, la única solución aplicable de inmediato sería la adición de un secuestrante de H₂S (como se hace actualmente para el crudo de exportación a la Costa Oeste de Los Estados Unidos de Norte América), pero el costo es excesivo (12.7 USD/galón) y éste repercute drásticamente en las utilidades de la empresa.

Lo anterior merece que se dé especial atención a este problema de manera anticipada. En el caso de nuestro país, se requiere establecer un plan estratégico para efectuar la modificación de dicho proceso de tal manera que se minimice la inversión y se puedan obtener las máximas ventajas de ello.

CAPÍTULO III

Análisis del proceso de producción actual o del Caso Base

En este capítulo se hace un análisis del proceso de producción actual (Caso Base) en el tratamiento de los crudos de exportación de la RMNE (Figura I, del capítulo III). Este Caso Base fue necesario para determinar los costos que se tendrán si no se implementa algún proceso para cumplir con las especificaciones de partes por millón (ppm) de H₂S que serán requeridas. Consecuentemente, este Caso Base sirve como caso de referencia contra el cual comparar financieramente las alternativas de tratamiento planteadas en este proyecto: columnas agotadoras con inyección de gas dulce proveniente de la red de distribución de bombeo neumático o inyección de nitrógeno proveniente de la planta de producción de nitrógeno en Atasta.

Para cumplir con lo anterior fue necesario realizar simulaciones de proceso del Caso Base en el periodo de vida del posible proceso a implementar, en este caso hasta el 2016. Finalmente, de estas simulaciones se obtuvieron los flujos y propiedades necesarias para calcular los costos que se tendrán por el pago de penalizaciones (10% de descuento sobre el precio del crudo o rechazo del producto en su totalidad) por no cumplir con las 70 ppm o menos requeridas, para un manejo y transporte seguro hasta los centros industriales.

III.1 Análisis Técnico del Caso Base

El archivo de simulación de proceso en Pro/II utilizado para el Caso Base se muestra en la Figura II.1.1 Esta simulación de proceso fue elaborada con base en las simulaciones de proceso de cada complejo de producción Akal-J, N, C y Ku-A proporcionadas por el personal de los Activos Cantarell y Ku-Maloob-Zaap, pues

fueron de estas simulaciones donde se obtuvieron las composiciones, curvas TBP y propiedades de las corrientes de la simulación del proceso del Caso Base.

Las simulaciones de proceso multianuales del Caso Base, se muestran en las Tablas III.1.1 a la III.1.3, junto con las propiedades físicas de las corrientes más importantes calculadas en la simulación de proceso, y necesarias en la evaluación económica del Caso Base, destacando principalmente las propiedades de las corrientes de crudo a Cayo Arcas Y Ta'kuntah, pues son las diferencias en estas corrientes entre el Caso Base y las Alternativas, las que determinan principalmente la factibilidad económica de una sobre las otras.

Los pronósticos de la producción de la Tabla III.1.1 fueron proporcionados por el personal de CTO de la RMNE, con los cuales se estableció la distribución de la producción de los complejos Akal-J, Akal-N, Akal-C y Ku-A, entre Dos Bocas, Cayo Arcas y Ta'kuntah, estableciéndose arbitrariamente que la producción de Akal-J debería de ser tratada en su totalidad, puesto que es el complejo de producción huésped, y la producción faltante para satisfacer los requerimientos de Cayo Arcas y Ta'kuntah, se obtendría de la producción conjunta de los otros tres complejos de producción.

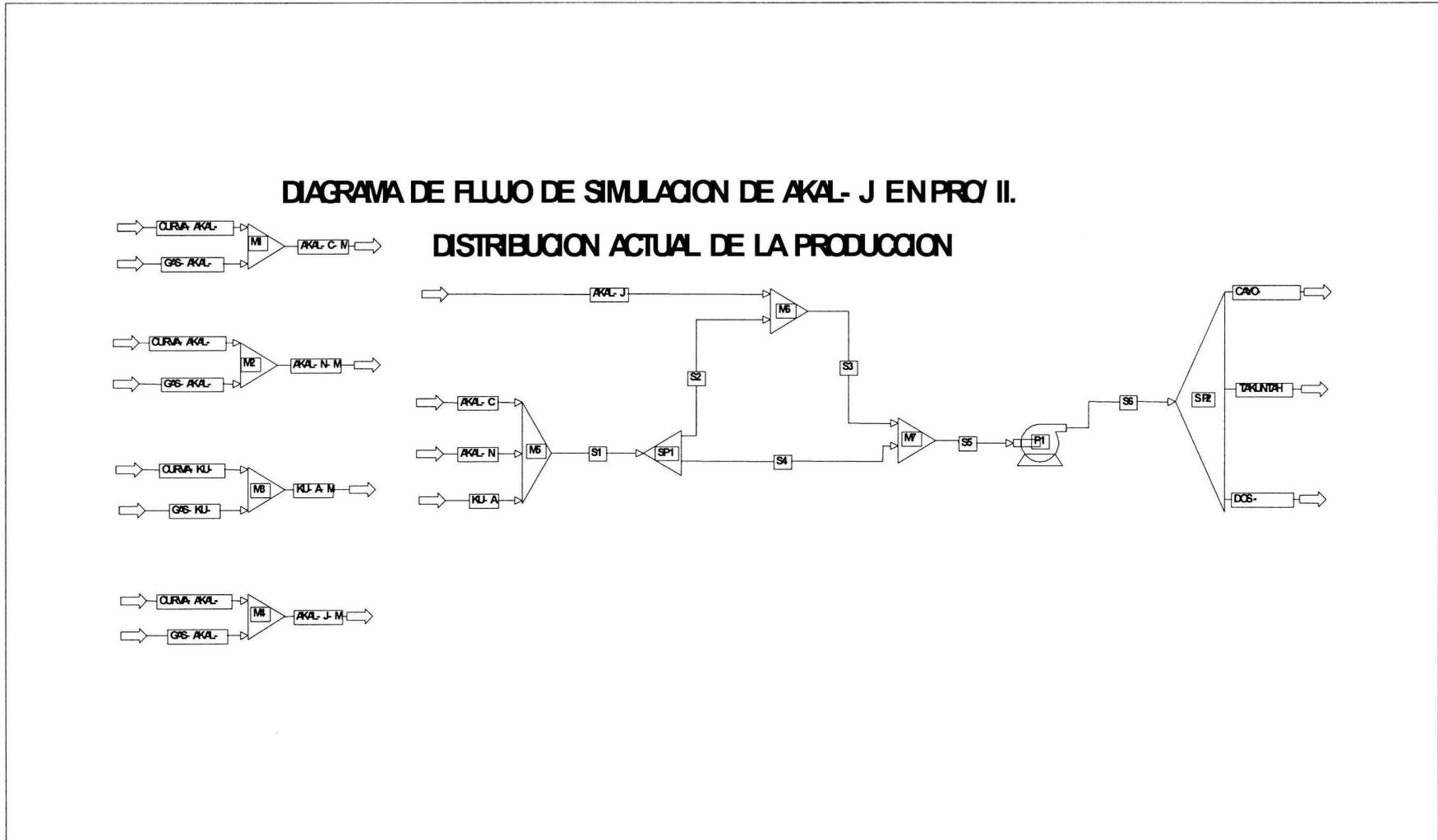


Figura III.1.1

Tabla III.1.1 Distribución de la producción

Distribución de la producción (MBPD)														
Escenario de distribución 1.	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Cayo Arcas	870	870	812	670	607	584	551	532	508	481	464	414	340	340
FSO Ta'kuntah	192	174	149	123	111	107	101	98	93	88	85	76	49	49
TOTAL	1,062	1,044	961	793	718	691	653	629	601	569	549	490	389	389
AKAL-J	466	450	375	279	149	77	54	54	54	30	27	7	7	7
AKAL-N	207	194	175	169	111	106	95	95	86	69	46	34	28	28
AKAL-C	478	381	230	101	13	0	0	0	0	0	0	0	0	0
KU-A	296	304	397	484	557	622	629	635	642	614	594	497	354	354
TOTAL	1,447	1,329	1,177	1,033	830	805	778	784	782	713	667	538	389	389
SUBTOT. KU-A+AK-N+AKC	981	879	802	754	681	728	724	730	728	683	640	531	382	382
Diferencia Cayo Arcas - Akal-J	404	420	437	391	458	507	497	478	454	451	437	407	333	333
DIFERENCIA A DOS BOCAS	385	285	216	240	112	114	125	155	181	144	118	48	0	0
AK-J A CAYO-TAKUN	466	450	375	279	149	77	54	54	54	30	27	7	7	7
KU-A , AK-N Y AK-C A CAYO TAKUN	596	594	586	514	569	614	599	575	547	539	522	483	382	382
SUBTOT. A CAYO A. - TAKUN	1,062	1,044	961	793	718	691	653	629	601	569	549	490	389	389

Tablas IV.1.3 CASO BASE:ESCENARIO DE DISTRIBUCION								
AÑO 2002					AÑO 2006			
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm	MBPD	MW	API	H2S, ppm
Producción de KU-A	270	213.196	21	149	484	213.196	21	149
Producción de AKAL-N	208	235.787	21.7	233	169	235.787	21.7	233
Producción AKAL-J	438	218.703	23.3	173	279	218.703	23.3	173
Producción de AKAL-C	485	262.857	20.6	288	101	262.857	20.6	288
S3(CRUDO SALIDA DE M6)	1063	231.458	21.9	211	793	221.907	21.9	182
A TAKUNTAH	193	233.738	21.7	218	123	222.313	21.7	183
A CAYO ARCAS	870	233.738	21.7	218	670	222.313	21.7	183
AÑO 2003					AÑO 2007			
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm	MBPD	MW	API	H2S, ppm
Producción de KU-A	296	213.196	21	149	557	213.196	21	149
Producción de AKAL-N	207	235.787	21.7	233	111	235.787	21.7	233
Producción AKAL-J	466	218.703	23.3	173	149	218.703	23.3	173
Producción de AKAL-C	478	262.857	20.6	288	13	262.857	20.6	288
S3(SALIDA DE M6)	1062	230.347	22	208	718	217.660	21.6	167
A TAKUNTAH	192	232.899	21.7	215	111	217.600	21.5	167
A CAYO ARCAS	870	232.899	21.7	215	607	217.600	21.5	167
AÑO 2004					AÑO 2008			
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm	MBPD	MW	API	H2S, ppm
Producción de KU-A	304	213.196	21	149	622	213.196	21	149
Producción de AKAL-N	194	235.787	21.7	233	106	235.787	21.7	233
Producción AKAL-J	450	218.703	23.3	173	77	218.703	23.3	173
Producción de AKAL-C	381	262.857	20.6	288	0	262.857	20.6	288
S3(SALIDA DE M6)	1044	229.202	21.96	205	691	216.473	21.3	163
A TAKUNTAH	174	230.985	21.7	210	107	216.435	21.3	163
A CAYO ARCAS	870	230.985	21.7	210	584	216.435	21.3	163
AÑO 2005					AÑO 2009			
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm	MBPD	MW	API	H2S, ppm
Producción de KU-A	397	213.196	21	149	629	213.196	21	149
Producción de AKAL-N	175	235.787	21.7	233	95	235.787	21.7	233
Producción AKAL-J	375	218.703	23.3	173	54	218.703	23.3	173
Producción de AKAL-C	230	262.857	20.6	288	0	262.857	20.6	288
S3(SALIDA DE M6)	961	225.803	21.9	194	653	216.126	21.2	161
A TAKUNTAH	149	226.658	21.7	197	102	216.089	21.2	161
A CAYO ARCAS	812	226.658	21.7	197	551	216.089	21.2	161

Tablas IV.1.3 CASO BASE:ESCENARIO DE DISTRIBUCIÓN (continuación)								
AÑO 2010					AÑO 2014			
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm	MBPD	MW	API	H2S, ppm
Producción de KU-A	635	213.196	21	149	497	213.196	21	149
Producción de AKAL-N	95	235.787	21.7	233	34	235.787	21.7	233
Producción AKAL-J	54	218.703	23.3	173	7	218.703	23.3	173
Producción de AKAL-C	0	262.857	20.6	288	0	262.857	20.6	288
S3(SALIDA DE M6)	629	216.114	21.3	161	490	214.564	21	155
A TAKUNTAH	98	216.067	21.2	161	76	214.559	21	155
A CAYO ARCAS	532	216.067	21.2	161	414	214.559	21	155
AÑO 2011					AÑO 2015			
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm	MBPD	MW	API	H2S, ppm
Producción de KU-A	642	213.196	21	149	354	213.196	21	149
Producción de AKAL-N	86	235.787	21.7	233	28	235.787	21.7	233
Producción AKAL-J	54	218.703	23.3	173	7	218.703	23.3	173
Producción de AKAL-C	0	262.857	20.6	288	0	262.857	20.6	288
S3(SALIDA DE M6)	601	215.896	21.3	161	389	214.767	21	156
A TAKUNTAH	93	215.833	21.2	160	49	214.767	21	156
A CAYO ARCAS	508	215.833	21.2	160	340	214.767	21	156
AÑO 2012					AÑO 2016			
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm	MBPD	MW	API	H2S, ppm
Producción de KU-A	614	213.196	21	149	354	213.196	21	149
Producción de AKAL-N	69	235.787	21.7	233	28	235.787	21.7	233
Producción AKAL-J	30	218.703	23.3	173	7	218.703	23.3	173
Producción de AKAL-C	0	262.857	20.6	288	0	262.857	20.6	288
S3(SALIDA DE M6)	569	215.447	21.2	159	389	214.767	21	156
A TAKUNTAH	88	215.411	21.1	158	49	214.767	21	156
A CAYO ARCAS	481	215.411	21.1	158	340	214.767	21	156
AÑO 2013								
CORRIENTE	MBPD	MW	API	H2S, ppm				
Producción de KU-A	594	213.196	21	149				
Producción de AKAL-N	46	235.787	21.7	233				
Producción AKAL-J	27	218.703	23.3	173				
Producción de AKAL-C	0	262.857	20.6	288				
S3(SALIDA DE M6)	549	214.860	21.1	156				
A TAKUNTAH	85	214.826	21.1	156				
A CAYO ARCAS	464	214.826	21.1	156				

III.2 Análisis financiero del Case Base

La evaluación financiera del proyecto de estabilización y reducción de la concentración del H₂S implica establecer las condiciones de referencia para evaluar comparativamente las alternativas de solución (al problema de la alta concentración del H₂S) con dicho caso base. Es decir, se hará una diferencia de los ingresos entre las alternativas y el caso base una a una.

El Análisis financiero del Caso Base de los Activos Cantarell y Ku-Maloob-Zaap, consiste en estimar el comportamiento económico de la RMNE en el horizonte de estudio. En este estudio, se hace un balance de los ingresos y egresos en el periodo 2003-2016.

Para efectuar el análisis financiero, se requiere un análisis incremental en el cual inicialmente sea analizado el Caso Base, obteniéndose en primer lugar, los ingresos brutos en función de la comercialización del petróleo crudo y posteriormente los egresos.

El flujo de efectivo resultado de la diferencia de los ingresos menos los costos de producción o egresos del Caso Base, se le aplique una tasa de impuestos del 70%, para obtener las utilidades del Caso Base después de impuestos

Similarmente para las alternativas, se obtienen sus ingresos, egresos o costos de producción y el flujo de efectivo, pero además se descuenta la depreciación de la inversión en línea recta, para obtener posteriormente los ingresos gravables y aplicar la tasa de impuestos ya mencionada, para obtener el flujo de efectivo después de impuestos a lo cual se le agrega la depreciación para obtener las utilidades netas del caso base.

Las premisas económicas consideradas son las siguientes:

- *Análisis del tipo incremental*
- *14 años de horizonte de estudio del proyecto (2003 -2016)*
- *Tasa de descuento del 10%*
- *Paridad Peso dólar 10.1625 \$/dólar*
- *Tasa de impuestos de 70%*
- *Precio del Crudo Maya 16.61 USD/bl.*
- *Precio del condensado de 14.64 USD/bl.*
- *Precio del gas amargo 5.14 USD/MM pcd.*
- *Tasa de inflación de 4.4 % anual.*

Con base en lo anterior, se obtiene el flujo de efectivo neto incremental de la alternativa y se determinan las utilidades netas de la alternativa correspondiente exclusivamente a las modificaciones planteadas a los sistemas de producción analizados. Las utilidades netas incrementales, se obtienen mediante el resultado de las utilidades netas de la alternativa después de impuestos menos los del Caso Base y posteriormente se hace el análisis de rentabilidad de las alternativas mediante los criterios del Valor Presente Neto (VPN), la Tasa Interna de Rendimiento o Retorno (TIR) y el Tiempo de Recuperación de la Inversión (TRI).

Ingresos Brutos del Caso Base

Los ingresos del Caso Base, corresponden al escenario de distribución del crudo exportado. En el caso de no hacer nada, se impondría una penalización de 10% sobre el precio de venta de crudo exportado por Cayo Arcas y FSO Ta'kuntah.

La determinación de los ingresos del Caso Base, se calcula con los pronósticos de producción y los pronósticos de precios en el horizonte de estudio, correspondiente a la Cartera de Cierre de 2003-2015. Las tablas III.2.2 y III.2.3 muestran los ingresos brutos por comercialización del crudo. Los ingresos brutos, se determinan multiplicando el volumen anual de crudo exportado por el precio de venta del crudo maya de 22 ° API.

Tabla III.2.2 Ingresos brutos del caso base

Escenario de distribución	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Exportación en Cayo Arcas mbd	870	870	812	670	607	584	551	532	508	481	464	414	340	340
Exportación en FSO Ta'kuntah mbd	192	174	149	123	111	107	101	98	93	88	85	76	49	49
Volumen total exportado (mbpd)	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91	1061.91
Precio de venta del crudo (Dls/Bl)	16.49	16.72	16.93	16.74	16.81	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84
Ing. Brut. del Caso base (mm usd)	6391.46	6480.61	6562.01	6488.36	6515.50	6527.12	6527.12	6527.12	6527.12	6527.12	6527.12	6527.12	6527.12	6527.12

Costos de Producción del Caso Base

Los costos de producción del Caso Base corresponden a los costos del manejo y transporte de los Crudos de Exportación de la RMNE por la Terminal Marítima de Cayo Arcas y FSO Ta'kuntah. Para efectos de evaluación económica se determinaron ponderando los costos de producción de los Activos Cantarell y Ku-Maloob-Zaap. Por tanto, estos costos corresponden a los egresos por exportaciones de dichos Activos. Con los egresos totales, se obtuvo un costo unitario por Activo y posteriormente se multiplicó por el volumen exportado para cada escenario de distribución. El costo unitario de producción obtenido fue de 3.74519 Dls/bl. El costo unitario se obtuvo como un promedio ponderado de los costos de producción de los Activos Cantarell y Ku-Maloob-Zaap que constituyen los Activos involucrados y que se muestran en la tabla III.2.4. Este costo unitario se multiplicó por el volumen de la producción exportada y se obtuvo el costo total de producción bajo los dos escenarios de distribución. Este costo unitario se determina a continuación.

Determinación de los costos de producción.

CANTARELL

$$\text{Volumen vendido} = q_{o \text{ anual}} * N_o \text{ días}$$

$$N_o \text{ días} = 365 - 61_{\text{Nov - Dic}} = 304 \text{ días}$$

$$Q_{o \text{ anual}} = 2,083 \text{ M bls/ día}$$

$$\text{Vol. vendido} = 2,083 \text{ (bl/día)} * 304 \text{ días} = 633.232 \text{ M M bls}$$

$$\text{Egresos} = 2338.4 \text{ M M dls.}$$

$$\text{Costo de producción unitario} = \text{Egresos/Vol. Vend.} = (2,338.4 \text{ mmdls})/(33.232 \text{ mm dls})$$

$$\text{Costo de producción unitario} = 3.6928 \text{ dls/bl}$$

KU-MALOOB-ZAAP

$$\text{Vol. Vendido} = q_{o \text{ anual}} \times N_{o \text{ días}}$$

$$N_{o \text{ días}} = 365 - 61(\text{Nov y Dic}) = 304 \text{ días}$$

$$Q_{o \text{ anual}} = 247 \text{ M/bl/día.}$$

$$\text{Vol. Vendido} = 247 \text{ Mbl/día} \times 304 \text{ días} = 75.088 \text{ MM bls.}$$

$$\text{Egresos} = 314.4 \text{ MM USD}$$

$$\text{Costo de producción unitario} = \text{egresos/ Vol. Vend.} = (314.4 \text{ mm dls})/(75.088 \text{ mm bls})$$

$$\text{Costo de producción unitario} = 4.1870 \text{ dls/bl}$$

Ponderando de acuerdo a volúmenes vendidos para Cantarell y KMZ.

$$\text{Costo promedio unitario de producción} = (\text{cost. prod. Cant.} \cdot (\text{Vol. Vend. Cant.}) + \text{Cot. Prod. KMZ} \cdot (\text{Vol. Vend. KMZ})) / (\text{Vol. Ven Cant.} + \text{Vol Vend KMZ})$$

$$\text{Costo promedio unitario de producción} = 3.74519 \text{ dls/bl.}$$

TABLA. III.2.4. Ingresos y egresos totales de los Activos Cantarell, Ku-Maloob-Zaap y Ek-Balam.

SIRO v10.1_11.1, ene-oct real, 28/11/01	REGIÓN (SUMA ACTIVOS)	CANTARELL	KU-MALOOB-ZAAP	EK-BALAM
Millones de dólares	REAL	REAL	REAL	REAL
INGRESOS	11,838.1	10,132.7	1,436.3	269.1
Por venta de Crudo	10,613.4	9,129.9	1,240.4	243.1
Por venta de Gas	972.2	794.4	156.9	20.9
Por venta de Condensados	252.5	208.4	38.9	5.2
Servicios	-	-	-	-
EGRESOS	2,739.0	2,338.4	314.4	86.3
GASTOS DE OPERACIÓN	1,264.6	1,118.1	118.5	28.0
Ejercicio del SIDIP*	301.6	258.7	26.6	16.2
Compras interorganismos	787.8	718.5	67.3	1.9
Servicios interorganismos	6.5	5.7	0.8	0.0
Compras productos interregiones	38.0	30.2	7.1	0.8
Compras servicios interactivos	-	-	-	-
Servicios del Corporativo	22.3	17.6	3.1	1.6
Reserva laboral	108.4	87.4	13.6	7.4
Prods. Usados en oprn y mov. Invent.	(9.8)	(9.1)	(0.6)	(0.1)
Otros gastos	9.8	9.1	0.6	0.1
Recuperación de costos (-)	-	-	-	-
GASTOS DE MANTENIMIENTO	165.7	113.2	36.9	15.6
Mantenimiento de operación	43.4	36.8	5.7	0.9
Mantenimiento no capitalizable	122.2	76.5	31.1	14.7
GASTOS INDIRECTOS DE ADMINISTRACIÓN	392.9	365.8	17.6	9.5
Corporativo	192.7	179.4	8.6	4.6
Sede PEP	111.2	103.5	5.0	2.7
Sede Regional	89.0	82.8	4.0	2.1
GASTOS DISTRIBUCIÓN Y VENTAS	299.8	254.7	39.7	5.3
Servicios interregiones	83.9	72.0	11.2	0.7
Servicios intraregión (CTO)	215.9	182.7	28.6	4.6
GASTOS VIRTUALES	616.1	486.5	101.7	27.9
Depreciación y amortización	242.5	170.6	52.2	19.7
Reserva para Expl. Y Dec. De Campos	373.6	315.9	49.5	8.2
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS	9,099.1	7,794.3	1,121.9	182.8
(-) Derechos e impuestos	8,036.9	6,884.7	991.4	159.9
UTILIDAD NETA	1,062.2	909.6	130.6	23.0
Eficiencia Administrativa	9.36	9.06	12.12	9.61
Margen de Operación (%)	76.86	76.92	78.11	67.94
Margen de utilidad neta (%)	8.97	8.98	9.09	8.53

Utilidades Netas del Caso Base

Una vez determinados, los Ingresos del Caso Base y los costos de producción, se procede a determinar las utilidades netas. En primer lugar se calcula el flujo de efectivo, considerando la penalización de 10% en el precio de venta del crudo.

Posteriormente a este flujo de efectivo se le aplicó una tasa de impuestos del 70% y fueron obtenidas las utilidades netas después de impuestos. La tabla III.2.5 y III.2.6, muestra las utilidades netas para el caso no penalizado y el penalizado.

La determinación de las utilidades netas del Caso Base servirá de fundamento para efectuar el análisis financiero de las alternativas propuestas; ya que la evaluación económica de las alternativas propuestas se hará a través de un flujo de efectivo neto incremental.

Tabla III.2.5 Utilidades netas del caso base caso no penalizado

Escenario de distribución	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Exportación en Cayo Arcas	870.00	870.00	811.55	669.84	606.96	583.87	551.34	531.52	507.51	481.03	464.02	414.05	340.37	340.00
Exportación en FSO Ta'kuntah	191.91	173.59	149.04	123.01	111.47	107.23	101.25	97.61	93.20	88.34	85.21	76.04	49.00	49.00
Volumen total anual mbd	1061.91	1043.59	960.59	792.86	718.42	691.09	652.59	629.14	600.72	569.37	549.23	490.09	389.37	389.00
Precio del crudo (uss/bl)	16.49	16.72	16.93	16.74	16.81	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84
Ing. Brut. mm usd	6391.46	6368.84	5935.90	4844.43	4408.00	4247.86	4011.20	3867.05	3692.37	3499.72	3375.90	3012.40	2393.28	2391.03
Costos de producción (mm usd)	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75
Flujo de Efectivo (mm usd)	6387.7	6365.1	5932.2	4840.7	4404.3	4244.1	4007.5	3863.3	3688.6	3496.0	3372.2	3008.7	2389.5	2387.3
Impuestos (mmusd)	4471.4	4455.6	4152.5	3388.5	3083.0	2970.9	2805.2	2704.3	2582.0	2447.2	2360.5	2106.1	1672.7	1671.1
Ut. Net. Desp. de Imp. (mmusd)	1916.3	1909.5	1779.6	1452.2	1321.3	1273.2	1202.2	1159.0	1106.6	1048.8	1011.6	902.6	716.9	716.2

Tabla III.2.6 Utilidades netas del caso base penalizado (10 %)

ESCENARIO DE DISTRIBUCIÓN	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Ingresos Brutos Totales (mm usd)	6391.46	6368.84	5935.90	4844.43	4408.00	4247.86	4011.20	3867.05	3692.37	3499.72	3375.90	3012.40	2393.28	2391.03
Ingresos Brutos penalizados (10 %) mm usd	5752.32	5731.96	5342.31	4359.99	3967.20	3823.07	3610.08	3480.35	3323.13	3149.75	3038.31	2711.16	2153.95	2151.92
Costos de producción (mm usd)	1451.62	1426.59	1313.12	1083.83	982.08	944.72	892.08	860.03	821.18	778.33	750.79	669.95	532.26	531.76
Flujo de Efectivo (mm usd)	4300.70	4305.37	4029.19	3276.16	2985.12	2878.36	2717.99	2620.32	2501.96	2371.41	2287.51	2041.20	1621.69	1620.16
Impuestos (mm usd)	3010.49	3013.76	2820.43	2293.31	2089.58	2014.85	1902.59	1834.23	1751.37	1659.99	1601.26	1428.84	1135.18	1134.11
Ut. Net. Despues de impuestos (mm usd)	1290.21	1291.61	1208.76	982.85	895.54	863.51	815.40	786.10	750.59	711.42	686.25	612.36	486.51	486.05

CAPÍTULO IV

Análisis de las alternativas de solución

La reducción del contenido de H_2S en los crudos de exportación de los complejos de producción de Akal-J, N, C y Ku-A, en columnas de desorción comúnmente conocidas con el nombre de columnas agotadoras. En la parte superior de estas columnas, se introducirá el crudo a tratar y en la parte inferior se inyectará a contracorriente el gas de inyección ya sea gas dulce o Nitrógeno que permitirá eliminar el H_2S del petróleo crudo de exportación.

El análisis técnico consiste principalmente en la determinación del tamaño de las columnas agotadoras dado por la altura y diámetro, y de la determinación de las condiciones de operación. Estos parámetros técnicos dependen de las propiedades de los crudos a tratar y del gas utilizado en el agotamiento, por lo que fue necesario realizar el análisis técnico, para cada uno de los gases propuestos a utilizar como gases de inyección, como se muestra en los siguientes apartados.

Las simulaciones de proceso utilizadas en los análisis de las diferentes alternativas, fueron proporcionadas por el personal de Pemex Exploración y Producción.

IV.1. Proceso de reducción del H₂S en los crudos de exportación de los complejos de producción Akal-J, N, C y Ku-A.

IV.1.1 Análisis Técnico

Con el objetivo de realizar el análisis técnico de la alternativa consistente en la implementación de columnas agotadoras utilizando como gas de inyección gas dulce o nitrógeno, se determinó el tamaño y las condiciones de operación de una columna que trate la producción del complejo de Producción Akal-C, por ser este caso el más crítico en cuanto a las ppm en el crudo a ser tratado, en comparación con las 233, 174 y 146 de Akal-N, J y Ku-A respectivamente.

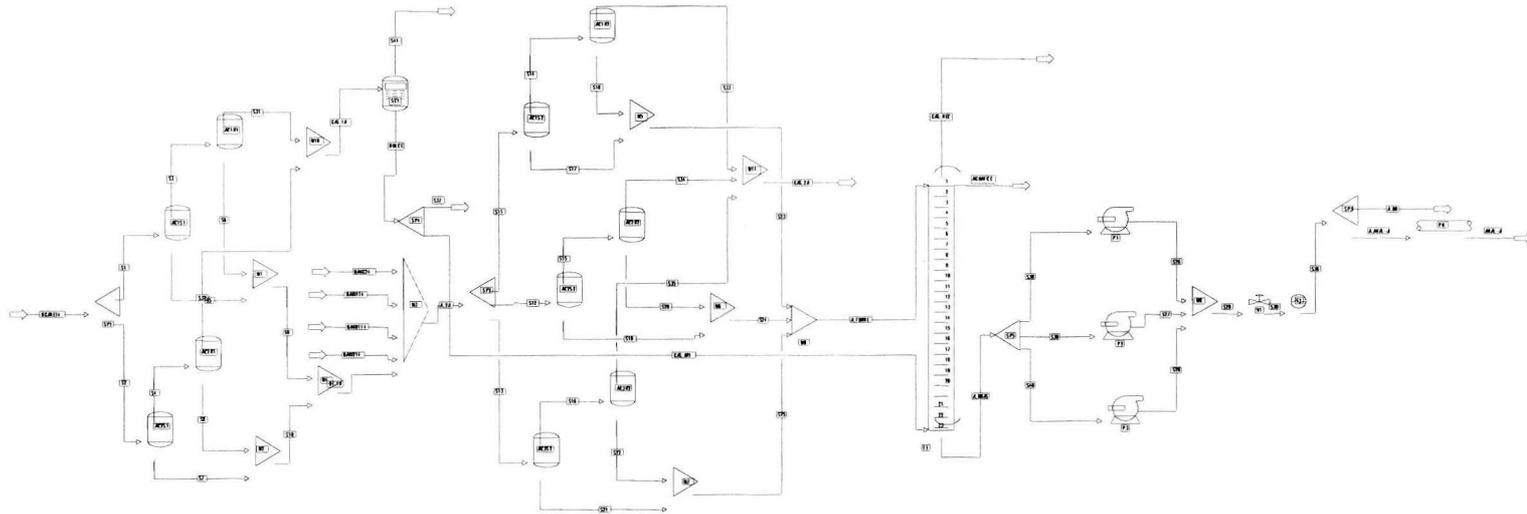
Para el diseño de la columna agotadora requerida para la reducción de la concentración de H₂S en el petróleo crudo producido en el Activo Cantarell de la Región Marina Noreste, se utilizó el proceso y las propiedades de los fluidos del complejo de producción Akal-C.

A continuación en la Tabla IV.1.1.1 se resumen los flujos, composiciones y propiedades en las corrientes entrantes y de salida de la torre de la simulación original del complejo de producción de Akal-C proporcionada Tabla IV.1.1.2. Asimismo, se anexa el diagrama de flujo de proceso de la simulación (Figura IV.1.1.1.1).

Tabla IV.1.1.1 Composiciones y propiedades de la simulación original.

Stream Name	A_TORRE	GAS_INY	GAS_REC	A_BBAS
Phase	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature C	66.45	41.00	65.61	64.57
Pressure kg/cm ²	1.43	4.03	1.03	1.03
Composición				
H2S	0.0026	0.0000	0.0297	0.0000
CO2	0.0003	0.0379	0.0103	0.0002
N2	0.0000	0.0149	0.0035	0.0000
METHANE	0.0015	0.5746	0.1403	0.0016
ETHANE	0.0062	0.1648	0.0902	0.0020
PROPANE	0.0220	0.1052	0.2308	0.0045
IBUTANE	0.0062	0.0101	0.0428	0.0028
BUTANE	0.0311	0.0341	0.1711	0.0182
IPENTANE	0.0192	0.0125	0.0559	0.0156
PENTANE	0.0293	0.0114	0.0695	0.0251
HEXANE	0.0500	0.0076	0.0481	0.0492
NBP 92	0.0227	0.0044	0.0103	0.0235
NBP 113	0.0270	0.0025	0.0060	0.0284
NBP 139	0.0264	0.0010	0.0024	0.0280
NBP 161	0.0248	0.0004	0.0010	0.0264
NBP 181	0.0208	0.0001	0.0004	0.0222
NBP 201	0.0175	0.0000	0.0001	0.0188
NBP 220	0.0164	0.0000	0.0001	0.0176
NBP 239	0.0144	0.0000	0.0000	0.0154
NBP 258	0.0139	0.0000	0.0000	0.0149
NBP 275	0.0120	0.0000	0.0000	0.0128
NBP 291	0.0102	0.0000	0.0000	0.0109
NBP 305	0.0094	0.0000	0.0000	0.0101
NBP 316	0.0094	0.0000	0.0000	0.0101
NBP 328	0.0083	0.0000	0.0000	0.0089
NBP 342	0.0073	0.0000	0.0000	0.0078
NBP 355	0.0066	0.0000	0.0000	0.0071
NBP 366	0.4198	0.0000	0.0000	0.4492
NBP 378	0.0055	0.0000	0.0000	0.0058
NBP 391	0.0051	0.0000	0.0000	0.0055
NBP 401	0.0046	0.0000	0.0000	0.0049
NBP 411	0.0043	0.0000	0.0000	0.0046
NBP 421	0.0041	0.0000	0.0000	0.0044
NBP 430	0.0038	0.0000	0.0000	0.0041
NBP 758	0.1299	0.0000	0.0000	0.1390
H2O	0.0075	0.0185	0.0874	0.0003
Total Mass Rate Lb/day	140804832.00	264386.00	1843293.50	139225920.00

IV.1.1.1.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLATAFORMA AKAL-C
(Proceso originalmente planteado por la



IV.1.1.2 Simulación original

Corriente	Ubicación	Qo MBPD	Qg MMPCD @ c.s	H ₂ S ppm
A_TORRE	PLATO 1	430.831	3.278	288.1
GAS_INY	FONDO	-----	3.707	0.000
GAS_REC	DOMO	-----	15.19	21900
A_BBAS	FONDO	425.081	-----	0.8

IV.1.2 Diseño Preliminar de una Columna de Platos para la Reducción del contenido de H₂S en el crudo de Exportación.

Por lo anteriormente expuesto, se hizo necesario realizar un análisis para efectuar el dimensionamiento de la torre agotadora, considerando como restricción que la concentración de H₂S en el petróleo crudo sea menor de 70 ppm, además de que con él, fue posible solicitar una cotización con diferentes fabricantes, considerando los casos: 100 y 200 MBPD, lo cual se presenta a continuación.

El diseño Preliminar de una Columna de Platos consiste de dos etapas, divididas a su vez en varios pasos. La primer etapa consiste en la determinación de la altura de la columna, para lo cual es necesario calcular el número de platos de la columna. El número de platos depende del grado de separación requerido o ppm de H₂S en el crudo para este caso, y de las condiciones a las cuales operará la columna: temperatura, presión y la relación de flujos de gas y crudo. Las ppm de H₂S son fijadas por las necesidades del proceso (< 70), pero las condiciones de operación tienen que ser fijadas de tal forma que la implementación de la columna sea óptima, situación que solamente puede establecerse realizando un análisis y diseño riguroso tanto del proceso como de la columna, pero para diseños preliminares cuyo objetivo es la estimación de costos se recurre a heurísticas para fijar tales condiciones de operación, las cuales se describen a continuación.

Presión de Operación de la Columna. Entre menor sea la presión en este tipo de columnas el número de platos requeridos para la separación es menor, pero el límite inferior para fijar la presión está determinado por los requerimientos de compresión y bombeo de las corrientes de alimentación como las de productos. Partiendo del hecho de que la presión de succión de los módulos de compresión en los complejos es aproximadamente de 5.5 kg/cm²g, fijar como presión de operación la presión atmosférica en la columna, representaría una relación de compresión de aproximadamente 6.2 ($R_c = P_{desc}/P_{suc}$), que rebasa el límite superior recomendado de 5, por lo que es necesario incrementar la presión de la columna. Un aumento de 0.5 kg/cm²g en la presión de la columna reduce la relación de compresión a aproximadamente 4.3, cumpliendo con la recomendación anterior, además deja aproximadamente 0.5 kg/cm² g de caída de presión entre el separador de 2^a etapa y la columna, la cual fue determinada por medio del simulador PRO II, que de acuerdo con un primer cálculo sería suficiente para no utilizar bombeo en la alimentación de crudo (proveniente de la segunda etapa) a la columna, si la presión en el separador es de 1 kg/cm² g. En conclusión la presión de la columna se fijó de 0.5 kg/cm²g (1.5332 kg/cm²a), con la intención de maximizar el aprovechamiento del equipo disponible.

Flujos de gas y crudo. Para un cierto flujo de crudo se pueden fijar diferentes flujos de gas obteniéndose dimensiones de la columna diferentes en cada caso. Por lo que para determinar el número de platos de la columna se recomienda utilizar mejor la relación molar entre tales flujos:

$$L/V = \text{Moles totales de Líquido} / \text{Moles totales de Gas}$$

Además en las columnas de desorción o agotadoras como es el caso, se utiliza otro parámetro para caracterizar el funcionamiento de la columna, conocido como factor de absorción (A_i):

$$A_i = \frac{L}{VK_i}$$

donde

A_i = factor de absorción del compuesto i

K_i = constante de equilibrio del compuesto i a una temperatura y presión promedio.

Se recomienda que el factor de absorción de una columna en promedio, debe estar comprendido entre 1.25 y 2 (ver referencia 3) para que el dimensionamiento sea óptimo, pero de acuerdo con nuestros cálculos un factor de absorción de 0.6 en promedio, abate el número de platos en el caso de la utilización de gas dulce.

Para determinar las propiedades necesarias de las corrientes, y calcular la eficiencia global de la columna, es necesario primero simular las columnas agotadoras con el número más pequeño posible de platos teóricos, que en este caso fue de 1. Con las propiedades calculadas de esta columna de platos ideales, se calcula la eficiencia global (E_o) utilizando correlaciones, cuyo valor para el caso de gas dulce fue de 0.079. La eficiencia global mencionada se define mediante la ecuación 1.

$$E_o = \frac{N_T}{N_R}$$

$$\log(E_o) = 1.60 - 0.38 \log\left(\frac{K_i MW_L \mu_L}{\rho_L}\right) + 0.25 \log\left(\frac{L}{V}\right) + 0.09\left(S_M + \frac{c}{2}\right) \dots\dots\dots \text{ec. (1)}$$

donde:

N_T = número de platos teóricos o ideales

N_R = número de platos reales

MW_L = peso molecular promedio del líquido

μ_L = viscosidad promedio del líquido, cP

ρ_L = densidad promedio del líquido lb/ft³

L = flujo molar del líquido promedio

V = flujo molar del vapor promedio

$S_M + c/2$ = altura del líquido claro, ft

Calculada la eficiencia global, de la expresión anterior se determina el número de platos reales de la columna, obteniéndose en el presente caso columnas de 14 platos reales, valor que se incrementa a 15 como factor de seguridad.

Para determinar las propiedades de los fluidos en la columna de platos reales, iterativamente se ajusta la eficiencia para cada plato hasta que se obtenga el grado de separación determinado previamente en la columna ideal de un plato, en el presente caso se obtuvo una eficiencia por plato de 0.13 que se encuentra dentro del rango típico de eficiencias para este tipo de columnas entre 0.1 – 0.2.

Una vez que se conoce el número de los platos reales de una columna y las propiedades de las corrientes en ella, se procede a determinar el diámetro de la columna, diámetro que depende de los flujos a manejar, del tipo y geometría del plato seleccionado. Para el cálculo del diámetro de la columna existen procedimientos bien establecidos, implementadas en PRO/II, con los cuales se determinaron los diámetros de las presentes columnas en el caso de la utilización de gas dulce de la red de distribución de bombeo neumático Tabla IV.1.2.1. Las simulaciones para las columnas de 200 MBD y 100 MBD se muestran en las Tablas IV.1.2.2 y IV.1.2.3.

A continuación se resumen los flujos, composiciones y propiedades en las corrientes entrantes y de salida de la torre de las simulaciones del complejo de producción de Akal-C considerando las nuevas condiciones de operación propuestas Tablas IV.1.2.4 y IV.1.2.5. Asimismo se anexa el diagrama de flujo de proceso modificado de la simulación en PRO/II. (Fig. IV.1.2.1.1).

Tabla IV.1.2.1 Diámetros de las columnas.

Qo MBPD	Diámetro, m, platos de válvulas
200	3.7
100	2.6

Tabla IV.1.2.2 Simulación para 200 MBPD

Corriente	Ubicación	Qo MBPD	Qg MMPCD @ c.s.	H ₂ S ppm
A_TORRE_15	PLATO 1	199.379	1.050	288.1
GAS_INY_15	FONDO	-----	7.942	0.000
GAS_REC_15	DOMO	-----	9.044	17900
A_BBAS_15	FONDO	198.337	-----	63.2

Tabla IV.1.2.3 Simulación para 100 MBPD

Corriente	Ubicación	Qo MBPD	Qg MMPCD @ c.s.	H ₂ S ppm
A_TORRE_15	PLATO 1	99.690	0.525	288.1
GAS_INY_15	FONDO	-----	3.985	0.000
GAS_REC_15	DOMO	-----	4.516	17900
A_BBAS_15	FONDO	99.177	-----	63.3

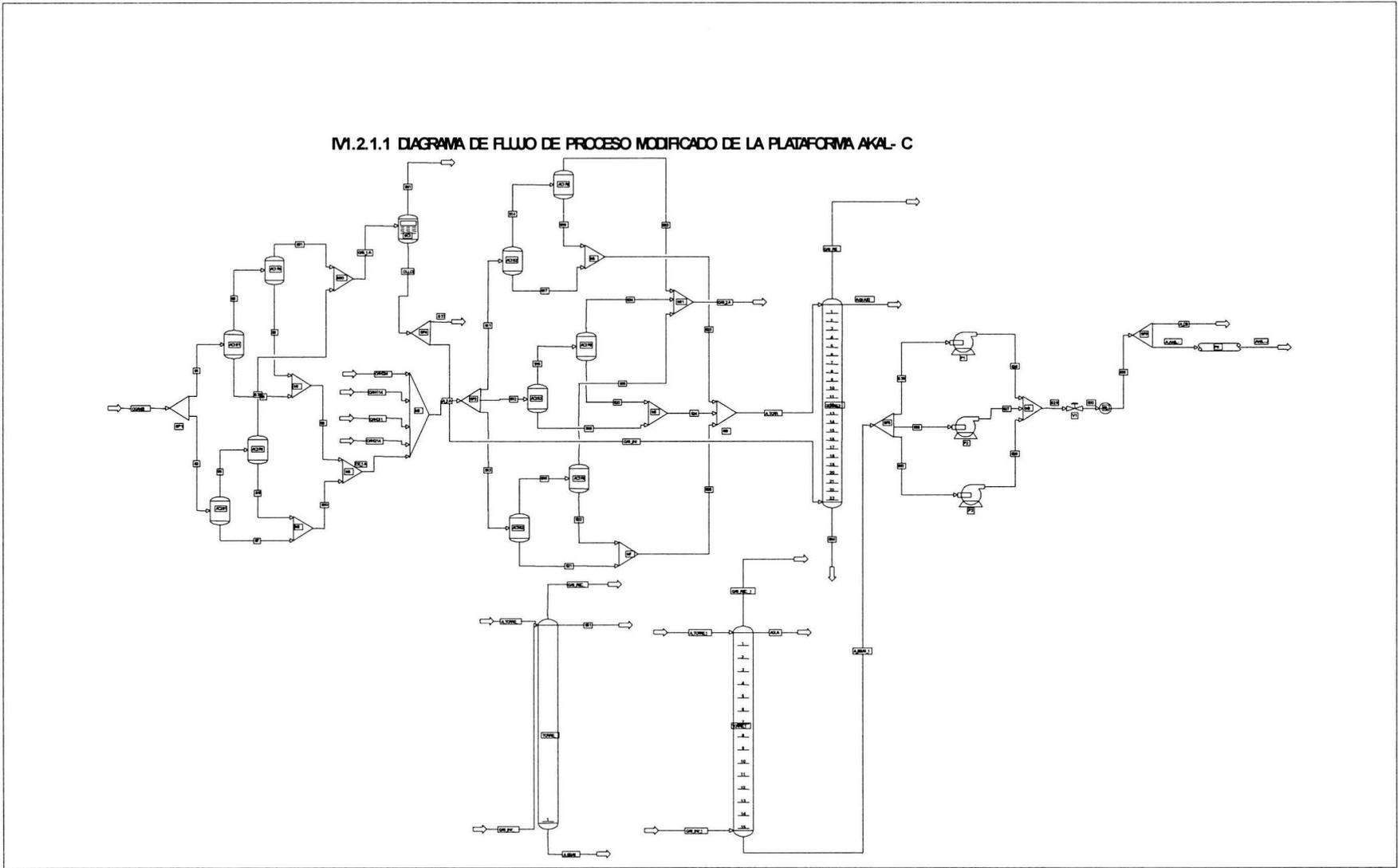
Tabla IV.1.2.4 Composiciones y propiedades de las corrientes de la simulación para 200 MBPD

Stream Name	A_TORRE_15	GAS_INY_15	GAS_REC_15	A_BBAS_15
Phase	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature C	66.45	41.00	65.09	64.91
Pressure kg/cm ²	1.60	4.03	1.53	1.65
Composición				
H2S	0.0026	0.0000	0.0181	0.0006
CO2	0.0003	0.0000	0.0026	0.0000
N2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE	0.0015	0.9800	0.4836	0.0443
ETHANE	0.0062	0.0200	0.0509	0.0025
PROPANE	0.0220	0.0000	0.1331	0.0072
IBUTANE	0.0062	0.0000	0.0255	0.0034
BUTANE	0.0311	0.0000	0.1040	0.0197
IPENTANE	0.0192	0.0000	0.0356	0.0154
PENTANE	0.0293	0.0000	0.0447	0.0246
HEXANE	0.0500	0.0000	0.0318	0.0471
NBP 92	0.0227	0.0000	0.0068	0.0223
NBP 113	0.0270	0.0000	0.0040	0.0269
NBP 139	0.0264	0.0000	0.0016	0.0265
NBP 161	0.0248	0.0000	0.0007	0.0250
NBP 181	0.0208	0.0000	0.0003	0.0210
NBP 201	0.0175	0.0000	0.0001	0.0178
NBP 220	0.0164	0.0000	0.0000	0.0166
NBP 239	0.0144	0.0000	0.0000	0.0146
NBP 258	0.0139	0.0000	0.0000	0.0141
NBP 275	0.0120	0.0000	0.0000	0.0121
NBP 291	0.0102	0.0000	0.0000	0.0103
NBP 305	0.0094	0.0000	0.0000	0.0096
NBP 316	0.0094	0.0000	0.0000	0.0095
NBP 328	0.0083	0.0000	0.0000	0.0084
NBP 342	0.0073	0.0000	0.0000	0.0074
NBP 355	0.0066	0.0000	0.0000	0.0067
NBP 366	0.4198	0.0000	0.0000	0.4256
NBP 378	0.0055	0.0000	0.0000	0.0055
NBP 391	0.0051	0.0000	0.0000	0.0052
NBP 401	0.0046	0.0000	0.0000	0.0047
NBP 411	0.0043	0.0000	0.0000	0.0044
NBP 421	0.0041	0.0000	0.0000	0.0041
NBP 430	0.0038	0.0000	0.0000	0.0039
NBP 758	0.1299	0.0000	0.0000	0.1317
H2O	0.0075	0.0000	0.0567	0.0012
Total Mass Rate lb/day	65065712.00	341615.97	819894.44	64587440.00

Tabla IV.1.2.5 Composiciones y propiedades de las corrientes de la simulación para 100 MBPD

Stream Name	A_TORRE_15	GAS_INY_15	GAS_REC_15	A_BBAS_15
Phase	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature C	66.45	41.00	65.09	64.91
Pressure kg/cm ²	1.60	4.03	1.53	1.67
Composición				
H2S	0.0026	0.0000	0.0181	0.0006
CO2	0.0003	0.0000	0.0026	0.0000
N2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE	0.0015	0.9800	0.4833	0.0447
ETHANE	0.0062	0.0200	0.0509	0.0025
PROPANE	0.0220	0.0000	0.1332	0.0072
IBUTANE	0.0062	0.0000	0.0255	0.0034
BUTANE	0.0311	0.0000	0.1041	0.0197
IPENTANE	0.0192	0.0000	0.0356	0.0154
PENTANE	0.0293	0.0000	0.0447	0.0246
HEXANE	0.0500	0.0000	0.0318	0.0471
NBP 92	0.0227	0.0000	0.0068	0.0223
NBP 113	0.0270	0.0000	0.0040	0.0269
NBP 139	0.0264	0.0000	0.0016	0.0265
NBP 161	0.0248	0.0000	0.0007	0.0250
NBP 181	0.0208	0.0000	0.0003	0.0210
NBP 201	0.0175	0.0000	0.0001	0.0178
NBP 220	0.0164	0.0000	0.0000	0.0166
NBP 239	0.0144	0.0000	0.0000	0.0146
NBP 258	0.0139	0.0000	0.0000	0.0141
NBP 275	0.0120	0.0000	0.0000	0.0121
NBP 291	0.0102	0.0000	0.0000	0.0103
NBP 305	0.0094	0.0000	0.0000	0.0096
NBP 316	0.0094	0.0000	0.0000	0.0095
NBP 328	0.0083	0.0000	0.0000	0.0084
NBP 342	0.0073	0.0000	0.0000	0.0074
NBP 355	0.0066	0.0000	0.0000	0.0067
NBP 366	0.4198	0.0000	0.0000	0.4253
NBP 378	0.0055	0.0000	0.0000	0.0055
NBP 391	0.0051	0.0000	0.0000	0.0052
NBP 401	0.0046	0.0000	0.0000	0.0047
NBP 411	0.0043	0.0000	0.0000	0.0044
NBP 421	0.0041	0.0000	0.0000	0.0041
NBP 430	0.0038	0.0000	0.0000	0.0039
NBP 758	0.1299	0.0000	0.0000	0.1316
H2O	0.0075	0.0000	0.0567	0.0012
Total Mass Rate lb/day	32532904.00	171396.88	409489.16	32294816.00

IV.2.1.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO MODIFICADO DE LA PLATAFORMA AKAL- C



Para el caso del uso de nitrógeno como gas de inyección a la columna de agotamiento, se siguen los mismos pasos descritos anteriormente para determinar el número de platos y el diámetro de la columna. Obteniéndose los siguientes resultados, como se muestran en la Tabla IV.1.2.6.

Tabla IV.1.2.6 Constantes para determinar el número de platos y el diámetro de las columnas

Concepto	Valor
Factor de absorción, A_i (1 plato teórico)	0.6
Eficiencia global, E_o	7.73 %
Platos reales, N_R	15
Eficiencia por plato	25%

Con fines de comparación con el caso de gas dulce de la red de distribución de bombeo neumático, a continuación se muestran los resultados obtenidos para tratar 200 MBPD utilizando Nitrógeno como gas dulce de inyección, Tabla IV.1.2.7.

Tabla IV.1.2.7 Simulación para 200 MBPD con Nitrógeno

Corriente	Ubicación	Q_o MBPD	Q_g MMPCD @ c.s.	H_2S ppm
A_TORRE_15	PLATO 1	199.379	1.050	288.1
GAS_INY_15	FONDO	-----	4.206	0.000
GAS_REC_15	DOMO	-----	8.489	16468
A_BBAS_15	FONDO	196.993	-----	60.00

Para 200 MBPD el diámetro de la torre calculado con las simulaciones de PRO/II fue de 3.5 m, que si se compara con los 3.7 m de diámetro de la torre calculados para las mismas condiciones pero con gas de BN, se justifica la cotización de las columnas basándose en los resultados obtenidos con gas dulce.

Aunque desde el punto de vista técnico la instalación de columnas agotadoras que utilicen gas dulce es factible para cada complejo de producción por separado, desde el punto de vista económico es preferible tratar la producción de manera centralizada en el complejo de producción Akal-J.

Manejando la producción de los complejos involucrados centralizada en Akal-J, los requerimientos de gas de inyección en las columnas serán menores, así como una menor inversión en equipos adicionales requeridos para eliminar el H₂S en el crudo de exportación.

IV.1.3 Análisis de costos de tratar la producción de Akal-C, J,N y Ku-A, en sus mismas instalaciones.

En este apartado se realizó el análisis de costos para determinar la factibilidad de instalar torres agotadoras en cada uno de los complejos involucrados con la finalidad de reducir la concentración del ácido sulfhídrico (H₂S) en el crudo de exportación.

El crudo proveniente de las plataformas satélites es sometido a una segunda etapa de separación en los complejos Akal-C, Akal-J, Akal-N y Ku-A. Posteriormente, estos crudos se envían a exportación a Cayo Arcas, y al barco de almacenamiento "FSO Ta'kuntah" y el remanente se envía a la Terminal Marítima de Dos Bocas.

La opción de llevar a cabo el tratamiento de la producción en cada uno de los complejos, conlleva estimar las inversiones que se harían por complejo. Aunado a las inversiones, se requiere determinar los costos totales que implicaría tratar la producción mediante torres agotadoras de manera segregada.

Si se llevan a cabo las operaciones de proceso de manera segregada, se necesitarían: un tetrápodo para cada complejo con su respectivo trípode y puente para quemador, torres agotadoras y sus equipos auxiliares. En cada tetrápodo se instalarían las torres agotadoras en función del volumen de producción del complejo correspondiente, como se muestra en la Tabla IV.1.3.1.

De acuerdo con los pronósticos de producción de los complejos involucrados, Tabla IV.1.3.1, se necesitaría la siguiente cantidad de torres de agotamiento por complejo: Akal-C requeriría dos torres de 200 MBPD y una de 100 MBPD; Akal-J, requeriría dos torres de 200 MBPD y una de 100 MBPD; Akal-N utilizaría una torre de 200 MBPD y otra de 100 MBPD y finalmente, Ku-A necesitaría tres torres de 200 MBPD y otra de 100 MBPD.

Con base en lo anterior, se requieren en total: 4 tetrápodos y 4 trípodes con puente; 8 torres de 200 MBPD y 4 torres de 100 MBPD para tratar la producción de manera segregada. Además de estos equipos se requerirían ductos y válvulas, paquetes de regulación de presión y sistemas contra incendio, etcétera.

Tabla. IV.1.3.1. Pronósticos de producción por complejo de la RMNE.

PRONOSTICOS DE PRODUCCIÓN POR COMPLEJO (MBPD)					
Año	Akal-C	Akal-J	Akal-N	Ku-A	TOTAL (MBPD)
2003	478	466	207	296	1447
2004	381	450	194	304	1329
2005	230	375	175	397	1177
2006	101	279	169	484	1033
2007	13	149	111	557	830
2008	-	77	106	622	805
2009	-	54	95	629	778
2010	-	54	95	635	784
2011	-	54	86	642	782
2012	-	30	69	614	713
2013	-	27	46	594	667
2014	-	7	34	497	538
2015	-	7	28	354	389
2016	-	7	28	354	389

La Tabla IV.1.3.2, muestra un estimado de la inversión requerida, para llevar a cabo el tratamiento de la producción de manera segregada. Esta tabla muestra los costos unitarios y los costos totales de: los tetrápodos; trípodes y puentes; y torres agotadoras. Los 4 tetrápodos requeridos tienen un costo total de 70.78 millones de USD. Los 4 trípodes y puentes tienen un costo total de 32 millones de USD. Finalmente, el costo global de las 12 torres a gotadoras que se utilizarían para llevar a cabo el proceso de agotamiento del H_2S , tienen un costo total de 4.654 millones de USD.

Tabla. IV.1.3.2 Costos de equipos requeridos, en millones de USD.

Descripción	Cantidad	Costo unit. mmusd	Costo tot. mmusd
Akal-C			
Tetrápodo	1	17.695	17.695
Trípode y Puente	1	8.0	8.0
Torre Agot. De 200 MBPD	2	0.425	0.85
Torre Agot. De 100 MBPD	1	0.3135	0.3135
Akal - J			
Tetrápodo	1	17.695	17.695
Trípode y Puente	1	8.0	8.0
Torre Agot. de 200MBPD	2	0.425	0.85
Torre Agot. de 100 MBPD	1	0.3135	0.3135
Akal - N			
Tetrápodo	1	17.695	17.695
Trípode y puente	1	8.0	8.0
Torre Agot. de 200MBPD	1	0.425	0.425
Torre Agot 100 MBPD	1	0.3135	0.3135
Ku - A			
Tetrápodo	1	17.695	17.695
Trípode y puente	1	8.0	8.0
Torre Agot. de 200 MBPD	3	0.425	1.275
Torre Agot. de 100 MBPD	1	0.3135	0.3135
-			-
SUBTOTAL			107.434

De la Tabla IV.1.3.2, se observa que la inversión inicial requerida únicamente de estos equipos es de 107.434 millones de USD. Por consiguiente, si se adiciona el costo de los equipos auxiliares como líneas, válvulas, paquetes de regulación de presión, modificación a cabezales, turbocompresores, turbobombas y sistema contra incendio; la inversión en la opción segregada sería todavía mayor.

Por lo anterior, el tratamiento de la producción por complejo es más costoso que la opción centralizada. Este argumento, queda más claro con la teoría de las economías de escala (operar varios centros de proceso es siempre más caro que un solo centro de proceso que englobe a los mismos). Por consiguiente, el proceso centralizado requeriría menor cantidad de equipos y por tanto menor inversión inicial.

Finalmente, la opción de reducir la concentración del ácido sulfhídrico de manera centralizada es mejor que la opción segregada desde el punto de vista técnico y económico. Por tanto, se decidió realizar el estudio de factibilidad técnico y económico para tratar la producción de la RMNE de manera centralizada en el complejo de producción Akal-J en una nueva plataforma de producción.

IV.2 Centralización de la producción de los complejos involucrados en las inmediaciones de Akal-J.

Como alternativa, el agotamiento de la producción centralizada en Akal-J, tiene ventajas inherentes, con respecto a tratar el crudo por separado en cada uno de los cuatro complejos de producción involucrados: Akal-C, N, J y Ku-A.

Estas ventajas son en primer lugar, que sólo se trataría la producción requerida por Cayo Arcas y Ta'kuntah, y no toda la producción de los cuatro complejos de producción, lo cual no es necesario, puesto que la estación Marítima de Dos Bocas, contará próximamente con sus propias instalaciones para el agotamiento y estabilización del crudo proveniente de Akal-J. Además tratar la producción total de los complejos en Akal-J, se traduce en diseñar instalaciones para manejar la producción histórica máxima de la RMNE, en cambio tratar la producción separadamente, es decir, en cada uno de los complejos de producción, significa diseñar instalaciones para manejar la producción histórica máxima de cada complejo, que sumadas representan diseñar instalaciones para manejar una producción mayor.

Al ser necesario manejar menos producción con la centralización en Akal-J, los requerimientos de gas de inyección a las columnas serán menores, así como sus requerimientos de compresión y manejo; aunque lamentablemente en el caso de la producción tratada, se requerirían equipo de bombeo adicional al ya disponible, para rebombear la producción hacia Cayo Arcas y Ta'kuntah, dadas las bajas presiones que se tendrían en la descarga de las columnas.

Como ventaja adicional, manejar la producción en Akal-J, permite tener flexibilidad en el manejo de la producción puesto que es en esta plataforma en la que se realiza la distribución de la producción entre Dos Bocas, Cayo Arcas y Ta'kuntah.

En la Figura IV.2.1, se muestra cómo quedaría el esquema de la distribución de la producción de la RMNE, con la instalación de columnas agotadoras para tratar la producción total en Akal-J; y en la Figura IV.2.2, se muestra el esquema de simulación respectivo. El archivo de simulación se generó introduciendo una columna de 15 platos reales en el archivo de simulación para el Caso Base.

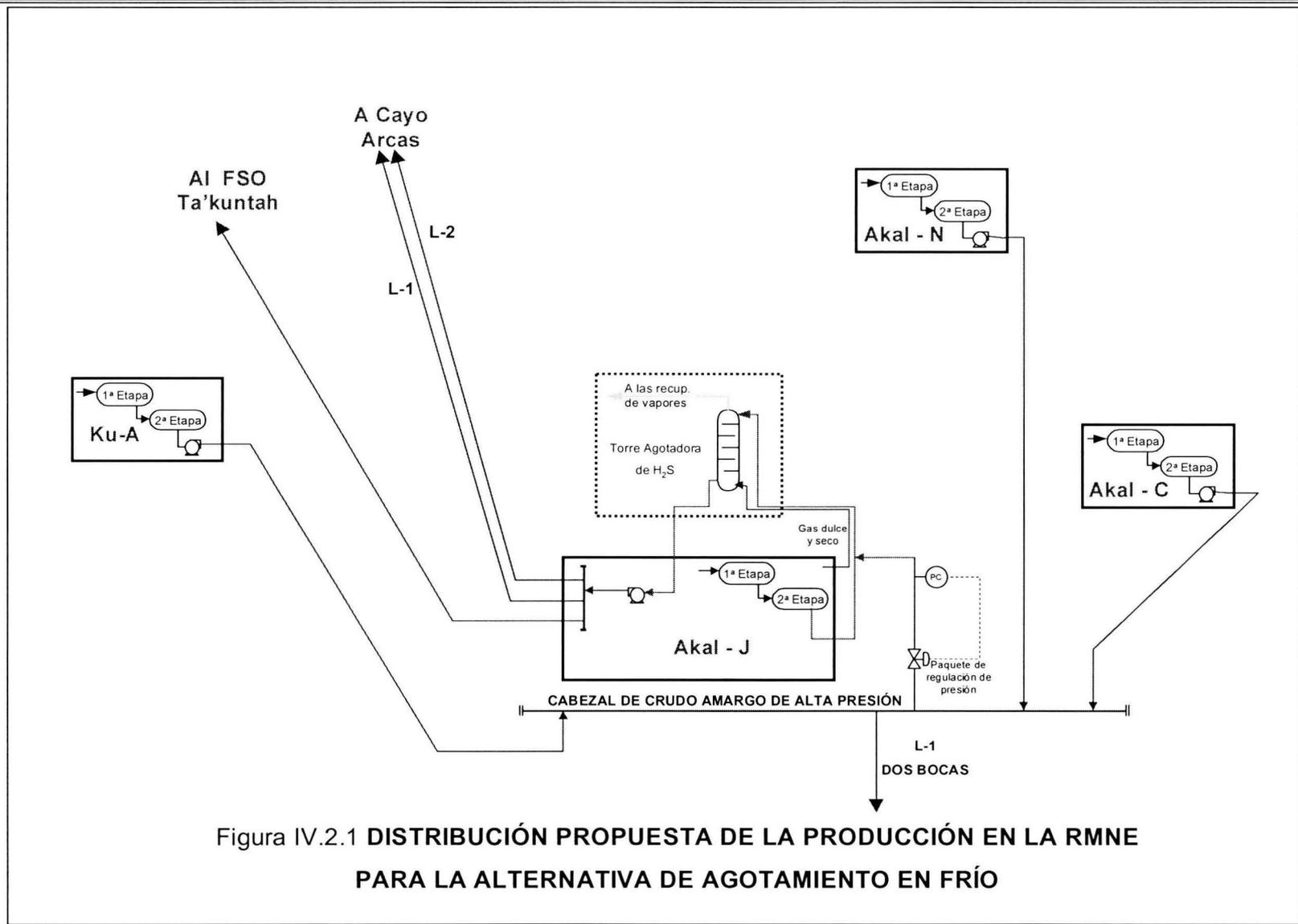


Figura IV.2.1 DISTRIBUCIÓN PROPUESTA DE LA PRODUCCIÓN EN LA RMNE PARA LA ALTERNATIVA DE AGOTAMIENTO EN FRÍO

DIAGRAMA DE FLUJO DE SIMULACION DE AKAL-J EN PRO/II
 PARA LA ALTERNATIVA DE AGOTAMIENTO EN FRIO

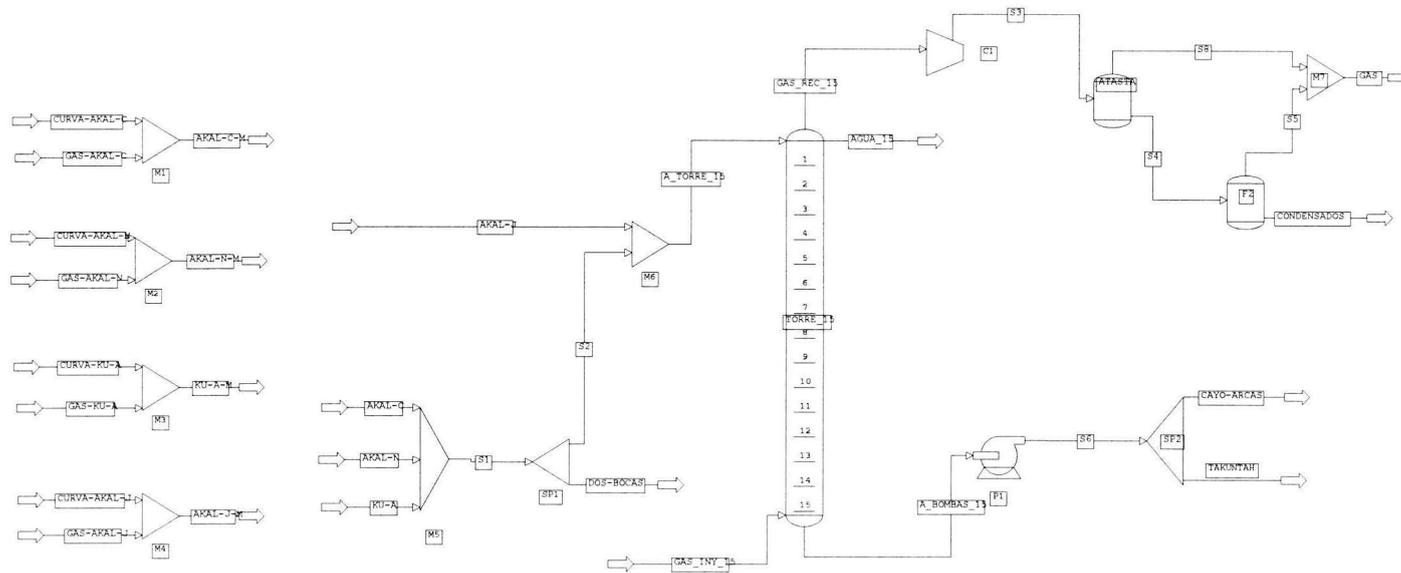


Figura IV.2.2

IV.3. Alternativa 1 . Reducción del ácido sulfhídrico con inyección de gas dulce en torres de platos del crudo de exportación en el complejo de producción Akal-J del Activo Cantarell de la Región Marina Noreste

IV.3.1 Análisis Técnico

Al observar los resultados obtenidos en las simulaciones del Caso Base, se tiene que las ppm de H₂S en el crudo a tratar en la columna no excede al caso crítico de Akal-C con 288 ppm, el cual fue tomado como base para el dimensionamiento de la columna de 15 platos reales, de aquí que la columna de 15 platos reales tenga la capacidad de disminuir las ppm de H₂S de la producción centralizada en Akal-J, tal y como lo muestran los resultados de las Tablas IV.3.1.1 a la IV.3.1.3, donde se tiene, que en todos los casos las ppm fueron fijadas por debajo del límite superior requerido de 70 ppm, con la intención de tener flexibilidad en el proceso ante posibles contingencias.

Para simular las columnas de 15 platos, como columnas de platos reales, primero se realizó la separación en una columna de un plato teórico, posteriormente utilizando los mismos flujos, se procedió a ir modificando la eficiencia de los platos en la columna de 15 platos, hasta a ajustar a las 60 ppm de H₂S.

En la Tabla IV.3.1.4, se tienen los factores de absorción (A_i) para tres diferentes años. Como se observa en esta tabla los factores de absorción promedio se encuentran en los límites recomendados de 1.25 y 2.

En las Figuras IV.3.1.1.1 se observa la sección donde las columnas operan como columnas de absorción, de aquí que las columnas propuestas puedan operar prácticamente en todo el dominio de relaciones de flujo.

Tabla IV.3.1.4 Factores de Absorción promedio (A_i) en las columnas agotadoras de 15 platos reales, con gas de Bombeo Neumático o gas dulce.

Año	Factores de absorción
2003	1.27
2007	1.50
2015	1.60

De acuerdo a lo discutido en los párrafos anteriores, la propuesta de disminuir las ppm de H_2S por debajo de 70 en los crudos de exportación de la RMNE centralizados en el complejo de Producción de Akal-J, en columnas agotadoras de platos que utilicen gas dulce de la red de distribución de bombeo neumático es factible desde el punto de vista técnico.

Tabla IV.3.1.1 OPCION:CON GAS DULCE

AÑO 2002											
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	AÑO 2005
KU-A, MBPD	270	213.196	21	149		397	213.196	21	149		H2S, ppm
AKAL-N, MBPD	208	235.787	21.7	233		175	235.787	21.7	233		D, lb/ft3
AKAL-J , MBPD	438	218.703	23.3	173		375	218.703	23.3	173		
AKAL-C, MBPD	485	262.857	20.6	288		230	262.857	20.6	288		
Crudo A_TORRE-15, MBPD	1063	231.458	21.9	211		961	225.803	21.9	194		
GAS_INY_15, MMPCSD	29.2988	16.324	---	---	0.0430	26.0816	16.324	---	---	0.0430	
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	1053.8438	236.376	21.4	60		952.7657	230.317	21.4	60		
S9 (GAS), MMPCSD	35.2939	21.400		21758	0.0562	31.4873	21.400		19556	0.0562	
CONDENSADOS, MBPD	5.0519	46.774	104.7637	8164	37.3520	4.5422	48.468	104.4789	7381	37.3967	
GAS_REC_15, MMPCSD	43.8933	26.399		17041	0.0696	38.9545	26.591		15302	0.0701	
AÑO 2003											
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	AÑO 2006
KU-A, MBPD	296	213.196	21	149		484	213.196	21	149		H2S, ppm
AKAL-N, MBPD	207	235.787	21.7	233		169	235.787	21.7	233		D, lb/ft3
AKAL-J , MBPD	466	218.703	23.3	173		279	218.703	23.3	173		
AKAL-C, MBPD	478	262.857	20.6	288		101	262.857	20.6	288		
Crudo A_TORRE-15, MBPD	1062	230.347	22	208		793	221.907	21.9	182		
GAS_INY_15, MMPCSD	29.3850	16.324	---	---	0.0430	20.6622	16.324	---	---	0.0430	
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	1052.9681	235.164	21.4	60		785.9744	226.515	21.3	60		
S9 (GAS), MMPCSD	35.3948	21.422	---	21326	0.0560	24.9023	21.430	---	18157	0.0562	
CONDENSADOS, MBPD	4.9185	46.584	104.4634	7979	37.4000	4.1070	47.311	101.6020	6662	37.8582	
GAS_REC_15, MMPCSD	43.8081	26.254	---	16778	0.0692	31.9045	27.110	---	13754	0.0714	
AÑO 2004											
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	AÑO 2007
KU-A, MBPD	304	213.196	21	149		557	213.196	21	149		H2S, ppm
AKAL-N, MBPD	194	235.787	21.7	233		111	235.787	21.7	233		D, lb/ft3
AKAL-J , MBPD	450	218.703	23.3	173		149	218.703	23.3	173		
AKAL-C, MBPD	381	262.857	20.6	288		13	262.857	20.6	288		
Crudo A_TORRE-15, MBPD	1044	229.202	21.96	205		718	217.660	21.6	167		
GAS_INY_15, MMPCSD	28.5013	16.324	---	---	0.0430	17.7838	16.324	---	---	0.0430	
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	1034.7175	234.413	21.4	60		711.5895	221.837	21	60		
S9 (GAS), MMPCSD	34.1383	21.431	---	20875	0.0562	21.5488	21.456	---	16423	0.0563	
CONDENSADOS, MBPD	5.3785	44.529	101.2087	7531	37.9222	3.8314	50.666	102.7138	6155	37.6785	
GAS_REC_15, MMPCSD	43.8977	26.566	---	15903	0.0700	27.6196	27.876	---	12321	0.0735	

Tabla IV.3.1.2.OPCION:CON GAS DULCE

AÑO 2008												AÑO 2011											
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3								
KU-A, MBPD	622	213.196	21	149		642	213.196	21	149		642	213.196	21	149									
AKAL-N, MBPD	106	235.787	21.7	233		86	235.787	21.7	233		86	235.787	21.7	233									
AKAL-J, MBPD	77	218.703	23.3	173		54	218.703	23.3	173		54	218.703	23.3	173									
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288									
Crudo A_TORRE-15, MBPD	691	216.473	21.3	163		601	215.896	21.3	161		601	215.896	21.3	161									
GAS_INY_15, MMPCSD	16.6796	16.324	---	---	0.0430	14.4157	16.324	---	---	0.0430	14.4157	16.324	---	---	0.0430								
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	684.7369	220.549	20.8	60		595.5741	219.902	20.7	60		595.5741	219.902	20.7	60									
S9 (GAS), MMPCSD	20.2754	21.486	---	15913	0.0564	17.5273	21.482	---	15641	0.0564	17.5273	21.482	---	15641	0.0564								
CONDENSADOS, MBPD	3.8066	52.645	103.55	6037	37.5447	3.3010	53.093	103.60	5945	37.5359	3.3010	53.093	103.60	5945	37.5359								
GAS_REC_15, MMPCSD	26.0596	28.402		11850	0.0748	22.4997	28.468		11645	0.0750	22.4997	28.468		11645	0.0750								
AÑO 2009												AÑO 2012											
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3								
KU-A, MBPD	629	213.196	21	149		614	213.196	21	149		614	213.196	21	149									
AKAL-N, MBPD	95	235.787	21.7	233		69	235.787	21.7	233		69	235.787	21.7	233									
AKAL-J, MBPD	54	218.703	23.3	173		30	218.703	23.3	173		30	218.703	23.3	173									
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288									
Crudo A_TORRE-15, MBPD	653	216.126	21.2	161		569	215.447	21.2	159		569	215.447	21.2	159									
GAS_INY_15, MMPCSD	15.6623	16.324	---	---	0.0430	13.5246	16.324	---	---	0.0430	13.5246	16.324	---	---	0.0430								
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	647.0675	220.158	20.7	60		563.8475	219.397	20.6	60		563.8475	219.397	20.6	60									
S9 (GAS), MMPCSD	19.0469	21.490	---	15742	0.0564	16.4576	21.488	---	15424	0.0564	16.4576	21.488	---	15424	0.0564								
CONDENSADOS, MBPD	3.6211	53.214	103.73	5990	37.5156	3.1512	53.836	103.85	5845	37.4970	3.1512	53.836	103.85	5845	37.4970								
GAS_REC_15, MMPCSD	24.4862	28.537		11703	0.0752	21.1341	28.646		11458	0.0755	21.1341	28.646		11458	0.0755								
AÑO 2010												AÑO 2013											
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3								
KU-A, MBPD	635	213.196	21	149		594	213.196	21	149		594	213.196	21	149									
AKAL-N, MBPD	95	235.787	21.7	233		46	235.787	21.7	233		46	235.787	21.7	233									
AKAL-J, MBPD	54	218.703	23.3	173		27	218.703	23.3	173		27	218.703	23.3	173									
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288									
Crudo A_TORRE-15, MBPD	629	216.114	21.3	161		549	214.860	21.1	156		549	214.860	21.1	156									
GAS_INY_15, MMPCSD	15.0912	16.324	---	---	0.0430	13.0010	16.324	---	---	0.0430	13.0010	16.324	---	---	0.0430								
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	623.2923	220.144	20.7	60		544.0797	218.738	20.6	60		544.0797	218.738	20.6	60									
S9 (GAS), MMPCSD	18.3515	21.488	---	15739	0.0564	15.8161	21.478	---	15155	0.0564	15.8161	21.478	---	15155	0.0564								
CONDENSADOS, MBPD	3.4812	53.155	103.70	5987	37.5207	2.9993	53.951	103.74	5872	37.5146	2.9993	53.951	103.74	5872	37.5146								
GAS_REC_15, MMPCSD	23.5872	28.517		11704	0.0751	20.2597	28.600		11277	0.0754	20.2597	28.600		11277	0.0754								

Tabla IV.3.1.3 OPCION:CON GAS DULCE

AÑO 2014						
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	
KU-A, MBPD	497	213.196	21	149		
AKAL-N, MBPD	34	235.787	21.7	233		
AKAL-J , MBPD	7	218.703	23.3	173		
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		
Crudo A_TORRE-15, MBPD	490	214.564	21	155		
GAS_INY_15, MMPCSD	11.5105	16.324	---	---	0.0430	
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	485.5890	218.403	20.5	60		
S9 (GAS), MMPCSD	14.0147	21.487	---	15005	0.0564	
CONDENSADOS, MBPD	2.7034	54.648	104	5746	37.4724	
GAS_REC_15, MMPCSD	17.9643	28.778	---	11140	0.0758	
AÑO 2015						
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	
KU-A, MBPD	354	213.196	21	149		
AKAL-N, MBPD	28	235.787	21.7	233		
AKAL-J , MBPD	7	218.703	23.3	173		
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		
Crudo A_TORRE-15, MBPD	389	214.767	21	156		
GAS_INY_15, MMPCSD	9.1438	16.324	---	---	0.0430	
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	385.4865	218.635	20.5	60		
S9 (GAS), MMPCSD	11.1403	21.492	---	15106	0.0564	
CONDENSADOS, MBPD	2.1533	54.551	104	5784	37.4687	
GAS_REC_15, MMPCSD	14.2915	28.781	---	11210	0.0758	
AÑO 2016						
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	
KU-A, MBPD	354	213.196	21	149		
AKAL-N, MBPD	28	235.787	21.7	233		
AKAL-J , MBPD	7	218.703	23.3	173		
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		
Crudo A_TORRE-15, MBPD	389	214.767	21	156		
GAS_INY_15, MMPCSD	9.1438	16.324	---	---	0.0430	
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	385.4865	218.635	20.5	60		
S9 (GAS), MMPCSD	11.1403	21.492	---	15106	0.0564	
CONDENSADOS, MBPD	2.1533	54.551	104	5784	37.4687	
GAS_REC_15, MMPCSD	14.2915	28.781	---	11210	0.0758	

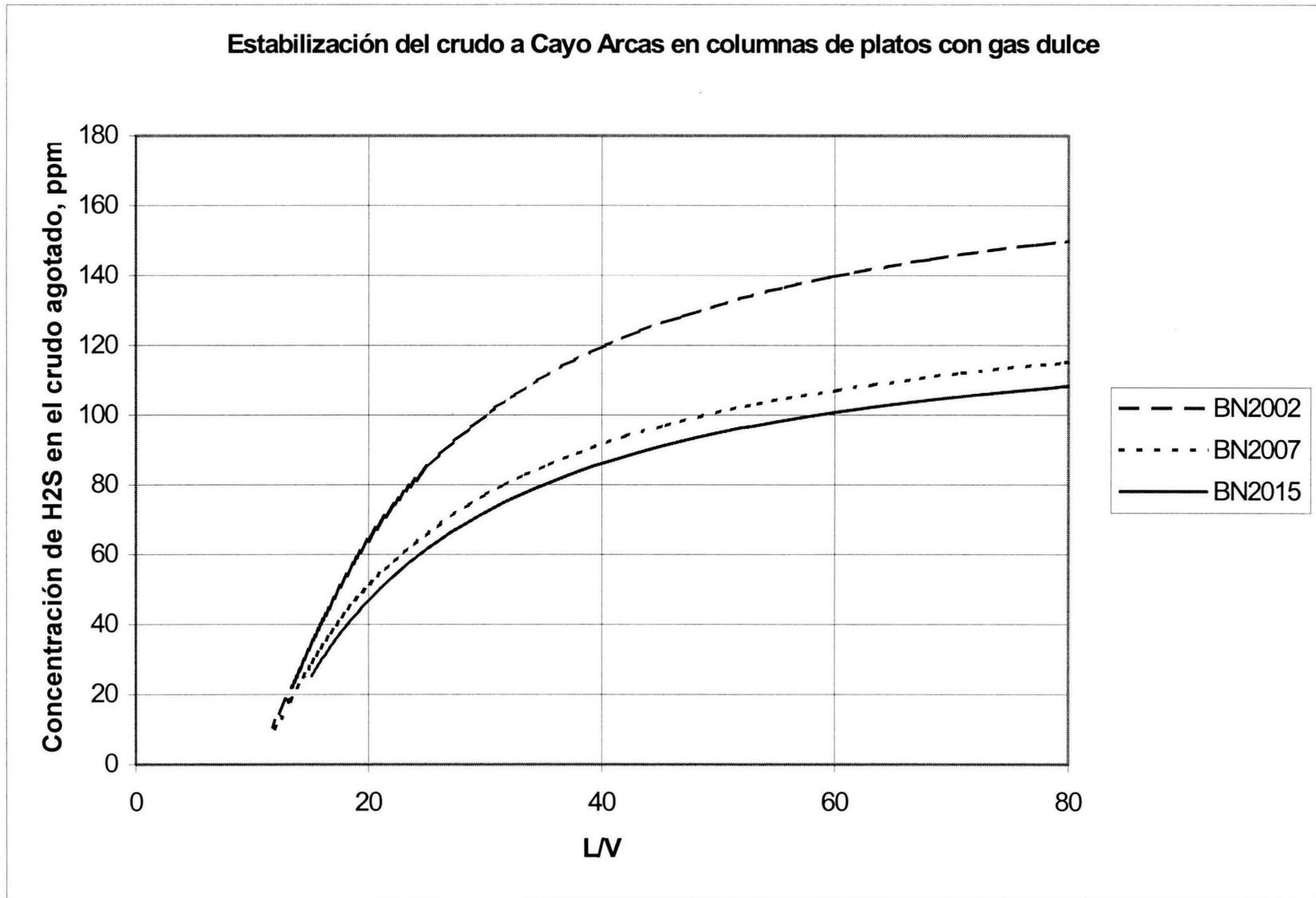


Figura IV.3.1.1.1

IV.4 Análisis de factibilidad financiera de la alternativa de inyección de gas dulce.

Una vez definida la viabilidad técnica de la alternativa 1 (Agotamiento en frío con inyección de gas dulce y seco), se procede a determinar la factibilidad financiera de dicha alternativa. El estudio económico inicia con la determinación de la inversión requerida y los costos de operación y mantenimiento de la infraestructura a incorporar, en función de los volúmenes de crudo, condensado y gas amargo manejado.

El Análisis económico de la alternativa 1 permitirá determinar la factibilidad de instalar torres agotadoras en el complejo de producción Akal-J de la RMNE. La determinación de la factibilidad financiera, se hará a través de un análisis incremental (utilidades netas de la alternativa 1 menos las utilidades netas del Caso Base), con el cual se obtendrá información acerca de la viabilidad financiera de dicha alternativa.

En primer lugar, se obtienen los ingresos brutos y los costos de producción para determinar el flujo de efectivo. El flujo de efectivo se obtiene del resultado de la diferencia de los ingresos brutos menos los costos de producción de la alternativa, para que posteriormente se le agregue la depreciación y finalmente queden los Ingresos Gravables. A estos Ingresos Gravables se le aplica una tasa de impuestos del 70%, para obtener el flujo de efectivo después de impuestos. Una vez determinado el flujo de efectivo después de impuestos se le suma la depreciación de los equipos para obtener las utilidades netas.

Con base en lo anterior, a continuación se presenta el análisis de factibilidad financiera de la alternativa 1.

Ingresos de la Alternativa 1

La determinación de los ingresos brutos de la Alternativa 1 (Gas de BN), se determina en función de los volúmenes de hidrocarburos a comercializar; Crudo Maya, Condensados y Gas Amargo.

Los pronósticos de producción y los precios de venta de los hidrocarburos se muestran en las Tablas IV.4.1 y IV.4.2. Los pronósticos de producción corresponden a los valores obtenidos mediante simulación composicional del proceso para esta alternativa. Los precios de venta se determinaron en función de su °API y los precios base o de referencia. El precio del crudo a comercializar se obtuvo mediante la ecuación (2):

$$P_c = P_m - P_m \left(\frac{API_m - API_c}{API_m} \right) \text{-----}(2)$$

Donde:

P_c = Precio del crudo producido en la alternativa 1

P_m = Precio del crudo Maya correspondiente a la cartera 2001-2015.

API_c = Grados API del crudo producido en la alternativa 1,

API_m = API del crudo Maya de referencia (22 °API, cartera 2002-2015).

Los ingresos brutos se obtiene multiplicando la producción global de los hidrocarburos producidos en la alternativa 1 (crudo, condensados y gas amargo) por sus respectivos precios de venta como se muestra en la Tabla IV.4.3.

Tabla.IV.4.1 Pronósticos de producción de la alternativa 1

	PRONOSTICOS DE PRODUCCIÓN DE ACEITE, CONDENSADOS Y GAS AMARGO DE LA ALTERNATIVA 1: AGOTAMIENTO CON GAS DULCE															
	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016		
ACEITE (MBPD)	1052.97	1034.72	952.77	785.97	711.59	684.74	647.07	623.29	595.57	563.85	544.08	485.59	385.49	385.49		
CONDENSADOS (MBPD)	4.92	5.38	4.54	4.11	3.83	3.81	3.62	3.48	3.30	3.15	3.00	2.70	2.15	2.15		
GAS AMARGO(MMPCSD)	35.39	34.14	31.49	24.90	21.55	20.28	19.05	18.35	17.53	16.46	15.82	14.01	11.14	11.14		

Tabla. IV.4.2 Precio de crudo, gas y condensado de la alternativa 1

	PRECIOS DE CRUDO, CONDENSADO Y GAS AMARGO DE LA ALTERNATIVA 1: AGOTAMIENTO CON INDUCCION DE GAS DULCE															
	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016		
*API DEL MAYA	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00	22.00		
°API DEL CRUDO	21.40	21.40	21.40	21.30	21.00	20.80	20.70	20.70	20.70	20.60	20.60	20.50	20.50	20.50		
PRECIO MAYA (dls/bl)	16.49	16.72	16.93	16.74	16.81	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84		
PRECIO CRUDO (dls/bl)	16.04	16.26	16.47	16.21	16.05	15.92	15.84	15.84	15.84	15.77	15.77	15.69	15.69	15.69		
PRECIO DE CONDENSADO (dls/bl)	13.02	12.90	12.64	12.47	12.35	12.37	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38		
PRECIO GAS AMARGO (dls/mm pc)	3.73	3.51	3.43	3.43	3.43	3.41	3.40	3.40	3.40	3.40	3.40	3.40	3.40	3.40		

Tabla. IV.4.3 Ingresos brutos de la alternativa 1

	INGRESOS BRUTOS DE LA ALTERNATIVA 1: AGOTAMIENTO DEL ACIDO SULFHDRIDICO CON INDUCCION DE GAS DULCE															
	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016		
Q DE ACEITE COMERCIALIZADO	1,053.0	1,034.7	952.8	786.0	711.6	684.7	647.1	623.3	595.6	563.8	544.1	485.6	385.5	385.5		
PRECIO VENTA CRUDO (USD)	16.04	16.26	16.47	16.21	16.05	15.92	15.84	15.84	15.84	15.77	15.77	15.69	15.69	15.69		
INGRESOS POR V ACEITE mm usd	6,164.8	6,142.5	5,727.0	4,649.6	4,167.6	3,979.2	3,742.2	3,604.7	3,444.4	3,245.2	3,131.4	2,781.2	2,207.9	2,207.9		
Q DE COND. COMERCIALIZADO (MBPD)	4.9	5.4	4.5	4.1	3.8	3.8	3.6	3.5	3.3	3.2	3.0	2.7	2.2	2.2		
PRECIO DE VENTA CONDENSADO	13.0	12.9	12.6	12.5	12.4	12.4	12.4	12.4	12.4	12.4	12.4	12.4	12.4	12.4		
INGRESOS DE CONDEN. (mm usd)	23.4	25.3	21.0	18.7	17.3	17.2	16.4	15.7	14.9	14.2	13.6	12.2	9.7	9.7		
Q GAS AMARGO(MMPCSD)	35.4	34.1	31.5	24.9	21.5	20.3	19.0	18.4	17.5	16.5	15.8	14.0	11.1	11.1		
PRECIO GAS AMARGO (Dis/MPC)	3.7	3.5	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4	3.4		
INGR. POR V GAS AMARGO mm usd	48.2	43.7	39.4	31.3	27.0	25.2	23.6	22.8	21.8	20.4	19.6	17.4	13.8	13.8		
INGRESOS BRUTOS TOT. (mm usd)	6,236.4	6,211.5	5,787.4	4,699.5	4,211.9	4,021.7	3,782.2	3,643.2	3,481.1	3,279.9	3,164.6	2,810.8	2,231.4	2,231.4		

Inversión requerida en la alternativa 1

La inversión inicial, se determina en función de los equipos requeridos para llevar a cabo las operaciones de proceso de agotamiento del ácido sulfhídrico en el complejo de producción Akal-J, como se define en el estudio técnico.

Bajo las condiciones de proceso, se requieren 4 torres de 200 MBPD y 3 torres de 100 MBPD. El precio unitario de la torre de 200 MBPD es de 425,000.00 USD y el de 100 MBPD de 313,500.00 USD.

Por otra parte, se requiere de un oleoducto de 36" por 150 m de longitud cuyo costo es de 291,827.00 USD, un gasoducto de 10" por 150 m que cuesta 58,350.00 USD, un gasoducto de retorno de 20" por 150 mt. de longitud de 120,353.00 USD. Las respectivas válvulas tendrán un costo de 1,400,000.00 USD. Los 6 turbocompresores adicionales tendrían un costo de 10,200,000.00 USD. Las 6 turbobombas costarán 8.4 millones de USD. Los paquetes de regulación de presión tienen un costo de 700,000.00 USD y las modificaciones a cabezales 500,000.00 USD y el sistema contra incendio de 1.0562 millones de USD.

Finalmente, para la instalación y operación de los equipos anteriores se requiere de un octápodo y puente, cuyo costo estimado es de 41,000,000.00 USD.

La inversión total requerida en estos equipos, se observa en la Tabla IV.4.4 Dicha inversión asciende a 74.37 millones de USD.

Tabla IV.4.4 Inversión inicial requerida en la alternativa 1

ALTERNATIVA 1				
INVERSIÓN INICIAL REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA 1: AGOTAMIENTO DEL H2S CON INYECCION DE GAS DULCE				
DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	CLAVE	COSTO UNITARIO (mm usd)	COSTO TOTAL (mm usd)
Octápodo y puente (2 cubiertas)	1		41.00	41.00
Trípode y puente (quemador 35 MMPCSD)	1		8.00	8.00
Torre Agotadora (200,000 BPD)	4	Code111/Tag10	0.43	1.70
Torre Agotadora (100,000 BPD)	3	Code 111/Tag 2	0.31	0.94
Sistema contra incendio	1		1.06	1.06
Oleoducto de 36" (150 mts.)	1		0.29	0.29
Gasoducto de 10" (150 mts.)	1		0.06	0.06
Gasoducto de retorno 20" (150 mts.)	1		0.12	0.12
Válvulas para línea de 36"	2		0.35	0.70
Válvulas para línea de 10"	2		0.15	0.30
Válvulas para línea de 20"	2		0.20	0.40
Compresores Adicionales(Rec.Vap.) 7MMPCD	6		1.70	10.20
Turbobombas de 100 MBPD	6		1.40	8.40
Paquete de Regulación de Presión de Crudo	1		0.14	0.14
Paquete de Regulación de Presión de Gas	1		0.08	0.08
Paquete de regulación de gas con relevo a quemador	1		0.24	0.24
Paquete de regulación de presión en torres agotadoras.	1		0.24	0.24
Modificaciones a Cabezas			0.50	0.50
INVERSIÓN TOTAL				74.37

Costos de producción de la alternativa 1

Los costos de producción están constituidos por los costos de operación y los costos de mantenimiento.

Los costos de operación están constituidos por: los costos de consumo de gas combustible, costos de alimentación de gas dulce y seco, costos de transporte de gas húmedo amargo de Nohoch-A a Atasta y transporte de gas húmedo amargo; costos de compresión y medición de gas húmedo y amargo en Atasta, costos de separación de gas húmedo amargo en Cd. Pemex, separación medición y bombeo de condensados en Atasta. En este rubro también están los costos por transporte de condensado de Atasta a Cd. Pemex, separación bombeo y medición de condensados en Cd. Pemex y transporte de gas residual de Cd. Pemex a Atasta. Adicionalmente están los costos de recompresión de gas residual en Atasta, transporte de gas residual en Atasta y costos de transporte de gas residual de Atasta al Anillo de B.N. Finalmente, los costos de producción del caso base, los costos del personal que operaría las torres agotadoras y el personal que operaría las recuperadoras de vapor y bombas adicionalmente requeridas.

Los costos de mantenimiento, estarían dados por los costos de mantenimiento de: octápodo, de trípodes y quemador, torres agotadoras. Además, de los costos de mantenimiento anteriores están los costos por mantenimiento a: equipos de regulación de presión a quemador, reguladores de presión en torres agotadoras, módulos de compresión y turbobombas, con sus respectivos costos Over Haul cada cuatro años. Finalmente, tendríamos los costos de mantenimiento de ductos y válvulas, del sistema contra incendio

La suma de los costos de operación más los costos de mantenimiento constituyen los costos totales de producción. Esta información se puede observar en la Tabla IV.4.5.

Una vez determinada la inversión inicial y los costos de producción de la Alternativa 1, se proceden a determinar las utilidades netas, análogamente al Caso Base.

Tabla IV.4.5 Costos de producción de la alternativa 1

CONCEPTO	COSTOS DE PRODUCCION DE LA ALTERNATIVA 1: AGOTAMIENTO DEL H2S CON INYECCION DE GAS DULCE													
	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Costo unitario	USD/	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día
Costo unitario	bl	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día	mmppc/día
gasto total de crudo en torres agotadoras (m bpd)	1062	1044	961	793	718	691	653	629	601	569	549	490	389	389
gasto a manejar de condensados (bpd)	4918.5	5378.5	4542.2	4107.0	3831.4	3806.6	3621.1	3481.2	3301.0	3151.2	2999.3	2703.4	2153.3	2153.3
gasto a manejar de gas de las torres agotadoras (mmppcd)	35.39	34.14	31.49	24.90	21.55	20.28	19.05	18.35	17.53	16.46	15.82	14.01	11.14	11.14
COSTOS DE OPERACION														
RECUPERADORAS DE VAPORES														
No de torres agotadoras de 200 mbpd en operación	4	4	3	3	3	3	3	3	3	2	2	2	1	1
No de torres agotadoras de 100 mbpd en operación	3	3	3	2	1	1	1	1	1	2	2	1	2	2
No de Recup. de vap. en operación (nota 1)	9	9	8	6	6	6	5	5	5	5	4	4	4	2
Cons. gas combus. por la compresión del gas en Rec. de Vap. (mmppcd)	3.15	3.15	2.80	2.45	2.10	1.75	1.75	1.75	1.75	1.75	1.40	1.40	0.70	0.70
Cons. gas combus. por la comp. gas en Rec. Vap. (mmppc/año)	1149.8	1149.8	1022.0	894.3	766.5	638.8	638.8	638.8	638.8	638.8	511.0	511.0	255.5	255.5
MODULOS DE COMPRESION														
No de Mód. Comp. en operación (compartidos: nota 2)	1.0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Cons. de gas combus. por la comp. gas en Mód. Mmpcd/año	5.50	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5
Cons. gas combus. por la comp. del gas en Mód. mmpcd/año	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5	2007.5
BOMBEO ADICIONAL														
gasto crudo a bomb. en Atlatl-J en la plat. de torres agot.	611.9	593.6	510.6	342.9	268.4	241.1	202.6	179.1	150.7	119.4	99.2	40.1	0.0	0.0
No. de turbobombas de 100 mbpd adic. en operación (nota 3)	7.0	6.0	6.0	4.0	3.0	3.0	3.0	3.0	2.0	2.0	1.0	1.0	0.0	0.0
Cons. gas combus. por bombeo adic. de crudo (mmppcd)	0.40	2.8	2.4	1.6	1.2	1.2	1.2	0.8	0.8	0.8	0.4	0.4	0.0	0.0
Cons. gas combus. por bombeo adic. de crudo (mmppc/año)	1022.0	876.0	876.0	584.0	438.0	438.0	438.0	292.0	292.0	292.0	146.0	146.0	0.0	0.0
Cons. adicional de gas combustible (mmppcd)	11.5	11.1	10.7	9.6	8.8	8.5	8.1	8.1	8.1	8.1	7.3	7.3	6.2	6.2
Cons. total adic. de gas combustible (mmppc/año)	4179.3	4033.3	3905.5	3485.8	3212.0	3212.0	3084.3	2938.3	2938.3	2938.3	2664.5	2664.5	2263.0	2263.0
Aliment. de gas dulce en torres agot. (mmppcd)	29.4	28.5	26.1	20.7	17.8	16.7	15.7	15.1	14.4	13.3	13.0	11.5	9.1	9.1
Aliment. gas dulce en torres agot. (mmppc/año)	10723.5	10402.9	9519.9	7941.6	6491.2	6088.2	5716.6	5508.2	5261.8	4936.6	4745.4	4201.2	3337.6	3337.6
Precio de adquisición del gas residual (Dils/mmppcs)	3769.0	3670.0	3700.0	3700.0	3670.0	3660.0	3660.0	3660.0	3660.0	3660.0	3660.0	3660.0	3660.0	3660.0
Costo por consumo de gas combustible (MM Dils/año)	15.7	14.8	12.9	11.8	11.8	11.8	11.3	10.8	10.8	10.8	9.8	9.8	8.3	8.3
Costo de aliment. gas dulce para torres agot. MM Dils/año	40.328	38.2	35.2	27.9	23.8	22.3	20.9	20.2	19.3	18.1	17.4	15.4	12.2	12.2
Transp. Gas Humedo Amargo Nohoch-A-Atlatla mm Dils/año	0.226	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Trans. gas húmedo amargo Atlatla-Cd. Pemex mm Dils/año	0.336	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1
Trans. gas húmedo amargo Amargo en Atlatla mm Dils/año	1.587	1.5	1.4	1.1	1.0	0.9	0.9	0.8	0.8	0.7	0.7	0.6	0.5	0.5
Comp. y Med. de Gas Humedo Amargo en Atlatla mm Dils/año	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858	122.858
Sep. de Gas Humedo Amargo en Cd. Pemex mm Dils/año	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271	13.271
Sep. Medición y Bombeo de Condens. en Atlatla mm Dils/año	0.586	0.6	0.5	0.5	0.5	0.5	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.3	0.3	0.3
Trans. Condens. Amargo. Atlatla-Cd. Pemex mm Dils/año	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315	0.315
Sep. Bombeo y Med. de Condens. en Cd. Pemex mm Dils/año	0.173	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Trans. de Gas Residual de Cd. Pemex a Atlatla mm Dils/año	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793	26.793
Recomp. de Gas Residual en Atlatla (MM Dils/año)	1.438	1.4	1.3	1.1	0.9	0.9	0.8	0.8	0.8	0.7	0.7	0.5	0.5	0.5
Trans. Gas residual de Atlatla al Anillo de B. N. mm Dils/año	0.439	0.4	0.4	0.3	0.3	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Personal de oper. torres agot. (nota 4) (MM Dils/año)	0.3889	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Personal oper. de recup. de vapores (nota 5) mm. Dils/año	0.3861	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
SUBTOTAL (MM Dils/año)	62.736	59.6	55.8	46.0	40.3	38.6	36.6	35.1	34.1	32.7	30.9	28.6	23.4	23.4
Costo de prod. crudo (idéntico al Caso Base) (MM Dils/año)	1452.518	1427.5	1313.9	1084.5	982.7	945.3	892.6	860.6	821.7	778.8	751.3	670.4	532.6	532.6
COSTO TOTAL DE OPERACION (MM Dils/año)	1515.25	1487.1	1369.7	1130.5	1023.0	983.9	929.2	895.7	855.8	811.5	782.1	699.0	556.0	556.0
COSTOS DE MANTENIMIENTO														
Costos de mantenimiento de plataforma octapoda	6.15	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2
Costos de mantenimiento de puente dos tripodes y quemador	1.20	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
Costo de mantenimiento de torres agotadoras de 200 mbpd.	0.26	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Costo de mantenimiento de torres agotadoras de 100 mbpd.	0.141	0.1	0.1	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Costo de mantenimiento anual del equipo de compresión Red	0.642	0.6	0.6	0.5	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.3	0.3	0.1	0.1
Costo Over Hall de equipos de compresión en Rec. Vap.	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07
Costo de mantenimiento anual de módulos de compresión.	0.53	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Costo de mantenimiento anual de módulos de compresión.	1.6375	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6
Costos de mantenimiento anual de turbobombas	0.4991	0.4	0.4	0.3	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.0	0.0
Costos Over Hall a turbobombas (mm usd)	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41
Costo de manito de regulación de presión a quemador	0.024	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Costos de manito de paquete de regulación de presión en tor.	0.02	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Costo de mantenimiento de ductos y válvulas.	0.187	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Costo de mantenimiento del sistema contra incendio mm usd	0.106	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
COSTO TOTAL DE MANTENIMIENTO (MM Dils/año)	9.75	9.7	15.3	9.3	9.1	13.6	9.0	8.9	13.4	8.9	8.8	13.2	8.5	8.5
COSTO TOTAL (MM Dils/año)	1525.0	1496.8	1385.0	1139.8	1032.1	997.5	938.2	904.6	869.2	820.5	790.9	712.2	564.5	564.0

1. Capacidad unitaria de las torres de 200 mbpd. 2. Capacidad unitaria de las torres de 100 mbpd. 3. Capacidad de cada turbobomba de 1800 Hp. 1000 bpd. 4. Contiene 1 operador y 1 ayudante por cada uno de los turnos. 5. Ayudante adicional por vacaciones y 0.3 de Ingeniero Coordinador y sus reemplazos. 6. Contiene 1 operador y 1 ayudante por cada uno de los turnos. 7. Contiene 1 operador y 1 ayudante adicional por vacaciones y 0.3 de Ingeniero Coordinador y sus reemplazos. 8. Contiene 1 operador y 1 ayudante por cada uno de los turnos. 9. Contiene 1 operador y 1 ayudante adicional por vacaciones y 0.3 de Ingeniero Coordinador y sus reemplazos. 10. Total 5 operadores, 5 ayudantes y 0.6 Coord. Salario anual por ayudadore: 0.289 mm usd. Salario por 0.6 coordinador: 0.0079 mm usd.

Utilidades netas de la alternativa 1

Las utilidades netas en el horizonte de estudio 2003-2016, de la alternativa 1, se muestran en la Tabla IV.4.6. A los ingresos brutos se les restarán los costos totales de producción para obtener el flujo de efectivo. Posteriormente, a este flujo de efectivo se le restó la depreciación de la inversión y se obtuvieron los ingresos gravables. A los ingresos gravables se les aplicó una tasa de impuestos de 70% y se obtuvo el flujo de efectivo después de impuestos. Por último, a este flujo de efectivo después de impuestos se le agregó la depreciación y se obtuvieron las utilidades netas de la alternativa.

En la determinación de las utilidades netas se considera la tasa de impuestos y la depreciación de los equipos con la idea de obtener el mínimo costo global o la utilidad neta global más alta con el fin de obtener una evaluación económica más precisa, en cuanto a utilidades reales.

Tabla. IV.4.6 Utilidades netas de la alternativa de 1

UTILIDADES NETAS DE LA ALTERNATIVA 1. AGOTAMIENTO CON INDUCCION DE GAS DULCE Y SECO														
ESCENARIO DE DISTRIBUCIÓN I	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
INGRESOS BRUTOS TOTALES (mm usd)	6,236.4	6,211.5	5,787.4	4,699.5	4,211.9	4,021.7	3,782.2	3,643.2	3,481.1	3,279.9	3,164.6	2,810.8	2,231.4	2,231.4
COSTOS DE PRODUCCIÓN	1,524.1	1,495.9	1,384.2	1,139.1	1,031.5	996.9	937.7	904.1	868.7	820.0	790.5	711.8	564.2	563.7
FLUJO DE EFECTIVO (mm usd)	4,712.3	4,715.6	4,403.2	3,560.4	3,180.4	3,024.8	2,844.6	2,739.2	2,612.4	2,459.9	2,374.1	2,099.0	1,667.2	1,667.7
DEPRECIACIÓN (mm usd)	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
INGRESOS GRAVABLES (mm usd)	4,707.3	4,710.6	4,398.2	3,555.4	3,175.4	3,019.8	2,839.6	2,734.2	2,607.4	2,454.9	2,369.1	2,094.0	1,662.2	1,662.7
IMPUESTOS (mm usd)	3,295.1	3,297.4	3,078.7	2,488.8	2,222.8	2,113.8	1,987.7	1,913.9	1,825.2	1,718.4	1,658.4	1,465.8	1,163.6	1,163.9
FJO. EFVO. DESP. DE IMP. (mm usd)	1,412.2	1,413.2	1,319.5	1,066.6	952.6	905.9	851.9	820.3	782.2	736.5	710.7	628.2	498.7	498.8
DEPRECIACIÓN (mm usd)	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0
UT. NET ALTERNATIVA 1 (mm usd)	1,417.2	1,418.2	1,324.5	1,071.6	957.6	910.9	856.9	825.3	787.2	741.5	715.7	633.2	503.7	503.8

Análisis financiero de la alternativa 1

El análisis económico permitirá determinar la factibilidad financiera de cada una de las alternativas. A través de la diferencia de las utilidades netas de la alternativa 1, y las utilidades netas del Caso Base, se obtendrán las utilidades incrementales de la alternativa 1.

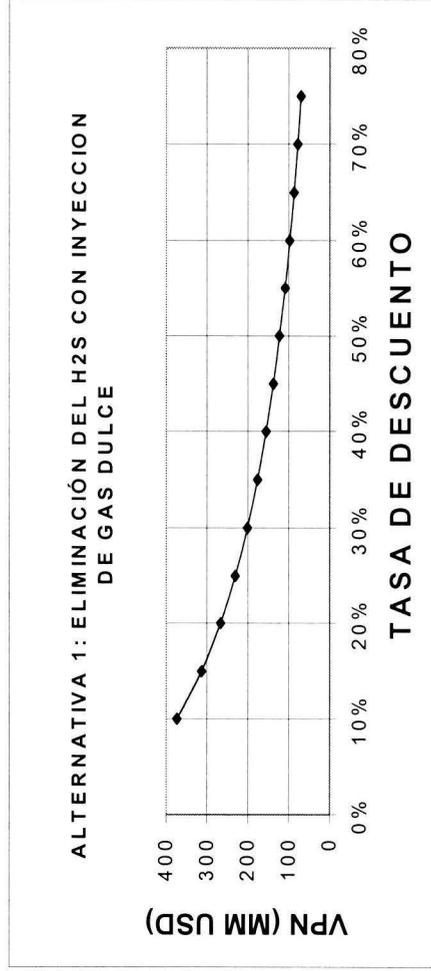
A partir de estas utilidades incrementales fueron determinados los indicadores financieros (VPN, TIR,). La Tabla IV.4.7 muestra el análisis financiero del presente caso.

En la Figura IV.5.1.1.1 se observa la sección donde las columnas operan como columnas de absorción. De aquí que las columnas propuestas puedan operar prácticamente en todo el dominio de relaciones de flujo.

De acuerdo a lo discutido en los párrafos anteriores, la propuesta de disminuir las ppm de H₂S por debajo de 70 en los crudos de exportación de la RMNE centralizados en el complejo de Producción de Akal-J, en columnas agotadoras de platos que utilicen Nitrógeno, es factible desde el punto de vista técnico.

Tabla IV.4.7 Análisis financiero de la alternativa 1.

	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
UT NET ALTERNATIVA 1 (MM USD)	1417	1418	1324	1072	958	911	857	825	787	741	716	633	504	504
UT NET CASO BASE (MM USD)	1290	1291	1209	983	895	863	815	786	750	711	686	612	486	486
UT NET INCREMENTAL ALTERNATIVA (MM USD)	127.24	126.83	115.95	88.98	62.26	47.60	41.64	39.31	36.79	30.2	29.6	21.0	17.26	17.87
TASA DE DESCUENTO	10%	15%	20%	25%	30%	35%	40%	45%	50%	55%	60%	65%	70%	75%
VALOR PRESENTE NETO	372.9	312.8	266.5	229.8	200.0	175.5	154.8	137.2	122.1	108.9	97.4	87.2	78.1	69.9
TASA INTERNA DE RENDIMIENTO	166%													



IV.5 Alternativa 2. Reducción del ácido sulfhídrico con inyección de Nitrógeno en torres de platos del crudo de exportación en el complejo de producción Akal-J del Activo Cantarell de la Región Marina Noreste

IV.5.1 Análisis Técnico

Similarmente a lo explicado en el caso anterior, los resultados obtenidos en las simulaciones del Caso Base, tienen ppm de H₂S en el crudo a tratar en la columna menores al caso crítico de Akal-C con 288 ppm, el cual fue tomado como base para el dimensionamiento de la columna de 15 platos reales, como ya se explicó. De aquí que nuevamente la columna de 15 platos reales tenga la capacidad de disminuir las ppm de H₂S de la producción centraliza en Akal-J, tal y como lo muestran los resultados de las Tablas IV.5.1.1 a la IV.5.1.3, donde se tiene, que en todos los casos las ppm fueron fijadas 10 ppm por debajo del límite superior requerido de 70 (60 ppm), con la intención de tener flexibilidad en el proceso ante posibles contingencias.

En la Tabla IV.5.1.4, se tienen los factores de absorción (Ai) para tres diferentes años. Como se observa en esta tabla los factores de absorción promedio se encuentran en los límites recomendados de 1.25 y 2, exceptuando el año de 2003, pero la diferencia es de 3.2 %.

Tabla IV.5.1.4, Factores de Absorción promedio en las columnas agotadoras de 15 platos reales, con Nitrógeno.

Año	Factores de absorción
2003	1.21
2007	1.45
2015	1.53

TABLA IV.5.1.1 OPCION: CON NITROGENO										
AÑO 2002						AÑO 2005				
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	270	213.20	21	149		397	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	208	235.79	21.7	233		175	235.787	21.7	233	
AKAL-J , MBPD	438	218.70	23.3	173		375	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	485	262.86	20.6	288		230	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	1063	231.46	21.9	211		961	225.803	21.9	194	
GAS_INY_15, MMPCSD	30.9009	28.013	---	---	0.0738	27.4129	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	1052.7004	237.185	21.3	60		951.7220	231.092	21.3	60	
S9 (GAS), MMPCSD	38.6446	30.121	---	13674	0.0794	34.4163	30.057	---	12313	0.0792
CONDENSADOS, MBPD	5.3759	48.532	101.6	8836	37.8619	4.8382	50.224	101.35	7983	37.8996
GAS_REC_15, MMPCSD	47.5805	33.579	---	12361	0.0885	42.1952	33.775	---	11126	0.0890
AÑO 2003						AÑO 2006				
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	296	213.196	21	149		484	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	207	235.787	21.7	233		169	235.787	21.7	233	
AKAL-J , MBPD	466	218.703	23.3	173		279	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	478	262.857	20.6	288		101	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	1062	230.347	22	208		793	221.907	21.9	182	
GAS_INY_15, MMPCSD	30.9656	28.013	---	---	0.0738	21.4647	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	1051.8213	235.971	21.3	60		785.1067	227.274	21.2	60	
S9 (GAS), MMPCSD	38.7351	30.110	---	13414	0.0793	27.0831	30.021	---	11481	0.0791
CONDENSADOS, MBPD	5.2402	48.342	101.33	8640	37.9031	4.3337	49.005	98.92	7254	38.2979
GAS_REC_15, MMPCSD	47.4892	33.471	---	12143	0.0882	34.2993	34.015	---	10200	0.0896
AÑO 2004						AÑO 2007				
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	304	213.196	21	149		557	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	194	235.787	21.7	233		111	235.787	21.7	233	
AKAL-J , MBPD	450	218.703	23.3	173		149	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	381	262.857	20.6	288		13	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	1044	229.202	21.96	205		718	217.660	21.6	167	
GAS_INY_15, MMPCSD	29.6735	28.013	---	---	0.0738	18.4636	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	1033.5702	235.237	21.3	60		710.8177	222.543	20.9	60	
S9 (GAS), MMPCSD	37.1430	30.101	---	13182	0.0793	23.4357	29.972	---	10384	0.0790
CONDENSADOS, MBPD	5.6714	46.183	98.5	8221	38.3685	4.0447	52.396	99.94	6683	38.1298
GAS_REC_15, MMPCSD	47.1822	33.523	---	11728	0.0883	29.7071	34.705	---	9204	0.0915

TABLA IV.5.1.2 OPCION: CON NITROGENO. ESCENARIO DE DISTRIBUCION 1										
AÑO 2008						AÑO 2011				
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	622	213.20	21	149		642	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	106	235.79	21.7	233		86	235.787	21.7	233	
AKAL-J, MBPD	77	218.70	23.3	173		54	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	0	262.86	20.6	288		0	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	691	216.473	21.3	163		601	215.896	21.3	161	
GAS_INY_15, MMPCSD	17.3422	28.013	---	---	0.0738	14.9811	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	684.0042	221.230	20.7	60		594.9387	220.576	20.6	60	
S9 (GAS), MMPCSD	22.0671	29.960	---	10050	0.0789	19.0704	29.952	---	9880	0.0789
CONDENSADOS, MBPD	4.0190	54.384	100.7	6543	38.0100	3.4862	54.836	100.7	6441	38.0026
GAS_REC_15, MMPCSD	28.0520	35.171	---	8893	0.0738	24.2181	35.242	---	8743	0.0929
AÑO 2009						AÑO 2012				
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	629	213.196	21	149		614	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	95	235.787	21.7	233		69	235.787	21.7	233	
AKAL-J, MBPD	54	218.703	23.3	173		30	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	653	216.126	21.2	161		569	215.447	21.2	159	
GAS_INY_15, MMPCSD	16.2829	28.013	---	---	0.0738	14.0652	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	646.3766	220.834	20.6	60		563.2494	220.063	20.5	60	
S9 (GAS), MMPCSD	20.7289	29.956	---	9941	0.0789	17.9153	29.947	---	9737	0.0789
CONDENSADOS, MBPD	3.8234	54.953	100.83	6489	37.9844	3.3273	55.579	100.9	6371	37.9693
GAS_REC_15, MMPCSD	26.3597	35.296	---	8793	0.0930	22.7585	35.402	---	8613	0.0933
AÑO 2010						AÑO 2013				
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	635	213.196	21	149		594	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	95	235.787	21.7	233		46	235.787	21.7	233	
AKAL-J, MBPD	54	218.703	23.3	173		27	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288		0	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	629	216.114	21.3	161		549	214.860	21.1	156	
GAS_INY_15, MMPCSD	15.6913	28.013	---	---	0.0738	13.5104	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	622.6265	220.821	20.6	60		543.5031	219.400	20.5	60	
S9 (GAS), MMPCSD	19.9749	29.956	---	9939	0.0789	17.2109	29.939	---	9571	0.0789
CONDENSADOS, MBPD	3.6758	54.895	100.8	6485	37.9891	3.1688	55.702	100.8	6259	37.9854
GAS_REC_15, MMPCSD	25.3947	35.278	---	8792	0.0930	21.8150	35.376	---	8470	0.0932

TABLA IV.5.1.3 OPCION: CON NITROGENO					
AÑO 2014					
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	497	213.20	21	149	
AKAL-N, MBPD	34	235.79	21.7	233	
AKAL-J, MBPD	7	218.70	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	0	262.86	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	490	214.564	21	155	
GAS_INY_15, MMPCSD	11.9624	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	485.0773	219.057	20.6	60	
S9 (GAS), MMPCSD	15.2493	29.936	---	9474	0.0789
CONDENSADOS, MBPD	2.8558	56.394	101	6217	37.9482
GAS_REC_15, MMPCSD	19.3437	35.537	---	8380	0.0936
AÑO 2015					
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	354	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	28	235.787	21.7	233	
AKAL-J, MBPD	7	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	389	214.767	21	156	
GAS_INY_15, MMPCSD	9.5100	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	385.0815	219.288	20.4	60	
S9 (GAS), MMPCSD	12.1243	29.939	---	9536	0.0789
CONDENSADOS, MBPD	2.2746	56.297	101	6257	37.9451
GAS_REC_15, MMPCSD	15.3909	35.534	---	8434	0.0936
AÑO 2016					
CORRIENTE	Q	MW	API	H2S, ppm	D, lb/ft3
KU-A, MBPD	354	213.196	21	149	
AKAL-N, MBPD	28	235.787	21.7	233	
AKAL-J, MBPD	7	218.703	23.3	173	
AKAL-C, MBPD	0	262.857	20.6	288	
Crudo A_TORRE-15, MBPD	389	214.767	21	156	
GAS_INY_15, MMPCSD	9.5100	28.013	---	---	0.0738
Crudo A_BOMBAS-15, MBPD	385.0815	219.288	20.4	60	
S9 (GAS), MMPCSD	12.1243	29.939	---	9536	0.0789
CONDENSADOS, MBPD	2.2746	56.297	101	6257	37.9451
GAS_REC_15, MMPCSD	15.3909	35.534	---	8434	0.0936

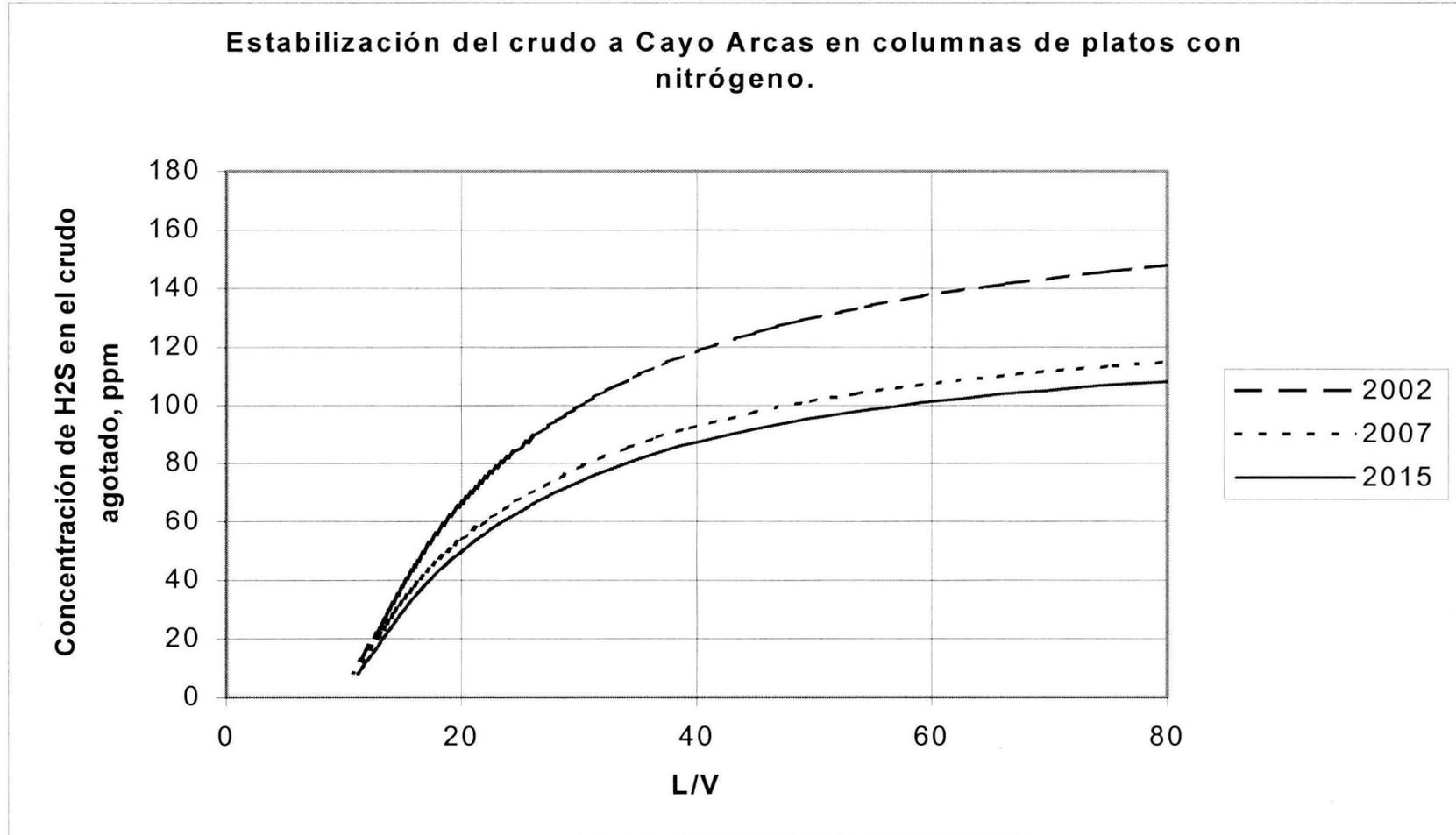


Figura IV.5.1.1.1

IV-6. Análisis de factibilidad financiera de la alternativa de inyección de Nitrógeno

En el estudio técnico se demostró que la alternativa 2 (agotamiento del ácido sulfhídrico con inducción de Nitrógeno) es factible desde el punto de vista técnico. Por tanto, se procede a analizar la viabilidad financiera de dicha alternativa.

Análogamente a la alternativa 1, el estudio económico de la alternativa 2 inicia con la determinación de la inversión requerida y los costos de operación y mantenimiento de la nueva infraestructura a incorporar en el complejo de producción Akal-J, para cada escenario de distribución.

Se efectúa un análisis de tipo incremental, es decir; se tomará como referencia el Caso Base, para obtener un análisis integral de esta alternativa de solución a evaluar financieramente.

IV.6.1 Ingresos de la Alternativa 2

La determinación de los ingresos brutos de la alternativa 2, bajo el escenario de distribución I se obtiene con los pronósticos de producción y los precios de venta de los hidrocarburos a comercializar. Las Tablas IV.6.1.1 y IV.6.1.2 muestran los pronósticos de producción y los precios de los hidrocarburos.

El precio del crudo a comercializar se obtuvo mediante la ecuación (2)

La Tabla IV.6.1.3 muestra los ingresos brutos de esta alternativa.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

Tabla IV.6.1.1 Pronósticos de producción de la alternativa 2

ESCENARIO DE DISTRIBUCION DE ACEITE, CONDENSADO Y GAS AMARGO DE LA ALTERNATIVA 2:AGOTAMIENTO CON NITROGENO														
	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
ACEITE (MBPD)	1051.82	1033.57	951.72	785.11	710.82	684.00	646.38	622.63	594.94	563.25	543.50	485.08	385.08	385.08
CONDENSADOS (MBPD)	5.24	5.67	4.84	4.33	4.04	4.02	3.82	3.68	3.49	3.33	3.17	2.86	2.27	2.27
GAS AMARGO MMPSDC	38.74	37.14	34.42	27.08	23.44	22.07	20.73	19.97	19.07	17.92	17.21	15.25	12.12	12.12

Tabla IV.6.1.2 Precios de aceite, gas y condensados de la alternativa 2

PRECIOS DE ACEITE Y CONDENSADO DE LA ALTERNATIVA 2. AGOTAMIENTO CON NITROGENO														
	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
*API DEL MAYA	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22
*API DEL CRUDO	21.3	21.3	21.3	21.2	20.9	20.7	20.6	20.6	20.6	20.5	20.5	20.6	20.4	20.4
PRECIO MAYA (Dls/bi)	16.49	16.72	16.93	16.74	16.81	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84	16.84
PRECIO DEL CRUDO (Dls/bi)	15.97	16.19	16.39	16.13	15.97	15.84	15.77	15.77	15.77	15.69	15.69	15.77	15.62	15.62
PRECIO DE CONDENSADO (Dls/bi)	13.02	12.9	12.64	12.47	12.35	12.37	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38

Tabla. IV.6.1.3 Ingresos brutos de la alternativa 2.

	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
QDEACEITECOMERCIALIZADO(MBPD)	1051.82	1033.57	951.72	785.11	710.82	684.00	646.38	622.63	594.94	563.25	543.50	485.08	385.08	385.08
PRECIODEVENTADEL CRUDO(Dls/bi)	15.97	16.19	16.39	16.13	15.97	15.84	15.77	15.77	15.77	15.69	15.69	15.77	15.62	15.69
INGRESOSPORVENTADEACEITE(\$mmusc)	6129.32	6106.97	5883.99	4622.64	4143.26	3955.86	3720.19	3683.50	3424.14	3226.02	3112.92	2791.84	2194.80	2205.56
QDECONDENSADOCOMERCIALIZADO(MBPD)	4.92	5.38	4.54	4.11	3.83	3.81	3.62	3.48	3.30	3.15	3.00	2.70	2.15	2.15
PRECIODEVENTADEL CONDENSADO(Dls/bi)	13.02	12.90	12.64	12.47	12.35	12.37	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38
INGRESOSPORVENTADECONDENSADO	23.37	25.32	20.96	18.69	17.27	17.19	16.36	15.73	14.92	14.24	13.55	12.22	9.73	9.73
INGRESOSBRUTOSTOTALES(\$mmusc)	6152.70	6132.30	5714.95	4641.33	4160.53	3973.05	3736.55	3699.23	3439.06	3240.26	3126.47	2804.06	2204.53	2215.29

Inversión inicial de la Alternativa 2

La inversión inicial bajo el escenario de distribución I, se determina en función de los equipos requeridos para llevar a cabo las operaciones de proceso en la nueva plataforma satélite que se instalaría en el complejo de producción Akal-J. La inversión inicial comprende la adquisición de los equipos necesarios para realizar las operaciones de agotamiento del ácido sulfhídrico (H_2S) con inducción de Nitrógeno, de acuerdo, a las condiciones de diseño realizadas en el estudio técnico.

Las operaciones de proceso de agotamiento, bajo el escenario de distribución 1, requieren; 4 torres de 200 MBPD y 3 torres de 100 MBPD. El costo unitario de las torres de 200 MBPD es de 425,000. USD y el de las torres de 100 MBPD de 313,500 USD.

Por otra parte, se requiere; un gasoducto de 36" por 150 m de longitud cuyo costo de 291,827 USD, un gasoducto de 10" por 150 m de longitud de 58,350.00 USD y un gasoducto de retorno de 20" con un costo de 120,356.000 USD. En esta alternativa también, se requiere de una línea de inyección de Nitrógeno de 36" por 4.5 km y su precio es de 6.0812 millones de USD. Las válvulas tienen un costo total de 1.4 millones de USD. Se requieren 9 turbocompresores adicionales con un costo global de 158.3 millones de USD. Las turbobombas requeridas son 6 y cuestan 8.4 millones de USD. Los paquetes de regulación de presión cuestan 700,000.00 USD. Las modificaciones a cabezales cuestan 500,000.00 USD y el sistema contra incendio de 1.0562 millones de USD. Por último, se adquiriría una plataforma de 41 millones USD, en la cual se instalarían los equipos antes mencionados.

En la Tabla IV.6.1.4 se muestra de manera sintetizada, los equipos requeridos en la alternativa 2.

Tabla. IV.6.1.4 Inversión inicial requerida en la alternativa de inducción de Nitrógeno.

ALTERNATIVA 2				
INVERSIÓN INICIAL REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA DE AGOTAMIENTO CON NITROGENO				
(OPCIÓN NITROGENO)				
DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	CLAVE	COSTO UNITARIO (MM USD)	COSTO TOTAL (MM USD)
Plataforma octápodo y puente (2 cubiertas)	1		41.00	41.00
Trípode y puente (quemador 35 MMPCSD)	1		8.00	8.00
Torre Agotadora (200,000 BPD)	4	Code 111/Tag10	0.43	1.70
Torre Agotadora (100,000 BPD)	3	Code 111/Tag 2	0.31	0.94
Sistema contra incendio	1		1.06	1.06
Oleoducto de 36" (150 mts.)	1		0.29	0.29
Gasoducto de 10" (150 mts.)	1		0.06	0.06
Gasoducto de retorno 20" (150 más.)	1		0.12	0.12
Línea de 36" para inyección de Nitrógeno (4.5 Km)	1		6.08	6.08
1 Paquete de regulación de presión de N2	1		0.30	0.30
Válvulas para línea de 36"	2		0.35	0.70
Válvula para línea de 10"	2		0.15	0.30
Válvula para línea de 20"	2		0.20	0.40
Compresores Adicionales(Rec.Vap.) 7MMPCD	9		1.70	15.30
Turbobombas de 100 MBPD	6		1.40	8.40
Paquete de Regulación de Presión de Crudo	1		0.14	0.14
Paquete de Regulación de Presión de Gas	1		0.08	0.08
Paquete de regulación de gas con relevo a quemador	1		0.24	0.24
Paquete de regulación de presión en torres agotadoras.	1		0.24	0.24
Modificaciones a Cabezales			0.50	0.50
INVERSIÓN TOTAL				85.85

Costos de producción de la alternativa 2

Los costos de producción de la alternativa 2, agotamiento con inducción de Nitrógeno está constituidos por los costos de operación y los costos de mantenimiento.

Los costos de operación comprenden: los costos de consumo de gas combustible, alimentación de gas dulce y seco, transporte de gas húmedo amargo, de compresión, medición de gas húmedo y amargo en Atasta. En este mismo rubro estan los costos de separación de gas húmedo amargo en Cd. Pemex, y separación medición y bombeo de condensados en Atasta.

También se encuentran los costos por transporte de condensados de Atasta a Cd. Pemex, separación bombeo y medición de condensados en Cd. Pemex y transporte de gas residual de Cd. Pemex a Atasta. Adicionalmente están los costos de recompresión de gas residual en Atasta, transporte de gas residual en Atasta y costos de transporte de gas residual de Atasta al Anillo de B.N.

Por último, están los costos de producción del caso base y los costos del personal que operaría las torres agotadoras y el personal que operaría las recuperadoras de vapor.

Los costos de mantenimiento para este escenario, son los que se mencionan a continuación: costos de mantenimiento del octápodo, trípode y quemador, torres agotadoras. Por otra parte, están los costos de mantenimiento de los equipos de regulación de presión a quemador, reguladores de presión a torres agotadoras, módulos de compresión y turbobombas, estos últimos dos con sus respectivos costos Over Hall cada cuatro años. Finalmente, se tienen los costos de mantenimiento de ductos y válvulas, del sistema contra incendio, de la línea de inyección de Nitrógeno y del paquete de regulación de presión de Nitrógeno. La suma de los costos de operación y los costos de mantenimiento constituyen los costos totales de producción. Esta información se observa en la Tabla IV.6.1.5.

Tabla IV.6.1.5 Costos de producción de la alternativa 2.

ESCUENARIO DE DISTRIBUCION I	costo unitario	cons unit	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
CONCEPTO	\$usd/bl_mmpcs	mm pcd														
Gasto total de crudo en torres agotadoras (mbpd)			1062	1044	961	793	718	691	653	629	601	569	549	490	389	389
gasto a manejar de condensados (bpd)			5240.1586	5671.4191	4838.2068	4333.745	4044.658	4018.96	3823.357	3675.763	3486.227	3327.342	3168.752	2855.769	2274.647	2274.647
gasto a manejar de gas de las torres agotadoras (mm pcd)			38.7	37.1	34.4	27.1	23.4	22.1	20.7	20.0	19.1	17.9	17.2	15.2	12.1	12.1
COSTOS DE OPERACIÓN																
RECUPERADORAS DE VAPORES																
No de torres agotadoras de 200 mbpd en operación			4	4	3	3	3	3	3	2	2	2	2	2	1	1
No de torres agotadoras de 100 mbpd en operación			3	3	3	2	1	1	1	2	2	2	2	1	2	2
No de Recup de vap. virtuales en operación			5.53	5.31	4.92	3.87	3.35	3.15	2.96	2.85	2.72	2.56	2.46	2.18	1.73	1.73
No de Recup de vap. en operación (nota1)			9	9	8	7	6	6	5	5	5	5	4	4	2	2
Consumo de gas combustible por la comp. del gas en Recup. de Vap. (mm pcd)	0.35		3.15	3.15	2.8	2.45	2.1	2.1	1.75	1.75	1.75	1.75	1.4	1.4	0.7	0.7
Consumo de gas combustible por la comp. del gas en Recup. de Vap. (mmpca/año)			1149.75	1149.75	1022	894.25	766.5	766.5	638.75	638.75	638.75	638.75	511	511	255.5	255.5
MÓDULOS DE COMPRESIÓN																
No de Módulos de compresión en operación (compartidos: nota 2)			1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Consumo de gas combustible por la comp. del gas en Módulos (mm pcd)	5.5		5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5
Consumo de gas combustible por la comp. del gas en Módulos (mmpca/año)			2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008	2008
BOMBEO ADICIONAL																
gasto de crudo a ser bombeado en Akai-J en la plataforma de torres agotadoras			612	594	511	343	268	241	203	179	151	119	99	40	0	0
No. de turbobombas de 100 mbpd adicionales en operación (nota 3)			7	6	6	4	3	3	3	2	2	2	1	1	0	0
Consumo de gas combustible por el bombeo adicional de crudo (mm pcd)	0.4		2.8	2.4	2.4	1.6	1.2	1.2	1.2	0.8	0.8	0.8	0.4	0.4	0	0
Consumo de gas combustible por el bombeo adicional de crudo (mmpca/año)			1022	876	876	584	438	438	438	292	292	292	146	146	0	0
Consumo total adicional de gas combustible (mm pcd)			11.45	11.05	10.7	9.55	8.8	8.8	8.45	8.05	8.05	8.05	7.3	7.3	6.2	6.2
Consumo total adicional de gas combustible (mmpca/año)			4179.25	4033.25	3905.5	3485.75	3212	3212	3084.25	2938.25	2938.25	2938.25	2664.5	2664.5	2263	2263
Alimentación de Nitrogeno a las torres agotadoras (mm pcd)			30.97	29.67	27.41	21.46	18.46	17.34	16.28	15.69	14.98	14.07	13.51	11.96	9.51	9.51
Alimentación de Nitrogeno a las torres agotadoras (MM Dils/año)			11302.4	10830.8	10005.7	7834.6	6739.2	6329.9	5943.3	5727.3	5468.1	5133.8	4931.3	4366.3	3471.2	3471.2
Precio de adquisición del gas residual (Dils/mmpcs)			3760.00	3670.00	3700.00	3700.00	3670.00	3660.00	3660.00	3660.00	3660.00	3660.00	3660.00	3660.00	3660.00	3660.00
Costo por consumo de gas combustible (MM Dils/año)	71.55		15.71	14.80	14.45	12.90	11.79	11.76	11.29	10.75	10.75	10.75	9.75	9.75	8.28	8.28
Costo de alimentación de gas dulce y seco a las torres agotadoras (MM Dils/año)			6.22	5.96	5.50	4.31	3.71	3.48	3.27	3.15	3.01	2.82	2.71	2.40	1.91	1.91
Transporte de Gas Húmedo Amargo de Nohoch-A a Atasta (MM Dils/año)	17.48466612		0.2472	0.2370	0.2196	0.1728	0.1496	0.1408	0.1323	0.1275	0.1217	0.1143	0.1098	0.973	0.0774	0.0774
Transporte de gas húmedo amargo Atasta-Cd. Pemex (MM Dils/año)	26.02945127		0.3680	0.3529	0.3270	0.2573	0.2227	0.2097	0.1969	0.1896	0.1812	0.1702	0.1635	0.1449	0.1152	0.1152
Compresión y Medición de Gas Húmedo Amargo en Atasta (MM Dils/año)	122.858155		1.7370	1.6656	1.5433	1.2145	1.0509	0.9896	0.9296	0.8957	0.8552	0.8034	0.7718	0.6838	0.5437	0.5437
Separación de Gas Húmedo Amargo en Cd. Pemex (MM Dils/año)	13.27134692		0.1876	0.1799	0.1667	0.1312	0.1135	0.1069	0.1004	0.0968	0.0924	0.0868	0.0834	0.0739	0.0587	0.0587
Separación, Medición y Bombeo de Condensados en Atasta (MM Dils/año)	0.326461941		0.6244	0.6758	0.5765	0.5164	0.4820	0.4789	0.4556	0.4380	0.4154	0.3965	0.3776	0.3403	0.2710	0.2710
Transporte de Condensados Amargos, Atasta-Cd. Pemex (MM Dils/año)	0.314813664		0.6021	0.6517	0.5559	0.4980	0.4648	0.4618	0.4393	0.4224	0.4006	0.3823	0.3641	0.3281	0.2614	0.2614
Separación, Bombeo y Medición de Condensados en Cd. Pemex (MM Dils/año)	0.096460484		0.1845	0.1997	0.1703	0.1526	0.1424	0.1415	0.1346	0.1294	0.1227	0.1171	0.1116	0.1005	0.0801	0.0801
Transporte de Gas Residual de Cd. Pemex a Atasta (MM Dils/año)	26.79262051		0.4148	0.3982	0.3727	0.3033	0.2666	0.2557	0.2419	0.2322	0.2252	0.2163	0.2035	0.1884	0.1536	0.1536
Recompresión de Gas Residual en Atasta (MM Dils/año)	96.46912277		0.4032	0.3891	0.3768	0.3363	0.3099	0.3099	0.2975	0.2835	0.2835	0.2835	0.2570	0.2570	0.2183	0.2183
Transporte de Gas residual de Atasta al Anillo de B.N. (MM Dils/año)	29.45636066		0.1231	0.1188	0.1150	0.1027	0.0946	0.0946	0.0909	0.0866	0.0866	0.0866	0.0785	0.0785	0.0667	0.0667
Personal de operación de torres agotadoras (nota 4) (MM Dils/año)			0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722
Personal de operación de recuperadoras de vapores (nota 5) (MM Dils/año)			0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722	0.7722
SUBTOTAL (MM Dils/año)			28.3667	27.1722	25.9219	22.4358	20.3359	19.9710	19.1205	18.3501	18.0903	17.7789	16.5295	15.9907	13.5822	13.5822
Costo de producción del crudo (idéntico al Caso Base) (MM Dils/año)			3.74519	1451.62	1426.59	1313.12	1083.83	982.08	944.72	892.08	860.03	821.18	778.33	750.79	669.95	532.26
COSTO TOTAL DE OPERACIÓN (MM Dils/año)			1479.99	1453.76	1339.04	1108.27	1002.42	964.69	911.20	878.38	839.27	796.11	767.32	685.94	545.84	545.34
COSTOS DE MANTENIMIENTO																
Costos de mantenimiento de plataforma octapodo			6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15	6.15
Costos de mantenimiento de puente dos tripodes y quemador			1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
Costo de mantenimiento de torres agotadoras de 200 mbpd.			0.255	0.255	0.19125	0.19125	0.19125	0.19125	0.19125	0.1275	0.1275	0.1275	0.1275	0.1275	0.06375	0.06375
Costo de mantenimiento de torres agotadoras de 100 mbpd.			0.141	0.141	0.141	0.094	0.047	0.047	0.047	0.094	0.094	0.094	0.094	0.094	0.094	0.094
Costo de mantenimiento del equipo de compresión Rec. Vap.	0.5226		4.7034	4.7034	7.172	6.6494	6.1268	6.1268	5.6042	5.6042	2.613	2.613	5.0816	5.0816	1.0452	1.0452
Costos Over Hall del equipo de compresión Rec. Vap.	0.4086				2.4516			2.4516					1.6344			
Costos de manto de módulos de compresión	0.52632		0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632	0.52632
Costos Over Hall de módulos de compresión	1.6375				9.825			9.825					6.55			
Costos de manto de turbobombas	0.0713		0.4991	0.4278	0.4278	0.2652	0.2139	0.2139	0.2139	0.1426	0.1426	0.1426	0.0713	0.0713	0	0
Costos Over Hall de turbobombas	0.4086				2.4516			2.4516					1.6344			
Costo de mantenimiento de ductos y válvulas.	0.18705302		0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053	0.187053
Costo de Mantenimiento del sistema contra incendio	0.10562		0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562	0.10562
Costo de Mantenimiento de línea de inyección de Nitrogeno	0.60812		0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812	0.60812
Costo de mantenimiento de paquete de regulación de presión de N2	0.03		0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
COSTO TOTAL DE MANTENIMIENTO (MM Dils/año)			14.405688	14.334388	31.467438	16.02701	15.38609	30.11429	14.86349	14.77546	21.60306	11.78426	14.18156	23.95334	10.01011	10.01011
COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN (MM Dils/año)			1494.3946	1468.0929	1370.5855	1122.294	1017.884	994.803	926.0678	893.1525	860.8711	807.8952	781.5659	709.8963	555.8533	555.3531

1. Capacidad unitaria de las recup. de vapores: 5.0 mmpcd
 2. Capacidad de cada módulo de compresión: 100 mmpcd
 3. Capacidad de cada turbobomba de 1800 Hp: 100,000 bpd
 4. Contempla 1 operador y 1 ayudante por cada uno de los dos turnos, 0.5 operador y 0.5 ayudante adicional por vacaciones y 0.3 de Ingeniero Coordinador y sus relevos:
 Total: 5 operadores, 5 ayudantes y 0.6 Coord. Salario anual por obrero=0.0394 mm usd; Salario anual por ayudante=0.0299 mm usd, Salario por 0.6 coordinador=0.0079 mm usd
 5. Contempla 1 operador y 1 ayudante por cada uno de los dos turnos, 0.5 operador y 0.5 ayudante adicional por vacaciones y 0.3 de Ingeniero Coordinador y sus relevos:
 Total: 5 operadores, 5 ayudantes y 0.6 Coord. Salario anual por obrero=0.0394 mm usd; Salario anual por ayudante=0.0299 mm usd, Salario por 0.6 coordinador=0.0079 mm usd

Utilidades netas de la alternativa 2

Las utilidades netas de la alternativa 2, se muestra en la Tabla IV.6.1.6. Las utilidades brutas se obtuvieron restando los ingresos brutos menos los costos de producción para obtener el flujo de efectivo. Posteriormente a este flujo de efectivo se le restó la depreciación de la inversión y se obtuvieron los ingresos gravables. A los ingresos gravables se les aplicó una tasa de impuestos de 70% y se obtuvo el flujo de efectivo después de impuestos. Por último, a este flujo de efectivo después de impuestos se le agregó la depreciación y se obtuvieron las utilidades netas de la alternativa.

Con relación a las utilidades netas, se aplica la tasa de impuestos y la depreciación de los equipos con la idea de obtener el costo global más bajo o la utilidad neta global más alta para obtener una mejor evaluación financiera.

Tabla IV.6.1.6 Utilidades netas de la alternativa 2.

	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
INGRESOS BRUTOS TOTALES (mmusd)	6152.7	6132.3	5714.9	4641.3	4160.5	3973.1	3736.6	3599.2	3439.1	3240.3	3126.5	2804.1	2204.5	2215.3
COSTOS DE PRODUCCIÓN	1494.1	1468.0	1370.2	1122.1	1017.6	994.6	925.9	898.0	860.7	807.7	781.3	709.7	556.6	556.1
FLUJO DE EFECTIVO	4658.6	4664.3	4344.7	3519.3	3142.9	2978.4	2810.7	2706.2	2578.4	2432.6	2345.2	2094.4	1647.9	1659.1
DEPRECIACIÓN	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72	5.72
INGRESOS GRAVABLES	4652.9	4658.6	4339.0	3513.5	3137.2	2972.7	2805.0	2700.5	2572.6	2426.9	2339.5	2088.6	1642.2	1653.4
IMPUESTOS	325.0	326.0	303.3	249.5	219.0	200.9	193.5	189.4	180.9	169.8	163.7	146.0	114.5	115.4
FJO EFVO DESPUES IMPUESTOS	1395.9	1397.6	1301.7	1064.1	941.2	891.8	841.5	810.2	771.8	728.1	701.8	626.6	492.7	495.0
DEPRECIACIÓN	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7	5.7
UT. NET. ALTRNATIVA 2 (MMUSD)	1401.6	1403.3	1307.4	1059.8	946.9	897.5	847.2	815.9	777.5	733.8	707.6	632.3	498.4	501.7

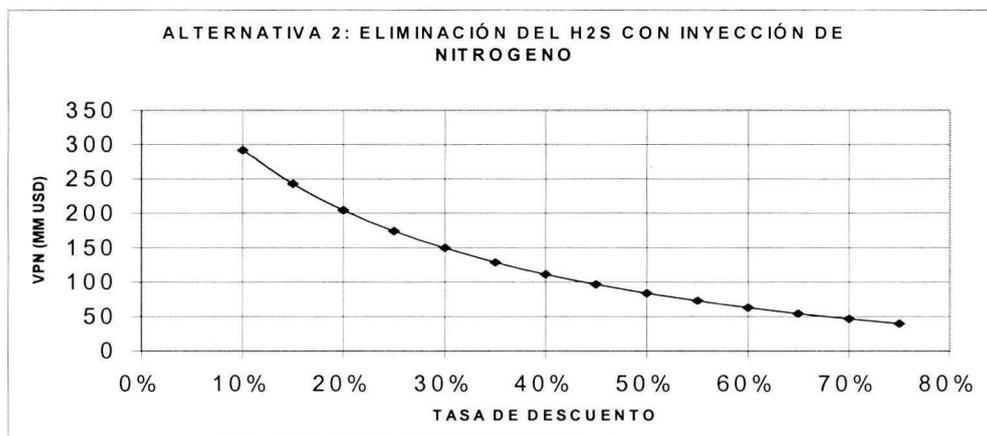
Análisis financiero de la alternativa 2

Este análisis financiero proporciona información acerca de la factibilidad financiera de cada una de las alternativas. A través de la diferencia de las utilidades netas de la alternativa 2, y el valor de las utilidades netas del Caso Base, se obtendrán las utilidades incrementales de la alternativa 2.

A partir de estas utilidades incrementales fueron determinados los indicadores financieros (VPN, TIR). La Tabla IV.6.1.7 muestra el análisis financiero de este caso.

Tabla IV.6.1.7 Análisis financiero de la alternativa 2

	Inv Inicial	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
UTILIDADES NETAS DE LA ALTERNATIVA 2 (mm usd)		1401.58	1403.30	1307.41	1059.78	946.87	897.54	847.21	815.88	777.51	733.78	707.56	632.31	498.37	501.75
UTILIDADES NETAS DEL C. BASE: PENA 10% (mmusd)		1290.21	1291.61	1208.76	982.85	895.54	863.51	815.40	786.10	750.59	711.42	686.25	612.36	486.51	486.05
UT. NET. INCREMENTAL (MM USD)	-85.85	111.37	111.69	98.66	76.93	51.34	34.03	31.81	29.78	26.93	22.36	21.30	19.95	11.86	15.70
TASA DE DESCUENTO		10%	15%	20%	25%	30%	35%	40%	45%	50%	55%	60%	65%	70%	75%
VALOR PRESENTE NETO		291.87	242.81	204.72	174.34	149.58	129.01	111.66	96.84	84.03	72.85	63.01	54.28	46.50	39.50
TASA INTERNA DE RENDIMIENTO		123%													



CAPITULO V

Selección de la mejor alternativa, para resolver el problema del de la alta concentración del ácido sulfhídrico del crudo de exportación del Activo Cantarell y Ku-Maloob-Zaap de la Región Marina Noreste

El fortalecimiento de la capacidad de respuesta de PEP, en cuanto a una baja concentración de las “ppm” del H₂S del crudo, le permitirá competitividad en los mercados internacionales de hidrocarburos. Sin embargo, si no se atiende esta problemática, las consecuencias se traducirían en un colapso de las actividades de PEP por pérdidas de ingresos vía penalización o rechazo de la producción.

Este capítulo tiene como objetivo hacer una análisis comparativo económico de las alternativas propuestas para reducir el nivel de concentración del H₂S en el crudo de exportación de los Activos Cantarell y Ku-Maloob-Zaap. Las alternativas propuesta para llevar a cabo la reducción del ácido sulfhídrico son las siguientes:

1. Alternativa 1: columna de desorción con gas dulce
2. Alternativa 2; columna de desorción con nitrógeno

En el análisis financiero de ambas alternativas se determinaron sus ingresos, inversión requerida, costos de operación y mantenimiento adicional. Con base en estos rubros se determinaron los indicadores de rentabilidad de cada una de ellas. Los resultados encontrados se resumen en la siguiente Tabla VI.1.

Tabla V.1 Análisis comparativo de las alternativas

ANALISIS COMPARATIVO DE LAS ALTERNATIVAS		
Índices financieros	Alternativa 1/gas dulce	Alternativa 2/Nitrogeno
Tasa de descuento (mm usd)	10%	10%
Inversión (mm usd)	74.37	85.85
Valor Presente Neto (mm usd)	372	292
Tasa interna de retorno (mm usd)	166%	123%

De la Tabla V.1, con base en los criterios económicos de selección, **la mejor opción** para reducir el contenido del H₂S en el crudo de exportación es **la alternativa de desorción con gas dulce en torres de platos**. Esta alternativa posee un VPN de 372 millones de dólares y una tasa interna de rentabilidad de 166%, contra, un VPN de 292 millones de dólares y tasa de retorno de 123% de la alternativa de desorción con Nitrógeno. Además, se requiere de una inversión de 73.34 millones de dólares contra 85.85 millones de dólares que requiere la inversión de la alternativa de Nitrógeno.

Sin embargo, es importante considerar aspectos como la disponibilidad de gas de inyección, ya que de no contar con suficiente gas residual o gas dulce, la alternativa de agotamiento con nitrógeno podría ser la mejor opción. De hecho, la alternativa de agotamiento con nitrógeno es la segunda mejor opción.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se efectuó el análisis técnico y económico de las alternativas gas dulce y nitrógeno; para determinar la factibilidad de tratar la producción de los Activos Cantarell y Ku-Maloob-Zaap de la Región Marina Noreste, mediante torres agotadoras de manera segregada en los complejos Akal-C, Akal-J, Akal-N y Ku-A; y de manera centralizada en el complejo de producción Akal-J. Este análisis se llevó a cabo, con la finalidad de seleccionar la opción más viable desde el punto de vista técnico y económico.

Se realizó el citado análisis y se encontró que la opción de tratar la producción de manera centralizada tiene más ventajas técnicas y económicas que la opción segregada (tratar la producción por separado en cada uno de los complejos). Por consiguiente, se optó por analizar las alternativas 1 y 2 para la opción centralizada en el complejo de producción Akal-J, en la cual sería concentrada la producción global de la Región Marina Noreste. A partir de un cabezal se tomará la cantidad de crudo a tratar para exportación a Cayo Arcas y FSO Ta'kuntah y la diferencia se enviará a la Terminal Marítima de Dos Bocas.

En el análisis financiero efectuado se obtuvieron valores de VPN muy atractivos en ambas opciones. Dichas alternativas analizadas respecto al caso base son mejores que el caso base, es decir, mediante la implantación de cualquiera de las alternativas la situación de la empresa mejora. Se debe de implantar la mejor alternativa, ya que si se endurecen las especificaciones en cuanto al nivel de concentración del H₂S se presentarían graves problemas para comercializar el crudo de exportación.

El hecho de no modificar ninguno de los procesos de producción implicaría un grave riesgo, dado que en cualquier momento, se tendrían una sanción mayor que el 10%, con lo cual, al no contar con ningún proceso tendríamos pérdidas mayores que las obtenidas al llevar a cabo cualquiera de las dos alternativas planteadas o inclusive en el caso extremo se perdería el mercado. Motivo por el cual, es importante contar con el valor correcto del nivel H_2S en el crudo de exportación y así cumplir con las especificaciones comerciales.

GLOSARIO

Ácido sulfhídrico. Ácido compuesto de azufre e hidrógeno, incoloro de olor a huevo podrido. Es altamente corrosivo y en concentraciones mayores de 700 ppm es letal. En el transporte y manejo del petróleo es importante cumplir con el valor límite industrial de 70 ppm, ya que así lo establecen las normas internacionales del transporte y comercialización de petróleo para no dañar el medio ambiente ni exponer al personal operativo.

°API. Siglas del Instituto Americano del Petróleo (American Petroleum Institute). Es la escala más usada para medir la densidad relativa de los productos derivados del petróleo. Se usa solamente para líquidos más ligeros que el agua. Se define como. $°API = (141.5/\rho_r) - 131.5$; donde ρ_r es la densidad relativa del agua.

Columnas de desorción. Son tanques cilíndricos verticales en los cuales por la parte superior se circula el petróleo crudo y en la parte inferior se circula el gas a contracorriente y se lleva a cabo el proceso de desorción.

Curvas TBP. En simulación de procesos se considera un modelo composicional cuando el fluido se puede definir en términos de sus componentes individuales, y se construye una curva TBP. Es decir, el simulador predice las propiedades del fluido aplicando métodos de mezclas a las propiedades de los componentes puros.

Desorción. En Ingeniería de procesos se utiliza este término para describir el proceso de separación o remoción de un contaminante gaseoso como el H₂S del contenido en el petróleo crudo. El proceso consiste en hacer circular gas residual a contracorriente con el flujo del petróleo crudo, de tal manera, que cuando entran en contacto el gas residual con el petróleo, el gas arrastra el H₂S del petróleo.

Estándares de calidad de petróleo crudo. Los estándares de calidad del petróleo crudo se especifican en términos de un bajo contenido de ácido sulfhídrico (70 ppm). Un crudo con alto contenido de H₂S es potencialmente peligroso para su transporte y almacenamiento.

Gas de BN. El gas de Bombeo Neumático (BN) se utiliza para inyectar presión en los pozos petroleros en los cuales el petróleo ya no puede fluir al exterior por su propia presión. En Cantarell existe una red de gas para bombeo neumático y este gas es el que se dispondrá para inyección a contracorriente en las torres de desorción.

Globalización. Es un principio de política económica basada en libre comercio que somete a las economías a fortalecerse en aspectos de competitividad basado en la modernización de las empresas.

Kg/cm²g. Es la unidad de presión que mide la fuerza por unidad de área ejercida por un fluido, por encima de la presión atmosférica del lugar. Esta presión se mide con equipos llamados manómetros.

Kg/cm²a. Unidad de presión absoluta. Es la fuerza total por unidad de área ejercida por un fluido, y es igual a la presión atmosférica más la presión manométrica.

La PVR . La Presión de Vapor Reid de un crudo es la presión que ejerce el vapor sobre el líquido del cual se libera dentro de ciertos tanque de almacenamiento de petróleo. Este parámetro de calidad se especifica en el procedimiento A del ASTM (American Society for Testing and Materials) D-323-89. Esta presión representa el grado de volatilidad del crudo y sirve como especificación en el control de calidad del petróleo crudo.

PEP. Son las siglas de Pemex Exploración y Producción. Tiene a su cargo la exploración y explotación del petróleo y gas natural en tierra y zona marina nacionales.

PRO II . Es un programa de simulación que a través de modelos matemáticos permite el diseño y la optimización en la ingeniería de procesos. Tiene una gran aplicación en las instalaciones superficiales de producción de petróleo y en refinería.

Secuestrante de H₂S. Es un compuesto orgánico llamado Ánima que se utiliza para remover ácido sulfhídrico del gas natural y el petróleo.

Tasa de impuestos. Es el impuesto sobre la renta que el gobierno federal aplica sobre las utilidades de PEMEX y actualmente la tasa de impuestos es de 70%.

USD. Siglas del dólar americano (United States Dollar).

REFERENCIAS

1. Barnicki Scott D. and Davis F. James. "Designing Sieve Tray Columns". Chemical Engineering November 1989 p. 202-212
2. Walas Stanley M. "Chemical Process Equipment Selection and Design". Butterworth – Heinemann. USA. 1990.
3. Peters Max S. And Timmerhaus Klaus D. " Plant Design and Economics for Chemical Engineers". Ed. 4^a. Mc Graw Hill. USA. 1990
4. Simulation Sciences Inc. PRO/II 5.55. On-line Help: Unit Operations, Distillation Columns, Column Tray Efficiency y Column Hydraulics.
5. Douglas James M. "Conceptual Design of Chemical Processes". Mc Graw Hill. USA 1988.
6. Baca Urbina, Gabriel, "Evaluación de proyectos", México, McGraw-Hill, 1993, 2^a Ed.
7. Coss Bu, Raúl, "Análisis y evaluación y de proyectos de inversión", México, LIMUSA, 1986, 2^a Ed., Instituto Tecnológico de Estudios Superiores de Monterrey.
8. Leland T. Blank y Anthony J. Tarquin, "Ingeniería Económica", México, McGraw-Hill, 1999, 4^a Ed..
9. Brealey A. Richard y Myers C, Stewart, "Principios de finanzas de corporativas", Mc-Graw-Hill, 1993, 4^a Ed..
10. Ross a. Stephen, Westerfield W. Randolph y Jaffe F. Jeffrey, "Corporate finance", IRWIN, Third Edition.
11. J. Fred Weston y Eugene F. Brigham, "Fundamentos de Administración Financiera", México, Mc-Graw-Hill, 1993, 4^a Ed.
12. Luzbel Napoleón Solórzano, Criterios de rentabilidad para la administración de empresas petroleras de exploración y producción, 1996, 1^a Ed.